

TARTALOM

	oldal
Cséfalvay E., Mizsey P.: Membránműveletek modellezése II.: Membránszűrés	58
Beszámoló a Membrános Nyári Egyetemről	70
Közelgő membrános konferenciák, kurzusok	74

MEMBRÁN MŰVELETEK MODELLEZÉSE II.: MEMBRÁNSZŰRÉS

Cséfalvay Edit*, Mizsey Péter
Budapesti Műszaki és Gazdaságtudományi Egyetem,
Kémiai és Környezeti Folyamatmérnöki Tanszék
1111 Budapest, Budafoki út 8.
* csefalvay@ch.bme.hu

Összefoglalás

Nanoszűrő és fordított ozmózis membránok viselkedését vizsgáltuk különböző összetételű rézoldatok membránszűrése esetén. A kísérleteket laboratóriumi membrán tesztberendezésen végeztük el izoterm (25°C) körülmények között, szakaszos üzemmódban. Minden kísérletet 80%-os permeációig végeztünk. Az alkalmazott síklap membránon keresztáramú szűrést valósítottunk meg. A kísérletek során mértük a permeát fluxusát, vezetőképességét, pH-ját és a rézkoncentrációját. A kísérletek során mért fluxus értékeket szemi-empirikus egyenletek segítségével modelleztük: az oldódás-diffúziós modell segítségével az idő függvényében, illetve az ellenállásmodell segítségével a vízvisszanyerési ráta függvényében. A modell eredményeit összevetettük a kísérleti eredményekkel, és azt tapasztaltuk, hogy az ellenállásmodell a mért értékekkel jobb egyezést mutat.

1. Bevezetés

Napjainkban a növekvő vízfelhasználás és az egyre növekvő szennyvíz mennyisége arra késztet bennünket, hogy a víztisztítási módszerek hatékonyságát növeljük, illetve a lehető legtöbb ipari eljárásnál a felhasznált vizet visszaforgassuk a technológiába, így csökkentve a vízfelhasználást. Számos ipari eljárás nagy vízigénnyel rendelkezik. Sok esetben a keletkező kimeneti technológiai vizek, igaz kis koncentrációban, de értékes anyagokat is tartalmazhatnak, amelyek kinyerése nemcsak környezetvédelmi, hanem gazdasági szempontból is jelentős. Így van ez a nehézfémeket tartalmazó technológiai vizek esetében is. Több eljárás is létezik a nehézfémek kinyerésére, például adszorpció, csapadékképzés, komplexképzés, ioncsere, bepárlás, illetve membránszűrés.

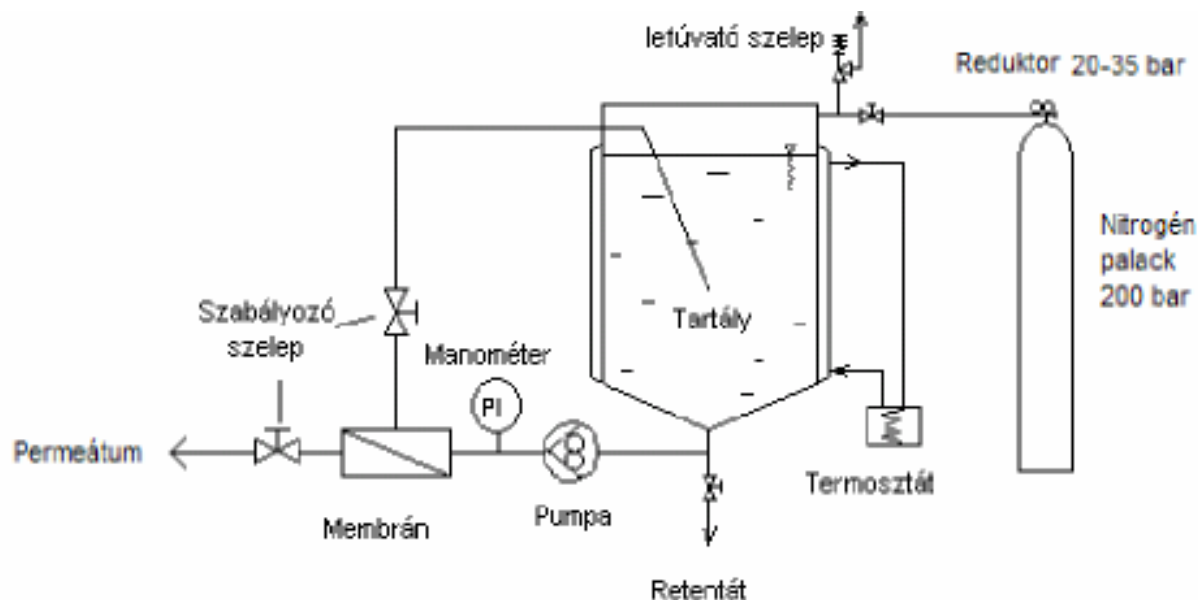
Mindinkább nagyobb hangsúlyt kap a környezetbarát tisztítási technológiák alkalmazása a víztisztítás területén [1]. Ezek közé sorolható a membrántechnológia is [2], mivel alkalmazásával egyéb vegyi anyag hozzáadása és jelentősebb energia befektetése nélkül lehet tiszta vizet előállítani [3]. A víztisztítók tervezéséhez viszont elengedhetetlen az eljárás működésének, matematikai leírásának ismerete. A membránon keresztüli transzport leírására több modell is létezik, mint például az oldódás-diffúziós modell [4], pórus modell [5], és az ellenállásmodellek [6], [7].

Ebben a tanulmányban nanoszűrő és fordított ozmózis membránokat használtunk réz(II) tartalmú oldatok membránszűrése, és azt vizsgáltuk, hogy ezek a műveletek alkalmasak-e réztartalmú oldatok szűréseire. Továbbá a membránon áthaladó permeát fluxusát modelleztük az oldódás-diffúziós modell segítségével az idő függvényében, illetve az ellenállás modellel a vízvisszanyerési ráta függvényében.

2. Kísérleti módszerek

2.1 A kísérleti berendezés

Az alkalmazott kísérleti berendezés sematikus rajzát mutatja az 1. ábra. A készülék egy szakaszos üzemű membrán tesztberendezés (CM-CELFA Membrántechnik AG P-28), amely cross-flow üzemmódban működtethető. A kísérletekhez analitikai tisztaságú réz-szulfát-5-hidrátot használtunk.



1. ábra Az alkalmazott membrán tesztberendezés sematikus rajza

A szürendő oldatot a tartályba töltjük, melynek térfogata $0,5 \text{ dm}^3$. A tartály termosztálható, így a mérések azonos hőmérsékleten végezhetők el. A membránszűréshez szükséges hajtóerőt (nyomáskülönbség) külső palackból, inert gáz befűtésével, egy reduktor segítségével hozzuk létre. A betáplált oldatot egy pumpa segítségével cirkuláltatjuk, így a membránnal való érintkezés után a visszamaradó töményebb oldat visszakerül a tartályba. A membránon áthaladó permeát folyamatosan távozik a rendszerből. A membrán permeát oldala atmoszférikus nyomáson van. Az alkalmazott membrán minden esetben 28 cm^2 felületű síklapmembrán. Kísérleteinkhez SE fordított ozmózis membránt (Sterlitech Corporation) és MPF44 nanoszűrő membránt (Koch Membrane Systems, Inc.) használtunk.

