

---

# Membranteknik

En förstudie för projekt Lokalt reningsverk för  
Hammarby Sjöstad, etapp 1

---



## Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad - Förstudie av membranteknik

### Litteraturinventering och förslag till processlösningar



IVL Svenska  
Miljöinstitutet AB

Ulrika Bark  
Staffan Filipsson  
Jan-Erik Bjurhem  
Rune Bergström



VAP VA-Projekt AB

Niklas Isaksson  
Tibor Nemeth



Stockholm Vatten AB

Berndt Björlenius

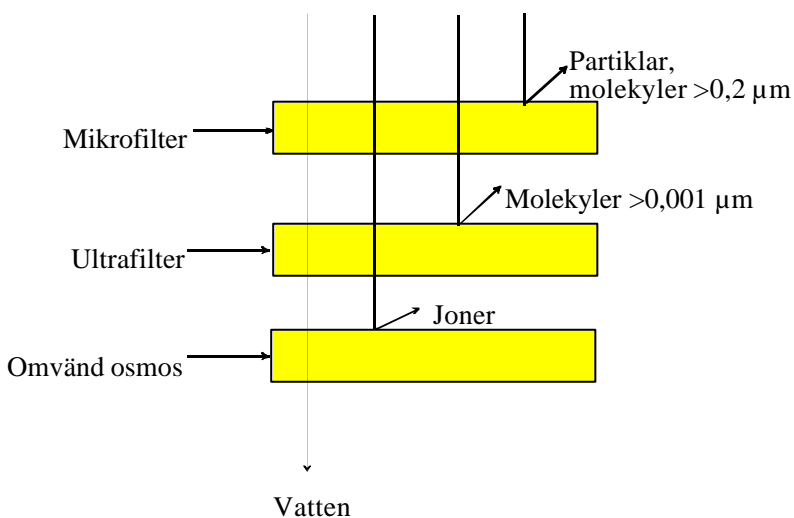
1. Inledning.....	3
1.1 Allmänt om membranteknik .....	3
1.2 Litteraturinventeringen .....	4
2. Målsättning .....	5
3. Tänkbara koncept.....	5
3.1 Exemplet Australien .....	5
3.2 Exemplet Lund.....	6
3.3 Beskrivning av ingående delprocesser.....	7
3.3.1 Förbehandling .....	7
3.3.2 Mikrofiltrering .....	7
3.3.3 Omvänd osmos .....	10
3.3.4 Jonbyte med zeolit .....	12
3.3.5 Destillation/avdrivning/indunstning .....	12
3.4 Val av processlösningar.....	13
3.4.1 Alternativ 1 a) .....	13
3.4.2 Alternativ 1 b).....	15
3.4.3 Alternativ 2 .....	16
3.4.4 Alternativ 3 .....	17
3.5 Kostnader och energiåtgång .....	19
3.5.1 Allmänt .....	19
3.5.2 Investeringskostnader för Alt 1-3 .....	19
3.5.3 Driftkostnader .....	20
3.5.4 Kostnader för en fullskaleanläggning .....	20
3.5.5 Energiåtgång .....	20
4. Slutsatser och kommentarer .....	21
5. Referenser .....	21
Bilaga 1 "Reverse osmosis systems" .....	26
Bilaga 2. "Kostnadsberäkningar".....	45
Bilaga 3 "Cross-flow filtrering, principskiss". .....	46
Bilaga 4 "Filtration spectrum".....	51

# 1. Inledning

## 1.1 Allmänt om membranteknik

Membranteknik är en växande behandlingsmetod för olika typer av vatten. Främst har membran använts för framställning av dricksvatten, i industriella applikationer och för avsaltning, men nu börjar tekniken även studeras för behandling av kommunalt avloppsvatten. Det är dock ännu mycket ovanligt att membranteknik används som huvudprocess för behandling av primärt avloppsvatten från hushåll. I de fall membranteknik förekommer är det i kombination med biologiska behandlingsmetoder, såsom membranbioreaktorer (MBR).

Vid reningen av ett vatten kan olika typer av membranprocesser vara aktuella beroende på vattnets karaktär och vilka reningsresultat man vill uppnå (se figur 1). I många fall behöver vattnet filtreras i flera steg, med glesare membran före tätare, t ex mikrofiltrering (MF) som förbehandling till omvänd osmos (RO – av eng. reverse osmosis) om vattnet till exempel innehåller alltför stora mängder partiklar som riskerar att sätta igen det tätare membranet. En förteckning över termer som är vanliga i samband med membranteknik finns i bilaga 1.



Figur 1. Avskiljningsområden för olika typer av membranfiltrering.

Membranbehandling är en effektiv och bra separationsteknik, om den används på rätt sätt. Problem såsom exempelvis igensättning (sk fouling eller scaling) av membran kan dock komplicera användandet. Det är därför viktigt att välja rätt teknik för applikationen ifråga. Val av membrantyp, porstorlek, förbehandling osv är alla mycket viktiga faktorer för behandlingens utfall.

Vid membranfiltrering är det många faktorer som inverkar på vilket resultat man kan uppnå; det specifika vattnets sammansättning är av avgörande betydelse. Varje vatten är unikt och det är svårt att dra generella slutsatser om kapacitet och avskiljningsförmåga. Viktiga faktorer för detta är bland annat vattnets sammansättning (de ingående ämnens molekylstorlek), till exempel salthalt, komplexbildare, temperatur etc. Det är svårt att förutse i vilken utsträckning faktorer som fouling kommer att inverka på den aktuella processen.

## 1.2 Litteraturinventeringen

Det övergripande målet med litteratursökningen var att hitta bra konceptlösningar – vilka tekniker och delprocesser som var lämpligast att kombinera i applikationer och förhållanden liknande dem i Hammarby Sjöstadsverket.

Andra mer specifika uppgifter som söktes i litteraturen var mer ingående data för de olika delstegen i reningen;

- ? avskiljningsgrader för kväve, fosfor, salter, BOD och suspenderat material
- ? vilka kapaciteter man kan förväntas uppnå vid behandling av vatten liknande det i Hammarby Sjöstad?
- ? frågor rörande fouling-problematik – vad är att vänta och hur kan man undvika problemen?

I inledningsskedet söktes tämligen förutsättningslöst efter dokumentationer av hushållsavloppsvatten behandlat med membrantechnik och sökord som “sewage”, “domestic wastewater” och “municipal wastewater” kombinerades med termer som “membrane filtration”, “microfiltration” och “reverse osmosis”. Sökningar gjordes både enskilt av IVL och med vägledning av KTHs ämnesspecialister i olika databaser (CAPLUS, COMPENDEX, ASFA och ENVIROLINE) med täckning över ett mycket stort antal tidskrifter, konferenser mm. Generella sökningar gjordes även på internet, i allmänna sökmotorer, bland membrantillverkare och ”Membrane Online” – där länkar finns till många olika aktörer inom membranbehandling. Utifrån det funna materialet, cirka 450 titlar, riktades den fortsatta litteraturstudien in mot de aktuella förutsättningarna och det material som bedömdes kunna vara av intresse, omkring 40 titlar, beställdes hem. Dessutom har sökningar gjorts bland patent världen över, men utan några intressanta fynd.

Det visade sig vara skralt med litteratur över membranfiltrering av obehandlat kommunalt avloppsvatten – i de flesta fall handlade det istället om kombinationer av behandlingsmetoder baserade på biologisk nedbrytning, där mikrofiltrering till exempel

utgjorde en delprocess i en aktivslamanläggning eller där omvänd osmos används som polersteg efter biologiskt behandlat avloppsvatten för att ytterligare höja kvaliteten på det utgående avloppsvattnet.

## 2. Målsättning

Målet med hela projektet är att hitta nya innovativa metoder och processlösningar för att rena avloppsvattnet från Hammarby sjöstad. Kraven på reningen är höga; för halterna i det utgående vattnet gäller för total-kväve max 6 mg/l och för fosfor max 0,15 mg/l. Dessutom ställs kravet att 70% av det inkommande kvävet och 95% (75% som delmål) av fosfor ska kunna återföras till jordbruket i en acceptabel form. Valet av processlösningar ska göras utifrån ett livscykelperspektiv där faktorer som resursförbrukning; energi och kemikalier ska spela in.

## 3. Tänkbara koncept

Utifrån litteraturen har inga fullständiga konceptlösningar kunnat utformas, eftersom inga kompletta motsvarigheter har kunnat hittas, där membranteknik utgjort stommen i hela reningsprocessen och motsvarande krav ställts på både utgående vatten och ”biprodukter”. Vid utformandet av konceptlösning har istället olika delsteg lagts in och med hjälp av uppgifter om avskiljningsgrader mm har flera processlösningar modellerats fram. För de tänkbara lösningarna har modeller och beräkningar gjorts, för att försöka hitta den bästa möjligheten att nå de uppsatta målen och utsläppskraven. Utgångspunkten har varit att ta fram så värdefulla produkter som möjligt, vilket bland annat ställer krav på separation av ammonium från övriga lösta salter.

Membranteknik används för att koncentrera upp lösningarna så långt det är ekonomiskt möjligt, för att sedan behandla de betydligt mindre mängderna koncentrat med andra metoder för att kunna få ut attraktiva produkter till exempel till jordbruket. Uppgifterna för de olika delstegen har baserats på data funnen i litteratur samt på egna erfarenheter.

### 3.1 Exemplet Australien

Ett exempel har hittats där primärt avloppsvatten behandlats med endast membranteknik i laborieförsök under nio månader i Australien (ref. 1). Det inkommande avloppsvattnet behandlas i tre steg. Inledningsvis silas vattnet med roterande stålsilar (200 µm) för att skilja av fibrer och större partiklar samt en del (25%) fett och olja. Därefter mikrofiltreras vattnet med Memcor hålfibermembran av polypropylen (0,2 µm), varvid huvuddelen av suspenderat material och en del BOD avskiljs. Det mikrofiltrerade avloppsvattnet behandlas vidare med omvänd osmos (RO) för att kunna

återanvändas i industriella processer. I försöken har man testat membran av både cellulosa acetat och polyamid och försöken är genomförda vid tryck mellan 8-16 bar. Flödet är beroende av trycket över anläggningen och varierar mellan 12-24 l/m<sup>2</sup>/hr. Resultaten är lovande, då mycket höga avskiljningsgrader uppnåddes i omvänd-osmossteget och fouling inte utgjorde något betydande hinder. Halterna i det ingående vattnet och efter de ingående reningstegen redovisas i tabell 1 nedan.

Tabell 1. Halter (mg/l) av olika ämnen i de olika delstegen hos anläggningen i Australien.

	Inkommande:	<i>Jfr. inkommande H-by sjöstad</i>	Mikrofiltrat:	RO- permeat:
BOD	270	470	93	2
Susp.	269	400	<2	
Amm.-N	40	87 ( <i>N-tot</i> )	39	2,5
Tot-P	11,2	13	9,1	0,1

Artikelförfattarna redogör dock inte för vidare behandling av uppkomna slam- och koncentratströmmar (ref.1).

### 3.2 Exemplet Lund

I ett annat exempel har ett avloppsvatten, främst bestående av urin från en grisfarm behandlats med omvänd osmos med goda resultat. I det fallet var det dock fråga om ett betydligt mer koncentrerat vatten (se tabell 2) med delvis annat innehåll. Förbehandlingen i detta fall bestod endast av filtrering med 30 resp. 100 µm i flatbäddsfiler. Vid RO-behandlingen användes tubmembran av polyamid, AFC 99 från PCI Membrane Systems. Vid varje försök användes 100-150 l, flödes hastigheten varierade mellan 2-4 m/s och temperaturen hölls under 30°C. Flödet gynnas av hög temperatur, men vid höga temperaturer avgår ammoniak i högre utsträckning. Flödet reducerades inledningsvis, troligen beroende på att organiskt material lagrades på membranytan, men låg sedan tämligen stabilt under försökets gång cirka 20 l/m<sup>2</sup>, h. Retentionen av närsalter, COD och TS var över 99% förutom för ammoniak där retentionen låg mellan 93-97%. Vid lägre pH-värden var dock retentionen av ammoniak högre. För att öka retentionen av ammoniak under försöken sänktes pH, men det visade sig vara svårt på grund av vattnets starkt buffrande effekt. Artikelförfattarna förordar istället en efterbehandling, till exempel skrubber för att sänka ammoniakhalten ytterligare i utgående vatten. Fouling tycktes inte utgöra något stort problem under

försöken; renvattenfluxet efter försöket var nästintill lika bra som före försöken. Volymen avloppsvatten reducerades i försöken med 80% (=VRF 5) (ref.2).

Tabell 2 Halter i in- och utgående vatten vid RO-behandling av urin och avloppsvatten från grisfarm, mg/l (ref 2).

	In:	Permeat:	(jfr H-by in)
Tot-N	1050	42	90
Tot-P	60	0,02	13
COD	8850	39	560

### 3.3 Beskrivning av ingående delprocesser

#### 3.3.1 Förbehandling

Det inkommande avloppsvattnet har innan membranbehandlingslinjen genomgått ett galler och ett sandfång, där de största partiklarna avskiljts. Det orenade vattnet innehåller dock ännu stora mängder partiklar och behöver försedimenteras eller silas innan vidare behandling för att inte orsaka problem vid mikrofiltreringen.

