

Examensarbete  
M.Sc. Thesis Work

# Återvinning av näringsämnen från hushållspillvatten med omvänd osmos

Recycling Nutrients from Municipal Wastewater  
by Reverse Osmosis

Kristina Blenow  
Maj 2005

## REFERAT

### Återvinning av näringsämnen från hushållspillvatten med omvänd osmos

*Kristina Blennow*

Som en del i miljöarbetet i Stockholms nya stadsdel Hammarby Sjöstad utvärderar Stockholm Vatten ett lokalt reningsverk med spetsteknologi. I ett första steg har ett reningsverk (Sjöstadsverket) med fyra parallella reningslinjer byggts. Varje linje har kapacitet att rena avloppsvatten från 150 personer. Inom delprojektet membranteknik undersöks möjligheterna att som slutsteg på flera av linjerna återvinna näringsämnen med hjälp av omvänd osmos (eller RO efter engelskans reverse osmosis).

En RO separerar det inkommande vattnet i ett rent permeat och ett koncentrat som, liksom namnet antyder, är en koncentrerad form av det inkommande vattnet. Inom avloppsvattenrening kan alltså en lösning med hög koncentration av näringsämnen uppnås utan fällningskemikalier och uppkomst av slam. Denna kan sedan återföras till jordbruket. Till teknikens nackdelar hör hög energiförbrukning och stor känslighet för partiklar som kan sätta igen membranen.

Syftet med denna studie var att undersöka om det går att använda RO på Sjöstadsverket och att i så fall utvärdera koncentratets och permeatets möjlighet att bli accepterat gödselmedel respektive godkänt utloppsvatten. Försöken gjordes satsvis på en anläggning med tre seriekopplade membran dimensionerad för ett totalt permeatflöde på 100 l/h. Det inkommande vattnet var, i nästan alla försök, permeat från en membranbioreaktor.

Resultaten visar att RO:n kan användas åtminstone på en av reningslinjerna. Däremot kan inte en tillräckligt hög koncentration uppnås i koncentratet utan att gränsvärdena (fosfor: 0,15 mg/l, kväve: 6 mg/l) i permeatet överskrids. Den begränsande faktorn verkar framför allt vara fosfor. Lösningen på problem skulle kunna vara förfällning av fosfor eller en utbyggnad av anläggningen till en två-stegsprocess. Kvoten tungmetall-fosfor i koncentratet klarar Naturvårdsverkets gränsvärden för vad som får spridas på åkermark, men är klart högre än i humanurin.

Nyckelord: Omvänd osmos, Hammarby Sjöstad, återvinning av näringsämnen

## ABSTRACT

### Recycling Nutrients from Municipal Wastewater by Reverse Osmosis

*Kristina Blennow*

Hammarby Sjöstad is a new district in Stockholm with high environmental standard. Stockholm Water Company evaluates a local wastewater treatment plant with cutting edge technology. The first step is an experimental treatment plant (Sjöstadsverket) with four parallel lines of treatment, each with a capacity to treat wastewater from 150 persons. Within the membrane technology subproject the possibility of using reverse osmosis (usually called RO) to regain nutrients is examined.

Reverse osmosis separates the incoming water in a clean permeate and a concentrate that, as the name indicates, is a more concentrated version of the incoming water. Using this method in wastewater treatment, a solution high in nutrients can be obtained without the use of chemical precipitation agent and with no production of sludge. The solution can then be recycled to use on farmland. The disadvantages of the RO technology include high energy consumption and sensitivity to membrane fouling.

The aim of this study was to investigate the possibility of using RO at Sjöstadsverket and, if possible, to evaluate the chance of obtaining concentrate that can be accepted as a fertiliser and permeate that falls below emission limits. The experiments were carried out with an RO plant with three membranes in series operated in batch mode; the dimensioned permeate flow being 100 l/h. The incoming water was permeate from a membrane bioreactor in the majority of the trial runs.

The results show that RO can be used in at least one of the lines of treatment. However the permeate exceeds the emission limits (phosphorus: 0,15 mg/l, nitrogen: 6 mg/l) while concentration in the concentrate is still too low. The limiting factor seems to be phosphorus. This could be solved with pre-precipitation of phosphorus or by reconstructing the RO plant to a two-stage system. The quota heavy metal – phosphorus in the concentrate is lower than the limit imposed by the Swedish Environmental Protection Agency but much higher than in human urine.

Key-words: Reverse osmosis, Hammarby Sjöstad, nutrient recovery

Department of Information Technology  
Box 337  
SE-751 05 Uppsala  
Sweden

ISSN 1401-5765

## **FÖRORD**

Detta är ett examensarbete utfört på uppdrag av Stockholm Vatten under handledning av Berndt Björleinius. Arbetet har genomförts inom ramen för det projekt Stockholm Vattens tillsammans med konsultföretag och högskolor bedriver om ett lokalt reningsverk i Hammarby Sjöstad.

Ämnesgranskare har varit Bengt Carlsson vid avdelningen för systemteknik vid Uppsala universitet

Jag vill rikta ett tack till min handledare Berndt Björleinius för hans hjälp under arbetet. Ett stort tack även till Lars Bengtsson och Fredrik Pettersson på Sjöstadsverket som alltid haft tid över för att hjälpa till i den förvirrade värld ett reningsverk kan vara för en nybörjare. Slutligen vill jag tacka Rune Bergström på IVL som svarat på diverse frågor om membranteknik.

RO-forskning verkar till stor del bedrivas ute i industrin. Till följd av detta används ofta enheter från ”golvet” vilka inte alltid överensstämmer med SI-enheter. För att göra jämförelser lättare har jag därför valt att använda mig av enheten bar istället för Pa (1 bar = 100 kPa).

Copyright © Kristina Blennow och Institutionen för informationsteknologi,  
Systemteknik, Uppsala universitet.

UPTEC W05 018, ISSN 1401-5765

Tryckt hos Institutionen för geovetenskaper, Geotryckeriet, Uppsala universitet, 2005.

<b>1</b>	<b>INLEDNING .....</b>	<b>1</b>
1.1	SJÖSTADSVERKET .....	1
1.2	SYFTE.....	1
<b>2</b>	<b>BAKGRUND.....</b>	<b>2</b>
2.1	MEMBRANTEKNIK.....	2
2.2	OMVÄND OSMOS - RO .....	3
2.2.1	Osmos .....	3
2.2.2	Membrantransportteori .....	4
2.2.3	Filtrering med RO.....	5
2.2.4	Membranmaterial och moduler .....	6
2.2.5	Igensättningar, rengöring och förbehandling .....	7
2.3	TIDIGARE DRIFTSERFARENHETER .....	8
2.3.1	Förbehandling.....	8
2.3.2	Driftparametrarna tryck och temperatur .....	8
2.3.3	Membranval.....	9
2.3.4	Avskiljning av näringsämnen och tungmetaller .....	9
2.3.5	Energiförbrukning .....	9
<b>3</b>	<b>METOD OCH MATERIAL.....</b>	<b>10</b>
3.1	RO-ANLÄGGNINGEN PÅ SJÖSTADSVERKET .....	10
3.1.1	Membran.....	11
3.1.2	Energiåtgång.....	12
3.1.3	Massbalans .....	12
3.2	NOLLKÖRNINGAR MED SALTÖSNING .....	12
3.3	FÖRBEHANDLING .....	13
3.4	FÖRSÖKSBESKRIVNING .....	15
<b>4</b>	<b>RESULTAT .....</b>	<b>17</b>
4.1	NOLLKÖRNINGAR .....	17
4.2	FÖRBEHANDLING .....	17
4.3	MEMBRAN .....	17
4.3.1	Inledande försök med de ursprungliga membranen .....	17
4.3.2	Försök med de nya membranen.....	18
4.4	AVSKILJNING .....	23
4.4.1	Näringsämnen.....	25
4.4.2	Tungmetaller.....	28
4.5	ENERGI .....	29
<b>5</b>	<b>DISKUSSION .....</b>	<b>29</b>
5.1	RO I AVLOPPSVATTENRENING .....	29
5.2	PERMEAT OCH KONCENTRAT.....	30
5.2.1	RO i två steg .....	31
5.2.2	Nanofiltrering .....	32
5.3	ENERGI .....	32
5.4	DRIFTSERFARENHETER FÖR FRAMTIDEN .....	32
5.4.1	Nollkörningar .....	32
5.4.2	Förbehandling.....	33
5.4.3	Membran.....	33
5.4.4	Förslag till eventuell ny anläggning .....	33
<b>6</b>	<b>SLUTSATS.....</b>	<b>34</b>

**7 REFERENSER .....34**

**BILAGOR**

- Bilaga 1 Flödesschema över RO-anläggningen
- Bilaga 2 Ritning över RO-anläggningen
- Bilaga 3 Massbalans
- Bilaga 4 Metallkoncentrationer i arbetstanken
- Bilaga 5 Beräkning av gränsvärden metall-fosforkvoter beräknat utifrån gränsvärden i SNFS 1994:2

# 1 INLEDNING

## 1.1 SJÖSTADSVERKET

Kring Hammarby sjö i Stockholm växer en ny stadsdel fram och ersätter gamla industriområden. Redan från början sattes högt ställda miljömål för stadsdelen. Bland annat ska 95 % av fosfor i bad-, dusch och toalettvattnet återföras till jordbruket och det reade avloppsvattnet ska innehålla mindre än 6 mg totalkväve/liter och 0,15 mg totalfosfor/liter. För att kunna uppnå dessa mål utvärderas nu ett lokalt reningsverk (Sjöstadsverket) med spetsteknologi. I ett första steg har en pilotanläggning med fyra parallella linjer byggts i anslutning till Henriksdalsverket. Anläggningen har kapacitet att rena avloppsvatten från 150 personer per linje.

Ett delprojekt i Sjöstadsverket är att utvärdera rening och näringsåtervinning med membranteknik. Denna separationsteknik kan liknas vid filtrering, men till skillnad från konventionella filter fångas även lösta ämnen upp. Olika membransorter kan fånga upp olika stora ämnen. Metoden som renar ända ner i jon- och atomskala kallas omvänd osmos eller RO efter engelskans *reverse osmosis*. Det är denna teknik som har studerats i detta examensarbete.

Fördelarna med membranteknik framför traditionell rening är bl.a. att fällningskemikalier inte behövs och att slam inte bildas, istället blir produkten en lösning med koncentrerade närsalter. Det senare är särskilt viktigt för att uppfylla målet om näringsåterföring till jordbruket. I dagsläget avråder Lantbrukarnas Riksförbund (LRF) sina medlemmar från att använda slam vid odling av livs- och fodermedel eftersom de anser att slammet inte är tillräckligt fritt från oönskade ämnen (LRF, 2002). Till membranteknikens nackdelar hör hög energianvändning och känslighet för igensättningar.

Membrantekniken har utvecklats snabbt under de senaste decennierna, dock finns fortfarande få studier som behandlar omvänd osmos i avloppsvattenrening. En genomgång av de senaste årens artiklar visar att frågeställningarna ofta har handlat om problematiken kring igensättningar av membranerna och olika sorters förbehandlingsmetoder för att undvika detta. På industrivatten däremot finns ett antal studier med målet att använda RO för återvinning av t.ex. metaller.

Vid jämförelse med andra studier är det viktigt att notera att dessa i de allra flesta fall skett i länder eller regioner med vattenbrist där inkommande vatten till reningsverken har en helt annan koncentration än i Sverige. I många avseenden kan utgående vatten från undersökta reningsverk jämföras med inkommande vatten till våra.

## 1.2 SYFTE

Målet med detta arbete är i första hand att ta reda på om omvänd osmos är en lämplig process att använda i avloppsvattenrening. En central fråga är hur hög uppkoncentreringsgrad som kan uppnås utan att gränsvärdena för näringsämnen överskrider i utflödet. En annan viktig aspekt är hur mycket tungmetaller och organiska gifter som finns i koncentratet eftersom detta enligt projektet ska återföras till jordbruket. Slutligen ska också energiförbrukningen undersökas. Vid sidan om detta är syftet också att bygga upp kunskap och erfarenhet om omvänd osmos på Sjöstadsverket.

## 2 BAKGRUND

Arbetet inleddes under augusti 2004 med en litteraturstudie. Information söktes framförallt i databasen Science Direct, som innehåller fulltextartiklar från förlaget Elsevier, och en miljödatabas från CSA (Cambridge Scientific Abstracts). Sökorden *reverse osmosis* och *municipal wastewater* kombinerades med t.ex. *energy consumption*, *reject disposal*, *permeate* och *nutrient recovery*. Sökningar gjordes även i universitetsbibliotekens databas Libris och på Google.

Vad det gäller kommunalt avloppsvatten visar det sig att de flesta undersökningarna handlar om huruvida det ens går att använda RO. Ett antal artiklar behandlar vilken typ av förbehandling som är lämplig och vilken typ av membran som passar för avloppsvatten. Frågor kring avskiljning av näringsämnen och tungmetaller har främst tagits upp i artiklar om industriellt vatten. Dessa har dock tagits med i studien ändå för att ha ett jämförelsematerial. Eftersom membrantechniken har utvecklats mycket under det senaste decenniet togs i första hand artiklar publicerade från 1990 och framåt med i studien.

### 2.1 MEMBRANTEKNIK

I världen idag finns en rad problem knutna till vatten. I de rika länderna är det bl.a. pesticidrester, virus, kretsloppstänkande och hormoner som diskuteras medan man i fattiga länder har problem med parasiter, toxiska metaller, försaltning m.m. Den gemensamma nämnaren är att membrantechnik kan vara en del av lösningen (Howell, 2004).

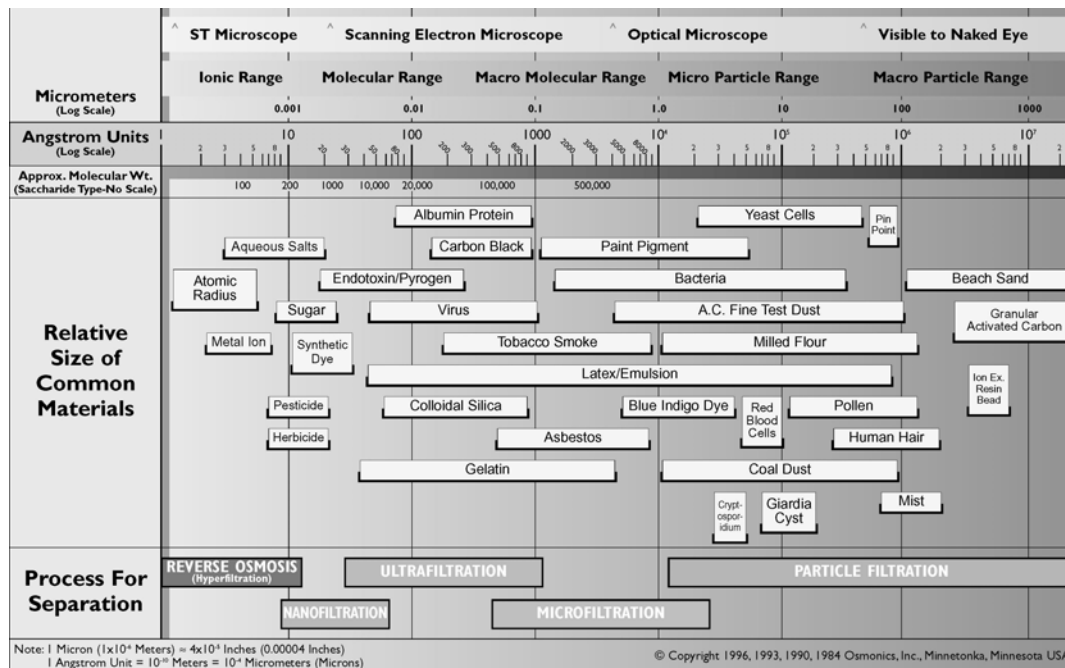


Fig. 1 Membrantechnikens olika delar (GE water, 1996).

Membrantechniken delas in i olika grupper beroende på vilken storlek på lösta ämnen som kan separeras (figur 1). De fyra grupperna kallas mikrofiltrering (MF), ultrafiltrering (UF), nanofiltrering (NF) och omvänd osmos (RO). Storleken sträcker sig från mikrofiltreringens makromolekylskala (små bakterier, färgpigment) till den omvända osmosens jonskala (lösta salter, metalljoner) (van der Roest *et al.*, 2002).



Membranteknik används inom en rad områden såsom att förbättra dricksvattenkvalitet både med avseende på bakterier och giftiga ämnen, öka återanvändandet av vatten och närma sig visionen om industrier utan utsläpp.

## 2.2 OMVÄND OSMOS - RO

Som tidigare nämnts kallas den membranteknik som kan ta bort partiklar ända ner på atomnivå för omvänd osmos eller RO. Metoden är utbredd i tillverkning av dricksvatten från havsvatten och grundvatten med hög salthalt. RO är också vanlig inom industrin, både för koncentrerings (t.ex. vid juicetillverkning) och vid rening av processvatten. När det gäller kommunalt avloppsvatten används tekniken på en del ställen som ett extra polersteg efter konventionella reningsmetoder. På Water Factory 21 i Orange County, Kalifornien har man ända sedan 70-talet använt RO på renat avloppsvatten innan det injiceras i grundvattnet för att hindra saltvattenintrång (del Pino och Durham, 1999). Ett nyare exempel är det så kallade NEWater-projektet i Singapore. För att minska behovet av att importera vatten från Malaysia har man byggt ett antal anläggningar där konventionellt renat avloppsvatten genomgår ytterligare tre steg (MF, RO och UV-ljusbehandling). I dagsläget används vattnet framförallt i industrier och i kyltorn för luftkonditionering. Planen är dock att sakta öka andelen som pumpas till råvattenreserven i marken för att sen indirekt bli dricksvatten. År 2011 ska 2,5 % av den dagliga vattenkonsumtionen komma från NEWater (Public Utilities Board, 2002).

