

Szent István Egyetem

**MEMBRÁN MŰVELETEK ANYAGÁTADÁSÁNAK INTENZIFIKÁLÁSA
AZ ÉLELMISZERIPARBAN ÉS KÖRNYEZETVÉDELEMBEN STATIKUS
KEVERŐ ALKALMAZÁSÁVAL**

GÁSPÁR IGOR

Budapest

2016

A doktori iskola

Megnevezése: Szent István Egyetem,
Élelmiszertudományi Doktori Iskola

Tudományága: Élelmiszertudományok

Vezetője: **Dr. Vatai Gyula**
Egyetemi tanár, DSc
SZIE, Élelmiszertudományi Kar,
Élelmiszeripari Műveletek és Gépek Tanszék

Témavezetők: **Dr. Vatai Gyula,**
Egyetemi tanár, DSc
SZIE, Élelmiszertudományi Kar,
Élelmiszeripari Műveletek és Gépek Tanszék

Dr. Koris András,
Egyetemi docens, PhD
SZIE, Élelmiszertudományi Kar,
Élelmiszeripari Műveletek és Gépek Tanszék

.....
Az iskolavezető jóváhagyása

.....
A témavezető jóváhagyása

TARTALOMJEGYZÉK

TARTALOMJEGYZÉK	3
JELÖLÉSEK, RÖVIDÍTÉSEK JEGYZÉKE.....	5
1. BEVEZETÉS	8
Célkitűzések	9
2. IRODALMI ÁTTEKINTÉS	11
2.1. A membránszűrés alapfogalmai	11
2.1.1. A mikroszűrés elmélete	13
2.1.2. Az ultraszűrés elmélete	15
2.1.3. A nanoszűrés elmélete.....	19
2.2. Kerámia membránok és korszerű alkalmazásaik	22
2.3. Olajszennyezések	24
2.3.1. O/V emulziók membránszűrési tisztításának legújabb eredményei	25
2.4. Tejsavó	27
2.4.1. A tejsavó összetétele	27
2.4.2. A tejsavó, mint szennyvíz, kezelésének szükségessége.....	28
2.5. A statikus keverés alapfogalmai és ipari használata	29
2.6. Számítógépes folyadékdinamika alapfogalmai és ipari alkalmazásai.....	35
3. ANYAG ÉS MÓDSZER.....	39
3.1. A kísérleti membránszűrő berendezés.....	39
3.2. Az olaj-víz emulzió szétválasztásának eszközei	40
3.3. A tejsavó mikroszűrési kísérletek eszközei.....	44
3.4. Az alkalmazott membrántechnikai számítások összefoglalása	45
3.5. A lineáris és nem-lineáris teljes faktoros kísérlettervek	48
3.6. A számítógépes szimuláció	49
3.6.1. Boltzmann algoritmus bemenete	49
3.6.2. Boltzmann algoritmus	50
3.6.3. Boltzmann algoritmus kimenete.....	51
4. EREDMÉNYEK	53
4.1. A statikus keveréssel intenzifikált ultraszűrés optimalizálása stabil olaj-a-vízben típusú mikroemulzió modelloldattal	53
4.1.1. A Kenics keverő alapvető hatásának vizsgálata 20 nm pórusméretű kerámia csőmembránon történő szeparáció során.....	53
4.1.2. Olaj-víz emulzió besűrítési kísérletek	57

4.1.3.	Kerámia és polimer alapú membránok összehasonlítása.....	58
4.1.4.	Áramlási viszonyok modellezése olaj-víz emulzió membránszűrésénél.....	62
4.1.5.	Besűrítési kísérlet az optimalizált paramétereken.....	68
4.1.6.	A permeátum áram lineáris modellel történő leírása	70
4.1.7.	Kerámia anyagú kapilláris membránok vizsgálata és összehasonlítása a kerámia csőmembránnal	73
4.2.	A statikus keverés hatásának vizsgálata tejsavó mikroszűrése esetén	78
4.2.1.	Tejsavó fluxusának intenzifikálása statikus keverővel	78
4.2.2.	A műveleti körülmények hatása az egyes komponensek visszatartására	82
4.3.	A statikus keverő optimalizálása számítási folyadékdinamika (CFD) segítségével.....	89
4.3.1.	A Kenics statikus keverő CFD vizsgálata.....	90
4.3.2.	Új kialakítású statikus keverők CFD vizsgálata	92
4.3.3.	A CFD-vel optimalizált statikus keverők laboratóriumi vizsgálata.....	94
4.4.	Új tudományos eredmények - TÉZISEK	98
5.	KÖVETKEZTETÉSEK ÉS JAVASLATOK	103
6.	ÖSSZEFOGLALÁS.....	105
7.	SUMMARY	108
	MELLÉKLETEK.....	110
	M1. Irodalomjegyzék	110
	M2. Kísérleteimben alkalmazott MOL Unisol olaj terméklapja.....	118
	KÖSZÖNETNYILVÁNÍTÁS	120

JELÖLÉSEK, RÖVIDÍTÉSEK JEGYZÉKE

(L)	lineáris faktor
(Q)	négyzetes (quadratic) faktor
a (34)-es képl.	állandó [-]
a	eltömődési koefficiens, [-]
A	szűrőfelület [m ²]
A _{CS}	áramlási keresztmetszet (üres cső esetében) [m ²]
A _M	áramlási keresztmetszet (beépített stat.kev. esetében) [m ²]
b (34)-es képl.	állandó [-]
b	eltömődési hatványkitevő, [-]
c (34)-es képl.	állandó [-]
c	koncentráció, [g/L]
c _b	betáplált elegy koncentrációja [m/m%], [g/dm ³]
c _{betáp}	a szűrletben mért sókoncentráció [g/dm ³]
CFD	számítási folyadékdinamika (Computational Fluid Dynamics)
c _g	az oldott anyag koncentrációja a gélrétegben [g/dm ³]
c _p	szűrlet koncentrációja [m/m%]
c _{perm}	belépő oldat sókoncentrációja [g/dm ³]
D	az oldott anyag diffúziós állandója [m ² /s]
d	átmérő [m]
d _e	egyenértékű csőátmérő [m]
D _{SM}	statikus keverő átmérője [m]
E	fajlagos energiafogyasztás [J/m ³] [Wh/m ³]
E _{NSM}	fajlagos energiafogyasztás SM üzemmódban [J/m ³] [Wh/m ³]
ER	energia megtakarítás [%]
E _{SM}	fajlagos energiafogyasztás NSM üzemmódban [J/m ³] [Wh/m ³]
FI	fluxus növekedés [%]
J	szűrletfluxus [Lm ⁻² h ⁻¹], [m ³ m ⁻² s ⁻¹]
J _{emulzió}	emulzióval mért szűrletfluxus [Lm ⁻² h ⁻¹], [m ³ m ⁻² s ⁻¹]
J _p	permeátum szűrletfluxusa [Lm ⁻² h ⁻¹], [m ³ m ⁻² s ⁻¹]
J _s	oldott anyag fluxusa [m ³ m ⁻² s ⁻¹]
J _v	tiszta vízzel mért szűrletfluxus [m ³ m ⁻² s ⁻¹]
k	az anyagátadási együttható [m/s]
K	nedvesített kerület [m]

K_M	a membrán permeabilitása [$m^2 s kg^{-1}$]
L	hossz [m]
MF	mikroszűrés
n	állandó [-]
NF	nanoszűrés
NSM	statikus keverő nélkül végzett szűrés (No Static Mixer)
P	folyadék keringtetéséhez szükséges teljesítmény [W]
p_0	légköri nyomás [Pa]
p_1	betáplálási nyomás [Pa]
p_2	kimeneti nyomás [Pa]
$PAEK$	Poly Aril Éter Keton (lapmembrán anyaga)
p_{be}	betáplálási oldalon mért nyomás [Pa]
p_{konc}	retentátum oldalon mért nyomás [Pa]
P_{NSM}	statikus keverő nélküli mérés keringtetéséhez szükséges teljesítmény [W]
p_{perm}	permeátum oldalon mért nyomás [Pa]
PR	teljesítmény összehasonlítása [%]
P_{SM}	statikus keverővel végzett mérés keringtetéséhez szükséges telj. [W]
p_x	pixel és mm közötti összefüggés [pixel/mm]
R	komponens visszatartás [%]
Re	Reynolds szám [-]
R_F	az eltömődésből származó ellenállás [1/m]
R_{feh}	fehérje visszatartása [%]
RFR	recirkulációs térfogatáram [L/h], [m^3/s]
R_G	gélréteg ellenállása [1/m]
R_H	határréteg ellenállása [1/m]
R_{lakt}	laktóz visszatartása [%]
R_M	membrán ellenállása [1/m]
R_P	polarizációs réteg ellenállása [1/m]
$R_{zsír}$	zsír visszatartása [%]
Sc	Schmidt szám [-]
Sh	Sherwood szám [-]
SM	statikus keverővel végzett szűrés (Static Mixer)
T	hőmérséklet [$^{\circ}C$]
t	idő [s]
TMP	transzmembrán nyomáskülönbség [Pa], [bar]

UF	ultraszűrés
v	az oldat recirkulációs sebessége [m/s]
V	szűrlet térfogata [m ³]
V ₀	az oldat kiindulási térfogata [m ³]
VCF	sűrítési arány [-]
V _{kiind, i}	kiindulási térfogat
v _M	módosított áramlási sebesség [m/s]
V _R	a sűrítmény pillanatnyi térfogata [m ³]
x	diffúziós úthossz [m]
x _i	transformált faktor
Y	függő változó
z ₁	faktor
α	fajlagos lepényellenállás, [m/kg]
β ₀	konstans (becsült paraméter)
β _i	i-edik becsült paraméter
δ	a határréteg vastagsága [m]
Δp	a membráncsőben hosszában keletkező súrlódási nyomáscsökkenés [Pa]
Δπ	ozmotikus nyomás különbsége [Pa]
η	dinamikai viszkozitás [Pa s]
η _v	víz dinamikai viszkozitása [Pa s]
λ	hullámhossz [nm]
π	ozmózisnyomás [Pa]
π _b	membrán belső falánál lévő koncentráció ozmotikus nyomás különbsége
π _p	szűrletben lévő koncentráció ozmotikus nyomás különbsége
π ₁	betáplált oldat ozmózisnyomása [Pa]
π ₂	kitáplált oldat ozmózisnyomása [Pa]
ρ	fluidum sűrűsége [kg/m ³]
σ	anyag és koncentráció függő állandó [-]
ν	kinematikai viszkozitás [m ² /s]

1. BEVEZETÉS

Korunk elvárásainak megfelelően, az élelmiszeriparban is egyre inkább nő az igény olyan energiatakarékos, környezetbarát, alternatív eljárások kifejlesztésére, amelyek a természetes környezetünkbe jól beilleszkednek; kevesebb energia felhasználásával, a lehető legkevesebb vegyszer alkalmazásával valósítják meg a korábban a természetet erősen terhelő, esetleg energiapazarló, vagy szennyező gyártási gyakorlatokat.

Napjainkban, az iparban egyre nagyobb teret nyernek a *membránműveletek*, kiemelkedő szétválasztó képességük és kis energiafelhasználásuk miatt. Ezek szélesebb körű alkalmazása az élelmiszeripar egyes területein (borászat, tejipar, gyümölcsleógyártás, víz/szennyvíz kezelés, stb.) már több évtizedes múltra tekint vissza.

Természetes környezetünk védelme napról napra jelentősebb feladatunkká válik. A vizekbe jutó különböző olajszármazékok elsősorban a víz oldott oxigén tartalmának csökkentésével fejtik ki károsító hatásukat, továbbá a bennük előforduló fémes szennyeződések is fokozzák ezt. Az olajszármazékok közül kiemelendők az emulziót képző olajok, mivel vízből történő eltávolításuk meglehetősen nehéz és költséges feladat, speciális tisztítási technológiákat igényel.

Az élelmiszeriparban számos termelési folyamatban keletkezik olaj, illetve zsírtartalmú szennyvíz. Továbbá, a nehézipari felhasználás kiemelt területe a fémmegmunkálás, ahol hűtő-kenő folyadékként vannak jelen az olajos emulziók, de nem elhanyagolható mennyiségben keletkezik ilyen szennyező anyag kábelgyártás során, és a textilüzemekben is.

A környezetvédelmi törvények szabályozzák a kibocsátható szennyező anyagok mennyiségét. Ez a határérték olajra nézve kevesebb, mint 50 g/m^3 , a 204/2001.(X.26.) kormányrendelet szerint. A 16/2001.(VII.18.) KöM rendelet a stabil olaj-víz emulziót veszélyes anyagnak nyilvánította, így méltán válik az ilyen anyagot tartalmazó szennyvizek tisztítása mindenkinek fontos feladattá. Az ipari termelésben keletkező olajos vizek gyors és hatékony megtisztítása csökkenti a már meglévő szennyvízkezelők terhelését, a víz újrafelhasználása pedig, költségmegtakarítást eredményez. A kevesebb tiszta víz bevonása a technológiai folyamatokba elősegíti természetes édesvíztartalékaink védelmét is.

A sajtgyártásban keletkező tejsavó a tejipar nagy mennyiségben keletkező mellékterméke. Értékes tápanyagokat tartalmaz, azonban nem is olyan régen még környezet szennyező melléktermékként kezelték, csatornába engedve nagy terhelést jelentett a szennyvízkezelőknek. A savó hasznosításakor szükség lehet a víz-, és sótartalom csökkentésére, növelve a laktóz és fehérje koncentrációját. Nanoszűrőssel a víz-, és a sótartalom bizonyos hányada eltávolítható a

sűrítmenyből, a laktózt és a fehérjéket viszont a membrán kiválóan visszatartja (ROMÁN et al., 2007). Azért, hogy a módszer alkalmazható legyen az iparban elterjedt spiráltekercs-modulnál is, előzetesen el kell távolítani a különböző lebegő anyagokat, lipideket. Erre a célra, az általam vizsgált mikroszűrés lehet a megfelelő előművelet.

Statikus keverők fő feladata a homogenizálás, de csőmembránon belül a statikus keverő legfontosabb funkciója a tangenciális sebesség növelése, kiegészítve ezzel a polarizációs réteg kialakulását és a pórusos eltömődését.

Célkitűzések

A kutatási munkám során fő célom a meglévő membránszűrés művelet statikus keveréssel történő intenzifikálásának optimalizálása. Tesztanyagnak egyrészt stabil olaj-a-vízben emulziós modelloldatot, másrészt édes tejsavót – mint valós élelmiszeripari anyagot - választottam.

Olaj-víz emulzió ultraszűréssel kapcsolatos céljaim a következők voltak:

- A Kenics statikus keverő alapvető hatásának vizsgálata kerámia csőmembránon történő szeparáció során. Elemeztem a Kenics keverő hatását a szűrletfluxusra, a fajlagos energiafogyasztásra és az olaj visszatartására.
- Következő célom az volt, hogy megvizsgáljam, a kerámia csőmembrán (beépített statikus keverővel) megfelelő helyettesítése lehet-e az olajos szennyvizek tisztítására használt polimer alapú membránoknak.
- Kerámiából készült kapilláris membránok összehasonlítása a kerámia csőmembránnal (beépített statikus keverővel).
- Az optimális műveleti paraméterek megkeresése, amelyeken teljesítmény és energetikai szempontból érdemes üzemeltetni a statikus keverővel intenzifikált ultraszűrést.
- Olaj-víz emulzió membránszűrésénél megfigyelhető jelenségek és áramlási viszonyok gyakorlati modellezése. Modell egyenletek felállítása, melyekkel becsülhetővé válnak az egyes paraméterek várható értékei (pl. szűrletfluxus vagy visszatartás).

Tejsavó mikroszűréssel kapcsolatos céljaim:

- A membránszűrés és a statikus keverés kapcsolatának elemzése laboratóriumi körülmények között, valamint a keverő hatásának vizsgálata a szűrés paramétereire.

- A kísérlettervezés és kiértékelés segítségével célom a kísérletek alatt megfigyelhető jelenségek gyakorlati modellezése és a felállított műveleti modellek segítségével az üzemi paraméterek optimalizálása.

A gyakorlati tapasztalatokkal párhuzamosan célom továbbá a statikus keverés folyadékdinamikájának számítógépes modellezése (Computational Fluid Dynamics, továbbiakban CFD). Célom volt, egy új (optimális) statikus keverő (turbulencia növelő) geometriájának megtervezése számítógépes szimuláció segítségével, majd legyártása, és valós körülmények közötti tesztelése. Célom, hogy az új statikus keverő rendelkezzen a Kenics statikus keverő előnyeivel (fluxusnövelő hatás és hasonló visszatartás), de kiküszöbölje annak hátrányát (nagy súrlódási nyomásesés).

2. IRODALMI ÁTTEKINTÉS

2.1. A membránszűrés alapfogalmai

Membránműveleteknek nevezünk minden olyan folyamatot mely során, egy adott hajtóerő által, a membránon keresztül transzportfolyamat játszódik le, ezek a folyamatok szelektíven mennek végbe, vagyis a membrán bizonyos komponenseket átenged, másokat pedig visszatart, ezt szelektivitásnak nevezzük. A membránok nagy előnye hogy a szelektív szétválasztást, kémiai átalakulás nélkül hajtja végre ezzel megkönnyítve a folyamatokat.

A szétválasztási, besűrítési és tisztítási folyamatok az ipar számára sokáig nehezen megvalósíthatónak tűntek, mivel sok iparág esetén, mint amilyen az élelmiszeripar és a vegyipar, fontos hogy kiváló minőségű terméket hozzanak létre, minden káros alkotót kiszűrve a gyártási folyamatok során. Ez azonban csak hatékony szétválasztási műveletekkel valósítható meg. Több definíció is létezik a membránok esetében, de leggyakrabban a membránok két fázist választanak el egymástól, ezzel is szabályozva a két fázis közötti komponens áramlást. Ez kétféle képen valósulhat meg, aktív illetve passzív transzporttal. Aktív transzport esetében a komponensek átáramlását és annak visszatartását az adott membrán permszelektivitása szabja meg, ellenben a passzív transzport esetében, itt a két fázis egymástól fizikailag kerül elválasztásra, illetve érintkezési felületet biztosít. Maguk a membránok eleinte analitikai segédeszközként jelentek meg, majd felismerve a hatékony működésüket váltak az ipar számára kiemelt szereplővé a tisztítási és szétválasztási folyamatok esetében. A membránok elterjedését segítette az a tény, hogy a membránokkal való szétválasztás fizikai úton történik, ellenben a kémia folyamatokkal ahol a szétválasztást megelőzi egy kémiai eljárás mely sok esetben megváltoztatja az adott rendszer szerkezetét. (STRATHMANN et al., 2006)

A membránok számos formában léteznek az iparban, mely jelentősen függ az alkalmazástól. Osztályozásukat tekintve léteznek gáz membránok melyek esetében a szétválasztás atmoszférikus környezetben történik, ilyen technológia lehet például a szublimálás. Folyadék membránok esetében, a komponensek három egymásra épülő folyadékfázisban helyezkednek el, mely során a komponensek az alsó és felső fázis között elhelyezkedő köztes fázisban cserélődnek ki. A szilárd membránok esetében beszélhetünk természetes illetve mesterséges membránokról is, természetes eredetűek a növényi illetve állati alapanyagból készült membránok, míg a mesterséges típus esetében, különféle polimerek, kerámiák és fémszerkezetek lehetnek. (CSÉFALVAY & MIKA, 2008). A membránok élelmiszeriparban való alkalmazásukat tekintve, leggyakrabban a szintetikus polimerekből készült membránokat helyezik előtérbe, mivel nyomás és pH tűrésük emellett

tisztíthatóságuk sokkal jobb, mint a más anyagból készült membránoknál. Szintetikus polimer anyagok lehetnek például, a polipropilén, polikarbonát és a poliszulfonból készült membránok. A különféle szeparációs eljárásokat az 1. táblázat foglalja össze.

1. táblázat A membránműveletek összefoglalása

Művelet	Membrán típusa	Hajtóerő	Anyagátadási mechanizmus	Példák alkalmazásra
Mikroszűrés	Szimmetrikus pórusos, pórus átmérő: 0.1–10 µm	Nyomás 0.1–0.2 MPa	Szitahatás (méret alapján történő osztályozás)	Víz tisztítás, sterilizálás (gombák, baktériumok), koncentráció (keményítő, gyümölcslevek)
Ultraszűrés	Asszimmetrikus pórusos, pórus átmérő: 10–100 nm	Nyomás, 0.2–0.5 MPa	Szitahatás (méret alapján történő osztályozás)	Elegyek szétválasztása, víz tisztítás (vírusok, fehérjék, kolloidok, makromolekulák)
Diaszűrés	Asszimmetrikus pórusos, pórus átmérő 2–10 nm	Nyomás, 0.1–0.5 MPa	Szitahatás (méretkizárásos) és dialízis	Molekuláris keverékek tisztítása, művese
Nanoszűrés	Asszimmetrikus pórusos szerkezet, pórus átmérő 1–10 nm	Nyomás, 0.1–1 MPa	Szitahatás (méret alapján történő osztályozás)	Fehérje leválasztás, nagyobb molekulák, cukrok, kétértékű ionok
Fordított ozmózis	Asszimmetrikus bőr típusú oldódás-diffúziós membrán	Nyomás, 1–10 MPa	Oldódás és diffúzió	Tengervíz és sós vizek sómentesítése, anionok leválasztása
Direkt (Forward) ozmózis	Vékony film kompozit membrán	Koncentráció gradiens	Oldódás és diffúzió	Nyomáskésleltetett diffúzió, sómentesítés
Dialízis	Szimmetrikus pórusos membrán	Koncentráció gradiens	Diffúzió	Művese
Membrán emulzifikáció	Szimmetrikus pórusos membrán, pórus átmérő: 0.1–10 µm	Nyomás, 0.1–10 MPa	Felületi feszültség	Mikroemulziók előállítás
Elektrodialízis	Szimmetrikus ioncserélő membrán	Elektromos potenciál	Donnan kizárás	Sav és lúg előállítás
Elektrodialitikus vízszeparáció	Bipoláris membrán	Elektromos potenciál	Donnan kizárás	Sav és lúg előállítás
Membrán desztilláció	Szimmetrikus pórusos hidrofób membrán	Gőznyomás	Diffúzió	Szilárd folyadék szétválasztás

1. táblázat folytatása

Művelet	Membrán típusa	Hajtóerő	Anyagátadási mechanizmus	Példák alkalmazásra
Membrános érintkeztetők (contactors)	Szimmetrikus pórusos vagy folyadék membrán	Kémiai potenciál	Oldódás-diffúzió	Oldószer extrakció
Membrán reaktor	Homogén vagy pórusos membrán	Kémiai potenciál	Szelektív szorpció és diffúzió	Szennyvízkezelés, szelektív oxidáció
Folyékony (liquid) membránok	Pórusos támasz membrán szerves oldószerrel nedvesítve	Kémiai potenciál	Diffúzió és reverzibilis reakció	Fémek és antibiotikumok eltávolítása és hasznosítása
Pervaporáció	Homogén asszimmetrikus membrán	Gőznyomás	Oldódás-diffúzió	Azeotróp keverékek szétválasztása

A membránokat nemcsak anyaguk szerint csoportosíthatjuk, hanem azok konfigurációja, felépítése alapján. A membránok konfigurációját tekintve az egyik csoportba tartoznak a lapmembránok, melyeket méretre és formára szabtak, ezeket a lapmembránokat különféle távtartók és lemezek tartják az áramlási viszonyoknak megfelelő állásban. Előnyük a kis térfogat ellenére, nagy membránfelület kialakulása, azonban turbulens áramlás esetén az áramlási viszonyok egyensúlya felborulhat. Következő csoportot alkotják a spiráltekerces modulok, melyek lapmembránokból épülnek fel, ezzel is nagy fajlagos szűrőfelületet érve el. Ezen modulokban leggyakrabban keresztáramú áramlás jön létre, ahol a szűrlet a perforált részen távozik, a szűrlet pedig a tekeres másik végén. A membránok harmadik konfigurációs csoportját a csőmembránok alkotják. Ezek a modulok általában 6-20 db, 12-20 mm átmérőjű membráncsővekből épülnek fel. Előnyük hogy, felépítésüket tekintve turbulens áramlásban is működtethetők, ezzel alkalmasak nagy viszkozitással rendelkező anyagok szűrésére, hátrányuk azonban az hogy, kisebb fajlagos szűrőfelülettel rendelkeznek. (FÁBRY, 1995).

2.1.1. A mikroszűrés elmélete

Pórusméret tekintetében a mikroszűrés áll a klasszikus szűréshez a legközelebb és ebből következően a membrán pórusmérete a legmeghatározóbb szeparációs tényező. A mérettartományból következik, hogy a mikroszűrő membránok az oldatban levő (pórusméretnél kisebb) molekulákat teljes egészében átengedik, a nem oldott formában található anyagokat (kolloidok, gombák, baktériumok) pedig visszatartják. Ha a szűrendő anyag szilárdanyag tartalma kicsi és a képződő szűrőlepeny ellenállása elfogadható áramlási sebességet tesz lehetővé, akkor

alkalmaznak statikus (dead-end) mikroszűrést, ellenkező esetben a keresztáramú (cross-flow) szűrést kell alkalmazni.

A membránon átáramlott anyag átlagos sebességét egy kapilláris áramlási modell segítségével írhatjuk le, amely a kapillárisokon keresztül történő lamináris áramlás *Hagen-Poiseuille* egyenlettel leírható összefüggésen alapul (FONYÓ & FÁBRY, 1998):

$$J = \frac{1}{A} \cdot \frac{dV}{dt} = \frac{\text{TMP}}{\eta(R_M + \alpha c V / A)} \quad [\text{m}^3\text{m}^{-2}\text{s}^{-1}] \quad (1)$$

ahol: V: szűrletmennyiség, [m³]
 t: idő, [s]
 TMP: transzmembrán nyomás, [Pa]
 A: szűrőfelület, [m²]
 R_M: membránellenállás, [m⁻¹]
 α: fajlagos lepényellenállás, [m/kg]
 c: szuszpenzió koncentrációja, [g/L]
 η: dinamikai viszkozitás [Pa s]

Az összefüggés megfelel a Carman-féle szűrőegyenletnek. Ezt a modellt a pórusos membránoknál használhatjuk kielégítő megközelítéssel különösen azoknál, ahol a szűrő, vagy szitahatás az alapvetően meghatározó szétválasztási elv. Turbulens tartományban pontosabb, ha az alábbi összefüggéssel számolunk.

$$J = \frac{1}{A} \cdot \frac{dV}{dt} = \frac{\text{TMP}}{\eta(R_M + a(V/A)^b)} \quad [\text{m}^3\text{m}^{-2}\text{s}^{-1}] \quad (2)$$

$$J = \frac{1}{A} \cdot \frac{dV}{dt} = \frac{\text{TMP}}{\eta[R_M + \exp(V/A)]} \quad [\text{m}^3\text{m}^{-2}\text{s}^{-1}] \quad (3)$$

ahol,

a: eltömődési koefficiens, [-]
 b: eltömődési hatványkitevő, [-]

A mikroszűrő membránok teljesítménye többszöröse a többi membránszűrőnél mért értékeknek. Ez a jóval nagyobb pórusméretnek tudható be. Az élelmiszeriparban ez a fajta membrán a legelterjedtebb. A mikroszűrők használatával nagy fajlagos teljesítménnyel és olcsón lehet oldatokat sterilre szűrni anélkül, hogy jelentősebb hőterhelést kapna az oldat.

2.1.2. Az ultraszűrés elmélete

Ezek a membránok, már alkalmasak a nagyobb mérettel rendelkező molekuláknak a kiszűrésére, ilyenek lehetnek például, a különféle fehérje és polifenol molekulák. Az ultraszűrő membránok pórusmérete 10-100 nm között helyezkednek el, ezen a pórusméreten már csak a vízmolekulák és a kisebb molekulatömegű anyagok illetve a sók képesek átjutni. Az ultraszűrő berendezések esetében szintén a keresztáramú elrendezés vált elterjedté.

Az ultraszűrő membránok esetében, a térfogatáram alakulása nagymértékben függ az oldószer és az oldott anyag koncentrációjától. Az oldószer molekulák a membrán pórusain átjutnak, míg az oldott anyag molekuláinak csak egy kis része képes átjutni rajta. Ebből következően a koncentráció változás a membrán két oldalán, időben állandó, továbbá elhanyagolhatóan kicsi. Ezt egy egyenlettel is felírhatjuk mely a következő:

$$J = K_M \cdot [(p_1 - p_2) - (\pi_1 - \pi_2)] \quad [m^3m^{-2}s^{-1}] \quad (4)$$

Ahol K_M a membrán permeabilitás, p_1 a betáplálási nyomás [Pa], p_2 kimeneti nyomás [Pa], π_1 a betáplált oldat ozmózisnyomása és π_2 a kitáplált oldat ozmózinomása [Pa].

A membránszűrési eljárások esetében fontos, a sóvisszatartás mértéke, ez a szám azt mutatja meg hogy a szűrendő anyagban lévő sok, mekkora része marad a szűrletben, vagyis a permeátumban. Képlete a következő:

$$R(\%) = \left(1 - \frac{c_{perm}}{c_{betáp}} \right) \cdot 100 \quad [\%] \quad (5)$$

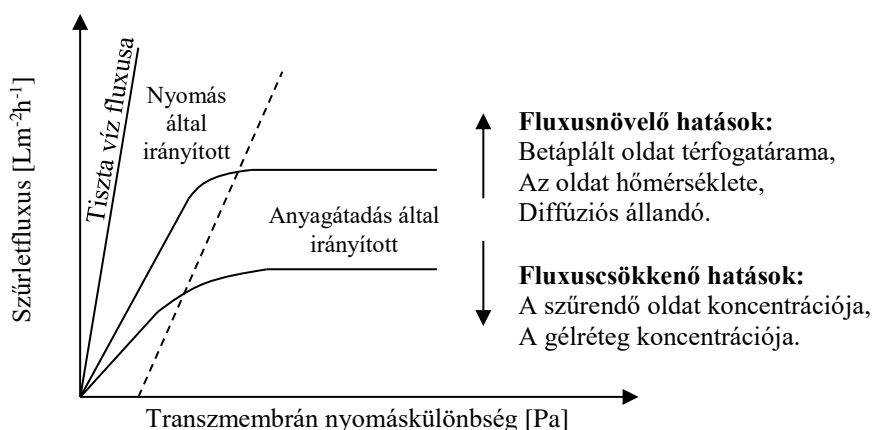
Ahol R a sóvisszatartás értéke [%], c_{perm} a szűrletben mért sókoncentráció [g/dm³], $c_{betáp}$ a belépő oldat sókoncentrációja [g/dm³] mértékegységben. A membránszűrések folyamán alkalmazott, következő fontos egyenlet a transzmembrán nyomás (TMP), mely a betáplálási p_{be} , permeátumi p_{perm} , illetve retentátum p_{konc} oldalon mért nyomásértékek különbsége.

$$TMP = \frac{p_{be} - p_{konc}}{2} - p_{perm} \quad [Pa] \quad (6)$$

A membránszűrések során fontos megjegyezni a fluxust, mely az egységnyi idő alatt átáramlott anyagmennyiséget határozza meg, melynek jele J . Ahol J : a fluxus [m³m⁻²s⁻¹], V : a térfogat [m³], A : a membrán szűrőfelülete [m²], és t : a szűrés ideje [s].

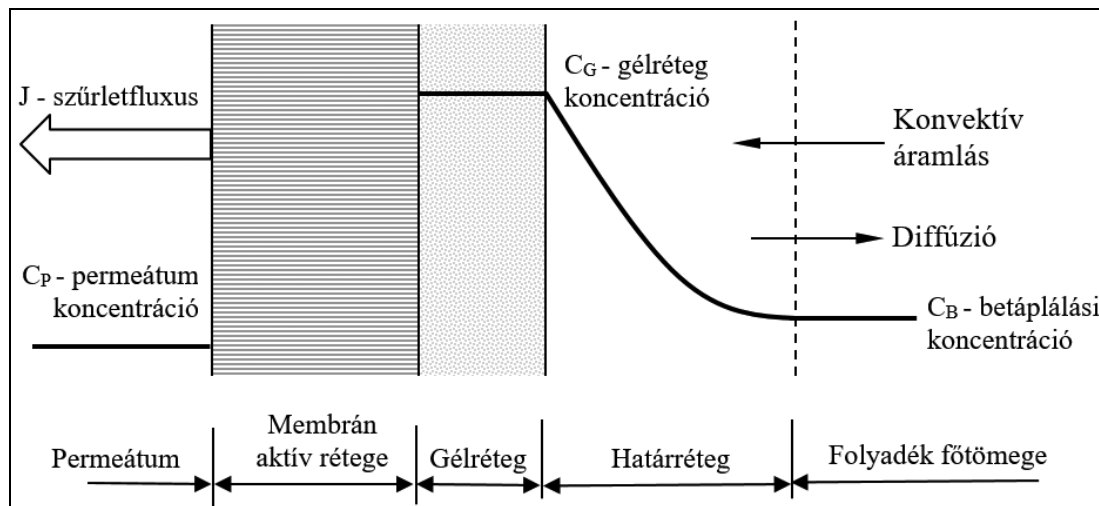
$$J = \frac{V}{A \cdot t} \quad [m^3m^{-2}s^{-1}] \quad (7)$$

Az ismert elméletek szerint egy bizonyos nyomáson túl a szűrletteljesítmény, a gélréteg és az oldat tömegében lévő koncentrációkülönbség következtében kialakult ellenáramú diffúzió kontrollálja (TEKIC et al., 1996). Ezt a folyamatot az 1. ábra szemlélteti. Látható, hogy a felfutási görbéken van egy bizonyos nyomáskülönbség, amely függ a makromolekulák, vagy a részecskék koncentrációjától, amelyen túl a nyomás növelésével nem növekszik a szűrlet fluxusa, attól függetlenül válik (BÁLINT, 1989).



1. ábra A szűrletfluxus változása a transzmembrán nyomáskülönbség függvényében

A keresztáramú szűrés alkalmazásánál a már említett gélréteg mellett a szűrési sebességet csökkenti a szűrés folyamán keletkező póruseltömődés, valamint az áramlási (hidrodinamikai) határréteg ellenállása is. A membránszűrés folyamán kialakult állapotot a 2. ábra mutatja be. Amennyiben oldatból próbálunk egy adott komponenst eltávolítani, a visszatartás miatt a membrán felületén, - esetenként a membrán pórusaiban – megnő a szűrendő anyag koncentrációja (koncentráció polarizáció), amely jelentős hatással van a szűrésre. Idő elteltével a membrán egyik oldalán felhalmozódó molekulák gélréteget képeznek a felületen. A kialakult gélréteg ellenállása részben csökkenthető membrán az betáplálási oldat recirkulációs sebességének növelésével, azonban adott nyomáson felett a fluxus, a gélréteg és az oldat tömegében lévő koncentrációkülönbség következtében kialakult ellenáramú diffúzió kontrollálja (TEKIC et al., 1996).



2. ábra A keresztáramú szűrésnél kialakuló koncentráció-polarizáció

Az ultraszűrés modellezéséhez leggyakrabban az *ellenállás modellt* és az *anyagátadási modellt* szokták alkalmazni. Az ellenállás modell előnye, hogy érvényessége kiterjed mind a nyomás, mind az anyagátadás által meghatározott területre, míg az anyagátadási modell az anyagátadás sebességével szabályozott területen használható. Az ellenállás modell használható a mikroszűrésnél is, de az anyagátadás modell csak ultraszűrésnél alkalmazható (WUCHERPFENING & DIETRICH, 1989).

Anyagátadási modell esetében az oldott anyag fluxusa (J_s) a következőképpen írható le:

$$J_s \cdot c = J \cdot c_p - D \frac{dc}{dx} \quad (8)$$

Stacioner állapotban $J_s = 0$, és a következő egyenletet kapjuk:

$$J = \frac{D}{\delta} \cdot \ln \frac{c_g}{c_b} = k \cdot \ln \frac{c_g}{c_b} \quad [\text{m}^3 \text{m}^{-2} \text{s}^{-1}] \quad (9)$$

ahol, c_g : az oldott anyag koncentrációja [g/dm^3] a gélrétegben, c_b : oldott anyag koncentrációja az oldat főtömegében, D : az oldott anyag diffúziós állandója [m^2/s], δ : a határréteg vastagsága [m], J : az oldószer fluxusa [$\text{m}^3 \text{m}^{-2} \text{s}^{-1}$], k : az anyagátadási együttható [m/s].

A gélréteg koncentrációja elsősorban függ az oldott anyag (makromolekula) fizikai tulajdonságaitól, a membrán jellemzőitől (anyag, pórusméret, porozitás stb.) és általában extrapolációval szokás meghatározni laboratóriumi, vagy félüzemi mérések alapján.

A határréteg vastagsága elsősorban az áramlási tulajdonságok függvénye és általában az anyagátadási együtthatót (k) (egyes szakirodalom szerint β – anyagátadási koefficiens) szokásos meghatározni, nem pedig a határréteg vastagságát. Ennek meghatározásánál lamináris áramlás

esetén alkalmazható LeVeque egyenlete (FONYÓ & FÁBRY, 1998; RICHARDSON & HARKER, 2002):

$$Sh = 1.62 \cdot \left(Re \cdot Sc \cdot \frac{d}{L} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (10)$$

ahol,

$$Sh = \frac{k \cdot d}{D}; \quad Re = \frac{d \cdot v \cdot \rho}{\eta}; \quad Sc = \frac{\eta}{\rho \cdot D} = \frac{\nu}{D} \quad (11)$$

- d: cső, vagy kapilláris membrán átmérője, [m]
- v: az oldat recirkulációs sebessége, [m/s]
- η : az oldat dinamikai viszkozitása, [Pa s]
- ν : az oldat kinematikai viszkozitása, [m²/s]
- ρ : az oldat sűrűsége, [kg/m³]
- D: az oldott anyag diffúziós állandója, [m²/s]
- k: anyagátadási együttható, [m/s]
- L: cső, vagy kapilláris hossza, [m]
- Sh: Sherwood szám [-]
- Re: Reynolds szám [-]
- Sc: Schmidt szám [-]

Az *ellenállás modell* szerint az oldószer fluxust sorosan kötött ellenállások (membrán (R_M), polarizációs réteg (R_P) ellenállása) határozzák meg. A polarizációs réteg ellenállása több részből tevődik össze: a gélréteg (R_G), a határréteg (R_H) és az eltömődésből származó (R_F) ellenállásából, de mindegyikre jellemző, hogy függnek az áramlási viszonyoktól, a nyomáskülönbségtől, a hőmérséklettől és az oldat fizikai tulajdonságaitól (CASANI & BAGGER-JÖRGENSEN, 2000). Tehát a fluxus egy bizonyos, állandó oldatkonzentrációnál, állandó hőmérsékleten és recirkulációs áramlási sebességnél csak a transzmembrán nyomás függvényében változik, a modell alapegyenlete a következőképp írható le:

$$J = \frac{TMP}{\eta \cdot (R_M + R_P)} \quad [m^3 m^{-2} s^{-1}] \quad (12)$$

ahol TMP: a sűrítmény és permeátum oldal közötti (transzmembrán) nyomáskülönbség [Pa], η : dinamikai viszkozitás [Pa·s], R_M membrán ellenállása [m⁻¹], R_P : a membrán felületén lerakódó részecskék (polarizációs réteg) által okozta ellenállás, [m⁻¹] (BENITEZ et al., 1995).

Ennél a megközelítésnél az R_P –nek tartalmaznia kell az összes szűrés közben kialakuló ellenállást:

$$R_P = R_G + R_H + R_F \quad [m^{-1}] \quad (13)$$

ahol, R_G : a gélréteg-, R_H : a határréteg- és R_F : az eltömődésből származó ellenállás [m^{-1}]

A membrán hidrodinamikai ellenállása (R_M) desztillált vízzel végzett fluxus mérésekből számolható. Ebben az esetben nem alakul ki polarizációs réteg ($R_P=0$) a membrán felületén és a membránok pórusai sem tömődnek el ($R_F=0$) (Li et al., 2008).

Tiszta víz esetében a vízfluxus a következőképpen fejezhető ki:

$$J_v = \frac{TMP}{\eta_v \cdot R_M} \quad [m^3 m^{-2} s^{-1}] \quad (14)$$

ahol J_v : tiszta vízzel mért szűrletfluxus [$m^3 m^{-2} s^{-1}$], η_v : víz dinamikai viszkozitása [Pa s], R_M : membrán ellenállása [m^{-1}], TMP: transzmembrán nyomáskülönbség [Pa].

A tiszta vízzel mért fluxusok alapján, a (14) egyenletből egyszerűen kiszámítható a membrán ellenállása. Ennek ismeretében laboratóriumi, vagy félüzemi mérések alapján a (12) egyenletből meghatározható a polarizációs réteg ellenállása.

A *sűrítési arány* (VCF – Volumetric Concentration Factor) mutatja a kiindulási oldattérfogat és a szűrlet térfogatának arányát. A gyakorlati (ipari) munkánál használt fontos jellemző.

$$VCF = \frac{V_0}{V_R} \quad [-] \quad (15)$$

ahol, V_0 : az oldat kiindulási térfogata [m^3] és V_R : a sűrítmény pillanatnyi térfogata [m^3] (KORIS, 2008).

2.1.3. A nanoszűrés elmélete

A nanoszűrő (NF) membránok az 1980-as években jelentek meg. Az NF membránokat az ipar számos területén alkalmazzák, leggyakoribb ipari előfordulásuk a víz- és szennyvízkezelésben történik. De emellett számos ipari alkalmazás jött létre a gyógyszeripar és a biotechnológia terén, továbbá használata az élelmiszeripar területén is elterjedt. A nanoszűrő membránok pórusmérete 1-10 nm között található, ebben a mérettartományban lévő komponenseket, illetve anyagokat

képes átengedni, illetve a 300-500 Da molekulatömegű anyagokat.

A membránok tulajdonsága nagymértékben függ attól, hogy milyen felületi réteggel rendelkeznek, például a polimer alapú NF membránok esetében a felületi réteg ionizálható csoportokat tartalmaz, ilyenek például a karboxil és szulfonsav csoportok. Ennek hatására a membrán felülete töltéssel rendelkezik hasonlóan a reverz-ozmosis (RO) membránokhoz. Az NF membránok jól alkalmazhatóak szerves sók és kis molekulatömegű szerves anyagok szétválasztására, emellett alacsony visszatartással rendelkeznek az egyértékű ionok esetében, azonban a kétértékű ionokat képesek visszatartani.

Élelmiszeripari alkalmazásokat tekintve, az NF membránok leggyakrabban az üdítőital, tej és olajipari technológiákban fordulnak elő. A nanoszűrő membránok megjelenésével új lehetőségek nyíltak meg a savó feldolgozás terén (ROMÁN et al., 2007). Egy kutatás alapján, ha a nanoszűrés folyamatát egy diaszűrési lépés követi, akkor egy teljesen új lehetőség nyílik meg a sajt feldolgozás terén. Azon belül is a kutatás a ricotta sajt esetében tesz említést arra vonatkozóan, hogy a két szűrési eljárást alkalmazva a ricotta sajtban jobb, fizika-kémiai, szín, reológiai és mikrostrukturális tulajdonságokhoz jutunk az adott termék esetében a retentátum feldolgozásban való alkalmazása során, melynek hatására gazdasági és környezeti előnyökre tehetünk szert. Míg a fehérjék és a termékben lévő szárazanyag tartalom nem változott. (PRUDENCIO et al., 2014; MOHAMMAD et al., 2015)

Ha a nanoszűrésnél ábrázoljuk a hajtóerő függvényében a szűrletfluxust, az ultraszűréshez hasonlóan azt tapasztaljuk, hogy a fluxus a hajtóerő növekedésével nem nő lineárisan, hanem elhajlik (1. ábra). Ennek a tartománynak a leírására RAUTENBACH et al. (1997) az úgy nevezett *ozmotikus nyomás modell*-t hozták létre. A nanoszűrés fluxusát, a fordított ozmózis leírásával analóg módon, a következőképpen határozták meg:

$$J = \frac{\text{TMP} - \Delta\pi}{\eta \cdot R_M} \quad [\text{m}^3 \text{m}^{-2} \text{s}^{-1}] \quad (16)$$

ahol, $\Delta\pi$ az ozmotikus nyomás különbséget jelöli:

$$\Delta\pi = \pi_b - \pi_p \quad [\text{Pa}] \quad (17)$$

azaz, a membrán belső falánál lévő koncentrációjának (π_b) és a szűrletben lévő koncentrációjának (π_p) ozmotikus nyomás különbsége a $\Delta\pi$. Ha a szűrlet koncentrációja elhanyagolható a membrán falánál lévő koncentrációhoz képest, akkor $\pi_p \cong 0$ is, így $\Delta\pi = \pi_b$.