Olika metoder finns som skulle kunna fungera i detta sammanhang. I ett fall användes roterande stålskivor, med 200 µm hål som framgångsrik förbehandling innan det primära avloppsvattnet mikrofiltrerades. Behandlingen reducerade mängden suspenderat material, olja och fett med 25% (ref.1).

#### 3.3.2 Mikrofiltrering

Vid mikrofiltrering avskiljs huvudsakligen partiklar och suspenderat material. Här avskiljs även merparten av de bakterier som finns i avloppsvattnet. Mikrofiltrering kan vara ett viktigt steg inför omvänd osmos-behandling, då RO-membranen är känsliga för igensättning (sk fouling och scaling).

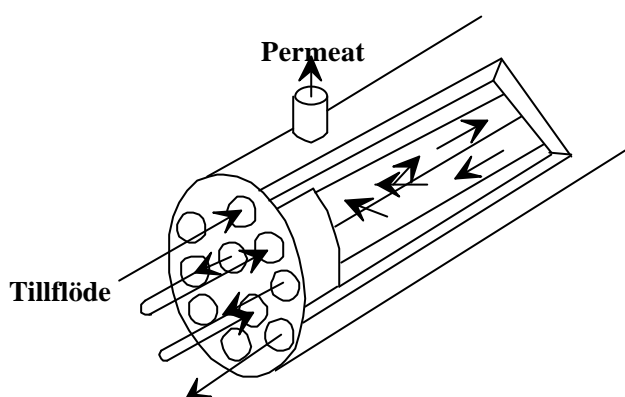
Många exempel finns där mikrofiltrering används som behandlingssteg vid rening av kommunalt avloppsvatten, både vid filtrering av primärt avloppsvatten eller i kombination med andra behandlingsmetoder såsom biologi - så kallade membranbioreaktorer (MBR) - som är ett koncept på frammarsch.



Flera varianter av mikrofiltrering förekommer – en mängd olika material och designer förekommer, för delvis skiljande applikationer, vanligast är cross-flow-filtrering i tub- eller hollow-fiber-membran (ref.3-15).

### 3.3.2.1 Tubmembran

Ett tubmembran är uppbyggt av "rör" (6-25mm) av syntetiskt material, där vattnet och mindre molekyler går igenom porer i materialet medan större molekyler och partiklar avskiljs (se figur 2). Tubmembran kräver lite större utrymme än hålfibermembran och tuberna är kopplade i serie.



Figur 2. Principskiss över membranmodul med tubmembran.

### 3.3.2.2 Hålfibermembran

Hålfibermembran, sk "hollow fibers" är uppbyggda av långa smala spagetti-liknande ihåliga fibrer eller "rör", där vattnet filtreras genom porer på fiberytan vanligen inifrån och ut, men motsatt riktning förekommer också (ref 14). Denna typ av membran är i grunden uppbyggda enligt samma princip som tubmembran (se ovan), med skillnaden att "rören" här är smalare (0,5-2mm), är parallellkopplade och ligger tätt sammanpackade. På detta sätt uppnås en större yta per volymenhet och blir då mindre utrymmeskrävande. (ref. 1, 7- 8, 14-15, 35, 37, 40).

I ett fall har mikrofiltrering av hålfibertyp använts som enda behandlingsmetod vid behandlingen av primärt avloppsvatten. Det gällde då ett avloppsvatten från en septic tank. Vattnet silades inledningsvis genom en 0,5 mm sil innan det mikrofiltrerades med hålfibermembran med porstorleken 0,1  $\mu\text{m}$ . Avskiljningsgraden var god för såväl organiskt material (BOD 93%) såväl som suspenderat material (99,8%). Genom att med jämna mellanrum minska ner trycket över anläggningen uppnådde man en backspolningseffekt som innebar en viss rengöring och anläggningen kunde köras i 120 dagar utan rengöring (ref.7).

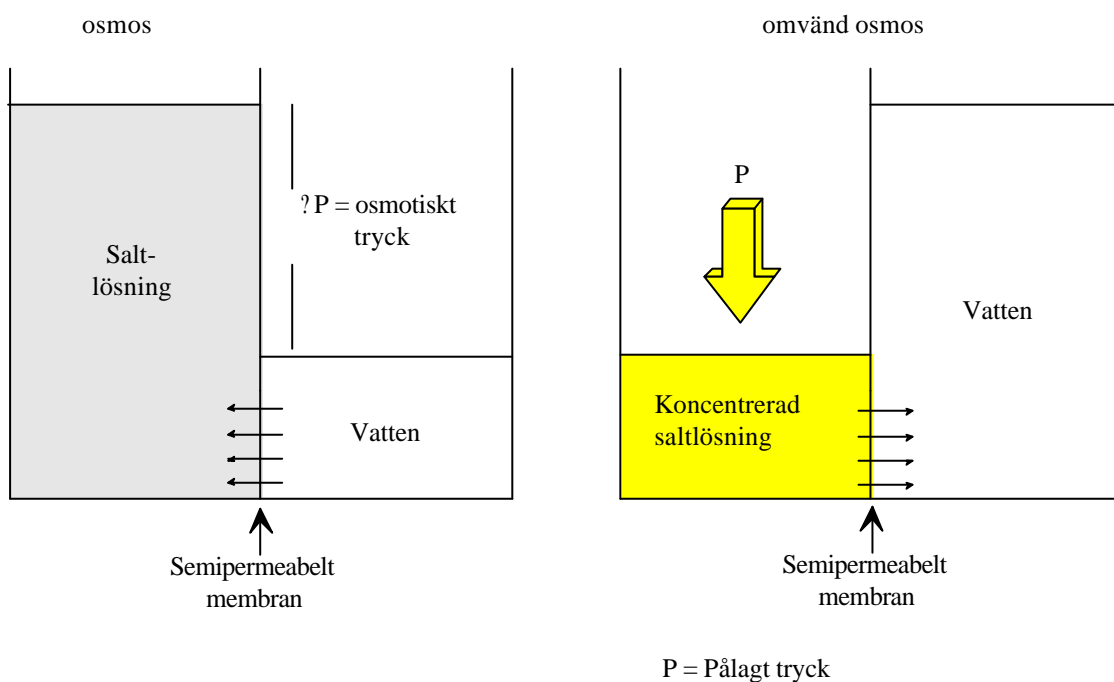
Vid en jämförelse mellan tre olika typer av mikrofilter; hålfiler-, platt-, och tubmembran, alla med samma porstorlek (0,2 µm) visade sig hålfibermembranet ha den bästa avskiljningen av fosfor, samt vara mest energieffektiv (ref .8).

### **3.3.2.3      *Keramiska membran***

Keramiska membran är uppbyggda av ett poröst oorganiskt material. Membranet är cylinderformigt med ett antal kanaler inuti, där det orenade vattnet leds in, för att sedan pressas ut genom porerna i väggarna. Fördelen med keramiska membran är att de är tåliga mot såväl mekanisk påfrestning som kemikalier och höga temperaturer. De har också en lång livslängd. En nackdel är dock att de är dyrare än membran gjorda av organiskt material (ref. 10-11, 15, 39).

### 3.3.3 Omvänd osmos

Omvänd osmos är en behandlingsmetod som blir alltmer attraktiv i takt med att tekniken utvecklas och kraven på rent vatten och bristen på detsamma ökar. Ännu är det mycket ovanligt att använda omvänd osmos som huvudprocess vid reningen av kommunalt avloppsvatten, men ett exempel har kunnat finnas i litteraturen, där försök har utförts i labbskala under nio månader med lovande resultat (se ovan, samt ref 1). Ett flertal exempel har stått att finna där omvänd osmos kombineras med andra behandlingsmetoder, främst biologi, för att ytterligare höja kvaliteten hos det utgående vattnet, som i vissa fall återanvänds som processvatten (ref.16-27 och 34-40). Membranen består av syntetiska material, såsom cellulosa acetat eller polyamid (ref 23-24). Förutsättningen för omvänd osmosfiltrering är att det pålagda arbetstrycket kan övervinna vattnets osmotiska tryck (se figur 3).

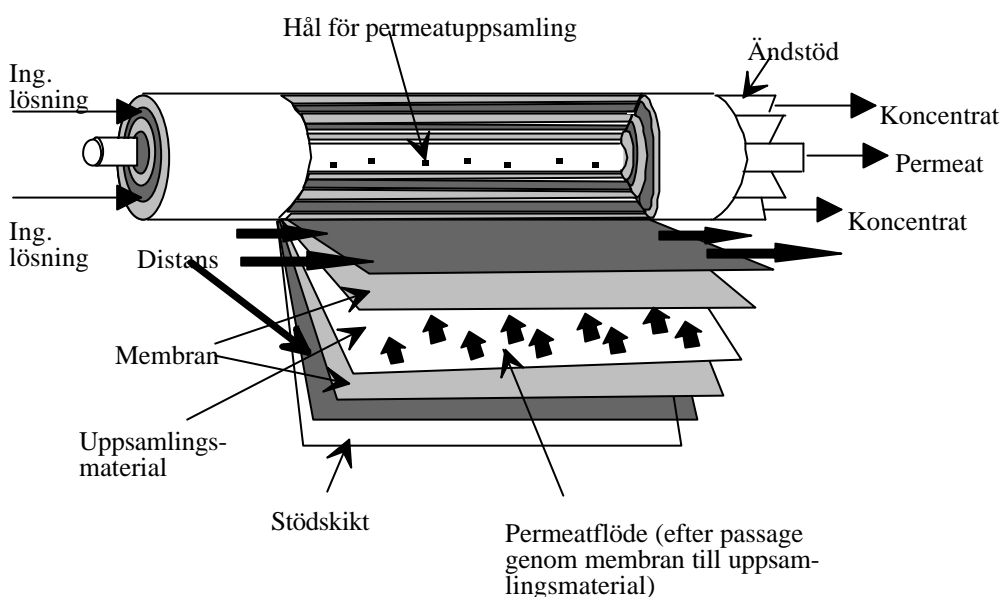


Figur 3. Osmos och omvänd osmos.

Hydrofila membran är att föredra vid behandling av kommunalt avloppsvatten, eftersom de har lägre affinitet för löst organiskt material och risken för igensättning inte är så stor (ref. 16, 35).

### 3.3.3.1 Spirallindade membran

I spirallindade membran uppnås en stor behandlingsyta på liten volymsenhet. Dessa membran lämpar sig bra vid behandling av stora mängder lättbehandlat vatten. Principen för spirallindade membran visas i figur 4 nedan. Problem med igensättning kan uppkomma vid behandling av mer koncentrerade vatten, eftersom det mellan varje lager finns ett litet utrymme (sk spacer eller distans, se figur 4) av skiftande storlek. Spirallindade membran är betydligt billigare per kvm än tub- och plattmembran.

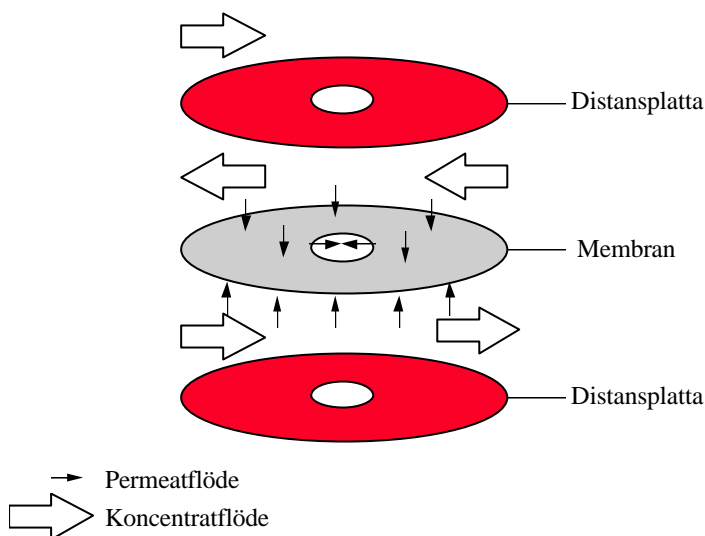


Figur 4. Principskiss över membranmodul med spiralmembran.

### 3.3.3.2 Tub- och plattmembran

I likhet med mikrofilter (se avsnitt 3.1.2.1) finns även omvänd osmos-membran i form av tubformiga membran (se figur 2). Med denna design minskar risken för igensättning jämfört med spirallindade, men en större anläggning krävs.

Plattmembran bygger på samma princip som tubmembran, med skillnaden att plattmembranet är just platt istället för tubformigt (se figur 5). I fråga om kostnad och prestanda är plattmembranen likvärdiga tubmembranen.



Figur 5. Princip för RO med plattmembran.