### 2.2.1 Osmos

Ordet osmos är konstruerat efter grekiskans *ōsmo's* som betyder "stöt(ande)", "trängande" och betecknar den transport av ett lösningsmedel som sker över ett semipermeabelt membran om membranet skiljer två faser av lösningsmedel med olika koncentration löst ämne (Nationalencyklopedin, 1994). Enklare sagt betyder detta att om ett membran som släpper igenom t.ex. vatten men inte saltjoner skiljer rent vatten från en saltlösning kommer ett osmotiskt tryck att uppstå. Vatten från den rena sidan kommer att strömma igenom membranet för att motverka detta och därmed minska saltkoncentrationen (figur 2). Omvänd osmos är den motsatta processen: På den saltbemängda sidan läggs ett mottryck som är större än det osmotiska trycket varmed vattenflödet vänds och saltkoncentrationen ökar på den trycksatta sidan.

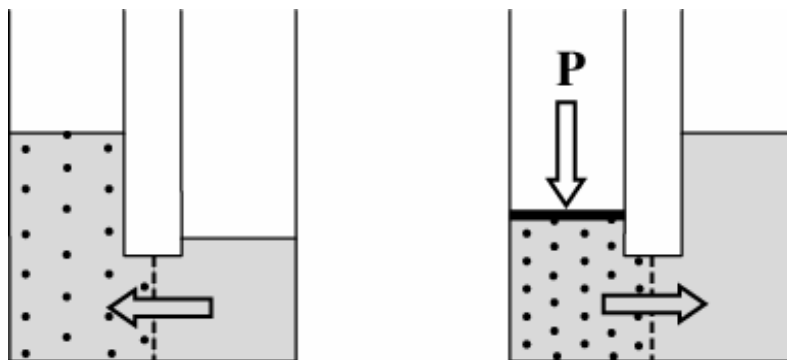


Fig. 2 Vanlig osmos t.v. jämfört med omvänd osmos där ett yttre tryck är pålagt.

### 2.2.2 Membrantransportteori

Det ideala semipermeabla membranet finns bara i teorin. I praktiken kommer dock även en del salter att transporteras över membranet. En bra översikt över teorier och forskning kring membrantransport är sammanställd av Baker (2004). Följande avsnitt är en kort sammanfattning av kapitlet "Membrane Transport Theory" (med vissa tillägg från kapitlet om omvänd osmos) i Bakers bok.

För att beskriva hur ämnen (t.ex. salter) transporteras genom membranet finns två modeller, pore-flow och solution-diffusion. I den första tänker man sig att ämnena transporteras av ett tryckdrivet flöde genom små porer. Ju större en molekyl är desto färre porer finns det där den kan ta sig igenom. Vilka molekyler/partiklar som går igenom och vilka som separeras bort är alltså en fråga om storlek. I den andra modellen löser sig ämnena i membranet och diffunderar genom det längs en koncentrationsgradient. Separeringen beror på att olika joner/molekyler på grund av sin laddning, struktur och storlek löser sig och diffunderar olika bra i membranmaterialet. Solution-diffusionmodellen fungerar bäst när porerna egentligen bara är tillfälliga utrymmen som skapas genom polymerkedjornas värmerörelse. Dessa fickor uppkommer och försvinner i ungefär samma tidsskala som salternas rörelse genom membranet. I fallet omvänd osmos ger solution-diffusionmodellen den bästa beskrivningen.

För att förenkla talar man oftast bara om två komponenter: vatten (i) och salter (j). Vattenfluxen,  $J_i$ , kan då beskrivas med sambandet

$$J_i = A(\Delta p - \Delta \pi)$$

där  $A$  kallas vattenpermeabilitetskonstanten,  $\Delta p$  är tryckdifferensen över membranet och  $\Delta \pi$  den osmotiska tryckpotentialen.

Saltfluxen,  $J_j$ , beskrivs enligt

$$J_j = B(c_{j_o} - c_{j_i})$$

där  $c_{j_o}$  är saltkoncentrationen i koncentratet och  $c_{j_i}$  är saltkoncentrationen på permeatsidan.  $B$  kallas saltpermeabilitetskonstanten. Denna beror både på hur saltjonerna tas upp från vätskefasen till membranet (polymerfas) och på hur de sedan diffunderar genom detta. Båda permeabilitetskonstanterna,  $A$  och  $B$ , måste bestämmas experimentellt.

Diffusion i en polymer (ett membran t.ex.) beror på hur den diffunderande jonen/molekylen "uppfattar" sin omgivning. En mycket liten molekyl som  $H_2$  interagerar endast med en eller två atomer i taget. Skillnaden mellan vatten och en polymer är då inte så stor. För en större molekyl med en atomvikt kring 200 – 300 U och en diameter på 6 - 10 Å däremot är skillnaden stor. I vatten beter den sig ungefär som en vätemolekyl, men i polymeren krävs att flera delar av polymerkedjan rör sig samtidigt för att skapa de luckor som behövs för att molekylen ska kunna diffundera vidare. Detta är statistiskt osannolikt och diffusionen går långsamt.

En annan viktig faktor som avgör hur mycket som går igenom membranet är laddning. Generellt stoppas flervärda joner bättre än envärda eftersom dessa interagerar mer med polymeren. Detta gör t.ex. att rejektionen av svaga syror är klart pH-beroende. Är de i jonform diffunderar de långsamt men i icke joniserad form går de i princip rakt igenom membranet. På samma sätt försämras ammoniumavskiljning kraftigt om pH blir så högt att jonerna istället blir gasformig ammoniak som diffunderar snabbt genom membranet. För saltjoner finns följande generaliserade rejektionsordning (de som avskiljs bäst först):

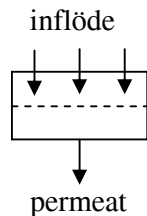
katjoner:  $\text{Fe}^{3+} > \text{Ni}^{2+} \approx \text{Cu}^{2+} > \text{Mg}^{2+} > \text{Ca}^{2+} > \text{Na}^+ > \text{K}$

anjoner:  $\text{PO}_4^{3-} > \text{SO}_4^{2-} > \text{HCO}_3^- > \text{Br}^- > \text{NO}_3^- \approx \text{F}^-$

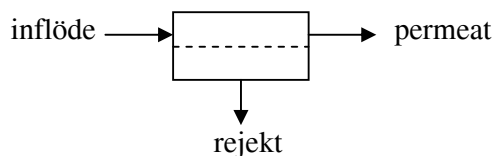
Sammanfattningsvis betyder detta att vattenfluxen över membranet ökar när skillnaden mellan det pålagda trycket och det osmotiska trycket ökar. Saltfluxen däremot är i princip oberoende av tryck. Denna växer istället med ökad saltgradient över membranet. Trots detta finns förstås samband mellan vatten- och saltflux. Ett förhöjt tryck leder ju till en större vattentransport som i sin tur ökar koncentrationen på koncentrationsidan så att saltgradienten växer vilket påverkar salttransporten, men också det osmotiska trycket och så vidare.

### 2.2.3 Filtrering med RO

Vid vanlig filtrering (dead-end, se figur 3) går all vätska i inflödet igenom filtret och blir permeat. Fast material stannar i filtret som en filterkaka som måste avlägsnas med jämna mellanrum. RO-filtrering bygger istället på så kallad cross-flowteknik (figur 4). En del av inflödet går fortfarande igenom filtret (membranet) och blir permeat, men istället för filterkaka uppstår ett kontinuerligt flöde kallat rejekt eller koncentrat. Det betyder att en total separering av salt från vatten är omöjlig.



**Fig. 3** Dead-endfiltrering (Bilstad, 1995).



**Fig. 4** Cross-flowfiltrering (Bilstad, 1995).

Andelen av inflödet som blir permeat kallas recovery-rate. Den ställs in med hjälp av tryck och inflödets storlek. Ju högre recovery-rate desto mer koncentrerat blir rejektet. Högre salthalt ger i sin tur ett högre osmotiskt tryck och det krävs ett större pålagt tryck för att hålla uppe flödet (Cartwright, 1994). Att bestämma vilket tryck som ska användas blir alltså ett övervägande mellan energikostnad och hur koncentrerat rejekt man vill ha. En annan parameter som måste bestämmas är temperaturen. En högre temperatur gör att vattnets viskositet sjunker och ett lägre tryck behövs för att hålla flödet konstant (van der Roest *et al.*, 2002). Dock är även saltpermeabilitetskonstanten temperaturberoende vilket gör att även salttransporten ökar (Baker, 2004).

## 2.2.4 Membranmaterial och moduler

Membranens material är efter sin struktur indelade i fyra olika typer varav RO-membran främst finns bland två: asymmetriska och kompositmembran. Den förstnämnda typen består av ett mycket tunt ( $0,1\text{-}2\ \mu\text{m}$ ) aktivt skikt som övergår i ett poröst stödsikt där pordiametern ökar mot botten. Hela membranet är gjort av samma material. Det är dock ett begränsat antal material som lämpar sig för detta. Ett av dem som används är cellulosacetat (CA). Andra material, som t.ex. polyamid kan man istället använda till kompositmembran där en tunn film ( $0,025\text{-}0,05\ \mu\text{m}$ ) gjuts ovanpå ett poröst stödsikt av ett annat material. Ofta läggs dessutom ett mellanskikt in som förhindrar att filmen tränger ner i stödsiktets porer (Vattenbehandlingsmetoder, 2004). I litteraturen talar man ofta, något ologiskt, om CA-membran och kompositmembran eller TFC (thin film composite). Traditionellt har CA-membran, trots lägre avskiljning och högre tryckbehov, använts till avloppsvatten eftersom de är mindre känsliga för igensättningar (Gerard *et al.*, 1998). Forskningen verkar dock ha gått framåt och i studier från de senaste åren verkar kompositmembranen ha tagit över nästan helt. del Pino och Durham (1998) anger i sin artikel att flera stora anläggningar för återvinning av avloppsvatten har övergått till kompositmembran. Ett av skälen sägs vara att man har kombinerat RO med mikrofiltrering och därigenom kommit runt kompositmembranens känslighet för igensättningar.

För att de mycket tunna, men till ytan stora membranerna ska vara praktiskt användbara måste de förpackas på ett effektivt sätt. De färdiga förpackningarna kallas moduler och finns i flera olika utföranden. På grund av lägre kostnad och relativt låg känslighet för igensättningar är så kallade spirallindade membran absolut vanligast inom RO (Baker, 2004).

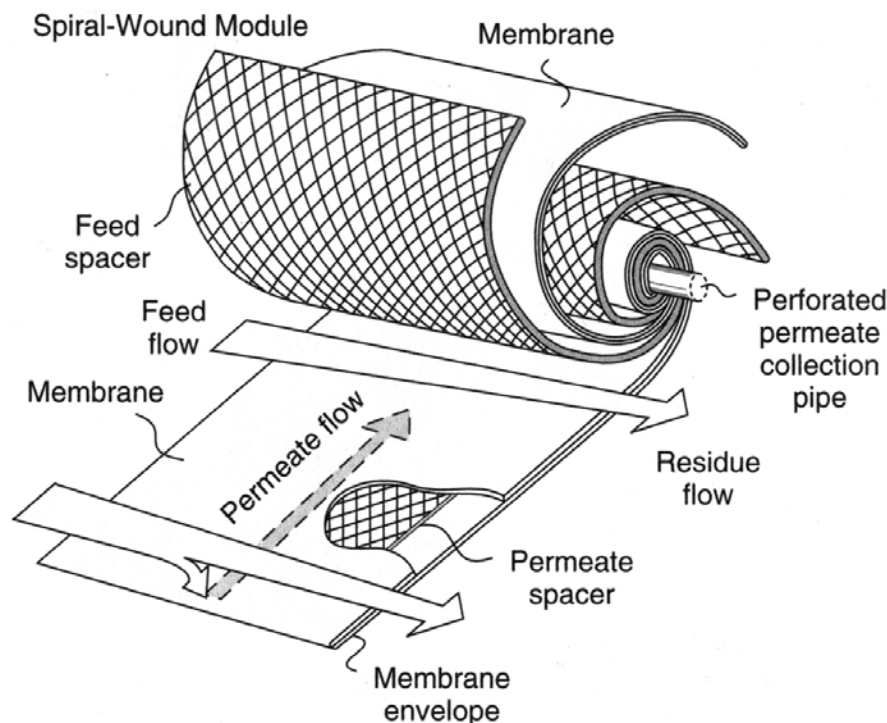


Fig. 5 Spirallindat membran (Baker, 2004).

Även på Sjöstadverket är modulerna av denna sort. En spirallindad modul består förutom membran av ett rör och så kallade distanser (benämns även med sitt engelska namn *spacer*). Dessa är dukar av ett poröst material som transporterar vätska bra. En permeatdistans placeras mellan två membrandukar. Tre sidor stängs till och den fjärde sätts mot ett perforerat rör där permeatet samlas upp. En distans för inkommande vatten sätts till och det hela rullas ihop (figur 5.). Rullen (eller flera rullar i serie) placeras sedan i ett tryckkärl (Metcalf & Eddy, Inc., 2003).

### 2.2.5 Igensättningar, rengöring och förbehandling

Ett av de stora problemen med membran är att det på grund av sina mycket små porer lätt sätter igen. Detta kan ske på flera olika sätt. Den första varianten är att partikulärt material fastnar på membranytan. Fenomenet kallas ofta vid sitt engelska namn *fouling*. En särskild sorts fouling uppstår när mikroorganismer fastnar eftersom dessa kan börja tillväxa på membranytan och därmed snabbt förvärra igensättningen.

Igensättningar kan också uppstå i form av utfällningar. I skiktet precis över membranytan är flödet nära noll. Vattnet går lätt igenom membranet, men det mesta av saltet stannar vid ytan vilket gör att saltkoncentrationen blir mycket högre än i inflödet i stort och kan därför nå gränsen för utfällning. Detta kallas koncentrationspolarisering. De vanligaste fällningarna är  $\text{CaCO}_3$  och  $\text{CaSO}_4$ . Koncentrationspolarisering motverkas enklast genom att flödet över membranytan hålls någorlunda högt eftersom det gynnar omblandning. Andra åtgärder är att välja rätt temperatur och pH-intervall samt att använda membranmodulerna som är konstruerade så att turbulensen ökar. Räcker inte detta kan kemiska tillsatser användas. (Baker, 2004). Även detta fenomen kallas ofta vid sitt engelska namn *scaling*.

En skillnad mellan olika igensättningar är att saltutfällning drabbar sista membranet först eftersom detta är det som har högst koncentration på inkommande vatten. Däremot drabbar fouling från partikulärt material eller biologisk tillväxt det första membranet först.

För att få bort igensättningarna finns en rad olika tvättmetoder. De kan delas in i fysikaliska metoder, som syftar till att mekaniskt få bort igensättningarna, och kemiska metoder som med hjälp av tillsatser löser upp dem. Ett typiskt tvättprogram innehåller avspolning av membranen med högt flöde samt blötläggning och sköljning med sura och basiska lösningar (Chen *et al.*, 2003). I vissa fall är även sterilisering av membranen med t.ex. formaldehyd eller peroxid nödvändig (Baker, 2004).

Man försöker förstås också förebygga igensättningar. Det görs genom en rad olika förbehandlingsmetoder som syftar till att få bort så mycket som möjligt av potentiella igensättare som suspenderat material, organiskt material, mikroorganismer och joner som lätt faller ut (Ca, Mg). Beroende på det inkommande vattnets karakteristika kan man använda t.ex. filtrering (både traditionell filtrering och membranfiltrering med t.ex. ultrafilter), pH-justering, kemikalisk fällning, ozonering eller UV-bestrålning. (Metcalf & Eddy, Inc., 2003). Eftersom RO-membranen är i princip täta är det naturligt att de är det sista steget i en process. Det betyder att den befintliga processen kan innehålla flera av ovan nämnda åtgärder och därmed är en helt tillräcklig förbehandling medan särskilda förbehandlingssteg i andra fall måste byggas in.

På grund av irreversibla igensättningar, mekanisk utslitning och kemisk degradering blir dock membranet förr eller senare utslitet. Det visar sig genom att ett allt högre tryck behövs för att hålla flödet uppe och genom att saltavskiljningen blir sämre. Beroende på hur anläggningen sköts och hur det inkommande vattnet ser ut kan livstiden variera från några månader ända upp till fem år (Baker, 2004).

## 2.3 TIDIGARE DRIFTSERFARENHETER

### 2.3.1 Förbehandling

Ett viktigt led i en RO-process är att motverka igensättning av membranen. Forskning kring förbehandling nämns i flera artiklar (bl.a. Kim *et al.* (2002) och Abdel-Jawad *et al.* (2002)) som viktigt för att membrantechniken ska kunna fortsätta att utvecklas.