1. Táblázat SE és MPF44 membránok alkalmazhatósági tartományai

Paraméter	SE	MPF44
Tipikus működési nyomás (10^5 Pa)	30	30
Tipikus működési hőmérséklet ($^{\circ}\text{C}$)	25	30
Alkalmazható pH tartomány	2-11	2-10
Tipikus visszatartás 1 g/l NaCl oldatra (%)	98,9	25

2.2 Szűrési eljárás

A membránokat minden alkalmazott túlnyomás értéknél desztillált vízzel kondicionáltuk, hogy elérjük a kívánt fluxust, és egyben meghatározzuk a 2. egyenletben szereplő A' konstans, valamint kimérjük a membránellenállást (R_m). A kísérleteket állandó (25°C) hőmérsékleten végeztük el $15 \cdot 10^5$ - $35 \cdot 10^5$ Pa nyomástartományban. Minden kísérlet során mértük a permeát fluxusát, vezetőképességét, pH-ját és réztartalmát. A kísérleteket szakaszos üzemmódban végeztük el, azaz a tartályba betöltöttük a $0,5 \text{ dm}^3$ szűrendő oldatot, majd a tartály lezárása után beállítottuk a kívánt nyomásértéket, és megnyitottuk a permeát elvezető szelepet. A permeátot adott térfogatonként gyűjtöttük, amely elegendő volt az analitikai elemzéshez. A kísérleteket minden esetben addig folytattuk, amíg a permeát mennyisége 80%-a volt a kiindulási oldatnak (vízviasszanyerési ráta=80%). A betáplált oldatok koncentrációja $0,5\text{-}2 \text{ kg/m}^3$ rézre(II) vonatkozóan. A szűrendő oldatokat analitikai tisztaságú $\text{CuSO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$ -ból állítottuk elő. A nehézfémre vonatkozó koncentráció tartományt úgy választottuk meg, hogy az egy textileket galvanizáló üzem tipikus öblítő lé koncentrációjának feleljen meg.

2.3 Analitikai módszerek

A permeát hőmérsékletét, vezetőképességét és pH-ját egy WTW 340i pH/vezetőképesség-mérővel mértük. A rézkoncentráció meghatározását atomabszorpcióval végeztük egy Perkin Elmer 3100 típusú AAS készülékkel 324,8 nm-es hullámhosszon. A permeát viszkozitását Höppler-viszkoziméterrel mértük.

3. Szemi-empirikus modellek, modellezés értékelése

3.1 A fluxus időfüggésének modellezése

A membránon keresztüli anyagtranszport leírható az oldódás-diffúziós modellel [5]. Ez alapján a víz, mint permeálódó komponens fluxus az alábbi egyenlet szerint írható le.

$$J_w = D_w \cdot K_w^L \cdot c_{w,f} \cdot \nu_w \cdot \frac{(\Delta p - \Delta \pi)}{l \cdot R \cdot T} \quad (1)$$

ahol J_w víz fluxusa ($\text{kg/m}^2\text{s}$); D_w (m^2/s) a víz diffúziós koefficiense a membránban; K_w^L (-) a víz membrán felületére vonatkozó adszorpciós koefficiense; $c_{w,f}$ (kg/m^3) a víz koncentrációja a betáplálási oldalon; ν_w a víz moláris térfogata (m^3/mol); Δp (Pa) a transzmembrán nyomás; $\Delta \pi$ (Pa) az ozmotikus nyomáskülönbség a betáplálási és permeát oldal között; l a membrán aktív rétegének vastagsága; R a gázállandó ($8.314 \text{ J/K} \cdot \text{mol}$) és T (K) a hőmérséklet.

Ez az egyenlet folyamatos szűrésre vonatkozik. Mivel a kísérleteket szakaszos üzemben végeztük el, így fontos a fluxus időfüggésének megállapítása. Az (1) egyenletet tekintve szakaszos szűrés esetén a betáplálás oldali vízkoncentráció és az ozmotikus nyomáskülönbség változik az időben, így ezen paraméterek időfüggésének meghatározása elengedhetetlen a modellezéshez (lásd 0 fejezet). Mivel a vizsgált rézoldatok híg oldatok, a víz diffúziós- és szorpciós koefficiense állandónak tekinthető. A kísérleteket állandó nyomáson, illetve hőmérsékleten végeztük, így az (1) egyenletben szereplő állandók összevonhatók. Az előző megfontolások alapján az (1) egyenlet az alábbi egyszerű formát ölti:

$$J_w = A' \cdot c_{w,f} \cdot (\Delta p - \Delta \pi) \quad (2)$$

Az A' konstans értékének meghatározásához desztillált vizet szűrtünk különböző nyomásokon, és mértük a tiszta víz fluxusát (PWF=Pure Water Flux). Mivel a betáplált oldat tiszta víz, ezért a betáplálás oldali vízkoncentráció állandó, az ozmotikus nyomáskülönbség pedig nulla. Így a (2) egyenletből kiszámítható az A' konstans értéke. A mérések kiértékeléséhez a STATISTICA szoftvert használtuk.

3.1.1 SE (RO) membrán

Az SE RO membránon végzett desztillált vizes kísérletek azt mutatták, hogy az A' konstans független az időtől és a vízvisszanyerési rátától, viszont függ az alkalmazott nyomástól. Így az RO kísérletek modellezésekor az egyes nyomásokon desztillált vízzel végzett kísérletekből számított A' értékeket használtuk.

A kísérletek során a permeátok rézkoncentrációjának meghatározása után az anyag és komponensmérleg alapján számolható volt a betáplálási oldalon maradt víz koncentrációja, illetve az ozmotikus nyomáskülönbség. Ezeket a mérési idő függvényében ábrázolva a STATISTICA szoftver segítségével a köztük lévő összefüggés megállapítható volt. A $c_{w,f}$ -t ábrázolva az időben negatív exponenciális összefüggést találtunk, míg a $\Delta \pi$ esetén pozitív exponenciális összefüggés adódott. Az illesztett egyenletek a következők:

$$\Delta \pi = \text{const} \cdot \exp(0.0001 \cdot t) \quad (3)$$

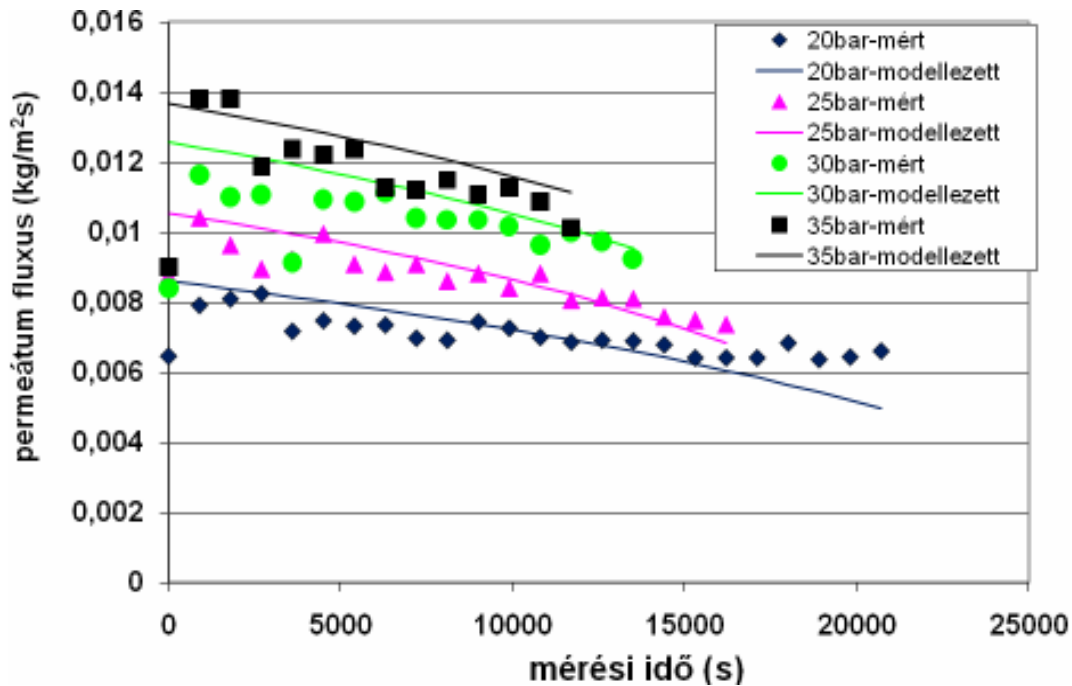
$$c_{w,f} = \text{const}_1 \cdot \exp(-\text{const}_2 \cdot t) \quad (4)$$

ahol t az idő szekundumban, $\Delta \pi$ az ozmotikus nyomáskülönbség (Pa) és $c_{w,f}$ a víz koncentrációja a betáplálási oldalon (kg/m^3).

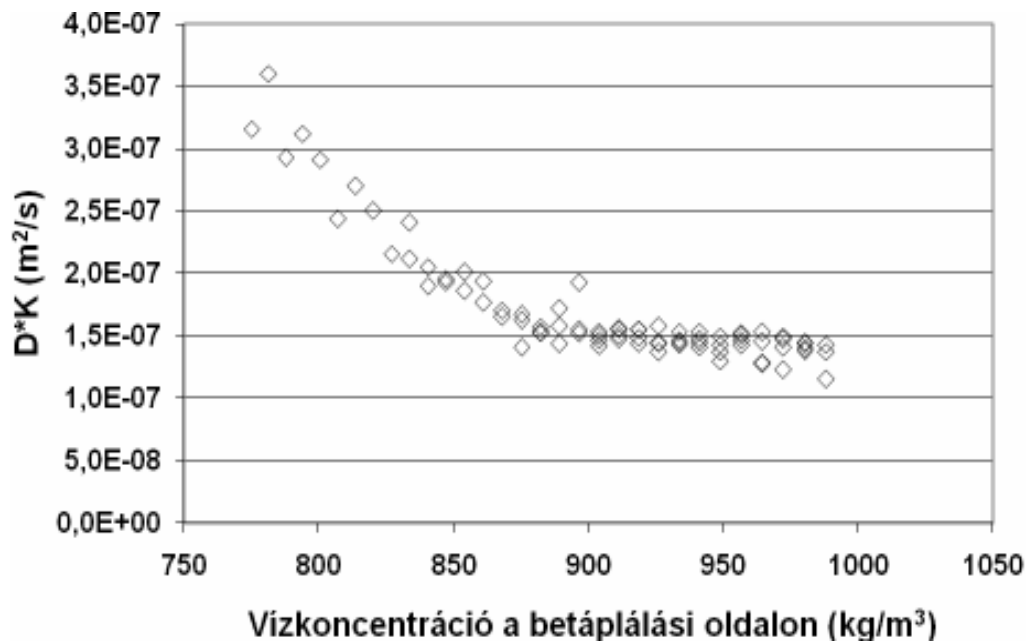
A 2. ábra mutatja az RO mérések és modellezések eredményeit a különböző nyomásokon. A kiindulási oldat koncentrációja rézre vonatkozóan minden esetben 2 kg/m^3 volt. A fekete szimbólumok jelölik a mérési eredményeket, az üres szimbólumok vonallal összekötve jelölik a modellezés eredményeit. Az ábráról látható, hogy magasabb nyomáson a modell jobb egyezést mutat a mérési eredményekkel.

3.1.2 MPF44 (NF) membrán

Hasonlóan az előző alponthoz, először desztillált vízzel végeztünk kísérleteket az A' konstans értékének megállapítása céljából. A kapott konstanssal elvégezve a modellezést azt tapasztaltuk, hogy a modell jóval alulbecsli a mérési eredményeket. Ebből arra következtettünk, hogy nanoszűrő membrán esetén a korábbi feltételezésünk, mely szerint a víz diffúziós- és szorpciós koefficiense állandó, ebben az esetben nem helyénvaló. Az NF mérésekből a diffúziós- és szorpciós koefficiensek szorzatát kiszámítva, és azt ábrázolva betáplálási oldal vízkoncentrációjának függvényében látható lett a koefficiensek és a vízkoncentráció kapcsolata. Ezt mutatja a 3. ábra.



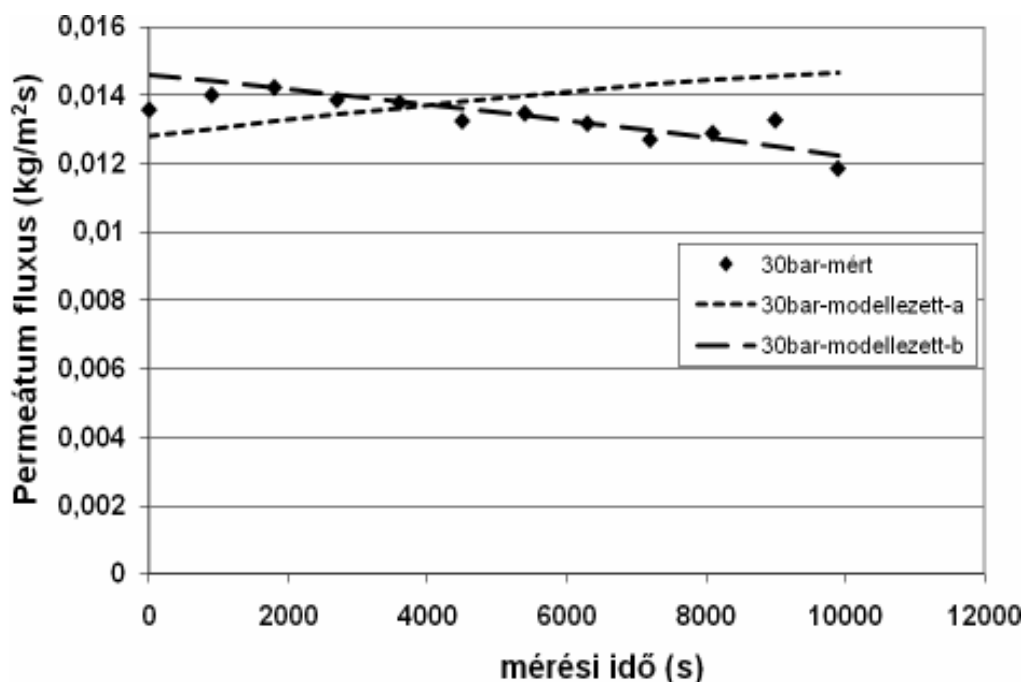
2. ábra: Mért és modellezett fluxusok 2 kg/m^3 kiindulási rézkoncentráció esetén, különböző nyomásokon az SE RO membránra vonatkozóan



3. ábra: MPF44 membránon végzett kísérletekből számolt $D_w \cdot K_w^L$ értékek a betáplálási oldal vízkoncentrációjának függvényében.