### 3.3.4 Jonbyte med zeolit

Jonbyte med zeolit som jonbyttarmassa kan användas för att selektivt avskilja ammonium. Då zeolitmassan mättats med ammoniumjoner kan den regenereras med exempelvis svagt alkalisk natriumklorid, varvid en koncentrerad lösning bestående av ammonium och salt erhålls. Ett naturligt zeolitmaterial – clinoptilolit – har prövats under många år och uppges ha en kapacitet på 4,5 mg ammonium-kväve per gram zeolit (ref.43-44).

### 3.3.5 Destillation/avdrivning/indunstning

Ämnen i en lösning kan separeras genom förångning, förutsatt att det är skillnader i deras kokpunkter. Destillation och indunstning är principiellt snarlika tekniker men skiljer sig åt genom att vid destillation är inriktningen att fraktionera upp ämnen efter dess kokpunkt medan avsikten vid indunstning är att kvarhålla ämnen i indunstningsresten/koncentratet. Vid destillation kan sammansättningen / koncentrationen på det uppsamlade destillatet påverkas genom utformningen av destillationskolonnen, antalet steg/bottnar. Vid avdrivning avskiljs ämnen genom att blåsa en luftström genom en lösning. Om jämviktskoncentrationen för ämnet i gasfas är låg medför det en stor erforderlig luftmängd/avdrivningstid.

Ovan angivna tekniker har en stor tillämpning i industriella processer. Indunstning har dock på senare tid börjat att tillämpas alltmer vid behandling av industriella avlopp, men vi har ej hittat några referenser i samband med kommunal avloppsvattenrening.

Däremot finns det ett flertal exempel på avskiljning av ammonium genom förångning/strippning. Vid en jämförelse av olika avdrivningstekniker för behandling av rejektvatten, (ref.45) konstaterades att strippning med luft var billigast men att en destillation skulle kunna vara tillämpbar om man har tillgång på billig ånga. Vid strippning absorberar man ammoniak i exempelvis svavelsyra, medan man vid en destillation kan kondensera ut en ammoniaklösning.

### 3.4 Val av processlösningar

Nedan presenteras tre olika alternativa lösningar som baseras på litteraturen, men främst på egna erfarenheter från ett stort antal försökskörningar för avskiljning av bland annat kväve och fosfor ur avloppsvatten. Alternativ 1b) är en förenkling av alternativ 1a) och innehåller samma processlösning, men vissa delsteg har tagits bort. Avskiljningsgraderna över omvänd osmos-steget är något osäkra, eftersom inga entydiga uppgifter har kunnat hittas i litteraturen och därför skulle några inledande försök i större labbskala vara av stor nytta för utformandet av pilotanläggningen. Det gäller främst avskiljningsförmåga och eventuella foulingproblem över spirallindade respektive tubmembran samt hur långt uppkoncentreringen kan drivas.

#### 3.4.1 Alternativ 1 a)

Principen för alternativ 1 a) framgår av figur 1.

A/ Inkommande vatten försedimenteras och förtjockas. Alternativt kan en grovfiltrering (t ex vakuumtrumfilter) räcka som förbehandling till den efterkommande mikrofiltreringen B.

B/ Dekantatet från A behandlas över en mikrofiltreringsanläggning (MF) för avskiljning av främst suspenderat material (Susp). Detta är en viktigt förbehandling före den efterföljande omvänd osmosanläggningen (RO, C) vilken annars riskerar sättas igen av de suspenderade partiklarna.

C/ Permeatet från MF:n behandlas vidare över omvänd osmos (RO) för avskiljning av BOD (ca 95 %), N (ca 85 %), P (nära 100 %), Susp (100 %), Salt (ca 99 %). Detta är ett av de mer kritiska behandlingsstegen och avskiljningsgraden av BOD respektive N är mycket avgörande. Vidare är volymreduktionsfaktorn (VRF) viktig för hur stegen E (Aerobi), F (anaerobi) och H (destillation) ska dimensioneras. Vi har tyvärr ganska liten förhoppning att finna svaren via litteraturen, varför vi förordar försök i laboratorieskala (ca 200 l försöksvatten) för att bättre kunna dimensionera dessa enheter.

D/ Då vi inte tror att RO-behandlingen förmår avskilja N i tillräcklig omfattning, bör troligen RO-permeatet behandlas över jonbyte i form av zeolit. Relativt de applikationer

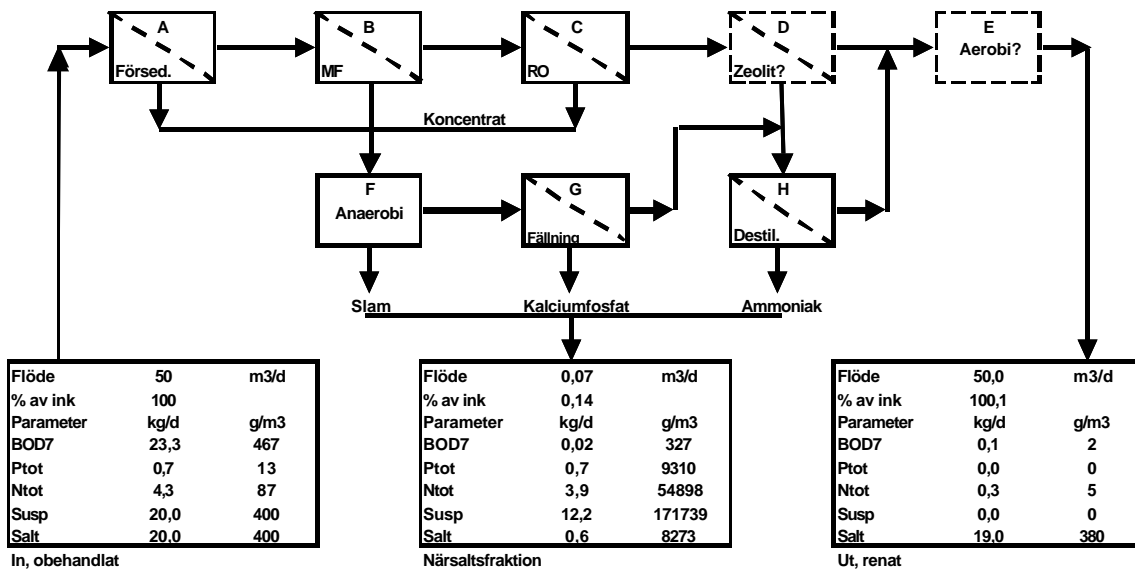
som oftast går att återfinna i litteraturen kommer denna zeolitapplikation att i relativt ringa omfattning belastas med andra salter än ammonium. Detta ger förutsättningar för relativt god koncentreringsfaktor av N över zeoliten. Eluatet från regenereringen av zeoliten med svagt alkalisk natriumklorid innehåller ca 1 g/l ammonium och blandas med inkommande vatten före destillationen. *Det är dock osäkert om denna zeolitbehandling är nödvändig. Detta avgörs helt av avskiljningsgraden över omvänd osmoseget (C).*

E/ Denna lågbelastade aerobi (BOD-belastning ca 22 mg/l) används för att minska BOD i utgående vatten. Med tanke på den låga belastningen, är reduktionsgraden av N inte tillräcklig för att nedbringa RO-permeatets restkoncentration av N (ca 12 mg/l) i tillräcklig omfattning. Detta är anledningen till att ett zeolitsteg (D) lagts in mellan RO:n (C) och aerobin (E). *Det är dock osäkert om denna aerobibehandling är nödvändig. Detta avgörs helt av avskiljningsgraden över omvänd osmoseget (C).*

F/ Anaerobin behandlar koncentratet från försedimenteringen A, mikrofiltreringen B och RO:n C. Den totala volymen på dessa koncentrat är ca 5 % av inkommande volym. Denna låga volymsandel är gynnsam för anaerobin. BOD-halten i inkommande koncentratet till anaerobin är ca 9000 mg/l och N-halten 1600 mg/l. Behandlingen beräknas nedbringa BOD:n till ca 60 mg/l.

G/ Fosfat i rejektet från rötningen fälls genom tillsats av kalciumhydroxid och därefter avskiljs slammet (från rötningen samt fällning med kalk). Härvid beräknas nära nog allt fosfor avskiljas. Mindre mängder N hamnar också i slammet (ca 4 v-%). Kalciumhydroxid tillsatsen höjer också pH, varvid ammonium överförs till lättflyktig ammoniak.

H/ För att separera ammoniak används destillation (eventuellt vakumdestillation). Volymen som drivs av är mycket låg, ca 0,01 m<sup>3</sup>/dygn återfinns som destillat. Troligen kommer även lättflyktig BOD (dock inte ättiksyra vid detta pH) att återfinnas i destillatet. Koncentratet blandas med det zeolitbehandlade RO-permetatet och slutbehandlas i aerobin (E).



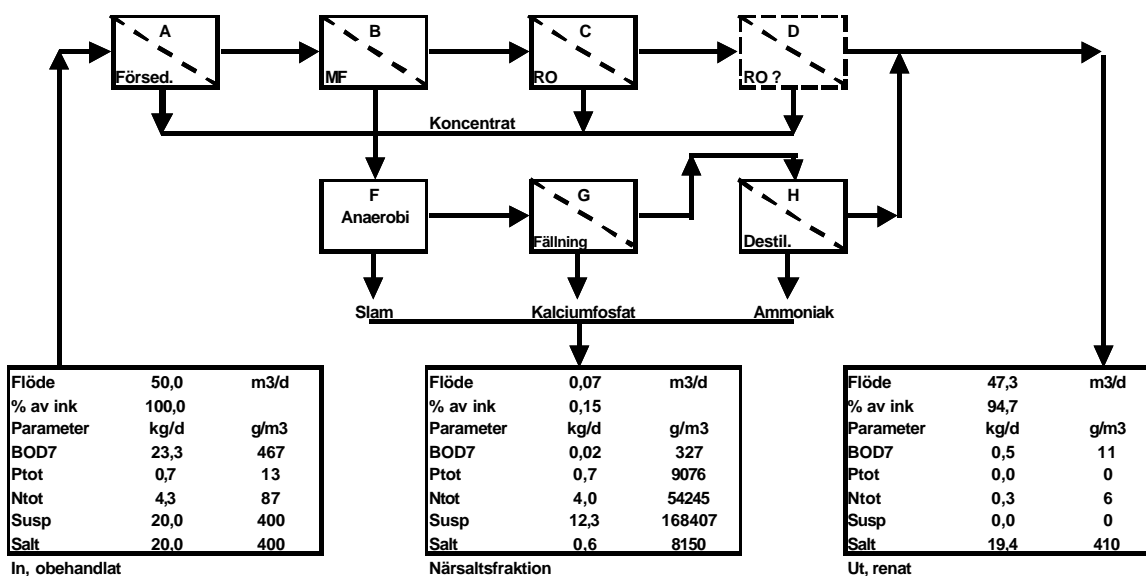
Figur 1: Principen för membranalternativ 1a). De med streckad linje markerade teknikerna kan eventuellt uteslutas (se alternativ 1b). Det är framförallt avskiljningsgraden avseende BOD och kväve över behandlingssteget C (omvänd osmos) som avgör detta. Mer utförligt flödesschema återfinns på [projektplatsen.se](http://projektplatsen.se).

### 3.4.2 Alternativ 1 b)

Alternativ 1b) är i grunden samma koncept som 1a). Skillnaden ligger i att två av de ingående delstegen – zeolit och aerobi - har tagits bort i detta alternativ i förhoppningen att avskiljningsgraden över omvänd osmos-steget är tillräcklig för att uppfylla de ställda kraven på utgående avloppsvatten.







Figur 3: Principen för membranalternativ 2. Den med streckad linje markerade andra omvänd osmos-steget kan eventuellt uteslutas (alternativ 1b). Det är framförallt avskiljningsgraden avseende BOD och kväve över behandlingsteget C (omvänd osmos 1) som avgör detta. Mer utförligt flödesschema återfinns på [projektplatsen.se](http://projektplatsen.se).

### 3.4.4 Alternativ 3

Principen för alternativ 3) framgår av figur 4.

A/ Inkommande vatten behandlas efter grovrening, sandfång och utjämning i med förfällning över en försedimentering. Slammet som avskiljs går vidare till E se nedan.

B/ Förfällt vatten från A behandlas över ett kolfilter. Filterbelastningen dimensioneras till  $5 \text{ m}^3/\text{m}^2, \text{ h}$ . Kolet behöver inte vara aktiverat utan används enbart som filtermaterial för att hålla nere spolvattenflödet. Uppskattad spolvattenmängd ca 5% av inkommande flöde. Kravet efter filtret är att partikelstorleken inte överskrider 10 mikrometer. Spolvattnet från filtret leds tillbaka till inloppet.

C/ Filtratet från B leds till RO-anläggningen. Permeatet från RO:n leds till recipienten. Den totala avskiljningen över hela anläggningen beräknas till BOD ca 95 %, N ca 95 %, P 100 %, Susp 100 %, Salt ca 95 %. För RO:n har ett vattenutbyte: RC 80 % dvs.5 ggr uppkoncentrering(VRF 5) antagits. RC bestämmer reduktionen: RD (retention beräknad mot tilloppet) vid en given rejektion: RJ (retention räknat över membranet). Med föreliggande filtersteg före RO:n förhindras "fouling" av membranet(igensättning av elementet). Med RC 80 % minskas risken för "scaling"(utfällning av kalciumkarbonat).