Kim *et al.* (2002) har undersökt tre olika förbehandlingsmetoder: ultrafiltrering (UF), tvåmediafiltrering med aktiv-koladsorption (GAC) samt tvåmediafiltrering med GAC och organiskt flockningsmedel. De jämförde ett antal parametrar som turbiditet, COD, nitrathalt och fosfathalt före och efter förbehandling och RO. UF visade sig vara den förbehandling som gav bäst resultat.

En studie med mera traditionell förbehandling har gjorts av López-Ramírez *et al.* (2002). Tre olika förbehandlingar kallade *intense*, *moderate* och *minimum* testades. Den mest intensiva som innefattade koagulering, flockning, sedimentering vid högt pH med CaOH, FeCl<sub>3</sub> och anjoniskt flockningsmedel, sandfiltrering, desinficering med NaOCl och UV-strålning, tillsats av ett anti-scalingmedel, pH-justering till pH 5 med HCl samt filtrering genom patronfilter befanns vara den som gav bäst resultat och lägst driftkostnader.

Ett annat sätt att se förbehandling beskriver Into *et al.* (2004). För att få en lättskött anläggning med så få steg som möjligt har man bara ett påsfilter före membranmodulerna. Det första membranet får bytas ut mycket oftare än de andra, men på grund av lägre personalkostnader är detta ändå billigare i längden.

### 2.3.2 Driftparametrarna tryck och temperatur

Abdel-Jawad *et al.* (2002) använder ett tryck på 9 bar genom hela sin 120 dagar långa studie. Det ger en recovery-rate på mellan 17 och 21 %. Detta tryck motsvarar enligt författarna en energikonsumtion på 1,15 kWh/m<sup>3</sup>.

Sadr Ghayeni *et al.* (1998) har 20 l/m<sup>2</sup>h som riktvärde för fluxen över membranet i sin ca. fem veckor långa studie av tre olika membran. Detta kan till att börja med upprätthållas med trycken 2,3, 7,5 respektive 5,5 bar beroende på membran. Efter knappt tre veckor måste trycket ökas för att hålla fluxen uppe. Vid försökets slut är det pålagda trycket omkring 10 bar för alla tre membran.

Det är även värt att notera att i två undersökningar som har fokuserat på återvinning av rejekt snarare än att rena permeatet har trycket varit klart högre. Karabelas *et al.* (2001) nämner 30 bar som ett typiskt värde och Bergström *et al.* (2002) 40-50 bar. Dessa försök är dock gjorda på vatten (processvatten från en gödselindustri respektive urin) som i många avseenden skiljer sig från avloppsvatten.

### 2.3.3 Membranval

De flesta artiklar i litteraturstudien som rör avloppsvatten (Abdel-Jawad *et al.*, 2002, Bilstad, 1995, Chen *et al.*, 2003) uppger att det har använt spirallindade kompositmembran i sina studier. En studie har gjorts med CA-membran (López-Ramírez *et al.*, 2002). Inga skäl till membranvalen uppges.

En jämförelse mellan två sorters membran har gjorts av Gerard *et al.* (1998). Det ena är ett så kallat low-foulingmembran (LFC1). Det är ett kompositmembran som behandlats så att ytan, liksom på CA-membran, är neutralt laddad. Ytan är dessutom mer hydrofil än hos både vanliga kompositmembran och CA-membran. Författarna jämför LFC1 med ett vanligt kompositmembran och konstaterar att med ett pålagt tryck på 10 bar sjunker flödet genom LFC1 bara en aning under 150 dagar medan det vanliga membranets flöde sjunker drastiskt redan under de första dagarna.

Wilf och Alt (2000) har också testat LFC1 på avloppsvatten. Under åtta månaders experiment kunde ett flöde på 12 gfd (20,4 l/m<sup>2</sup>h) hållas med ett i princip konstant pålagt tryck 90 psi (6,2 bar).

### 2.3.4 Avskiljning av näringsämnen och tungmetaller

Inom industrin finns ett stort intresse för materialåtervinning från rejektet. Karabelas *et al.* (2001) har t.ex. beskrivit återvinning av nitrat och ammonium från utloppsvattnet på en gödselafabrik. Resultaten visar att både ammonium- och nitratkväve reducerades med 94 %. Rejektet fördes sedan tillbaka till processen igen. På samma sätt återvinns många andra värdefulla ämnen (Ni, Cu, Al m.fl.) från industriellt avloppsvatten.

På den kommunala sidan verkar ingen hittills ha undersökt rejektet som en tillgång. Squire (2000) har tittat på de olika möjligheterna som finns för att bli av med rejektet. Eftersom RO i första hand används vid tillverkning av dricksvatten menar hon att det vanligaste sättet är att återföra koncentratet till vattenkällan. Hon nämner dock möjligheten att i torra områden använda rejektet vid bevattning. Bilstad (1995) redovisar i sin artikel halterna nitrat och nitrit samt ammonium i inflöde (renat avloppsvatten) och permeat. Den senare reducerades med ca 95 % och de först nämnda (som dock förekom i klart lägre halter) gick inte att detektera i permeatet.

Inom NEWater-projektet har en rad metaller mätts i permeatet. Av dessa har t.ex. krom, kvicksilver och arsenik inte kunnat detekteras över huvud taget medan andra som t.ex. kadmium, bly och koppar vid enstaka tillfällen uppmätts i halter kring en tiondel av WHO:s gränsvärden. Vad halterna varit i inflödet framgår dock inte (Public Utilities Board, 2002).

En studie av syntetiskt avloppsvatten med tillsatt koppar- och kadmiumsulfat har gjorts av Qdais och Moussa (2004). Halten metalljoner varierades mellan 25 och 200 ppm. I permeatet uppmättes en halten  $3,5 \pm 1,7$  ppm koppar och  $1,77 \pm 0,11$  ppm kadmium vilket ger en genomsnittlig avskiljningsgrad på 97 respektive 98,5 %.

### 2.3.5 Energiförbrukning

I Perstorps industriområde använder man RO efter det interna reningsverket. Här räknar man med en energiförbrukning på 8,3 kWh/m<sup>3</sup> permeat med en volymreduktion på 93% (Into *et al.*, 2004). Dock är det industriellt avloppsvatten som behandlas och

inkommande vatten innehåller främst lågmolekylära organiska substanser och skiljer sig därmed mycket från ett vanligt avloppsvatten.

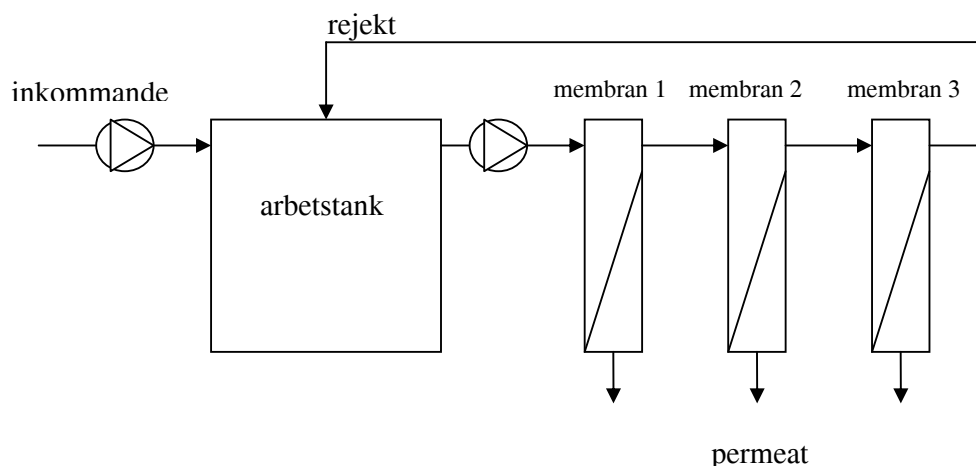
I den tidigare nämnda renvattenanläggningen i Singapore används mellan 0,7 och 0,9 kWh/m<sup>3</sup> renat vatten. Detta inkluderar även ultrafiltrering och UV-behandling (Public Utilities Board, 2002). I RO-steget använder man en recovery på 82-84 %.

Bergström *et al.* (2002) räknar med 8 kWh/m<sup>3</sup> vid uppkoncentrering fem gånger av urin och 5 kWh/m<sup>3</sup> vid uppkoncentrering 20 gånger av rejektivatten från en bioP-process.

### 3 METOD OCH MATERIAL

#### 3.1 RO-ANLÄGGNINGEN PÅ SJÖSTADSVERKET

RO-anläggningen är en omarbetad version av modellen ROKA 100 från företaget BWP. Huvudsakligen består den av matarpump (märkeffekt 0,49 kW), arbetstank (321 l brutto, varav 203 l används i drift), högtryckspump (märkeffekt 3,0 kW) och tre seriekopplade membranmoduler (figur 6). Anläggningen är dimensionerad för ett permeatflöde på 100 l/h och det maximala utflödet är 200 l/h.



**Fig. 6** Principskiss över RO-anläggningen.

Första steget i anläggningen är egentligen en bufferttank som kontinuerligt fylls på med utgående vatten från valfri linje. Matarpumpen pumpar sen in vatten till arbetstanken när nivån i denna sjunker under ett visst läge. För att minska risken för fouling har ett extra patronfilter (porstorlek 1-5 µm) monterats in efter matarpumpen. Från arbetstanken pumpas vattnet med högtryckspumpen till de seriekopplade membranerna. Att de är seriekopplade betyder att koncentratet från det första membranet blir inflöde till det andra och så vidare. Koncentratet från det tredje och sista membranet går tillbaka till arbetstanken. Permeaten från varje membran går igenom varsin flödesmätare, där också prov kan tas (V21, V22 och V23 i bilaga 1), innan de leds samman till ett gemensamt utlopp. Anläggningen körs inte kontinuerlig utan satsvis. Det betyder att inget vatten tas ur arbetstanken förrän önskad koncentration uppnåtts. Då töms tanken och processen börjar om från början. En detaljerad ritning finns i bilaga 2.

Genom en ventil på koncentratledningen efter sista membranet kan trycket regleras. Ju mer åtskruvad ventilen är desto högre blir trycket och desto större blir permeatflödet.



Flödet genom högtryckspumpen är inte reglerbart utan ligger konstant strax över 800 l/h. På grund av detta kan inte tryck och recovery ställas in oberoende av varandra.

På anläggningen finns ingen möjlighet att ställa in en drifttemperatur genom uppvärmning. Istället värms vattnet i arbetstanken upp successivt under körning eftersom temperaturen på koncentratströmmen ökar vid tryckfallet över ventilen. För att kunna hålla en konstant temperatur leds kranvatten i en slinga inne i arbetstanken när önskad temperatur uppnåtts. För att inte få en orimligt lång uppvärmningstid sattes driftstemperaturen till 21 °C, det vill säga strax över rumstemperatur.

Inuti arbetstanken sitter också en tank för tvättvätska (tvätttank eller CIP-tank efter engelskans *cleaning in place*). Denna kan via pumpar kopplade till externa dunkar göras sur eller basisk. Med hjälp av en elpatron kan tvättvätskan även värmas. Tvättprogrammet består av en rumstempererad sur (HCl), följd av en basisk (tvättvätska från BWP) uppvärmd sköljning och tar knappt två timmar.

Vid start fylls tvätttanken med kranvatten som sedan pumpas med tio bars tryck genom membranmodulerna i några minuter. Efter denna genomsköljning går programmet över i normaldrift vilket betyder att vatten från arbetstanken pumpas in i membranmodulerna på inställt tryck enligt beskrivningen ovan. Utöver tryckinställningen är driften helt automatisk. Nivåvippor i arbetstanken känner av när nivån blir för låg och sätter via styrsystemet igång matarpumpen tills vippans övre nivå nåtts. Utöver pumparna styrs även en mängd ventiler automatiskt med hjälp ett tryckluftssystem (bilaga 1).

Om bufferttanken blir tom, t.ex. beroende på driftsstopp i en tidigare del av processen går RO-anläggningen in i viloläge. Det betyder att membranerna spolade igenom med kranvatten och stängs sedan av tills bufferttanken åter är fylld.

Under normaldrift finns möjlighet att manuellt starta ”koncentrationstömning”. Då återförs inte rejektet från membran 3 till arbetstanken utan spolade ut. Matarpumpen går inte igång förrän nivån i arbetstanken sjunkit nästan till botten. Även tvättprogrammet sätts på under normal drift. När koncentrationstömning respektive tvätt är slutfört återgår anläggningen automatiskt till normal drift.

Vid avstängning av anläggningen sköljs membranerna först igenom med kranvatten. Både permeat och koncentrat leds bort. Sedan doseras basisk tvättvätska i tvätttanken och en rundkörning där både koncentrat och permeat återförs till tvätttanken körs i fem minuter. Membranerna vilar sedan i denna tvättvätska tills nästa gång anläggningen startas.

På grund av att anläggningen uppvisat vissa säkerhetsbrister har ett extra nödstopp monterats in. Vid låg nivå i arbetstanken eller vid uppkomst av tryck på permeatsidan stängs högtryckspumpen av och går inte igång förrän larmet har återställts manuellt. Vid denna typ av nödstopp sker ingen genomsköljning av membranerna före avstängning.

### 3.1.1 Membran

Vi början av arbetet satt ett SW30 2540 F från Filmtec (Dow) i modul 1 och ett FFC SW från Fluid System (numera Koch) i modul 2. Dessa byttes efter några veckor ut mot två membran av typen TW30 2540 från Filmtec (DOW). I modul 3 satt hela tiden ett SG2540 F 1072 från Osmonics (numera GE Water Technologies). Alla är spirallindade kompositmembran (TFC). Andra membrankarakteristika finns i tabell 1

**Tabell 1** Membrankarakteristika.

<i>membrantyp</i>	<i>area</i> [m <sup>2</sup> ]	<i>max tryck</i> [bar]	<i>max temp.</i> [°C]	<i>max inflöde</i> [l/h]	<i>max SDI</i>
Filmtec TW30 2540	2,6	41	45	1400	5
Osmonics SG 2540 F	2,5	41	50	i.u.	5

### 3.1.2 Energiåtgång

Det som kräver mest energi i en RO-anläggning är högtryckspumpen. Pumpen på Sjöstadsverket av märket Cat med en elmotor av märket Bevi har en märkeffekt på 3,0 kW. För att beräkna den verkliga effekten mättes strömmen med tångamperemeter vid ett antal olika driftstryck mellan 5 och 20 bar. Effekten P (Watt) beräknas enligt formeln

$$P = \sqrt{3} \cdot U \cdot I \cdot \cos \varphi$$

där U är spänningen (Volt), I är strömmen (Ampere) och  $\cos \varphi$  är fasförskjutningen mellan ström och spänning. Elmotorns  $\cos \varphi$ -tal 0,81 anges på Bevis hemsida. Även strömmen till matarpumpen mättes med tångamperemeter men eftersom inget  $\cos \varphi$ -tal hittades användes märkeffekten 0,49 kW vid beräkning av energiåtgång. De två doserpumparna har låg märkeffekt (16 W) och används under mycket kort tid (50 respektive 60 sekunder under tvättprogrammet samt 30 sekunder vid avstängning av anläggningen) och ansågs därför försumbara. Elpatronen som värmer tvättanken under tvättprogrammet har enligt anläggningens specifikation en effekt på 3,0 kW.

### 3.1.3 Massbalans

För att kunna beräkna saltavskiljningen över membranen behöver man veta salthalt (eller konduktivitet som ofta används istället) i inkommande vatten och i permeatet. På Sjöstadsverkets anläggning kan mätningar göras endast i permeaten. Därför sattes en massbalans upp som beräknar konduktivitet i rejektet från membran 1 och 2 eftersom det är dessa som är inkommande vatten till membran 2 och 3. Hela massbalansen finns i bilaga 3.

## 3.2 NOLLKÖRNINGAR MED SALTÖSNING

För att kunna säkerställa att skillnader mellan olika körningar inte beror på att igensättningar sakta gör membranen sämre gjordes ett antal nollkörningar. Flöden och avskiljning mättes på kranvatten och NaCl-lösning vid 10 och 15 bars tryck. Både koncentrat och permeat recirkulerades för att hålla konstanta förhållanden. I specifikationer från membrantillverkare uppges vid vilken temperatur, salthalt, tryck och recovery som testkörningen gjorts. Vanliga inställningar verkar vara 25 °C, 10 - 15 bar, 1500 – 2000 ppm NaCl och 15 % recovery. I anläggningen på Sjöstadsverket är totalt flöde (och därigenom ”recovery”) inte möjligt att bestämma. Testet gjordes alltså med mycket låg ”recovery” (4 – 8 %). Mängden NaCl som tillsattes var 440 g (ger en ungefärlig konduktivitet på 4000 µS/cm i tanken som rymmer drygt 200 liter) och temperaturen hölls vid 22 °C. Dessa inställningar har använts vid tidigare nollkörningar på Sjöstadsverket.

### 3.3 FÖRBEHANDLING

Sjöstadsverket består av fyra parallella linjer som alla kan ha RO:n som sista steg (Björleinius, 2003). Från ett RO-perspektiv kan linjerna betraktas som olika förbehandlingsmetoder. En faktor som påverkar alla linjer är att inget dagvatten kommer in till Sjöstadsverket. Det gör att inkommande vatten är lite mer koncentrerat, och vintertid har klart högre temperatur, ca 5 °C, än inkommande vatten till ett konventionellt reningsverk.