A membrán falánál lévő megnövekedett koncentráció okozza azt a hajtóerő csökkentést, az ozmózis jelenség révén, melynek koncentráció függése:

$$\pi = a \cdot c_b^n \quad [\text{Pa}] \quad (18)$$

ahol a és n , az oldott anyag tulajdonságaitól és hőmérsékletétől függő állandók. A c_b a fent említett membrán fal melletti koncentrációját jelöli, és meghatározása az alábbi egyenletből lehetséges:

$$c_b = c_0 e^{\frac{J_p}{k}} \quad [\text{g/dm}^3] \quad (19)$$

Mindezt visszahelyettesítve a (16)-ba, adódik:

$$J = \frac{\text{TMP} - a \cdot [c_0 \cdot e^{\frac{J_p}{k}}]^n}{\eta \cdot R_M} \quad [\text{m}^3 \text{m}^{-2} \text{s}^{-1}] \quad (20)$$

A „ k ” a fent említett anyagátadási tényező és számítása kritériális egyenletekből viszonylag egyszerűen megoldható.

BENITEZ et al. (1995) az alábbi modellt alakították ki erre a tartományra:

$$J = \frac{\text{TMP} - \sigma \cdot \Delta\pi}{\eta \cdot (R_M + R_P)} \quad [\text{m}^3 \text{m}^{-2} \text{s}^{-1}] \quad (21)$$

TMP: transzmembrán nyomáskülönbség [Pa]

σ : anyag és koncentráció függő állandó

$\Delta\pi$: az ozmotikus nyomáskülönbség [Pa]

η : az oldat viszkozitása [Pa·s]

R_M : a membrán ellenállása [1/m]

R_P : a szűrés során kialakuló polarizációs réteg ellenállása [1/m]

A RAUTENBACH et al. (1997) által felállított modell előnye, hogy az anyagátadással szoros összefüggésbe hozza a fluxust, az anyagátadást leíró kritériális egyenleteken keresztül, melyek tartalmazzák az áramlási viszonyokat leíró Reynolds számot és az áramlási-, illetve a hidrodinamikai viszonyokat is.

2.2. Kerámia membránok és korszerű alkalmazásaik

A fejlődésnek köszönhetően, a kutatók – az emulziók és fehérjék mellet – számos, igen érdekes területeken tudják alkalmazni a kerámia membránokat. A következő részben kerámia membránszűrőkkel kapcsolatos nemzetközi publikációkból készítettem összefoglalót.

A felületi érdesség ismerete hasznos egy adott kerámia membrán megértése és a szűrési teljesítményének javítása érdekében. ZHONG et al. (2013) szabályozható érdességű kerámia membránokat készítettek sablonnal formázott PMMA (polymethyl-methacrylate) részecskékből, melyeket egyenletesen helyeztek el egy szilárd hordozón. Pásztázó elektronmikroszkópos (Scanning electron microscopy - SEM) és a függőleges letapogatású interferometria (vertical scanning interferometry - VSI) vizsgálatok kimutatták, hogy a részecskék méret eloszlásának lényeges hatása van a membrán felületi morfológiájára. A felületi morfológia homogénebbnek mutatkozott a sablonrendszer esetén a polírozás módszeréhez viszonyítva. A felületi érdesség hatása növényi olajjal szennyezett víz tisztításánál is megmutatkozott. Bár a felületi érdességnek csekély hatása volt a tiszta víz fluxusra és az olajvisszatartásra, de fontos szerepet játszott a permeátum fluxus tekintetében. Nagy és stabil fluxus volt megfigyelhető a sima membránon keresztül; annak állandósult fluxusa hamarabb beállt, mint a durva membrán esetében.

DEL COLLE et al. (2011) egy - olaj / víz emulziók demulzifikációs (emulzió szétválasztása tiszta komponenseire) műveletéhez alkalmas - csöves UF és MF porózus és támasztott kerámia membránok gyártását írják le munkájukban. A membránok alapjául szolgáló szuszpenziók 30 tf.% szárazanyagot (cirkónium-oxid vagy alumínium-oxid por és szacharóz) és 70 tf.% folyadékot (izopropil-alkohol és PVB) tartalmaztak, a pórusok méretét a malom őrlési idejének változtatásával sikerült beállítani. Végül a membránokat izosztikus préselés módszerével állították elő és szerkezetileg SEM-el, illetve higany behatoláson alapuló porozimetriával jellemezték. Az eredmények elemzése után higany behatolásos porozimetria 1,8 μm -es átlagos pórusméretet mutatott a mikroszűrő membránok esetén, az ultraszűrő membránok átlagos pórusmérete 0,01-0,03 μm az aktív rétegben és 1,8 μm a hordozóban. A bemutatott módszerrel gyártott membránok nagy potenciállal rendelkeznek az olaj / víz emulziók szétválasztásánál.

Atomi réteg lerakásos technikát (atomic layer deposition - ALD) is lehet kerámia membránok szerkezeti átalakítására és a pórusok megfelelő kialakítására alkalmazni (FENGBIN et al., 2012). 50 nm átlagos pórusméretű kerámia mikroszűrő membránokat használnak hordozó rétegnek, amelyre Al_2O_3 -ot hordtak fel ALD-vel azzal a céllal, hogy a pórusméretet szabályozzák. Az Al_2O_3 réteg vastagsága nő az ALD ciklusok számának emelésével. Ezt megerősítette a pásztázó elektronmikroszkóppal elvégzett vizsgálat is. Ezzel a módszerrel egy gradiens porózus szerkezetű ultra vékony szelektív réteg alakul ki, amelynek vastagságát a prekursor expozíciós idejének

változtatásával lehet szabályozni. A megnövekedett ALD ciklusok esetén az Al_2O_3 -al borított membránok tiszta víz permeabilitása csökken, viszont az albumin retenció növekvő tendenciát mutat. A 600 ALD ciklusnak alávetett membrán tiszta víz permeabilitása az $1698 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1} \text{ bar}^{-1}$ értékről $118 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1} \text{ bar}^{-1}$ értékre csökkent, míg a BSA visszatartása 2,9%-ról 97,1%-ra emelkedett.

Kerámia membránokat gyakran használnak például gáz szeparációra is. SILVA et al. (2012) egy alumínium-oxid hordozó felületére titán-dioxid filmet sikerült rögzítenie. A kapott aszimmetrikus membránokat gáz elválasztási folyamatoknál kívánják felhasználni. Az alumínium-oxid hordozó réteg és titán bevonatokat száraz préseléssel és szol-gél eljárással készítették. A mintákat röntgen diffrakciós (X-ray diffraction - XRD), nitrogén-szorpció, pásztázó elektronmikroszkópos, és röntgen mikro tomográfiás (X-ray microtomography - m-CT) vizsgálatokkal jellemezték. A membránok teljesítményének értékeléséhez gázpermeációs kísérleteket végeztek szobahőmérsékleten (single-gas permeation experiments), külön-külön, tiszta nitrogén-, hélium- és szén-dioxid felhasználásával. Megállapították, hogy a kapott membránok alkalmazhatók gáz elválasztási eljárásra, valamint, hogy a betáplálási nyomás emelése javítja a szétválasztási kapacitást.

A kerámia membránok alkalmazása a tejiparban is fejlődik. Három kereskedelemben is megtalálható kerámia mikroszűrő membrán alkalmazását mutatja be SKRZYPEK & BURGER (2010). A membránok az úgynevezett "egységes transzmembrán-nyomás" módban dolgoznak. A tejipari mikroszűrést a tej és a sajt savó membrántechnikán alapuló kezelésének példáján keresztül mutatják be. A tejfehérje frakcionálása és a kazein koncentráció MF-el egyre nagyobb figyelmet kap a tejiparban, mivel nem csak lehetővé teszi optimális kihasználását a kiválasztott tej frakcióknak, de ad egy alapot az új termékek fejlesztéséhez, egyedi táplálkozási és funkcionális tulajdonságai kialakításához. Ugyanakkor segít csökkenteni a termelés során hatalmas mennyiségben keletkező savót is.

A membránok regenerálásánál igen fontos az egyes részecskék vagy részecske rendszerek- illetve a membrán felület közötti kölcsönhatás. A kialakuló szűrőpogácsák erőteljesen befolyásolják a mikro-és ultraszűrési eljárások üzemi viselkedését. Az optimális működéshez üzemi körülmények között, a folyamatos vagy szükség-vezérelt regeneráció szükséges. A legtöbb membrán regenerálása speciális üzemi körülmények között történt, ezért nehéz általános érvényű modellt levezetni. QUADT & SCHMIDT (2011) visszamosásnál (back-flush) és keresztáramú tisztításnál vizsgálta részletesen az adhézión erőket. Cikkükben egy kerámia membránnal felszerelt félüzemi berendezésen tesztelt adhézión erőmérő első tapasztalatait mutatják be. A tapadási erő mérésére szolgáló szabványos módszerek, mint például az AFM direkttek, valamint offline

módszerek. Ezért egy közvetett módszert kellett találniuk online méréshez. Az optikai részecske számlálók alkalmasak a folyadékokban lévő részecskék megszámlálására, ezen túlmenően, minden részecske mérete is meghatározható. A részecske számlálót keresztáramú membrán modul mögé telepítették, a regeneráció alatt így adatokat gyűjthetett a koncentrációról és az újra szuszpendált részecskék méretéről. A ható hidrodinamikai erők számíthatók a szemcseméretből és a pontos üzemi paraméterek (nyírófeszültség) ismeretében. Így közvetett következtetést lehet levonni a ható adhéziós erőkről.

2.3. Olajszennyezések

Az olajok vizes közegben 3 fő formában jelenhetnek meg. Léteznek szabad-, diszperziót képző-, illetve emulgeált olajok. Ezen típusokat elsősorban az olajcseppek mérete szerint különböztethetjük meg. A szabad olajok átlagos cseppmérete nagyobb, mint 150 μm , a diszperziót képzőké 20 μm és 150 μm közötti, végül a stabil olaj-víz emulziót alkotóké kisebb, mint 20 μm .

Az emulziós kenőanyagok egyik fajtája olaj-a-vízben típusú emulzió. A két fő alkotón kívül az emulzió tartalmazhat még habzásgátló, baktericid, felületaktív, korróziót gátló.

A különböző olaj-víz keverékek károsak a környezetre, ezért tisztításuk igen fontos feladat. Olajos szennyvizek kezelése során szükséges tisztában lenni az előírásokkal. A szennyvízkibocsátásra és a vízminőség védelmére vonatkozó, legfontosabb hatályos magyar jogszabályok:

- 203/2001. (X.26.) Korm. rendelet a felszíni vizek minősége védelmének egyes szabályairól,
- 9/2002. (III.22.) KöM-KöVIM együttes rendelet a használt- és szennyvizek kibocsátási határértékeiről és alkalmazásuk szabályairól (2. sz. mellékletben: Szerves oldószer extrakt (olaj-zsír) küszöbérték 50 g/m³),
- 7/2002. (III.1.) KöM rendelet a használt- és szennyvizek kibocsátásának méréséről, ellenőrzéséről, adatszolgáltatásáról, valamint a vízszennyezési bírság sajátos szabályairól,
- 204/2001. (X.26.) Korm. rendelet a csatornabírságról.
- 28/2004. (XII. 25.) KvVM rendelet a vízszennyező anyagok kibocsátásaira vonatkozó határértékekről és alkalmazásuk egyes szabályairól (4-es melléklet, Szerves oldószer extrakt (olajok, zsírok) küszöbérték 50 mg/L)
- 27/2005. (XII.6.) KvVM rendelet a használt- és szennyvizek kibocsátásáról

2.3.1. O/V emulziók membránszűrési tisztításának legújabb eredményei

VASANTH et al. (2013) olcsó kerámia membránokat (M1-M3) állítottak elő egytengelyű tömörítési módszerrel különböző összetételű olcsó szervesen prekursorokból és agyagból. Az elkészített membránok jó savas és bázikus korrózióállósággal rendelkeznek, az átlagos pórus átmérő 0,45-től 1,30 μm -ig terjed, a porozitás 23-30% között változik, a víz permeabilitás 0,37- $3,97 \times 10^{-6} \text{ m s}^{-1} \text{ kPa}^{-1}$ értéknek adódtak és a nyomásállóságuk 10-34 MPa volt. Keresztáramú mikroszűrési kísérletek során az olaj-víz emulzió koncentrációja 100 mg/l volt, öt különböző nyomást (69-345 kPa) és három különböző térfogatáram értéket ($2,78\text{-}13,9 \times 10^{-7} \text{ m}^3/\text{s}$) tesztelték a kutatók. A keresztáramú mikroszűrés során a membránok olaj visszatartása 89-97%, a permeátum fluxusa $1,33\text{-}1,91 \times 10^{-5} \text{ m/s}$ között változott. Végül soron az M2 membrán bizonyult a legjobb kompromisszumos döntésnek, $5,54 \times 10^{-5} \text{ m/s}$ -os fluxusa és 87%-os olajvisszatartása miatt ($13,9 \times 10^{-7} \text{ m}^3/\text{s}$ -os recirkulációs térfogatáramnál és 207 kPa transzmembrán nyomásnál). VASANTH et al. (2013) a kísérleti adatok alapján a fluxus csökkenését elemezték különböző pórus eltömődési modellekkel és azt találták, hogy a szűrőlepeny képződési modell illeszkedett legjobban a kísérleti adatokhoz.

Az állandósult és változó permeátum fluxust vizsgálták ABBASI et al. (2010) dimenzió analízissel, szintetikus olajos szennyvizek mikroszűrése esetében, mullit (egy alumínium-szilikát anyag) kerámia membránokkal. A mullit membránokat szintetizált kaolin agyagból állították elő. Az optimális üzemi körülmények meghatározása érdekében 250-3000 ppm tartalmú kondenzátumgáz-a-vízben emulziókat alkalmaztak, mint szintetikus olajos szennyvíz. Állandósult állapotban három dimenzió nélküli számot, a nyírófeszültség számot, az ellenállás számot és Reynolds-számot definiáltak. A nyírófeszültség szám (N_s) összehasonlítja nyírófeszültséget a membrán felületénél a nyomással, az ellenállás szám (N_f) összehasonlítja a konvektív, keresztáramú transzportot a membránrétegen keresztüli eredő transzport származtatott értékével, aminek az ellenállása a tömegáramot korlátozó különböző folyamatok összessége. A változó állapotban két dimenziómentes számot definiáltak, úgymint fluxus (J/J_w)- és idő tényező (t/t_s), ahol J_w a tiszta víz fluxusa, a t_s pedig az állandósult fluxus eléréséhez szükséges időt jelenti. A mikroszűrési kísérletekből nyert adatok alapján az olajos szennyvizekre újraszámították a dimenzió nélküli számokat, az állandósult és változó fluxus állapotokra. Láthatóan állandósult állapotban N_s növekszik, ha az áramlási sebesség nő, de N_f esetén ez fordítva van; kis áramlási sebességnél nagyobb az értéke és lecsökken a nagy keresztáramú sebességnél. A nem-állandósult állapot dimenzió analízise azt mutatta, hogy a növekvő olaj koncentráció fokozza a membrán eltömődését, és ez csökkenti a fluxus értékét. Emellett az áramlási sebesség növelése és a hőmérséklet-emelkedés fluxust növelő tényező, és ráadásul csökkenti a membrán eltömődését.

Hatékony teljesítményű kombinált kezelési módszereket mutatnak be olajmezőn keletkező szennyvíz víztelenítése céljából EBRAHIMI et al. (2010). A kőolaj és földgáz kitermelés során jelentős mennyiségű szennyvíz keletkezik a szárazföldön és a tengeri eljárásnál is. Ez a szennyvíz, közkeletű nevén "előállított víz", a benne található szerves és szervetlen vegyületek miatt tulajdonságaiban eltér a közönséges olajos szennyvizektől. Azonban ezek a jellemzők akár kútról kútra változhatnak. A vizsgálat tárgyát képező kezelési folyamat egy mikroszűrőből (0,1 és 0,2 μm pórusméretű szűrők) és / vagy egy szimulált szakaszos oldott levegős flotációs (dissolved air flotation - DAF) berendezésből álló előkezelőből, továbbá egy többfokozatú utókezelőből áll, ami keresztáramú ultraszűrőt (0,05 μm pórusméretű és 20 kDa vágási értékű ultraszűrő), és nanoszűrőt (1 és 0,75 kDa-os MWCO szűrők) tartalmaz. A kísérletekben kerámia membránokat alkalmaztak. Annak megállapításához, hogy a felvázolt eljárás szeparációs képességeit meghatározzák, a kutatók különböző paraméterek, mint például a transzmembrán nyomáskülönbség (0,5 – 2 bar), az áramlási sebesség (0,6 – 1,3 m/s), illetve az olaj koncentráció (32 – 5420 ppm) változtatásának hatását és a különböző membrán tisztítási módszerek eredményességét vizsgálták. Az átlagos permeabilitás 3,4 – 3.300 $\text{l h}^{-1} \text{m}^{-2} \text{bar}^{-1}$ között változott, az olaj eltávolításának mértéke elérte a 99,5%-ot, ami az összes szerves szénre vonatkoztatva 49%-os elválasztást jelentett.

A hidrofób felületű membránok hajlamosabbak a fehérje adszorpcióra és a baktériumok is könnyebben tapadnak meg rajtuk. Ennek eredményeként ezek a membránok gyorsan eltömődhetnek a keresztáramú szűrési folyamat során. A membrán felületi tulajdonságainak megváltoztatása lelassíthatja a membrán eltömődés folyamatát. Sajnos, az olyan bonyolult membránszeparációs folyamatok esetén, mint amilyen az olaj-víz emulziók szétválasztása, ezen megváltoztatott tulajdonságok önmagukban nem lassítják kellően a membrán eltömődési folyamatot. LIN & ESPINOZA-GOMEZ (2005) újfajta forgó lemezes membrán rendszert próbált ki. A hagyományos forgó lemezes membrán rendszer nem energiatakarékos, mert a permeátum áramlása ellen ható centrifugális erő következtében csökken az effektív nyomáskülönbség, azaz a hajtóerő, aminek következtében lassul a szétválasztás. Negatív töltésű ultraszűrő membránok csoportját dolgozták ki, poliakrilnitril-vinil-acetát-nátrium-p-szulfo-fenil-metallil-éterből (CP-24) poliakrilnitril-vinil-acetát (CP-16) hozzáadásával. A kísérleti eredmények világosan mutatják, hogy az újonnan kidolgozott módszer energia-megtakarítást eredményezett; a permeátum fluxusa 2,32-szeresre nőtt a hagyományos rotációs lemezes membránszűrőkhöz képest (szűrési nyomás 276 kPa és a membránkorong sebessége 1000 rpm, olajvisszatartás nagyobb, mint 98% volt, 1000 ppm olajkoncentráció esetén).

2.4. Tejsavó

A tejsavó melléktermékként képződik a sajt-, túró-, és a kazein gyártás következtében. A kazein kicsapódik a sajttej fehérjéi közül a túró gyártás során alkalmazott savas alvasztás, illetve a sajtok készítésénél alkalmazott oltós- vagy vegyes alvasztás során. Savónak azt a folyadékot nevezzük, amelyet az alvadék szilárd fázisától választanak el. Színe zöldessárga, illata semleges, íze enyhén savanykás (HOMONNAY & KONCZ, 2005). Megkülönböztetünk savanyú és édes tejsavót, mely a sajtgyártás jellegétől függ, ennek legmeghatározóbb faktora az a pH érték, amelyen leválasztják az alvadékot a savótól. Édes tejsavó keletkezik a kemény és félkemény sajtok készítésekor, savanyú tejsavó pedig a friss sajtok, a túró és a kazein gyártása következtében.

Már az ókorban terjedtek az eltérő túró- és sajt készítési technikák, melyeket nem csak ismertek, hanem alkalmaztak is a Közel-Keleten, Egyiptomban, Görögországban és a Római Birodalomban. Különböző betegségek kezelésére a savót ivókúraszerűen fogyasztották a gyógyulni vágyó ókori görögök és rómaiak, írásos feljegyzések alapján több erre specializálódott gyógyhely is nyílt a 18. század táján, többek között Svájcban, Németországban és Ausztriában. A savó kedvezőtlen tulajdonsága, hogy romlandósága igen gyors, ami megakadályozta ennek a savókúrának az elterjedését (SZAKÁLY, 2001).

2.4.1. A tejsavó összetétele

A savó fő összetevője a tejcukor (laktóz), mellette savófehérjék, esszenciális aminosavak, kis mennyiségű tejszír, ásványi anyagok, nemfehérje-nitrogén vegyületek alkotják, de vitamintartalma is jelentős. A 2. táblázatban látható, hogy az édes tejsavó és savanyú tejsavó komponensei eltérnek egymástól.

2. táblázat Az édes tejsavó és a savanyú tejsavó összetevői (CUARTAS-URIBE et al., 2009; CSAPÓ & CSAPÓNÉ, 2002; LINDEN & LORIENT 1999; NGUYEN et al., 2003)

Összetevők	Édes savó	Savanyú savó
Összes szárazanyag [%]	5,4-6,35	5,6-6,7
Tejcukor (laktóz) [%]	4,1-5,0	3,8-4,6
Összes fehérje [%]	0,8-1,0	0,8-1,0
Savófehérjék [%]	0,6-0,7	0,6-0,7
Tejszír [%]	0,2	0,2
Ásványi anyagok [%]	0,5-0,6	0,5-0,85
Tejsav [%]	nyomokban, max. 0,1	0,8-ig
pH	5,6-6,5	4,35-5,1
Vezetőképesség [mS/cm]	4,7-6,4	8,4

A savó szárazanyag-tartalmán belül a tejcukor, más néven laktóz képviseli a legnagyobb hányadot (kb. 70 %-ot). A laktóz érzékenység közismert tény, de a laktóz átalakításával többféle alternatív, jótékony hatású élelmiszer állítható elő, ilyen például a laktitol, tagatóz vagy a laktulóz mint édesítőszer vagy prebiotikum a galakto-oligo-szacharid (NATH et al., 2016).

A tejsavóban található biológiailag aktív (bioaktív) fehérjék és peptidok hatásmechanizmusának kutatása napjaink egyik kiemelkedő területének számít. Sok bioaktív komponens hatását eddig csak szövettenyészeteken vagy állatkísérletek során igazolták, azonban az újabb publikációk egyre több komponens emberi szervezetre gyakorolt kedvező hatását támasztják alá. A teljesség igénye nélkül az alábbi élettani hatásokat mutatták eddig ki: vérnyomáscsökkentés – ACE (angiotenzin-konvertáló enzim) gátlása, rákellenes (antikarcinogén) hatás, az immunrendszert befolyásoló hatások, opioid agonista (a morfinhoz hasonló) vagy opioid antagonist hatások, ásványianyag-megkötő képesség, antimikrobiális (baktérium- és vírusellenes) hatás, a gasztrointesztinális rendszer egészségének megőrzése, a vér koleszterol-szintjének csökkentése, inzulintermelést serkentő hatás, memóriajavító hatás (PATEL, 2015).

A savó immunglobulinjai (ellenanyagok) passzív immunitást nyújtanak, részt vesznek az emberi szervezet idegen anyagokkal szembeni védekezésében. A laktoferrin és a belőle származó peptid, a laktoferricin vaskötő képességgel rendelkeznek, antimikrobás hatásukat kétféleképpen fejtik ki: gátolják azon mikrobák szaporodását, melyek tápanyagként vasat igényelnek (sztatikus hatás), és közvetlenül a kórokozó szervezethez is kapcsolódhatnak segítve a sejtfal, illetve a sejtmembrán lebontását. A laktoperoxidáz nevű enzimnek szintén van antimikrobás hatása. A növekedési faktorok (growth factors) emlősök sejtjeinek osztódását segítik elő (GONZÁLEZ-CHÁVEZ et al., 2009; KORHONEN, 2006; PARK, 2009).

A tejsavó jelentőségét jól mutatja az a tény, hogy napjainkban az anyatejhelyettesítő csecsemő tápszerek jó részét is nanoszűrt, édes savóból készítik.

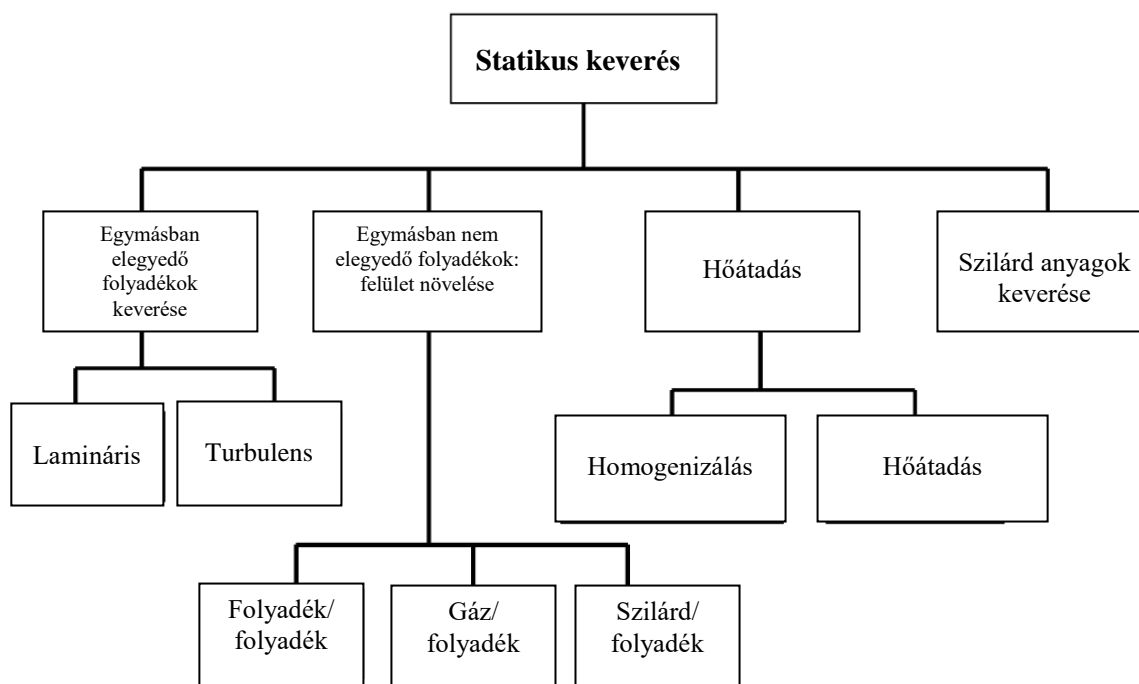
2.4.2. A tejsavó, mint szennyvíz, kezelésének szükségessége

Bolygónk savótermelése becslések szerint jelenleg 185-190 millió tonnára tehető évente, és kb. évi 2 %-os növekedéssel lehet számolni. Az összes savómennyiség közel fele az Európai Unión belül keletkezik. A tejsavó KOI értéke megközelítheti a 80 g/L koncentrációt, BOI₅ értéke általában 35 és 50 g/L között változik. Összehasonlításképpen a háztartási szennyvíz biokémiai oxigénigénye 0,15-0,5 g/L. A kezeletlen savó kiönteni vagy a szennyvízhálózatba engedni nem szabad, mert így a szennyvízkezelők túlterheltté válhatnak, drága és problémás lenne a nagy oxigénigénnyel rendelkező anyag lebontása. Az USA, Kanada, Ausztrália, Új-Zéland, valamint az

Európai Unió államai szigorú környezetvédelmi szabályozást vezettek be, melyek korlátozzák vagy tiltják a tejsavó fent említett "elhelyezési" módszereit (DURHAM & HOURIGAN, 2007; SIENKIEWICZ & RIEDEL, 1990). Magyarországon a felszíni vizek minősége védelmének egyes szabályait, a szennyvízbírság tételeit a 203/2001. (X. 26.) kormányrendelet tartalmazza. A csatornabírságról szóló 204/2001. (X. 26.) kormányrendelet a szennyvízelvezető műbe bocsátott szennyvíz KOI küszöbértéke 1200 g/m^3 .

2.5. A statikus keverés alapfogalmai és ipari használata

Az élelmiszer-, vegyész- és biomérnöki folyamatok intenzifikálása a gyakorlatban igen fontos cél, amely általában a folyamatok jobb teljesítményére, illetve alacsonyabb energiafogyasztására törekszik. Statikus keverőket napjainkban egyre nagyobb számban építenek be a feldolgozóipar számára, keverési és hővezető képesség javítási megfontolásokból. Tipikus alkalmazási példa a folytonos üzemű, csőreaktorok (in-line) esete, ahol a passzív, statikus turbulencia növelőkkel felszerelt berendezés előnyösebbnek bizonyult, mint az ugyanilyen célú szakaszos feldolgozás, mechanikus keveréssel ellátva. Statikus keverővel ellátott rendszer előnyei a kis helyigény, az alacsony üzemeltetési és karbantartási költségek, a rövid tartózkodási idő, az intenzív keverésnek köszönhetően jobb szelektivitás és izoterm működés, a melléktermékek csökkenése, valamint a fokozott biztonság. Az említett tulajdonságok miatt a statikus keverés a vegyiparban, a gyógyszeriparban, az élelmiszer-feldolgozásban, a polimerszintézisben, a cellulóz-, papír-, festék-, gyanta-, vízkezelő- és petrokémiai iparban igen elterjedt (ANXIONNAZ et al., 2008; BAYAT et al., 2012; SHI et al., 2011; THAKUR et al., 2003). Az 3. ábrán a statikus keverés csoportosítása látható műveleti területek szerint. A kereskedelemben kapható legismertebb statikus keverők a 3. táblázatban, a legfontosabb alkalmazási példák a 4. táblázatban szerepelnek.

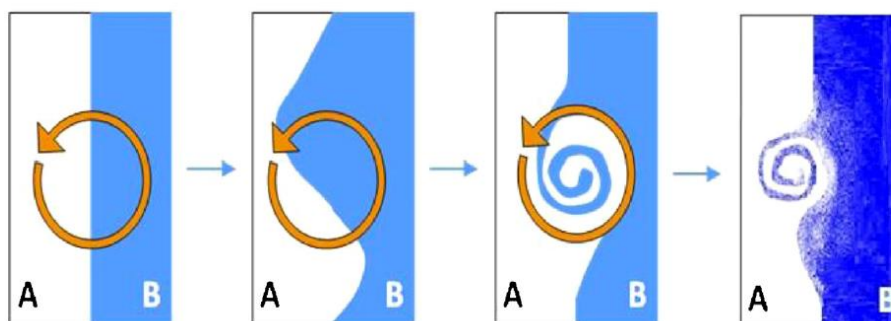


3. ábra A statikus keverést alkalmazó műveletek csoportosítása (THAKUR et al., 2003).

Egy ipari folyamatban fontos kérdés a keverési feladat jó tervezése, különböző gazdasági és környezetvédelmi szempontok miatt (ANXIONNAZ et al., 2008; Lobry et al., 2011, STANKIEWICZ & MOULIJN, 2000), mert döntően befolyásolja a melléktermékeket és ezen keresztül a folyamat hatékonyságát. Köszönhetően a különböző normál- és mikro-strukturált keverők széles körben való alkalmazásának - mint például a homogenizálás, kémiai reakció, a diszpergálás, az emulgeálás, illetve a fűtési vagy hűtési folyamatok, - a keverés hatékonysága meghatározza az ilyen jellegű folyamatok összeteljesítményét is. Továbbá, a keverés befolyásolja a hő- és anyagátadási arányokat, az üzemi időt, a költségeket, a biztonságot, valamint a termék minőségét is.

A keverési mechanizmus leírására FOURNIER et al. (1996), valamint BALDYGA & BOURNE (1999) bevezette a makro-, a mezo- és a mikro-keverés fogalmát, ami három - különböző nagyságrendű, - párhuzamos keverési állapotot jelöl. A makro-keverés a reaktor szintű homogenitásra vonatkozik és általában a tartózkodási idő eloszlás módszerrel jól leírható a sebességmező egyenletességének következményeként (CASTELAIN et al., 1997; HABCHI et al., 2009; VILLERMAUX, 1986). A közbenső skála, a mezo-keverés tükrözi a durva léptékű turbulens cserét a befolyó friss táplálék és környéke között, mely turbulens ingadozások által szabályozott, így jól jellemezhető a sebesség ingadozások négyzetes középértékeivel, a turbulens kinetikus energiával (HABCHI et al., 2010), vagy ezen ingadozások hosszával. Amikor a folyadék-aggregátumok mérete lecsökken a turbulens kaszkád miatt a Kolmogorov skála szintjére,

mikro-keveredés kezdődik a legkisebb örvényekben. Ez tulajdonképpen a viszkózus-konvektív tartomány alatti lamináris nyújtás és hajtogatás miatt következik be, ami mellé társul a csíkozottság vastagságának csökkenése is, ami a Batchelor tartomány alatti molekuláris diffúzióig tart (4. ábra); ez már gyorsan kiegyenlíti a maradék koncentráció eltéréseket (BATCHELOR, 1953). A turbulens mikro-tartományok közvetlenül függenek a turbulens energia disszipációtól (ε) (HINZE, 1955; LEMENAND et al., 2005; STREIFF et al., 1997). Ebben az értelemben, a Kolmogorov skála egy kulcsfontosságú paraméter a turbulens áramban lezajló kémiai reakciók szelektivitása számára. Mivel a teljes keverési folyamatot korlátozó mechanizmus a kisebb léptékű turbulencia esetén lép fel, így az irányadó fajták molekuláris méretben érintkeznek (BALDYGA & BOURNE, 1988, 1989, 1999; BALDYGA & POHORECKI, 1995; FALK & COMMENGE, 2010; GUICHARDON & FALK, 2000; KOMORI et al., 1991; VILLERMAUX, 1986).



4. ábra A mikro-keveredés folyamata A és B fluidum esetében – balról jobbra: keverés hajtóerő megjelenés pillanata, elnyelés, deformáció, diffúzió (BALDYGA & BOURNE, 1984, 1989).

Az áramlástanban a keverési folyamat kvalitatív vizsgálatánál optikai technikák adhatnak értékes információkat. Mindazonáltal, a gyors reakciók keverési mechanizmusának megértése és számszerűsítése elengedhetetlen az ipari tervezési eljárásokban, amelyeknél jelenleg a reakció idő jellemzően kisebb, mint a keverési idő. A turbulens tartomány ezen alapvető tulajdonságát klasszikus sebességmérési technikákkal, mint például a lézer Doppler anemometria, részecske kép velocimetria vagy a hődrótos mérés technika (hot-wire anemometria), mind, amellyel a háromdimenziós térben a turbulens energia terjedés arány hozzájárulását lehet meghatározni (WALLACE, 2009). Egy kémiai rendszer keverésének jellemzésére alternatív módszereket is fejlesztenek egyes kutatók, például BALDYGA & BOURNE (1990), BOURNE et al. (1992a, 1992b), illetve FOURNIER et al. (1996) (BALDYGA & BOURNE, 1989; DURANDAL et al., 2006; DUSHMAN, 1904, GUICHARDON & FALK, 2000; GUICHARDON et al., 2000, OATES & HARVEY, 2006, WHEAT & POSNER, 2009). Ezek a technikák, melyeket "kémiai szonda módszereknek" is hívnak, a keverés és a jól ismert kémiai kinetika közötti vetélkedésen alapulnak.

A kinetikát a másodlagos termék koncentrációjának közvetlen megfigyelésén keresztül nyert reakció szelektivitás értékekből lehet meghatározni. Optimális körülmények között, a leglassabb reakció időtartama megegyezik a keverési idővel. A vegyi reakció mechanizmusának, kinetikájának, és sztöchiometriájának ismeretében, a fenomenológiai keveredési modellek alkalmazásával könnyen levezethető a lokálisan szükséges turbulens energia disszipációs arány (BOURNE et al., 1992a; FOURNIER et al., 1996; GUICHARDON & FALK, 2000).

3. táblázat A kereskedelemben forgalmazott statikus keverők és gyártóik (GHANEM et al., 2013) kiegészítve két hazai gyártóval.

Gyártó	Modell
Chemineer-Kenics	KM, HEV, KMX, KME, Thermogenizer, Ultratab, WVM
Sulzer	SMF, SMN, SMR, SMRX, SMV, SMX, SMXL, SMI, KVM, CompaX
Ross Engineering	ISG, LPD, LLPD
Komax Systems	Komax, Custody Transfer, Ozone Mixer, GGM, FRP, Channel Mixer, Triple Action Mixer
Alfa Laval	ART Plate Reactor
Westfall Manufacturing	Model 2800 Plate Type Mixer
Fluitec	CSE-XR
ZelenTech	ZT-MX
Wymbs Engineering	HV, LV
Lightnin	Inliner Series 45, Inliner Series 50
EMI	Cleveland
Bran and Luebbe	N-form
Toray	Hi-Toray Mixer
Prematechnik	PMR
UET	Heliflo (Series, I, II and III)
Noritake	N10, N16, N26, N60
Hazai gyártók:	
StatMIX Kft	TETRAMIX, Turbomix
Szelence Képviselői Kft	Statiflo statikus keverők

A membránszűrést ismertető fejezetből is látható volt a koncentrációnak a szűrésre kifejtett sokrétű hatása. Például, normál esetben, a membrán két oldalán eltér az elegy összetétele, de a körülményektől függően változik a koncentráció a membrán felülete fölött is. A koncentráció emelkedése a membrán falához közel, illetve a gélréteg képződése azonban csökkenti a szűrés sebességét, esetleg rontja a visszatartást. Ezen negatív hatások azonban, a mérési paraméterek – köztük a megfelelő áramlási viszonyok, – helyes beállításával csökkenthetők (CHERYAN, 1998).

Newtoni közegek ($\eta < 0,05 \text{ Pa s}$) - ilyenek például a vizes oldatok, - a legtöbb ipari alkalmazásnál turbulensen áramlanak, viszont rövid csőszakaszon ez a turbulencia nem elég ahhoz, hogy a hőmérséklet vagy koncentráció inhomogenitások kiegyenlítődjenek. A jobb keveredés, azonban nem csak a sebesség és a nyomás növelésével érhető el. A *statikus keverők*, olyan nem mozgó betétek, amelyek az áramlás kinetikáját felhasználva intenzív keresztirányú keverést létesítenek. A kereskedelemben forgalmazott legismertebb állókeverőket a 3. táblázat foglalja össze. Definíció szerint, a statikus keverőkkel elérendő műveleti cél a sebesség-, a hőmérséklet-, és koncentrációmező egyenkénti vagy kombinatív kiegyenlítése (NÉMETH 1995a, 1995b). A szakirodalom számos típust megkülönböztet, ilyenek például a hullámos lemezes-, vagy a csavarvonalú perdítőelemek. Jól megfigyelhetők az egyes keverőelemek, melyek egymáshoz képest 90° -ban elfordítva követik egymást, továbbá az, hogy egy jobbos elterelést balra irányuló terelés követ (5. ábra).



5. ábra Derékszögben elfordított spirális szakaszok mint statikus áramlásmódosítók. Fekete és fehér nyilak két különböző fluidumot jelképez, több kisebb nyíl nagyobb elkeveredést jelent

Az állókeverők ipari alkalmazásait a 4. táblázat foglalja össze. Az ipari alkalmazások kutatása-fejlesztése természetesen tovább folyik. Kutatók észrevették, ha növeljük a folyadék áramának turbulenciáját a membránban (cső), csökken az ultraszűrés elméletében ismertetett koncentráció-polarizáció, gélréteg képződés és póruseltömődés is. Kutatók tej szűrésénél figyelték meg, hogy mikro-, és ultraszűrő csőmembránnál, statikus keverővel (Kenics) is növelhető a szűrletfluxus, illetve csökkenthetők az üzemi költségek (HIDDINK et al., 1980, KRSTIC et al., 2002). Hasonló eredményre jutottak más kialakítású turbulencia-növelőkkel és más kialakítású membránokkal is (WAAL & RACZ 1989, GUPTA et al., 1995, BELLHOUSE et al., 2001, COSTIGAN et al., 2002, KRSTIC et al., 2003 és 2006).

4. táblázat Statikus keverést alkalmazó iparterületek és a felhasználás célja (THAKUR et al, 2003).

Ipar	Felhasználás célja
Vegyi	Reakció fokozása
Agrárvegyészet	Gáz keverés Szervesfolyadék-folyadék diszpergálás Műtrágya és peszticid előkészítés Gőz befűtás Sav-lég közömbösítés
Gabona feldolgozás	Folyamatos keményítőgyártás és konverzió Állati takarmány keverése
Élelmiszerfeldolgozás	Folyadék keverés és emulgeálás Keményítő iszap főzése Cukor oldatok fűtése és hűtése Szilárd összetevők keverése
Ásványi anyagok feldolgozása	Ásvány visszanyerés oldószeres extrakcióval Iszapok hígítása Oxidáció és kilúgozás Kémiai hozzáadás és kilúgozás
Petrolkémia és finomítás	Reagens gáz keverése Benzin keverése H ₂ S és CO ₂ maratás Kenőolaj keverése Kibocsátás-monitoring és ellenőrzés
Gyógyszer és kozmetikai ipar	Nyomelemek keverése Többkomponensű gyógyszerek keverése Olajok diszperziója Sterilizálás pH kontroll
Polimer, műanyag és textilipar	Polisztirol folyamatos termelése Polimer adalékanyagok keverése Polimerek előmelegítése Hőmérséklet kiegyenlítés Szálak csavarása Csöves befejező reaktorok
Festékek, gyanták és ragasztók	Szilárd anyagok oldása (pl. TiO ₂) Festés és színezés Ragasztó adagolás és fűtés
Cellulóz-és papíripar	Cellulóz kilúgozás Tömeges hígítás és a konzisztencia ellenőrzése pH kontroll
Víz-és szennyvíztisztítás	Koaguláns beadagolása Fertőtlenítés (Cl ₂ , O ₂ , O ₃) Klórmentesítés Iszap víztelenítése pH kontroll

2.6. Számítógépes folyadékdinamika alapfogalmai és ipari alkalmazásai

A számítógépes folyadékdinamika (Computational Fluid Dynamics - CFD) egy költséghatékony eszköz valódi áramlások szimulációjához, a leíró egyenletek numerikus megoldásához. A newtoni folyadék dinamikáját leíró egyenletek, egész pontosan a Navier-Stokes egyenletek, már több mint 150 éve ismertek. Ugyanakkor az egyenletek redukált formáinak fejlesztése még mindig aktív kutatási terület, különösen a Reynolds-átlagolt Navier-Stokes egyenletek turbulens bezáródás problémája. A nem-newtoni folyadék dinamika, a kémiaileg reagáló áramok és a kétfázisú áramlás esetén az elméleti fejlesztés kevésbé előrehaladott állapotban van.

A kísérleti módszerek fontos szerepet játszottak az egyenletek érvényesítése és a leíró egyenleteket megcélzó közelítések határainak feltárása szempontjából, különösen a szélcsatornában és a fékpadi próbák során mutatkozott költséghatékony alternatívának az „in vivo” vizsgálattal szemben. Azonban az áramlási egyenletek rendkívül bonyolultak, az analitikus megoldás nem érhető el a legtöbb gyakorlati alkalmazás esetében.

Mivel algebrai egyenletek rendszerét sokkal könnyebb megoldani számítógép segítségével, a számítógépes technikák ezt használják a leíró parciális differenciálegyenletek helyett. A CFD megjelenéséhez az 1950-es években érte el a számítógépek teljesítménye a szükséges szintet. Ez az áramlástan ág jól kiegészíti a kísérleti és elméleti áramlástant, a valós kutatólaboratóriumoknál potenciálisan olcsóbb eszközök biztosításával. A CFD segítségével olyan körülmények között is végezhetnek vizsgálatot, amelyeknél a valóságban nem lehet, vagy nagyon nehéz mérést végezni (SAYMA, 2009).