Vidare föreslås intermittent drift för att under osmosen lyfta av polarisationsskiktet och undvika behovet av rengöringskemikalier.

Stockholmsdricksvattens koncentration av kalcium är 32 mg/l som ökar till 160 mg/l (5 ggrs uppkoncentrering) vid  $R_{cmax}$  80 %

Reduktion: RD m.a.p. N-tot har satts till 95 % under förutsättning att andelen ammonium överväger ammoniak. Med en högre andel ammoniak minskar reduktionen av N p g a att ammoniak diffunderar igenom membranet. Rejektionen: RJ av nitrat resp nitrit är högre än för ammonium (har uppmätts till 99,8 %)

D/ Koncentratet efter RO:n leds till en indunstningsanläggning där fortsatt uppkoncentrering sker. Vi antar att uppkoncentrering kan ske till en faktor 10 utan att större energimängder krävs. Indunstningsresten antas till 2 % av tilloppet. Denna fraktion kan vid en ev vidarebehandling omvandlas till pulver i Kristallisatör alternativt slam pellets tillsammans med avvattnat slam. Koncentratet är i detta alternativ tänkt att tillföras åkermark efter ca 6 månaders lagring. Lagring sker lokalt i bassäng.

En parameter som är osäker att beräkna är vart fraktionen med lättflyktiga organiska ämnen tar vägen vid indunstning.

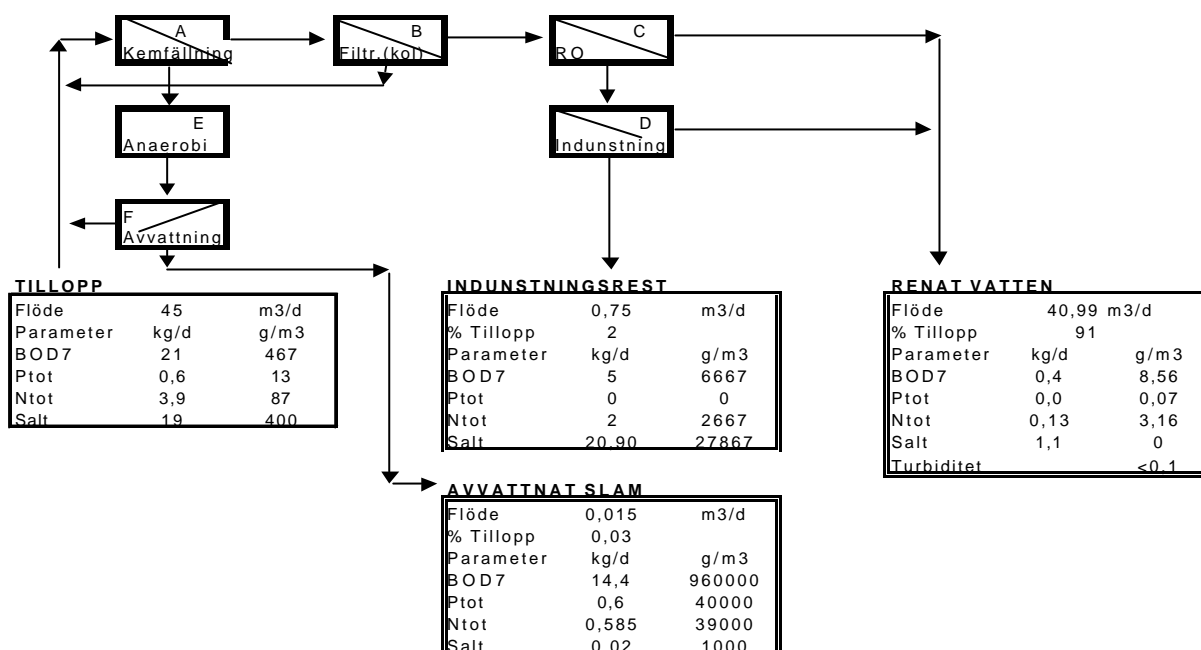
Villkor för N-tot i Indunstningsrest är att Rejektets andel av ammoniak är lågt p.g.a. att ammoniak diffunderar genom membranet ev kan det krävas pH-justering för att undvika ammoniak avgång i kondensatet.

E/ Anaerobin behandlar primär- och kemsam från försedimenteringen

F/ Efter rötningen avvattnas slammet i en centrifug eller liknande

Innan en ev anläggning byggs bör förförsök utföras där bl a följande frågor besvaras.

- a) Försök med ett standard membranelement för att belägga förutsättningarna som förslaget grundas på
- b) Tilloppsvatten är kolfiltrat av Hammarby-Sjöstads avloppsvatten
- c) Intermittent drift: 15 minuters drifttid och 5 minuters paustid med bestämning av kortaste paustiden
- d) RC 80 % & livslängd
- e) RD och RJ för olika N-fraktioner
- f) RD och RJ för BOD
- g) RD och RJ för K, Mg, tungmetaller



Figur 4: Membranalternativ 3. Mer utförligt flödesschema återfinns i på projektplatsen.se.

## 3.5 Kostnader och energiåtgång

### 3.5.1 Allmänt

Grova uppskattningar av kostnader och energiåtgång för de olika alternativen och deras ingående delprocesser har försökt tas fram för att få en uppfattning om storleksordningen. Observeras bör att uppgifterna är mycket grovt tillyxade och är främst avsedda för att kunna jämföra de olika alternativen sinsemellan och att i stora drag kunna avgöra vilka delprocesser som bär de största kostnaderna och energibehoven.

### 3.5.2 Investeringskostnader för Alt 1-3

I uppställningen nedan redovisas investeringskostnaden för de fyra alternativen (dimensionerat för 300 pe). Beräkningsgrunderna visas i sin helhet i bilaga 2.

Alt 1 a)	7.800 000 SEK
Alt 1 b)	7.100 000 SEK
Alt 2)	8.000 000 SEK
Alt 3)	9.200 000 SEK

I beräkningarna ingår ett antal bedömningar av delkostnader för resp alternativ.

Exempelvis har kostnaden för El & Styr uppskattats till 30 % av övriga anläggningskostnader. På detta har lagts en post för oförutsett och ospecificerat på 30%.

Övriga kostnader (projektledning, projektering, bygglösning m.m.) har antagits till 20 % av den totala anläggningskostnaden.

Den enskilt största kostnadsposten är rötningsanläggningen för slam, vilken är uppskattad till 1,2 MKr. Hela slamhanteringsdelen motsvarar ca 60% av investeringskostnaden.

Vidare kan konstateras att investeringskostnaden inte är proportionell mot flödet, vilket medför att bygga anläggningen i mindre skala inte ger motsvarande kostnadsminskning i förhållande till anläggningens flödeskapacitet. Frågan är i stället om slamhanteringen ska byggas eller inte.

### 3.5.3 Driftkostnader

Beräkning av driftkostnaderna ger följande resultat:

El(240 kWh/d, 0,50 Kr/kWh)	120 kr/d
Kemikalier (fällning, polymer, kalk, syra)	20 kr/d
Utbyte av membran (20.000 kr/år)	55 kr/d
Kvittblivning av slam m.m. (200 kr/m <sup>3</sup> )	15 kr/d
Underhåll ( 1% av investering)	200 kr/d
<u>Tillsyn och skötsel (2 timmar/d, 350 kr/h)</u>	<u>700 kr/d</u>
Summa	1 110 kr/d

Utslaget per inkommande m<sup>3</sup> avloppsvatten blir driftskostnaden ca 22 kr/m<sup>3</sup>.

### 3.5.4 Kostnader för en fullskaleanläggning

Att bygga en fullskaleanläggning för ca 20.000 pe kostar grovt räknat ca 40-50 MKr.

### 3.5.5 Energiåtgång

Energiåtgången för de olika delstegen har uppskattats grovt för att ge en indikation på var energiåtgången är som störst. En uppskattning av anslutningseffekter för de olika teknikerna har gjorts utifrån energiförbrukning i fullskala.

Sandfång	0,5 kW
Pumpning	1 kW
Förfilter	2 kW
RO	2 kW

Rötkammare	3 kW
Destillation	3 kW
Summa	11,5 kW

Energiåtgången vid behandling av 2 m<sup>3</sup>/h blir i så fall ca. 6 kWh/m<sup>3</sup> Den verkliga energiförbrukningen kommer dock att bli högre i pilotskala.

## 4. Slutsatser och kommentarer

Membranbehandling av kommunalt avloppsvatten är en ny företeelse och ännu finns det ont om dokumentationer på området. Ett dokumenterat exempel från en anläggning i Australien visar dock på goda möjligheter att uppnå bra resultat med membranteknik (ref 1). Eftersom kraven på reningen ständigt ökar kan man vänta sig en stark ökning av membranteknik även i dessa sammanhang.

Processlösningarna ovan är våra huvudalternativ inför utformandet av pilotanläggningen vid Hammarby Sjöstadsverkets membranlinje. Att vi valt att presentera flera olika alternativ beror främst på osäkerheter avseende avskiljningsgrader i omvänd-osmossteget.

Inför upphandlingen av pilotanläggningen skulle vi vara mycket betjänta av att utföra några inledande försök i större labbskala, där ett par olika RO-membran testkörs på det aktuella vattnet eller motsvarande för att verifiera avskiljningsgraderna av BOD och kväve. Valet av processlösning kan sedan styras av dessa försök, då de kan ge en fingervisning om huruvida givna krav på utgående vatten uppnås redan med alternativ 1b och 3 eller om ytterligare polerstep behövs (se alternativ 1a eller 2).

## 5. Referenser

1. Heath L "Environment technology case studies directory – Membrane technology for waste water reuse" Water research foundation of Australia. (1996) [www.eidn.com.au/membrane.html](http://www.eidn.com.au/membrane.html)
2. Thörneby L, Persson K, Trägårdh G "Treatment of liquid effluents from diary cattle and pigs using reverse osmosis" J. Agric. Engng. Res. (1999) 73, 159-170

### **Microfiltration**

3. Gosling P, Brown D. "Membranes for sewage treatment: the reality" Wat. Sci. Tech. (1993) 27, 439-447

4. del Pino M, Durham B "Wastewater reuse through dual-membrane processes: opportunities for sustainable water resources" *Desalination* (1999) 124, 271-277
5. Ohle P, Brands E. "Mambrantechnologie zur Behandlung kommunalen Abwassers" *Wasserwirtsch. Wassertech.* (1999) 4, 17-21
6. Okada T, Oba O "Recycling of waste water from buildings by application of membrane technology" *Desalination* (1994) 98, 225-241
7. Ahn K-H, Song K-G. "Treatment of domestic wastewater using microfiltration for reuse of wastewater" *Desalination* (1999) 126, 7-14
8. Dittrich J, Gnirss R, Peter-Fröhlich A, Sarfert F "Microfiltration of municipal wastewater for disinfection and advanced phosphorous removal" *Wat Sci Tech* (1996) 34, 125-131
9. Gnirss R, Dittrich J. "Microfiltration of municipal wastewater for disinfection and advanced phosphorous removal: results from trials with different small-scale pilot plants" *Water Environ. Res.* (2000) 72, 602-609
10. Gan Q, Allen S J. "Crossflow microfiltration of a primary sewage effluent – solids retention efficiency and flux enhancement" *J. Chem. Technol. Biotechnol.* (1999) 74, 693-699
11. Gan Q "Evaluation of solids reduction and backflush technique in crossflow microfiltration of a primary sewage effluent" *Resources, conservation and recycling* (1999) 27, 9-14
12. Threlfall D. "Ceramic membrane microfiltration in the treatment of domestic sewage – pretreatment to reverse osmosis" *Off. Proc. – Int. Water Conf.* (1999) 60<sup>th</sup>, 154-159
13. Patel M V, Leslie G, Yanguba J, Pirbazari M, Ersever I "Options for treatment and disposal of residuals produced by membrane processes in the reclamation of municipal wastewater" *AWWA Membr. Technol. Conf. Proc.* (1999) 75-84
14. Leslie G L, Dunivin W R, Gabillet P, Conklin S R, Mills W R, Sudak R G. "Pilot testing of microfiltration and ultrafiltration upstream of reverse osmosis during reclamation of municipal wastewater" *Water Supply Puzzle: How Does Desalting Fit In?*, *Bienn. Conf. Expo.* (1996) 29-42
15. Kachalsky P E, Lowell A, Masterson T. "Membrane filtration of sewage treatment plant effluent" *Proc. –Membr. Technol. Conf.* (1995) 517-563