A 3. ábra alapján két feltételezéssel élünk: az első, hogy $D_w \cdot K_w^L$ szorzata exponenciálisan függ a betáplálási oldal vízkoncentrációjától, azaz a fenti pontseregre egy exponenciális illesztettünk, és ezt használtuk fel a fluxus modellezésekor. Ezt az esetet jelöli

a „modellezett-a” feliratú görbe a 4. ábrán. A másik feltételezés szerint a $D_w \cdot K_w^L$ szorzat híg oldatok ($c_{w,f} = \sim 875\text{--}1000 \text{ kg/m}^3$) esetén állandó, csak egy adott koncentráció felett függ csak a koncentrációtól, mégpedig lineárisan. Azaz, ha híg oldatot szűrünk szakaszos műveletben, akkor adott ideig a betáplálási oldalon maradt oldat még mindig híg marad, viszont a szűrést tovább folytatva az oldat betöményedik, ami után már nem tekinthető híg oldatnak, qvázi, a diffúziós koefficiens koncentrációfüggése számottevő lesz. Hasonló módon a szorpciós koefficiensre is igaz lehet ez a feltételezés. Ezt az esetet jelöli a „modellezett-b” feliratú görbe a 4. ábraán.



4. ábra Mért és modellezett fluxusok 2 kg/m^3 kiindulási rézkoncentráció esetén, 30 bar transzmembrán nyomáson az MPF44 NF membránra vonatkozóan

A két feltételezés közül nagyobb a valószínűsége annak, hogy a második az igaz, mivel a „modellezett-b” jelű görbe sokkal jobban illeszkedik a mérési pontokra.

3.2 A fluxus modellezése a vízvisszanyerési ráta függvényében

Habár az előző pontban láttuk, hogy a fluxus modellezése az időben lehetséges, további modellezéseket végezhetünk a vízvisszanyerési ráta függvényében, lévén, hogy szakaszos műveletről van szó. Ez a lehetőség direkt információt adhat a szűrési folyamat állapotáról és a koncentráció alakulásáról. A vízvisszanyerési ráta függvényében történő modellezéshez a Rautenbach-féle ellenállás modellt alkalmaztuk, amely az (5) egyenlettel írható le.

$$J = \frac{\Delta p - \Delta \pi}{\eta(R_f + R_m)} \quad (5)$$

Az egyenlet szerint a fluxus egyenesen arányos a transzmembrán nyomás és az ozmotikus nyomáskülönbség különbségével, és fordítottan arányos a permeát viszkozitásával

(η). és az ellenállásokkal. R_m a membránellenállás (1/m) és R_f az ún. eltömődési ellenállás (1/m). A kísérletek során a fluxus a (6) egyenlet alapján számítható.

$$J = \frac{1}{A} \cdot \frac{dV_P}{dt} \quad (6)$$

ahol A (m²) a membrán felülete, V_P (m³) a permeát térfogata és t (s) a mérési idő.

Amint az a (6) egyenletből látható a permeát térfogata időben változik. Ha a vízviszanyerési rátát úgy definiáljuk, mint a permeát térfogata viszonyítva konstans betáplálási térfogatra, akkor látható, hogy a vízviszanyerési ráta is függ az időtől. Ily módon az időfüggés átkonvertálható a víz vízviszanyerési rátától való függéssé. A módosított ellenállásmodell kimondja, hogy a fluxus függ az ozmotikus nyomáskülönbségtől, amely közvetett módon, de függ a permeát térfogatától. Az eltömődési ellenállás nő, ha a betáplálási oldalon egyre töményebb az oldat. Mindezen megfontolások lehetővé teszik, hogy kísérletek során kapott fluxusokat a vízviszanyerési ráta függvényében modellezzük.

3.2.1 A modellezéshez szükséges paraméterek meghatározása

A membránellenállás meghatározása

Mind az RO, mind pedig az NF membrán ellenállását desztillált vízzel mértük ki. A kísérleti berendezés tartályába 0,5 dm³ desztillált vizet töltöttünk, majd beállítottuk a kívánt nyomást, és mértük a permeát térfogatát a kitermelés függvényében. Desztillált víz esetén az ozmotikus nyomáskülönbség nulla, és eltömődési ellenállás sincs, ezért az (5) egyenlet az alábbi egyszerűbb formában írható fel:

$$J_D = \frac{\Delta p}{\eta \cdot R_m} \quad (7)$$

J_D -t mértük, a nyomáskülönbséget mi állítottuk be, a víz viszkozitása pedig táblázatból kiolvasható. Így R_m értéke számítható. Különböző hajtóerő esetén különböző membránellenállás értékeket kaptunk, de a különbség nem volt számottevő. A célból, hogy a fluxus modellezésénél minimalizáljuk a hibát, a kapott R_m értékek közül a legkisebbet használtuk fel.

Az eltömődési ellenállás vízviszanyerési rátától való függésének meghatározása

Ha feltétezzük, hogy nincs eltömődés, akkor az (5) egyenletet alkalmazva a kapott fluxus értékek jóval magasabbak a mért fluxus értékeknél. Ez igazolja azt, hogy a szakaszos membránszűrés esetén eltömődési ellenállással kell számolni. Az eltömődési ellenállásokat minden egyes mérési pontra iteratív módon határoztuk meg, majd a kapott R_f értékeket ábrázoltuk a vízviszanyerési ráta függvényében, hogy lássuk a köztük lévő kapcsolatot. A kiértékeléshez a STATISTICA szoftvert használtuk. Rézszulfát oldatok szűrése esetén R_f hatványfüggvény szerint függ a vízviszanyerési rátától.

$$R_f = const \cdot 10^{14} \cdot \left(\frac{V_P}{V_F} \right)^{0.1} \quad (8)$$

ahol V_P (m³) a permeát térfogata és V_F (m³) a konstans kiindulási térfogat. RO fluxusok modellezésénél a konstans értéke minden alkalmazott nyomáson 1, míg NF mérések esetén 1 és 1,6 között változik a nyomás függvényében.

A permeát viszkozitásának meghatározása

A permeát viszkozitását Höppler-féle viszkoziméterrel mértük. A permeátok viszkozitása 25°C-on jelentéktelen mértékben tért csak el a 25°C-os víz viszkozitásától, ezért a modellezésnél ez utóbbival számoltunk.