Predikciós módszerek

A fejlesztőmérnöki gyakorlatban igen fontos előre megismerni egy adott rendszer viselkedését és megérteni az összefüggést a függő és független változók között. Ez lehetővé teszi a jobb rendszerek tervezését és viselkedésük megértését működésük optimalizálásához. Általában a mérnökök a CFD kísérleteket arra használják, hogy közvetlenül megértsék a rendszert vagy lehetővé teszi számukra egy matematikai modell felállítását, amelynek adott körülmények közötti legpontosabb verzióját elfogadják a valós rendszernek. Egy másik megközelítés a rendszer megértéséhez, hogy alapvető fizikai jelenségek leírása alapján állítunk össze egy matematikai egyenletrendszert és az egyenletek matematikai megoldásával értjük meg a paramétereket, amik szabályozzák a viselkedést. Ezt nevezik az analitikus megközelítésnek. A harmadik megközelítés a fent említett CFD módszereknek a használatához, az, ahol a leíró differenciálegyenlet-rendszert diszkrét pontokban átalakítjuk egy sor algebrai egyenletté, majd a probléma megoldható digitális

számítógépek segítségével. A következőkben a három megközelítés előnyeit és korlátait fogom ismertetni .

Kísérleti technikák

Fizikai jelenségekről megbízható információkat adott mérések elvégzésével nyerhetünk. Bizonyos helyzetekben, egy kísérleti vizsgálathoz hozzátartozik a valós méretben történő tesztelés, azért, hogy meg lehessen jósolni a berendezés viselkedését adott körülmények között. Ugyanakkor a legtöbb gyakorlati mérnöki alkalmazáshoz, az ipari léptékű tesztelés vagy nehéz, vagy nagyon drága, vagy egyáltalán nem lehetséges. Ezt általában kisebb rendszerekkel oldják meg. Az így kapott adatokat azonban extrapolálni kell, ám ennek a teljes körű és általános szabályai ezt gyakran nem teszik lehetővé. A kisméretű modellek általában nem tudják szimulálni az ipari méretű berendezés összes funkcióját. Ez néha korlátozza a vizsgálati eredmények hasznosságát (SUN, 2007).

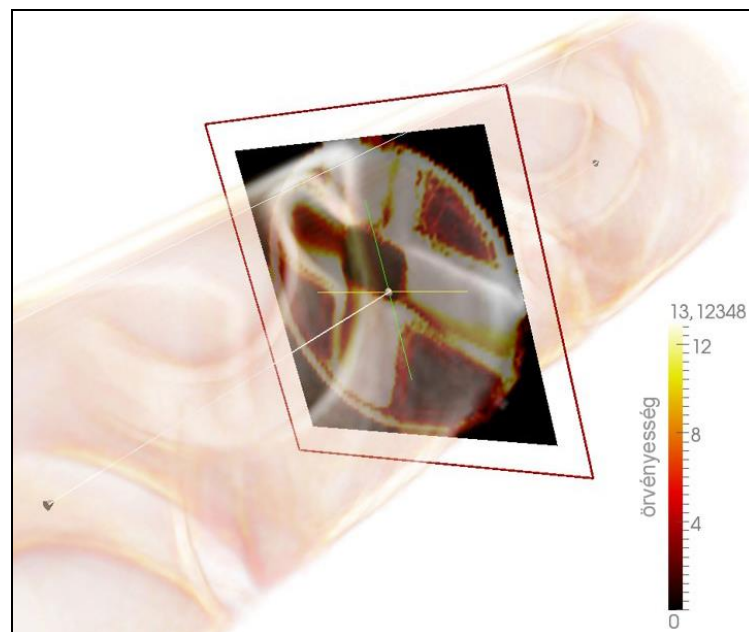
A CFD analízis

A CFD egy szimulációs eszköz, mely azt hivatott megjósolni, hogy mi fog kvantitatíve történni, amikor folyadékok áramlanak, gyakran egyidejű hőátadással, anyagátadással, fázisváltozással (olvadás, fagyás, forrás), kémiai reakcióval (égés, rozsdásodás) vagy mechanikus mozgással (dugattyúk, ventilátorok, stb.) kombinálva. Az analízis három lépésben történik: *előfeldolgozás, feldolgozás és utófeldolgozás*. Az előfeldolgozási lépés, a folyamatnak a numerikus megoldását jelenti. Ez magában foglalja a probléma átgondolását, a térmátrix felépítését, és egy számítási modell felállítását. A feldolgozáson az áramlás matematikai egyenleteinek számítógépes megoldását értjük. Ez egy nagyon intenzív, számítási teljesítmény-igényes folyamat, melynek során a számítógép több ezer egyenletet old meg. Minden esetben integrálják az egyenleteket az adott peremfeltételek figyelembevételével. Az utófeldolgozási lépésnél egy program által generált adatok alapján lehet a CFD elemzést elvégezni. Amikor a modell már megoldódott, az eredmények elemzése egyaránt történhet numerikus és grafikus módszerrel, ez utóbbi látható a 6. ábrán (MAYER, 2009).

A CFD alkalmazásai

A fluidumáramlás modellezésének sikere azon múlik, hogy a numerikus szimuláció eredményei mennyire vágnak egybe a laboratóriumi kísérletekkel, illetve a szimulációk milyen pontosan írják le olyan összetett jelenségeket, amelyek laboratóriumban nem különíthetők el egymástól (SETHIAN, 1993). Ennek eredményeként vált a CFD a mérnöki tervezés és elemzés szerves részévé számos területen. Képes megbecsülni az újonnan tervezett folyamatok teljesítményét mielőtt legyártották vagy bekapcsolták volna (SCHALDACH et al., 2000). Számos

területen elterjedt a CFD, például építészeti, műszaki kémiai, elektronikai, kőolaj- és gépipari alkalmazások léteznek. Élettani alkalmazások között említhető a szív- és érrendszeri áramlások (szív, nagy erek) modellezése, valamint a tüdő és légutakat működésének leírása. Az élelmiszerfeldolgozás területére azonban csak az utóbbi években tört be (SCOTT, 1994). Mivel a CFD technika számos előnnyel bír, gyors fejlődés ment végbe az elmúlt években az élelmiszerfeldolgozó iparban is. Modelleztek többek között például többféle szárítást, sterilizálást, fagyasztást, hűtést, szellőzést, hőkezelést, extrudálást, nagynyomású kezelést és módosított atmoszférát is (SUN, 2007).



6. ábra Kenics statikus keverővel ellátott csőmembrán áramlástani viszonyok CFD szimulációja egy kiválasztott áramlási keresztmetszete (normált örvényesség)

A CFD használatának előnyei

Technika fejlődésével napjainkban egyre több területen fedezik fel a CFD-t előnyeit, ami sok esetben teljesen vagy részlegesen kiválthatja a valós kísérleteket. Néhány általános használati jellemző:

- Egy adott térben történő áramlási eloszlás, súlyvesztés, a tömeg és a hőátadás, részecske-elválás stb. részletes megértését teszi lehetővé.
- Lehetővé teszi a geometriai változások számítását, úgy, hogy sokkal kevesebb időt és költséget igényel, mint a laboratóriumi vizsgálat.
- Költséghatékonyan és biztosan segít a léptéknövelésben, mert a modellek független fizikai törvényeken alapulnak, és így korlátlan a használatuk.

- Különösen hasznos lehet ott, ahol amúgy extrém körülmények között kellene mérni, például a magas hőmérséklet egy kemencében vagy szélsőséges a pH (XIA & SUN, 2002).
- Nagyfokú rugalmasságot biztosít, mivel a konstrukciós paraméterek megváltoztathatók a rendszer megváltozása nélkül és ezzel több, alternatív megoldás kipróbálása is lehetővé válik a mérnökök számára.
- Nagyszámú vizsgálatot tesz lehetővé (PANDEY, 2010).
- Nagy biztonságot garantál az élelmiszeriparnak, ezért már több helyen beépítették a tervezésbe és a kiértékelésbe.
- A CFD-vel kapott eredmények igen pontosak, sőt, sokszor más szimuláló eszközök nem képesek biztosítani a CFD-vel azonos megbízhatóságot.
- A CFD elemzés költséghatékony alternatíva más modellezési, tervezési módszerekhez képest (PORDAL, 2006).

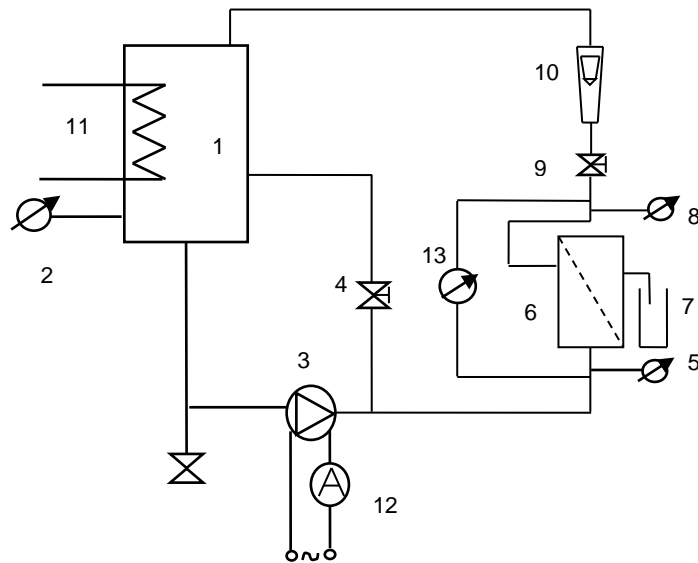
Alkalmazási problémák

Az élelmiszergyártók az új termékek előállításához egyre inkább rákényszerülnek a különböző szoftverek alkalmazására. A CFD használata közben számos problémával találja magát szembe a mérnök. Nagy sebességű számítógépek, ezt kihasználó CFD csomagok, erre képzett szakértők kellene, valamint pontos algoritmusok a mozgást leíró egyenletekhez. Ezek a problémák jelenleg akadályozzák a CFD széles körben elterjedt használatát. Emellett a hagyományos CFD csomagok egyenlőre – bonyolultságuk miatt - csak az élelmiszerek átlagos tulajdonságait modellezik, ezért nem lehet vele bizonyos fizikai-kémiai tulajdonságokat előre megbecsülni. Megfelelő szakemberekkel azonban biztosan előre lehet lépni ezeken a területeken is. Jelentős szakemberigény fog a közeljövőben jelentkezni a CFD élelmiszeripari alkalmazása és fejlesztése területén (EISENGA et al., 1998).

3. ANYAG ÉS MÓDSZER

3.1. A kísérleti membránszűrő berendezés

A laboratóriumi kísérleteket a Szent István Egyetem, Élelmiszertudományi Karának Élelmiszeripari Műveletek és Gépek Tanszékén összeállított membránszűrő berendezésen végeztem (7. és 8. ábrák), melynek kialakítása alkalmassá teszi statikus keverő vizsgálatokra és besűrítési kísérletek kivitelezésére is.



- | | |
|-----------------|----------------|
| 1. Táptartály | 8. Nyomásmérő |
| 2. Hőmérő | 9. Szelep |
| 3. Szivattyú | 10. Rotaméter |
| 4. Szelep | 11. Termosztát |
| 5. Nyomásmérő | 12. Ampermérő |
| 6. Membránszűrő | 13. Nyomásmérő |
| 7. Mérőhenger | |

7. ábra Az olaj-víz emulzió ultraszűrésre és tejsavó mikroszűrésre alkalmazott berendezés elvi ábrája.

A membránszűrő berendezés keresztáramú üzemmódban működik. A betáplált folyadék két úton recirkulálhat. Az egyik kör a szivattyún [3], a szűrőn [6] és a térfogatáramot mérő rotaméteren [10] át vezet a táptartályba, míg a másik egy megkerülő hurok. Erre azért van szükség, mert az alkalmazott szivattyú fordulatszáma nem szabályozható. A kísérletekhez kívánt nyomás és térfogatáram értékek a szabályzó szelepekkel [4; 9] állíthatók be. A szűrőmodul áramlásirányú bevezető része előtt [5], és kimeneti része után [8] lévő nyomásmérők a retentátum- és permeátumoldali nyomáskülönbséget mérik (permeátum a légköri nyomáson van). Két érték átlaga megadja az alkalmazott transzmembrán nyomáskülönbséget. Kettő különbsége viszont a szűrő hosszában tapasztalható nyomásesés értéke, de nagyobb pontosság végett egy külön

nyomásmérő lett alkalmazva [13], mely közvetlenül a membrán hosszában keletkező nyomásesést méri. Alkalmazása a statikus keverővel véghezvitt mérések során különösen fontos. [5] és [8] nyomásmérők jellemzői: típus: EN837-316SS WIKA; mérési tartomány: 0-6 bar; felbontás: 0,2 bar. [13]-as nyomásmérő adatai: Típusa: DDR.GF 279/9.; mérési tartomány: 0-6 bar; felbontás: 0,1 bar. Rotaméter [10] adatai: három fajtát is alkalmaztam. Olaj-víz emulzió és tejsavó szűrésnél a következő típust használtam: VEB MLW PRÜFGERATE-WERK MEDINGEN/SITZFREITAL/GDR; mérési tartomány: 20-300 L/h, felbontás: 10 L/h. Kerámia és polimer alapú membránok összehasonlító kísérleteknél: UNIROTA 96-150-719; mérési tartomány: 50-500 L/h; felbontás: 5 L/h. Kapilláris membránszűrésnél: UNIROTA RM-04, 95-179-1200; mérési tartomány: 300-3000; felbontás: 50 L/h.



8. ábra Az olaj-víz emulzió ultraszűrésre és tejsavó mikroszűrésre alkalmazott membránszűrő berendezés.

A szűrletet a 7. számú mérőhengerbe gyűjtöttem. A táptartályban lévő emulzió állandó hőmérsékletét a LAUDA E100 [11] típusú termosztát biztosította (mérési tartománya 25-120°C, felbontás 0,1°C, pontosság $\pm 0,5^\circ\text{C}$, teljesítmény 1,6 kW). A tartály falát szigetelés borítja azért, hogy az emulzió hőmérséklete minél kisebb mértékben ingadozzon. Az emulzió hőmérsékletét a tartályba épített hőmérővel [2] lehet mérni.

3.2. Az olaj-víz emulzió szétválasztásának eszközei

A kísérletek során műanyag lap-, kerámia cső- és kerámia kapilláris membránokat alkalmaztam, melyek alapvető tulajdonságait a 5. táblázat mutatja be. A 9. ábrán látható a kerámia

csőmembrán és a befogó háza, valamint a kapilláris membrán. A gyártók sorrendben a következő cégek voltak: BFM Germany (1), Pall Exekia (2), Hyflux (3). A kerámia kapilláris membrán további adatai: kapillárisok száma $n = 40$, belső átmérő = 3 mm.

5. táblázat A olaj-víz emulzió elválasztásához használt membránok.

	Membrán jelölése	Típusa	Anyaga	Pórusméret	Felület
1.	BFM 70100-P	Lap	PAEK*	100 kDa	470 cm ²
2.	TI-70-20-Z	Cső	Cirkónium-oxid	20 nm	50 cm ²
3.	M20-011-0.04	Kapilláris	Alumínium-oxid	20 nm	400 cm ²

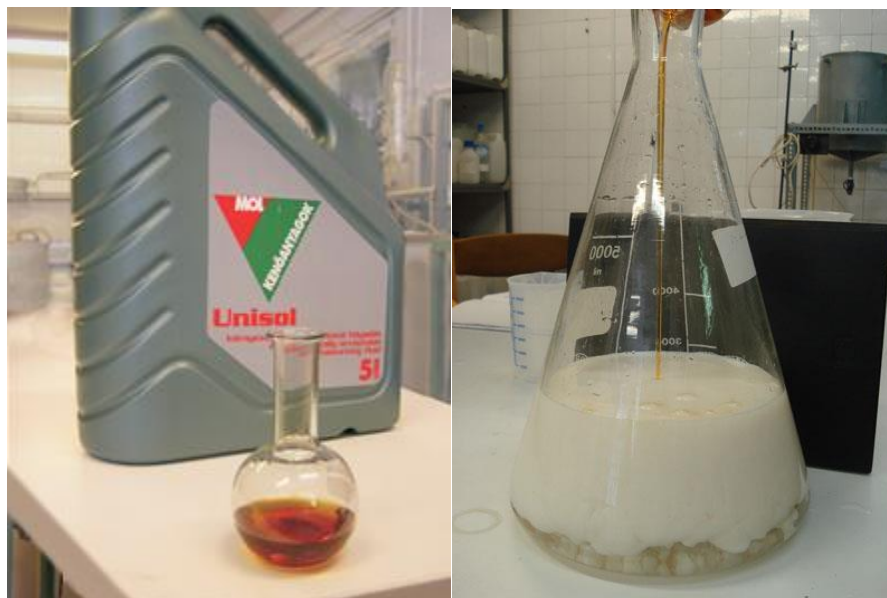
*PAEK – Poly Aril Éter Keton



9. ábra A kerámia csőmembrán és szerelvényei (balra) és az Inocep kerámia kapilláris membrán (jobbra).

Kísérleti anyagnak stabil olaj-a-vízben emulziót használtam, melyet MOL Unisol hűtő-kenő folyadékból állítottam elő desztillált víz hozzáadásával (10. ábra). A hűtő-kenő folyadék ipari mikroemulziós ásványi olaj, amely vízhez adva - összetétele révén remekül, akár keverés nélkül, - stabil emulziót alkot. Az olajból és ioncserélt vízből 5 m/m% koncentrációjú emulziókat készítettem. Az általam választott koncentráció megfelel az ipari környezetben is alkalmazottnak. Maga az emulzió tejszerű, nagy stabilitású folyadék, kémhatása közel semleges. Az 5 m/m% koncentrációjú emulzió sűrűsége 992,3 kg/m³, dinamikai viszkozitása 50 Celsius fokon $1,278 \cdot 10^{-3}$ Pas. MOL Unisol olaj teljes technikai leírása az M2-es mellékletben található.

Az olajtartalom meghatározását a Magyar Szabványügyi Testület által kiadott „A szennyvizek zsír és olajtartalmának meghatározásáról” szóló MSZ 260-22:1974-es szabvány alapján végeztem. A betáplált emulzió és a szűrletek olajra nézett koncentrációját UV spektrofotométerrel (Miltron Roy, Spectronic Genesys 5) határoztam meg, $\lambda = 600$ nanométeren, a méréshez használt küvetták anyaga optikai üveg volt.



10. ábra A MOL Unisol emulziós olaj (balra) és 5 m/m% emulzió (jobbra)

Egy új membrán kondicionálása és tisztítása után ionmentes vízzel végeztem el az úgynevezett tiszta víz fluxus méréseket. A berendezést 1 m/m%-os citromsav oldattal, illetve 1 m/m%-os ULTRASIL-11 (Ecolab) oldattal mostam. A mosást 50 °C hőmérsékleten és 250 L/h térfogatáramon végeztem. A tisztítás kezdetben túlnyomásmentesen, majd bizonyos idő elteltével 50 kPa túlnyomáson történt. A tisztítás ideje 45 perc volt. Egy mosás alkalmával egyszer cseréltem a mosófolyadékot.

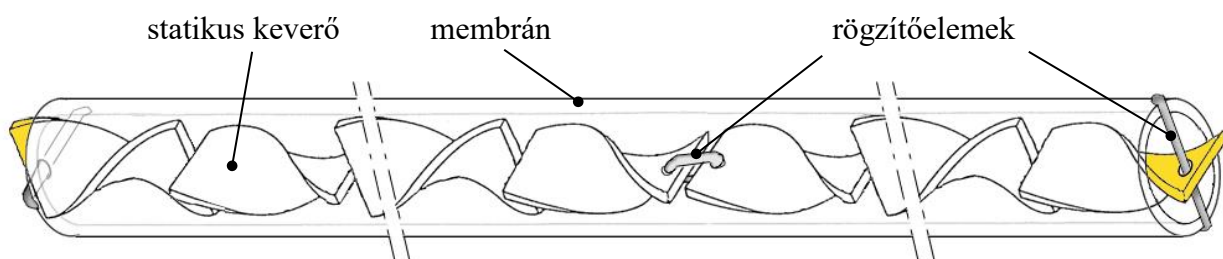
Egy adott membrán tisztítása és kondicionálása után következhetett az emulzió szétválasztási kísérlet. Az olaj-víz emulzió táptartályba öntése után beállítottam a kísérlettervben előírt üzemi paramétereket (transzmembrán nyomáskülönbség, recirkulációs térfogatáram, hőmérséklet), majd három alkalommal megmértem a permeátum fluxust, a későbbiekben ezek átlagával számoltam. A méréseket elvégeztem statikus keverő használata, illetve mellőzése mellett is.

Az emulzió membránszűrése, valamint a rendszer leengedése után, tiszta vízzel töltöttem fel a rendszert és ez esetben is meghatároztam több mérési ponton a szűrletfluxust. Az így kapott adatokból az oldószer dinamikai viszkozitásának ismeretében meghatároztam a teljes ellenállást

az öblítés után. Ezen módszer esetén elhanyagolható a koncentráció-polarizációból fakadó ellenállás és a kapott mérési eredményekből közvetlenül meghatározhatóvá vált a membrán eltömődése.

Az olaj-víz emulzióval végzett kísérletek után ismét átöblítettem a berendezést, majd a korábban említett mosószeres mosást végeztem. Mosást ismét öblítés követte, majd tiszta vízfluxus mérést végeztem, hogy ellenőrizzem a rendszer állapotát. A folyamatot addig ismételttem, amíg a kiindulási, tiszta membránnal és desztillált vízzel mért fluxusértéket nem nyertem vissza.

A szűrletfluxus további növekedése végett, statikus keverőt építettem be a sűrítmény oldalra kerámia csőmembránon belül. Választásom a kereskedelemben is kapható Kenics (Omega, USA) keverőre esett, azon belül az FMX8124-AC típust választottam (12. ábra), mivel 6,35 mm külső átmérője jól illeszkedett az általam használt 6,8 mm belső átmérőjű csőmembránba. A perdítőelem anyaga poliacetát, ami jól ellenáll a szerves oldószereknek. A 24 perdítőelemű keverő hossza 152,4 mm. Mivel a csőmembrán hossza 250 mm, a keverőt meg kellett toldani. Rögzítést egyszerű dróttal végeztem, amit a műanyag keverőbe fűrt lyukakon fűztem át (11. ábra). Így a teljes csőhosszba összesen 40 perdítőelem lett beépítve. A Kenics FMX keverő azonban bizonyíthatóan növeli a művelet üzemeltetési költségét (GASPAR et al., 2014) ezért új, a membránszűréshez optimális statikus keverőket is fejlesztettem és teszteltem. A doktori munkám keretében létrehozott keverők (13. ábra) az Eredmények című fejezetben kerülnek részletesebb bemutatásra.



11. ábra A statikus keverő elhelyezkedése és rögzítése a csőmembránban



12. ábra A kísérletekben alkalmazott Kenics statikus keverő.



13. ábra Doktori munkám keretében CFD eredmények alapján létrehozott keverők

3.3. A tejsavó mikroszűrési kísérletek eszközei

A kísérleteket 3 különböző pórusméretű kerámia mikroszűrő csőmembránon végeztem el, a kísérleti anyag sajtgyártáskor keletkezett édes savó volt (6. táblázat), amit kísérleteimhez a Somasajt Kft. biztosított. A laboratóriumi membránszűrő berendezés részletes ismertetése a 3.1. fejezetben megtalálható. Az alkalmazott kerámia csőmembránokat a 7. táblázat mutatja be.

Első lépésben megtörtént a membránok tesztelése (screenelés), ahol kiválasztásra került a 3 lehetséges membrán közül a szeparációra legalkalmasabb. A tesztelés során a vizsgálni kívánt paraméter-tartomány középpontjában (transzmembrán nyomás $TMP = 2 \cdot 10^5$ Pa, recirkulációs térfogatáram $RFR = 100$ L/h) fluxus-, és visszatartás mérések történtek. A különböző

komponensekre nézett visszatartást a kísérlet elején, illetve 15 perc eltelté után is megmértem.

A megfelelő membrán kiválasztása után, visszatartási kísérleteket végeztem el a meghatározott paraméter tartományok alsó és felső határain (8. táblázat), illetve a középpontokban. A kísérleteket először statikus keverő nélkül (NSM - no static mixer), majd statikus keverővel (SM – static mixer) is elvégeztem. A statikus keverő a 3.2.-es fejezetben bemutatott Kenics típusú volt (FMX8124-AC, Omega, USA).

A minták összetétele spektrofotométeres meghatározáson alapuló módszerrel lettek vizsgálva.

6. táblázat Alkalmazott tejsavó kiindulási összetétele (m/m %)

Szárazanyag tartalom	Zsírtartalom	Fehérjetartalom	Laktóz tartalom	Egyéb
7,55%	0,18%	0,67%	5,45%	1,25%

7. táblázat Kísérletekben alkalmazott membránok

	50nm membrán	200nm membrán	1,4 μm membrán
Nominális pórusméret:	50 nm	200 nm	1400 nm
Típus:	Membralox kerámia csőmembrán (Pall, USA)		
Belső átmérő:	6,8 mm	6,8 mm	6,8 mm

3.4. Az alkalmazott membrántechnikai számítások összefoglalása

A permeátum fluxusának meghatározását köbözéssel végeztem a következő jól ismert összefüggés alkalmazásával:

$$J_p = \frac{V}{t \cdot A} \quad [m^3 s^{-1} m^{-2}] \quad (22)$$

ahol V a permeátum térfogata [m^3], t a V térfogat gyűjtéséhez szükséges idő [s], és A a membrán hasznos felülete [m^2]. A köbözésnél alkalmazott mérőhenger méretét (átmérőjét) úgy választottam, hogy a feltöltési sebessége ne legyen kisebb, mint 1 mm/s (felszín haladási sebessége). Az így számolt szűrletfluxusoknál a mérési hiba kevesebb, mint 2%. A nagyon lassú térfogatáramoknál sem haladja meg a mérési hiba az 5%-ot.

A statikus keverő és a keverő nélküli eljárások összehasonlításhoz a továbbiakban bemutatott képleteket alkalmaztam KRSTIC et al. (2002) munkája alapján:

A fluxus növekedés (FI) megmutatja, hogy a hagyományos üzemmódhoz képest a statikus keverő beépítésével hogyan változik a membránon áthaladó szűrlet mennyisége. Amennyiben értéke pozitív, abban az esetben a fluxus nőtt.

$$FI = \frac{J_{p,SM} - J_{p,NSM}}{J_{p,NSM}} \cdot 100 \quad (23)$$

$J_{p,SM}$: permeátum fluxusa statikus keverő alkalmazásával [$\text{m}^3\text{m}^{-2}\text{s}^{-1}$]

$J_{p,NSM}$: permeátum fluxusa statikus keverő nélkül [$\text{m}^3\text{m}^{-2}\text{s}^{-1}$]

A "P" a folyadék keringtetéséhez szükséges teljesítményt fejezi ki:

$$P = RFR \cdot \Delta p \quad [\text{W}] \quad (24)$$

ahol, RFR: a sűrítmény recirkulációs térfogatárama [m^3s^{-1}] és Δp : a membráncsőben hosszirányban – a súrlódás hatására – bekövetkező nyomásesés [Pa].

Az egy köbméter szűrlet kinyeréséhez szükséges energia (E) meghatározható a mérési adatok alapján a (25) egyenlet segítségével:

$$E = \frac{P}{J_p \cdot A} \quad [\text{J m}^{-3}] \quad (25)$$

ahol, E: fajlagos energiafogyasztás [J m^{-3}], A: a membrán hasznos felülete [m^2], P: a keringtetéshez szükséges teljesítmény [W], J_p : permeátum fluxus [$\text{m}^3\text{m}^{-2}\text{s}^{-1}$].

A PR érték összehasonlítja a hagyományos és a keverővel végzett kísérletekhez szükséges teljesítményt, azaz a statikus keverő okozta teljesítmény-csökkenés változását mutatja %-ban. Ha értéke pozitív, akkor kisebb a berendezés teljesítmény igénye; ha negatív, nő a berendezésünk teljesítmény felvétele statikus keverő beépítése után:

$$PR = \frac{P_{NSM} - P_{SM}}{P_{NSM}} \cdot 100 \quad [\%] \quad (26)$$

ahol P_{NSM} : statikus keverő nélküli és P_{SM} : statikus keverővel végzett mérés keringtetéséhez szükséges teljesítmény [W].

Kiszámítva az energia megtakarítást (ER) jól látható, hogy végső soron gazdaságosabb lenne a művelet vagy sem. Amennyiben ER pozitív, akkor energiát takarítunk meg a statikus keverővel:

$$ER = \frac{E_{NSM} - E_{SM}}{E_{NSM}} \cdot 100 \quad [\%] \quad (27)$$

ahol E: fajlagos energiafogyasztás statikus keverő nélkül E_{NSM} és statikus keverővel E_{SM} végzet mérések esetében [$J m^{-3}$].

A membráneltömődési jelenség jellemzésére a mikro- és ultraszűrésnél általánosan használt ellenállás-modellt alkalmaztam; ennél a modellnél a permeátum fluxus (J) és a művelet hajtóerejét jelentő transzmembrán nyomás (TMP) közötti kapcsolat a (12) és (13) egyenletek felhasználásával jól leírható:

$$J = \frac{TMP}{\eta \cdot [R_M + (R_H + R_G + R_F)]} \quad [m^3 m^{-2} s^{-1}] \quad (28)$$

ahol η : az emulzió dinamikai viszkozitása [$Pa \cdot s$], R_M : a membrán-ellenállás [m^{-1}], R_H : határréteg ellenállása [m^{-1}], R_G : a membrán felszínén kialakuló gélréteg ellenállása [m^{-1}], R_F : a nem eltávolítható gélfoltokból és póruseltömődésből, pórusdugulásból származtatható eltömődés mértékét jelenti [m^{-1}]. R_H , R_G és R_F együttes hatása adja ki a koncentráció-polarizáció miatt fellépő ellenállást (R_P).

A membrán ellenállását tiszta vízfluxus méréssel lehet meghatározni. Ezt követően, az emulzió szűrletfluxusából meghatározható a kialakuló teljes ellenállás. Membrán ellenállás ismeretében meghatározható az összes, szűrés közben kialakuló, ellenállás (R_H , R_G és R_F együttes hatása).

A térfogatra nézett besűrítési arány vagy más nevén VCF (volumetric concentration factor) az emulzió besűrítési kísérletek során fontos paraméter. Meghatározása a kiindulási térfogattól (V_0) [m^3] és a retentátum pillanatnyi térfogatából (V_R) [m^3] számítható ki a következő képlet alapján:

$$VCF = \frac{V_0}{V_R} \quad [-] \quad (29)$$

Százalékos komponens visszatartást (R_i %) a kiindulási-, és a permeátum koncentrációból számoltam a (30) egyenlet szerint:

$$R(\%) = \frac{c_b - c_p}{c_b} \cdot 100 \quad [\%] \quad (30)$$

ahol, c_b a betáplált elegy koncentrációja [$m/m\%$], c_p a szűrlet koncentrációja [$m/m\%$].

3.5. A lineáris és nem-lineáris teljes faktoros kísérlettervek

A vizsgált paraméterek visszatartásra kifejtett hatását 2^P (illetve később 3^P) típusú teljes faktoros kísérleti tervek segítségével végeztem (KEMÉNY & DEÁK, 2000). Ennél a módszernél a független változókat faktoroknak nevezik, melyek nem csak mennyiségi, hanem minőségi is lehetnek. A 2^P típusú tervek szinte tetszőleges (p) faktort tartalmazhatnak, mindegyiket két szinten vizsgálják. Ha minden beállításnál egyetlen kísérletet végzünk, a kísérleti terv $N=2^P$ pontot tartalmaz, tehát további előnye ennek a módszernek, hogy viszonylag kevés számú méréssel jól közelíthető az ismeretlen célfüggvény. A kísérleteim során a permeátumfluxust és az adott komponensre nézett visszatartást 3 faktor függvényében vizsgáltam, a tartomány határai a 8. táblázatban vannak feltüntetve.

8. táblázat A kísérletben vizsgált tartományok

Hatás	Faktor	Tartomány
TMP [10^5 Pa]	Z_1	1 – 3
RFR [L/h]	Z_2	50 - 150 L/h (0,4-1,2 m/s)
Statikus keverő	Z_3	SM és NSM

Az alapszint és a variációs intervallum meghatározása után a faktorokat transzformálni kell, ezután felállítható a feltételezett modell (31), vagy más néven elméleti regressziós függvény:

$$Y = \beta_0 + \beta_1 x_1 + \beta_2 x_2 + \dots + \beta_p x_p \quad (31)$$

ahol, Y lehet kvalitatív (pl. van statikus keverő vagy nincs statikus keverő beépítve) vagy kvantitatív mutató (esetemben szűrletfluxus és visszatartás), x_i - transzformált faktor, β_0 – konstans, β_i - becült paraméter.

A modell akkor adekvát, ha a 2^P terv centrumában végzett mérések átlaga nem tér el a lineáris modell konstansától (β_0). Ezért a vizsgált tartományok centrumában is kell méréseket végezni.

A kísérleti tervet matematikai módszerek felhasználásával úgy célszerű megválasztani, hogy a kísérlet információtartalma maximális legyen, ill. az adott információ megszerzéséhez a legkevesebb kísérletet kelljen elvégezni.

Mivel eredményeim kiértékeléséhez a lineáris modell nem minden esetben volt megfelelő, ilyenkor másodfokú modell illesztésére volt szükség. Kétszintes tervekre másodfokú modell nem illeszhető, a kétszintes tervet tovább kellett fejleszteni másodfokú tervvé. Ilyen tervek a 3^P típusú tervek, illetve a kompozíciós tervek.

A nem-lineáris modellek kidolgozásához 3^P típusú teljes faktoros kísérleti tervet alkalmaztam. Ennél a módszernél az ismeretlen optimalizálandó függvényt, a 2^P -hez hasonlóan szintén egy viszonylag egyszerű, empirikus függvénnyel helyettesítjük. A modell illesztése után, a folyamatot leíró függvény segítségével keressük a független változóknak az optimális működés tartományát jellemző értékeit.

A kísérleti tervben csak mennyiségi faktorokat vizsgálók, a kétszintes tervbe beiktattam centrumponthoz végzett ismételt méréseket. A centrumban végzett ismételt mérésekkel teljes ismétlés nélkül végrehajtott terv esetén is (a centrumban néhány mérést végezve) lehetőségünk van a véletlen hiba varianciájának modelltől független becslésére. A centrumban végzett mérés lehetőséget teremt annak ellenőrzésére, hogy az alkalmazott modell megfelelő-e. Ha a modell adekvát, a centrumbeli mérések középértéke és az illesztett modell konstans tagja (b_0) közötti eltérés csakis a véletlen hiba miatt térhet el egymástól (KEMÉNY & DEÁK, 2000).

A nem-lineáris elméleti regressziós függvény:

$$Y = b_0 + \sum b_L X_L + \sum b_Q X_Q^2 + \sum b_{nm} X_n \cdot X_m \quad (32)$$

ahol Y - függő változó, b_0 az illesztett modell konstans értéke, X_L lineáris transzformált faktor (-1 és 1 közötti érték), b_L becsült paraméter (X_L hatás szorzója), X_Q négyzetes transzformált faktor és annak becsült hatása (b_Q), $X_n X_m$ – kölcsönhatás és annak becsült paramétere (b_{nm}).

Pl. 3 faktorra:

$$Y = b_0 + b_1 x_1 + b_2 x_2 + b_3 x_3 + b_{12} x_1 x_2 + b_{13} x_1 x_3 + b_{23} x_2 x_3 + b_{11} x_1^2 + b_{22} x_2^2 + b_{33} x_3^2 \quad (33)$$

Ahol x_1 , x_2 és x_3 a transzformált faktorok (hatások), értéke $-1 \leq x \leq 1$; \mathbf{b} : konstans vagy x érték szorzója, becsült paraméter.

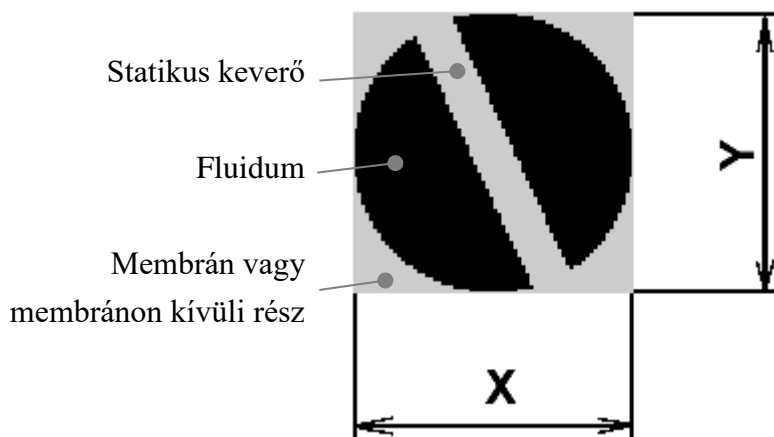
3.6. A számítógépes szimuláció

Számításos folyadékdinamikát modellező programkódhoz (angolul Computational Fluid Dynamics, röviden CFD) Lattice (rács) Boltzmann algoritmust alkalmazó nyitott forráskódú szoftvert használtam. Bemenete és kimenete egy többdimenziós mátrix. Maga az algoritmus a <http://www.openlb.org> (OPENLB, 2012) weboldalon volt elérhető a kutatás pillanatában, de dolgozatírásakor már a <http://www.numhpc.org/openlb/> (NUMHPC, 2016) címre lett áthelyezve.

3.6.1. Boltzmann algoritmus bemenete

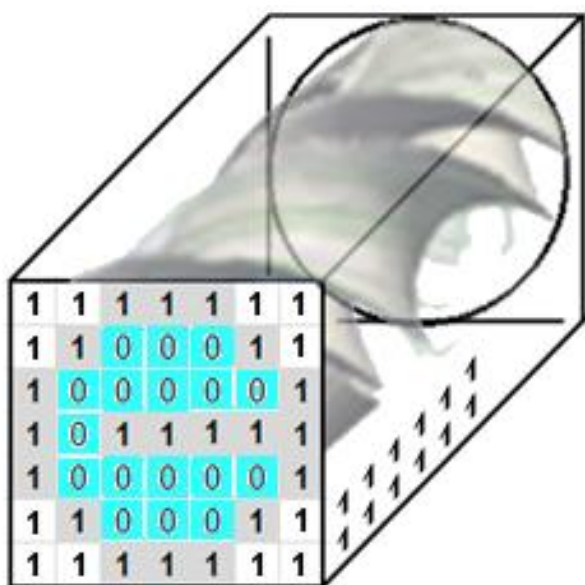
A kutatásomban a Boltzmann algoritmus bemenete egy 3 dimenziós mátrix, ahol a membránt körbevevő téglalapot alakú teret 0,1 mm-es részecskékre osztottam. Síkként minden egyes pontra

kiszámoltam az adott keresztmetszet felépítését, van-e ott fluidum vagy nem (14. ábra). Az áramló fluidum részecskéje 0 jelölést kapott, szilárd részecskék (membrán, statikus keverő és a membránon kívüli rész) 1-es jelölést kaptak.



14. ábra Egy véletlenszerűen kiválasztott sík áramlási keresztmetszete (2D mátrix képre átalakítva). Fekete pixel=0, szürke=1

Minden egyes síkra elvégezve a számítást, megkaptam a teret leíró 3D mátrixot (15. ábra).



Teljes 3D mátrixot leíró szövegfájl egy sorának a felépítése:

X_i, Y_j, Z_k, P

Ahol

$X_i=0..71$

$Y_j=0..71$

$Z_k=0..251$

$P= 0$ (fluidum) vagy 1 (nem fluidum)

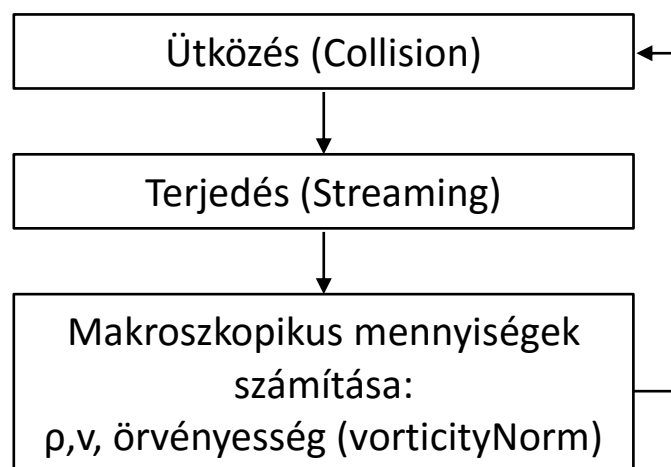
15. ábra Boltzmann algoritmus bemenő mátrix vizuális leírása (balra) és felépítése (jobbra)

Az említett mátrix egy szövegállományként került lementésre, ahol minden egyes sor egy térbeli pontot ír le. Ilyen formában került bemenetként az algoritmus feldolgozására.

3.6.2. Boltzmann algoritmus

Nagyon sokáig a rács-Boltzmann (CHEN & DOOLEN, 1998) módszer szűk keresztmetszete a jelentős számítási kapacitás igény volt, azonban az informatikai technológia gyors fejlődése lehetővé tette, hogy a módszer egyre gyakoribb megoldás legyen az olyan összetett mérnöki

problémákra, mint például az áramlástani folyamatok modellezése. Az Újvidéki Technológiai Egyetemmel közösen futtattuk az általam elkészített bemenő mátrixokat egy ottani, közvetlen erre a célra összerakott, akkori csúcs asztali számítógépen (16 Gb RAM, 8x2 GHz processzor). Egy kiválasztott időpillanatot leíró multidimenziós mátrix számítása 2-3 napot vett igénybe. Az algoritmus forráskódja C++ programnyelvben volt elérhető az OpenLB letöltő oldalán, egy külső URL címen (OPTILB, 2012). Kutatásom szempontjából, maga az algoritmus akár feketedobozként is tekinthető, ahol ismertem a bemeneti mátrix felépítését és a kimenő adatok formátumát. Ebben az esetben a rács-Boltzmann módszer a makroszkopikus dinamikának egy 0,1 mm méretű részecske-szintű közelítésének tekinthető. Az eljárás Boltzmann transzportegyenletén alapul, amely a részecske eloszlásfüggvény időbeli változását írja le egy jellemző állapotban.



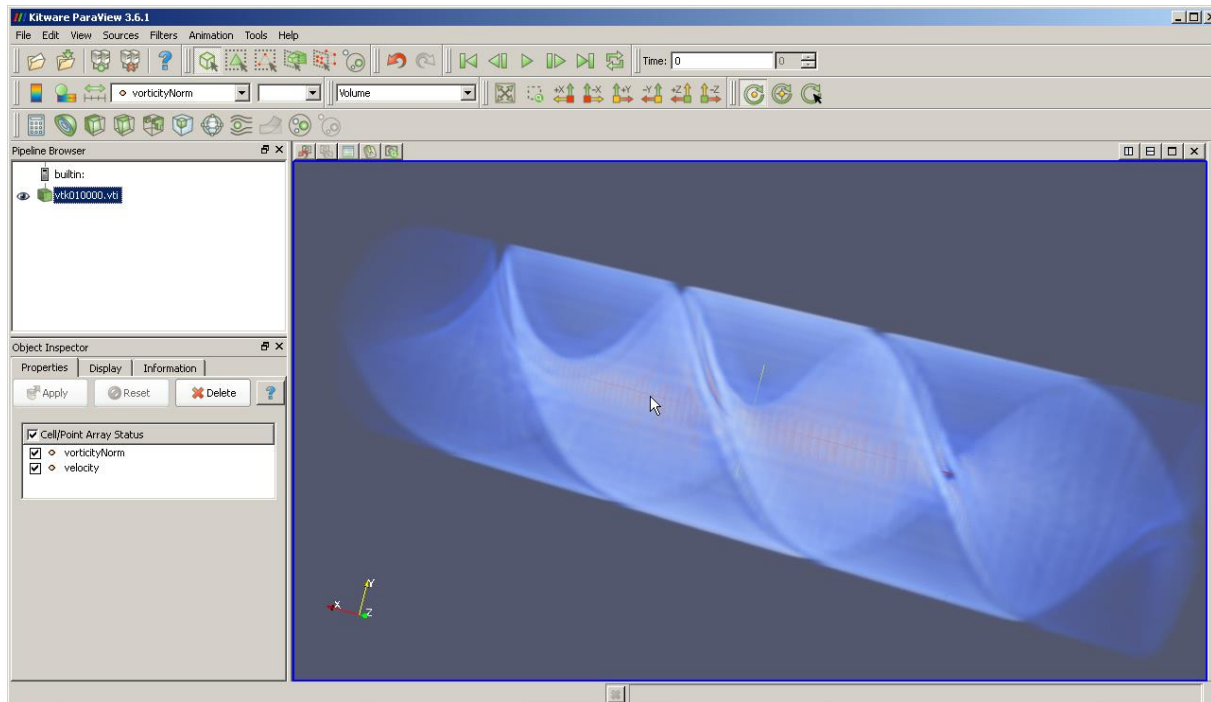
16. ábra A rács-Boltzmann módszer algoritmusának folyamatábrája

Mivel a fenti algoritmus az általam alkalmazott számítógépes szimulációba már be van építve, annak működését dolgozatomban nem részletezem, csak a bemeneti és kimeneti adatokat.