### **Reverse osmosis**

16. Abdel-Jawad M, Ebrahim S, Al-Tabtabaei M, Al-Shammari S. "Advanced technologies for municipal wastewater purification: technical and economic assessment" *Desalination* (1999) 124, 251-256
17. Bilstad T. "Nitrogen separation from domestic wastewater by reverse osmosis" *J. Membr. Sci.* (1995) 102, 93-102
18. Argo D G. "Wastewater reclamation by reverse osmosis" *J Water Pollut Control Fed* (1979) v 51 n 3 pt 1 Mar, 590-600
19. Ghabris A H, Abdel-Jahwad M, Aly G S "Municipal wastewater renovation by reverse osmosis – state of the art" *Desalination* (1989) 75, 213-240
20. Threlfall D "Wastewater reclamation case studies, the benefits of outsourced membrane systems" *Spec. Publ. – R. Soc. Chem.* (2000) 184-189
21. Sadr Ghayeni S B, Madaeni S S, Fane A G, Schneider R P. "Aspects of microfiltration and reverse osmosis in municipal wastewater reuse" *Desalination* (1996) 106, 25-29
22. Stenstrom M K "Improvement of reverse osmosis for municipal wastewater reclamation through pretreatment" *WSIA J* (1983) vol. 10, 1-18
23. Taylor R T. "Wastewater reclamation by outsourced membrane systems" *Off. Proc. – Int. Water Conf.* (1998) 59<sup>th</sup>, 442-450
24. Wilf M, Gerard R H. "Application of reverse osmosis technology for water reclamation" *Recents Prog. Genie Procedes* (1992) 6, 39-46
25. Shibata T, Toma H. "Development of reverse osmosis membrane process for advanced treatment of wastewater" *Nippon Steel Technical Report n 70* (1996) 77-87
26. Wojcik C K, Lopez J G, McCutchan J W. "Renovation of municipal wastewater by reverse osmosis a case study" *Water Reuse Symp. Proc.* (1979) Vol 2, 1614-1626
27. Murayama Y, Inoue G, Yamagata M, Fujioka M, Tachibana M, Shibanoki S, Yamada M "Advanced treatment of secondary sewage effluent by membrane process" *Proc. Aust. Water Wastewater Assoc. Int. Conv.* (1985) 85-92



**MBR/biologi**

28. Judd S (+Wilks S) "Novel sMBR for the treatment of raw sewage" *Filtr. Sep.* (2000) 37 (8) 34-36
29. Gunder B, Krauth K. "Replacement of secondary clarification by membrane separation – results with plate and hollow fibre modules" *Water Science and Technology* (1998) 38, 383-393
30. Xing C H, Tardieu E, Quian Y, Wen X H "Ultrafiltration membrane bioreactor for urban wastewater reclamation" *J. Membr. Sci.* (2000) 177, 73-82
31. Mourato D, Behman H, McGinn G "The Zenogem process for municipal sewage treatment plant upgrades" *Proc. – WEFTEC '96, Annu. Conf. Expo., 69<sup>th</sup>* (1996) Vol 5, 475-486
32. Guender B, Krauth K "Einsatz der Membrantrenntechnik bei Kleinkläranlagen" *Ber. Wasserguete- Abfallwirtsch. Tech. Univ. Muenchen* (1998) 138, 105-129
33. Wagner J, Rosenwinkel K H. "Praktische Probleme beim Einsatz der Membrantechnik" *Hamb. Ber. Siedlungswasserwirtsch.* (1999) 28, 33-47

**Flera tekniker kombinerade**

34. Rautenbach R, Vossenkaul K, Linn T, Katz T "Waste water treatment by membrane processes – New development in ultrafiltration, nanofiltration and reverse osmosis" *Desalination* (1996) 108, 247-253
35. Wilf M, Alt S "Application of low fouling RO membrane elements for reclamation of municipal wastewater" *Desalination* (2000) 132, 11-19
36. Masson M, Deans G: "Membrane filtration and reverse osmosis purification of sewage: secondary effluent for re-use at Eraring Power station" *Desalination* (1996) 106, 11-15
37. Leslie G L, Patel M V, Norman J E, Dunivin W R, Martin E M, Sudak R G. "Microporous membrane pretreatment options for reverse osmosis in municipal wastewater reclamation applications" *AWWA Membr. Technol. Conf. Proc.* (1999) 355-363
38. Vigneswaran D, Ngo H H. "Technologies for domestic wastewater treatment and reuse" *Water Manage. Purif. Conserv. Arid Clim.* (2000) Vol 3, 123-151

39. Della Corna L V, Filson J L. "Microfiltration of Title 22 water with ceramic membranes as pretreatment to reverse osmosis" Off. Proc. – Int. Water Conf. (1997) 58<sup>th</sup>, 228-232
40. Leveessque S, Bowen P T, Daily J. "Membrane treatment of secondary effluent for water reclamation – performance" Water Reuse Conf. Proc. (1998) 547-557

### **Ultrafilter**

41. Magara Y, Itoh M. "Effect of operational factors on solid/liquid separation by ultra-membrane filtration in a biological denitrification system for collected human excreta treatment plants." Water science and technology (1991) v 23 n 7-9, 1583-1590
42. Jarusutthirak C, Amy G L "Influence of wastewater secondary effluent on NF and UF membrane filtration" Abstr. Pap. Am. Chem. Soc. (2000) 220<sup>th</sup> ENVR-044

### **Zeolite**

43. Ratanatamskul C, Chiemchaisri C, Yamamoto K "The use of a zeolite-iron column for residual ammonia and phosphorus removal in the effluent from a membrane process as an on-site small-scale domestic wastewater treatment" Wat. Sci. Tech. (1995) 31, 145-152
44. Booker N A, Cooney E L, Priestley A J "Ammonia removal from sewage using natural Australian zeolite" Water Sci. Techn. (1996) 34:9, 17-24

### **Kväveavdrivning**

45. Siegrist H "Nitrogen removal from digester supernatant – comparison of chemical and biological methods" Water Sci. Techn. (1996) 34:1-2, 399-406

Tibor Nemeth

## Bilaga 1

### REVERSE OSMOSIS SYSTEMS PARAMETERS AFFECTING RO MEMBRANE PERFORMANCE

#### Osmosis

Osmosis is involving fluid flow across a semipermeable membrane barrier. It is selective in the sense that the solvent passes through the membrane at a faster rate than the dissolved solids, viz. the ions & molecules. The direction of solvent flow is determined by its chemical potential, which is a function of pressure, temperature, and concentration of dissolved salts and ions. Pure water in contact with both sides of an ideal semipermeable membrane at equal pressure and temperature has no net flow across the membrane because the chemical potential is equal on both sides. If a soluble salt is added on one side, the chemical potential of this salt solution is reduced. Osmotic flow from the pure water side across the membrane to the salt solution side will occur until the equilibrium of the chemical potential is restored, see Figure 1.

Equilibrium occurs when the hydrostatic pressure differential resulting from the volume changes on

both sides is equal to the osmotic pressure:  $pO$ . This is a solution property independent of the membrane.

#### Reverse Osmosis: RO

Application of an external pressure to the salt solution, concentrate side equal to the osmotic pressure will also cause equilibrium. Additional pressure will raise the chemical potential of the water in the concentrate and cause a solvent flow to the pure water side, now at a lower solvent chemical potential.

This phenomenon is called reverse osmosis: RO, see Figure 2.

An ideal membrane would allow only pure water to pass through, rejecting 100 % of the dissolved salts / ions and organic molecules at the membrane surface. In actual practice, membranes are not perfect. They allow some passage of ions and low molecular mass organics through their surfaces.

#### RO purifiers

Purified water / permeate is continuously drawn off, and its "contaminants" is removed with the reject (water) / concentrate stream, see Figure 3.

#### PERMEATE PRODUCT STREAM & PERMEATE WATER & PURE WATER & PURIFIED WATER

Purified water is referred to as permeate.

#### REJECT CONCENTRATE STREAM & BRINE

Contains all the rejected "salts"

#### FEED FEED WATER & INFLUENT & INLET WATER & SUPPLY WATER

**Tibor Nemeth**

Water to be purified.

**Osmotic pressure**

Different ions (salts in solution) contribute different osmotic pressure. The osmotic pressure:  $pO$  in diluted solutions is directly proportional to the solute concentration:

$$pO = c * n * R * T$$

where:  $c$  = solute concentration  
 $n$  = the number of independent entities of solute  
 $R$  = gas constant  
 $T$  = the absolute temperature;  $K$  ( $T = t + 273$ )  
 $t$  = temperature;  $^{\circ}C$

Osmotic pressure:  $pO$  in diluted solutions can be calculated from an approximate equation by experimentally measuring molar concentration of all the individual ions in solution:

$$pO = K_0 * T * cF$$

where:  $K_0$  = conversion coefficient  
 $cF$  = concentration;  $mg/l$

The value of the conversion coefficient depends on composition of ions. The lower the molecular mass of involved ions, the higher osmotic pressure and conversion coefficient. If osmotic pressure is expressed in Pa (psi), the value of the conversion coefficient ranges from 0,14 ( $2,0 \cdot 10^{-5}$ ) to 0,28 ( $4,0 \cdot 10^{-5}$ ) for ions of magnesium sulfate and sodium chloride, respectively. A conversion coefficient of 0,24 ( $3,5 \cdot 10^{-5}$ ) is a good approximation for a common composition of brackish water.

$$pO = 8,205 * T * \sum m_i$$

where:  $pO$  = osmotic pressure;  $kPa$  ( $100 kPa = 1 bar$ )  
 $\sum m_i$  = the sum of molalities of all constituents in solution; -

An approximation for the value of osmotic pressure may be made by assuming that 100 mg of solute

(in 1 litre of solution) equals to 6895 Pa or 6,895 kPa (1,0 psi or 0,06895 bar). For example, the osmotic pressure of sodium chloride solution is about 7,929 kPa (1,15 psi) for each 100 mg/l; it is about 4,137 kPa (0,6 psi) of sodium sulfate.

**WATER FLOW**

The rate of water passage or permeate flow:  $qP$  through a semipermeable membrane is defined in equation:

$$qP = K_w * S / d * (pM - pO)$$

where:  $K_w$  = membrane permeability coefficient for water  
 $S$  = membrane area  
 $d$  = membrane thickness  
 $pM$  = hydraulic pressure differential across the membrane  
 $pO$  = osmotic pressure differential across the membrane

This equation is often simplified to:

$$qP = A * pND$$

where  $A$  = a unique constant for each membrane type  
 $pND$  = net driving pressure / force for the mass transfer of water across the membrane.

**FLUX & PERMEATION**

**Tibor Nemeth**

The permeation or flux is the movement of water through the membrane.

The relationship between membrane area and water flow capacity is established by the flux, or flux rate. The flux is the amount of water forced through a given area of membrane during a specific amount of time. It should be expressed in litres in a minute and per square meter, but is usually expressed in gallons per square foot per day or gfd.

**MASS TRANSPORT  
SALT FLOW**

The rate of mass transport or mass flow (salt flow) through the membrane is defined by equation:

$$q_M = K_M * S / d * \Delta c$$

where:  $K_M$  = membrane permeability coefficient for mass transport  
 $S$  = membrane area  
 $d$  = membrane thickness  
 $\Delta c$  = the mass concentration differential across the membrane

This equation is often simplified to:

$$q_M = B * \Delta c$$

where  $B$  = a unique constant for each membrane type  
 $\Delta c$  = driving force for the mass transfer of ions ("salts") across the membrane.

**WATER FLOW & MASS TRANSPORT**

The equations for water flow and mass transport show for a given membrane:

- \* rate of water flow through is proportional to net pressure differential across the membrane
- \* rate of mass flow is proportional to the concentration differential - is independent of applied pressure

The fact that water and ions or molecules have different mass transfer rates through a given membrane creates the phenomena of mass rejection. No membrane is ideal in the sense that it absolutely rejects ions; rather the different transport rates create an apparent rejection.

**PERMEATE SALINITY**

Salinity of the permeate:  $c_P$  depends on the rates of water flow and mass transport rates through reverse osmosis membrane:

$$c_P = q_M / q_P$$

**WATER FLOW & MASS TRANSPORT & PERMEATE SALINITY**

The equations for water flow and mass transport and permeate salinity explain important design considerations in reverse osmosis systems. For example, an increase in operating pressure will increase water flow without changing rate of mass transport, thus resulting in lower permeate salinity.

**VOLUME FLOW**

Balance of flow rate:

$$q_F = q_P + q_R \quad \text{dimension: litres / minute}$$

Conversion factor:

$$\text{GPD} * 3,785412 / 24 / 60 \quad \text{or} \quad \text{GPD} * 0,0026287 \text{ l/minute}$$

**Tibor Nemeth****RECOVERY****PERMEATE RECOVERY RATE & RECOVERY RATIO & WATER EFFICIENCY & CONVERSION**

Recovery or water-efficiency or conversion of water as product / permeate from feed water supply defines the ratio in volume flow rate between permeate and feed or permeate produced from a given volume of feed or specifies the amount of feed required per unit of permeate produced.

Mathematically, the recovery: RC is expressed in equation:

$$\begin{aligned} RC &= 100 * q_P / q_F && \text{dimensionless or \%} \\ RC'' &= q_P / q_F && \text{dimensionless or ratio} \\ &= q_P / (q_P + q_R) \end{aligned}$$

Recovery affects mass transport and product flow. As recovery increases, the concentration of mass on the feed brine side of the membrane increases, which causes an increase in mass transport rate as indicated by the equation describing mass transport. Also, higher concentration in the feed brine solution increases the osmotic pressure, reducing the net driving pressure and consequently reducing the product water flow rate as shown in equation for water flow.