Az ozmotikus nyomáskülönbség vízvisszanyerési rátától való függésének meghatározása

Minden egyes kísérlet esetén a permeátokat adott térfogatonként gyűjtöttük, hogy elegendő legyen az analitikai méréshez. Így a permeátokat négy részletben gyűjtöttük, és meghatároztuk azok réz koncentrációját. A kísérletek során mértük a permeát pH-ját, és mivel az a kísérletek során végig állandó volt, arra a következtésre jutottunk, hogy a membrán azonos anyagmennyiségben tartotta vissza, illetve engedte át a réz- és a szulfát ionokat. A mért permeát koncentrációkból a retentát koncentrációját a komponensmérleg alapján számoltuk.

$$c_R = \frac{c_F \cdot V_F - c_P \cdot V_P}{V_F - V_P} \quad (9)$$

ahol c_R a retentát, c_F a kiindulási oldat, c_P a permeát koncentrációja mol/m³-ben. Az oldott anyag koncentrációjának ismeretében a van't Hoff törvény alapján kiszámolhatjuk az ozmotikus nyomáskülönbséget.

$$\Delta\pi = \pi_R - \pi_P = (c_{R,CuSO_4} - c_{P,CuSO_4}) \cdot R \cdot T \quad (10)$$

ahol R a gázállandó és T a hőmérséklet K-ben. Mivel minden kísérlethez négy koncentrációnk, abból pedig négy ozmotikus nyomáskülönbség értékünk volt, meghatározhattuk az ozmotikus nyomáskülönbség vízvisszanyerési rátától való függését. A kiértékeléshez a STATISTICA programot használtuk, és az alább összefüggést tapasztaltuk.

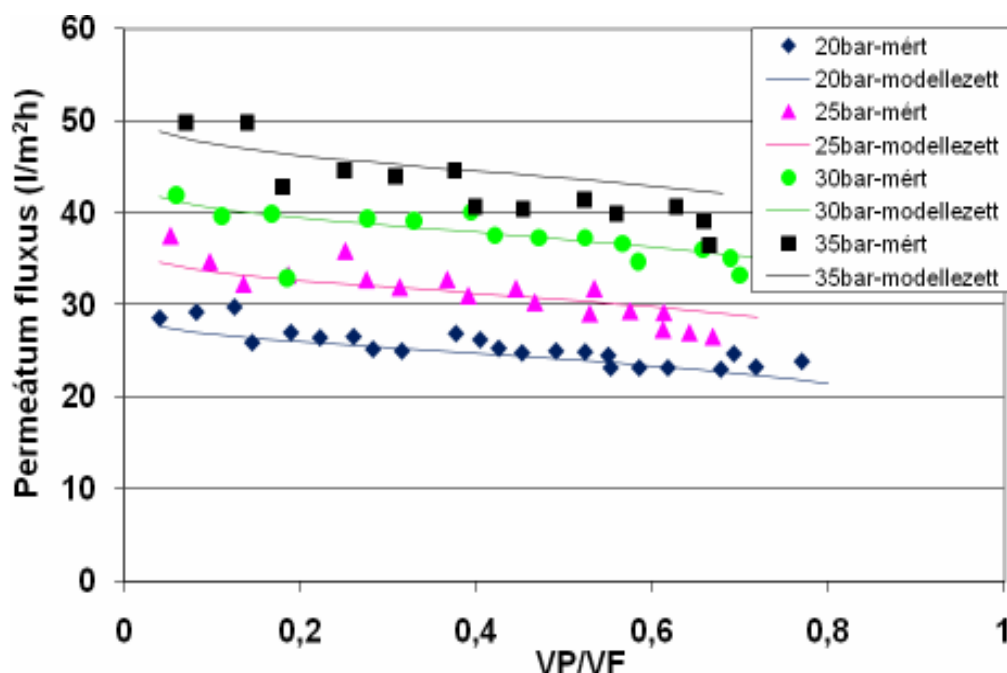
$$\Delta\pi = const_1 \cdot c_{F,CuSO_4} \cdot \exp\left(const_2 \cdot \frac{V_P}{V_F}\right) \quad (11)$$

3.2.2 SE (RO) membrán

Az RO membránnal végzett kísérletek modellezésekor az ozmotikus nyomáskülönbség számítására az alábbi empirikus összefüggést használtuk.

$$\Delta\pi = 1451.67 \cdot c_{F,CuSO_4} \cdot \exp\left(2.5 \cdot \frac{V_P}{V_F}\right) \quad (11.a)$$

Ahogy azt előzőleg említettük, az eltömődési ellenállás a (8) egyenlet alapján számoltuk, amelyben a konstans értéke 1. Az 5. ábra mutatja a mért és a modellezett fluxusokat SE RO membránra vonatkozóan, 2 kg/m³ kiindulási rézkoncentrációk esetén a különböző nyomásokra. A fekete szimbólumok jelölik a mérési eredményeket, az üres szimbólumok vonallal összekötve jelölik a modellezés eredményeit. Az ábráról látható, hogy a modell jól leírja a mérési eredményeket.



5. ábra: Mért és modellezett fluxusok 2 kg/m³ kiindulási rézkoncentráció esetén különböző nyomásokon SE RO membránra vonatkozóan a vízviszanyerési ráta függvényében

3.2.3 MPF44 (NF) membrán

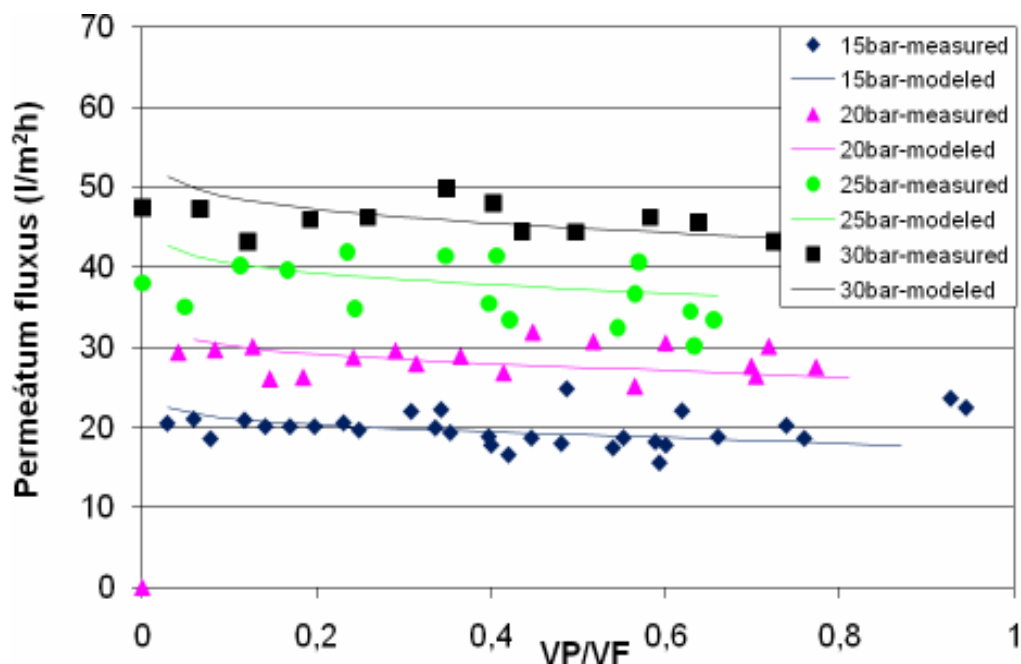
Az NF mérések esetén is az ellenállás modellt használtuk a permeát fluxusok modellezésére, de a modellezés egy kicsit komplikáltabb, mint az RO membrán esetén, mivel több kiindulási rézkoncentrációt is megvizsgáltunk.