3.6.3. Boltzmann algoritmus kimenete

Az algoritmus kimenete egy kiválasztott időpillanatot leíró többdimenziós mátrix, ami egy 3D mátrixként is értelmezhető, ahol minden egyes elme egy pont, ami további vektorokat és információkat tartalmaz az adott részecskéről. A kutatásomban ezek pontonként egy sebesség vektor (velocity) és az örvényesség (vorticityNorm). A sűrűség folyadékok esetében állandó. A kimenet egy .vti kiterjesztésű szövegfájl, ami kompatibilis a Paraview szoftverrel, ami egy nyílt forráskódú, többplatformos adatelemző és vizualizációs alkalmazás (PARAVIEW, 2012). ParaView-ban gyorsan megoldható az adathalmazunk megjelenítése, illetve kvalitatív és kvantitatív módszerekkel történő elemzése. Az adatok feltárása elvégezhető interaktívan 3D-s környezetben vagy programozottan a ParaView köteget feldolgozási képességeinek köszönhetően (17. ábra). A szoftvert rendkívül nagy adatbázisok - megosztott számítási erőforrások segítségével

történő elemzésére fejlesztették. Az Eredmények című fejezetben található CFD képek a ParaView program 3.6.1 verziójának segítségével készültek.



17. ábra A ParaView 3.6.1 grafikus kezelőfelülete (képernyőkép)

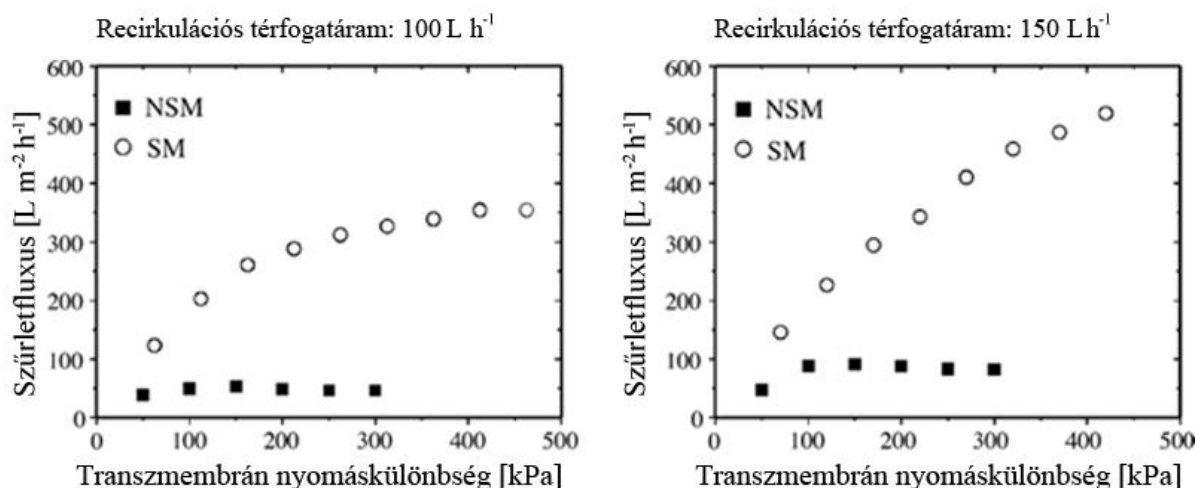
4. EREDMÉNYEK

4.1. A statikus keveréssel intenzifikált ultraszűrés optimalizálása stabil olaj- a-vízben típusú mikroemulzió modelloldattal

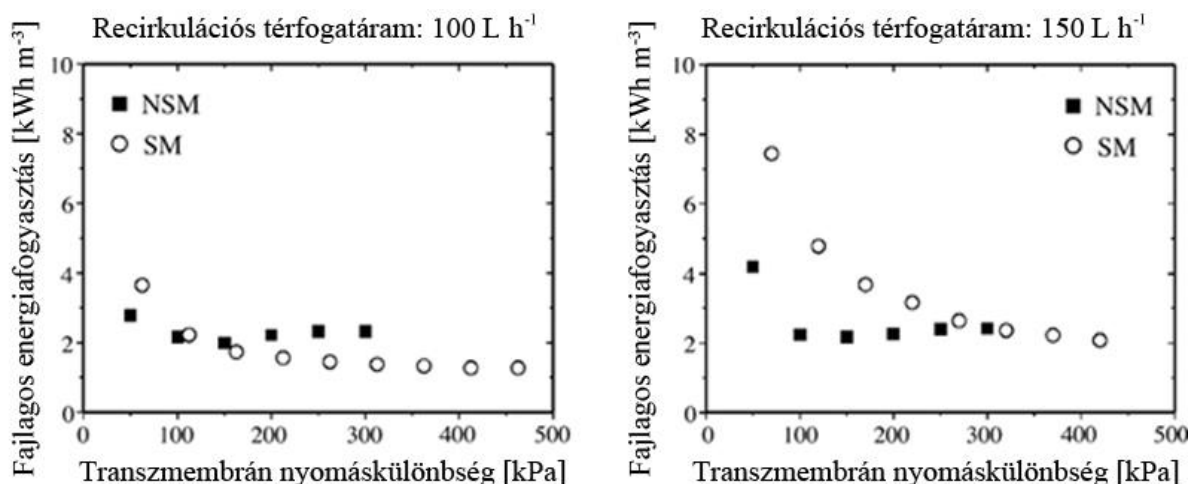
Ebben a fejezetben bemutatom a környezetvédelmi szempontból fontos ultraszűrés és a szeparációs művelet intenzifikálásában fontos szerepet játszó statikus keverés optimalizálása során elért eredményeimet. Az optimalizálást energetikai és teljesítmény szempontból végeztem. Az eredmények a kutatás sorrendjét tükrözik. Először alapvető vizsgálatokat végeztem, megkerestem a vizsgálandó tartomány határait. Ezután feltérképeztem a műveleti paraméterek összefüggéseit és a felállított modellek segítségével optimalizáltam ezt az újdonságnak számító kombinált elválasztási módszert.

4.1.1. A Kenics keverő alapvető hatásának vizsgálata 20 nm pórusmértű kerámia csőmembránon történő szeparáció során

A 20 nm névleges pórusmértű kerámia csőmembrán segítségével vizsgáltam részletesen a műveleti paraméterek hatását (nyomás, recirkulációs térfogatáram és statikus keverés) a szűrés teljesítményére (fluxus, visszatartás, energiafelhasználás). A 18. ábra a különböző transzmembrán nyomáskülönbségnél meghatározott állandósult szűrletfluxus értékeket mutatja be 100 és 150 L/h térfogatáram értékeknél. A mérések számát addig ismételttem, amíg a transzmembrán nyomáskülönbség (TMP) növekedése mellett a szűrletfluxus értéke közel azonos maradt. Kivétel a 150 L/h térfogatáramon végzett méréseknél, ahol a statikus keverő (SM) alkalmazásával elértem a berendezés képességeinek felső határát, nem tudtam tovább növelni a transzmembrán nyomáskülönbséget. A hagyományos üzemmódban történt mérési adatokat NSM (No Static Mixer) felirat jelzi, a Kenics típusú statikus keverővel felszerelt membránnal történt szűréseket pedig az SM (Static Mixing).



18. ábra Szűrletfluxus változása a transzmembrán nyomáskülönbség függvényében statikus keverő (SM) és statikus keverő nélküli (NSM) üzemmódban.
Recirkulációs térfogatáram: 100 L h⁻¹ (bal) és 150 L h⁻¹ (jobb)



19. ábra Fajlagos energiafogyasztás (E) a transzmembrán nyomáskülönbség függvényében (TMP) statikus keverő (SM) és statikus keverő nélkül (NSM).
Recirkulációs térfogatáram: 100 L h⁻¹ (bal) és 150 L h⁻¹ (jobb)

A 18. ábrán látható, hogy a statikus keverővel felszerelt csőmembrán esetén szignifikánsan nagyobb szűrletfluxusokat kaptam, a keverő nélküli kísérlethez képest. A jelenség magyarázata az, hogy a statikus keverés miatt összetett áramlás keletkezhet a membrán felületével párhuzamosan és ezen áramlásokból származó erőhatás késlelteti az olajcseppecskék feldúsulását a membrán előtt és az olaj lerakódását a membránon.

Azonban a lejátszódó folyamat összetett. A Kenics keverőt úgy tervezték, hogy egy perdítőeleme működés közben először két részre osztja a fluidumot, majd a következő rövid szakaszon 90°-ban elforgatja azt. Ez a mechanizmus perdítőelemenként megismétlődik. A fluidum rétegződése, a lecsökkent hidrodinamikai átmérő és a perdítőelemek kezdő felületével

derékszögben való ütközés miatt, a membrán hosszában mérhető nyomásesés is megnő a Kenics statikus keverő alkalmazásakor. Ez a jelenség kimutathatóan növeli a szivattyúzási teljesítmény igényt, és behatárolja a műveleti paramétereket. Az fajlagos energiaszükséglet növekedésének értékei a 19. ábrán láthatók. Az ábrán megfigyelhető, hogy – a transzmembrán nyomáskülönbség mellett - javarészt a betáplált elegy áramlási sebessége (vagy recirkulációs térfogatárama) dönti el az energiaigénybeli különbséget.

A másik fontos megfigyelés az, hogy a statikus keveréssel kombinált szűrés esetén a kritikus nyomás értéke is változik az áramlási sebességgel; a hagyományos (NSM) üzemmódban 100 L/h térfogatáramnál megközelítőleg 50 Lm⁻²h⁻¹ az elérhető legnagyobb fluxus, statikus keveréssel ugyanilyen körülmények között 350 Lm⁻²h⁻¹-ig növelhető ez az érték. Ezzel szemben a 150 L/h térfogatáramnál a statikus keverő nélküli szűrésnél (NSM) az állandósult szűrletfluxus kb. 100 Lm⁻²h⁻¹. Statikus keverő alkalmazásával, a vizsgálati tartományban nem tudtam elérni az állandósult szűrletfluxus értékét, mivel nem tudtam 420 kPa-nál nagyobb nyomást beállítani. A szűrletfluxus ebben az esetben várhatóan még tovább növekedett volna az állandósult értékig (18. ábra).

A 19. ábra jól láthatóan mutatja azt a jelentős eredményt, hogy a hajtóerő és a recirkulációs áramlási sebesség kombinációinak egyes beállításainál elérhető, hogy a szűrés fajlagos energiaigénye (E) a statikus keverés jelenlétében (SM), az üres csőmembránhoz hasonlítva (NSM) akár alacsonyabb is lehet.

A statikus keverős és keverő nélkül mért eredményekből százalékban kifejezett fluxusnövekedés (FI) (23) és energia megtakarítás (ER) (27) értékeit a 9. táblázat foglalja össze. Egyszerűen úgy is fogalmazhatunk, hogy ha a 9. táblázat valamely értéke negatív, úgy a statikus keverés negatív hatással van a folyamatra.

9. táblázat Statikus keverő és statikus keverő nélküli membránszűrés fluxusnövekedésre (FI) és energiamegtakarításra (ER) kifejtett hatásának összehasonlítása különböző transzmembrán nyomáskülönbség és recirkulációs térfogatáram alkalmazásával.

TMP (kPa)	ER (%)		FI (%)	
	RFR = 100 L h ⁻¹	RFR = 150 L h ⁻¹	RFR = 100 L h ⁻¹	RFR = 150 L h ⁻¹
70	-37	-139	206	109
150	10	-86	334	193
220	35	-35	521	285
300	42	0	607	430

A 9. táblázat utolsó két oszlopából jól látszik, hogy igaz az a korábbi megállapítás, miszerint a szűrletfluxus minden esetben nőtt a kísérlet során, mivel a (23)-es képletből számolt szűrletfluxusok százalékban kifejezett növekedése (FI) pozitív értéket adott. Egyértelmű az is, hogy a magasabb transzmembrán nyomáskülönbség értékeken hatékonyabb a statikus keverés alkalmazása (nagyobb TMP értékeken nagyobb lesz a (27)-es képlet alapján számolt energiamegtakarítás (ER) százalékos értéke). Például 300 kPa nyomás esetén, 100 L/h térfogatáramnál hatszorosára nőtt a szűrlet fluxusa, miközben a fajlagos energiafogyasztás valamivel több, mint 40%-kal csökkent a hagyományos (NSM) üzemeltetéshez hasonlítva.

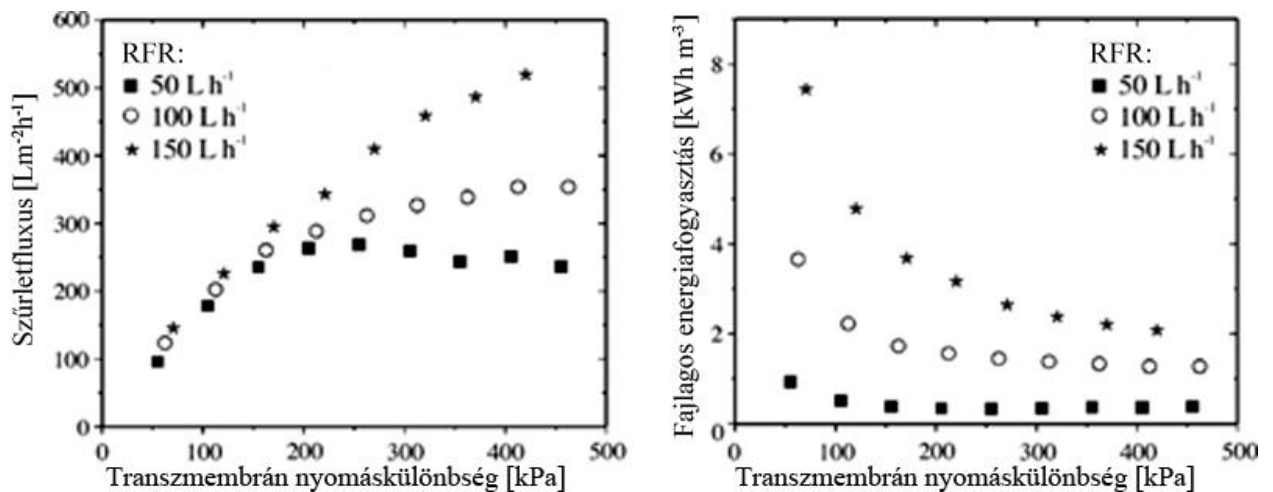
A 18-19. ábra, illetve a 9. táblázat adatai alapján megállapítható, hogy a 150 L/h térfogatáramnál, a statikus keverőt tartalmazó membránon a nyomásesés értéke túl magas, az elért fluxusnövekedés pedig elmarad a 100 L/h-ás mérésnél tapasztaltnál (4,3 szoros fluxus növekedés, a fajlagos energiafogyasztásban nincs különbség az NSM módhoz képest).

Tehát energetikai és teljesítmény szempontból az alacsonyabb térfogatáram jóval kedvezőbb a statikus keverő jelenléte esetén; a létrehozott turbulencia értéke itt kedvez a műveletnek. A fent részletezett megfigyelésekre alapozva, a következő kísérlet sorozatban már a berendezésen beállítható legalacsonyabb, 50 L/h térfogatáramon is vizsgáltam a statikus keveréssel kombinált membránszűrést. Statikus keverő nélkül a berendezésen nem lehetett a kísérleti terv üzemi paramétereit beállítani, a nagyon alacsony térfogatáram miatt; ennél a beállításnál egyszerűen nem jut elegendő folyadék a csőrendszerbe és nem keletkezik szűrlet. Továbbiakban a recirkulációs térfogatáram hatását vizsgáltam a statikus keverővel végzett szűrésnél a szűrletfluxus és fajlagos energiafogyasztás tekintetében.

A 20. ábrán láthatók a fluxus és a fajlagos energiafogyasztás (E) mért és számolt értékei 50, 100 és 150 L/h térfogatáramnál. Az áramlási sebességek ilyen térfogatáramokon 0,46, 0,92 és 1,4 m/s-nak felelnek meg. Szembetűnő, hogy az 50 L/h beállításnál, a többihez mérten viszonylag alacsony nyomáson, 200 kPa értéknél már elértem a maximális fluxust. A felhasznált összefüggésből (24) és (25) adódóan a legalacsonyabb térfogatáramon volt a legkisebb a számított fajlagos energiafelhasználás, de ez esetben a statikus keverő által generált örvények nem képesek kellően hatékonyan „súrolni” a membrán felületét, főleg a nagy nyomásértékeknél.

A 20. ábrán az is jól látható, hogy a legnagyobb recirkulációs térfogatáramnál a fluxus növekedése nem képes kompenzálni a nyomásesésből keletkező többlet energiaigényt. Az 50 L/h térfogatáramon kedvezőbb a fajlagos energiafogyasztás, de a membrán gyorsan tömődik, 200 kPa után a szűrletfluxus beállt az állandósult értékre (20. ábra baloldal). A 100 L/h térfogatáramon a szűrletfluxus nem állandósult, így a vizsgált értékek között, ezt a térfogatáramot tartom a legkedvezőbbnek. Így arra a következtetésre jutottam, hogy a teljesítmény és a fajlagos

energiafogyasztás szempontjából, az alkalmazott konfigurációban és a vizsgált paramétereken belül a 100 L/h térfogatáram (0,92 m/s) az optimális érték a membránszűrési művelet intenzifikálásához, stabil olaj-víz mikroemulzió esetén. Az áramlási sebességből, a cső belső átmérőjéből és a statikus keverő geometriájából (keresztmetszetéből) kiszámolható, hogy az imént említett áramlási sebesség, azonos körülmények között, $Re \approx 4000$ Reynolds szám értéknek felel meg.

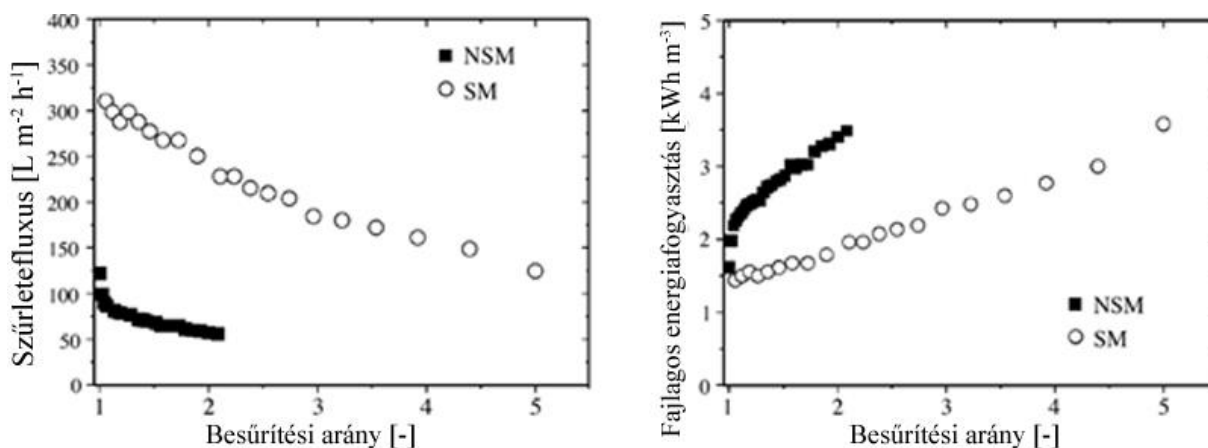


20. ábra Szűrletfluxus (balra) és fajlagos energiafogyasztás (jobbra) változása a transzmembrán nyomáskülönbség (TMP) függvényében *statikus keverő* alkalmazásával különböző recirkulációs térfogatáramokon (RFR).

4.1.2. Olaj-víz emulzió besűrítési kísérletek

Miután sikerült tisztázni a statikus keverővel felszerelt kerámia csőmembrán üzemeltetésének alapvető összefüggéseit, térfogatra nézett besűrítési kísérleteket hajtottam végre. Statikus keverésnél 100 L/h térfogatáramon és 160 kPa nyomáson történt a mérés. A 160 kPa a hagyományos üzemelteteskor nem eredményezett szignifikáns fluxus növekedést, ezért 200 kPa nyomáson és 150 L/h-án folytattam a kísérletet. Mindkét kísérletet (SM és NSM) a vizsgált tartományon belül, energetikai és teljesítmény szempontból, a saját optimális értékén végeztem. A szóban forgó kísérlet során meghatározott szűrletfluxus értékeket, valamint a kiszámított fajlagos energiafogyasztást (E) értékeket a 21. ábrán mutatom be.

A besűrítés során a szűrletfluxus, a membrán eltömődése és az eredő viszkozitás növekedése miatt, folyamatosan csökkent. A hagyományos üzemelteteskor igen alacsony permeátum fluxust mértem, ami azt jelenti, hogy az áramlás miatt bekövetkező, a membrán előtt fellépő erőhatás nem ér el elegendő értéket a 1,2 m/s áramlási sebességnél.



21. ábra Szűrletfluxus (J) (balra) és fajlagos energiafogyasztás (E) (jobbra) térfogati besűrítési arány (VCF) függvényében statikus keverő (SM) és statikus keverő nélkül (NSM). NSM mérés paramétereit: $RFR = 150 \text{ L h}^{-1}$; $TMP = 200 \text{ kPa}$; SM : $RFR = 100 \text{ L h}^{-1}$; $TMP = 160 \text{ kPa}$.

A statikus keverés jelenlétében viszont a kezdeti fluxus meghaladta a $300 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$ -át és az 5-ös besűrítés arányt elérve sem csökkent $130 \text{ L m}^{-2} \text{ h}^{-1}$ alá. Ha csak az összehasonlítható besűrítési értékek tartományát elemzem (NSM méréseknél csak 2-es besűrítési arányt sikerült elérnem), a művelet fajlagos energiafogyasztása csökkent statikus keverő alkalmazásával. 2-es besűrítés aránynál a fluxusnövekedés értéke (FI) elérte a háromszorosát úgy, hogy a fajlagos energiafogyasztás közben 44%-kal csökkent.

A betáplált elegy térfogati koncentrációját magában foglaló kísérletek azt mutatták, hogy a statikus keverő megfelelő használata jelentős fajlagos energia-megtakarítást és az olaj/víz emulzió jobb ultraszűrését eredményezheti.

4.1.3. Kerámia és polimer alapú membránok összehasonlítása

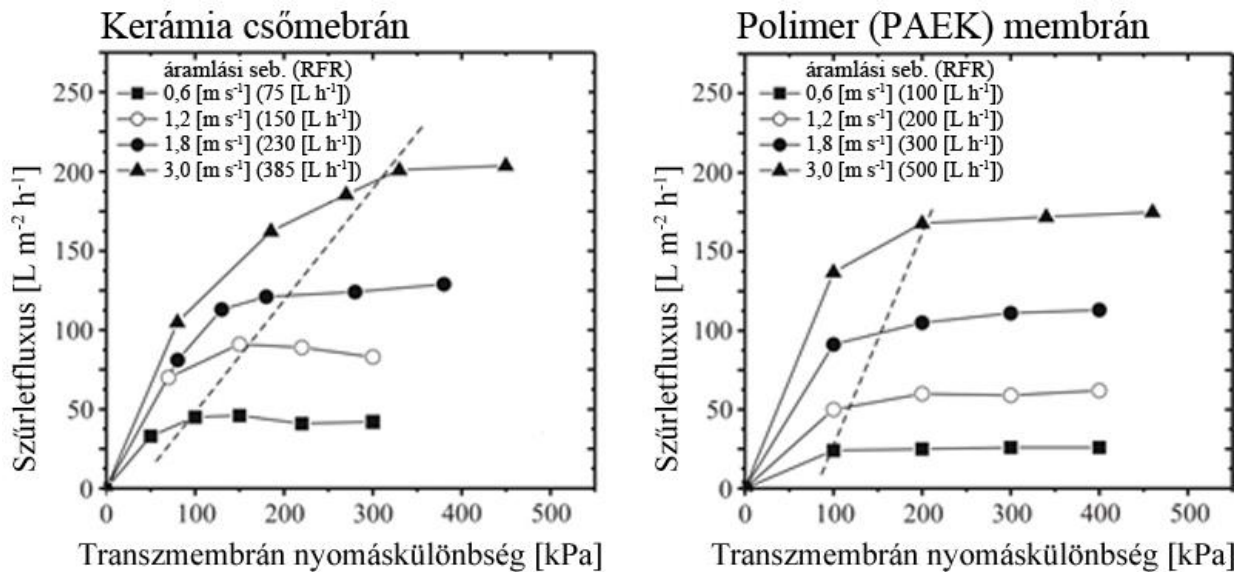
A doktori munkám során ezen a ponton szükségesnek tartottam a kereskedelemben hozzáférhető, más anyagú és más kialakítású membránszűrők bevonását a vizsgálatokba. A következő alfejezetben bemutatott kísérletsorozatban azt hasonlítottam össze, hogy általánosan az olajos szennyvizek tisztítására használt polimer alapú membránok teljesítménye hogyan viszonyul az általam vizsgált ultraszűrés + statikus keverés kombinált módszerhez. Iparban már alkalmazott BFM 70100-P típusú polimer membránt hasonlítottam össze egy 20 nm pórusméretű kerámia membránnal, melyről korábbi kísérleteimben már bebizonyosodott, hogy statikus keverővel

kombinálva, alkalmas lehet olaj-víz emulzió szétválasztására. Összehasonlításnál a két pórusméretet nem tudom közvetlenül figyelembe venni, mivel polimer membránnál a vágási érték ismert (100 kDa) kerámia csőmembránál viszont a pórusméret (20 nm), de itt elsősorban az volt a feladatom, hogy meghatározzam van-e olyan kerámia anyagú membrán, amivel helyettesíthető a polimer alapú membrán figyelembe véve az olaj visszatartását, teljesítményt (szűrlet fluxust) és fajlagos energiafelhasználást. Itt még megemlíteném, hogy az alkalmazott membránok más szűrőfelületűek (polimer membrán szűrőfelülete 470 cm^2 , kerámia csőmembráné meg 50 cm^2), de a szűrlet fluxus valójában egységnyi membránfelületre vetített térfogatáram, így ilyen szempontból a két membrán összehasonlítható. Fajlagos energiafogyasztásnál viszont az alkalmazott membránál meghatároztam az egységnyi szűrlet kinyeréséhez szükséges energiát.

A szűrlet fluxusok és az energia-felhasználások összehasonlítása

A műveleti paraméterek, nevezetesen a transzmembrán nyomáskülönbség és a recirkulációs térfogatáram (áramlási sebesség) hatását vizsgáltam a permeátum sűrítmenyáramba történő visszavezetése mellett. A berendezéseken közvetlenül a recirkulációs térfogatáram (RFR) olvasható le. Viszont a különböző áramlási keresztmetszetek miatt a térfogatáram alapján nem hasonlítható össze a két membránszűrés. Ezért ebben az esetben az áramlási sebesség a meghatározó, mely közvetlenül számolható a térfogatáram és az áramlási keresztmetszet hányadosaként. Az így kapott értékek alapján már össze lehet hasonlítani a polimer- és kerámiamembránon végzett műveleteket, ez azt jelenti, hogy a mérési pontok kiválasztásánál fontos szempont volt, hogy olyan térfogatáramokat alkalmazzak, melyekből a számolt áramlási sebességek azonosak. Korábbi mérési tapasztalatok és a berendezés korlátai ismeretében a poliariléterketon (PAEK) membránál a kísérletek 100, 200, 300 és 500 L/h recirkulációs térfogatáramokon lettek végrehajtva. Ezek a térfogatáramok 0,6; 1,2; 1,8 és 3,0 m/s áramlási sebességnek felelnek meg. Kerámia csőmembrán+statikus keverő esetén a recirkulációs térfogatáramokat ezekre a sebességekre számítottam, így kaptam a következő mérési pontokat: 75, 150, 230 és 385 L/h. A mérések során, a permeátum fluxus, az energiafogyasztás és az olajvisszatartás tekintetében meghatároztam a kerámia és polimer membránok kvázi-optimális működési körülményeit. Ez azt jelenti, hogy a berendezés korlátai miatt, csak ebben a viszonylag szűk tartományban tudtam elvégezni a vizsgálataimat. Az összehasonlító paraméterek kiválasztása is csak a méréseknél bemutatott pontokból lett meghatározva, nem pedig a teljes tartományból. Az üzemeltetési hőmérséklet mindkét esetben 50°C -ra volt beállítva.

Az alkalmazott kerámia membrán jobb hidrodinamikai tulajdonságokat mutatott azonos áramlási sebességeknél, de alacsonyabb recirkulációs térfogatáramon, mint a műanyag membrán. A kezdeti állandósult állapotú permeátumfluxus értékei láthatók a 22. ábrán.

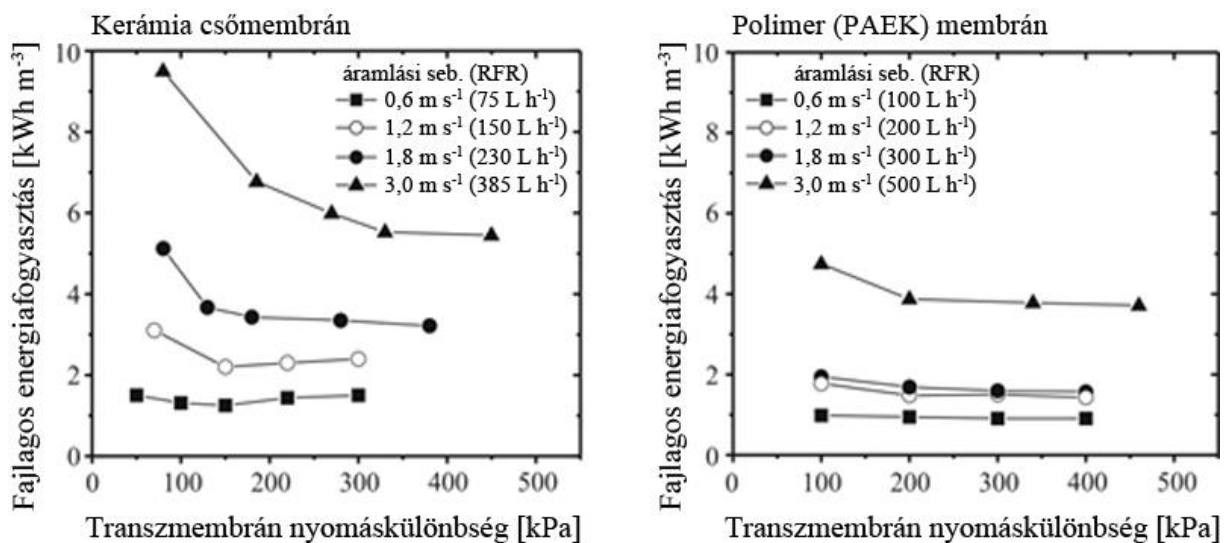


22. ábra Szűrletfluxus változása a transzmembrán nyomáskülönbség (TMP) függvényében különböző áramlási sebességeken (recirkulációs térfogatáramokon RFR).
Membrán típusai: Kerámia ZrO₂ (balra); Polimer PAEK (jobbra).

A fluxus értékek a kerámia membrán esetén némileg nagyobbak adódtak a műanyag membránhoz képest. A fluxus változása a nyomás függvényében mindkét membrán esetén hasonló lefutású; a fluxus kezdetben majdnem lineárisan nő, tovább növelve a nyomást lassul a fluxus növekedése és egy konstans értékhez tart (maximális fluxus). Az ábrán a szaggatott vonal jelöli a nyomás által szabályozott és az anyagátadás által uralt tartományok határát. A kerámia membránnál a maximális fluxusok jobb értékeket mutattak, különösen szembevetve ez a nagyobb nyomásértékeknél.

A 22. ábrán is látható, hogy a nagyobb üzemi nyomás nagyobb fluxus-értékeket eredményez, természetesen nagyobb energia-felhasználás mellett. Ennek az energiaigény növekedésnek a szemléltetésére kiszámoltam a fajlagos energiafogyasztás (E) értékeit is. A számítások eredményeit a 23. ábrán látható diagramokon ábrázoltam. A polimer membrán lap típusú (flat-sheet), a membrán felülete 9,4-szerese az egyjártú kerámia csőmembránénak, de a kerámia membrán fajlagos energiafogyasztás értékei hozzávetőlegesen kétszer akkorák, mint a polimer alapú membrán esetében. A kerámia membrán, a kisebb áramlási keresztmetszet miatt, alacsonyabb térfogatáramon biztosítja ugyanazt az áramlási sebességet, miközben a nyomásesés értéke is alacsonyabb. Ezek ellenére a PAEK membrán számolt fajlagos energiafogyasztás értékei

alacsonyabbak lettek a kerámia membránénál. Ezt a jelenséget az okozza, hogy a műanyag membrán esetén a modul hosszában mért nyomásesés és a permeátum térfogatáram aránya kisebb, mint a kerámia membrán esetében.



23. ábra Fajlagos energiafogyasztás értékei a transzmembrán nyomáskülönbség (TMP) függvényében különböző recirkulációs térfogatáramokon. Membrán típusai: Kerámia ZrO₂ (balra) és Polimer PAEK (jobbra).

Mivel ennél a kísérlet sorozatnál a kerámia csőmembránnál nem volt 100 L/h recirkulációs térfogatáramon végzett kísérlet, így olaj visszatartás elemzésre, összehasonlítás alapként a 150 L/h térfogatáramot választottam, vagyis az ennek megfelelő áramlási sebességet (1,2 m/s). Ilyen sebességnél körülbelül 150 kPa transzmembrán nyomásnál állandósul a szűrletfluxus értéke (23. ábra bal oldala, szaggatott vonal).

A polimer membrán esetén, hasonló fajlagos energiafogyasztású érték a 300 L/h recirkulációs térfogatáramon van (áramlási sebesség 1,8 m/s). Itt az állandósult szűrletfluxust érték 200 kPa transzmembrán nyomáson van (23. ábra jobb oldala).

A szűrlet-fluxus és az energiafogyasztás mellett a harmadik teljesítmény meghatározó tényező a membrán szelektivitása. Ennek megfelelően a jó beállításoknál a membrán szeparáció is kielégítő kell, hogy legyen. A membránon történő elválasztást a permeátumban mért olaj koncentrációjával fejeztem ki. Minden érték, ami nem haladta meg az 50 mg/L-es értéket megfelelőnek minősült.

A polimer PAEK membrán esetében (vizsgált tartományon belül) a permeátum koncentrációk 80 és 220 mg/L között változtak. A műveleti paraméterek változtatásával nem sikerült további javulást elérni. Recirkulációs áramlási sebesség módosítása sem volt kimutatható hatással az olaj visszatartására, teljes vizsgált tartományban 80-220 [mg L⁻¹] közötti értéket mértem, így csak az összehasonlított áramlási sebességen (1,8 ms⁻¹) mutatom be a visszatartást

(10. táblázat utolsó oszlopa). A kerámia membrán esetén viszont, a műveleti körülmények jelentős hatással voltak az elválasztásra. A különböző mérési beállításoknál megmért permeátum olajtartalmakat a 10. táblázat középső négy oszlopa tartalmazza.

10. táblázat Kerámia- (beépített statikus keverővel) és polimer (PAEK) membrán szétválasztási jellemzői különböző transzmembrán nyomásokon (TMP) és recirkulációs áramlási sebességeken (térfogatáramokon). Vastag betűk: olajtartalom < 50 mg L⁻¹.

TMP [kPa]	Olaj koncentrációja a szűrletben [mg L ⁻¹]				
	Kerámia csőmembrán + statikus keverő				Polimer m.
	Keresztáram áramlási sebessége (térfogatáram)				
	0.6 m s ⁻¹ (75 L h ⁻¹)	1.2 m s ⁻¹ (150 L h ⁻¹)	1.8 m s ⁻¹ (230 L h ⁻¹)	3.0 m s ⁻¹ (385 L h ⁻¹)	1,8 ms-1
50	42	8	16	6	80
100	105	17	11	21	103
150	152	21	39	29	112
200	> 1000	515	250	128	151
300		> 1000	370	732	176
400			> 1000	> 1000	221

A táblázatban látható adatok szerint a kerámia membrán esetén, alacsony sebességnél és nagy nyomáson, az olaj penetrációja a kapillárisokba igen intenzív. Viszont alacsony nyomáson (vastag betűvel jelölve) a membrán olaj-visszatartása igen jó; a permeátumban mért olaj koncentrációk jóval alacsonyabbak, mint a polimer membrán esetén.

4.1.4. Áramlási viszonyok modellezése olaj-víz emulzió membránszűrésénél

Ebben az alfejezetben bemutatott mérésorozat célja az áramlási viszonyok feltérképezése a statikus keverő jelenlétében lejátszódó folyamatok megértéséhez. Céлом volt létrehozni egy olyan modellt, ahol a transzmembrán nyomáskülönbség és az áramlási viszonyok (Re-szám) alapján kiszámítható a polarizációs réteg ellenállása (R_P) a műveleti paraméterek függvényében. Kísérleteket 20 nm pórusméretű membránnal végeztem 50°C hőmérsékleten. A modell alapjául szolgáló függvény állandói magukban hordozzák az adott emulzió fizikai tulajdonságait. A kísérleti eredményeket értékelve és feldolgozva meghatároztam az *a*, *b* és *c* konstansokat (GÁSPÁR et al., 2007).

$$\left(\frac{R_P}{R_M}\right) = f\left(\text{Re}, \frac{\text{TMP}}{p_0}\right) \Rightarrow \left(\frac{R_P}{R_M}\right)^1 = a \cdot (\text{Re})^b \cdot \left(\frac{\text{TMP}}{p_0}\right)^c \quad (34)$$

ahol R_P polarizációs réteg ellenállása [m⁻¹], R_M membrán ellenállása [m⁻¹], Re Reynolds szám [-], TMP transzmembrán nyomáskülönbség [Pa], p_0 légköri nyomás 10⁵ [Pa], a, b és c hatványok a keresett konstans értékei [-].

Membrán ellenállásának meghatározása

Desztillált víz membránszűrésnél a transzmembrán nyomáskülönbség (TMP), a recirkulációs térfogatáram (RFR) vagy a statikus keverő (SM) nincs hatással a membrán ellenállásának (R_M) értékére. A transzmembrán nyomáskülönbség (TMP) nagysága egyenesen arányos a desztillált víz fluxusával ($J_{v\text{íz}}$). A membrán ellenállás értéke állandó (egy adott membránnál). Ebben a kísérletben 18 esetben mértem meg a desztillált víz szűrletfluxusát. Minden egyes szűrletfluxusból a (35) képlet alapján kiszámoltam az R_M értékét, végül ezeket átlagoltam. A továbbiakban, a modellezés során, ezt az átlagértéket tekintetem a membrán ellenállásának.

$$J_{v\text{íz}} = \frac{TMP}{\eta \cdot R_M} \rightarrow R_M = \frac{TMP}{\eta \cdot J_{v\text{íz}}} \quad [\text{m}^{-1}] \quad (35)$$

ahol TMP - transzmembrán nyomáskülönbség [Pa], η - emulzió dinamikai viszkozitása 50°C-on: $1,278 \cdot 10^3$ [Pa s], $J_{v\text{íz}}$ - desztillált víz szűrletfluxusa [$\text{m}^3 \text{m}^{-2} \text{s}^{-1}$]

11. táblázatban a 100 L/h térfogatáramon desztillált víz szűrését mutatom be. A mérés során nem volt beépített statikus keverő. Adott paramétereken, köbözéssel meghatároztam a desztillált víz szűrlet térfogatáramát. Térfogatáram és membrán felület hányadosa egyenlő a szűrlet fluxusával ($J_{v\text{íz}}$) (22). A képletből a dinamikai viszkozitás ismeretében (η) kiszámolható a membrán ellenállása.

11. táblázat Membránellenállás (R_M) számolása transzmembrán nyomáskülönbség (TMP), dinamikai viszkozitás (η) és desztillált víz szűrletfluxus ($J_{v\text{íz}}$) ismeretében (100 L/h recirkulációs térfogatáramon)

TMP	η_v	Jv	Jv	R_M
[Pa]	[Pa s]	[L m ⁻² h ⁻¹]	[m ³ m ⁻² h ⁻¹]	[m ⁻¹]
100000	0,001	142,9	0,0000396944	2,52·10¹²
200000	0,001	283,5	0,0000787500	2,54·10¹²
300000	0,001	418,6	0,0001162778	2,58·10¹²

A fenti módszerrel a 20 nm-es kerámia csőmembrán ellenállása $R_M=2,55 \cdot 10^{12}$ [m⁻¹].

Polarizációs réteg ellenállásának meghatározása

Különböző transzmembrán nyomáskülönbségeken és recirkulációs térfogatáramokon kísérlettel meghatároztam az olaj-víz emulzió szűrlet fluxusait. Mivel a membrán ellenállása már

ismert (desztillált vízzel mért szűrésekből), a polarizációs réteg ellenállások az alábbi képlet segítségével számolhatóvá váltak.

$$J_{emulzió} = \frac{TMP}{\eta \cdot (R_M + R_P)} \rightarrow R_P = \frac{TMP}{\eta \cdot J_{emulzió}} - R_M \quad [m^{-1}] \quad (36)$$

ahol TMP - transzmembrán nyomáskülönbség [Pa], η – emulzió dinamikai viszkozitása 50°C-on: $1,278 \cdot 10^3$ [Pa s], $J_{víz}$ - desztillált víz szűrletfluxusa [$m^3 m^{-2} s^{-1}$], R_M membrán ellenállása [m^{-1}].

R_P alatt, az összes, szűrés közben kialakuló ellenállást értem (12) és (13) képletek alapján (BENITEZ et al., 1995).

Statikus keverővel végzett mérésnél a számolt R_P értékeket a 12. táblázat tartalmazza. Statikus keverő nélküli adatok a 13. táblázatban láthatók.