Recovery is a very important parameter in the design and operation of RO systems.

**SHEAR**

Shear is the force created by water moving tangential to the feed-surface of the RO membrane. Shear is the "scrubbing effect" which helps keep the membrane cleaner longer.

**MASS TRANSPORT**

Mass transport:

$$q_F * c_F = q_P * c_P + q_R * c_R \quad \text{dimension: grams / minute}$$

**MASS PASSAGE**

Mass passage is defined as the ratio of mass passed the membrane relative to the amount of mass in feed or brine supplied to the membrane surface during the same period:

$$q_M = 100 * q_P * c_P / q_F * c_F$$

Applying the fundamental equations of water flow and mass transport illustrates some of the basic principles of RO membranes. For example, is an inverse function of pressure, that is the passage increases as applied pressure decreases. This is because reduced pressure decreases permeate flow rate, and hence results in a more diluted solute.

**REJECTION****SALT REJECTION & RETENTION**

Rejection is the opposite of passage. Rejection or mass transport efficiency defines the ratio in mass transport between reject and feed.

Rejection: RJ is defined by equation:

$$\begin{aligned} RJ &= 100 * q_R * c_R / q_F * c_F && \text{dimensionless or \%} \\ &= 100 (1 - q_P * c_P / q_F * c_F) \end{aligned}$$

**Tibor Nemeth**

$$= 100 (1 - RC) * cP / cF$$

Recovery: RC as a function of ratio between concentration in reject: R and feed: F (when rejection: RJ is total, i.e. close to 100 %) is presented below:

Recovery %	Concentration ratio	digits	10 log
5	1,053		
10	1,111		
20	1,25		
30	1,43		
40	1,7		
50	2		
60	2,5		
66,7	3		
70	3,33		
75	4		
80	5		
85	6,7		
90	10	10 <sup>1</sup>	1
92	12,5		
94	16,7		
96	25		
98	50		
99	100	10 <sup>2</sup>	2
99,9	1000	10 <sup>3</sup>	3
99,99	10 000	10 <sup>4</sup>	4
99,999	100 000	10 <sup>5</sup>	5
99,999 9	1000 000	10 <sup>6</sup>	6
99,999 99	10 000 000	10 <sup>7</sup>	7
99,999 999	100 000 000	10 <sup>8</sup>	8
99,999 999 9	1000 000 000	10 <sup>9</sup>	9
99,999 999 99	10 000 000 000	10 <sup>10</sup>	10
99,999 999 999	100 000 000 000	10 <sup>11</sup>	11
99,999 999 999 9	1000 000 000 000	10 <sup>12</sup>	12

**REDUCTION**

Reduction: RD is an easy, simplified calculation instead of rejection, in a similar way as recovery. Usually, only the permeate and feed conductivity are measured.

$$RD = 100 (1 - cP/cF) \quad \text{dimensionless or \%}$$

This expression and term are generally accepted and used in the RO industry, described as rejection.

It is valid at ideal conditions, at very low recovery, i.e. 0 %! but then there are no product water, none permeate at all. Consequently all standard tests are carried through at low recovery, i.e. 5 - 7 %.

The mistake is based on the fact, that instead of the concentration of a specific substance, a surrogate parameter for the "salt", salinity, (total) dissolved solids as the conductivity is measured. The figures for permeate conductivity and feed conductivity is used when the "salt" passage: SP is defined as the ratio of concentration of "salt", i.e.

**Tibor Nemeth**

conductivity on the permeate side of the membrane:  $c_P$  relative to the average feed concentration, i.e. conductivity:  $c_F$ , and expressed mathematically in equation:

$$SP = 100 * c_P / c_F$$

The salt rejection:  $SR$  is the opposite of salt passage, and is defined in equation:

$$SR = 100 - SP$$

The technically correct term rejection should be predestined to mass transport calculations, and reduction as defined above, should be used:

$$RD = SR$$

Reduction is a very simplified calculation, it can be used to characterize one unit or comparing elements when tested under the very same circumstances. In chemical engineering, and in a technical point of view it is indefinable and nonsense depending on that the calculation is made on the concentration just in 1 litre of feed and the same litre as reject, and furthermore the very same litre of permeate! That means the RO membrane is making additional water, much more, twice as much as the input feed.

Rejection is calculated as a function of recovery and at the same reduction.

	$c_F = 1000$ $c_P = 100$ RD = 90,00 %	1000 10 99,00 %	1500 7,5 99,50 %
RC	RJ	RJ	RJ
0	100	100	100
5	99,50	99,95	99,9975
10	99,00	99,90	99,95
20	98,00	99,80	99,90
30			
40	96,00	99,60	99,80
50	95,00	99,50	99,75
60	94,00	99,40	99,70
70			
80	92,00	99,20	99,60
90	91,00	99,10	99,55
100	90,00	99,00	99,50

Reduction is equal to rejection if and only when the recovery is 100 %. In that case all the feed will flow through the membrane, and equal permeate volume is produced, consequently there is no water left to the rejected salts.

Standard tests are carried through under "ideal" conditions, which means at recovery close to 0 %, or the opposite to the grounds for calculating reduction.

Furthermore, rejection is a function of recovery while the figure for reduction remains the same.

The performance at standard test conditions, i.e. ideal conditions (i.e. RC ~ 0 %) should give a rejection in the nearhood of 100 %.

**CONCENTRATION POLARIZATION**

As water flows through the membrane and ions & molecules are rejected by the membrane, a boundary layer is formed near the membrane surface at which the concentration exceeds the salt concentration in the bulk solution. This increase of concentration is called concentration polarization. The effect of concentration polarization



**Tibor Nemeth**

is to reduce actual product water flow rate and rejection versus theoretical estimates. The effects of concentration polarization are as follows:

- \* greater osmotic pressure at the membrane surface than in the bulk:  $\Delta \pi$ , and reduced net driving pressure differential across the membrane:  $\Delta \pi_{ND}$
- \* reduced water flow across membrane, permeate flow:  $q_P$
- \* increased mass transport across the membrane:  $q_M$
- \* increased probability of exceeding solubility of sparingly soluble salts at the membrane surface, and the distinct possibility of precipitation causing membrane scaling.

The concentration polarization factor: CPF can be defined as a ratio of concentration at the

membrane surface:  $c_M$  to bulk concentration:  $c_B$

$$CPF = c_M / c_B$$

An increase in permeate flux will increase the delivery rate of ions to the membrane surface and increase the bulk concentration:  $c_B$

Increase of feed flow increases turbulence and reduces thickness of the high concentration layer near membrane surface. Therefore the concentration polarisation factor is directly proportional to permeate flow and indirectly proportional to average feed flow:  $q_{F_{avg}}$

$$CPF = K_p * \exp(q_P / q_{F_{avg}})$$

where:  $K_p$  = proportionality constant depending of system geometry

Using the arithmetic average of feed and concentrate flow as average feed flow, the CPF can be expressed as a function of permeate recovery rate: RC of the membrane element.

$$CPF = K_p * \exp(2 RC / (2 - RC))$$

The value of the concentration polarization factor of 1,2 which is recommended e.g. Hydranautics limit, corresponds to 18 % permeate recovery (for a 40 " long membrane element).

**CONCENTRATION FACTOR**

Average feed concentration and average osmotic pressure are calculated using the logarithmic mean of the recovery ratio:

$$CF = \ln(1 / (1-RC)) / RC$$

where: CF = concentration factor  
RC = recovery ratio

Concentration factor figures are calculated under net driving pressure.

Confusing is when comparing the concentration factor to the osmotic pressure calculated at the actual recovery, the osmotic pressure are increased in a much higher degree than the concentration factor indicates. The reason to this dissimilarity depends on the concentration factor represents a mean value, when the osmotic pressure is increased from the inlet, across the membrane surface and to the membrane surface at the outlet.

**HYDRAULIC DESIGN**

The problem with the conventional design is that recovery can only be increased at the expense of shear. This is due to the fact that hydraulic pressure alone (the result of a

### Tibor Nemeth

throttling process on supply-water flow across the membrane surfaces) is relied upon to increase flux. This leads to increased fouling of the membranes, often rapidly and irreversibly, since the conventional design cannot clean membranes effectively.

The conventional hydraulic design also often includes multiple arrays of RO modules; elements where the reject stream of the first array is used as the feed for the second array and that of the second as feed for the third...

This is a method of increasing recovery. The membrane elements of the last array tend to foul excessively because of the near-saturated, sometimes super-saturated, levels of scaling factors and dissolved solids, salts. For similar reasons microbiological fouling is always greatest in the array furthest downstream.

Depending on supply-water characteristics, the use of multiple sequential arrays can also lead to a flux profile indicating that the last array may often provide only limited permeate flow, a cost-ineffective use of membrane surface area.

### LOOP

Through variable internal recirculation of supply water within the RO device at a constant, nominal hydraulic pressure relative to the application a high recovery can be established. Shear is not compromised. This **clean-in-place: CIP design** contains an integral CIP mechanism to provide rapid, safe and cost effective cleaning of the RO membranes, eliminating the operational cost attributable to irreversible fouling of the membranes

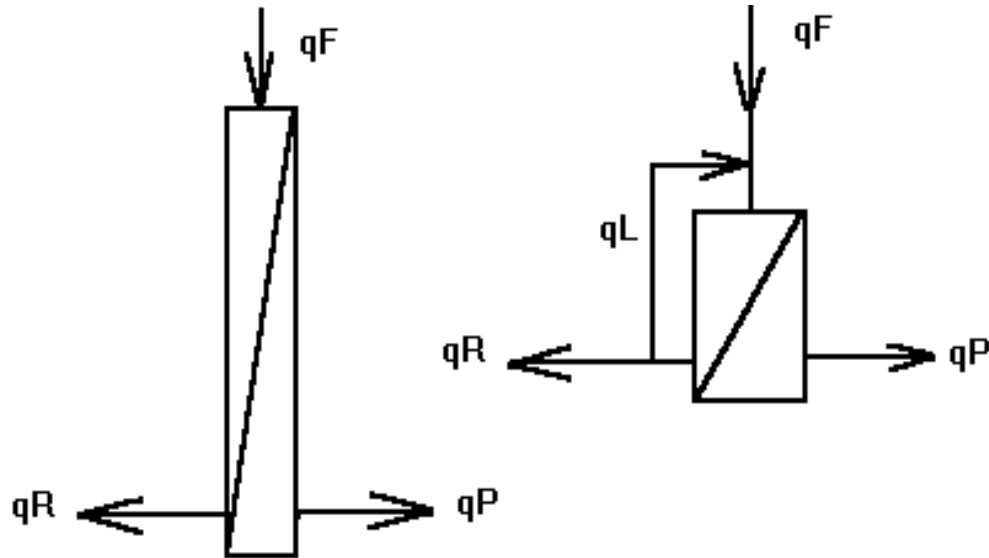
### TEST CONDITIONS

Membrane performance data is determined at reference test conditions and for a given set of system parameters:

temperature	25 °C	
salinity	1500 mg/l (solution made up of sodium chloride: NaCl	
pressure	15,5 bar (225 psi)	
osmotic pressure	~1 bar	
permeate flow	qP	
feed flow	qF	
brine conductivity	cF <sub>avg</sub>	
permeate conductivity	cP	
recovery	RC 10±5 %	(at ideal conditions
RC = 0 %!)		
rejection	RJ i.e. reduction: RD	(RD = RJ if and when
RC = 100 %)		

Schematic sketch:

Tibor Nemeth



### PARAMETERS AFFECTING MEMBRANE PERFORMANCE

Coaxing reliable performance from a RO system can be a formidable task. While RO is really quite simple in principle, the real-world application of this water treatment technology can lead to excessive downtime, expensive maintenance or frequent membrane replacement. These problems can be avoided by paying close attention to a few important details.

The performance of membrane elements operating in a reverse osmosis system is affected by the feed composition: temperature, pressure and permeate recovery. Performance at a given set of system parameters can be calculated from nominal membrane performance and reference test conditions.

### FEED WATER SALINITY

Osmotic pressure of the feed water is directly proportional to feed water salinity. Permeate flux is proportional to the available net driving pressure:  $p_{ND}$ . The net driving pressure is the difference between the applied feed pressure and the average osmotic pressure at the membrane surface.

Therefore, higher feed salinity will require higher feed pressure to produce a given permeate flow.

Permeate salinity is proportional to the average feed salinity at the membrane surface. Therefore, an increase in feed salinity will result in a correspondingly higher permeate salinity.

### APPLIED FEED WATER PRESSURE

Applied feed pressure affects net driving pressure, which in turn directly affects permeate flux. Higher feed pressure will result in higher permeate flux. However, feed pressure does not affect mass transport across the membrane. Therefore, an increase of feed pressure will result in higher permeate flux with a lower concentration of ions in the permeate stream (higher dilution of a given amount of "salt")

### FEED WATER TEMPERATURE

Temperature affects the diffusion rate of water and ions across a semipermeable membrane. The change in water flux with temperature is about 3 % per degree Celsius ( $^{\circ}\text{C}$ )

An increase in temperature affects diffusion at a similar rate as water flux.