#### 1. Aerob rening med aktivslam och biologisk kväve- och fosforrening (figur 7)

Linje 1 är i stort sett en kopia av Henriksdalsverket med försedimentering anaeroba, anoxiska och luftade reaktorer, eftersedimentering och sandfilter. Linjen är delvis tänkt att användas som jämförelsematerial. Utöver den konventionella tekniken finns även möjlighet att köra linjen med biologisk fosforrening. Som kolkälla i fosforreduceringen används lättillgängligt organiskt material från en hydrolystank där primärslammet behandlats.

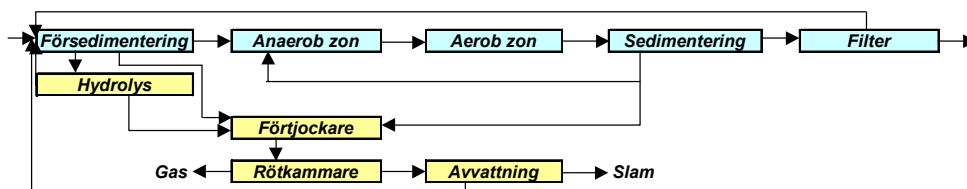


Fig. 7 Linje 1.

#### 2. Aerob rening med membranbioreaktor (MBR) och omvänd osmos (figur 8)

Det inkommande vattnet behandlas först i ett trumfilter (som alltså ersätter förfiltrering) och går sedan vidare till en membranbioreaktor (MBR). I denna sker aerob nedbrytning av det organiska materialet samt nitrifikation. I reaktorn finns ett nedsänkt mikrofilter (Kubota-membran 0,4 µm) vars permeat går vidare till RO:n.

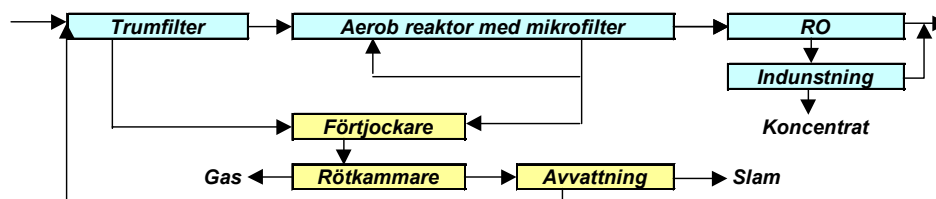


Fig. 8 Linje 2.

#### 3. Anaerob rening med fluidiserad bädd och omvänd osmos (figur 9)

Linje 3 består av försedimentering, fluidiserad bädd och ett sandfilter. Eftersom det är viktigt med låg halt suspenderat material i anaeroba processer kan även förfällning användas.

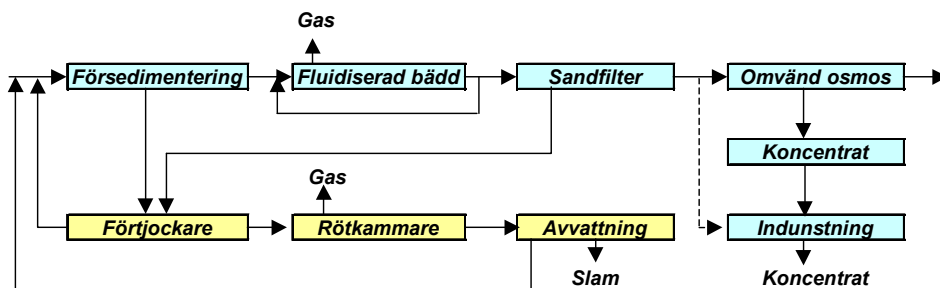


Fig. 9 Linje 3.

#### 4. Anaerob rening med UASB och biologisk kvävereduktion (figur 10)

Det första steget är flotation där partiklar avskiljs. Därefter kommer två reaktorer där anaerob nedbrytning av det organiska materialet sker enligt UASB-förfarande. UASB står för upflow anaerobic sludge blanket och betyder att bakterierna själva bildar bärrmaterial att växa på. Fosforreduktion sker med fällning och kvävereduktion (nitrifikation och denitrifikation) sker i en biofilmsprocess i tankar med rörligt bärrmaterial.

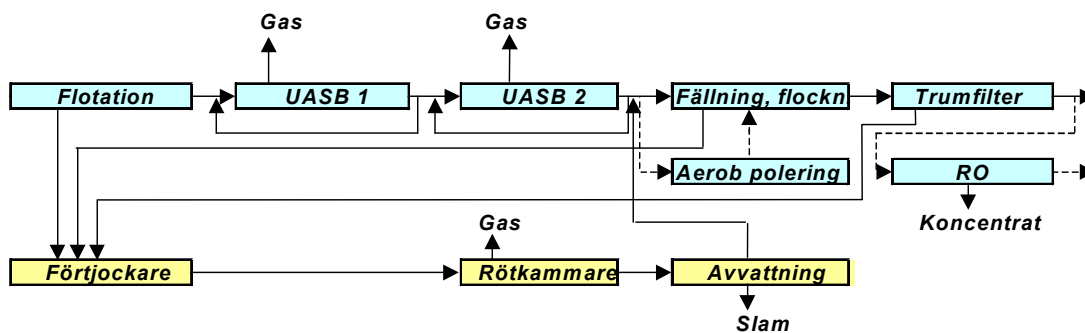


Fig. 10 Linje 4.

Utöver ovanstående reningslinjer har en process med anaerob membranteknik tillkommit. Anaerobt slam i en rötkammare separeras med VSEP. Förkortningen står för Vibratory Shear Enhanced Processing en process som i stort sett går ut på att membranet vibrerar för att undvika igensättningar. Detta gör att den kan köras på ett mycket lågt tryck.

Under försöken på RO:n har nästan uteslutande linje 2 använts som "förbehandling". MBR:en har under de flesta försöken gått med ordentlig nitrifikation varför ammoniumhalterna varit nära noll. Medelvärden för linje 2 finns i tabell 2. Temperaturen ut från linje 2 har varit kring 20°C och pH mellan 7,0 och 7,3.

Tabell 2 Årsmedelvärden 2004 för utgående vatten från linje 2.

SS	COD	TOC	PO4-P	Tot-P	Alk	NO3-N	NH4-N	Kjeld-N	TOT-N
mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L	mg/L
<2	30	9,5	7,2	7,4	75	17	<0,5	3	20

Ett försök vardera med linje 1 och 4 som inkommande vatten till RO:n har gjorts. Linje 1 var vid denna tid i en inställningsperiod. Processen skall egentligen vara en A/O-process (anaerob oxisk), men för att förbättra slamegenskaperna var en extra luftningsbassäng påslagen varför både viss nitrifikation och denitrifikation förekom. Fällningen på sandfiltret stängdes av ett dygn före försöket. Under försöket på linje 4 gjordes ingen fällning på trumfiltret. För att få ner innehållet av suspenderat material så långt som möjligt stoppades doseringen av extern kolkälla till den biologiska poleringen så att endast nitrifikationen fortsatte. Linje 3 och VSEP:en har ännu inte kopplats in till RO:n.

### **3.4 FÖRSÖKSBESKRIVNING**

Som tidigare nämnts har en automatisk avstängning vid tom arbetstank monterats in i RO-anläggningen som extra säkerhetsåtgärd. Detta betyder också att anläggningen inte går att starta med tom tank. Vid uppstart av en ny körning fylldes därför tanken med kranvatten med hjälp av en slang. Efter start tömdes vattnet ut stegvis antingen med funktionen koncentrattömning eller med den manuella bottenventilen allteftersom matarpumpen fyllde på med vatten från vald linje. Detta fortsatte tills vattnet i arbetstanken uppnått samma konduktivitet som inkommande vatten. På grund av kranvattnets låga temperatur (14 °C i början av hösten, 9 °C i slutet av december) måste även uppvärmning av arbetstanken inväntas.

För att undersöka hur permeatflöde och saltavskiljning förändrades med tryck i de olika membranen gjordes ett antal körningar med ett konstant tryck genom hela försöket. Vid högre koncentrationer i arbetstanken blev det dock nödvändigt att justera trycket för att inte flödet över membranen skulle bli för lågt. Då gjordes istället försök över flera dagar (oftast med avbrott för natten) där trycket höjdes stegvis. I tabell 3 finns en förteckning över samtliga försök efter att membran 1 och 2 bytts ut. Där finns också ett nummer på varje körning som används i resultatdelen för att hänvisa till respektive körning. Det tryck som finns angivet är trycket som ställs in med den tidigare nämnda ventilen, d.v.s. trycket efter membranen. Trycket före membranen var ungefär 0,7 bar högre.

Under försöken noterades flödet över varje membran ungefär en gång i timmen. En parameter som följdes noggrant var ledningsförmågan, eller konduktiviteten, eftersom denna speglar den totala saltkoncentrationen, men är betydligt lättare att mäta kontinuerligt. Konduktiviteten på inkommande vatten varierade mellan 550 och 650 µS/cm.

**Tabell 3** Översikt över alla försök.

nr	datum	drifftid [h]	tryck [bar]	slutkonduktivitet [ $\mu$ S/cm]	inkommande vatten
1	09-nov-04	7	10, 15		kranvatten
2	10-nov-04	7	10, 15		NaCl-lösn
3	11-nov-04	9	10	2067	linje 2
4	12-nov-04	7	10	3160	"
5	15-nov-04	8	10	3933	"
6	16-nov-04	8	15	2798	"
7	29-nov-04	4	18	1443	"
8	30-nov-04	8	12	2437	"
9	01-dec-04	7	18-20	4177	"
10	02-dec-04	8	22-26	5653	"
11	03-dec-04	8	22-26	7004	"
12	07-dec-04	8	18	2887	"
13	10-dec-04	6	14	1850	"
14	14-dec-04	18	15-18	4350	linje 1
15	16-dec-04	2	10, 15		kranvatten
16	21-dec-04	14	16-22	2835	linje 2
	22-dec-04	12	22-24	6840	"
17	05-jan-05	4	16	1950	"
18	07-jan-05	1	16	2130	"
19	10-jan-05	8	18-22	4400	"
20	11-jan-05	7	22-27	5780	"
21	12-jan-05	10	16-22	3350	linje 4
22	19-jan-05	15	18-24		linje 2
	20-jan-05	19	24-30	8150	"
23	25-jan-05	5	10, 15		NaCl-lösn
total drifftid		210			

I litteraturen är VRF (volume reduction factor) ett ofta använt begrepp. Det definieras som kvoten mellan koncentratets volym och den totala volymen inkommande vatten. På Sjöstadverket RO-anläggning har flödesmätaren som räknar hur mycket permeat som tas ut visat sig variera kraftigt och därmed har beräkningarna över volym inkommande vatten också varit mycket osäkra. Därför har inte VRF kunnat beräknas utan begreppet uppkoncentrering (arbetstankens konduktivitet genom konduktivitet vid start) används istället. I det ideala fallet med 100 % saltreduktion blir VRF samma sak som uppkoncentrering, i praktiken blir dock VRF högre än uppkoncentreringen eftersom en del salter går ut med permeatet.

Fosfat- och nitratanalyser med Hach-Langes kuvetttester gjordes vid ett flertal tillfällen på permeat och koncentrat. Några enstaka ammoniumanalyser gjordes också. Koncentrat- och permeatprover från körning nr 6, 8, 12 och 14 skickades till Stockholm vattens ackrediterade labb där analyser på COD och näringsämnen gjordes, men också på metaller. Till permeatprovet togs då en halvliter permeat varje halvtimme under hela försöket, förutom under körning nr 14 då en automatisk provtagare var inkopplad till det samlade permeatet. Provtagaren var inställd på att ta prov var sjätte minut. Koncentratprovet däremot togs från arbetstanken vid försökets slut.

## 4 RESULTAT

### 4.1 NOLLKÖRNINGAR

De första två nollkörningarna (körning 1 och 2) gjordes direkt efter att de nya membranerna monterats. Flödet över dessa nya membran är klart högre än över det gamla membran som satt kvar i modul 3 (tabell 4). Ca hundra driftstimmar senare gjordes en nollkörning med kranvatten. Flödet över membran 1 och 2 hade då sjunkit rejält medan det över membran 3 var nästan samma. Körning 23 (knappt 200 driftstimmar efter försök 2) visar i förhållande till körning 2 en klar försämring i flöde, även för membran 3. Detta behöver dock inte vara en helt och hållet irreversibel försämring eftersom membranerna inte hade tvättats före denna körning.

**Tabell 4** Flöde och konduktivitet vid nollkörningar.

körning nr	tryck [bar]	flöde [l/h]			permeatkonduktivitet [ $\mu$ S/cm]			
		membran 1	membran 2	membran 3	membran 1	membran 2	membran 3	
1	kranvatten	10	40	39	33	2	3	5
		15	56	54	48	1	3	4
2	NaCl	10	33	30	26	14	110	111
		15	46	44	41	8	84	81
16	kranvatten	10	32	27	31	2	2	3
		15	43	38	47	1	1	2
23	NaCl	10	27	23	18	20	18	144
		15	38	34	32	14	13	106

När det gäller permeatkonduktiviteten är den högre under försök 23 än under försök 2 förutom för membran 2 där den har minskat kraftigt. Denna märkbara förbättring av saltavskiljningen tas upp mer ingående i stycke 4.3.2.

### 4.2 FÖRBEHANDLING

Under de flesta försöken användes utgående vatten från linje 2, MBR:en, som inkommande vatten till RO:n. Under denna tid uppkom inga synliga beläggningar på patronfiltret och trots att filtret lämnades stående i vatten från linje 2 i många dagar uppkom inga synliga tillväxter av bakterier. Detta tyder på att linje 2 är en utomordentlig förbehandling för RO. Linje 1 och 4 har bara testats under en dag vardera. De kan konstateras att sandfilter på linje 1 under denna dag inte släppte igenom mer suspendanderat än att en liten, knappt synlig, beläggning bildades på patronfiltret. Vattnet från linje 4 satte igen patronfiltret, men orsakade inte ökat tryckfall över membranerna vilket skulle kunna tyda på igensättningar. Från detta går dock inte att dra några långtgående slutsatser om linje 1 och linje 4 som förbehandling.

### 4.3 MEMBRAN

#### 4.3.1 Inledande försök med de ursprungliga membranerna

De första försöken gjordes med de membran som levererats med anläggningen. Tabell 5 visar några värden från dessa första körningar. Tryckfallet över membranerna var högt och fluxen över de två första membranerna mycket lågt. Saltreduktionen över framförallt membran 1 var klart lägre än förväntat. Detta kan jämföras med tabell 6 som visar värden från körningar efter membranbytet. Vid jämförbar konduktivitet i koncentratet är flödet mer än 50 % högre över de nya membranerna även när det pålagda trycket är lägre.

**Tabell 5** Några typiska värden på flöde och saltreduktion från olika körningar vid jämförbara koncentrationer i arbetstanken – originalmembranen.

datum	tryck före [bar]	tryckfall [bar]	permeatflöde [l/h]			saltreduktion [%]			konduktivitet [ $\mu$ S/cm]
			membr 1	membr 2	membr 3	membr 1	membr 2	membr 3	
15-okt	17,7	3	20	19	42	94,4	96,7	98,0	1612
19-okt	17,2	3	20	20	42	94,3	96,8	97,6	1576
27-okt	17,2	3	20	20	45	92,8	96,5	97,8	1620

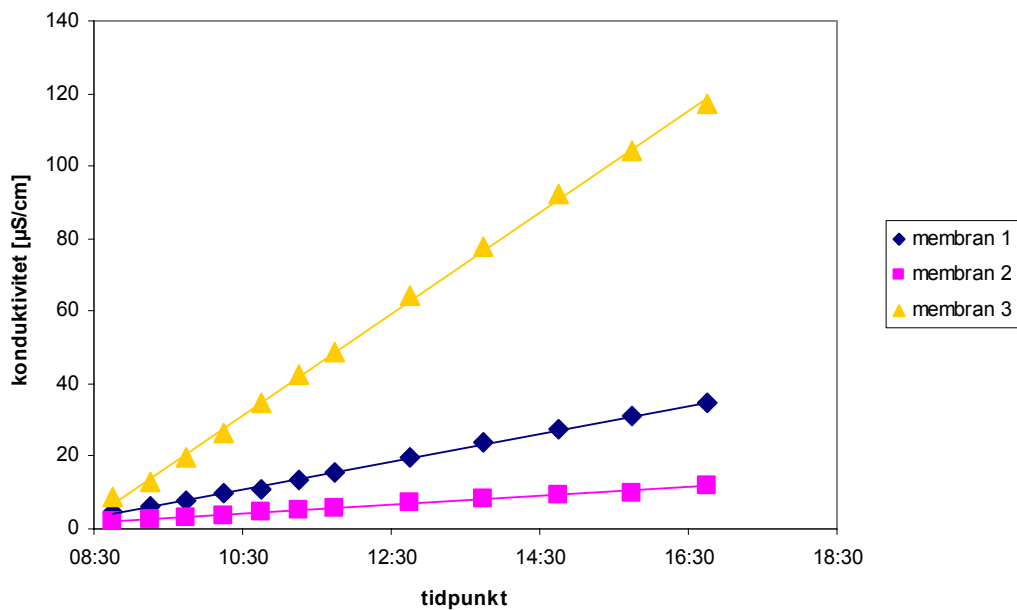
**Tabell 6** Några typiska värden på flöde och saltreduktion från olika körningar vid jämförbara koncentrationer i arbetstanken – membran 1 och 2 utbytta.

datum	tryck före [bar]	tryckfall [bar]	permeatflöde [l/h]			saltreduktion [%]			konduktivitet [ $\mu$ S/cm]
			membr 1	membr 2	membr 3	membr 1	membr 2	membr 3	
16-nov	15,9	1	45	43	45	99,7	98,2	96,0	1530
30-nov	12,8	1	35	33	35	99,4	97,9	95,3	1647
07-dec	18,8	1	40	35	51	99,0	99,6	96,9	1592

Om tryckfallet är jämnt fördelat över de tre modulerna betyder det att gränsen ett bar per modul tangerades för alla. Detta tyder på att membranen var igensatta eller skadade. En förklaring till detta blev uppenbar när de gamla membranerna plockades ut. Vid inloppet till det första membranet satt både järnfilspån och organiskt material.