Az ozmotikus nyomáskülönbség a vízviszanyerési ráta függvényében a (11) egyenletnek megfelelően alakul:

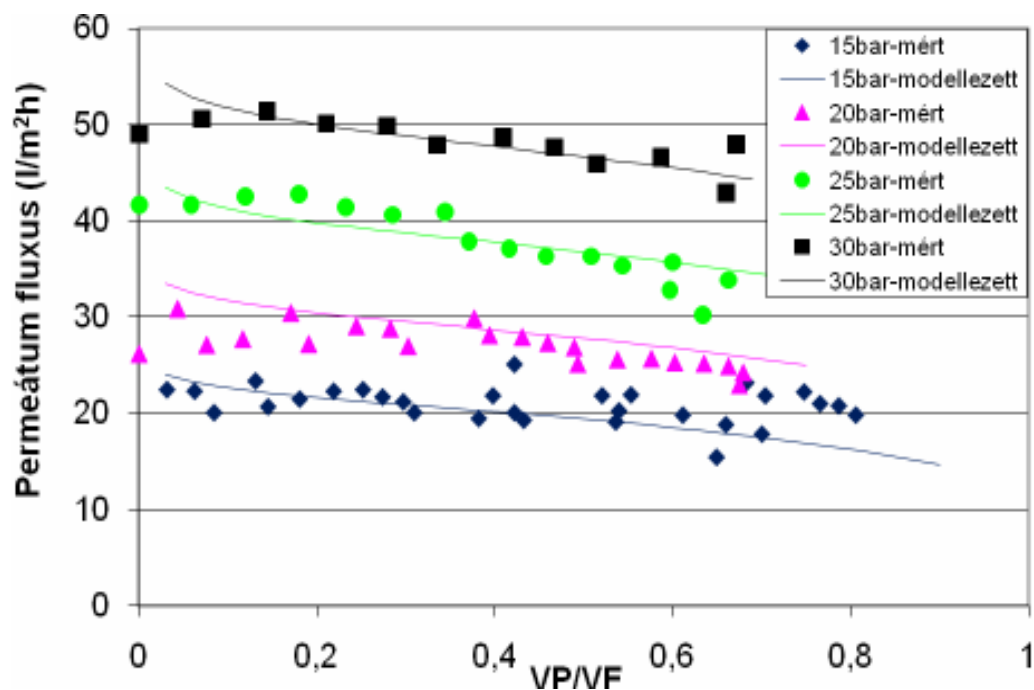
$$\Delta\pi = 1573.388 \cdot c_{F,CuSO_4} \cdot \exp\left(2.5 \cdot \frac{V_P}{V_F}\right) \quad (11.b)$$

Mivel a kísérleteket különböző koncentrációjú kiindulási oldatokkal végeztük, ezért a (8) egyenletnek különböző konstansai lesznek. Ezek a konstansok 1 és 1,6 között változnak a nyomás függvényében. A jelenség magyarázata az lehet, hogy magasabb nyomáson a permeát fluxus magasabb, és szakaszos szűrés esetén kevesebb idő szükséges ugyanakkora vízkinyerés eléréséhez. Így kevesebb idő marad az eltömődés kialakulására.

A 6. ábra mutatja a mért és modellezett fluxusokat a vízviszanyerési ráta függvényében a 0,5 kg/m³, a 7. ábra pedig 2 kg/m³ kiindulási rézkoncentrációk esetén MPF44 (NF) membránra vonatkozóan. Mindkét ábrán a fekete szimbólumok a mért fluxusokat, míg az üres szimbólumok vonallal összekötve a modellezett fluxusokat jelölik. Mindkét ábra jól mutatja, hogy a mérési pontok kicsit szórnak a modellezett értékek körül, de összességében az ellenállás modell jól leírja a kísérleteinket.



6. ábra: Mért és modellezett fluxusok 0,5 kg/m³ kiindulási rézkoncentráció esetén különböző nyomásokon MPF44 NF membránra vonatkozóan a vízvi sszanyerési ráta függvényében



7. ábra: Mért és modellezett fluxusok 2 kg/m³ kiindulási rézkoncentráció esetén különböző nyomásokon MPF44 NF membránra vonatkozóan a vízvi sszanyerési ráta függvényében

4. Következtetések

Rézoldatok szakaszos membránszűrését végeztük el nanoszűrő és fordított ozmózis membránokon, majd a mérési eredményeket modelleztük. Az oldódás-diffúziós modell egyszerűsített változatát (lásd (2) egyenlet) alkalmaztuk a fluxus időbeli függésének modellezésére. Feltételezésünk, mely szerint a (2) egyenlet A' konstansa időben állandó, és a koncentrációtól független, az SE RO membránon végzett kísérleteknél beigazolódott. Az MPF44 NF membránon végzett kísérleteknél viszont azt tapasztaltuk, hogy A' értéke függ a betáplálás oldali víz koncentrációjától. Ez esetben az a feltételezésünk látszott beigazolódni, mely szerint NF membránon végzett kísérletek esetén A' értéke híg oldatok esetén (víztartalom $\approx 875\text{--}1000\text{ kg/m}^3$) állandó, viszont a szakaszos szűrés előrehaladtával, azaz a betáplálás oldali víz koncentrációjának csökkenésével, lineárisan nő. A modellezéshez szükséges volt továbbá a betáplálás oldali víz koncentrációjának, illetve az ozmotikus nyomáskülönbségnek időfüggését is meghatározni, amelyeknél exponenciális összefüggést kaptunk. Ezen megfontolások alapján a mért és a semi-empirikus modellel számolt fluxusok jó egyezést mutattak.

Habár a fluxus időbeli modellezése kielégítőnek bizonyult, méréseinket az ellenállás modellel is modelleztük a vízviesszanyerési ráta függvényében. A kísérletek előtt desztillált víz szűrésével meghatároztuk a membránellenállást. A kapott értékek kismértékű szórása miatt a legalacsonyabb R_m értéket használtuk fel a fluxus modellezésekor. A semi-empirikus modellezés ez esetben azt jelentette, hogy a kísérleteinkből megállapítottuk az ozmotikus nyomáskülönbség, illetve az eltömődési ellenállás és a vízviesszanyerési ráta kapcsolatát, majd ezeket az egyenleteket (8, 11a, 11b) használtuk fel az ellenállás modellben. Megállapítottuk, hogy $\Delta\pi$ a vízviesszanyerési ráta függvényében exponenciálisan nő, míg R_f hatványfüggvény szerint változik.