**Tibor Nemeth**

Since RO systems are designed to operate at constant permeate flow, changes in feed water temperature are compensated for adjusting feed pressure. For this reason, an increase in feed water temperature with the corresponding decrease in feed pressure results in higher permeate salinity.

**PERMEATE RECOVERY RATIO**

The maximum recovery rate at which a brackish RO system can operate is defined mainly by water chemistry, the ion composition of the feed water. An excessive recovery ratio may result in precipitation, formation of scale on membrane surface, scaling. In seawater RO systems, the recovery ratio is limited by the required permeate salinity and feed pressure limitations. Increasing system recovery ratio results in higher average salinity at the membrane surface with a proportional increase in the average feed osmotic pressure. This higher osmotic pressure requires a higher feed pressure to maintain a design permeate flow. With this higher average feed salinity, salt passage across the membrane also increases.

**MEMBRANE AGEING**

During actual field operation, several changes occur in the physical structure and on the surface of reverse osmosis membrane. As a result of applied high pressure, membrane becomes more dense, membrane compaction and less permeable to water and ions. Certain feed water constituents such as colloidal particles and sparingly soluble salts may deposit on the membrane surface during operation, membrane fouling. Depending on the nature and extent of the deposit, permeate flux, rejection and membrane elements hydraulics may be affected to varying degrees.

**FOULING**

As RO systems works, the dissolved and suspended solids, and microbiological growth tend to accumulate along the membrane surface. If these solids are allowed to build up, they restrict the passage of water through the membrane, resulting in loss of capacity.

**Transport mechanisms**

The mechanism of reverse osmosis is not fully understood. Current scientific thinking suggest two transport models controlling the flow through the membrane: diffusion and porosity. That is, transport of water through the membrane, through physical pores present in membrane (porosity), or by diffusion from one bounding site to another within the membrane. The theory suggests that the chemical structure of the membrane is such that it will absorb and pass water preferentially to ions at the solid/liquid interface. This may occur by weak chemical bonding of the water to the membrane surface or by dissolution of the water within the membrane structure. Either way, an ion concentration gradient is formed across the solid/liquid interface. The chemical and physical properties of the membrane determines its ability to allow for preferential transport of solvent (water) over solute (ions).

**PERMEATE FLOW RATE & SYSTEM PRESSURE**

Water transport through the membrane or the flow of permeate:  $q_P$  is a function of differential pressure, and can be stated as:

$$q_P = K \cdot (\Delta p_M - \Delta p_O)$$

where:  $K$  = permeability coefficient for water for a particular membrane, thus area and

thickness included

$\Delta p_M$  = hydraulic pressure differential across the membrane

$\Delta p_O$  = osmotic pressure differential across the membrane

## Tibor Nemeth

The more detailed function is:

$$qP = K_w \cdot S / d \cdot (DpM - DpO)$$

where:  $K_w$  = membrane permeability coefficient for water  
 $S$  = membrane area  
 $d$  = membrane thickness

This characteristic equation describes and defines that the water passage is a function of differential pressure.

The pressure in the system will be increased by 5 bars, from 15 to 20 bars. Are all other parameters the same, the equation indicates that the permeate flow will increase proportionally to the increased pressure. The same flow rate can be kept at decreased membrane surface in the relation to the increased pressure. This increased flow rate (the same membrane surface) would be reduced by several rate controlling factors.

### Permeability

The permeability coefficient decreases with pressure. The reason is compaction of the membrane which result in lower permeation. Up to a certain pressure, this compaction is reversible. Above that, an irreversible compaction of the membrane takes place resulting in lower flux even at usual pressure.

Apart from operation at too high pressures, membranes are subject to an irreversible long-time compaction. Accordingly, flux decreases with operating time. Experience shows that the operating pressure should be kept constant, as large pressure fluctuations will almost certainly increase the rate of irreversible membrane compaction. Thus the increase of operating pressure from 15 to 20 bars will decrease the permeability and certainly increase the risk for an irreversible membrane compaction.

### Flow in pipes

Compared to flow in pipes Bernoulli's theorem applies:

$$p_2 / p_1 = (v_2 / v_1)^2$$

and  $\Delta p = p_2 - p_1$   
 where :  $v_1$  and  $v_2$  velocity before and after changed pressure from  $p_1$  to  $p_2$

The pressure increased by 5 bars, from 15 to 20 bars would give increased flow from 4 to 4,6 litres in a minute or the surface area could be decreased by 13 % (from 6 sqm to 5,21 sqm).

When a fluid like water penetrates through the membrane the expected increase in flow rate should be much lower than given by Bernoulli' law. Thus the general expression for water transport through the membrane overestimates the influence of the pressure. There should be a critical, maximum pressure. Beyond this pressure the flow shouldn't increase at increased pressure as in capillary flow or diffusion controlled transport model.

### Flow through porous bed

#### Flux vs. pressure

The above expression for water transport through the membrane or the flow of permeate:  $qP$  as a function of differential pressure, has to be modified to:

$$F = k' \cdot pNDa$$

where:  $F$  = flux ( $F = qP / aM$ )  
 $aM$  = surface of the membrane element

**Tibor Nemeth**

$k'$	= permeability coefficient
$pND$	= net driving pressure: ( $pND = f(\Delta pM - \Delta pO)$ )
$x^a$	= process variable exponents

Experiment can give workable numerical values to be used in the equations for predicting the effect of changes in operating conditions.

**Flux vs. temperature**

Temperature is a factor to be considered in RO performance. An increase in feed water temperature increases the permeate flux, but does not affect permeate quality. Depending of the selection of membrane material, this temperature effect may be from 0,8 % to as much as 1,5 % per degree Celsius.

Thus decreased temperature by only a few degrees very strongly influences the flux.

Increased system pressure can easily be compensated by decreasing temperature.

Due to these changes from other factors, it is necessary to normalize rejection values to determine if the change in rejection is due to a membrane problem. Normalization refers to the mathematical treatment of the raw data to account for differences due to feed pressure or temperature.

Temperature correction factor: TCF is the ratio between actual flow and design flow. TCF may vary slightly depending on manufacturer:

Temperature		TCF
°C	°F	
4,4	40	0,47
10	50	0,58
15	59	0,70
20	68	0,79
25	77	1,00
30	86	1,16

**Net driving pressure**

The average net driving pressure can be estimated with reasonable accuracy for high rejection elements

as follows:

$$pND = pS - pO * \ln(1 / (1 - RC)) / RC - (\Delta pS / 2)$$

The net driving pressure:  $pND$  forcing the water through the membrane is lower than the pressure in the system:  $pS$  not only depending on the presence of the osmotic pressure of the processed solution, but also of the characteristics of the system.

In the second term, the concentration factor:  $CF = \ln(1 / (1 - RC)) / RC$  is calculated as a function of the recovery:  $RC$

RC	CF
99	6,9765
95	3,1534
90	2,55
80	2,0118
70	1,852
50	1,3863

**Tibor Nemeth**

40	1,26705
20	1,1157
10	1,0436
5	0,9758*
1	0,995 *

\* should be >1,0000 (limit 1,0000 at RC = 0 %)

Thus at low recoveries ideal conditions, at increased recovery the influence of the osmotic pressure is very strong. These conditions should be the reason for the dissimilar results between testing and running state.

RO 400 is running at steady state conditions with the highest possible, maximum recovery of 80 %. After start, the recovery is continuously increased to 80 %. The osmotic pressure multiplied by this factor indicates a very strong dependency of the increased recovery. The net driving force is decreasing very rapidly as the concentration in the system, in the pressure vessel is increased.

Notice the value of the factor at very high recoveries, and at very low figures. This indicates that the equation does not fit. Even if this is out of limits, when testing the elements at 5 % recovery, the osmotic pressure is not influencing or has a very limited influence to the net driving force.

The third term:  $\Delta pS / 2$  indicates when the pressure is increased, the pressure drop has to increase to, and consequently decreases the net driving pressure.

Increased pressure increases the permeate flow rate, and the concentration of the substances and consequently even the recovery is risen faster. This results a more rapid increase of the actual osmotic pressure:  $pO$

If the pressure in the system will be increased by 5 bars, from 15 to 20 bars, the actual increase of the net driving force is much less, and very limited when the conditions for steady state is established. Perhaps some increase of the permeate flow will be measurable in the beginning, immediately after each restart, within the very first minute.

A more accurate calculation, which takes into account the salt rejection characteristics of the membrane, is described by the equation:

$$pND = pS - pO * \ln(cB / cF) / (1 - (cF / cB)) - \Delta pS / 2$$

The concentration of the brine:  $cB$  is changing from being equal to the concentration of feed:  $cF$  when started the reverse osmosis during the first seconds of run time, to being five times as high at steady state, 80 % recovery.

Until starting the reverse osmosis  $cB$  should be the same as  $cF$ , thus  $1 - (cF / cB) = 0$

The equation indicates no ongoing reverse osmosis. After starting the unit  $cB$  is increased from  $cF$  to the maximum level when steady state conditions have established, to  $5 * cF$

In the second term, the concentration factor:  $CF' = \ln(cB / cF) / (1 - cF / cB)$  is calculated as a function of the concentration in the brine and even concentration factor:  $CF$  as a function of recovery:  $RC$  is presented:

$cB/cF$	$CF'$	$RC$	$CF$
---------	-------	------	------

**Tibor Nemeth**

100	6,9765	99	6,9765
20		95	3,1534
10		90	2,55
<b>5</b>	<b>2,0118</b>	<b>80</b>	<b>2,0118</b>
3,33		70	1,852
2		50	1,3863
1,67		40	1,26705
1,25		20	1,1157
1,11		10	1,0436
1,05	0,9758*	5	0,9758*
1,01	0,995 *	1	0,995 *

\* should be >1,0000 (limit 1,0000 at RC = 0 %)

Thus factors CF and CF' is equal as wanted.

An internal loop changes the operating conditions compared to the theoretical consideration.

The concentration of feed is equal to the concentration of brine only during the initial period, for a few seconds in touch with the membrane surface, thereafter the feed is mixed into the circulating loop water and increasing by time. Thus the actual concentration of the loop and brine is nearly the same, and this should be used in the equations.

This must be a differential equation because, as the operation proceeds along the membrane surface the driving force, and the resistance, and hence the rate changes.

**CALCULATION OF MEMBRANE PERFORMANCE**

The objective of membrane performance calculations is either to define the system operating parameters which would result in required performance or to predict the performance at a given set of operating parameters. Engineering calculations are based on membrane performance at standard test conditions and the net driving pressure: pND model. The performance at standard test conditions provides membrane element permeate flow and mass transport at a given pND.

Membrane performance is determined by calculating the pND and average feed salinity at field conditions and comparing the performance under these field conditions with the corresponding values at standard test conditions.

The calculations are approximate and involve simplified assumptions. However, they have been proven to provide a good estimation of membrane element performance in field conditions.

Permeate flow capacity of membrane element can be calculated from the following equation:

$$qP_f = qP_s * TCF * pND_f / pND_s$$

where:

- $qP_f$  = flow in field conditions
- $qP_s$  = flow at standard test conditions
- TCF = temperature correction factor
- $pND_f$  = pND in field conditions
- $pND_s$  = pND at standard test conditions



**Tibor Nemeth**

Temperature correction factor:

$$\text{TCF} = \exp(K_t * (1 / (273 + t) - 1 / 298))$$

where:  $K_t$  = constant, value depends on membrane material type;  
range 2100 - 2800  
 $t$  = temperature of feed; °C

Net driving pressure:

$$\text{pND} = \text{pF} - \Delta \text{pS} / 2 - \text{pP} - \text{pO}_{\text{avg}}$$

where  $\text{pF}$  = feed pressure  
 $\Delta \text{pS}$  = pressure drop  
 $\text{pP}$  = permeate pressure  
 $\text{pO}_{\text{avg}}$  = average osmotic pressure

Average osmotic pressure can be calculated:

$$\text{pO}_{\text{avg}} = \text{pOB} * \text{CF}$$

where:  $\text{pOB}$  = osmotic pressure of brine

Permeate salinity can be calculated from the following equation:

$$\text{cP} = \text{cF} * \text{CF} * \text{SP}_s * \text{pND}_s / \text{pNDf}$$

where:  $\text{cP}$  = permeate salinity  
 $\text{cF}$  = feed salinity  
 $\text{SP}_s$  = salt passage ratio at standard test conditions

It is assumed with this method of performance calculations that the passage of ions from the feed to permeate is small and has a negligible affect on concentration in the concentrate stream. It is also assumed that all ions pass through the membrane at the same rate, which is not the case. Computer programs written for reverse osmosis system design calculate membrane performance in a more rigorous way. The above calculation results in a sufficiently accurate estimation of membrane element performance.

**Membrane theory**

All the equations contain constants whose numerical value is difficult or impossible to determine directly.

An experiment can give workable numerical values to be used in the equations for predicting the effect of changes in operating conditions.