#### 4.3.2 Försök med de nya membranen

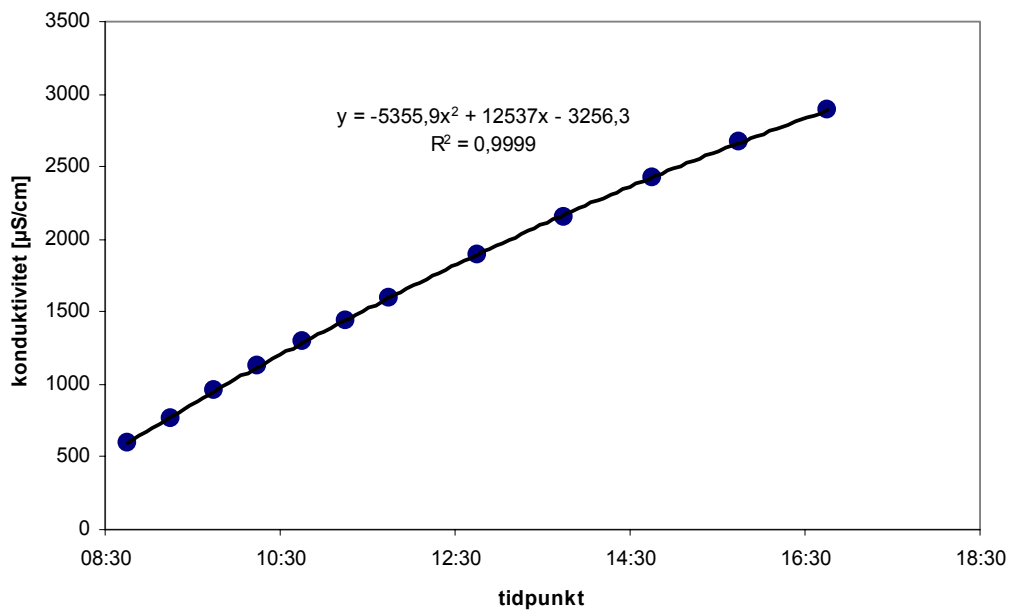
RO-anläggningen körs som tidigare nämnts inte kontinuerligt utan satsvis. Det betyder att mätvärden som t.ex. konduktivitet och fosfathalt i permeat och koncentrat inte i första hand speglar hur halterna i det inkommande vatten varierar. Istället kommer konduktiviteten i permeatet öka linjärt eftersom salttransporten beror på saltgradienten över membranet. Olika membran har olika konstanter. Hur detta typiskt ser ut under ett försök med konstant tryck visas i figur 11.



**Fig. 11** Konduktiviteten i de tre olika membranerna under en dags körning med ett tryck på 18 bar.

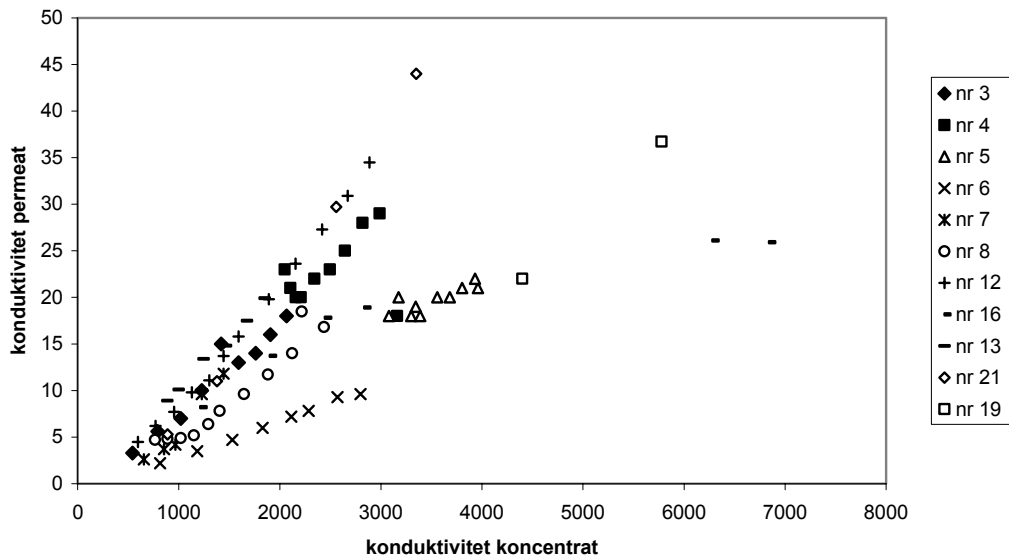


I arbetstanken ökar konduktiviteten också linjärt till att börja med, men allteftersom permeatets konduktivitet stiger blir skillnaden mellan inkommande och utgående vatten mindre och kurvan böjer av (figur 12).



**Fig. 12** Konduktiviteten i arbetstanken under en dags körning med 18 bars tryck.

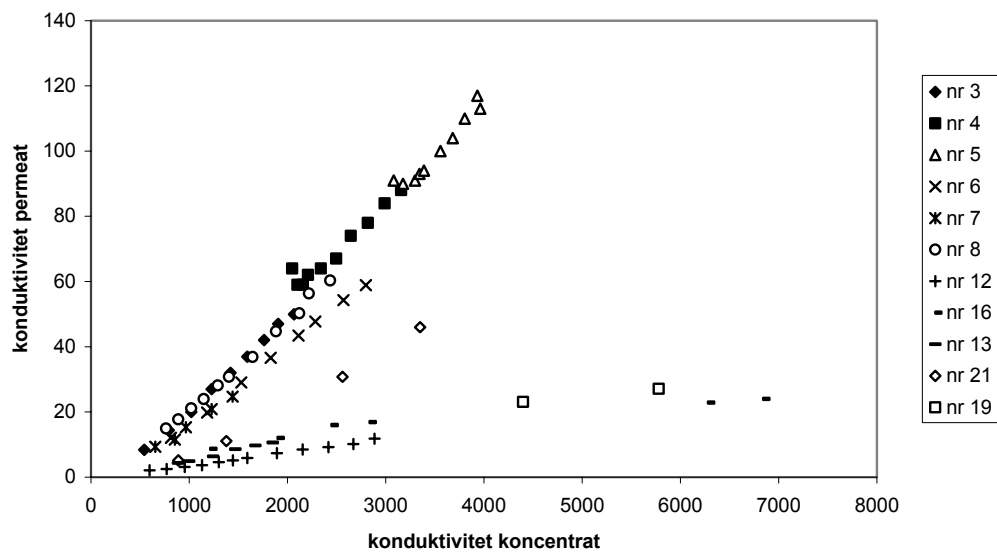
De klart linjära sambanden vid varje körning kan ge intrycket att det för varje membran finns ett enkelt samband mellan konduktiviteten i permeatet och koncentratet. Figur 13 - 15 visar dock att detta samband kan se olika ut vid varje försök. För varje körning finns ett relativt linjärt samband, men det är stor spridning mellan dessa.



**Fig. 13** Konduktiviteten i permeatet från membran 1 som funktion av konduktiviteten i arbetstanken vid elva olika körningar.

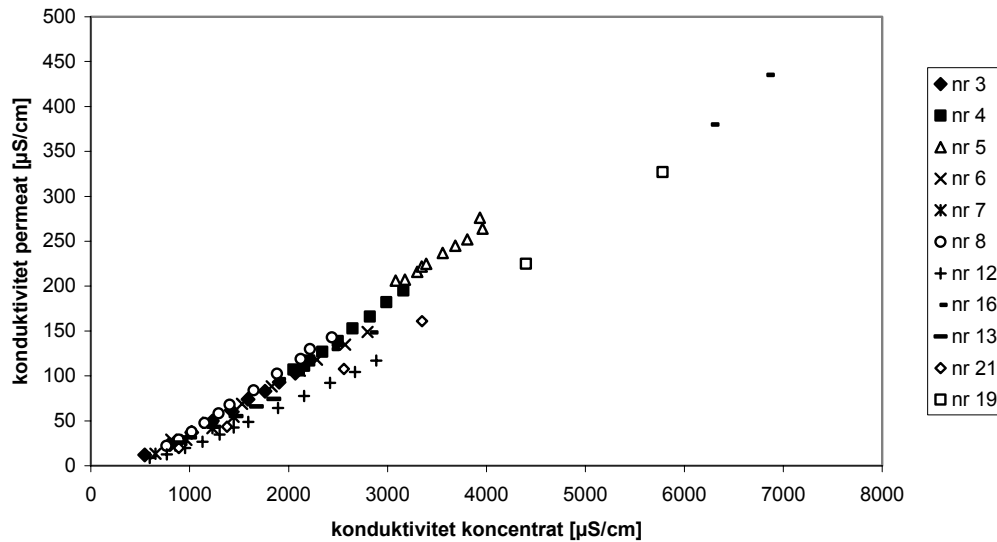
Saltransport är som nämndes i teoriavsnittet inte direkt beroende av tryck, men genom att en tryckförändring ändrar permeatflödet, och därigenom saltgradienten, finns ett indirekt beroende. Det går dock inte att förklara variationen endast utifrån tryck vilket blir tydligt i figur 13 som visar permeatkonduktiviteten för membran 1. Ett likartat samband mellan körning 12 och 13 där trycket varit 18 respektive 14 bar medan körning 6 med trycket 15 bar har en helt annan lutning.

I figur 14, som visar permeatkonduktivitet för membran två, finns dock två tydliga tendenser. Körning nummer 3 - 8 är någorlunda samlade längs en linje medan körning nr 12 - 19 är samlade kring en annan. En förklaring till detta skulle kunna vara att den första tvättningen efter att membranerna monterats gjordes efter körning nr 11. Antagligen fanns en kortslutning mellan koncentrat och permeat som på något sätt sattes igen under tvättningen.



**Fig. 14** Konduktiviteten i permeatet från membran 2 som funktion av konduktiviteten i arbetstanken vid elva olika körningar.

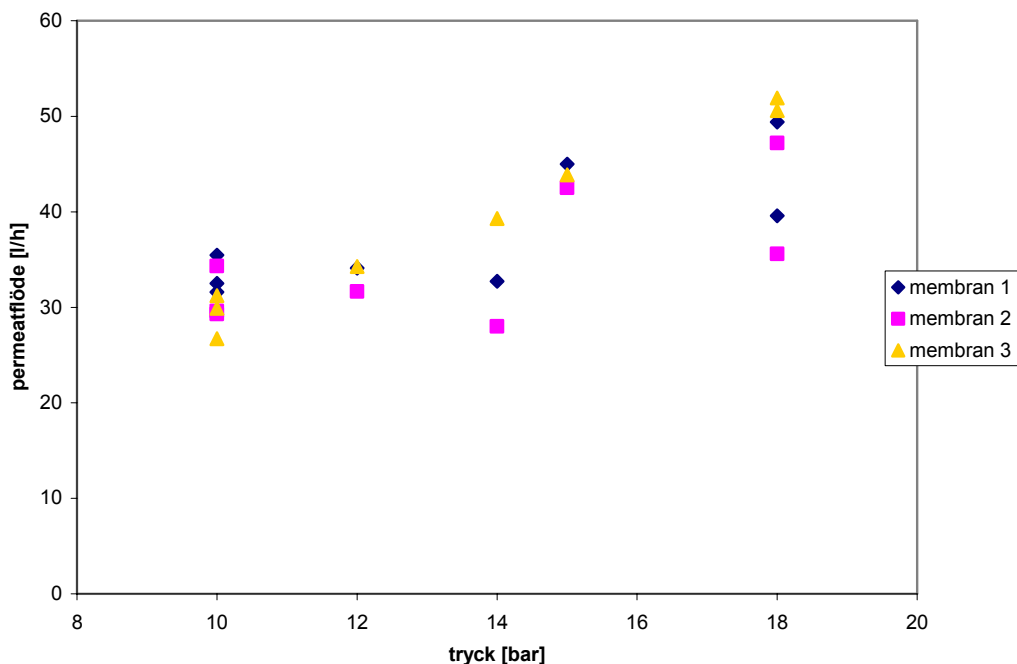
Sambanden för membran 3 ser mer sammanhållna ut (figur 15), men det är beroende på en helt annan skala i figuren. Räknat i absoluta tal (variation i permeatkonduktivitet vid en viss konduktivitet i arbetstanken) är spridningen stor även här.



**Fig. 15** Konduktiviteten i permeatet från membran 3 som funktion av konduktiviteten i arbetstanken vid elva olika körningar.

Permeatkonduktiviteten varierar alltså utan en synbar koppling till tryck (eller egentligen permeatflöde). Konduktivitet är ju dock ett förenklat sätt att mäta salthalt, vissa joner ger högre bidrag än andra. Eftersom membranen skiljer av olika joner olika bra är det svårt att noggrant förutsäga konduktiviteten när det inkommande vattnet hela tiden varierar i sin sammansättning. Membranens kondition vad det gäller igensättningar spelar säkert också roll.

Under försök med konstant tryck vid låg uppkoncentrering håller sig permeatflödet konstant. I figur 16 visas de tre permeatflödena under åtta sådana försök. Permeatflödena över membran 3 visar tydligt det linjära samband som enligt teorin råder mellan tryck och flöde, medan de andra två membranen visar en stor spridning. Antagligen spelar det i början av ett membrans användning stor roll hur många timmar det varit i drift. Det helt nya membranets flöde försämrats troligtvis snabbt i början för att sedan nå en mer konstant nivå. Denna inledande föråldring får sambandet mellan tryck och flöde att förändras.



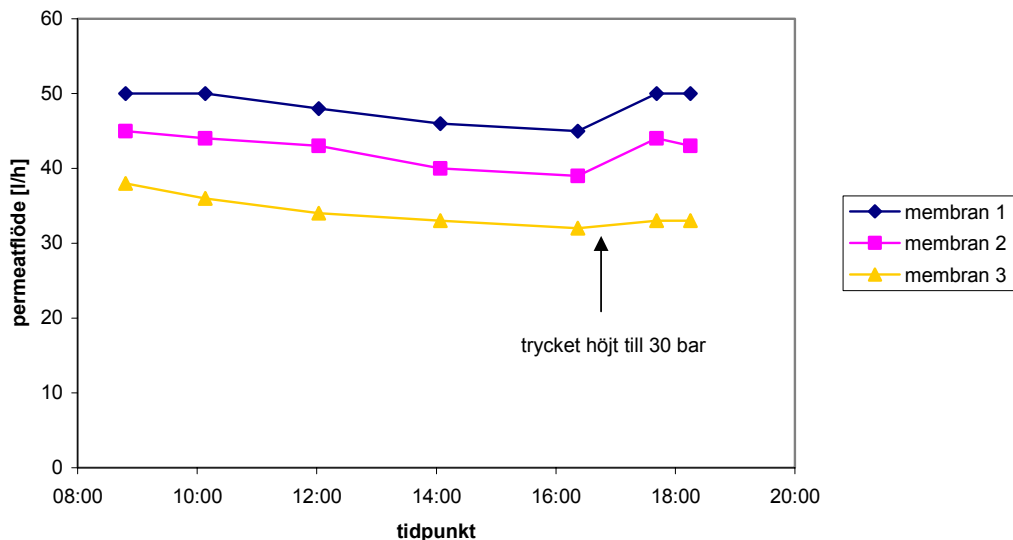
**Fig. 16** Permeatflöde över respektive membran vid olika tryck – värden från olika försök.

Figur 16 visar att vid de låga koncentrationer som det är frågan om är flödet över membran 3 lika bra eller bättre än över de nya membranen på plats 1 och 2. Vid senare försök ökades trycket kontinuerligt för att uppnå en hög slutkoncentration. Tabell 7 visar hur resultatet för membran 3 då skiljer sig från de två andra. I alla fallen överstiger uppkoncentreringen tio gånger. Konduktiviteten i permeatet från membran 3 är ungefär tio gånger högre. I körning 20 är flödet dock fortfarande ungefär lika stort. I körning 16 och 22 som gått en bit bortom tio gångers koncentrationsökning syns däremot att flödet över membran 3 minskat kraftigt i förhållande till de andra.