Összefoglalásként elmondható, hogy a vízviesszanyerési ráta függvényében történő semi-empirikus modellezés jobb egyezést mutat a mérési eredményekkel, így ez a modell nagyobb biztonsággal alkalmazható szakaszos membránszűrés modellezésére.

5. Köszönetnyilvánítás

A szerzők köszönetet mondanak az OTKA T046218 számú projekt támogatásáért.

6. Jelölésjegyzék

J_w	Víz fluxusa ($\text{kg/m}^2\text{s}$)
D_w	Víz diffúziós koefficiense (m^2/s)
K_w^L	Víz szorpció koefficiense (-)
c_{wf}	Vízkoncentráció a betáplálási oldalon (kg/m^3)
v_w	Víz moláris térfogata (m^3/mol)
l	Membrán vastagsága (m)
R	Egyetemes gázállandó ($\text{J/K}\cdot\text{mol}$)
T	Hőmérséklet (K)
Δp	Transzmembrán nyomás (Pa)

$\Delta\pi$	Ozmotikus nyomáskülönbség (Pa)
A'	Konstans
t	Idő (s)
J	Permeát fluxus ($\text{m}^3/\text{m}^2\text{s}$)
η	Permeát viszkozitás ($\text{Pa}\cdot\text{s}$)
R_f	Eltömődési ellenállás ($1/\text{m}$)
R_m	Membránellenállás ($1/\text{m}$)
A	Membrán effektív felülete (m^2)
V_P	Permeát térfogat (m^3)
V_F	Kiindulási térfogat (m^3)
J_D	Desztillált víz fluxusa ($\text{m}^3/\text{m}^2\text{s}$)
c_R	Retentát koncentráció (mol/m^3)
c_P	Permeát koncentráció (mol/m^3)
π_R	Retentát ozmotikus nyomása (Pa)
π_P	Permeát ozmotikus nyomása (Pa)
V_P/V_F	Vízvisszanyerési ráta (-)

Irodalomjegyzék

1. Bélafi-Bakó, K., C. Hodúr, and Z. László, *Ivóvíz előállítása membrános műveletek alkalmazásával*. Magyar Kémikusok Lapja, 2007. **62**: p. 77-80.
2. Bélafiné Bakó, K., *Membrános műveletek*. 2002, Veszprém, Veszprémi Egyetemi Kiadó.
3. Bélafiné Bakó, K., S. Kovács, N. Nemestóthy. *Membránok és membrán bioreaktorok környezetvédelmi alkalmazásai: ipari szennyvizek kezelése*. in *Műszaki Kémiai Napok'06*. 2006. Veszprém.
4. Wijmans, J.G. and R.W. Baker, *The solution-diffusion model: a review*. 1995. **107**(1-2): p. 1.
5. Baker W., R., *Membrane Technology and Applications*. 2004, Menlo Park, California: Wiley.
6. Schäfer, A.L., A.G. Fane, and T.D. Waite, *Principles and Applications*. 2005, Amsterdam.
7. Mulder, M.H.V. and D.N.a.S.A.S. Richard, *Chapter 2 Polarization phenomena and membrane fouling*, in *Membrane Science and Technology*. 1995, Elsevier. p. 45-84.



XXV. EMS Nyári Egyetem
Katolikus Egyetem, Leuven, Belgium
2008. szeptember 8-11.

Az idei huszonötödik EMS (European Membrane Society) Nyári Egyetem Brüsszeltől alig 30 km-re, keletre fekvő egyetemi városban, Leuvenben, az Európai Unió *Euromembranes* project támogatásával került megrendezésre. A város ősi, katolikus egyeteme (1. ábra) szolgált a nyári iskola otthonául, ahol a gyönyörű Arenberg kastélyban tartották a legtöbb előadást (2. ábra). A *Solvent resistant membranes* címmel tartott előadássorozatra bejelentett 33 előadás és 29 poszter az alábbi témakörök között oszlott meg:

- ✓ Polimer membránok
- ✓ Kerámia membránok
- ✓ Membránok előállítása
- ✓ Transzportfolyamatok
- ✓ Jellemzési technikák
- ✓ SRNF (Solvent Resistant Nanofiltration) alkalmazások
- ✓ SRNF és PV (Pervaporáció)



1. ábra A helyszínül szolgáló egyetem védjegye



2. ábra Arenberg kastély

Belgium lakosainak száma megegyező Magyarország lakosainak számával, míg területe kb. harmada hazánkhoz képest és rengeteg látnivalót és érdekességet nyújt. Világhírű a sörgyártásáról (hivatalosan 729 féle sört gyártanak), melyek közül a Duvel (3. ábra) a férfiak, míg a Kriek (4. ábra) a nők kötelező kóstolnivalója. Előbbi markáns, erős 8,5 %-os, de nagyon finom, utóbbi pedig meggyízesítésű, alacsony alkoholtartalmú sör, amit annak is meg kell kóstolnia, aki nem szereti alapjában a söröket. Belgiumot említve még a csokoládé és a csipke juthat eszünkbe. A legismertebb belga csokoládé a Côté d'Or termékei, melyek rendkívül finomak, és persze a kézzel készített olvasztott, öntött csokoládék.

Több turista által is kedvelt város nyújt rengeteg látnivalót, Gent a csodálatos főterével és diákjaival, Oostende a tengerpartjával, Brugge a híres csipkéivel és csokoládé gyártásával, Brüsszel az Atomiummal, a 'Pisilő kisfiú'-val és persze kislánnyal, Ieper az első világháború legnagyobb tankcsatájának emlékét őrző gyönyörű múzeumával, Antwerpen a világ egyik legnagyobb kikötőjével és még órákig sorolhatnánk.



3. ábra Férfi kedvenc



4. ábra Női kedvenc

Leuven, a maga 93 000 főnyi lakosával, az egyik legrégebbi hagyományokkal rendelkező sörgyártás városa (itt szinte a csapból is Stella Artois folyik, amire nagyon büszkék is), a legnagyobb Belga egyetemi diákváros (de persze csak Gent után ☺). Számos szép épülete megmaradt: a gótikus városháza, a Szent Péter templom, a Grote Markt és környéke és a „begijnenhof” – beginaudvar. Mindenképp érdemes ezt a szép és hangulatos kisvárost felkeresni, ha Belgiumban járunk, mert bejárása egyszerű és látnivalói a város központjában összpontosulnak. A régi tereken, kis utcákban nagyon hangulatos éttermei, sörözői vannak.

A nyári egyetemen közel 100 fő vett részt, legfőképpen PhD-hallgatók és neves előadók. A nyári egyetem első napja szeptember 8-án hétfőn reggel regisztrációval kezdődött.

A soknak tűnő, olykor túlszűfolt napok reggel $\frac{1}{2}$ 9-től 17-ig, olykor 18-ig is tartottak napi két kávészünettel és egy ebéddel megszakítva. Az előadások 30-50 percesek voltak.