**RO membrane performance**

There are several factors that will not allow product flow to be directly proportional to pressure:

- \* less than proportional net driving pressure because higher concentration of polarization at higher flux, leading to higher osmotic pressure
- \* usually higher pressure is obtained by restricting the brine flow without increasing the feed, which again gives higher salinity at the membrane surface, having the same effect as higher concentration polarization
- \* compaction of the permeate fabric (tricot) with increased pressure giving more resistance to flow and less efficiency
- \* at ideal conditions, very low recovery and no permeate restriction, the flow would be proportional to the new pressure, i.e. net driving force

**RO SYSTEM SIZING**

The most important design factor for an RO system is the amount of water required by the user.

**Tibor Nemeth****OPERATING PARAMETERS**

The major objective of system design is to specify system parameters which will result in the most cost effective design and economical operation. In most cases this translates into a design which will produce the required quantity and quality of permeate at the highest possible recovery.

Major system parameters are: recovery / permeate recovery ratio  
flux / flux rate  
number of membrane elements  
array  
and feed pressure

**RECOVERY**

The recovery / permeate recovery rate / recovery ratio is a very strong economic parameter for system design. The recovery ratio specifies the amount of feed water required per unit of permeate produced, the size of pretreatment system, and the consumption of power and chemicals (if used). Recovery also affects the permeate salinity, required feed pressure and concentration in the reject. It is this last effect, the increase of concentration in the reject with increasing recovery, that is usually the limiting factor in defining the system recovery. At high recovery common sparingly soluble salts such as calcium carbonate, sulfates of calcium, barium and strontium, and silica, may exceed their solubility limits and precipitate onto the membrane surface, forming scale. Brackish reverse osmosis systems are designed to operate at a recovery which will not result in exceeding the saturation limits of constituents of the reject.

Recovery for brackish water systems, therefore, depend upon feed composition and are usually in the range of 50 - 90 %. Higher recovery result in higher average "feed" salinity, This in turn results in an increase in permeate salinity and increases the feed pressure necessary to produce the required quantity of permeate. In seawater systems the major factors limiting recovery are feed pressure and permeate salinity, the values of which increase with increasing recovery. Recovery in sea water systems depends upon the seawater salinity. The usual range for recovery is 25 - 45 %.

**FLUX FLUX RATE**

The choice of a flux is a balancing act. With high flux, the membrane may be susceptible to fouling. With a low flux, the system becomes more expensive because more membrane area is required, in addition to piping and vessels.

Membrane elements when tested at standard test conditions operate at relatively high water flux ratios, 0,566 - 0,849 l/minute, m<sup>2</sup> (20 - 30 gfd) for brackish water elements and about 0,424 l/minute, m<sup>2</sup> (15 gfd) for seawater elements. (RO 400 flux is 0,6 l/m<sup>2</sup>, minute!) Membrane elements can operate at such a high flux without excessive fouling only with very clean feed, such as deionized water or RO permeate. Flux is a function of feed temperature and the average net driving pressure: pND At higher feed pressure pND will be higher, which will result in higher permeate flux.

Operation of membrane element at increasingly higher flux results in lower permeate salinity and higher flux. At higher flux smaller number of membrane elements is required to achieve design system capacity. There are, however, practical limitations of permeate flux in field conditions.

Flux affects the concentration of ions, molecules and/or suspended matter at the feed/membrane interface. Water flow perpendicular to the membrane increases concentration at the membrane surface, concentration polarization. Axial flow of the feed

**Tibor Nemeth**

promotes turbulence, mixing, and concentration equalization. If a condition of an excessive concentration polarization exists, it may result in membrane fouling by agglomerates of suspended particles and /or by scale formed by precipitation of sparingly soluble salts. The design flux is limited by the concentration of fouling constituents in the water.

RO system treating water with high fouling potential should be designed to operate at conservative flux to prevent scale excessive membrane fouling and frequent membrane cleaning. Based on long term field experience a relative fouling potential can be associated with the source of feed. Accordingly, the recommended flux range has been defined for RO system processing different types of feed:

feed source	design flux		
	l/h,m <sup>2</sup>	l/minute,m <sup>2</sup>	gfd
surface water			
river / lake / ocean	13,5 - 23,8	0,226 - 0,396	8 - 14
well water	23,8 - 30,5	0,396 - 0,509	14 - 18
RO permeate	34,0 - 50,9	0,566 - 0,849	20 - 30

The average design flux also depends on the type of membrane material. At similar operating conditions with high fouling water, membrane elements made of cellulose acetate will usually experience lower fouling rates compared to polyamide membrane. Once the flux has been specified, the number of membrane elements required can be calculated by dividing system capacity by flux and by membrane area of single element. Recent developments now provide an opportunity for enhancing both flux and rejection rates, while lowering the net driving pressure required to produce a flux 25 l/h,m<sup>2</sup> or 0,424 l/minute,m<sup>2</sup> (15 gfd) at 4,3 bar (62 psi)

**FEED PRESSURE**

**PERMEATE FLOW RATE AS A FUNCTION OF PRESSURE**

Permeate flow can be calculated at ideal conditions, very low recovery and no permeate restriction:

$$qP_f = qP_s * ((pS_f - pO) / (pS_s - pO))$$

where:

- qP<sub>f</sub> = permeate flow at new pressure
- qP<sub>s</sub> = permeate flow at test conditions (15,306 bars)
- pS<sub>s</sub> = pressure in the system at test conditions
- pS<sub>f</sub> = new pressure
- pO = osmotic pressure

Test conditions for the 6510-LST-CPA2 elements:

pressure	=15,306 bar (225 psi)	
salinity (NaCl)	= 1500 ±100 mg/l	(pO = 1 bar)
pH-value	= 6,5 - 7,0	
recovery	= 5 - 15 %	(brine flow = 12 gpd)

From the limits file:	flow, max	= 6,57 l/minute or 2500 gpd
	min	= 3,39 l/minute or 1293 gpd
	target	= 4,00 l/minute or 1522 gpd
	effective area estimated	= 5,2 m <sup>2</sup> / 56 sq ft
	total membrane area	= 7,74 m <sup>2</sup> / 83,33 sq ft

Permeate flow at 20 bars (18 mS/m) = 3,645<sub>measured</sub> \* ((20 - 0,1) / (15,3 - 0,1)) = 4,86 l/minute

**Tibor Nemeth**

$$\begin{aligned} \text{"-} &= 3,77_{\text{extrapolation}} * ((20 - 0,1) / (15,3 - 0,1)) = 5,03 \\ \text{l/minute} & \\ \text{"-} &= 3,4_{\text{measured\&interpolation}} * ((20 - 1)/(15,0 - 1)) = \\ 4,61 \text{ l/minute} & \end{aligned}$$

**EXPERIMENTAL DATA**

Permeate flow rate has been measured when the pressure has been varied. Results presented in enclosed graph.

Experimental data results in direct proportionality between permeate flux and the pressure within

5 and 14 - 15 bars

The proportionality factor is 2,43 (feed conductivity 18 mS/m)  
2,20 (" - 172 mS/m & spec: 200 mS/m)

The function is:

$$\begin{aligned} \text{resp. } qP \text{ (l/minute)} &= 0,120 + 2,43 * pS \text{ (MPa)} \quad (\text{feed conductivity } 18 \text{ mS/m}) \\ qP &= 0,100 + 2,19 * pS \quad (\text{" - } 172 \text{ mS/m}) \end{aligned}$$

Linearity between 6 and 14 bars. Lower limit is given by the pressure regulating valve, and upper limit, at 15 bars or higher pressure probably the feed pump capacity limits the permeate flux.

The permeate flow is determined to 3,6 litres in a minute at 15 bars (18 mS/m)  
3,4 litres in a minute at 15 bars (150 mS/m)  
The permeate flow is calculated to 4,98 litres in a minute at 20 bars (18 mS/m)  
4,48 litres in a minute at 20 bars (150 mS/m) if  
the permeability coefficient remains the same, and all other parameters are not changed

By empirical calculation the permeate flow will be increased to 4,86<sub>measured</sub> or 5,03<sub>calculated</sub> resp. 4,61 litres in a minute or very close to the above calculated values.

The net membrane area can be decreased by 27 resp. 24 % while the pressure is increased from 15 bars to 20 bars. Remember, the flux will be increased in the same extent.

**BACKPRESSURE**

The efficiency of RO systems - typically expressed as recovery: RC or also as rejection: RJ

& reduction: RD - is becoming more important and is affected by backpressure.

Depending on the decreased efficiency, it will take longer time to produce the same volume of permeate, and increases the running time, and thus producing a poorer permeate, and so on...

For example as permeate is forced into a pressurized storage tank, the charge on the air side of the bladder compresses. This causes backpressure across the RO membrane and reduces the net driving pressure: pND across the membrane surface while reduces the permeate flow rate,

**ADDITIONAL FACTORS**

Additional factors in RO design include:

\* membrane type

**Tibor Nemeth**

- \* piping configuration
- \* pump selection
- \* control systems
- and \* instrumentation

These items may vary depending upon the specific application.

**Nomenclature & terminology**

Designation of parameters according to document: STANDARDIZED PARAMETERS, VARIABLES AND NAMES.

## **Bilaga 2.**

### **Kostnadsberäkningar**

Kostnadsberäkningar är utförda endast för internt bruk.

### Bilaga 3. Cross-flow filtration - principskiss



	Mikrofiltrering	Ultrafiltrering	Omvänd osmos
p BAR	0,1 - 1,0	1 - 10	10-200
Poröppning $\mu\text{m}$	0,05 - 10	0,01 - 0,1	0,0001 - 0,01
Cut-off värde	>300 000	500 - 300 000	<500





- Nr 20**      **Utvärdering av anaerob behandling av hushållspillvatten och tekniker för efterbehandling, examensarbete av Catharina Gannholm**
- Nr 21**      **Avloppsvattenrening i anaerob membranbioreaktor med VSEP-enhet, examensarbete av Andreas Carlsson**
- Nr 22**      **Avloppsvattenbehandling med anaerob membranbioreaktor – En jämförande systemanalys avseende exergi, miljöpåverkan samt återföring av närsalter, examensarbete av Cecilia Hessel**
- Nr 23**      **Utvärdering av förfällning vid Sjöstadsverkets anaeroba UASB-linje, examensarbete av Mila Harding**
- Nr 24**      **Utvärdering av fluidiserad bädd – kartläggning av orsaker till sandflykt, projektarbete av Jonas Karlsson**

## Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad, etapp 1 – Projektpublikationer

- Nr 1 Förstudie av aerobera processer
- Nr 2 Förstudie av anaeroba processer
- Nr 3 Förstudie av membranteknik
- Nr 4 Informationsteknologi inom VA-sektorn
- Nr 5 Förstudie av mätstation för avloppsvatten
- Nr 6 Förutsättningar för biologisk fosforrening i avloppsvatten från Hammarby Sjöstad - en förstudie, examensarbete av Linus Dagerskog
- Nr 7 Förbehandling av kommunalt avloppsvatten före anaerob behandling, examensarbete av Jessica Bengtsson
- Nr 8 A new wastewater treatment plant for Hammarby Sjöstad  
Comparative study between four alternatives, examensarbete av Joost Paques
- Nr 9 Sammansättning på hushållsvatten från Hammarby Sjöstad, examensarbete av Joel Magnusson
- Nr 10 Mikrosilning som förbehandlingsmetod av hushållsavloppsvatten, examensarbete av Fredrik Petterson
- Nr 11 Anaerob psykföfil behandling av hushållsavloppsvatten i UASB, examensarbete av Frida Hesselgren
- Nr 12 Aeroba processer Delrapport 1 - Linje 1 Period 0 Henriksdalsprocess med Henriksdalsvatten, Berndt Björleinius, Peter Magnusson, Mats Ek
- Nr 13 Aeroba processer Delrapport 2 - Linje 1 Period 1 Henriksdalsprocess med Sjöstadsvatten, Berndt Björleinius, Peter Magnusson, Mats Ek
- Nr 14 Aeroba processer Delrapport 1 - Linje 2 Period 1 Funktionstest av utrustningen, Berndt Björleinius, Peter Magnusson, Mats Ek
- Nr 15 Teknisk broschyr om Hammarby Sjöstads reningsverk, Berndt Björleinius
- Nr 16 Förbättrad avskiljning med trumfilter av suspenderat material, examensarbete av Jonas Karlsson
- Nr 17 Hydrolys av primärslam för förbättrande av biologisk fosforreduktion vid behandling av hushållsavloppsvatten, examensarbete av Erik Elfving
- Nr 18 Återvinning av näringsämnen från hushållsvatten med omvänd osmos, examensarbete av Kristina Blennow
- Nr 19 En undersökning av efterfällning i ett sandfilter, examensarbete av Anders Wester

Fortsättning innersidan



**STOCKHOLM VATTEN AB, 106 36 STOCKHOLM**

**TELEFON 08-522 120 00 TELEFAX 08-522 120 02**

**E-POST: [stockholm.vatten@stockholmvatten.se](mailto:stockholm.vatten@stockholmvatten.se)**

**[www.stockholmvatten.se](http://www.stockholmvatten.se)**

**BESÖKSADRESS: Torsgatan 26**