**Tabell 7** Konduktivitet och flöde vid tre tillfällen då uppkoncentreringen varit högre än tio gånger.

körning nr	tryck [bar]	arbetstank	konduktivitet [ $\mu\text{S}/\text{cm}$ ]			flöde [l/h]		
			membr 1	membr 2	membr 3	membr 1	membr 2	membr 3
16	24	6840	25,9	24,0	435	51	44	36
20	27	5780	36,7	27,1	327	50	44	45
22	26	7852	32,9	29,8	463	45	39	32

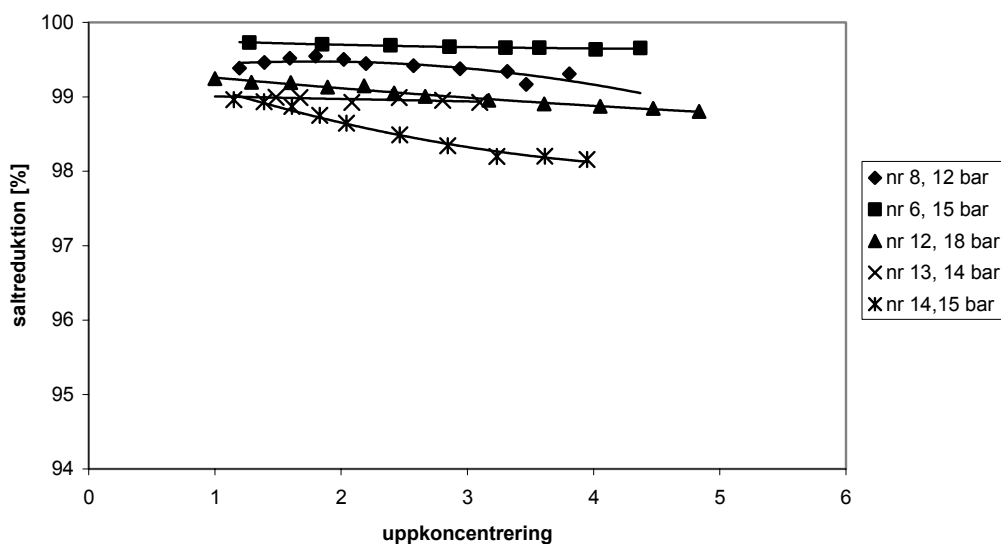
Under försök 22 gick RO:n den andra dagen med ett konstant tryck på 26 bar. Detta tryck ställdes in på morgonen då konduktiviteten var strax under  $6500 \mu\text{S}/\text{cm}$ . I figur 17 syns hur flödet försämrades stadigt över alla membranen. Vid 16.30 när konduktiviteten var uppe i nästan  $8000 \mu\text{S}/\text{cm}$  höjdes trycket till 30 bar varpå membran 1 och 2 återfick samma flöde som på morgonen medan membran 3 knappt ökade. Både vad det gäller permeatets salthalt och flöde vid hög uppkoncentrering har alltså membran 3 skilt ut sig som klart sämre.



**Fig. 17** Flödet försämras över tiden när ett försök vid hög uppkoncentrering görs med konstant tryck (26 bar). Membran 1 och 2 återfår flödet när trycket höjs.

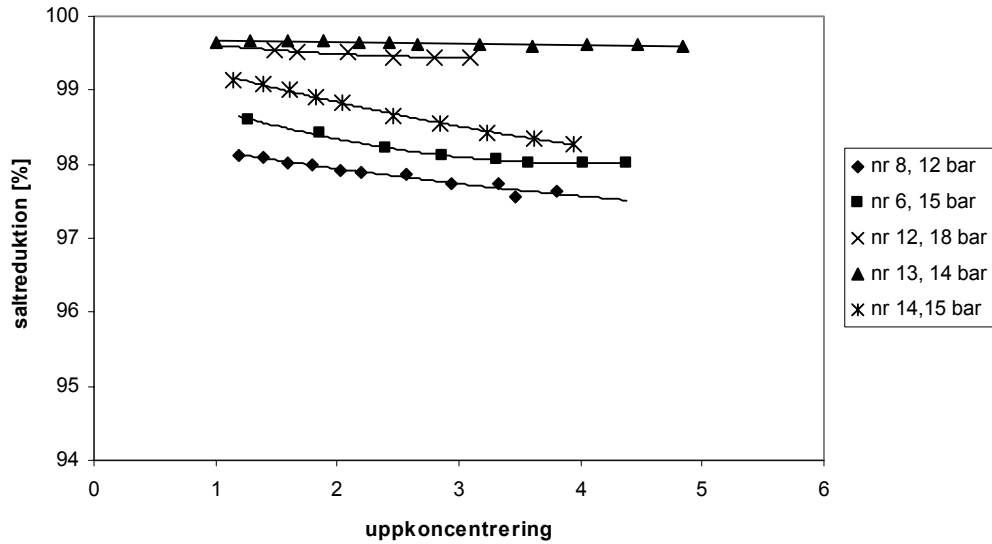
#### 4.4 AVSKILJNING

Den ökande konduktiviteten i permeatet beror delvis på ökad konduktivitet i arbetstanken, men den kan också bero på gradvis försämrad avskiljning. För membran 1 är saltreduktionen, med undantag för körning nr 14, i stort sett konstant (figur 18). Att just försök nummer 14 är sämre kan förklaras av att det inkommande vatten då var linje 1, med en tämligen hög koncentration ammonium.



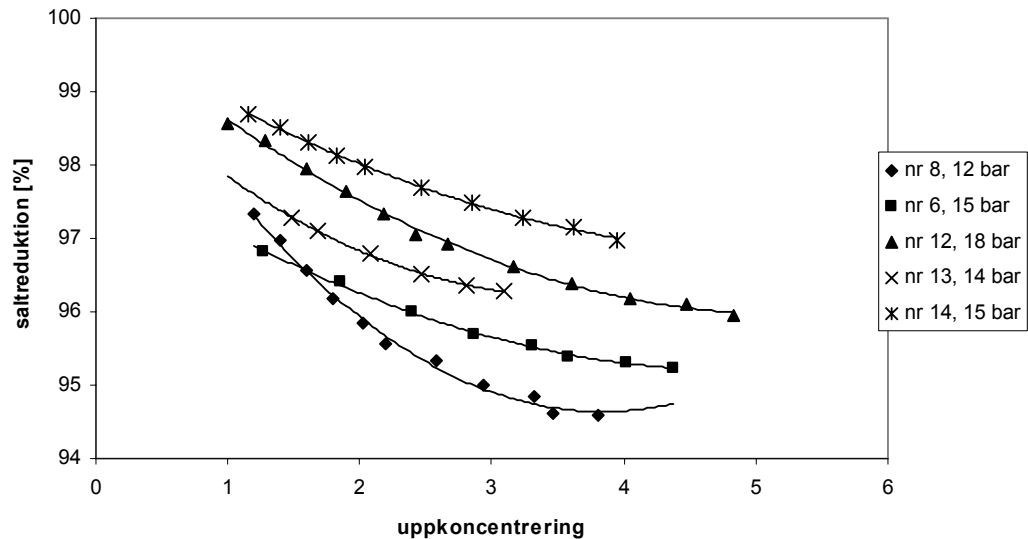
**Fig. 18** Saltreduktion över membran 1 som funktion av uppkoncentrering under fem olika körningar varav en på linje 1 (nr 14).

För membran 2 ser man samma tendens som vid konduktivitetöknningen som nämndes ovan. Efter membrantvätten (mellan försök 11 och 12) blir saltreduktionen klart bättre med undantag för körning 14 precis som för membran 1 (figur 19).



**Fig. 19** Saltreduktion över membran 2 som funktion av uppkoncentrering under fem olika körningar varav en på linje 1 (nr 14).

Saltreduktionen över membran 3 försämras tydligt ju högre uppkoncentreringen är men till skillnad från de andra två är avskiljningen som bäst under körning nr 14 (figur 20). Detta kan bero på att membran 3 relativt sett är bättre på ammoniumavskiljning.

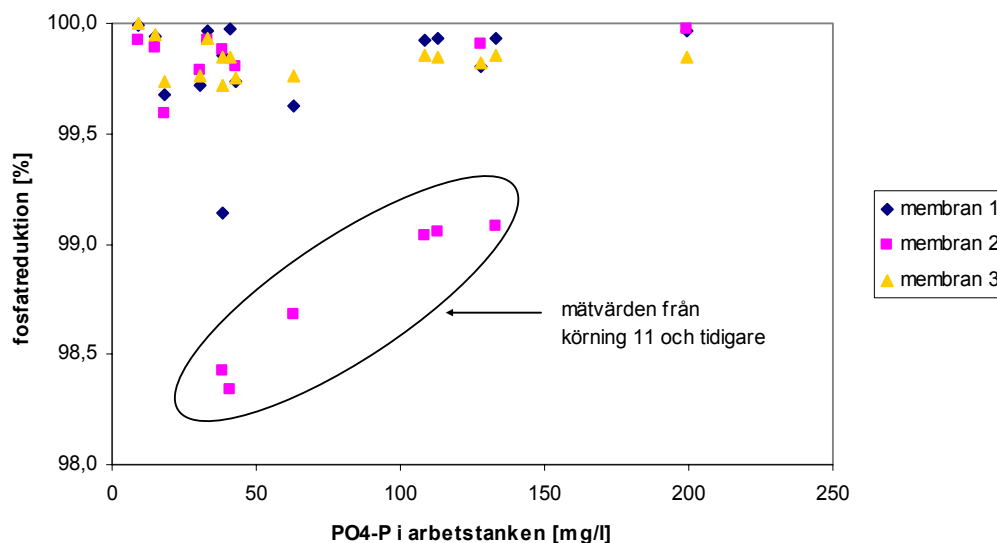


**Fig. 20** Saltreduktion över membran 3 som funktion av uppkoncentrering under fem olika körningar varav en på linje 1 (nr 14).

En annan förklaring skulle kunna vara att nitratavskiljningen över membran 3 är så dålig att den låga nitrathalten i inkommande gör att den totala saltavskiljningen blir bättre.

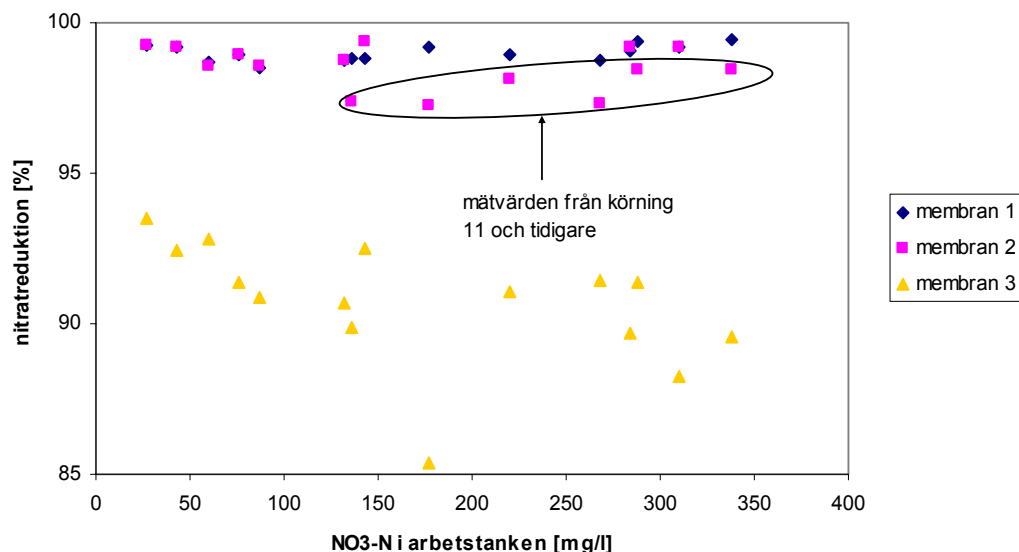
#### 4.4.1 Näringsämnen

Fosfat är den anjon som generellt avskiljs bäst av RO-membran (Baker, 2004). Resultatet från de kuvetttester som gjorts vid ett antal olika körningar visar på genomgående bra avskiljning även i denna anläggning. Figur 21 visar visserligen på stor spridning för membran 2, men de sex inringade mätningarna utfördes alla före den tvätt som verkar ha täppt till någon slags konzentrläcka in i permeatet. För membran 1 finns dock ett värde som skiljer ut sig som lågt. Till skillnad från den totala saltavskiljningen finns ingen synlig skillnad mellan membran 3 och de andra två.



**Fig. 21** Fosfatreduktion som funktion av fosfathalt i arbetstanken.

Nitratreduktionen (figur 22) är klart sämre än fosfatreduktionen (notera skillnaden i skala mellan figur 21 och 22), vilket stämmer väl överens med den rejektionsordning som togs upp i teoriavsnittet. Membran 3 är inte i närheten av de två första membranerna när det gäller nitratreduktion. Antagligen förklaras här en del av den stora skillnaden i total saltreduktion.



**Fig. 22** Nitratreduktion som funktion av nitratkoncentration i arbetstanken.

Förutom möjligtvis för nitratreduktionen över membran 3 tycks inte avskiljningen minska med högre koncentrationer i arbetstanken. Det verkar därför fullt rimligt att titta på medelvärden istället (tabell 8).

**Tabell 8** Medelvärde och standardavvikelse för reduktion av olika joner.

	antal mätn	medelreduktion med standardavvikelse [%]		
		membran 1	membran 2	membran 3
PO <sub>4</sub> -P	15	99,8 ± 0,2	99,4 ± 0,6	99,8 ± 0,1
NO <sub>3</sub> -N	15	99,0 ± 0,3	98,5 ± 0,7	90,7 ± 2,0
NH <sub>4</sub> -N	4	92,7 ± 7,5	91,8 ± 7,4	92,0 ± 6,7

Om medelvärde och standardavvikelse för membran 2 istället beräknas från de nio mätningarna gjorda efter den tidigare nämnda tvätten blir fosfatreduktionen istället  $99,9 \pm 0,1$  % och nitratreduktionen  $99,0 \pm 0,3$  %. Det betyder i så fall nästan identisk fosfat- och nitratreduktion för membran 1 och 2. I tabellen är även ammoniumreduktion medtagen trots få mätvärden och stor varians. Siffrorna kan möjligtvis ge en indikation på att ammonium avskiljs sämre än nitrat.

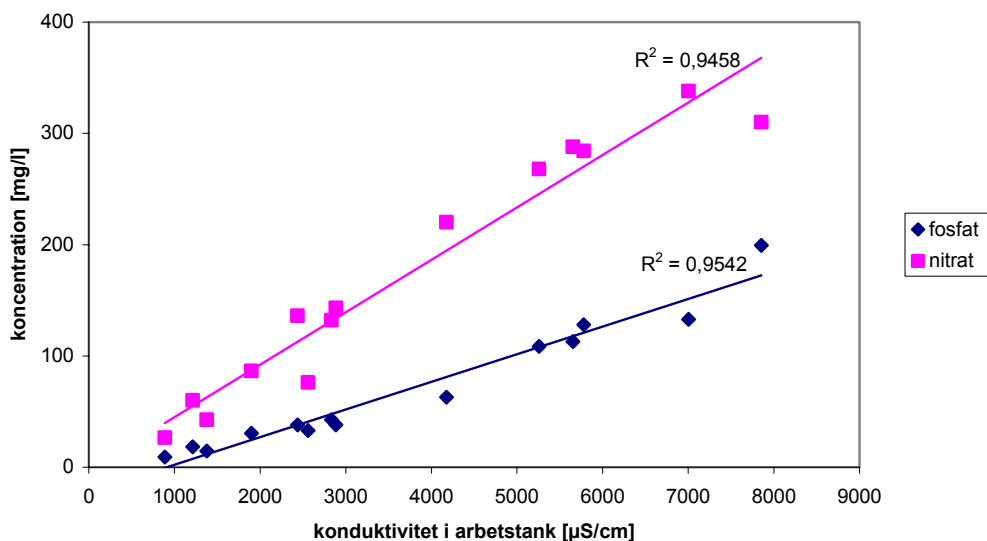
Om all fosfor i inkommande vatten finns i form av fosfat och all kväve i form av nitrat motsvaras varje reduktionsgrad av en maximal koncentration i arbetstanken som håller gränsvärdena 0,15 respektive 6 mg/l i permeatet. Tabell 9 visar vilken enorm effekt en försämring i reduktionsgrad från t.ex. 99,9 % till 99,8 % får.



**Tabell 9** Högsta möjliga koncentration fosfat/nitrat i arbetstanken vid olika reduktionsgrader för att utsläppsgränserna 0,15 mg fosfor och 6 mg kväve inte ska överstigas i permeatet.

reduktionsgrad [%]	90	95	98	99	99,5	99,8	99,9
max. konc. PO <sub>4</sub> -P i arbetstank [mg/l]	1,5	3	7,5	15	30	75	150
max. konc. NO <sub>3</sub> -N i arbetstank [mg/l]	60	120	300	600	1200	3000	6000

För att få en uppfattning för vad detta betyder för den totala uppkoncentreringen kan siffrorna i tabell 9 jämföras med figur 23. Om nitratavskiljningen är 99 % kan arbetstanken enligt tabell 9 ha en koncentration upp till 600 mg NO<sub>3</sub>-N/l vilket enligt figur 23 motsvarar en konduktivitet på över 8000 µS/cm. En fosfatreduktion på 99,8 % motsvarar på samma sätt en arbetstank med maximalkonduktivitet runt 4000 µS/cm. Trots högre avskiljning är det alltså fosfathalten som är den begränsande faktorn för hur hög uppkoncentrering som kan uppnås.