12. táblázat Polarizációs réteg ellenállás (R_P) meghatározása statikus keverővel (SM) végzet mérések esetében (SM). RFR – recirkulációs térfogatáram [$L h^{-1}$], TMP – transzmembrán nyomáskülönbség [Pa], η – dinamikai viszkozitás [Pa s], R_M – membrán ellenállása [m^{-1}], $J_{emulzió}$ – emulzió szűrlet fluxusa [$m^3 m^{-2} s^{-1}$]

RFR	TMP	η	R_M	$J_{emulzió}$	R_P
[$L h^{-1}$]	[Pa]	[Pa s]	[m^{-1}]	[$m^3 m^{-2} s^{-1}$]	[m^{-1}]
50	100000	0,001278	$2,55 \cdot 10^{12}$	0,000014930	$2,69097 \cdot 10^{12}$
50	200000	0,001278	$2,55 \cdot 10^{12}$	0,000017553	$6,36565 \cdot 10^{12}$
50	300000	0,001278	$2,55 \cdot 10^{12}$	0,000017581	$10,8017 \cdot 10^{12}$
100	100000	0,001278	$2,55 \cdot 10^{12}$	0,000020740	$1,22272 \cdot 10^{12}$
100	200000	0,001278	$2,55 \cdot 10^{12}$	0,000028128	$3,01366 \cdot 10^{12}$
100	300000	0,001278	$2,55 \cdot 10^{12}$	0,000031491	$4,90431 \cdot 10^{12}$
150	100000	0,001278	$2,55 \cdot 10^{12}$	0,000023993	$0,71123 \cdot 10^{12}$
150	200000	0,001278	$2,55 \cdot 10^{12}$	0,000038419	$1,52338 \cdot 10^{12}$
150	300000	0,001278	$2,55 \cdot 10^{12}$	0,000047035	$2,44077 \cdot 10^{12}$

13. táblázat Polarizációs réteg ellenállás (R_P) meghatározása statikus keverő nélküli (NSM) kísérletekben (NSM). RFR – recirkulációs térfogatáram [$L h^{-1}$], TMP – transzmembrán nyomáskülönbség [Pa], η – dinamikai viszkozitás [Pa s], R_M – membrán ellenállása [m^{-1}], $J_{emulzió}$ – emulzió szűrlet fluxusa [$m^3 m^{-2} s^{-1}$]

RFR	TMP	η	R_M	$J_{emulzió}$	R_P
[$L h^{-1}$]	[Pa]	[Pa s]	[m^{-1}]	[$m^3 m^{-2} s^{-1}$]	[m^{-1}]
50	100000	0,001278	$2,55 \cdot 10^{12}$	0,000007339	$8,1113 \cdot 10^{12}$
50	200000	0,001278	$2,55 \cdot 10^{12}$	0,000007726	$17,7067 \cdot 10^{12}$
50	300000	0,001278	$2,55 \cdot 10^{12}$	0,000009769	$21,4798 \cdot 10^{12}$
100	100000	0,001278	$2,55 \cdot 10^{12}$	0,000015231	$2,5872 \cdot 10^{12}$
100	200000	0,001278	$2,55 \cdot 10^{12}$	0,000018553	$5,88517 \cdot 10^{12}$
100	300000	0,001278	$2,55 \cdot 10^{12}$	0,000021491	$8,37286 \cdot 10^{12}$
150	100000	0,001278	$2,55 \cdot 10^{12}$	0,000019177	$1,53018 \cdot 10^{12}$
150	200000	0,001278	$2,55 \cdot 10^{12}$	0,000026288	$3,40316 \cdot 10^{12}$
150	300000	0,001278	$2,55 \cdot 10^{12}$	0,000028531	$5,67762 \cdot 10^{12}$

Reynolds szám meghatározása

A további számítások szükségessé tették a membránon belüli, az áramlás jellegét leíró, dimenziómentes Reynolds (Re) számra. Az üres csőmembránon belüli-, illetve a statikus keverővel végzett mérések különböző Reynolds számok használatát igényelték.

a) Statikus keverő nélkül:

$$\text{Re} = \frac{d \cdot v \cdot \rho}{\eta} \quad [-] \quad (37)$$

ahol d - membrán belső átmérője, értéke 0,0068 [m], v - áramlási sebesség [m s^{-1}], ρ - emulzió sűrűsége 992,3 [kg m^{-3}], η - emulzió dinamikai viszkozitása 50°C-on: $1,278 \cdot 10^3$ [Pa s].

b) Statikus keverővel:

Amennyiben statikus keverőt helyezek a membrán belsejébe, akkor a számításánál figyelembe kell vennem az egyenértékű csőátmérőt (d_e) és a módosított áramlási sebességet (v_M).

$$\text{Re} = \frac{d_e \cdot v_M \cdot \rho}{\eta} \quad [-] \quad (38)$$

ahol d_e - egyenértékű csőátmérő [m], v_M - módosított áramlási sebesség [m s^{-1}], ρ - emulzió sűrűsége 992,3 [kg m^{-3}], η - emulzió dinamikai viszkozitása 50°C-on: $1,278 \cdot 10^3$ [Pa s].

Módosított áramlási sebesség számításra azért van szükség, mert, menetemelkedés végett, a valódi sebesség megnő (viszonyítva az egyenesvonalú áramlási sebességgel szemben).

$$v_M = \frac{W}{A_M \cdot \cos(\alpha)} \quad [\text{m s}^{-1}] \quad (39)$$

ahol $\alpha=60^\circ$ menetemelkedési szög, W - emulzió recirkulációs térfogatárama [$\text{m}^3 \text{s}^{-1}$], A_M - áramlási keresztmetszet beépített statikus keverő esetében [m^2] (44).

Egyenértékű csőátmérőt áramlási keresztmetszet és nedvesített kerületből számoltam:

$$d_e = 4 \frac{A_M}{K} \quad [\text{m}] \quad (40)$$

ahol A_M - áramlási keresztmetszet felülete [m^2], K - nedvesített kerület [m]. Ezeket az értékeket digitális képfeldolgozással határoztam meg, amihez beszkeneltem 600 dpi (dot per inch) felbontásban a membrán és statikus keverő keresztmetszet:



24. ábra Membrán és statikus keverő keresztmetszete. A kép 600dpi felbontásban készült.

Pixel = 1 pont a képen.

Üres cső áramlási keresztmetszete:

$$A_{cs} = 5166 \text{ pixel}^2 + 16536 \text{ pixel}^2 = 21702 \text{ pixel}^2 \quad (41)$$

Elméletileg a 600 dpi felbontással készült képből a felületek már kiszámolhatók, de szkennelés felbontása inkább csak papírról való lapolvasásra vonatkozik. Elképzelhető egy kis nagyítás a szkennер üvegének vastagsága miatt, amire ráhelyeztem a membránt. Megbízhatóbb módszer az ismert üres cső áramlási keresztmetszetéből (A_{cs}) számolt pixel és mm közötti összefüggés.

Az üres cső áramlási keresztmetszete:

$$A_{cs} = \frac{d^2 \pi}{4} = \frac{6,8^2 \cdot \pi}{4} = 36,32 \text{ [mm}^2] \quad (42)$$

ahol d - csőmembrán belső átmérője 6,8 mm.

Pixel és mm közötti összefüggés:

$$px = \frac{A_{cs} [\text{pixel}^2]}{A_{cs} [\text{mm}^2]} = \frac{5166 + 16536}{36,32} = 597,5 \left[\frac{\text{pixel}^2}{\text{mm}^2} \right] = 24,44 \left[\frac{\text{pixel}}{\text{mm}} \right] \quad (43)$$

Csőmembrán (beépített statikus keverővel) áramlási keresztmetszete:

$$A_M = 16536 [\text{pixel}^2] / 597,5 [\text{pixel}^2/\text{mm}^2] = 27,68 \text{ mm}^2 \quad (44)$$

Nedvesített terület csőmembrán és statikus keverő üzemmódban:

$$K = 874 [\text{pixel}] / 24,44 [\text{pixel}/\text{mm}] = 35,76 \text{ [mm]} \quad (45)$$

Az így kiszámolt egyenértékű csőátmérő beépített statikus keverővel:

$$d_e = 4 \frac{A_M}{K} = 4 \frac{27,68}{35,76} = 3,09 \text{ [mm]} \quad (46)$$

Ezzel már minden információ megvolt a (34)-es egyenlet bal és jobb oldalának kiszámítására. Az (R_P/R_M) és $(a \cdot Re^b \cdot (TMP/p_0)^c)$ oszlopok értékeit a meglévő adatokból számoltam, majd ezen oszlopok adataiból számoltam ki a különbség négyzetét (különbség²).

A statikus keverő (SM) jelenlétében történt mérések adatait és a 34-es egyenlet megoldását a 14. táblázatban ábrázoltam.

14. táblázat A (34)-es egyenlet konstansainak számítása statikus keverés jelenlétében (SM).

RFR	TMP	R _M	R _P	$\frac{R_P}{R_M}$	$\frac{TMP}{p_0}$	Re	d _c	ρ	η	v _M	aRe ^b (TMP/p ₀) ^c	különbség ²	hiba
[Lh ⁻¹]	[Pa]	[10 ¹² m ⁻¹]	[10 ¹² m ⁻¹]	[-]	[-]	[-]	[m]	[kg m ⁻³]	[Pa s]	[m s ⁻¹]	[-]	[-]	[%]
50	100000	2,550	2,69097	1,05528	1	2407,6981	0,00309	992,3	0,001278	1,003532434	1,055641723	1,28497·10 ⁻⁷	0
50	200000	2,550	6,36565	2,49633	2	2407,6981	0,00309	992,3	0,001278	1,003532434	2,552342875	0,003137103	2
50	300000	2,550	10,80168	4,23595	3	2407,6981	0,00309	992,3	0,001278	1,003532434	4,277862116	0,001756379	1
100	100000	2,550	1,22272	0,47950	1	4815,3962	0,00309	992,3	0,001278	2,007064868	0,455837169	0,000559894	5
100	200000	2,550	3,01366	1,18183	2	4815,3962	0,00309	992,3	0,001278	2,007064868	1,102128426	0,006352031	7
100	300000	2,550	4,90431	1,92326	3	4815,3962	0,00309	992,3	0,001278	2,007064868	1,847225734	0,005780893	4
150	100000	2,550	0,71123	0,27891	1	7223,0943	0,00309	992,3	0,001278	3,010597303	0,278913751	7,64521·10 ⁻¹⁴	0
150	200000	2,550	1,52338	0,59741	2	7223,0943	0,00309	992,3	0,001278	3,010597303	0,674360921	0,005922101	11
150	300000	2,550	2,44077	0,95716	3	7223,0943	0,00309	992,3	0,001278	3,010597303	1,130264692	0,02996371	15

Az MS Excel szoftver SOLVER nevű programjának segítségével kiszámoltam azokat az **a**, **b** és **c** konstans értékeket, melyekre a (különbség²) oszlop összege a legkisebb. Változtatható cellák az **a**, **b** és **c** konstansok értékei voltak. Az eredmény a 16. táblázatban látható.

A laboratóriumi méréseket statikus keverő nélkül is elvégeztem és az előbb bemutatott módon kiszámítottam a konstansok értékét a mérési pontokban (15. táblázat). A modell illesztéséhez ezúttal is megkerestem a legjobban illeszkedő eredményeket (16. táblázat). Mindkét egyenlet esetében az illesztési hiba a mért adatokra nem haladja meg a 15%-ot.

15. táblázat A (34)-es egyenlet konstansainak számítása statikus keverés nélkül (NSM), hagyományos üzemmódban.

RFR	TMP	R _M	R _P	$\frac{R_P}{R_M}$	$\frac{TMP}{p_0}$	Re	d	ρ	η	v	aRe ^b (TMP/p ₀) ^c	különbség ²	hiba
[Lh ⁻¹]	[Pa]	[10 ¹² m ⁻¹]	[10 ¹² m ⁻¹]	[-]	[-]	[-]	[m]	[kg m ⁻³]	[Pa s]	[m s ⁻¹]	[-]	[-]	[%]
50	100000	2,550	8,11130	3,18090	1	2019,0297	0,0068	992,3	0,001278	0,382403328	2,870253346	0,096502187	11
50	200000	2,550	17,70668	6,94380	2	2019,0297	0,0068	992,3	0,001278	0,382403328	6,266222122	0,459108102	11
50	300000	2,550	21,47976	8,42344	3	2019,0297	0,0068	992,3	0,001278	0,382403328	9,893685908	2,161636866	15
100	100000	2,550	2,58720	1,01459	1	4038,0594	0,0068	992,3	0,001278	0,764806657	1,069216557	0,002984254	5
100	200000	2,550	5,88517	2,30791	2	4038,0594	0,0068	992,3	0,001278	0,764806657	2,334270754	0,000694916	1
100	300000	2,550	8,37286	3,28348	3	4038,0594	0,0068	992,3	0,001278	0,764806657	3,685560647	0,161672777	11
150	100000	2,550	1,53018	0,60007	1	6057,0892	0,0068	992,3	0,001278	1,147209985	0,600069898	7,5605·10 ⁻¹⁵	0
150	200000	2,550	3,40316	1,33457	2	6057,0892	0,0068	992,3	0,001278	1,147209985	1,310048562	0,000601485	2
150	300000	2,550	5,67762	2,22652	3	6057,0892	0,0068	992,3	0,001278	1,147209985	2,068424761	0,024993933	8

16. táblázat *A modellegyenlet optimális konstansai statikus keveréssel és anélkül.*

Konst.	Ultraszűrés	
	Statikus keverővel (SM)	Statikus keverő nélkül (NSM)
a	13196	146726
b	-1,212	-1,425
c	1,274	1,126

Sikerült általános matematikai összefüggést találni a statikus keverővel és statikus keverő nélkül végzett olaj-víz emulzió membránszűrésének leírására. A két esetben (SM, NSM) a b és c konstans értéke nagyságrendileg hasonló, de az 'a' konstans jelentősen eltér a két vizsgált módszernél. Így két matematikai modellt kaptunk. A munka eredményeként kapott egyenletekkel meghatározható egy ipari méretű membránszűrő berendezés teljesítménye és az olaj-víz emulzió elválasztásánál fellépő koncentráció polarizáció mértéke is. A két egyenlet a következő:

Statikus keverő esetében (SM):

$$R_p = 13196 \cdot Re^{(-1,212)} \cdot \left(\frac{TMP}{p_0} \right)^{1,274} \cdot R_M \quad [m^{-1}] \quad (47)$$

Statikus keverő nélküli mérésnél (NSM):

$$R_p = 146726 \cdot Re^{(-1,425)} \cdot \left(\frac{TMP}{p_0} \right)^{1,126} \cdot R_M \quad [m^{-1}] \quad (48)$$

ahol R_p - polarizációs réteg ellenállása [m^{-1}], Re - Reynolds szám [-], TMP - transzmembrán nyomáskülönbség [kPa], R_M - membrán ellenállása [m^{-1}]

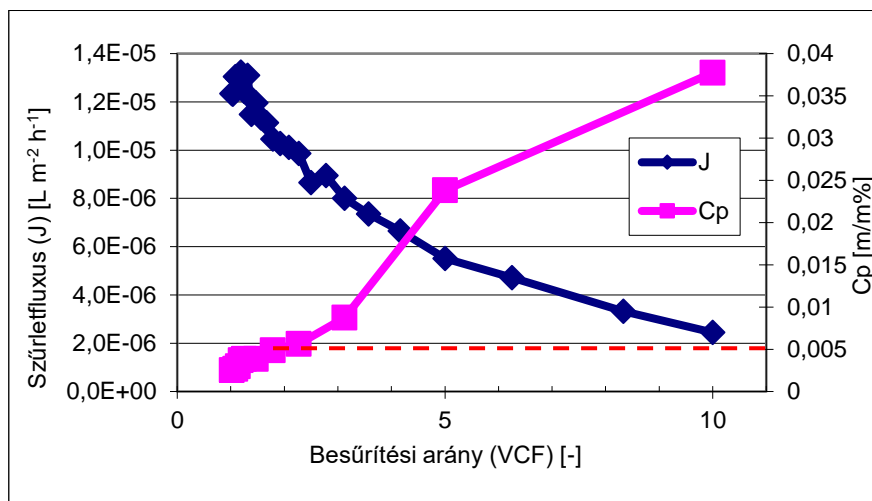
Érvényességi feltételek: TMP : 100-300 kPa, hőmérséklet: 50°C, membrán: 20 nm pórusméretű kerámia csőmembrán, Reynolds számok: 2408 - 7223 (SM esetében) és 2019-6057 (NSM esetében). Pontosság: $\leq 15\%$.

4.1.5. Besűrítési kísérlet az optimalizált paramétereken

A besűrítési kísérlet körülményeit az újonnan kapott eredmények alapján választottam ki. A méréseim szerint, az alkalmazott üzemi paramétereken, ezúttal már szeparáció szempontjából is jól teljesített a statikus keverővel szerelt membránszűrő. Így sikerült meghatároznom azt a besűrítési arányt, amíg a szűrlet olajtartalma még megfelel a környezetvédelmi követelményeknek

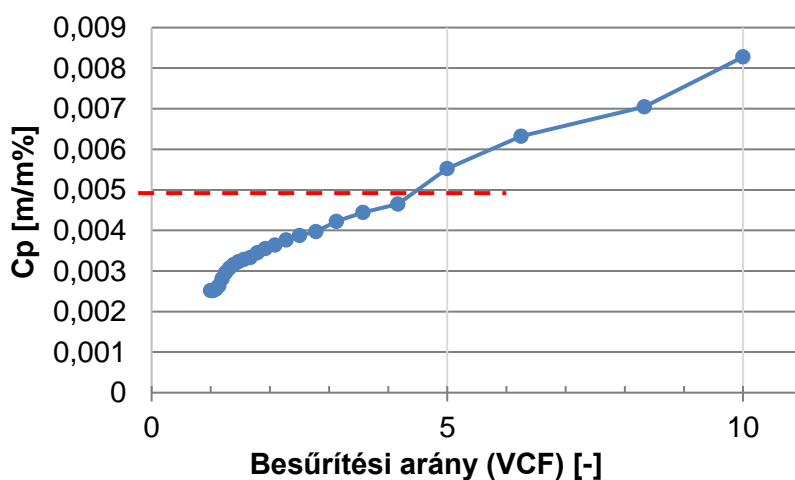
(a 204/2001. korm. rendelet szerint) (25. és 26. ábra).

A 25. ábrán látható, hogy elméletileg a besűrítést kicsivel több, mint 2-es sűrítési arányig érdemes végezni, mivel ezen érték fölött a szűrlet pillanatnyi olajtartalma már meghaladta az 50 mg/L-es környezetvédelmi határértéket (piros szaggatott vonal).



25. ábra A szűrletfluxus és a permeátum pillanatnyi olajkoncentráció (C_p) változása a besűrítési arány (VCF) függvényében.

De ha a folyamatosan összegyűjtött szűrlet koncentrációját vesszük figyelembe, akkor a maximális besűrítési arány értéke kitolódik, mivel szűrés kezdetekor az olajkoncentráció jóval a megengedett érték alatt van és ilyenkor még a szűrlet térfogatárama is nagyobb. 26. ábrán mutatom be az összegyűjtött szűrlet olajkoncentráció értékét (C_p) besűrítési arány függvényében. Itt is a piros szaggatott vonal az 50 mg/L olajkoncentráció határértéket jelzi.



26. ábra Az összegyűjtött permeátum koncentrációja (C_p) besűrítési arány függvényében (VCF)

26. ábráról látható, hogy így már kicsivel több, mint 4-es sűrítési arányig is lehet szűrni. E fölött már a szűrlet fluxusa is jelentősen lecsökken. Eddig az értékig az összegyűjtött szűrlet a csatornába engedhető vagy a folyamatba visszavezethető, a sűrítmény pedig a membránszűrés után hagyományos eljárással (pl. bepárlással) tovább koncentrálható.

Abból kifolyóan, hogy a fent bemutatott besűrítési kísérlet alatt viszonylag sokáig maradt kellően alacsony a permeátum olajkoncentrációja, kijelenthető, hogy sikerült a statikus keverővel szerelt kerámia csőmembrán optimalizálása, immáron az olaj visszatartás szempontjából is. A módszer így már alkalmas akár az ipari tesztelésre is.

4.1.6. A permeátum áram lineáris modellel történő leírása

A műveleti paraméterek (transzmembrán nyomáskülönbség és retentátum áramlási sebesség) hatását a szűrlet fluxusra, 2^P típusú részfaktor tervvel vizsgáltam meg statisztikai úton, majd ez alapján lineáris modelleget állítottam fel. A vizsgált faktorokat (műveleti paraméter) és a vizsgálati tartományokat az 17. táblázat mutatja be.

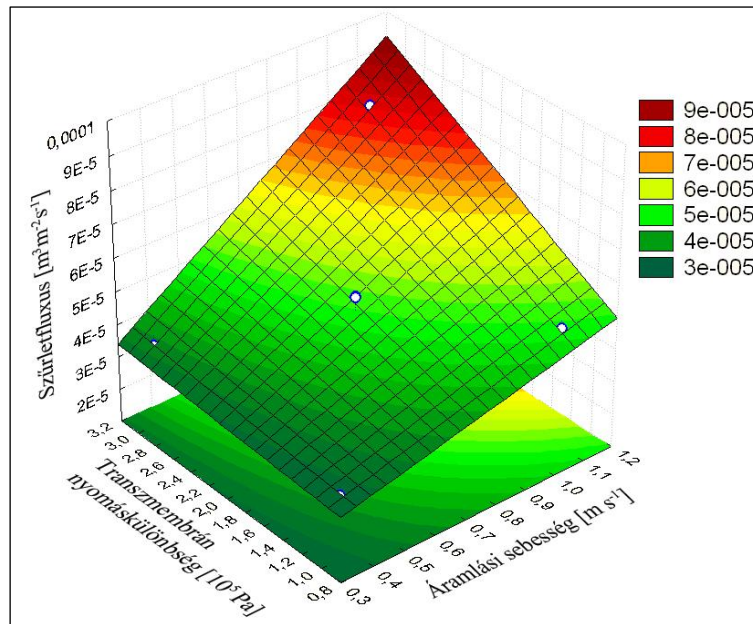
17. táblázat *A fluxust befolyásoló faktorok és vizsgált tartományuk.*

Hatás	Faktor	Tartomány	Mértékegység
Transzmembrán nyomáskülönbség (TMP)	z_1	1-3	10^5 Pa
Áramlási sebesség (v)	z_2	0,36-1,08	m/s

A korábbi olaj-víz emulziós kísérletek tapasztalataira építve, ahol az áramlási sebességeket 0,6-tól egészen 3 m/s-ig változtattam, az itt alkalmazott v érték tartományt leszűkítettem és az eddig alkalmazott tartomány alsó határ közelében tartottam, mivel csak alacsonyabb áramlási sebéségen érdemes a Kenics statikus keverőt használni. E fölött már exponenciálisan nő a membrán hosszában megjelenő súrlódási nyomásesés. Szűkebb tartománynak további előnye, hogy a kisebb intervallumra felállított modell pontosabb lesz. Ennél a kísérleti tervnél egy-egy pont a tartományok szélső értékeiben helyezkednek el ($1 \cdot 10^5$ Pa; $3 \cdot 10^5$ Pa; 0,36 m/s; 1,08 m/s) és legalább kettő mérést kell megismételni a tartományok közepén ($2 \cdot 10^5$ Pa és 0,72 m/s). Ez összesen legalább 6 mérési pontot jelent. Adatokat a Statistica 6.0 szoftverbe vittem be és feldolgozás után a továbbiakban megjelenített eredményeket kaptam.

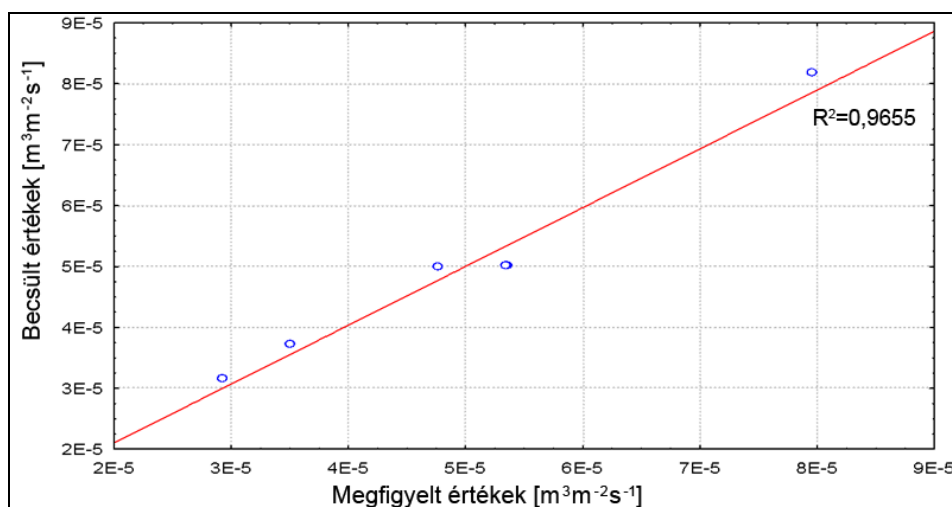
A lineáris statisztikai modell igen jól illeszkedett a mérési adatokra. Ezt megmagyarázza a szűk vizsgálati tartomány, amin belül még nem jelentkezik az egységnyi nyomásváltoztatás (illetve térfogatáram változtatás) esetén, a maximális fluxushoz közeledve jelentkező lassuló fluxusnövekedés. Másképpen fogalmazva, a nyomás által szabályozott anyagátadási mechanizmus

tartomány elején vagyunk, ahol ezek a változások általában lineárisak. A 27. ábrán jól látható, hogy egyes paraméter beállításoknál mekkora fluxusra számíthatunk.



27. ábra A szűrletfluxus változásának leírása lineáris modellel, a transzmembrán nyomáskülönbség (TMP) és az áramlási sebesség (v) függvényében.

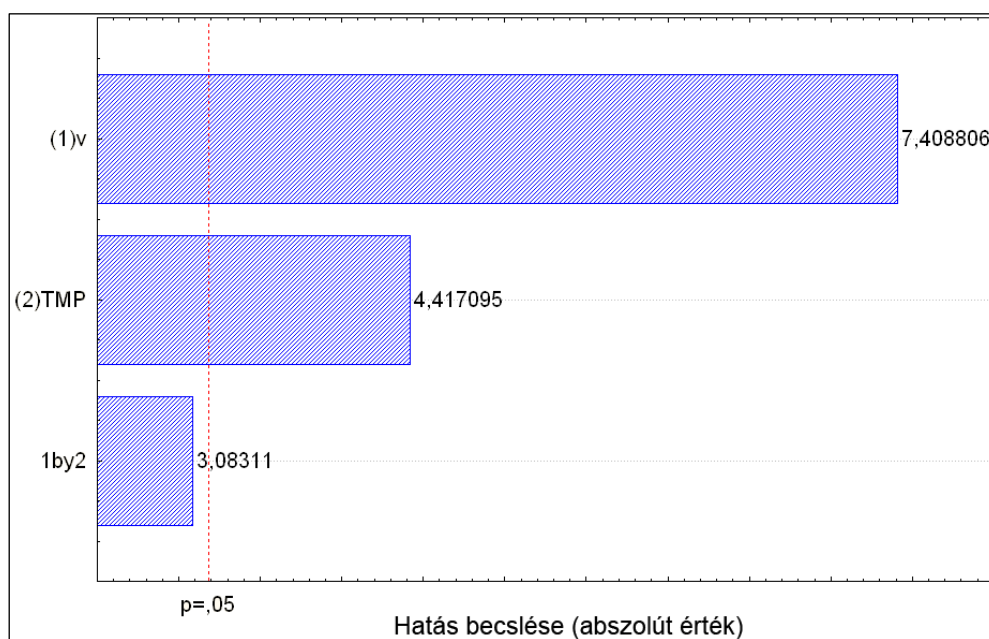
A laboratóriumi mérési adatokat összehasonlítva az előrejelzett (modell) adatokkal látható, hogy az egyes pontok igen közel esnek egymáshoz, mivel a rájuk illesztett egyenes (28. ábrán látható piros vonal) determinációs együtthatója $R^2=0,9655$. Másik fontos információ, ami az ábrán csak vizuálisan látható, az hogy a becült- és megfigyelt értékekre illesztett egyenes nagyon közel van az ideális 45° -os vonalhoz (45° azonos méretarányban ábrázolt mértékegységekre értendő).



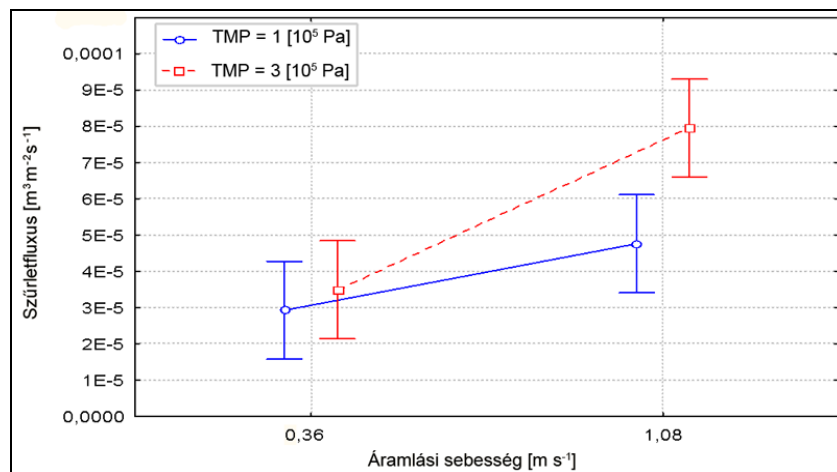
28. ábra Megfigyelt értékek (mérési adatok) illeszkedése a becült értékekhez (modell adatokhoz)

Az előrejelzett fluxus adatok illeszkedése mellett megvizsgáltam a hatások nagyságrendjét. Az eredményeket Pareto diagramban mutatom be (29. ábra). A vizsgálat tárgyát képező spektrumban, a recirkuláltatott retentátum áram sebessége befolyásolja a fluxust a legnagyobb mértékben. Tehát, a kezdeti alacsony paramétereknél inkább ez a sebesség irányítja az anyagátadást és nem a transzmembrán nyomáskülönbség. Azonban ez a jelenség a tartomány felső határán már egyre inkább áttolódik a nyomás által szabályozott területre. Erre a keresztthatás vizsgálata mutatott rá (29. ábra). A nyomás és a sebesség interakciójának faktora a 95%-os szignifikancia szintet nagyon megközelíti. Az interakciós tagot kizárva a modelltől a determinisztikus együttható elégtelen szintre csökken. A pontosság miatt tehát nem hagyható ki a modellből.

A 29. ábra jól szemlélteti a nyomás és a sebesség közötti kölcsönhatást. Az alacsonyabb sebesség értéken a nyomás 2 barral történő növelése nem okozott szignifikáns eltérést a fluxusban. Ezzel szemben, a nagyobb sebesség mellett már jól elkülönülő fluxus értéket kaptam a nyomás növelésekor.



29. ábra Az áramlási sebesség- (v), a transzmembrán nyomáskülönbség- (TMP) és a kettő interakciójának ($1by2$) hatása 95%-os szignifikancia szinten



30. ábra A különböző paramétereken meghatározott szűrletfluxusok konfidencia limittel (95%). *TMP* – transzmembrán nyomáskülönbség [10^5 Pa]

Fenti, 30. ábra szemlélteti a bevitt és leolvasott érték pontosságát. Például a képletbe bevitt 1,08 m/s áramlási sebesség lehet, hogy a valóságban 1,09-nek vagy akár 1,07-nek felel meg (95% konfidencia intervallum). És az abból leolvasott fluxus értéknek is további pontatlanság intervalluma is látható az ábrán. Az adatok elemzése után, a statisztikai együtthatók visszakódolása után egy olyan egyszerű leíró képletet állítottam fel, amellyel előrejelezhető a kezdeti fluxus értéke (49). A közölt modell esetén 95%-os szignifikancia szintet alkalmaztam.

$$J = (2.619 + 0.733 \cdot v - 0.371 \cdot \text{TMP} + 1.817 \cdot v \cdot \text{TMP}) \cdot 10^{-5} \text{ [m}^3\text{m}^{-2}\text{s}^{-1}] \quad (49)$$

Az érvényesség tartománya: $v = 0,36\text{-}1,08$ [m/s], $\text{TMP}=1\text{-}3$ [10^5 Pa]. Képlet érvényességének további feltételei: 20 nm pórusméretű kerámia csőmembrán beépített Kenics statikus keverővel. 50°C folyadék hőmérséklet. Adatok a 3.2. fejezetben leírt 5 m/m% olaj-víz emulzió szűrésére vonatkoznak.

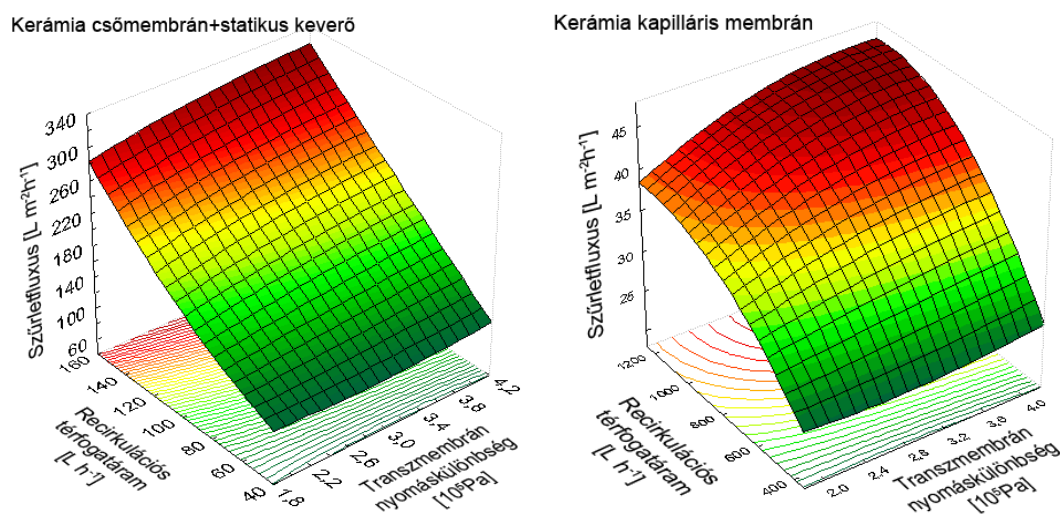
4.1.7. Kerámia anyagú kapilláris membránok vizsgálata és összehasonlítása a kerámia csőmembránnal

A kerámia-kapillár szűrők a membránok új generációját képviselik. Bennük egyesülnek a kapilláris membránok és a kerámia membránok előnyös tulajdonságai. A kapilláris membránoknak nagyobb az egységnyi térfogatra vetített szűrőfelületük a csőmembránokhoz viszonyítva, a kerámia membránoknak pedig kiváló a mechanikai-, hő- és kémiai stabilitása.

Ebben az alfejezetben bemutatom a kerámia kapilláris membránon végzett laboratóriumi kísérleteimet és összehasonlítom a statikus keverővel felszerelt kerámia csőmembránon kapott

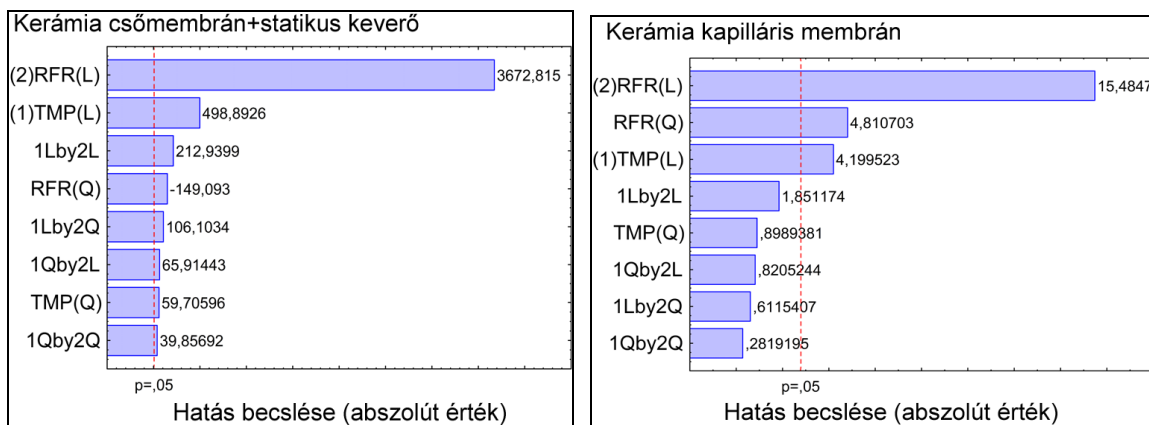
eredményekkel. A kísérleteket olyan beállításokkal végeztem, hogy a hajtóerő ($2 \cdot 10^5$ - $4 \cdot 10^5$ Pa transzmembrán nyomáskülönbség) és a membrán modulban az áramlási sebesség értékei (0,4-1,2 m/s) mindegyik membrán típusnál megegyezzenek. A kísérleti tervet a válaszfelület módszernek megfelelően állítottam össze (3^P részfaktoros kísérleti terv).

Először a méréssel meghatározott permeátum fluxusokat hasonlítom össze. A 31. ábrán látható a statisztikai módszerrel a mért adatokra illesztett felület. A statikus keverővel ellátott kerámia csőmembrán esetén látható, hogy a vizsgált tartományban közel lineáris az üzemi paraméterek és a szűrletfluxus kapcsolata (31. ábra bal oldalán az ábrázolt felület szélei majdnem egyenesek). A kerámia kapilláris membránon mért fluxusokra viszont ez már nem mondható el; a növekedési tendencia, a cső- és a lapmembrán esetén az általam is korábban tapasztaltakhoz hasonlóan, jól láthatóan lassul és a fluxus közelíti a maximumát. Ezért ebben az esetben indokolt volt a nemlineáris kísérleti terv. A 31. ábra jól mutatja, hogy a teljesítmény (szűrletfluxus) szempontjából a kapilláris szerkezetű szűrő nem támasztotta alá elvárásaimat; a statikus keverős kerámia csőmembránnál egy nagyságrenddel magasabb fluxusértékeket mértem. A 31. ábrán látható illesztett felület csak a mért tartományban érvényes.



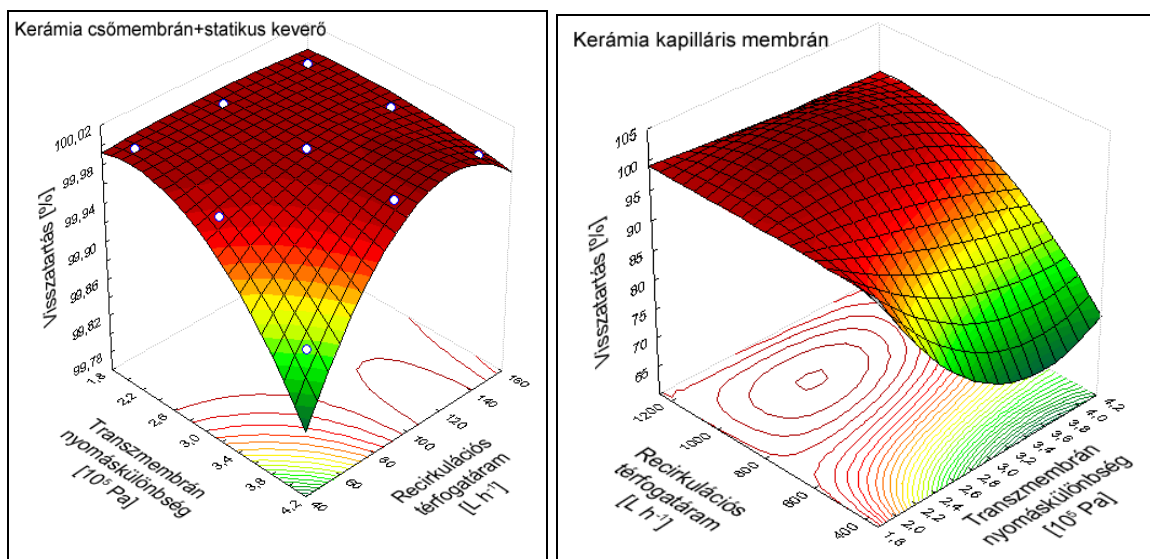
31. ábra Szűrletfluxus változása a recirkulációs térfogatáram (RFR) és a transzmembrán nyomáskülönbség (TMP) függvényében (balra: kerámia csőmembrán beépített statikus keverővel, jobbra: kerámia kapilláris membrán)

A Pareto-diagrammokon (32. ábra) látható, hogy a két membrán esetében a főhatások megegyeznek (RFR (L) és TMP (L) a két meghatározó faktor), bár a kapilláris membránnál a térfogatáram négyzetes tagjának hatása is jelentős (RFR (Q)). A keresztthatások a csőmembránnál, ahogyan azt korábban tapasztaltam, nem zárhatók ki a modelltől, a kapilláris szűrőnél ezzel szemben, a méréseim szerint, elhanyagolhatóak (95%-os szignifikancia szintnél).



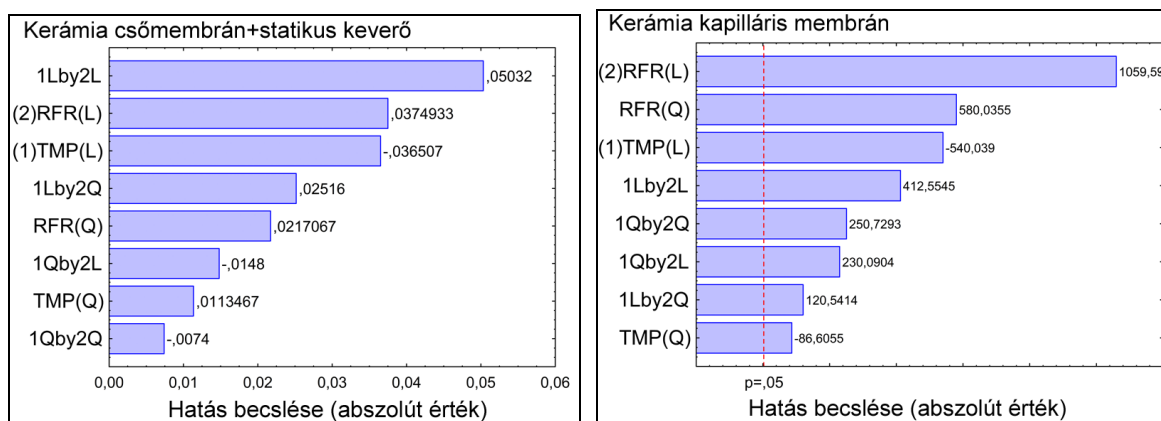
32. ábra Paraméterek hatásai a szűrletfluxus értékeire (balra: kerámia csőmembrán statikus keverővel, jobbra: kerámia kapilláris membrán). Az ábrán látható hatások jelölése: RFR - recirkulációs térfogatáram hatása, TMP – transzmembrán nyomáskülönbség hatása, (L) - lineáris faktor, (Q) - négyzetes faktor, (hatás1)by(hatás2) – interakciós kölcsönhatások

A fluxusmérések mellett vizsgáltam az olajseparációt és az energiafelhasználást is. Az olaj visszatartásának szempontjából is jelentősen eltér a két vizsgált membrán viselkedése. Amíg a statikus keverős csőmembrán mindössze 100 L/h térfogatáram alatt és $2,6 \cdot 10^5$ Pa nyomás fölött nem tudta teljesíteni a környezetvédelmi előírást, a kapilláris modulnál a hatékony tartomány ennél szűkebb (33. ábra). Csak a legmagasabb térfogatáramon (1000 L/h) tudtam az emulziót megfelelő módon szétválasztani, illetve az alkalmazott transzmembrán nyomás hatása kevésbé befolyásolta az olaj visszatartását (amíg az értéke nem haladta meg a $3,5 \cdot 10^5$ Pa körüli értéket).



33. ábra Visszatartás értéke (Retention) a recirkulációs térfogatáram (RFR) és a transzmembrán nyomáskülönbség (TMP) függvényében. (balra: kerámia csőmembrán beépített statikus keverővel, jobbra: kerámia kapilláris membrán)

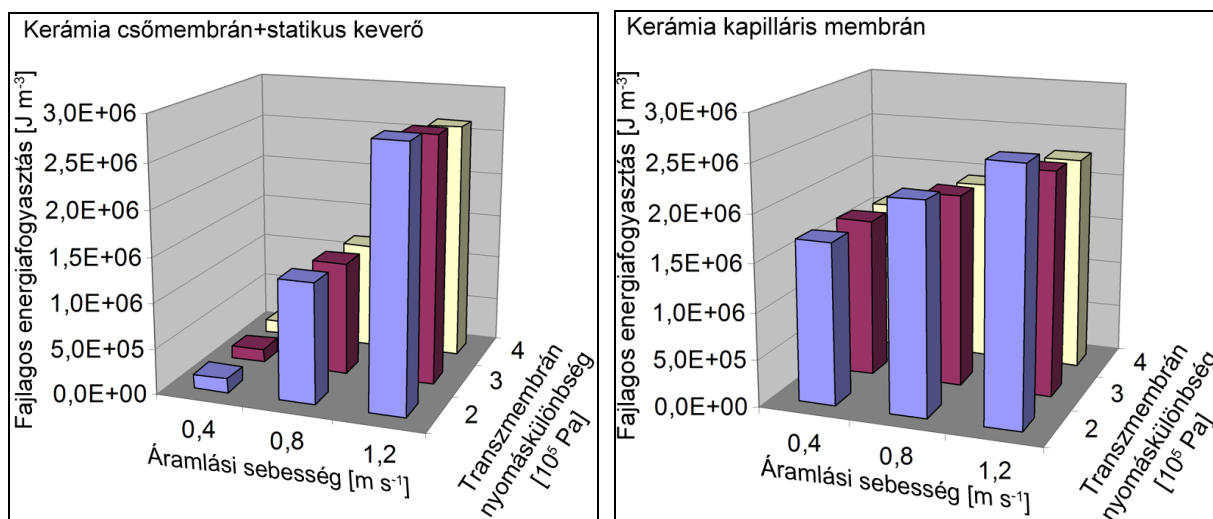
A statisztikai vizsgálat is igazolta, hogy kapilláris membrán esetén a recirkulációs térfogatáram (RFR(L) – lineáris faktor) az olajvisszatartásra gyakorolt hatása a legnagyobb (34. ábra jobb oldala). A Statistica programmal illesztett felületen a maximális visszatartási érték a kapilláris membránnál $2,8 \cdot 10^5$ Pa nyomáshoz és 1000 L/h térfogatáram értékhez tartozik. A permeátumfluxus ennél a beállításnál közel maximális (40-45 L/m²/h). A csőmembránnál $2 \cdot 10^5$ Pa és 75 L/h volt az optimum, ekkor a fluxus megközelítőleg 140 L/m²/h.