Az első nap a polimer membránokról szólt, olyan neves, szakma által elismert előadókkal, mint Nunes Suzana Németországból (Geesthacht, GKSS) vagy Andrew Livingston Anliából (London, Imperial College), hogy csak a legismertebbeket említsük. A poszter szekcióra is az első nap került sor, amit 1 óras 4 csoportban történő diszkusszió követett. A magyarok 3 poszterrel képviselték magukat a következő PhD hallgatókkal: Cserjési Petra (Study on gas separation by supported liquid membranes applying novel ionic liquids, Veszprém, University of Pannonia), Fogarassy Eszter (The processing of apricot juice by using multistep membrane technique, Corvinus University of Budapest) és Kertész Szabolcs (Treatment of synthetic wastewaters by micellar-enhanced ultrafiltration, University of Szeged) (5. ábra).



5. ábra A szerzők és műveik

A második nap a kerámia membránok és transzportfolyamatok napja volt. Az első előadást általános membrán előállítási módszerekről a francia A. Ayraltól (Institut Européen des Membranes) 'general preparation methods' címmel hallhattuk, majd a kerámia membránokról T. Tsuru (Hirosima University) Japánból és B. Bonekamp (ECN) Hollandiából a membránok szintéziséről tartott érdekes előadást. A délutáni szekcióban J. Crespo (Universidade Nova de Lisboa) Portugáliából a modellezés alapjaiba vezette be a hallgatóságot mind mechanikai, mind statisztikai/hibrid módszereket részletezve.

A harmadik napon M. Cheryan (University of Illinois) előadása USA-ból bizonyult a legérdekesebbnek, akik növényi olajokból értékes anyagok kinyerésével és dúsításával próbálkoztak nanoszűrés és ultraszűrés alkalmazásával.

Az utolsó, negyedik napon egy nagyon érdekes, ipari méretű alkalmazásáról hallhattunk előadást A. Nijmeijentől (Shell) Hollandiából, 'Solvent filtrations at Shell címmel.' Ezen a délutánon betekintést nyerhettünk az egyetem membrán laboratóriumaiba is, ahol sok érdekes gépből nekünk a 16 db-os dead-end szűrési elven alapuló tesztberendezés tetszett a legjobban, amit a 6. ábrán láthatunk.



6. ábra Dead-end szűrési elven alapuló tesztberendezés

Egy színvonalas és nagyon izletes vacsorának lehettünk résztvevői szerda este a Leuven központjában levő Mykene étteremben, ahol az eredeti belga hagymás húsgombócös paradicsomleves specialitás után fehér szósszal tálalt halcsíkokat kóstolhattunk meg. Desszertként az ugyancsak tipikus belga édességet – sokak szerint holland desszert – csokoládéhabot tálalták.

A nyári egyetem szakmailag magas szintű, sok információt átadó, néhány ipari alkalmazást is ismertető hatékony konferenciának bizonyult, igen magas érdeklődéssel. Egy PhD-hallgatónak igen jó dolog, hogy túlnyomórészt hasonló életkorú és érdeklődési körű fiatalokkal találkozhat és beszélgethet olyan témákról, ami szakmailag mindkettőhöz közel áll és erre kiválóan alkalmas volt az idei Summer School.

A szerzők köszönetet mondanak a Magyar Kémikusok Egyesületének és a National Research and Technology Institute (NKTH)-nak, valamint a Research and Development Competition and Research Utilization Agency (KPI)-nek a kiutazás támogatásért (RET-07/2005).

Kertész Szabolcs
PhD-hallgató
SZTE
Környezettudományi Doktori Iskola
kertesz@mk.u-szeged.hu

Fogarassy Eszter
PhD-hallgató
BCE
Élelmiszertudományi Doktori Iskola
eszter.fogarassy@uni-corvinus.hu

KÖZELGŐ MEMBRÁNOS KONFERENCIÁK, KURZUSOK

Membranes for Water and Wastewater Treatment

2008. október 20–24, Toulouse, Franciaország

További információ: Miriam Balaban,
European Desalination Society
Science and Technology Park of Abruzzo,
Via Antica Arischia 1, 67100 L'Aquila, Italy
Tel. +39 0862 319954, +39 348 884 8406;
Fax +39 0862 3475 213;
E-mail: balaban@desline.com
www.desline.com

12. Aachener Membran Kolloquium

2008. október 28-30, Aachen, Németország

További információ: Jozef Kochan
Phone: +49 (0) 2 41 - 8 09 39 96
E-mail: amk@avt.rwth-aachen.de
www.amk.rwth-aachen.de

EuroMed 2008, Desalination Cooperation among Mediterranean Countries of Europe and the MENA region

2008. november 9–13, The Dead Sea, Jordánia

További információ: Miriam Balaban,
European Desalination Society,
Science and Technology Park of Abruzzo,
Via Antica Arischia 1, 67100 L'Aquila, Italy
Tel. +39 0862 319954,
Fax +39 0862 3475 213;
E-mail: balaban@desline.com
www.desline.com

AWA Membranes and Desalination Specialty III Conference

2009. február 11-13, Sydney, Ausztrália

További információ: Australian Water Association

Fax: 02 9436 0155

E-mail: info@awa.asn.au

news@awa.asn.au

AWWA Membrane Technology Conference and Exposition

2009. március 15-18, Memphis, Tennessee

További információ: American Water Works Association

6666 W. Quincy Ave., Denver, CO 80235

Tel.: 303.794.7711 vagy 800.926.7337

Fax.: 303.347.0804

E-mail: awwamktg@awwa.org

<http://www.awwa.org/Conferences/>

International WISA Membrane Technology Conference, WISA-MTC

2009. május 13-15, Stellenbosh, Dél-Afrika

További információ: Scatterlings Conference & Events

P O Box 69507

Bryanston, 2021

Tel: +27 11 463 5085

Fax: +27 11 463 3265

E-mail: wisa-mtc09@soafrica.com

<http://www.wisa-mtc09.com/>

PERMEA 2009

2009. június 7-11, Prága, Csehország

További információ: Conference Secretariat

Heyrovsky Sq. 2

162 06 Prague 6

Czech Republic

Tel.: +420-296 809 332

Fax: +420-296 809 410

E-mail: sympo@imc.cas.cz

<http://www.imc.cas.cz/sympo/permea09/>

Advanced Membrane Technology:

Membranes for Clean and Sustainable Processes

2009. június 7-12, Trondheim, Norvégia

További információ: Prof. May-Britt Hägg
Department of Chemical Engineering
Norwegian University of Science and Technology,
Norway
E-mail: may-britt.hagg@chemeng.ntnu.no
<http://www.engconfintl.org/9aj.html>

***IWA specialised membrane technology conference for water
& wastewater treatment***

2009. szeptember 1-3, Peking, Kína

További információ: Organising Secretary
Department of Environmental Science and
Engineering
Tsinghua University
Beijing 100084, China
Tel: +86 1062 796 518
Fax: +86 1062 771 472
E-mail: iwamtc2009@mail.tsinghua.edu.cn
www.iwa-mtc2009.org

EuroMembrane'09

2009. szeptember 6-10, Montpellier, Franciaország

További információ: Gérald POURCELLY
IEM, France
Euromembrane 2009 Secretariat, IEM,
University Montpellier 2, CC 047,
34095 Montpellier cedex 5, France
E-mail: euromembrane2009@iemm.univ-montp2.fr
<http://www.euromembrane2009.com>