**Fig. 23** Fosfat- och nitratkoncentration i arbetstanken som funktion av konduktivitet.

Alla ovan nämnda mätdata är dock gjorda i enkla uppsättningar med kuvettester och har därför ett stort mått osäkerhet i sig. Säkrare mätdata ger de analyser som gjorts på Stockholm vattens labb (tabell 10 och 11). Totalfosforhalten ligger i två fall över gränsvärdet och i två fall under. Dessa prover är dock insamlade över en hel dag vilket betyder att även permeatet från de första timmarna, när uppkoncentreringen är mycket låg, finns med. Permeatet från slutet av körningen, som motsvarar det koncentrat som analyser utförts på, bör alltså ha högre fosfathalter än vad analysen visar. Vid slutet av de fyra körningarna visade konduktivitetmätaren på 2800, 2440, 2890 respektive 4350 µS/cm. Gränsen för fosfor överskrids alltså trots att arbetstanken uppnått en ganska låg uppkoncentrering.

**Tabell 10** Mätdata från det samlade permeatet - analyser gjorda på labb.

körning nr	S:a Kj + NO <sub>3</sub>							
	BOD mg/L	COD mg/L	PO <sub>4</sub> -P mg/L	Tot-P mg/L	NO <sub>3</sub> -N mg/L	NH <sub>4</sub> -N mg/L	Kjeld-N mg/L	TOT-N mg/L
6	-	<25	0,15	0,16	4,0	<0,5	<0,5	< 4,5
8	-	<25	0,15	0,18	4,1	<0,5	<0,5	< 4,6
12	<1	<25	0,10	0,10	3,3	<0,5	<1	< 3,8
14	1	<25	0,06	0,07	1,8	5,2	5,3	7,1

**Tabell 11** Mätdata från koncentratet - analyser gjorda på labb.

körning nr	S:a Kj + NO <sub>3</sub>						
	COD mg/L	PO <sub>4</sub> -P mg/L	Tot-P mg/L	NO <sub>3</sub> -N mg/L	NH <sub>4</sub> -N mg/L	Kjeld-N mg/L	TOT-N mg/L
6	140	38	39	150	0,7	5,1	155
8	120	39	40	130	3,3	6,7	137
12	200	46	47	150	0,9	6,1	156
14	340	16	19	62	170	180	242

Anledningen till att värdena för körning 14 skiljer sig så mycket från de övriga är att det inkommande vattnet då kom från linje 1. I tabell 12 visas labbresultat från de dygnsprover som gjorts på linje 1 respektive linje 2 (kallade L1 och L2 i tabellen) samma dag som RO-försöken i tabell 10 och 11 gjorts. Dygnsprovet från linje 1 visar att fosforhalten är klart lägre än för linje 2 medan totalkvävehalten är jämförbar. Kvävet förekommer dock i mycket högre grad som ammonium i linje 1. Allt detta påverkar halterna i RO:n.

**Tabell 12** Dygnsprov från inkommande flödena till RO:n vid körning nr 6, 8, 12 och 14.

Dygnsprov från	S:a Kj + NO <sub>3</sub>							
	SS mg/L	COD mg/L	PO <sub>4</sub> -P mg/L	Tot-P mg/L	NO <sub>3</sub> -N mg/L	NH <sub>4</sub> -N mg/L	Kjeld-N mg/L	TOT-N mg/L
L2	<2	28	7,0	6,9	32	<0,5	1,6	34
L2	<2	32	8,7	8,9	33	0,5	1,7	35
L2	<2	32	8,4	8,6	28	<0,5	1,4	29
L1	2	57	2,0	2,2	9,3	26	28	37

#### 4.4.2 Tungmetaller

Analys av metallhalter i koncentratet gjordes vid tre tillfällen. I tabell 13 visas halter av de viktigaste metaller, övriga finns i bilaga 4. Variansen är stor men det ger i alla fall en uppfattning om vilken storleksordning det handlar om.

**Tabell 13** Metallhalter i koncentratet vid fyra försök.

körning nr	Cr µg/l	Ni µg/l	Cu µg/l	Zn µg/l	Cd µg/l	Hg µg/l	Pb µg/l
6	4	18	38	110	0,05	0,2	2
12	4	26	41	230	0,04	0,05	1
14	6	30	55	97	<0,01	0,04	2
22	11	130	40	750	0,1	0,08	2
medel	6	51	44	297	0,03	0,1	2
stdav	3	52,9	7,8	308	0,02	0,1	0,5

Eftersom uppkoncentreringen varit olika i de olika fallen kan kvoten mg metall per kilo fosfor användas för bättre jämförelse (tabell 14). Det är också ett vanligt förekommande begrepp vid jämförelse mellan t.ex. slam, urin och handelsgödsel.

**Tabell 14** Metall-totalfosforkvot i koncentratet vid fyra försök.

körning nr	mg metall per kg totalfosfor						
	Cr	Ni	Cu	Zn	Cd	Hg	Pb
6	100	460	970	2820	1,3	5,1	51
12	85	550	870	4890	0,9	1,1	21
14	320	1580	2890	5100	0,5	2,1	110
22	50	590	180	3410	0,5	0,4	9
medel	140	800	1230	4060	0,8	2,2	47
stdav	120	520	1160	1120	0,4	2,1	43

För renat avloppsvatten finns inga gränsvärden vad det gäller metaller. Därför har inga mätningar gjorts på permeatet.

## 4.5 ENERGI

Effekten på högtryckspumpen visade sig vara 2,1 kW oberoende av tryck. Eftersom ett lägre tryck ger mindre permeatflöde (d.v.s. mindre rent vatten per timme) betyder det att energiåtgången per renad m<sup>3</sup> vatten minskar med högre tryck. Det vanliga förhållandet är det motsatta. Om anläggningen går enligt sitt dimensionerade flöde 100 l/h ger det en energiförbrukning på 21 kWh/m<sup>3</sup> renat vatten. Till detta kommer matarpumpen som vid ett permeatflöde på 100 l/h är igång ungefär 20 % av tiden, vilket motsvarar 0,98 kWh/m<sup>3</sup> renat vatten. Slutligen tillkommer energiförbrukningen vid tvätt. Under försöken har tre tvättprogram genomförts vilket betyder att elpatronen varit i användning ungefär 4,5 timmar motsvarande en energiförbrukning på 13,5 kWh. Eftersom det totala permeatflödet inte gått att bestämma har denna förbrukning fördelats jämnt över de 210 driftstimmar med ett antaget medelflöde på 100 l/h. Detta ger ett tillskott på 0,64 kWh/m<sup>3</sup> renat vatten. Totalt blir alltså energiförbrukningen kring 23 kWh/m<sup>3</sup>.

## 5 DISKUSSION

### 5.1 RO I AVLOPPSVATTENRENING

Rent principiellt är det fullt möjligt att använda omvänd osmos i avloppsvattenrening. De farhågor som fanns om omedelbara igensättningar kom på skam. Om det är praktiskt möjligt att använda RO:n i en kontinuerlig process är däremot svårare att svara på utifrån observationer gjorda i denna studie. Den sammanlagda driftstiden under försöken uppgick till ungefär 200 timmar vilket motsvarar en dryg vecka i kontinuerlig

drift. För att kunna förutspå hur en framtida fullskaleanläggning kommer att fungera är det nödvändigt med längre försök där långtidseffekterna av t.ex. igensättningar kan studeras. Sådana försök med en konstant salthalt under längre tid kan göras om en möjlighet till kontinuerlig avblödning från koncentratet installeras på anläggningen.

Från det att de nya membranerna installerades har tvättprogrammet körts tre gånger trots att membranerna mellan varje försök har spolats igenom och vilat i tvättvätska. Det tyder på att anläggningen vid kontinuerlig drift skulle behöva tvättas ofta. Fast å andra sidan har det framför allt varit flödet över membran 3 som har försämrats efter försök med höga salthalter. Kanske skulle färre tvättar behövas om ett bättre membran installeras. Eftersom en tvätt innebär driftsstopp och dessutom är energikrävande är det förstås viktigt att i framtida försök undersöka med vilken frekvens tvätt är nödvändig. Det är ju inte heller säkert att dagens två timmar långa tvättprogram är nödvändigt, kanske räcker det med kortare basiska sköljningar. Möjligheter till förebyggande åtgärder kan också undersökas. På marknaden finns kemiska tillsatser, så kallade inhibitorer, som med hjälp av datorer designats för att minimera utfällningsrisken i en specifik anläggning (Bengtsson, pers. kom., 2005). Det är dock viktigt att inte välja inhibitorer som försämrar rejektets användbarhet som gödselmedel.

## **5.2 PERMEAT OCH KONCENTRAT**

För att RO:n ska bli en del av det framtida Sjöstadsverket måste det visas att dess permeat är lika med ett godkänt utloppsvatten och att dess koncentrat är ett accepterat gödselmedel.

Både kuvtesterna och labbtesterna på permeatet tyder på att utsläppsgränserna överskrids vid ganska låg uppkoncentrering. Trots hög fosfatavskiljning är det fosforkoncentrationen i permeatet som är den begränsade faktorn. Detta beror på att gränsvärdet för totalfosfor är så mycket lägre än för kväve. Membran 3 har visat sig vara klart sämre än de andra två när det gäller total avskiljning, men när det gäller fosfat är reduktionen ungefär likvärdig. Även om anläggningen totalt sett skulle bli bättre med ett annat membran i modul 3 så skulle alltså fosforreduktionen antagligen inte öka. Andra lösningar är nödvändiga. Eftersom den totala nitratreduktionen skulle bli mycket bättre med ett nytt membran 3 skulle klart högre uppkoncentreringar kunna nås om nitratutsläppen var den begränsande faktorn. Om inkommande fosforhalter till RO:n minskade skulle alltså anläggningen möjligtvis räcka till som den är. Det skulle t.ex. kunna uppnås med hjälp av en fällning före RO:n.

Ur detta perspektiv är linje 1 intressant som inkommande vatten eftersom fosforhalten reduceras i den biologiska processen. Möjligtvis kan problem då istället uppstå med kvävereduktionen eftersom kvävet till stor del finns i form av ammonium. De få ammoniummätningar som gjordes visade på en dålig avskiljning med mycket stor spridning mellan mätningarna. Detta kan dock bero på att halterna låg i utkanten av analysmetodens mätområde. Om vatten från linje 1 ska användas måste vidare studier av ammoniumavskiljning utföras.

Vilken koncentration ett praktiskt användbart gödselmedel bör ha, har inte undersökts i denna rapport. Flera faktorer spelar in såsom transportkostnader, utrustning för spridning på åkern och möjlighet till lagring på reningsverket. Möjligheten att använda industning bör också utredas.

För att veta om RO-koncentratet får spridas på åkermark är det Naturvårdsverkets föreskrifter om årlig mängd metaller som får tillföras åkermark via avloppsslam som får användas (SNFS 1994:2). Det finns ingen direkt reglering av metall/fosforkvoter, men sådana gränsvärden kan beräknas utifrån de gränser som finns (bilaga 5). I tabell 15 görs en jämförelse mellan resultatet från Sjöstadverket, motsvarande kvoter för humanurin och fekalier (Vinnerås, 2002) samt de beräknade gränsvärdena. Alla Sjöstadverkets värden ligger klart under gränsvärdena förutom nickelhalten (som i förhållande till andra metaller har en hög koncentration även i inkommande vatten till Sjöstadverket) som ligger precis kring gränsen. I jämförelse med fekalier har RO-koncentratet metallhalter i samma storleksordning, men i jämförelse med urin är de klart högre.

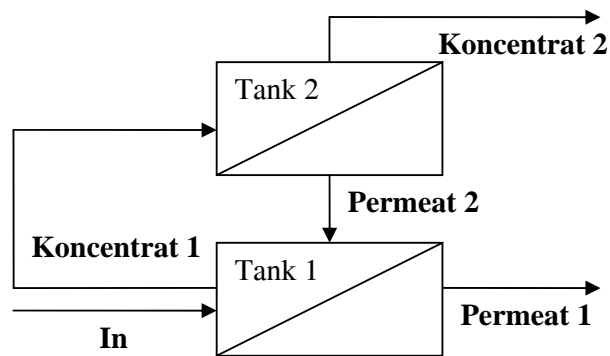
**Tabell 15** Metall- fosfatkvot i RO-koncentrat jämfört med urin och fekalier (Vinnerås, 2002) samt gränsvärde (bilaga 5).

	mg metall per kg totalfosfor						
	Cr	Ni	Cu	Zn	Cd	Hg	Pb
<b>RO-koncentrat</b>	140 ± 120	800 ± 520	1230 ± 1160	4060 ± 1120	0,8 ± 0,4	2,2 ± 2,1	47 ± 43
<b>Urin</b>	10,1	7,1	101	44,9	0,68	0,82	2
<b>Fekalier</b>	40	150	2190	21300	20	18	40
<b>Gränsvärde</b>	1140	710	8570	17100	21	43	710

Utöver tungmetaller finns också en oro för att organiska gifter kan spridas på åkermark om näringsämnen från avloppsvatten återförs till jordbruket. De senaste åren har även frågan om hur mycket endokrina substanser och läkemedelsrester som släpps ut med avloppsvattnet väckts. För att RO-koncentrat ska kunna rekommenderas som gödselmedel måste även rester av organiska föreningar av ovan nämnda slag analyseras.

### 5.2.1 RO i två steg

Gränsvärdena för näringsämnen överskreds som nämnts redan vid låg uppkoncentrering. Ett sätt att komma vidare är att använda RO i två steg. Det har använts bl.a. av Hafez och El-Manharawy (2004) vid rening av kromhaltigt avloppsvatten från ett garveri. I korthet går det ut på att en första RO körs med en ganska låg uppkoncentrering. Från denna avleds en del av koncentratet till en andra anläggning där det koncentreras vidare. Permeatet från denna andra anläggning får för höga halter fosfor (och kanske även kväve) för att släppas ut, men kan pumpas tillbaka till den första RO:n för vidare rening (figur 24). I de två delarna kan förstas olika sorters membran och pumpar användas för att få en process med så högt flöde och så låg energianvändning som möjligt.



**Fig. 24** Schematisk bild över RO-anläggning i två steg där en kontinuerlig avblödning från den första arbetstanken är inkommande vatten till tank 2.

### 5.2.2 Nanofiltrering

En förbehandling som blir allt vanligare i de stora anläggningarna för avsaltning av havsvatten är nanofiltrering. Fördelen med denna teknik är att den vid ett mycket lägre tryck tar bort framförallt tvåvärda joner (Hållberg, pers kom. 2004). I andra anläggningar är det främst för att slippa få in utfällningsbenägna joner som kalcium och magnesium i RO-membranen som nanofiltrering används. Eftersom många tungmetaller är tvåvärda leder ju detta till de skulle kunna avskiljas i nanofiltreringen, medan de envärda näringsämnena skulle kunna gå vidare till RO-anläggningen. För att få ytterligare högre kvalitet på ett framtida gödselmedel skulle alltså nanofiltrering vara mycket intressant. Problemet är att nanofiltrering styrs av helt andra krafter än omvänd osmos. Närvaron av vissa joner påverkar avskiljningen av andra. Beroende på sammansättning kan även envärda joner som nitrat reduceras i stor utsträckning (Paugam et al., 2004).

### 5.3 ENERGI

I jämförelse med uppgifterna i tidigare studier är energiförbrukningen för anläggningen på Sjöstadsverket mycket hög. Visserligen minskar energiåtgången per  $\text{m}^3$  vid uppskalning av en anläggning, men en energiåtgång på mer än  $20 \text{ kWh/m}^3$  permeat är oacceptabelt. Resultatet visar hur oerhört viktigt det är att välja en pump som har så hög verkningsgrad som möjligt i just det tryckintervall som ska användas. Den av leverantören utlovade energiförbrukningen var  $1 - 5 \text{ kWh/m}^3$  (Björleinius, pers. kom. 2005)

I en RO-anläggning sker hela tiden en uppvärmning av koncentratet vid tryckfallet efter membranet. I Sjöstadsverkets anläggning kyls koncentratet med vatten som sedan går ut i avloppet. Detta är naturligtvis resursslöseri. Med en värmeväxlare skulle åtminstone en del av energin kunna tas tillvara.

### 5.4 DRIFTSERFARENHETER FÖR FRAMTIDEN

#### 5.4.1 Nollkörningar

Med den kraftiga försämring i flöde över membran 1 och 2 som syntes i den andra nollkörningen kan man konstatera att fler nollkörningar borde ha gjorts, framförallt när

membranen var helt nya. Med de resultat som nu finns är det omöjligt att veta om det har skett en kontinuerlig igensättning eller om de nya membranerna hade en extremt hög flux under nollkörningarna som sedan snabbt sjönk till en konstant nivå som hållit sig genom försöken. Att flödet över membran 3 inte är försämrat mellan de två kranvattenkörningarna, men är märkbart försämrat mellan försöken med NaCl-lösning skulle kunna tyda på att tvättprogrammet måste köras ofta för att hålla flödet uppe. Vid den andra kranvattenkörningen var membranerna nämligen helt nytvättade medan de efter den andra saltvattenkörningen hade gått ett dygn med en koncentration i arbetstanken sedan senaste tvätt.