34. ábra Paraméterek hatásai az olaj visszatartás értékeire (balra: kerámia csőmembrán statikus keverővel, jobbra: kerámia kapilláris membrán)

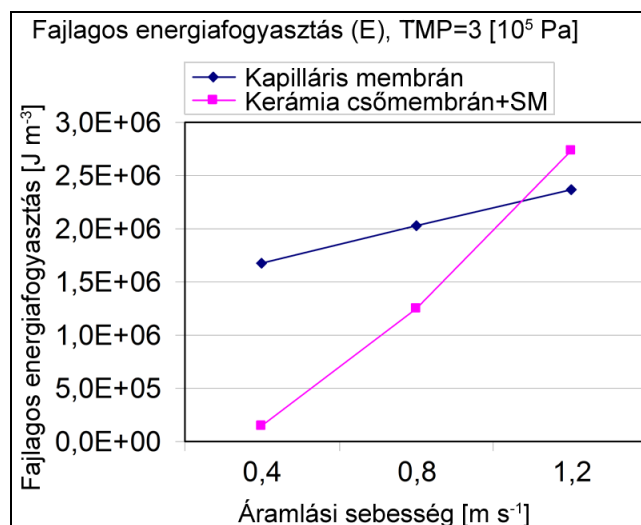
A két membrán olajvisszatartásban kifejezett különbsége két okra vezethető vissza. Először is a kapilláris modul aktív felülete alumínium-oxid, amíg a csőmembránnál cirkónium-oxid. Másodsorban az optimalizált statikus keveréssel megváltoztatott áramláskép is segíti a víz jobb áthaladását, miközben az olaj esetén gátolja azt.

A kísérletek során mértem a membrán modulon jelentkező nyomásesések mértékét is. Az energiafelhasználást a korábban már ismertetett módszerrel számoltam ki. Az eredmények a 35. ábrán láthatók. Az áramlási sebesség növelésével minkét esetben nőtt a súrlódási nyomásvesztés és így, a definíció értelmében, az energiafelhasználás is. A változás lefutása azonban jelentősen eltér a két esetben. A statikus keverős csőmembránnál a meredekség nagyobb, mint a kapilláris membránál; a legkisebb sebességnél a kapilláris membrán „fogyasztása” egy nagyságrenddel magasabb, viszont a maximális áramnál (1,2 m/s) már fordítva igaz, a statikus keverős csőmembrán igényel több energiát.



35. ábra Fajlagos energiafogyasztás (E) az áramlási sebesség (v) és a transzmembrán nyomáskülönbség (TMP) függvényében kerámia csőmembrán (balra) és kerámia kapilláris membrán (jobbra) alkalmazásával.

Jobb összehasonlíthatóság végett a 35. ábra mindkét oldal középső transzmembrán nyomáson mért adatait egymásra helyeztem. Az eredmény a 36. ábrán látható.

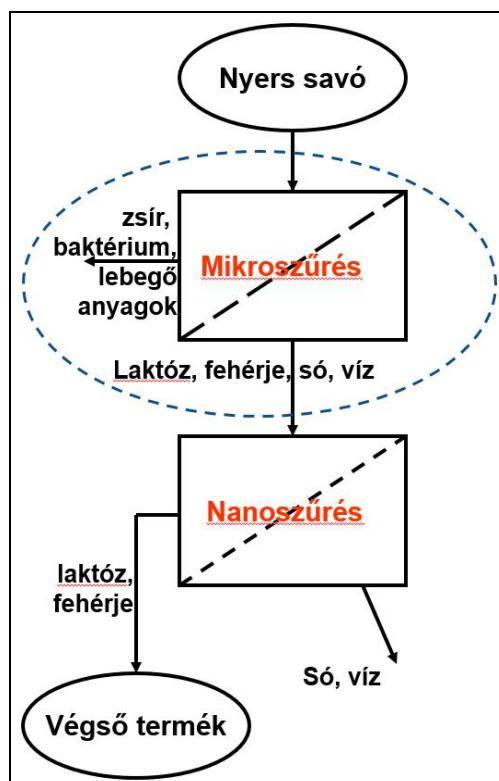


36. ábra Kerámia csőmembrán beépített statikus keverővel és kerámia kapilláris membrán fajlagos energiafogyasztásának összehasonlítása $3 \cdot 10^5 \text{ Pa}$ transzmembrán nyomáson

Összességében elmondható, hogy a kerámia kapilláris membrán az általam elvégzett teszteken, olaj visszatartás és fajlagos energia szempontjából, jól szerepelt, de nem az előzetes elvárásoknak megfelelően; főleg a szűrletfluxus tekintetében marad el a statikus keverővel felszerelt csőmembrántól. Sajnos, a kapilláris membrán csövecskéibe szerelhető statikus keverőt nem lehetett beszerezni, mivel ilyen kicsi belső csőátmérőbe nem gyártottak hagyományos (Kenics típusú) keverőket, az általam fejlesztett új keverők csak később kerültek legyártásra.

4.2. A statikus keverés hatásának vizsgálata tejsavó mikroszűrése esetén

Az eddig bemutatott eredményeimben az olaj-víz emulziót, mint modell oldatot használtam a membránszűrés és a statikus keverés együttes alkalmazásának vizsgálatához. A következtetések megállapítása után egy valós élelmiszeripari anyagon is kipróbáltam a komplex módszer alkalmazásának lehetőségét. Tejsavó nanoszűrésénél a savóban megtalálható maradék zsírtartalom eltömődési problémát okoz. Ezek a zsíradékok előzetesen mikroszűréssel leválaszthatók (37. ábra).



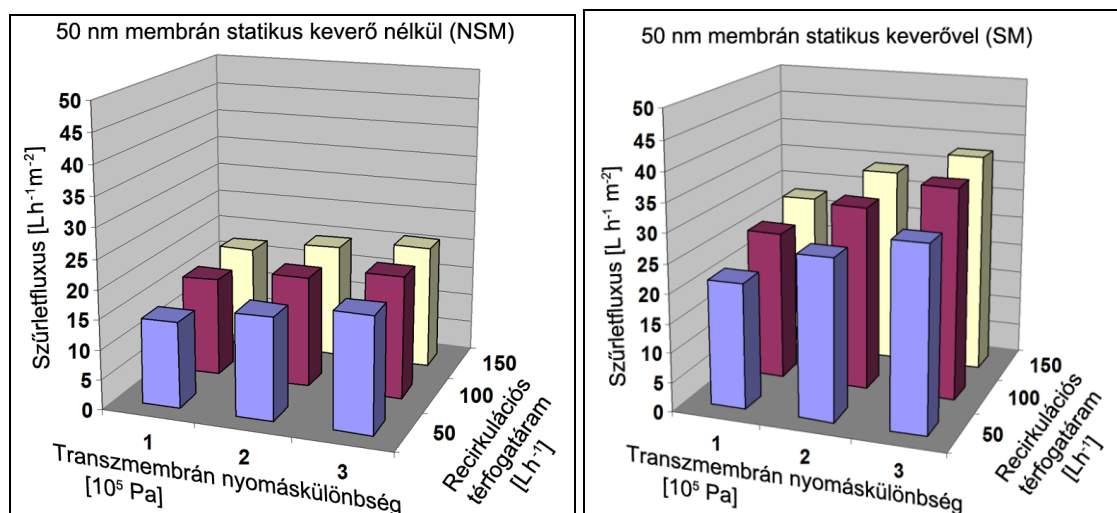
37. ábra Nyers savó víz-, és sótartalom csökkentésének műveleti folyamatábrája. Szaggatott kék ellipszis az itt bemutatott mikroszűrési kísérletsorozatot jelenti

Ennek az eltömődésnek a megakadályozására próbáltam ki a statikus keverést a mikroszűrésnél. Az eltömődésre komoly figyelmet kell fordítani ez esetben is, hiszen a tejszír akár irreverzibilis szennyeződést is okozhat.

4.2.1. Tejsavó fluxusának intenzifikálása statikus keverővel

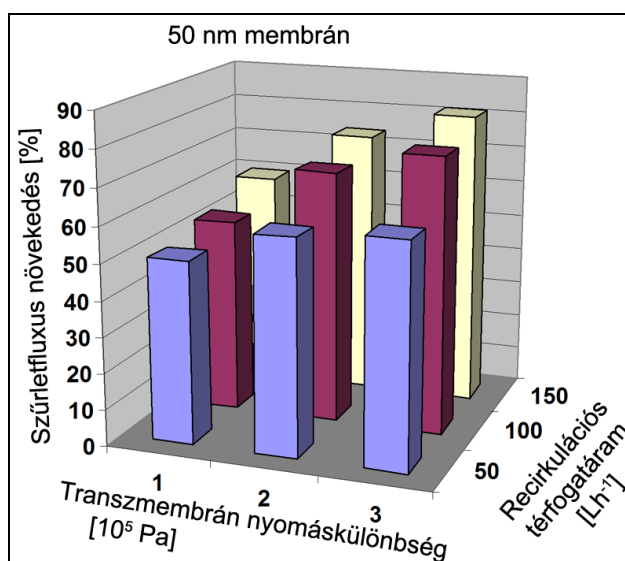
A zsír (olaj) savóból való szeparálásához többféle pórusméretű membrán használható. Mivel az elválasztás határfokát a statikus keverés befolyásolhatja, ezért az első mérés során két eltérő pórusméretű kerámia csőmembránt teszteltem.

Először az 50 nm pórusméretű kerámia csőmembránon kapott eredményeket mutatom be. A 38. ábrán látható a szűrletfluxus alakulása a hagyományos üzemmódban és a statikus keverővel felszerelt esetben. Az olaj-víz emulzió szűrésénél tapasztaltakhoz hasonlóan a tejsavónál is egyértelműen nőtt a szűrletfluxus a statikus keverő beépítésekor, bár nem akkora mértékben, mint a modell oldatnál.



38. ábra Permeátum fluxus változása (J) a transzmembrán nyomáskülönbség és a recirkulációs térfogatáram függvényében (50 nm membrán, $T=40\text{ °C}$)

A (23)-es képlet alkalmazásával számszerűsíthető és jól összehasonlítható a két mérés eredménye. A 39. ábrán jól látható, hogy a statikus keverő beépítése 50-80% között fluxus növekedést eredményezett.

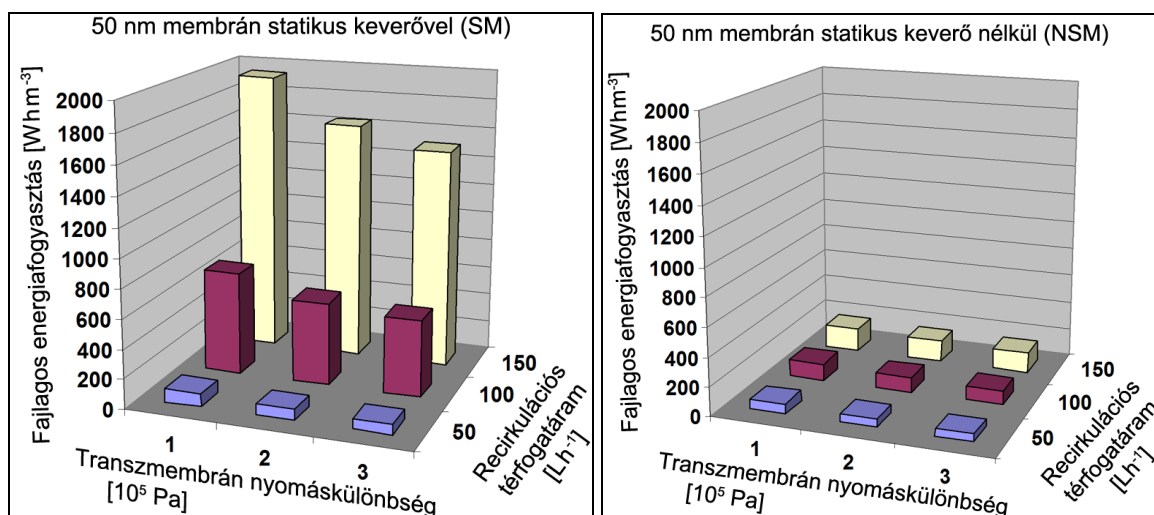


39. ábra Permeátum fluxus növekedésének (FI) változása transzmembrán nyomás és recirkulációs térfogatáram függvényében (50 nm membrán, $T=40\text{ °C}$)

Ugyan a fluxus-növekedés megtörtént statikus keverő alkalmazásával, de figyelembe kell venni, hogy ez a megoldás többlet energiafogyasztással jár. Nagyobb energiafogyasztásra utal a membrán hosszában tapasztalt nyomásesés növekedése statikus keverő alkalmazásánál (18. táblázat). A 40. ábrán láthatók a kiszámolt fajlagos energiaigény értékek. Látni, hogy a fajlagos energiafogyasztás a statikus keverő alkalmazásával jelentősen nő, ha a minimálisnál nagyobb recirkulációs térfogatáramot alkalmazunk. Emiatt arra lehet következtetni, hogy ebben az esetben a statikus keveréssel kombinált mikroszűrés – a korábbi tapasztalataimnak megfelelően - csak alacsony recirkulációs térfogatáramnál (50 L/h) lehet indokolt.

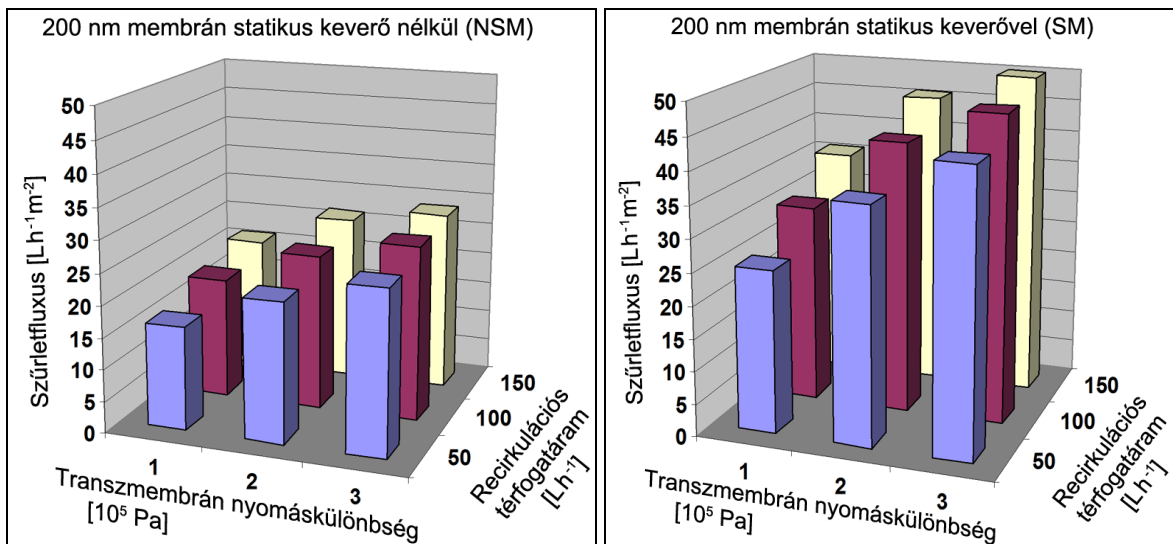
18. táblázat Membrán hosszában tapasztalt nyomásesés 50nm membránál (Δp):

Mérés típusa \ RFR	50 L/h	100 L/h	150 L/h
NSM:	10 kPa	10 kPa	10 kPa
SM:	~20 kPa	~90 kPa	~185 kPa



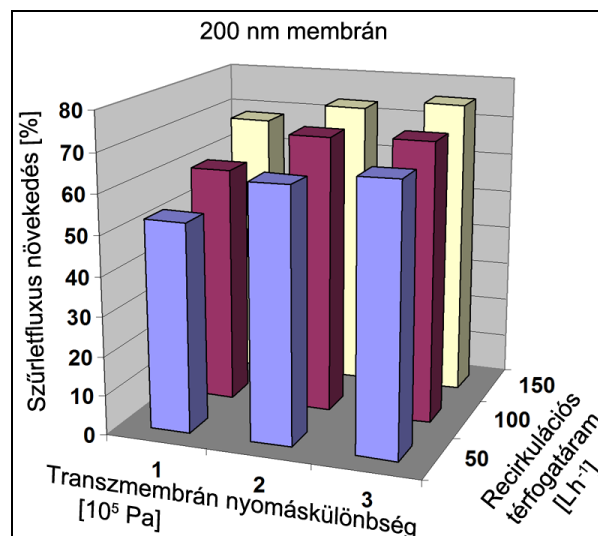
40. ábra Fajlagos energiafogyasztás (E) a transzmembrán nyomáskülönbség és a recirkulációs térfogatáram függvényében (50 nm membrán, $T=40^\circ C$)

Második lépésben a 200 nm-es mikroszűrőnél is megvizsgáltam, hogyan befolyásolja a fluxust és az energiafelhasználást a statikus keverő beépítése. A szűrlefluxus ennél a membránál is nőtt a hagyományos üzemmódhoz képest (41. ábra).



41. ábra Permeátum fluxus változása (J) a transzmembrán nyomáskülönbség és a recirkulációs térfogatáram függvényében (200 nm membrán, $T=40$ °C)

A nagyobb átlagos pórus átmérő miatt a savó áthaladása a membránon is gyorsabb volt. Az elért fluxusnövekedés (FI) mértéke az 50 nm-es membránhoz hasonlóan alakult (42. ábra).



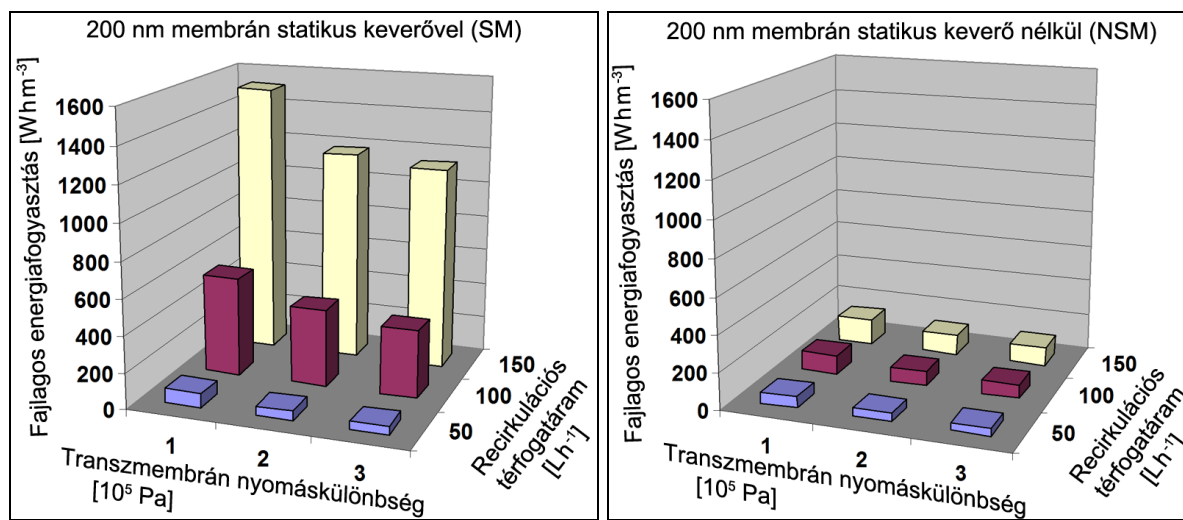
42. ábra Permeátum fluxus növekedésének (FI) változása a transzmembrán nyomáskülönbség és a recirkulációs térfogatáram függvényében (200 nm membrán, $T=40$ °C)

Azonban, hiába nagyobb a pórusok mérete, a méréseim szerint a súrlódási nyomásvesztés ez nem befolyásolja (19. táblázat). A táblázatban látható, hogy ugyanakkora áramlási sebességnél, a korábbival megegyező mértékű a nyomásesés is.

19. táblázat Membrán hosszában tapasztalt nyomásesés 200nm membránnál (Δp):

Mérés típusa\RFR	50 L/h	100 L/h	150 L/h
NSM:	10 kPa	10 kPa	10 kPa
SM:	~20 kPa	~85 kPa	~180 kPa

A tejsavóval végzett előkísérleteimben is jelentős mértékben sikerült a permeátumfluxust növelni. Ezek az eredmények megerősítették, hogy érdemes tovább folytatni a kísérletet, mivel a fluxus növelése alacsony energiafelhasználás (50 L/h) mellett is megvalósítható (43. ábra).



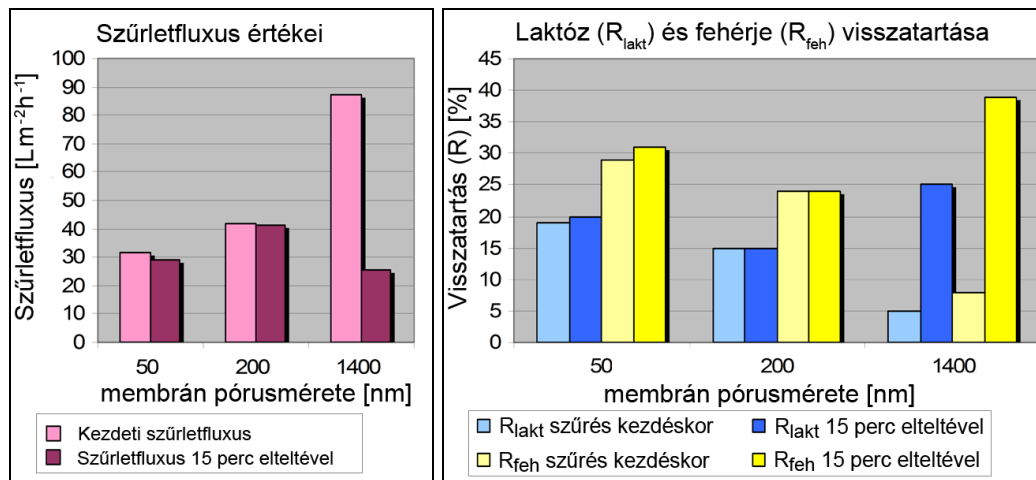
43.ábra Fajlagos energiafogyasztás (E) a transzmembrán nyomáskülönbség és a recirkulációs térfogatáram függvényében (200 nm membrán, $T=40\text{ °C}$)

A statikus keverés következtében növekedő súrlódási nyomásesés (Δp) miatt, a művelet fajlagos energiafogyasztása is megnő. Amennyiben fluxusnövekedést akarunk elérni az áramlás módosításával, célszerű alacsony térfogatáramot (áramlási sebesség) és a lehető legmagasabb hajtóerőt (transzmembrán nyomáskülönbség) választani. Az optimalizáláshoz azonban meg kell vizsgálni a membránok egyes komponensekre nézett visszatartását is.

4.2.2. A műveleti körülmények hatása az egyes komponensek visszatartására

A tejsavó fő alkotói a víz, a sók és a zsír mellett a laktóz, valamint a fehérjék. A kísérleteimben főleg a membránok zsírvisszatartására fókuszáltam, de mivel elvileg minden komponensre mutathat részleges visszatartást egy membrán, ezért nyomon követtem a laktóz és a fehérjék mennyiségének alakulását is. Kíváncsi voltam, hogy egy lényegesen nagyobb pórusméretű membrán milyen szűrletfluxusokat és visszatartásokat eredményez savó szűrésekor. Így elvégeztem egy rövid összehasonlító mérést, megfigyelve a szűrletfluxust, a laktóz- és a fehérje visszatartását. A kísérleteket 1400, 200 és 50 nm pórusméretű membránnal végeztem. A

szűrletfluxus és a visszatartás változik a szeparáció folyamán. Azért, hogy erről az esetlegesen bekövetkező változásról információt kapjak, két időpontban mértem fluxust és vettem mintát, egyszer a szűrés megkezdésekor és egyszer 15 perc eltelte után.

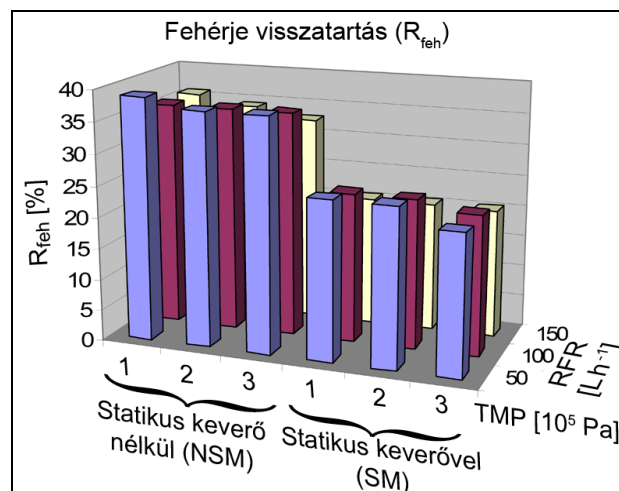
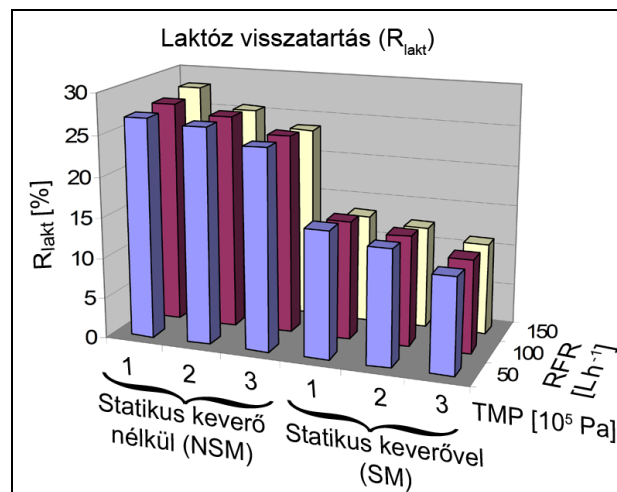
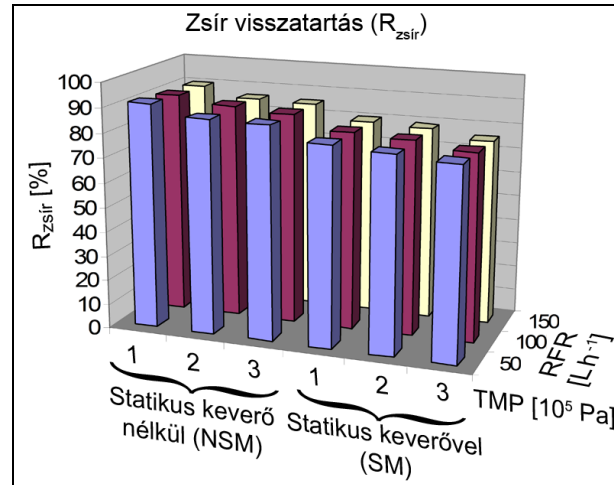


44. ábra A szűrletfluxus (bal ábra) és a membrán laktóz, fehérje visszatartása (jobb ábra) különböző pórusméretekre (szűrlet kezdéskor és 15 perc elteltével)

A 44. ábrán láthatóak a szűrletfluxusok értékei, illetve a mintákból meghatározott laktóz- és fehérje visszatartások. Ezen komponensek mikroszűrése esetén az a jó, ha minél kisebb a visszatartás, így a laktóz és a fehérje átkerül a permeátumba. Az így kapott permeátum nanoszűréssel besűríthető, megnövelve az említett komponensek koncentrációját (37. ábra). Szembetűnő, hogy az 1400 nm-es pórusú membrán esetén a kezdeti fluxus értéke igen nagy, viszont 15 perc eltelte után, a pórusok eltömődése miatt, nagymértékben lecsökken. Az oldatban lévő nagyobb molekulák, aggregátumok és szuszpendált részecskék a méretüknél fogva bejutnak a pórusokba, ott megakadnak és elzáródást képeznek. Miután ez az eltömődési folyamat lezajlott az anyagátadás állandósul. Az 1400 nm-es membrán a nagy pórusméretéből adódóan kezdetben átengedte a laktózt és a fehérjét, az eltömődés után viszont jelentősen megnőtt az ezekre nézett visszatartás. Ez a jelenség nem volt látható az 50 és 200 nm-es membránoknál, esetükben mind a fluxus, mind a visszatartás közel azonos volt 15 perc eltelte után. Az intenzív fluxuscsökkenés és visszatartásbeli növekedés miatt az 1400 nm pórusú membránt kizártam a további vizsgálatokból. A 200 nm-es membrán fluxusa mintegy 30%-kal magasabb, mint az 50 nm-esé, illetve a különböző komponensekre nézett visszatartás is átlagosan 20%-kal kisebb a 200 nm pórusátmérő esetén. Ezen tulajdonságai miatt a továbbiakban a tejsavó zsírtalanítási kísérleteimben csak a 200 nm pórusú membránt teszteltem részletesen.

A második kísérlet sorozatban a műveleti paraméterek (nyomás és térfogatáram), illetve a statikus keverés egyes komponensek visszatartására kifejtett hatását vizsgáltam a már korábban ismertetett módon (a 200 nm pórusméretű membránnal). Az egyes beállításoknál kiszámolt

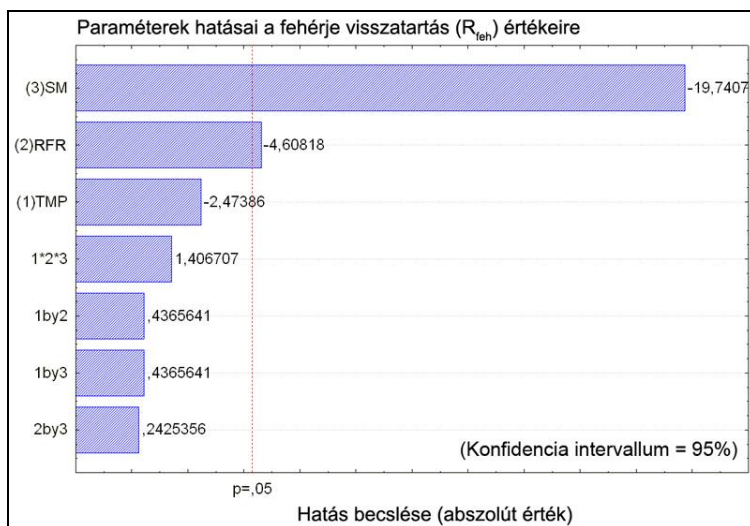
visszatartásokat a különböző komponensek esetén a 45. ábra mutatja be. A tejszír esetén a membrán visszatartása igen jó, akár a 90% is elérhető megfelelő beállítással. Statikus keverés hatására, a másodlagos szűrőréteg kialakulásának elmaradása miatt, ez az érték körülbelül 80%-ra csökken le.



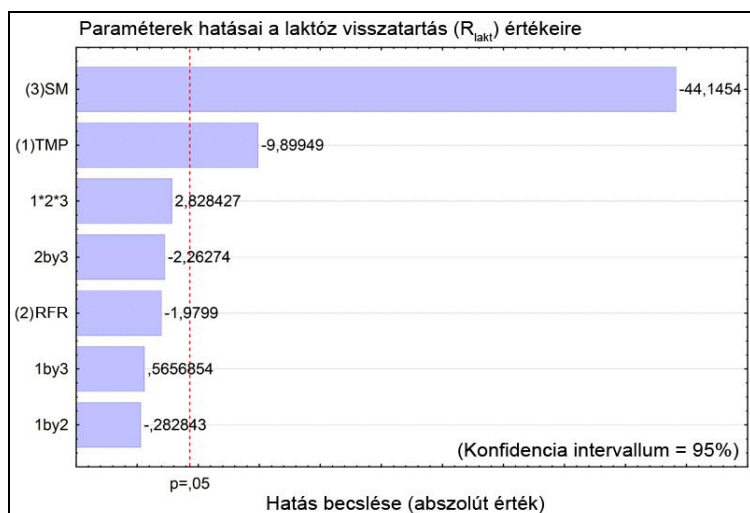
45. ábra Zsír, laktóz és fehérje visszatartás százalékos értéke (R) a recirkulációs térfogatáram (RFR) és a transzmembrán nyomáskülönbség (TMP) függvényében. Mérés statikus keverő (SM) és statikus keverő nélkül (NSM) lett elvégezve.

Érdemes azonban a másik két összetevő visszatartását is megfigyelni. A hagyományos üzemmódban a membrán fehérje és laktóz visszatartása nem hanyagolható el; átlagosan 25 % a laktóz esetén, míg a fehérjék esetén akár a 35%-ot is elérheti. A statikus keverővel ellátva a membránt, viszont ezek az értékek remekül, mintegy harmadával csökkentek; a laktóz esetén 10-15 %-ra, a fehérjék esetén 20-25%-ra csökkent a visszatartás. Ezekből az eredményekből látható, hogy a statikus keverés fluxus és visszatartás tekintetben pozitív hatással van a tejsavó mikroszűrésére, viszont a rendszer érzékeny a beállításokra; az optimális tartomány igen szűk, nagy körültekintéssel kell a megfelelő paramétereket megkeresni. Ha csak a fajlagos energiafogyasztás szempontjából értékeljük a műveletet, akkor 50 L/h körüli térfogatáram használata lenne indokolt Kenics statikus keverő esetében.

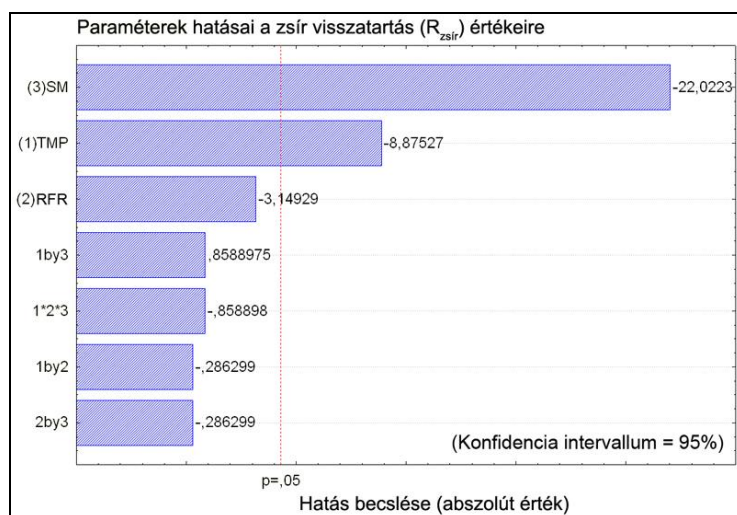
A műveleti paraméter optimalizálás során lineáris rendszerben történő statisztikai vizsgálatra volt lehetőségem. A kísérleti tervet 2^P részfaktor terv szerint végeztem el, ebben vizsgáltam és modelleztem a zsír, a fehérjék és a laktóz meghatározások eredményeit a nyomás, a térfogatáram, a statikus keverő és a keresztthatások tekintetében. A módszer alkalmas arra, hogy a nem szignifikáns hatásokat egyértelműen elkülönítsük (46., 47. és 48. ábra). A fehérje, a laktóz és a zsír visszatartását befolyásoló fő hatások nagyságának vizuális megjelenítése az 49. ábrán láthatóak. A konfidencia intervallum ebben az esetben is 95% volt. A 46. ábrán látható, hogy a statikus keverő jelenléte (SM) és az alkalmazott recirkulációs térfogatáram (RFR) van a fehérje-visszatartásra a legnagyobb hatással. A harmadik a transzmembrán nyomáskülönbség hatása (TMP), melynek értéke nem éri el az 5%-os küszöböt, a modellből való kizárása azonban lerontja a modell illeszkedését, ezért még benne hagytam a leíró egyenletben (50) és (53). A laktóz és a zsír esetén a statikus keverő mellett a transzmembrán nyomás hatása érte el az 5%-os határértéket (95% konfidencia intervallum) (47. és 48. ábra). A keresztthatások tekintetében azonban minden esetben elfogadható a nullhipotézis, azaz ezek a tagok kizárhatóak a modellekből. Mindhárom fő hatás (TMP, RFR, SM) lineáris értékét közvetlenül mérjük (vagy statikus keverő esetében ismerjük). A gyakorlati alkalmazásban praktikusabb az egységes egyenlet felépítés. Előző két ok miatt, a (53), (54) és (55)-ös modell egyenletekben, minden esetben, meghagytam mindhárom fő hatást (TMP, RFR és SM).



46. ábra Pareto diagram: standardizált hatások a fehérje visszatartására (R_{feh}).



47. ábra Pareto diagram: standardizált hatások a laktóz visszatartására (R_{lakt}).



48. ábra Pareto diagram: standardizált hatások a zsír visszatartására (R_{zsir}).

46.-48. ábrán a jelölések: RFR recirkulációs térfogatáram hatása, TMP – transzmembrán nyomáskülönbség hatása, SM-statisztikus keverő hatása, (hatás1)by(hatás2) és 1*2*3 – interakciós kölcsönhatások.

A statisztikai elemzés lefuttatása után ismertté váltak a változást leíró lineáris modell polinomok koefficiensei (következő három egyenletben X-el jelölt faktorok szorzói), amelyeket alább mutatok be.

A százalékos fehérje visszatartást leíró teljes modell (a végleges modell vastagon szedve):

$$Y_{\text{feh}} = \mathbf{29.33 - 0.95 \cdot X_1 - 1.77 \cdot X_2 - 6.79 \cdot X_3 + 0.17 \cdot X_1 X_2 + 0.17 \cdot X_1 X_3 + 0.09 \cdot X_2 X_3 + 0.54 \cdot X_1 X_2 X_3} \quad (50)$$

ahol, X_1 – TMP, X_2 – RFR, X_3 – SM vagy NSM (X_1 , X_2 és X_3 mértékegységtől független transzformált faktorok, $-1 \leq X_1 \leq 1$; $-1 \leq X_2 \leq 1$; $X_3 = -1$ vagy 1)

A százalékos laktóz visszatartást leíró végleges modell:

$$Y_{\text{lakt}} = \mathbf{19.5 - 1.61 \cdot X_1 - 0.32 \cdot X_2 - 6.4 \cdot X_3} \quad (51)$$

ahol, X_1 – TMP, X_2 – RFR, X_3 – SM vagy NSM (X_1 , X_2 és X_3 mértékegységtől független transzformált faktorok, $-1 \leq X_1 \leq 1$; $-1 \leq X_2 \leq 1$; $X_3 = -1$ vagy 1)

A százalékos zsír visszatartást leíró végleges modell:

$$Y_{\text{zsír}} = \mathbf{83.56 - 2.15 \cdot X_1 - 0.76 \cdot X_2 - 4.78 \cdot X_3} \quad (52)$$

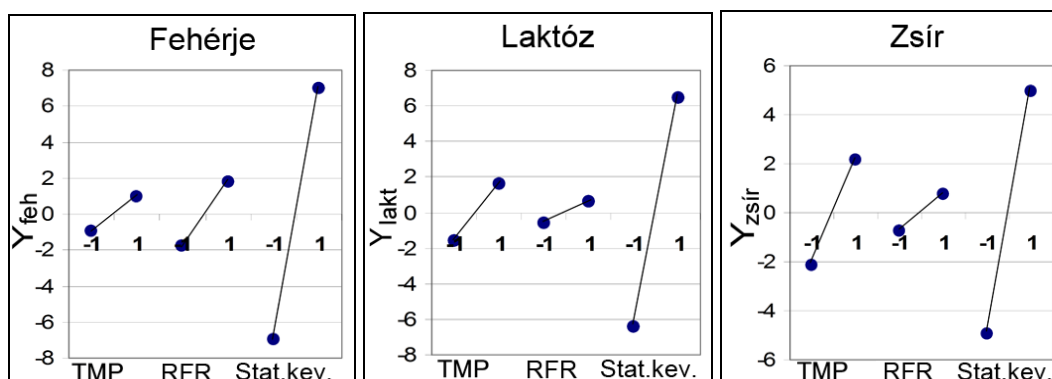
ahol, X_1 – TMP, X_2 – RFR, X_3 – SM vagy NSM (X_1 , X_2 és X_3 mértékegységtől független transzformált faktorok, $-1 \leq X_1 \leq 1$; $-1 \leq X_2 \leq 1$; $X_3 = -1$ vagy 1)

A modellek megfelelő illeszkedését mutatja az is, hogy a modell egyenletekből számolt visszatartás értékek megközelítőleg 2 %-ban térnek el a méréssel meghatározott eredményektől:

20. táblázat A modell egyenletekből számolt és a mért adatok közötti eltérés

anyag	statikus keverő	TMP [10 ⁵ Pa]	RFR [L/h] 50			RFR [L/h] 100			RFR [L/h] 150		
			mért	számolt	hiba	mért	számolt	hiba	mért	számolt	hiba
Zsír	NSM	1	91,67	91,25	0%	90,56	90,49	0%	90,00	89,73	0%
Zsír	NSM	2	87,22	89,1	2%	87,78	88,34	1%	86,11	87,58	2%
Zsír	NSM	3	86,67	86,95	0%	86,11	86,19	0%	85,56	85,43	0%
Zsír	SM	1	81,11	81,69	1%	80,56	80,93	0%	80,00	80,17	0%
Zsír	SM	2	79,44	79,54	0%	79,44	78,78	1%	78,89	78,02	1%
Zsír	SM	3	77,78	77,39	1%	76,67	76,63	0%	75,56	75,87	0%
Fehérje	NSM	1	38,81	38,84	0%	35,82	37,07	3%	35,82	35,3	1%
Fehérje	NSM	2	37,31	37,89	2%	35,82	36,12	1%	34,33	34,35	0%
Fehérje	NSM	3	37,31	36,94	1%	35,82	35,17	2%	32,84	33,4	2%
Fehérje	SM	1	25,37	25,26	0%	23,88	23,49	2%	21,00	21,72	3%
Fehérje	SM	2	25,17	24,31	4%	23,28	22,54	3%	20,60	20,77	1%
Fehérje	SM	3	22,59	23,36	3%	22,29	21,59	3%	20,45	19,82	3%
Laktóz	NSM	1	26,97	27,83	3%	27,34	27,51	1%	28,07	27,19	3%
Laktóz	NSM	2	26,42	26,22	1%	26,24	25,9	1%	25,69	25,58	0%
Laktóz	NSM	3	24,59	24,61	0%	24,40	24,29	0%	23,67	23,97	1%
Laktóz	SM	1	15,50	15,03	3%	14,68	14,71	0%	13,89	14,39	3%
Laktóz	SM	2	13,83	13,42	3%	13,58	13,1	4%	12,66	12,78	1%
Laktóz	SM	3	11,74	11,81	1%	11,56	11,49	1%	11,19	11,17	0%

Az 49. ábrán grafikusan mutatom be a tejsavó 3 komponensénél meghatározott főhatásokat és a hatásuk mértékét. Amennyiben a vonal meredeksége nagyobb az nagyobb hatást is jelent.



49. ábra Működési paraméterek fő hatásának grafikus ábrázolása, ahol TMP – transzmembrán nyomáskülönbség hatása, RFR – recirkulációs térfogatáram hatása

Miután meggyőződtem a felállított modell jó illeszkedéséről, visszakódolással meghatároztam a normál (nem transzformált), természetes egységben kifejezett egyenleteket (53-55). Ezekbe behelyettesítve a mindenkori transzmembrán nyomáskülönbséget, térfogatáramot, illetve ha megadjuk, hogy van-e statikus keverő vagy nincs, előre kiszámíthatjuk a megfelelő komponensre a membrán kezdeti visszatartását.

A százalékos **fehérje visszatartást** leíró végleges modell természetes dimenziókban:

$$R_{\text{feh}} = 29,33 - 0,95 \cdot \left(\frac{\text{TMP} - 2}{1} \right) - 1,77 \cdot \left(\frac{\text{RFR} - 100}{50} \right) - 6,79 \cdot M \quad [\%] \quad (53)$$

ahol, TMP – transzmembrán nyomás [10^5 Pa], RFR – térfogatáram [L h^{-1}] és M a statikus keverő SM (M=1) NSM (M=-1)

A százalékos **laktóz visszatartást** leíró végleges modell természetes dimenziókban:

$$R_{\text{lakt}} = 19,5 - 1,61 \cdot \left(\frac{\text{TMP} - 2}{1} \right) - 0,32 \cdot \left(\frac{\text{RFR} - 100}{50} \right) - 6,4 \cdot M \quad [\%] \quad (54)$$

ahol, TMP – transzmembrán nyomás [10^5 Pa], RFR – térfogatáram [L h^{-1}] és M a statikus keverő SM (M=1) NSM (M=-1)

A százalékos **zsír visszatartást** leíró végleges modell természetes dimenziókban:

$$R_{\text{zsír}} = 83,56 - 2,15 \cdot \left(\frac{\text{TMP} - 2}{1} \right) - 0,76 \cdot \left(\frac{\text{RFR} - 100}{50} \right) - 4,78 \cdot M \quad [\%] \quad (55)$$

ahol, TMP – transzmembrán nyomás [10^5 Pa], RFR – térfogatáram [L h^{-1}] és M a statikus keverő SM (M=1) NSM (M=-1)

Az egyenletek alkalmazhatósági tartománya $\text{TMP} = 1 - 3$ [10^5 Pa], $\text{RFR} = 50 - 150$ [L h^{-1}]. Képlet érvényességének további feltételei: 200 nm pórusméretű és 6,8 mm belső átmérőjű kerámia csőmembrán. M=1 érték esetében beépített Kenics statikus keverővel (SM). 40°C folyadék hőmérséklet. Adatok a 3.3. fejezetben leírt tejsavó szűrésére vonatkoznak.

Mindhárom képletben a TMP-ből kivont érték $2 \cdot [10^5 \text{ Pa}]$ a mérési tartomány középértéke. A TMP tag nevezőben szereplő $1 \cdot [10^5 \text{ Pa}]$ viszont a mérési tartomány értékének fele. Hasonlóan az RFR-ből kivont érték 100 L/h a mérési tartomány középértéke és a nevezőben látható érték 50 L/h a mérési tartomány értékének fele. Ilyen formában a képlet könnyen átalakítható, hogy más mértékegységekben is használható legyen.

4.3. A statikus keverő optimalizálása számítási folyadékdinamika (CFD) segítségével

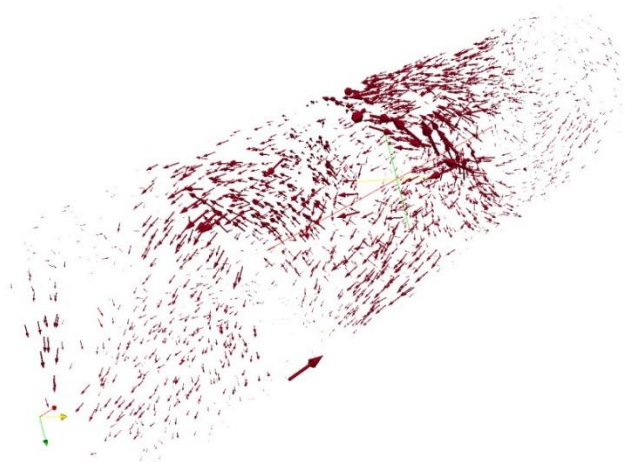
A modell oldattal, majd később a reális eleggyel elvégzett kutatásaim alátámasztják a statikus keverők és a membránszűrők együttes alkalmazásának előnyeit. Azonban a felhasználásnak határt szab a Kenics keverő esetén jelentkező nagymértékű súrlódási nyomásesés, ami közvetlenül kihat a fajlagos energiafogyasztásra, különösen 100 L/h térfogatáramon vagy afölött. Doktori munkám során ezért fontosnak tartottam közlelről megvizsgálni azt, hogy a statikus keverő milyen változásokat is okoz a rendszerben. Feltételeztem, hogy amennyiben jobban megértem a lezajló folyamatokat, leküzdhetem a Kenics keverő előbb említett korlátját. Ennek érdekében számítógép segítségével modelleztem a membráncsőben történő áramlást. A technika segítségével lehetőségem nyílt a Kenics-től eltérő statikus keverő konfigurációkat is tesztelni számítási folyadékdinamika segítségével (angolul Computational Fluid Dynamics – CFD).

4.3.1. A Kenics statikus keverő CFD vizsgálata

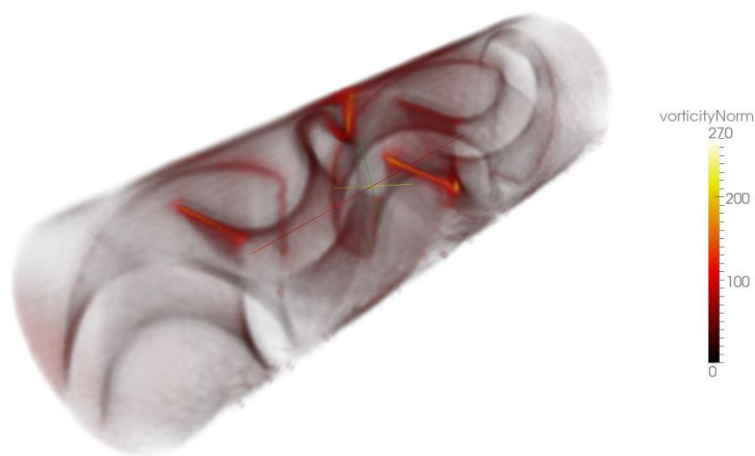
A Kenics keverő geometriai mátrixával lefutott szimuláció segítségével megkaptam minden egyes vizsgált részecskére a sebességi és örvényességi vektorokat. Ez nagyon nagy adathalmaz, de az adatokat Paraview szoftver segítségével vizuálisan is megtekinthetjük. A szimuláció bemenő paramétereként az 50 L/h térfogatáramot adtam meg és kezdés után a tizedik másodperc időpillanatnak kértem le az áramlási viszonyok állapotát. CFD eredményei igen szemléletesen mutatják az áramlásban bekövetkező változásokat (50. ábra). Jól megfigyelhető, hogy a rétegzéses keverés miatt a fluidum kettéválasztása okozza a problémát; a folyadék, amikor nekiütközik a perdítőelem kezdetét jelentő élnek, energiájának egy részét örvények létrehozására használja el. Ez a hatás perdítőelemenként megismétlődik és összeadódik és végső soron jelentősen növeli a csőszakasz folyadékkal szembeni ellenállását, ami egy adott hossz után már műszerekkel is mérhető nyomásesést okoz. Minél gyorsabb a folyadék áramlása, annál nagyobb erővel ütközik a folyadék a keverőnek; ez megmagyarázza azt, hogy a térfogatáramot növelve jelentősen nőtt a nyomásesés és ezzel együtt a folyadék mozgásának fentartásához szükséges energiaigény.

Az 50. ábrán megfigyelhető továbbá a meghajlított perdítőelem másik keverési mechanizmusa, az elforgatás. A keverő a folyadék egyenesvonalú áramlását megváltoztatja és forgásra készíti. Ezzel tulajdonképpen a folyadék rétegzését segíti a keverő, de egyúttal megakadályozza, hogy a fal mellett határréteg jöjjön létre; ez a hatás kulcsfontosságú a membránszűrésnél.

Fontos még megjegyezni, hogy a keverő csőbe való behelyezése lecsökkenti az áramlási keresztmetszetet és így lokálisan megnöveli az áramlási sebességet; ez a hatás is elősegíti a membrán felületének tisztulását.



a.) Örvényesség (vorticity) iránya és nagysága vektorokkal szemléltetve



b.) Örvényesség (vorticityNorm) változása színes skálán bemutatva



c.) Fő áramlási vonalak iránya és nagysága

50. ábra A Kenics keverő áramlásképei 50 Lh^{-1} recirkulációs térfogatáramon

Sajnos, önmagában még ezek az adatok nem elegendőek, mert nem ismert a CFD-vel kapott sebesség és örvényesség valódi nagysága. De feltételeztem, hogy ez a módszer már alkalmas lehet egy összehasonlító vizsgálatra, mivel Kenics esetében már ismerjük az 50 Lh^{-1} recirkulációs térfogatáram hatását a súrlódási nyomásesésre. Ezért döntöttem úgy, hogy további, a Kenics-től eltérő, statikus keverő geometriai mátrixokat készítek.

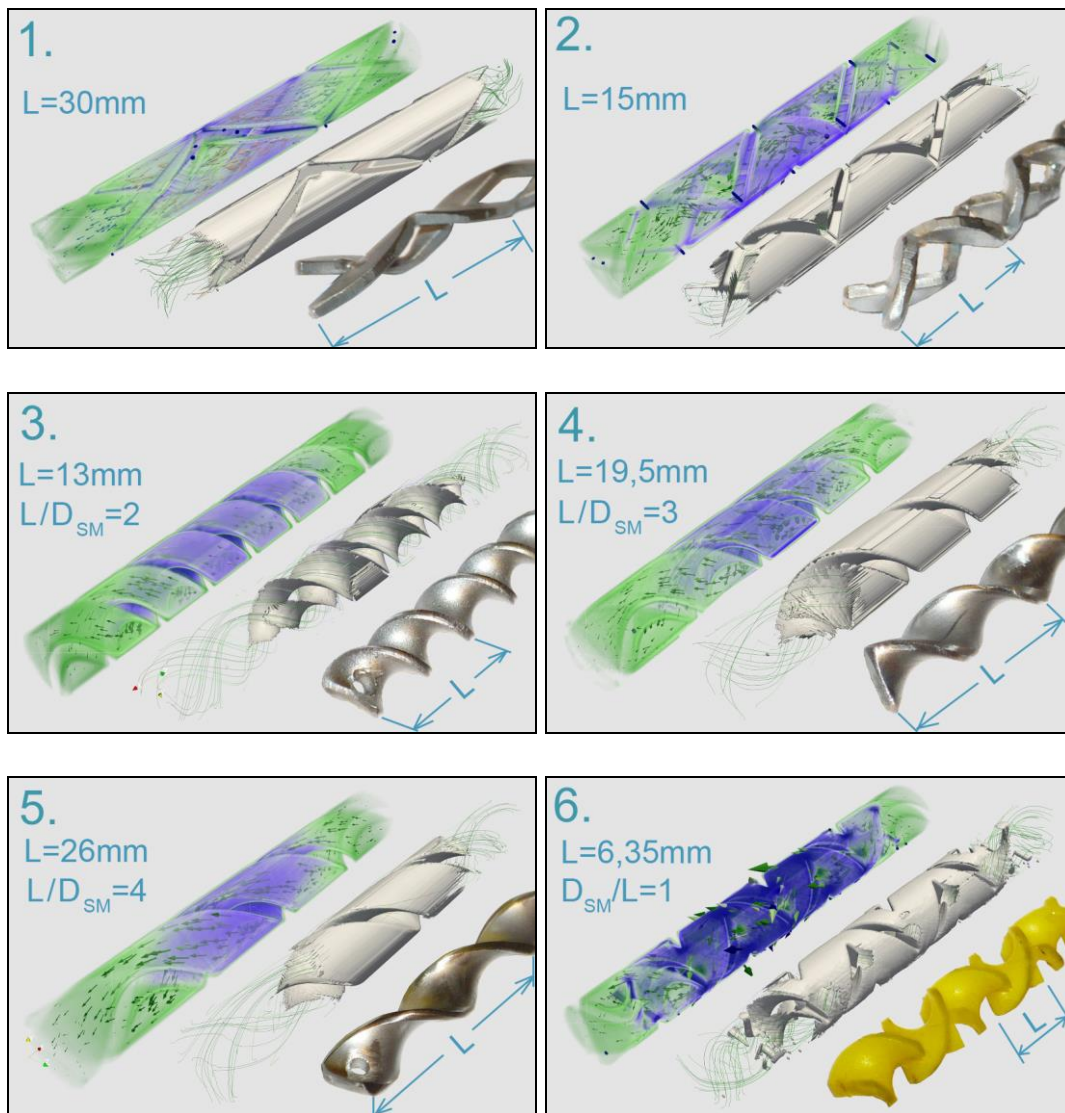
4.3.2. Új kialakítású statikus keverők CFD vizsgálata

A Kenics típusú statikus keverő CFD vizsgálata alapján két újfajta, membránszűrészhez használható, statikus áramlásmódosítót terveztem, egy spirális formát (51. ábra 3-5), illetve egy cikkcakk formát. (51. ábra 1-2).

A spirális forma tulajdonképpen egy módosított Kenics forma, egy hosszában megcsavart szalag, csak elhagytam a perdítőelemenkénti megszakítást és 90° -kal történő elforgatást, mivel ez a keverésért felelős megszakítás membránszűrészkor szükségtelen, viszont ez okozza a membrán hosszában tapasztalt nagy nyomásesést, ami a Kenics keverő fő hátránya. A spirális keverő szimulációját 3 féle menetemelkedéssel futtattam le, melyek az 51. ábrán a 3-5-ig beszámozva láthatók.

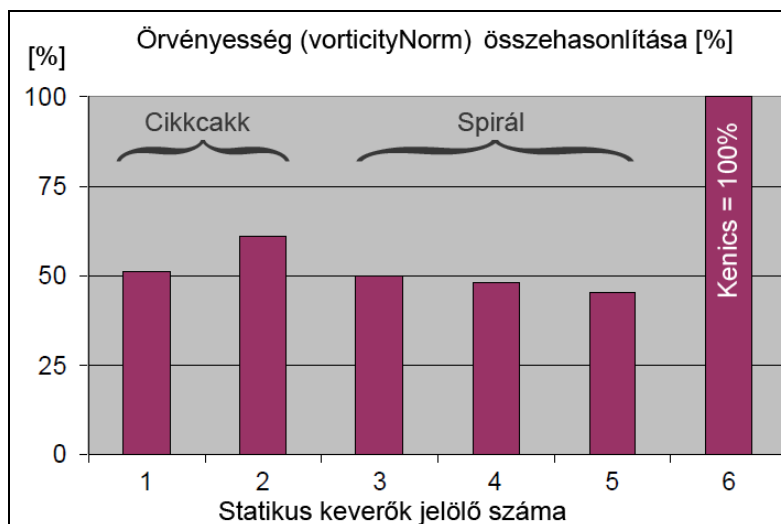
A cikkcakk forma egy elemét két szalagból alakítottam ki, amelyek egymástól eltolva szögletesen meg vannak hajlítva. A Kenics keverő perdítőelemeihez hasonlóan, a hatásfok növelése érdekében, itt is több elem követi egymást. A cikkcakk keverőt 2 eltérő elemhosszal modelleztem, ezek az 51. ábrán az 1-2 számot viselik. A 6-os számú keverő (Kenics) esetében egy perdítőelem 180° -ban van elfordítva (ez azt jelenti, hogy a menetemelkedése 12,7 mm, így a mérete hasonló, mint a 3-as számú elemnél).

Az 51. ábrán a turbulencia növekedésekor sötétedik a vektorok színe; a zöld szín jelzi a normál áramlási viszonyt, a kék szín pedig a statikus keverő jelenléte miatti megváltozott áramot mutatja. Látható, hogy a Kenics keverőnél (6) jön létre a legnagyobb változás, itt a vektorok színe sötétkék. Az 1-es, 2-es és 3-as formáknál közepes a változás, ezért ezeknél némileg világosabb kéket látunk. A 4-es és 5-ös formáknál a legkisebb mértékű a változás, itt szintén világoskék a vektorok színe.



51. ábra ParaView szoftver által létrehozott CFD képek. D_{SM} - statikus keverő átmérője [mm],
 L – menetemelkedés vagy perdítőelem mérete [mm]. Keverők hossza: 250 mm

Az áramlás és a turbulencia változását az örvényességgel (normált) fejeztem ki. Ez az áramlási sebesség vektorának az elhajlását, megcsavarodását fejezi ki. Mindegyik keverő szimulációja után kiszámoltam a modellezett szakaszon az átlagos örvényességet. Az eredményeket az 52. ábrán foglaltam össze. Látható, hogy a Kenics keverőnél (52. ábrán 6-os számmal jelölve) érte el az örvényesség a legnagyobb értéket, ezért ezt választottam turbulencia növelési maximumnak (100%). Az 5 újfajta keverőnél a 2-es (sűrűbb) cikkcakk keverő növelte a turbulenciát a legjobban, ez jelzi, hogy energetikailag nem biztos, hogy megfelel az elvárásaimnak. Az 1-es és 3-as keverő igen hasonlóan, a Kenics keverő örvényességének 50%-át hozza létre. A szimuláció szerint a 4-5 keverők befolyásolják legkevésbé a csőben történő áramlást.



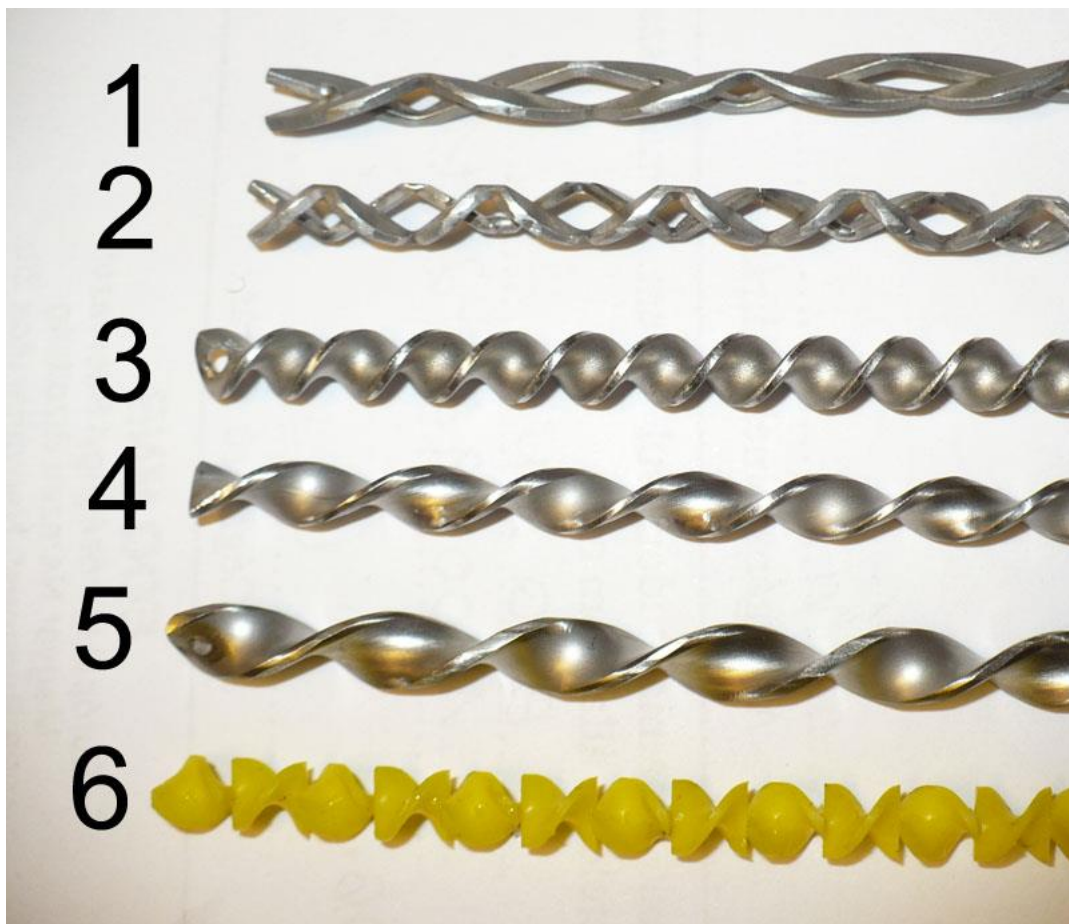
52. ábra Az egyes keverő típusoknál számolt átlagos Normált örvényesség összehasonlítása (6-os számú a Kenics keverő = 100%). Jelölő számok az 51. ábrán láthatóak.

4.3.3. A CFD-vel optimalizált statikus keverők laboratóriumi vizsgálata

A CFD szimuláció alapján meggyőződtem, hogy az új keverő kialakítások, a kereskedelemben kapható Kenics keverőnél kevésbé intenzíven növelik az örvényességet. Ebből következően feltételeztem, hogy a membránszűrés is gazdaságosabban üzemeltethető az alkalmazásukkal. A CFD szimuláció alapján önmagában azonban nem választható ki az optimális kialakítás, a megfelelő keverő kiválasztása érdekében mind az 5 új statikus keverő forma legyártásra került (53. és 54. ábra). Az új keverőket 6,5 mm átmérőre terveztem, így ha a gyártási pontatlanságot is figyelembe veszem, a $\varnothing 6,5 \pm 0,2$ mm méretű keverő biztosan befér egy 6,8 mm belső átmérőjű csőbe. Így lehetőségem nyílt laboratóriumi körülmények között is kipróbálni őket. A perdítőelemek fő méreteit az 51. ábrán mutattam be. Laboratóriumi méréseket 5 tömegszázalékos olaj-víz emulzió ultraszűréssel végeztem.



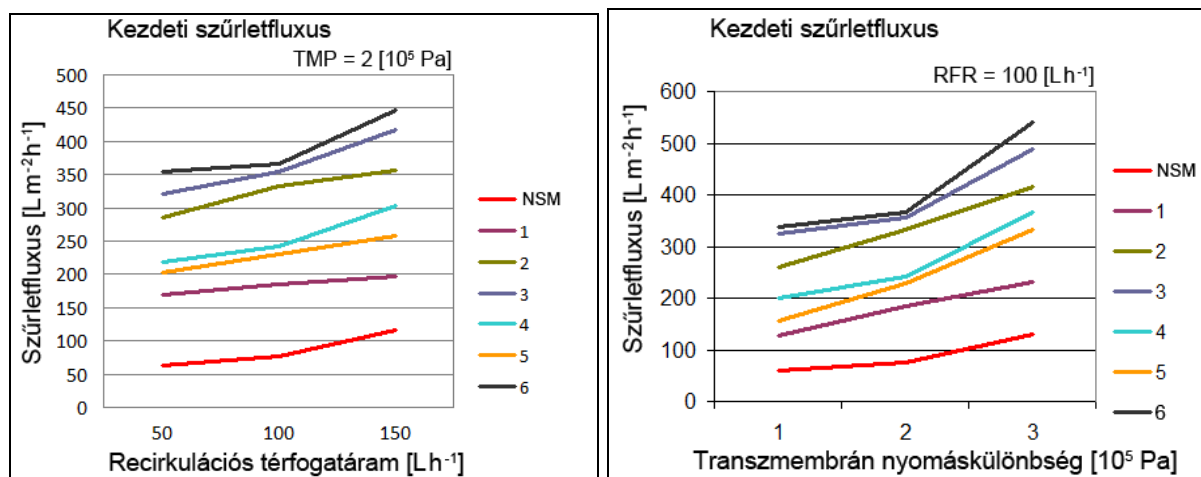
53. ábra Kenics® statikus keverő membrán modulban (balra) és 5 új statikus keverő (jobbra)



54. ábra A vizsgált statikus keverők és további jelölésük számai

A laboratóriumi vizsgálat során, minden egyes keverőnél megmértem a kezdeti szűrletfluxust (J), a membránmodulon bekövetkező súrlódási nyomásesést (Δp) és a visszatartást (R). A szűrletfluxusok alakulását az 55. ábra mutatja be, különböző térfogatáramokon és nyomásokon. Az ábrán feltüntettem a hagyományos üzemmódban (statikus keverő nélküli szűrés) mért értékeket is, ezeket jelöli a piros vonal.

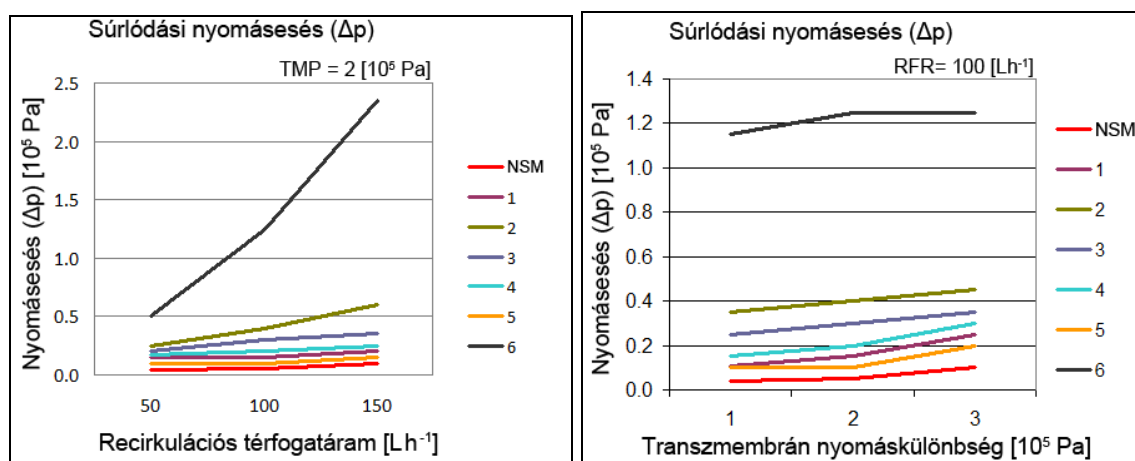
Látható, hogy a legnagyobb fluxusnövekedést a Kenics éri el, de a 3 spirális keverő nagyon közel van hozzá ilyen szempontból. A harmadik a 2-es, sűrűbb cikkcakk keverő. Utána következnek a 4-5-ös, nagyobb menetemelkedésű spirális keverők. Az 1-es cikkcakk keverő, bár az örvényességet jól növelte a szimuláció szerint, mégis csekély növekedést okozott a szűrletfluxusban, ez van legközelebb az üres csőhöz képest.



55. ábra Kezdeti szűrlet fluxusa a recirkulációs térfogatáram (balra) és a transzmembrán nyomáskülönbség függvényében (jobbra)

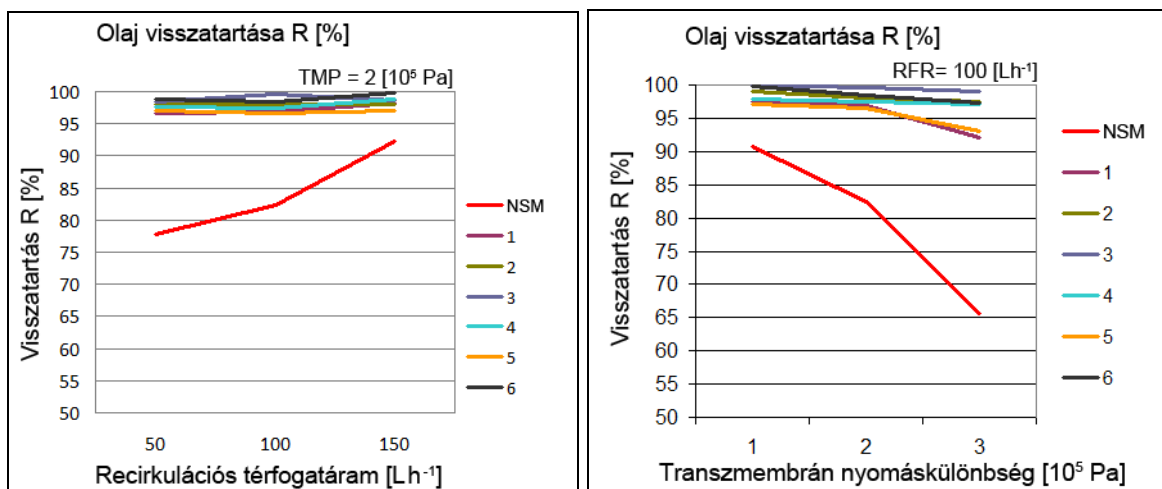
A modulon mért nyomásesés szempontjából a fluxusoktól lényegesen eltérő eredményeket kaptam (56. ábra). Látható, hogy a legnagyobb mértékű nyomásvesztés, a CFD szimulációval egybevágóan, a Kenics keverőnél következik be. Az 5 újfajta keverőn tapasztalt nyomásesés lényegesen elmarad ettől. A szimulált létrejövő örvényességnek megfelelően a 2-es cikkcakk keverő lett a második, a 3-as spirális keverő a harmadik. Ezután csökkenő sorrendben következik a 4-es spirál forma, az 1-es cikkcakk forma és az 5-ös spirális alak. A nyomásesés értéke természetesen az üres csőnél adódott a legkisebbnek.

Végül, a retentátumban és a permeátumban megmért olajkoncentrációkból kiszámoltam az olajvisszatartást minden mérési ponton, mindegyik statikus keverőnél és az üres csőmembrán esetén is (57. ábra).



56. ábra Membrán hosszában jelentkező nyomásesés a recirkulációs térfogatáram (balra) és a transzmembrán nyomáskülönbség (jobbra) függvényében

Az 57. ábrán szembevetve, hogy az áramlás statikus módosítása mekkora hatással van a visszatartásra. Keverő nélkül a membrán nem alkalmas a környezetvédelmi határérték betartására, viszont statikus keveréssel – ahogyan azt már korábban megállapítottam – megvalósítható akár a 99,9 %-os szétválasztás. Az 57. ábrán látható, hogy összességében a 3-as számú spirális keverővel lehetett a legjobb értéket elérni. Ezt szoroson követi a Kenics, a 2-es számú cikkcakk és a 4-es spirális keverő. Az 1-es cikkcakk és az 5-ös spirális keverő hatásfoka $2 \cdot 10^5$ Pa nyomáson megfelelő, viszont $3 \cdot 10^5$ Pa nyomáson már szignifikáns csökkenést tapasztaltam a visszatartások értékében, akárcsak az üres csőnél.



57. ábra Visszatartás %-os változása a recirkulációs térfogatáram (balra) és a transzmembrán nyomáskülönbség (jobbra) függvényében

A laboratóriumi mérések igazolták, hogy a cikkcakk (2-es sorsz.) és a 13 mm-es menetemelkedésű spirális (3-as sorsz.) statikus áramlasmódosító alkalmazása stabil olaj-víz emulzió ultraszűrősekor energetikailag kedvezőbb, mint a Kenics keverő használata, a kezdeti szűrletfluxusok és az olaj visszatartások is közel azonosak voltak.

Besűrítéskor a cikkcakk keverő alkalmazása több mint 20%-kal növelte az eltömődés mértékét és az olaj visszatartásra is rosszabb hatással volt. A 13 mm-es menetemelkedésű spirális (3-as sorsz.) statikus áramlasmódosító besűrítéskor az eltömődésre és visszatartásra kifejtett hatása közel azonos volt a Kenics keverővel.

A fenti megfontolások alapján kijelenthető, hogy csőmembránnal történő szeparáció esetén a 3-as számú spirális keverő (menetemelkedés / átmérő ≈ 2) az optimális eszköz a művelet intenzifikálására. Az általam először használt Kenics keverőhöz hasonló mértékben növeli a szűrletfluxust, viszont a rajta bekövetkező nyomásesés körülbelül a harmada a Kenics keverőének.

Ezek mellett ideálisan akadályozza az olaj átjutását a membránszűrőn és így képes teljesíteni a környezetvédelmi előírást.

4.4. Új tudományos eredmények - TÉZISEK

1.

Megállapítottam, hogy Kenics FMX típusú statikus keverőt illesztve az ultraszűrő kerámia csőmembránba (Pall, Schumasiv), keresztáramú üzemmódban végezve a membránszűrést fajlagos energia-megtakarítás és nagyobb szűrletteljesítmény érhető el a statikus keverő nélküli csőmembránnal végzett szűréshez viszonyítva.

A laboratóriumi kísérleteket stabil, olaj-a-vízben típusú mikroemulzióval (MOL, Unisol), modelloldattal végeztem (emulzió koncentráció 5 m/m%, üzemi hőmérséklet 50°C), a 4000±10%-os Reynolds szám alatti tartományban.

A kísérletek alapján a transzmembrán nyomáskülönbség $TMP = 150 - 300$ kPa és a recirkulációs térfogatáram $RFR = 100$ L/h értéke mellett az energia-megtakarítás 10-42%-os volt, a szűrletteljesítmény pedig 3,3-6 - szorosra nőtt.

2.

Mérésekkel igazoltam, hogy a Kenics FMX típusú statikus keverővel felszerelt kerámia csőmembrán (Pall, Schumasiv) képes ugyanakkora fluxust biztosítani, mint a polimer alapú (Poli Aril Éter Keton - PAEK) membrán, miközben a permeátumban lényegesen alacsonyabb olajkoncentrációt biztosít, illetve a műveleti energia-igények között nincs jelentős eltérés. Ez bizonyítja, hogy az újszerű, kedvezőbb tulajdonságú (hosszabb élettartam, jobb hő- és pH tűrés) kerámia membránok alkalmasak az iparban használt polimer membránok kiváltására.

A Kenics FMX statikus keverővel felszerelt kerámia csőmembrán szűrletteljesítménye az iparban használt műanyag PAEK membránnal összevetve azonos, ugyanakkor a permeátumban megjelenő olaj koncentrációja a statikus keverővel szerelt csőmembránnak egy nagyságrenddel alacsonyabb volt, mint a PAEK típusú műanyag membrán alkalmazásakor. Így a statikus keverős kerámia membránnál a szűrlet minősége közvetlenül megfelelt a környezetvédelmi követelményeknek (50 mg/L olajtartalom alatti érték a permeátumban).

Mindkét membrán esetében, az összehasonlított paramétereken, a fajlagos energia-igény $2 \pm 10\%$ kWh/m³ volt. A statikus keverővel felszerelt kerámia csőmembrán esetén a transzmembrán nyomáskülönbség 150 kPa és a recirkulációs áramlási sebesség 1,2 m/s, míg az összehasonlításul

választott PAEK membrán esetén ezek az értékek 200 kPa és 1,8 m/s; az első esetben Fluxus = 90 L/(m²h) és a szűrlet olajkoncentrációja 21 mg/L volt a második esetben Fluxus = 100 L/(m²h) és a szűrlet olajkoncentrációja 151 mg/L érték.

3.

A Kenics FMX statikus keverővel szerelt kerámia csőmembrán (Pall, Schumasiv) és az újdonságnak számító kerámia-kapilláris membrán (Hyflux) összehasonlítása alapján megállapítható, hogy a vizsgált műveleti tartományban (TMP = 200 – 400 kPa, áramlási sebesség 0,4 – 1,2 m/s) a Kenics FMX statikus keverős kerámia csőmembrán egy nagyságrenddel magasabb fluxus-értéket biztosít.

Stabil, 5m/m%-os olaj-víz modell emulzió szűrése során a Kenics FMX statikus keverővel ellátott laboratóriumi csőmembránnal a mért maximális érték TMP = 400 kPa és RFR = 150 L/h esetén 300 L/(m²h), míg a kapilláris membránnál mért maximális érték TMP = 400 kPa és RFR = 1200 L/h esetén 45 L/(m²h) volt. Ennek jelentősége az, hogy az újnak számító, kerámia kapilláris membrán, stabil olaj-víz emulzió szeparációja során, a méréseim alapján nem alkalmas az általam alkalmazott statikus keverővel szerelt csőmembrán kiváltására.

Azonban, mivel a kapilláris membránok esetén az egységnyi térfogatra eső szűrő felület nagyobb, mint a csőmembránoknál, ezért a kapilláris membránok ipari alkalmazását még érdemes tovább vizsgálni (pl. statikus keverő beépítése).

4.

Modellt fejlesztettem ki, amelynek segítségével, a transzmembrán nyomáskülönbség és az áramlási viszonyok (Reynolds-szám, Re) alapján, kiszámítható a polarizációs réteg ellenállása (R_p) a műveleti paraméterek és a membránellenállás (R_M) függvényében. A kifejlesztett modell-egyenlet, a következőképpen írható fel:

Statikus keverő alkalmazásával (SM):

$$R_p = 13196 \cdot Re^{(-1,212)} \cdot \left(\frac{TMP}{P_0} \right)^{1,274} \cdot R_M \quad [1/m]$$

Statikus keverő nélküli mérésnél (NSM):

$$R_p = 146726 \cdot Re^{(-1,425)} \cdot \left(\frac{TMP}{P_0} \right)^{1,126} \cdot R_M \quad [1/m]$$

ahol R_p - polarizációs réteg ellenállása [1/m], Re - Reynolds szám (-), TMP - transzmembrán nyomáskülönbség [kPa], R_M - membrán ellenállása [1/m], p_0 - légköri nyomás [kPa]. Érvényességi feltételek: TMP : 100-300 kPa, hőmérséklet: 50°C, membrán: 20 nm pórusméretű kerámia csőmembrán, Reynolds számok: 2408 - 7223 (SM esetében) és 2019-6057 (NSM esetében). Mérések 5m/m%-os olaj-víz emulzió membránszűrésre vonatkoznak. Pontosság: $\leq 15\%$.

5.

Statisztikai módszerrel modellt állítottam fel a Kenics FMX statikus keverővel végzett membránszűrés kezdeti fluxusának becsléséhez/számításához.

$$J=(2,619+0,733 \cdot v-0,371 \cdot TMP+1,817 \cdot v \cdot TMP) \cdot 10^{-5} \text{ [m}^3\text{/(m}^2\text{s)]}$$

ahol J – szűrletfluxus [m³/(m²s)] , v - áramlási sebesség (m/s), TMP – transzmembrán nyomáskülönbség [10⁵ Pa]. Az érvényesség tartománya: $v = 0,36 - 1,08$ (m/s), $TMP=1 - 3$ [10⁵ Pa]. A képlet érvényességének további feltételei: 20 nm pórusméretű kerámia csőmembrán beépített Kenics statikus keverővel. 50°C folyadék hőmérséklet. Az adatok az 5 m/m% olaj-víz emulzió szűrésére vonatkoznak. A közölt modell esetén 95%-os szignifikancia szintet alkalmaztam.

A mérési adatok és a kifejlesztett modell alapján meghatároztam az optimális üzemi paramétereket, a szűrletfluxus és az olajvisszatartás figyelembevételével, és megállapítottam, hogy Kenics FMX típusú keverővel szerelt kerámia csőmembrán alkalmazásánál a 200 kPa transzmembrán nyomáskülönbség és a 0,6 m/s áramlási sebesség esetén a művelet az olajvisszatartás szempontjából optimális (teljesíti a környezetvédelmi előírást). Megállapítottam továbbá azt is, hogy az optimális paraméterek alkalmazása mellett az emulzió 4-es sűrítési arányig (VCF) koncentrálható, megfelelően a környezetvédelmi előírásoknak – a permeátum átlagos olajtartalma ≤ 50 mg/L.

6.

Bebizonyítottam, hogy édes tejsavó membránszűréssel kivitelezett derítésénél (zsírmentesítés), a Kenics FMX típusú statikus keverő beépítésével, a kerámia csőmembránokban jelentősen növelhető a szűrletfluxus.

Megállapítottam, hogy a vizsgálati tartományon belül ($v = 0,36 - 1,08$ m/s, $TMP = 100 - 300$ kPa, az optimális áramlási sebesség tejsavó mikroszűrésénél 0,36 m/s, az optimális transzmembrán nyomás pedig 300 kPa értéken van. Az optimális üzemi körülmények esetén az

elért fluxusnövekedés átlagos értéke 64-65%. Megállapítottam továbbá, hogy a 200 nm pórusméretű membránnal átlagosan 30%-kal nagyobb permeátumfluxust tudtam elérni, mint az 50 nm-es membránnal.

7.

Modelleztem a zsír-, a fehérje- és a laktóztartalom változását/visszatartását a műveleti paraméterek függvényében (a transzmembrán nyomáskülönbség, a recirkulációs térfogatáram, a Kenics FMX statikus keverő jelenléte és annak hiánya esetén), 200 nm pórusméretű kerámia csőmembránnal a sajtgyártásban keletkezett édes tejsavó mikroszűréssel történő zsírtalanítása esetében.

A százalékos fehérje kezdeti visszatartást leíró modell:

$$R_{\text{feh}} = 29,33 - 0,95 \cdot \left(\frac{\text{TMP} - 200}{100} \right) - 1,77 \cdot \left(\frac{\text{RFR} - 100}{50} \right) - 6,79 \cdot M [\%]$$

ahol, R_{feh} - fehérje visszatartás [%], TMP – transzmembrán nyomáskülönbség [kPa], RFR – térfogatáram [L/h] és M a statikus keverő SM (M=1) NSM (M=-1).

A százalékos laktóz kezdeti visszatartást leíró modell:

$$R_{\text{lakt}} = 19,5 - 1,61 \cdot \left(\frac{\text{TMP} - 200}{100} \right) - 0,32 \cdot \left(\frac{\text{RFR} - 100}{50} \right) - 6,4 \cdot M [\%]$$

ahol, R_{lakt} százalékos laktóz visszatartás [%], TMP – transzmembrán nyomáskülönbség [kPa], RFR – térfogatáram [L/h] és M a statikus keverő SM (M=1) NSM (M=-1)

A százalékos zsír kezdeti visszatartást leíró modell:

$$R_{\text{zsír}} = 83,56 - 2,15 \cdot \left(\frac{\text{TMP} - 200}{100} \right) - 0,76 \cdot \left(\frac{\text{RFR} - 100}{50} \right) - 4,78 \cdot M [\%]$$

ahol, $R_{\text{zsír}}$ százalékos zsír visszatartás [%], TMP – transzmembrán nyomáskülönbség [kPa], RFR – térfogatáram [L/h] és M a statikus keverő SM (M=1) NSM (M=-1).

Az egyenletek alkalmazhatósági tartománya TMP = 100 – 300 [kPa], RFR = 50 – 150 [L/h]. Képlet érvényességének további feltételei: 200 nm pórusméretű és 6,8 mm belső átmérőjű kerámia csőmembrán. M=1 érték esetében beépített Kenics statikus keverővel (SM). 40°C folyadék hőmérséklet. Mindhárom képletben a TMP-ből kivont érték 200 kPa a mérési tartomány középértéke. A TMP tag nevezőben szereplő 100 kPa viszont a mérési tartomány értékének fele. Hasonlóan az RFR-ből kivont érték 100 L/h a mérési tartomány középértéke és a nevezőben

látható érték 50 L/h a mérési tartomány értékének fele. A közölt modellek esetén 95%-os szignifikancia szintet alkalmaztam.

8.

A méréseim, illetve a számításhoz folyadékdinamika (Computational Fluid Dynamics - CFD) szimulációk segítségével megállapítottam, hogy a Lattice-Boltzmann algoritmussal kapott normált örvényesség értékek és a mérés során tapasztalt súrlódási nyomásesés között összefüggés van. A laboratóriumi mérési adatokból látható, hogy az újonnan kifejlesztett keverők nyomásesése a Kenics keverő által létrehozott nyomásesésnek csupán a fele, ami igaz a CFD-vel meghatározott normált örvényességek esetén kiszámolt értékekre is (RFR = 50 L/h, TMP = 200 kPa).

A kutatás jelen állása szerint az általam használt normált örvényesség értékekből nem lehet közvetlenül kiszámítani a membrán hosszában jelentkező nyomásesést, de alkalmas a különböző statikus keverő által okozta nyomásesések számítógépes összehasonlítására.

9.

Modern számítógépes szimuláció segítségével kiválasztottam és laboratóriumi kísérletekben is teszteltem stabil olaj-a-vízben emulzió membránszűrése esetében a leginkább hatékony keverő kialakításokat.

Optimálisnak az a keverő kialakítás számít, amely a Kenics statikus keverőhöz viszonyítva, hasonló szűrletfluxust és visszatartást eredményezett, de (nagyobb térfogatáramokon szűrve) jelentősen kisebb a membrán hosszában keletkező súrlódási nyomásesés.

A 250 mm hosszú Kenics keverőnél tapasztalt súrlódási nyomásesés értéke $\Delta p = 230$ kPa (RFR = 150 L/h és TMP = 200 kPa beállításnál), az optimális, új, keverőnél ugyanezen paramétereknél csupán $\Delta p = 30$ kPa.

Az általam fejlesztett 5 féle statikus keverő közül az optimális statikus keverő kialakítás paraméterei a következők lettek: Spirális keverő; amelynek a menetemelkedése (L) és a keverő átmérőjének (D_{SM}) aránya egyenlő a kettővel. Ebből számolt menetemelkedési szög: 32° . A megcsavart fémszalag vastagsága: 1 mm.

5. KÖVETKEZTETÉSEK ÉS JAVASLATOK

Kutatásaim során sikerült a membránszűrési műveletet (keresztáramú, csőmembránnal) jelentősen tovább fejleszteni. Olaj-víz emulzió ultraszűrése és tejsavó mikroszűrése esetében is igazoltam, hogy a Kenics statikus keverő integrálása a kerámia csőmembrán belsejébe pozitív hatással van a teljesítményre (szűrletfluxus) és a fajlagos energiafogyasztásra (kisebb recirkulációs térfogatáramoknál). Olaj-víz emulzió membránszűrése esetében sikerült igazolnom, hogy a Kenics statikus keverő beépítése növeli a membrán olaj-visszatartását, és akár 4-es besűrítési arányig tudja tartani az 50 mg/L olajkoncentrációt a permeátumban. Az így összegyűjtött szűrlet egyenesen a csatornába engedhető, mivel megfelel a környezetvédelmi előírásoknak. Mindkét vizsgált anyag esetében meghatároztam az optimális műveleti paramétereket, amelyeken a kerámia csőmembrán és a Kenics statikus keverő együttes hatása a membránszűrés teljesítményére és a fajlagos energiafelhasználásra a legkedvezőbb. A felállított gyakorlati modellegyenletek segítségével mérés nélkül megbecsülhetőek a membránszűrés egyes paramétereinek értékei.

A Kenics statikus keverő fő hátránya a membrán hosszában fellépő súrlódási nyomásesés, ami a térfogatáram növelésével exponenciálisan nő. Nagyon értékes eredménynek tartom az általam kifejlesztett új statikus keverő kialakításokat. Az új, spirális geometriával rendelkező keverő – a Kenics keverőhöz hasonlóan – jelentősen növeli a permeátum fluxusát és pozitív hatása van a membrán visszatartására, viszont a membrán hosszában tapasztalható súrlódási nyomásesés akár egy tizede is lehet a Kenics által okozta nyomásesésnek. Így elméletileg csökkenthetőek az üzemi költségek és ezzel növelhető egy technológia jövedelmezősége. Erre vonatkozó számításokat a doktori munkám során nem végeztem, ezért célszerű lenne ilyen irányú kutatásokat is végezni a jövőben.

A Kenics keverővel végzett méréseknél a recirkulációs térfogatáram mérési tartományát nagyon alacsonyan kellett megválasztani (a súrlódási nyomásesés exponenciális növekedése végett). Mivel ez a jelenség új statikus keverő esetében a vizsgált tartományban nem volt kimutatható, szükséges lenne megnövelni a mérési tartományt és megvizsgálni a nagyobb térfogatáramokon (vagy áramlási sebességeken) végzett membránszűrés optimális műveleti paramétereit. Feltehetően a nagyobb tangenciális áramlási sebesség jobban késlelteti a membrán eltömődését.

A jövőben célszerű lenne a Spirál statikus keverő hatásának vizsgálata tejsavó mikroszűrésekor, mivel a savóval végzett kísérleteket csak Kenics keverő alkalmazásával mértem.

Érdemes lenne CFD-vel majd laboratóriumi kísérletekkel megvizsgálni a spirális statikus keverő hatását a kerámia kapilláris membránnal végzett szűrésre.

Fontos még azt is megjegyezni, hogy a statikus keverővel végzett membránszűrés egy komplex eljárás, melynek hatékonysága nagyban függ a feldolgozott anyag összetételétől, tulajdonságaitól, ezért még nem sikerült egy univerzális leíró modellt felállítani. Ilyen jellegű munka is lehet alapja egy későbbi kutatásnak.

Célszerű minél több anyaggal megfigyelni a Spirális statikus keverő hatását a membránszűrési paraméterekre. Tanszékünkön már folyamatban vannak ilyen jellegű kutatások, melyekből már néhány publikáció is megjelent. Csak néhányat kiemelnék:

- Fekete- és pirosribizskelé mikroszűrése (Bánvölgyi Szilvia). Publikáció: Szilvia B., Igor G., Fanni S., Flóra N., Gyula V. (2015): Effect of static mixer to the initial flux of red- and black currant juice using microfiltration. Food Science Conference 2015, Budapest, Konferencia-kiadvány (CD), ISBN 978-963-503-603-5
- Emulzifikáció (Albert Krisztina). Publikáció: Albert K., Vatai Gy., Giorno L., Koris A. (2015): Energy-saving potential of cross-flow membrane emulsification by ceramic tube membrane with inserted cross-section reducers
- Bioaktív peptidek előállítása (Arijit Nath). Publikáció: Arijit N., Nebeyu E., Pritam B., András K. (2015) Bioactive peptides from soybean meal by indigenous high shear membrane integrated hybrid bioreactor – Experimental, kinetics, process intensification analysis, Journal of Biotechnology 208 (2015) S5–S120
- Membránműveletek a söriparban (Varga Áron)
- Kitináz enzim tisztítása (Subhoshmita Mondal)
- Tej részleges sómentesítése (Csighy Attila)

6. ÖSSZEFOGLALÁS

Az élelmiszeriparban számos termelési folyamatban keletkezik olaj tartalmú szennyvíz. A fémmegmunkálás és fémforgácsolás nagyon sok iparágban előfordul, ahol hűtő-kenő folyadékként vannak jelen az olajos emulziók. Természetes vizeink védelme napról napra jelentősebb feladatunkká válik. A vizekbe jutó különböző olajszármazékok elsősorban a víz oldott oxigén tartalmának csökkentésével fejtik ki károsító hatásukat. Az olajszármazékok közül kiemelendők az emulziót képző olajok, mivel vízből történő eltávolításuk meglehetősen nehéz és költséges feladat. Ülepítéssel gyakran nem választhatók szét, ilyenkor speciális tisztítási technológiákat igényelnek. Az utóbbi időben, az iparban egyre nagyobb teret nyernek a membránműveletek. A membránszűrés fő előnye a kedvező energiafelhasználás és a kiváló szétválasztó képessége. Borászat, tejipar, gyümölcslegyártás, víz/szennyvízkezelés olyan területek az élelmiszeriparban, ahol membránokat már több évtizede használnak. Az energia hatékonyság és takarékoság kutatása igen fontos, hiszen a gyárak az általuk felhasznált energia csökkentésével jelentős megtakarítást érhetnek el. Ugyanakkor a kevesebb felhasznált energia csökkenti a környezet terhelését is, tehát kettős jó hatása van.

A laboratóriumi kísérleteimet a Szent István Egyetem (volt Budapesti Corvinus Egyetem), Élelmiszertudományi Karának Élelmiszeripari Műveletek és Gépek Tanszékén végeztem. A kísérleteket a Tanszéken összeállított keresztáramú MF/UF (mikro- és ultraszűrő) berendezésen valósítottam meg. A készülék felépítése és a rajta lévő modul kialakítása alkalmassá teszi a berendezést statikus keverő vizsgálatokra és besűrítési kísérletek kivitelezésére is.

Az olaj-víz emulziós kísérletek során műanyag lap-, kerámia cső- és kerámia kapilláris membránokat alkalmaztam, melyek alapvető tulajdonságait a 8. táblázat foglalja össze.

Kísérleti anyagnak 5 m/m% koncentrációjú stabil olaj-a-vízben emulziót használtam, melyet MOL Unisol hűtő-kenő folyadékból állítottam elő desztillált víz hozzáadásával. Az olajkoncentráció meghatározásához, UV spektrofotométert használtam, mellyel 600 nanométer hullámhosszon mértem az anyag abszorbancia értékét, aminek ismeretében, kalibrációs görbe segítségével, meghatároztam az emulzió olajtartalmát.

A kutatásomban a valós kísérleti anyag sajtgyártáskor keletkezett édes savó volt. Nanoszűrés alkalmas a tejsavóban található fehérjék és a laktóz besűrítésére. Tejsavó mikroszűrése a nanoszűrés fontos előművelete, ahol a különböző lipidek és lebegőanyagok eltávolításra kerülnek, így megakadályozva a nanoszűrő gyors eltömődését. A savó mikroszűrési szeparáció kutatásához 50, 200 és 1400 nm pórusméretű kerámia membránokat alkalmaztam melyeknek további jellemzői a 10. táblázatban megtekinthetők.

A kerámia csőmembránoknál a szűrletfluxus további növelése érdekében, statikus perdítőelem került beépítésre a retentátum oldalra. A kereskedelemben kapható Kenics (Omega, USA) keverők igen jó hatásfokúak. A megfelelő külső átmérője miatt az FMX8124-AC típust választottam.

A vizsgált paraméterek visszatartásra és szűrletfluxusra kifejtett hatását 2^P illetve 3^P típusú teljes faktoros kísérleti tervek segítségével végeztem.

Számításos folyadékdinamika modellezéséhez (CFD) a Lattice (rács) Boltzmann algoritmuson alapuló nyitott forráskódú szoftvert alkalmaztam. Az eredmények megjelenítésére a ParaView nyitott forráskódú tudományos vizualizációs programcsomagot használtam fel.

Doktori munkám keretében először is modelloldattal optimalizáltam a Kenics FMX statikus keverőből és hagyományos keresztáramú membránszűrőből (kerámia csőmembránnal) álló rendszert. Ennek a keretein belül összehasonlító kísérleteket végeztem egy, az olajos szennyvizek tisztítására általában használt polimer membránnal, illetve egy újdonságnak számító kerámia-kapillár membránnal. Így meggyőződtem az általam fejlesztett új komplex művelet (Kenics statikus keverővel intenzifikált ultraszűrés) előnyeiről és korlátairól. Az összehasonlító mérések után, a rendelkezésemre álló eszközökkel műveleti modellezést hajtottam végre, annak érdekében, hogy megállapíthassam az optimális üzemi paramétereket és jellemzőket (polarizációs ellenállás, szűrletfluxus). A modellegyenlet felállítása után, a tapasztalatok figyelembevételével optimalizáltam az említett komplex műveletet.

A stabil olaj-víz modelloldattal végrehajtott mérések után egy tejipari mellékterméken (tejsavó) is megvizsgáltam a Kenics statikus keverőnek a membránszűrés teljesítményére és minőségére kifejtett hatását. A keverő permeátumfluxust növelő hatását egyértelműen sikerült kimutatni. A tejsavó összetétele miatt a membrán visszatartásának vizsgálata lényegesen nehezebb volt, mint az emulziós folyadéknál. A kutatásomban külön vizsgáltam az egyes összetevők mennyiségének alakulását és külön-külön modelleztem az üzemi paraméterek visszatartásra kifejtett hatását. A kutatás eredményeképpen sikerült kiválasztani a tejsavó mikroszűréséhez leginkább megfelelő kerámia csőmembránt és annak optimális működési körülményeit.

A doktori munkám során bebizonyosodott, hogy bár a Kenics keverő bizonyos esetekben látványos javulást eredményezett (nagyobb szűrletfluxus, jobb szeparáció) létezik egy fő korlátja, nevezetesen a nagymértékű sűrűlódási nyomásveszteség. A Kenics keverőt eredetileg homogenizálásra tervezték nem törődve a fellépő sűrűlódási nyomásveszteséggel. Ennek következtében a Kenics keverő nem körültekintő alkalmazása jelentősen ronthatja is a szétválasztáshoz szükséges fajlagos energiaigényt. Ebből a megfontolásból kiindulva kutattam egy

jobb megoldást kínáló statikus áramlásmódosító után. Mivel ilyen célra a kereskedelemben még nem árulnak eszközöket, számítógépes és laboratóriumi szimulációk sorával igyekeztem optimalizálni a keverő kialakítását. A kutatás eredményeképpen kifejlesztésre került egy olyan statikus keverő kialakítás, amely a Kenics-hez hasonlóan növeli a szűrletfluxust és a visszatartást (olaj-víz emulzió ultraszűrés esetében), valamint lényegesen csökkenti a súrlódási nyomásvesztést. Az általam fejlesztett keverőt a legkülönbözőbb membránszeparációs területeken használjuk (membrán emulzifikálás, fermentlevek szűrése, gyümölcslevek tükrösítése, sör szűrése).

7. SUMMARY

Oily wastewaters are produced in large amounts in several fields of food industry. Oil-in-water emulsions are present in many other industries as cooling- and lubricant fluids in metal processing and cutting processes. Nowadays, more and more important task is to protect our natural waters. Primarily, oil is polluting natural waters by reducing its dissolved oxygen content. Oil-in-water emulsions represent one type of the oily wastewaters, where removing of the oil could be a quite difficult and expensive task. They often cannot be separated by settling, in this case special treatment technologies are required. Lately, we can experience raising importance of the membrane operations in industries. Main advantage of the membrane filtration process is low energy requirement and excellent separation capability. Winery, dairy, juice production, wastewater treatment are fields in the food industry, where membranes have been used for several decades. Energy requirement research is an important task, it may produce financial savings and less energy means less load for the environment.

My laboratory experiments were realized on Szent Istvan University (former Corvinus University of Budapest), Faculty of Food Science, Department of Food Engineering. Experiments were carried out in cross-flow mode using a conventional membrane filtration set-up assembled on the Department. Structure of the apparatus and the membrane module is suitable for implementing separation and concentration experiments with installed static mixer inside the membrane.

For filtration of the oil-in-water emulsion polymeric flat-sheet-, ceramic tube- and ceramic capillary membranes were used, their basic characteristics are summarized in Table 8.

The experimental emulsion I used was prepared from distilled water with 5 m/m% of industrial emulsion oil (Unisol). The concentration of the oil is calculated from absorbency, measured with spectrophotometer on 600 nm wavelength.

For research substance I also used Sweet whey as a by-product of cheese production. Nanofiltration can be used for concentration of whey, but in this case, microfiltration is important preprocess to avoid fouling of the spacer on spiral wound nanofiltration membrane. For microfiltration experiments I used 50-, 200- and 1400 nm pore size ceramic membranes.

To intensify the permeate flux, I installed a static turbulence promoter inside the tubular ceramic membrane. Static mixer used is commercially available Kenics, Omega, USA (type FMX8124-AC) because of its high efficiency and appropriate external diameter.

To analyze the effect of operating parameters on the permeate flux and retention I used 2^P

and 3^P type full factorial designs.

For the computational fluid dynamic (CFD) simulation, I used open source code based on Lattice Boltzmann algorithm. For the virtual representation of the results I used Paraview, an open source scientific visualization software.

As part of my PhD work, I started experiments with model emulsion to optimize the ultrafiltration system, equipped with ceramic tubular membrane and installed with Kenics static mixer. This include experiments where I compared ceramic tubular membranes (with installed static mixer) to polymeric flat-sheet- and ceramic capillary membranes. Results gave me opportunity to understand the advantage and disadvantage of this new complex process (ultrafiltration intensified with using static mixer). Next step was to create a mathematical model to determine the optimal operating parameters and filtration specifications (polarization layer resistance and permeate flux).

After experiments with oil-in-water emulsion, I was observing performance and quality of the microfiltration of whey to see the effect of the Kenics static mixer. These tests were more complex, due to the structure of the whey. In this research, I was analyzing and modeling the effects of the different operating parameters, pore size and the static mixer on the rejection properties of the microfiltration membrane. As result, I determined the proper membrane pore size for the microfiltration of whey and its optimal operating conditions.

In my previous researches I proved that Kenics static mixer can achieved spectacular improvement in membrane filtration (higher permeate flux, better separation), but there are some limitations in use. Kenics static mixers are primarily designed for homogenization, and the problem of pressure drop along the membrane is only a secondary issue. This means, if the operating parameters are not chosen prudently, specific energy consumption needed for the filtration may be significantly raised. This was the basic aspect of my next research, where I was searching for the different static mixer geometries. For this purpose, there is no commercial turbulence promoter available, so I was starting with computational fluid dynamic (CFD) simulation to optimize the geometry of the static mixer. In order to validate CFD results, laboratory experiments were also carried out. As result, a new turbulence promoter is developed that kept Kenics mixer's main positive characteristics (positive effect on permeate flux and retention), with much lower pressure drop along the membrane. On our department, my colleagues started to use this novel turbulence promoter in tasks of different fields of food industry (membrane emulsification, fermentation broths filtering, juices lapping, filtering of beer).

MELLÉKLETEK

M1. Irodalomjegyzék

1. ABBASI, M., SALAHI, A., MIRFENDERESKI, M., MOHAMMADI, T., PAK, A. (2010): Dimensional analysis of permeation flux for microfiltration of oily wastewaters using mullite ceramic membranes. *Desalination* 252, p. 113–119
2. ANXIONNAZ, Z., CABASSUD, M., GOURDON, C., TOCHON, P., (2008): Heat exchanger/reactors (HEX reactors): concepts, technologies: state-of-the-art. *Chem. Eng. Proc.* 47, 2029–2050.
3. BALDYGA, J., BOURNE, J.R., (1984): A fluid mechanical approach to turbulent mixing and chemical reaction. Part II. Micro-mixing in the light of turbulence theory. *Chem. Eng. Commun.* 28, 243–258.
4. BALDYGA, J., BOURNE, J.R., (1988): Simplification of micromixing in homogeneous stirred tank reactors. *Chem. Eng. Res. Des.* 66, 33.
5. BALDYGA, J., BOURNE, J.R., (1989): Simplification of micro-mixing calculations: I. Derivation and application of a new model. *Chem. Eng. J.* 42, 83–92.
6. BALDYGA, J., BOURNE, J.R., (1990): The effect of micromixing on parallel reactions. *Chem. Eng. Sci.* 45 (4), 907–916.
7. BALDYGA, J., BOURNE, J.R., (1999): *Turbulent Mixing and Chemical Reactions*. Wiley, Chichester.
8. BALDYGA, J., POHORECKI, R., (1995): Turbulent micro-mixing in chemical reactors – a review. *Chem. Eng. J.* 58, 183–195.
9. BATCHELOR, G.K., (1953). *The theory of Homogeneous Turbulence*. Cambridge University Press, Cambridge, England.
10. BAYAT, M., RAHMANIPOUR, M.R., TAHERI, M., PASHAI, M., SHARIFZADEH, S., (2012). A comparative study of two different configurations for exothermic-endothermic reactor. *Chem. Eng. Proc.* 52, 63–73.
11. BÁLINT T. (1989): Ultraszűrés. *MKL XLV*, évf. 5. szám 214-220
12. BELLHOUSE, B.J., COSTIGAN, G., ABHINAVA, K., MERRY, A. (2001): The performance of helical screw-thread inserts in tubular membranes. *Separation and Purification Technology* 22-23 p 89–113
13. BENITEZ J., RODRIQUEZ A., MALAVER R. (1995): Stabilization and Dewatering of Waste Water using Hollow Fiber Membranes. *Water Research* 29 [10] 2281-2286
14. BOURNE, J.R., KUT, O.M., LENZNER, J., (1992a): An improved reaction system to investigate micromixing in high-intensity mixers. *Ind. Eng. Chem. Res.* 31, 949–958.
15. BOURNE, J.R., LENZNER, J., PETROZZI, S., (1992b): Micromixing in static mixers: an experimental study. *Ind. Eng. Chem. Res.* 31, 1216–1222.

16. CASANI, S. D., BAGGER-JÖRGENSEN, R. (2000). Cross-flow filtration of fruit juice. Working Report No.13 2000.
17. CASTELAIN, C., MOKRANI, A., LEGENTILHOMME, P., PEERHOSSAINI, H., (1997): Residence time distribution in twisted pipe flows: helically coiled system and chaotic system. *Exp. Fluids* 22, 359–368.
18. CHEN S., DOOLEN, G. D. (1998): Lattice Boltzmann method for fluid flows, *Ann. Rev. Fluid Mech.* 30, pp. 329-364
19. CHERYAN, M. (1998): *Ultrafiltration and Microfiltration Handbook*, Techomic Publication Co. Inc. USA
20. COSTIGAN, G., BELLHOUSE, B.J., PICARD, C. (2002): Flux enhancement in microfiltration by corkscrew vortices formed in helical flow passages. *Journal of Membrane Science* 206 p179–188
21. RICHARDSON, J.F., HARKER, J.H. (2002): *Coulson and Richardson's Chemical Engineering*, vol.2, fifth edition. Particle Technology and Separation Processes. ISBN 0750644451, p446-448
22. CUARTAS-URIBE, B., ALCAINA-MIRANDA, M.I., SORIANO-COSTA, E., MENDOZA-ROCA, J.A., IBORRA-CLAR, M.I., LORA-GARCIA, J. (2009): A study of the separation of lactose from whey ultrafiltration permeate using nanofiltration. *Desalination*, 241 (1-3) 244-255. p.
23. CSAPÓ, J., CSAPÓNÉ, K. ZS. (2002): *Tej és tejtermékek a táplálkozásban*. Budapest: Mezőgazda Kiadó. 464 p.
24. CSÉFALVAY, E., MIKA, L, T., (2008), *Vegyipari Művelettan*, ELTE Kémiai Intézet, Budapest
25. VASANTH, D., PUGAZHENTHI, G., UPPALURI, R. (2013): Cross-flow microfiltration of oil-in-water emulsions using low cost ceramic membranes, *Desalination*, Volume 320, 1 July 2013, Pages 86-95
26. DEL COLLE, R., FORTULAN, C.A., FONTES, S.R. (2011): Manufacture and characterization of ultra and microfiltration ceramic membranes by isostatic pressing. *Ceramics International*, 37 (4) , pp. 1161-1168.
27. DURANDAL, C., LEMENAND, T., DELLA VALLE, D., PEERHOSSAINI, H., (2006): A chemical probe for characterizing turbulent micro-mixing. *ASME FEDSM* 98146, 1091–1099.
28. DURHAM, R.J., HOURIGAN, J.A. (2007): Waste management and co-product recovery in dairy processing. 332-387. p. In: WALDRON K. (Szerk.): *Handbook of waste management and co-product recovery in food processing*. Volume 1. Woodhead Publishing Ltd. 680 p.
29. DUSHMAN, S., (1904): The rate of the reaction between iodic and hydriodic acids. *J. Phys. Chem.* 8, 453–482.

30. EBRAHIMI, M., WILLERSHAUSEN, D., ASHAGHI, K.S., ENGEL, L., PLACIDO, L., MUND, P., BOLDUAN, P., CZERMAK, P. (2010): Investigations on the use of different ceramic membranes for efficient oil-field produced water treatment. *Desalination*, 250 (3) , pp. 991-996.
31. EISENGA, A., FOSTER, A., JAMES, S.J. (1998): CFD prepared for the Process industry, NPT Process technologie, Using CFD in the design of food cooking, cooling and display plant equipment. Paper presented in Second European Symposium on Sous Vide, Belgium.
32. FÁBRY, GY. (1995): *Élelmiszer-ipari eljárások és berendezések*. Mezőgazda Kiadó, Bp.
33. FALK, L., COMMENGE, J.M., (2010): Performance comparison of micro-mixers. *Chem. Eng. Sci.* 65, 405–411.
34. FENGBIN, L., YANG Y., YIQUN F., WEIHONG X., YONG W. (2012): Modification of ceramic membranes for pore structure tailoring: The atomic layer deposition route. *Journal of Membrane Science* 397– 398, 17– 23
35. FONYÓ, ZS., FÁBRY, GY. (1998): *Vegyipari művelettani alapismeretek*. Nemzeti Tankönyvkiadó Rt., Budapest, ISBN 9631890406, p987-994
36. FOURNIER, M.C., FALK, L., VILLERMAUX, J., (1996). A new parallel competing reaction system for assessing micro-mixing efficiency - Experimental approach. *Chem. Eng. Sci.* 51, 5053–5064.
37. GASPÁR, I., KORIS, A., ALBERT, K., VATAI, G. (2014): Effect of the static mixer geometry on membrane fouling during microfiltration of oil-in-water emulsion. *Műszaki Kémiai Napok 2014, Veszprém, proceeding*
38. GÁSPÁR, I., KORIS, A., YUEFEI, W., VATAI, GY. (2007): *Áramlási viszonyok modellezése olaj-víz emulzió membránszűrésénél*. Lippay János – Ormos Imre – Vas Károly Tudományos Ülésszak, Budapest, proceeding
39. GHANEM, A., THIERRY, L., DOMINIQUE, D.V., HASSAN, P. (2013): Static mixers: Mechanisms, applications, and characterization methods – A review. *Chem.Eng. Res. Des.*, <http://dx.doi.org/10.1016/j.cherd.2013.07.013>
40. GONZÁLEZ-CHÁVEZ, S.A., ARÉVALO-GALLEGOS, S., RASCÓN-CRUZ, Q. (2009): Lactoferrin: structure, function and applications. *International Journal of Antimicrobial Agents*, 33 (4) 301.e1-301.e8. p.
41. GUICHARDON, P., FALK, L., (2000): Characterisation of micro-mixing efficiency by the iodide-iodate reaction system. Part I. Experimental procedure. *Chem. Eng. Sci.* 55, 4233–4243.
42. GUICHARDON, P., FALK, L., VILLERMAUX, J., (2000): Characterisation of micro-mixing efficiency by the iodide-iodate reaction system. Part II: kinetic study. *Chem. Eng. Sci* 55, 4245–4253.
43. GUPTA, B. B., HOWELL, J. A., WU, D., FIELD, R. W. (1995): A helical baffle for cross-flow microfiltration. *Journal of Membrane Science* Volume 102 , 15, Pages 31-42

44. HABCHI, C., LEMENAND, T., DELLA VALLE, D., PEERHOSSAINI, H. (2009): Liquid/liquid dispersion in a chaotic advection flow. *Int. J. Multiphase Flow* 35, 485–497.
45. HABCHI, C., LEMENAND, T., DELLA VALLE, D., PEERHOSSAINI, H., (2010): Alternating mixing tabs in multifunctional heat exchanger-reactor. *Chem. Eng. Proc.* 49, 653–661.
46. HIDDINK, J., KLOOSTERBOER, D., BRUIN, S. (1980): Evaluation of static mixers as convection promoters in the ultrafiltration of dairy liquids. *Desalination*, Vol 35, Pages 149-167
47. HINZE, J.O., (1955): Fundamentals of the hydrodynamic mechanism of splitting in dispersion processes. *AIChE J.* 1, 289–295.
48. HOMONNAY, ZS., KONCZ, K. (2005): A tejsavóról másképpen. 1. rész: A tejsavó tápanyag összetétele. *Élelmezési Ipar*, 59 (6) 129-133. p.
49. KEMÉNY, S., DEÁK, A. (2000): Kísérletek tervezése és értékelése, Műszaki Könyvkiadó, Budapest
50. KOMORI, S., KANZAKI, T., MURAKAMI, Y., (1991): Simultaneous measurements of instantaneous concentrations of two reacting species in a turbulent flow with a rapid reaction. *Phys. Fluids A* 3 (4), 507–510.
51. KORHONEN H.J. (2006): Technological and health aspects of bioactive components in milk. *International Dairy Journal*, 16 (11) 1227-1426. p.
52. KORIS, A. (2008) Membránok viselkedésének elméleti és kísérleti vizsgálata olajos közegek elválasztása és finomítása során. Ph.D. értekezés, Budapest Corvinus Egyetem
53. KRSTIC, D. M., KORIS, A., VATAI, G. (2006): Do static turbulence promoters have potential in cross-flow membrane filtration applications? *Desalination*, Volume 191, Issues 1-3, 10 May 2006, 371-375. p., (ISSN 0011-9164)
54. KRSTIC, D. M., TEKIĆ, M. N., CARIĆ, M. D., MILANOVIĆ, S. D. (2003): Kenics Static Mixer as Turbulence Promoter in Cross-flow Microfiltration of Skim Milk. *Sep. Sci. and Techn.* vol 38 no 7, p1549-1560
55. KRSTIC, D.M., TEKIĆ, M.N., CARIĆ, M.D., MILANOVIĆ, S. D. (2002): The effect of tubulence promoter on cross-flow microfiltration of skim milk, *Journal of Membrane Science* 208 p303-314
56. LEMENAND, T., DUPONT, P., DELLA VALLE, D., PEERHOSSAINI, H., (2005): Turbulent mixing of two immiscible fluids. *J. Fluids Eng Trans. ASME* 127 (6), 1132–1139.
57. LIN, S.W., ESPINOZA-GOMEZ, H. (2005): Development of energy-saving spinning membrane system and negatively charged ultrafiltration membranes for recovering oil from waste machine cutting fluid. *Desalination* 174, p109-123
58. LINDEN, G., LORIENT, D. (1999): *New ingredients in food processing: Biochemistry and agriculture.* Cambridge: Woodhead Publishing Ltd. 366 p.

59. LOBRY, E., THERON, F., GOURDON, C., LE SAUZE, N., XUERE, B., LASUYE, T., (2011). Turbulent liquid–liquid dispersion in SMV static mixer at high dispersed phase concentration. *Chem. Eng. Sci.* 66, 5762–5774.
60. MAYER, G. (2009) A rács-Boltzmann módszer alkalmazása egy- és kétfázisú áramlási problémák modellezésére. PhD értekezés, MTA, KFKI, Atomenergia Kutatóintézet
61. MOHAMMAD, A.W., THEOW, Y.H., ANG, W.L., CHUNG, Y.T., OATLEY-RADCLIFFE D.L., HILAL, N. (2015): Nanofiltration membranes review: Recent advances and future prospects, *Desalination* 356, 226-254,
62. NATH, A., VERASZTÓ, B., BASAK, S., KORIS, A., KOVÁCS, Z., VATAI, G. (2016): Synthesis of Lactose derived Nutraceuticals from 1 Dairy waste Whey – A review. *Food Bioprocess Technol*, 9: 16. doi:10.1007/s11947-015-1572-2
63. NÉMETH, J. (1995a): Statikus keverés I. *Magyar Kémikusok Lapja*, 50. évf. 11. szám
64. NÉMETH, J. (1995b): Statikus keverés II.. *Magyar Kémikusok Lapja*, 50. évf. 12. szám
65. NGUYEN, M., REYNOLDS, N., VIGNESWARAN, S. (2003): By-product recovery from cottage cheese production by nanofiltration. *Journal of Cleaner Production*, 11 (7) 803-807p
66. NUMHPC (2016): OpenLB - Open Source Lattice Boltzmann Code weboldala <http://www.numhpc.org/openlb/> hozzáférve 2016. szeptember 5.
67. OATES, P.M., HARVEY, C.F., (2006): A colorimetric reaction to quantify fluid mixing. *Exp. Fluids* 41, 673–683.
68. OPENLB (2012): Open Lattice Boltzmann honlap, <http://www.openlb.org/> hozzáférve 2012. június 11.
69. OPTILB (2012): Open Lattice Boltzmann letöltő (download) oldala, külső URL címen: <http://optilb.org/openlb/download> hozzáférve 2012. június 11.
70. PANDEY, S. (2010) CFD simulation of hydrodynamics of three phase fluidized bed. M. Tech Thesis submitted to Department of Chemical Engineering, National Institute of Technology, Rourkela, Orissa, India.
71. PARAVIEW (2012), ParaView weboldala, <http://www.paraview.org> , hozzáférve 2012. június 11.
72. PARK Y.W. (Szerk.) (2009): *Bioactive Components in Milk and Dairy Products*. Singapore: Wiley-Blackwell. 440 p.
73. PATEL, S. (2015): Functional food relevance of whey protein: A review of recent findings and scopes ahead. *Journal of Functional Foods*, Volume 19, Part A, December 2015, Pages 308–319
74. PORDAL, H. (2006) *Practicing the Science of Computational Fluid Dynamics*. Course Work Report No 513-3366701: 1-76.
75. PRUDENCIO E.S, MÜLLER C.M.O., FRITZEN-FREIRE C.B, AMBONI R.D.M.C., PETRUS J.C.C. (2014): Effect of whey nanofiltration process combined with diafiltration on the rheological and physicochemical properties of ricotta cheese, *Food Res. Int.* 56

76. QUADT, T., SCHMIDT, E. (2011): Optimising the regeneration of ceramic membranes. *Filtration+Separation* November/December 2011
77. RAUTENBACH, R. (1997): *Membranverfahren*. Springer
78. ROMÁN, A., WANG, J., CSANÁDI, J., HODÚR, C., VATAI, GY. (2007) Édes savó nanoszűrésének kísérleti vizsgálata és a folyamat modellezése. *XXXI. Tematikus Kutatási és Fejlesztési Tanácskozás*. Konferencia-kiadvány: 60-64. Gödöllő
79. SAYMA, A. (2009): *Computational Fluid Dynamics*. Ventus Publishing
80. SCHALDACH, G., BERGER, L., RAZILOV, I., BERNDT, H. (2000): Computer simulation for fundamental studies and optimization of ICP spray chambers. ISAS (Institute of Spectrochemistry and Applied Spectroscopy) Current Research Reports, Berlin, Germany.
81. SCOTT, G. (1994) Computational fluid for food industry. *Food Tech International*, Europe 1994, 49-51.
82. SETHIAN, J. (1993) *Computational Fluid Dynamics In: from Desktop to Teraflop. Exploiting the US Lead in High Performance Computing*. NSF Publications, National Science Foundation, Washington, DC, USA.
83. SHI, H., WANG, Y., GE, W., FANG, B., HUGGINS, J.T., HUBER, T.R., ZAKIN, J.L., (2011). Enhancing heat transfer of drag-reducing surfactant solutions by an HEV. *Adv. Mech. Eng.*
84. SIENKIEWICZ T., RIEDEL C.L. (1990): *Whey and whey utilization: Possibilities for utilization in agriculture and foodstuffs production*. Gelsenkirchen-Buer, Berlin: Verlag Th. Mann. 379 p.
85. SILVA, L.L.O., VASCONCELOS, D.C.L., NUNES, E.H.M., CALDEIRA, L., COSTA, V.C., MUSSE, A.P., HATIMONDI, S.A., JAÍLTON, F.N., WILSON G., VASCONCELOS W.L. (2012): Processing, structural characterization and performance of alumina supports used in ceramic membranes. *Ceramics International*, 38 (3) , pp. 1943-1949.
86. SKRZYPEK, M., BURGER, M. (2010): Isoflux® ceramic membranes - Practical experiences in dairy industry. *Desalination*, 250 (3) , pp. 1095-1100.
87. STANKIEWICZ, A., MOULIJN, J., (2000). Process Intensification: transforming chemical engineering. *Chem. Eng. Prog.* 96, 22–34.
88. STRATHMANN, H., GIORNO, L., DRIOLI, E. (2006): *An Introduction to Membrane Science and Technology*. CNR-Servizio Pubblicazioni,
89. STREIFF, F.A., MATHYS, P., FISCHER, T.U., (1997): New fundamentals for liquid–liquid dispersion using static mixers. *Réc. Prog. Gén. Proc.* 11, 307–314.
90. SUN, D.-W. (ed.) (2007) *Computational Fluid Dynamics in Food Processing*. CRC Press
91. SZAKÁLY, S. (Szerk.) (2001): *Tejgazdaságtan*. Budapest: Dinasztia Kiadó. 478 p.
92. TEKIC, M. N., KURJACKI, J., VATAI, GY. (1996): Modelling of batch ultrafiltration. *The Chemical Engineering Journal*, 61, 157-159.

93. THAKUR, R.K., VIAL, C., NIGAM, K.D.P., NAUMAN, E.B., DJELVEH, G. (2003). Static mixers in the process industries – a review. *Transf. IChemE* 81, 787–826.
94. VILLERMAUX, J., (1986): Micro-mixing phenomena in stirred reactors. In: *Encyclopedia of Fluid Mechanics*. Gulf Publishing Company, Houston.
95. WAAL, VAN DER M. J., RACZ, I. G. (1989): Mass transfer in corrugated-plate membrane modules. I. Hyperfiltration experiments. *Journal of Membrane Science* Volume 40, Issue 2 , 15, Pages 243-260
96. WALLACE, J.M., (2009): Twenty years of experimental and direct numerical simulation access to the velocity gradient tensor: what have we learned about turbulence. *Phys. Fluids* 21, 021301.1–021301.17.
97. WHEAT, P.M., POSNER, J.D., (2009): Quantifying mixing using equilibrium reactions. *Phys. Fluids* 21, 037101.1–037101.12.
98. WUCHERPFENING, K., DIETRICH, H. (1989): Die Bedeutung der Kolloide für die Klärung von Most und Wein. *Wein-Wissenschaft* 44 (1) 1-12.
99. XIA, B., SUN, D. (2002) Application of CFD in the food industry: a review. *Computer and Electronics in Agriculture* 34: 5-24.
100. ZHONG, Z., XING W., ZHANG, B. (2013): Fabrication of ceramic membranes with controllable surface roughness and their applications in oil/water separation. *Ceramics International*, 39 (4) , pp. 4355-4361.

Jogszabály és az állami irányítás egyéb jogi eszköze:

1. 16/2001.(VII.18.) KöM rendelet a hulladékok jegyzékéről. URL:
<http://www.recyclingth.hu/hulladekjegyzek.pdf>. Keresőprogram: Google. Kulcsszavak:
„16/2001.(VII.18.) rendelet”. Lekérdezés időpontja 2016. szeptember 5.
2. 203/2001. (X.26.) Korm. rendelet a felszíni vizek minősége védelmének egyes szabályairól, URL:
http://www.kvvm.hu/cimg/documents/203_2001_Korm.rendelet_a_felsz_ni_vizek_min_s_ge_v_delm_nek_egyes_szab_lyair_l.doc. Keresőprogram: Google. Kulcsszavak:
„203/2001. (X.26.) rendelet”. Lekérdezés időpontja 2016. szeptember 12.
3. 204/2001. (X.26.) Korm. rendelet a csatornabírságról, 2. számú melléklet. URL:
http://www.kvvm.hu/cimg/documents/204_2001_Korm.rendelet_a_csatornab_rs_gr_l.doc. Keresőprogram: Google. Kulcsszavak: „204/2001. (X.26.) rendelet”. Lekérdezés időpontja 2016. október 3.
4. 27/2005. (XII.6.) KVVVM rendelet a használt- és szennyvizek kibocsátásáról. URL:
http://www.szennyvigtudas.bme.hu/files/2005_27%20kvvm%20rendelet.pdf.

- Keresőprogram: Google. Kulcsszavak: „27/2005. (XII.6.) rendelet”. Lekérdezés időpontja 2016. szeptember 5.
5. 28/2004. (XII. 25.) KvVM rendelet a vízszennyező anyagok kibocsátásaira vonatkozó határértékekről és alkalmazásuk egyes szabályairól, 4. számú melléklet, 49. oldal, 9. sor.
URL:
http://www.kvvm.hu/szakmai/karmentes/jogszab/miniszteriumi_rendeletek/28per2004.pdf,
Keresőprogram: Google. Kulcsszavak: „28/2004. (XII. 25.) rendelet”. Lekérdezés időpontja 2016. október 3.
6. 7/2002. (III.1.) KöM rendelet a használt- és szennyvizek kibocsátásának méréséről, ellenőrzéséről, adatszolgáltatásáról, valamint a vízszennyezési bírság sajátos szabályairól,
URL:
http://www.kvvm.hu/cimg/documents/7_2002_K_M_rendelet_a_hasznalt_s_szennyvizek_kibocsatas_nak_mer_s_r_l_ellen_rz_s_r_l_adatszolg_ltat_s_r_l_valamint_a_v_zszennyez_si_b_rs_g_saj_tos_szab_lyir_l.doc. Keresőprogram: Google. Kulcsszavak: „7/2002. (III.1.) rendelet”. Lekérdezés időpontja 2016. szeptember 5.
7. 9/2002. (III.22.) KöM-KöVIM együttes rendelet a használt- és szennyvizek kibocsátási határértékeiről és alkalmazásuk szabályairól, URL:
<http://users1.ml.mindenkilapja.hu/users/amadeus/uploads/Szennyviz20029.pdf>.
Keresőprogram: Google. Kulcsszavak: „9/2002. (III.22.) rendelet”. Lekérdezés időpontja 2016. szeptember 19.

M2. Kísérleteimben alkalmazott MOL Unisol olaj terméklapja

FÉMMEGMUNKÁLÁSI SEGÉDANYAGOK

Környezetkímélő hűtő-kenő folyadék MOL Unisol

KISZERELÉSI
FORMÁK:



A termék jellege

A MOL Unisol vízzel könnyen elegyedő, kedvező habzási, korróziógátló és kiváló nedvesítő tulajdonságokkal rendelkező hűtő-kenő folyadék. Tejszerű emulziót ad, mely rendkívül jó keményvízállósággal rendelkezik (40 nK°-ú vízzel keverve is stabil az emulzió).

Tulajdonságok, tipikus jellemzők

Minőségi jellemzők	Tipikus érték MOL Unisol
Emulzió	
Sűrűség, 15 °C-on, g/cm ³	0,88
Kinematikai viszkozitás 40 °C-on, mm ² /s	35
Emulzió	
Stabilitás*, cm ³ krém/cm ³ olaj	legf. nyom./0
Habzási hajlam*, fokozat	1
pH*	8,5
Korróziós hatás** szürkeöntvény forgácson, korróziós fok (KKVSZ) 0403/1)	1

* 5 tf%-os, 12 nK°-ú vízzel készített emulzió

** 4 tf%-os, deszt. vízzel készített emulzió

- Rendkívül könnyű vízzel való elegyedés.
- Jó hűtő- és mosóképeség.
- Nagy stabilitás.
- Keményvízállóság (40 nK°-ú vízzel is stabil emulziót ad).

- Jó korróziógátló tulajdonság.
- Klórmentes.
- Nem tartalmaz nitritet, PCB/PCT vegyületeket és egyéb, környezetre és az egészségre veszélyes komponenseket.
- A kenőanyagokra vonatkozó általános munkavédelmi szabályok betartása esetén az egészségre nem ártalmas.

Alkalmazási terület

A MOL Unisol öntöttvasak, acélok, színes- és könnyűfémek forgácsolásos megmunkálásánál (kőszőrülést is beleértve) alkalmazható 3-20 tf%-os koncentrációban korrózió, vagy foltosodás veszélye nélkül.

Különböző technológiákhoz az alábbi hígításokban javasoljuk felhasználni:

Mégmunkálási művelet	Acélok	Öntvények	Réz és
			ötvözetek
emulzió koncentráció (tf%)			
Esztergálás			
- Nagyolás	3-5	3-5	3-5
- Simitás	3-5	3-5	-
Fúrás	3-20	3-20	3-10
Marás			
- Nagyolás	8-10	8-10	6-10
- Simitás	8-12	8-12	-
Fűrészelés	3-5	2-5	3-5

Megjegyzés: Az optimális koncentrációt üzemi körülmények között kell meghatározni.

Gyártó és forgalmazó: MOL-LUB Kft.

Kenéstechnikai szaktanácsadás: 1117 Budapest, Budafoki út 79.

Telefon: (1) 455-94-55 Telefax: (1) 455-95-63, E-mail: kenoanyag@mol.hu

*Környezetkímélő hűtő-kenő folyadék
MOL Unisol*

Forgalomba hozatal

216,5 és 60 literes vissza nem térő acéllemez hordóban és 5 literes műanyag kannában.

Kezelési, tárolási tájékoztató

A koncentrátumot (emulzolt) zárt helyiségben, 5-40 °C között, esőtől, sugárzó hőtől védett helyen kell tárolni.

Az emulzol felhasználása során az ásványolajtermékekre vonatkozó munkavédelmi előírásokat kell betartani.

Tűzveszélyességi fokozat: IV.

Gyártó és forgalmazó: MOL-LUB Kft.

Kenéstechnikai szaktanácsadás: 1117 Budapest, Budafoki út 79.

Telefon: (1) 455-94-55 Telefax: (1) 455-95-63, E-mail: kenoanyag@mol.hu

KÖSZÖNETNYILVÁNÍTÁS

Ezúton szeretném kifejezni köszönetemet tanszékvezetőnek és témavezetőmnek, **Dr. Vatai Gyulának**, akik széleskörű szakmai tudással, hasznos gyakorlati és szakmai tanácsokkal és eszközök biztosításával hozzájárult e kutatói munkám megvalósításához.

Köszönöm szépen **Dr. Koris András** témavezetőmnek a segítőkészségét és tanácsait.

Köszönettel tartozom **Tekié Predragnak** aki, mint Újvidéki Technológiai Egyetem programozója, sokat segített az openLB forráskód feldolgozásában.

Hálával tartozom **Dr. Bánvölgyi Szilvia** kolléganőmnek a sok segítségért, amit kutatásom és doktori értekezés írása közben kaptam tőle.

Külön szeretném még megköszönni **Békássyné Dr. Molnár Erika** tanárnő segítségét, aki gyakran hozzájárult a kusza műszaki gondolataim érthető szavakká alakításában.

További köszönettel tartozom az **Élelmiszeripari Műveletek és Gépek Tanszék dolgozóinak, PhD hallgatóinak** a segítségüket.

Nem utolsósorban köszönettel és hálával tartozom **lányaimnak és feleségemnek**, akik végtelen türelmet és megértést mutattak felém a dolgozat írása közben.