#### **5.4.2 Förbehandling**

Linje 2, som från ett RO-perspektiv kan ses som förbehandling medelst membranfiltrering fungerar bra. För att kunna dra några ordenliga slutsatser kring linje 1 och linje 4 som förbehandling behövs fler försök. Det står dock klart att det för linje 4 krävs ett filter som kan rengöras, kanske ett metallfilter med backspolning. Även linje 3 och VSEP:en bör utvärderas som förbehandlingsmetoder för RO:n. Ytterligare ett användningsområde för RO:n som bör undersökas är rening av rejektvattnet från det fosforrika slam som uppstår vid den biologiska fosforeringen i linje 1.

#### **5.4.3 Membran**

Vid en jämförelse av prestanda för de gamla och nya membranerna blir det tydligt hur viktigt det är att för det första ha rätt membran och för det andra ta hand om dem på rätt sätt. På Sjöstadsverket misstänker man att membranerna som satt i vid leverans av anläggningen var begagnade. Det skulle kunna förklara de dåliga resultat som uppnåtts med dem.

De nya membran som beställdes blev på grund av tidsbrist två av samma sort eftersom leverantören endast hade dessa i lager. Det skulle förstås vara intressant att jämföra flera fabriker och sorter. Den relativt täta tvättningen gav en antydning om att vissa igensättningsproblem finns. Kanske kan så kallade low-foulingmembran klara sig undan detta. Om riktigt höga koncentrationer ska uppnås behövs eventuellt SW-membran (gjorda för havsvattenavsaltning) som klarar högre tryck. Som nämndes i stycket om igensättningar påverkas det första och det sista membranet olika av utfällningar och fouling. För en grundlig jämförelse mellan membran bör alltså membranerna testas på olika plats i serien.

Den märkliga förbättringen av membran 2 efter den första tvätten syns både i den totala saltreduktionen, i nitratreduktionen och i fosfatreduktionen. Eftersom membran 1 och 2, som är av samma sort, har mer likvärdiga resultat efter tvätten är det med all sannolikhet så att någon slags koncentratläcka in i permeatet som uppstått vid monteringen satts igen. Hur detta har gått till är omöjligt att veta.

Membran 3 har visat sig vara sämre i allt utom fosforreduktion och bör bytas ut innan fler undersökningar av RO:n görs.

#### **5.4.4 Förslag till eventuell ny anläggning**

Inför ett eventuellt införskaffande av en ny RO-anläggning finns en hel del förbättringar att göra för att underlätta driften. Åtminstone två funktioner bör gå att använda utan att RO:n är i drift. Det ena är att matarpumpen ska kunna startas för att fylla arbetstanken även när den är tom. Det andra är tvättprogrammet som bör kunna köras utan att

normaldrift automatiskt sätter igång. När anläggningen gått ner i viloläge för att driftsstopp uppstått tidigare i linjen bör den kunna stängas av på annat sätt än genom att strömmen bryts.

För att underlätta en fortsatt utvärdering av RO som slutsteg i reningsprocessen bör en rad saker möjliggöras. För det första bör flödet kunna hållas konstant genom automatisk reglering av trycket. Det vore också bra om önskad recovery kunde ställas in oberoende av tryck. Jämförelse mellan olika membran skulle underlättas om membranmodulerna lätt kunde bytas ut. För säkrare resultat bör en flödesmätare finnas både vid inflödet och vid permeatet.

## 6 SLUTSATS

Omvänd osmos går att använda inom avloppsvattenrening. För att svara på om det är ekonomiskt och energimässigt försvarbart krävs dock fler studier, framförallt kring långtidseffekterna av igensättningar och vad dessa innebär för tvättfrekvensen.

Med dagens anläggning kan inte tillräcklig koncentration uppnås utan att permeatet överskrider utsläppsgränserna. Den begränsande faktorn är framförallt fosforutsläppen. Lösningen på detta är antingen att bygga ut RO:n till en tvåstegs-anläggning eller att minska fosforkoncentrationen i det inkommande vattnet till exempel genom förfällning.

Förhållandet tungmetall/fosfor är, med undantag för nickel, tillräckligt bra för att koncentratet ska kunna läggas ut på åker. Däremot är halterna högre än i humanurin.

## 7 REFERENSER

Abdel-Jawad, M., Al-Shammari, S., Al-Sulami, J., (2002), Non-conventional treatment of treated municipal wastewater for reverse osmosis, *Desalination*, 142:11-18

Baker R.W., (2004), *Membrane technology and applications*, 2:nd ed., Wiley, Chichester

Bengtsson, Lars, Driftschef på Sjöstadverket, personlig kommunikation, 2005-02-27

Bergström, R., Bjurhem, J.-E., Ek, M., Björleinius, B., Hellström, D., (2002) Koncentrering av närsalter från urin och rejektivatten från rötning av avloppsslam, Rapport till Stockholm Vatten.

Bilstad, T., (1995), Nitrogen separation from domestic wastewater by reverse osmosis, *Journal of membrane science*, 102:93-102

Björleinius, B., (2003), Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad – etapp I, Rapport till Stockholm Vatten

Björleinius, Bengt, Projektansvarig för aeroba processer på Sjöstadverket, personlig kommunikation, 2005-01-31

Cartwright, P., (1994), Membranes meet new environmental challenges, *Chemical engineering*, nr 9 1994:84-87



- Chen, J.P., Kim, S.L., Ting, Y.P., (2003), Optimization of membrane physical and chemical cleaning by statistically designed approach, *Journal of membrane science*, 219:27-45
- Gerard, R., Hachisuka, H., Hirose, M., (1998), New membrane developments expanding the horizon for the application of reverse osmosis technology, *Desalination*, 119:47-55
- Hafez, A., El-Hamarawy, S., (2004), Design and performance of the two-stage/ two-pass RO membrane system for chromium removal from tannery wastewater. Part 3, *Desalination*, 165:141-151
- Howell, J.A., (2004), Future of membranes and membrane reactors in green technologies and for water reuse, *Desalination*, 162:1-11
- Hållberg, Mats chef för membranteknikföretaget Water Management, personlig kommunikation, (2004-09-21)
- Into, M., Jönsson, A-S., Lengdén, G., (2004), Reuse of industrial wastewater following treatment with reverse osmosis, *Journal of membrane science*, 242 :21-25
- Karabelas, A.J., Yiantsios, S.G., Metaxiotou, Z., Andritsos, N., Akiskalos, A., Vlachopoulos, G., Stavroulias, S., (2001), Water and materials recovery from fertilizer industry acidic effluents by membrane processes, *Desalination*, 138:93-102
- Kim, S.L., Chen, J.P., Ting, Y.P., (2002), Study on feed pretreatment for membrane filtration of secondary effluent, *Separation and purification technology*, 29:171-179
- López-Ramírez, J.A., Sales Márquez, D., Quiroga Alonso, J.M., (2002), Comparison studies of feedwater pre-treatment in a reverse osmosis pilot plant, *Desalination*, 144:347-352
- Metcalf & Eddy, Inc., (2003), *Wastewater engineering treatment and reuse*, 4:th ed., McGraw-Hill, New York
- Nationalencyklopedin, (1994), uppslagsordet "osmos", Bra Böcker, Höganäs
- Paugam, L., Diawara, C.K., Schlumpf, J.P., Jaouen, P., Quéméneur, F., (2004), Transfer of monovalent anions and nitrates especially through nanofiltration membranes in brackish water conditions, *Separation and purification technology*, 40:237-242
- del Pino, M., Durham, B., (1999), Wastewater reuse through dual-membrane processes: opportunities for sustainable water resources, *Desalination*, 124:271-277
- van der Roest, H.F., Lawrence, D.P., van Bentem, A.G.N., (2002), *Membrane bioreactors for municipal wastewater treatment*, IWA publishing, London
- Qdais, H.A., Moussa, H., (2004), Removal of heavy metals from wastewater by membrane processes: a comparative study, *Desalination*, 164:105-110

Squire, D., (2000), Reverse osmosis concentrate disposal in the UK, *Desalination*, 132: 47-54

*Vattenbehandlingsmetoder: en bok om dricksvatten, badvatten och processvatten*, (2004), Vattenteknik AB, Malmö

Vinnerås, B., (2002), *Possibilities for sustainable nutrient recycling by faecal separation combined with urine diversion, PhD thesis*, Acta Universitatis Agriculturae Sueciae, Agraria 353

Wilf, M., Alt, S., (2000), Application of low fouling RO membrane elements for reclamation of municipal wastewater, *Desalination*, 132:11-19

BEVI, (2004), Teknisk information om Bevi elmotorer typ sg/sh, <http://www.bevi.se/download/produktkatalog/elmotorer/SgSh.pdf> (2005-01-31)

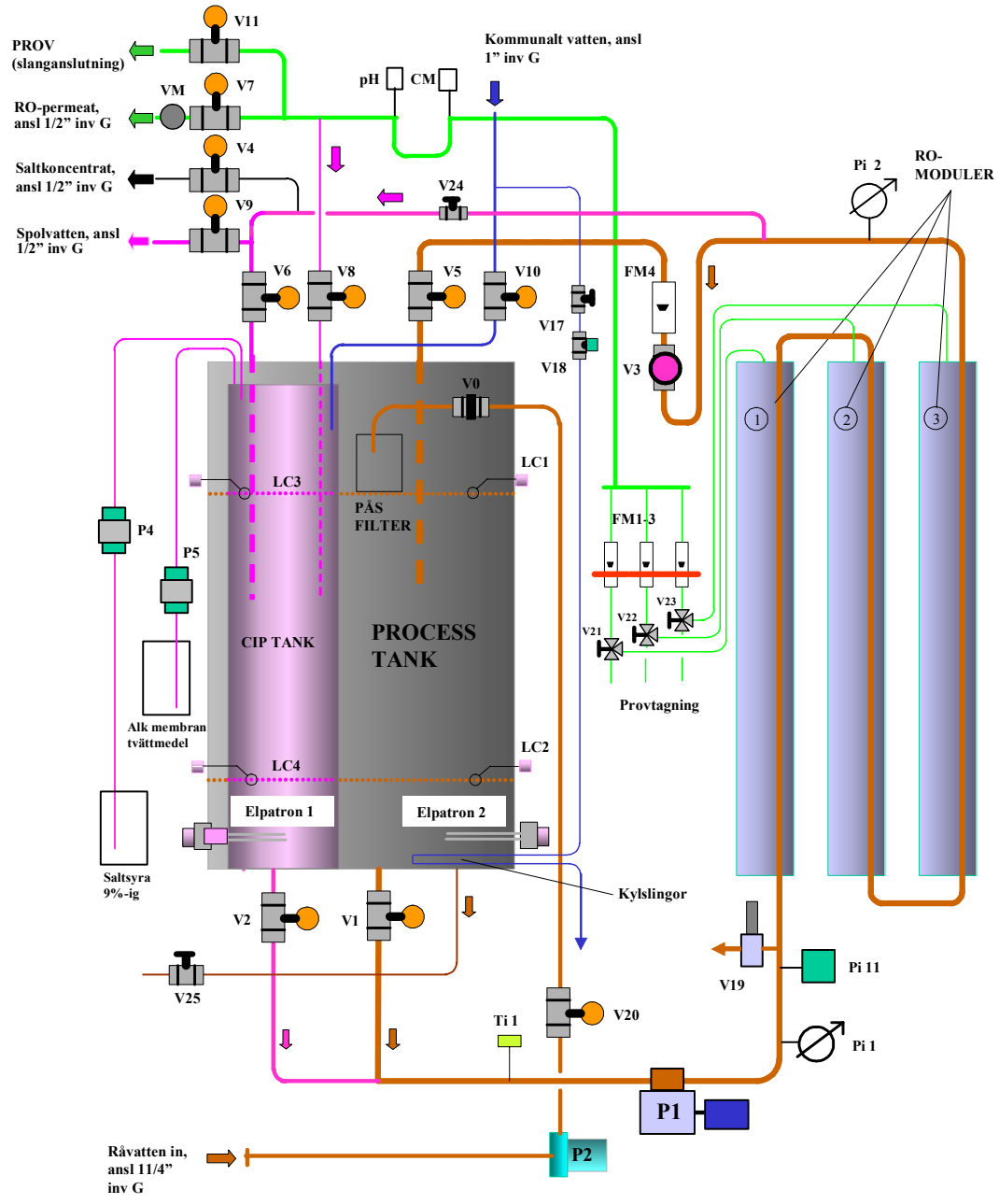
GE water, tidigare Osmonics, (1996) Plansch över membranteknikens spektra [www.gewater.com/pdf/spec2](http://www.gewater.com/pdf/spec2) (2005-01-30)

Lantbrukarnas riksförbund (2002), LRF:s policy för organiskt avfall/slam [http://www.lrf.se/data/internal/data/01/25/1065787790492/policy\\_organiskt\\_avfall.pdf](http://www.lrf.se/data/internal/data/01/25/1065787790492/policy_organiskt_avfall.pdf) (2005-01-30)

Public Utilities Board, Singapore, (2002), Expert panel review and findings, [http://www.pub.gov.sg/NEWater\\_files/download/review.PDF](http://www.pub.gov.sg/NEWater_files/download/review.PDF) (2005-01-30)

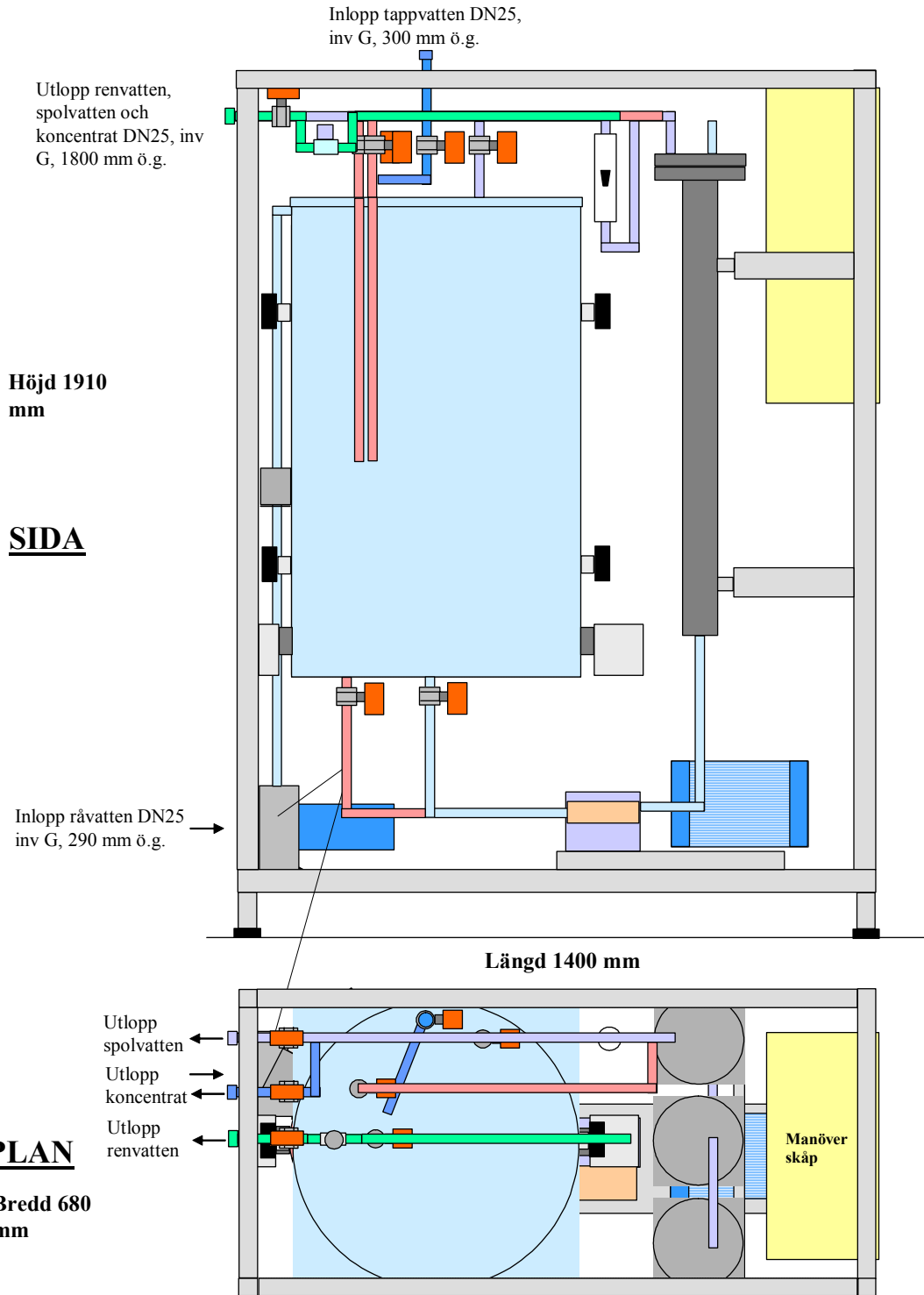
# Bilaga 1 Flödesschema över RO-anläggningen

**ROKA 100-1391 FLÖDESSCHEMA, ritn MF3-1391-03**

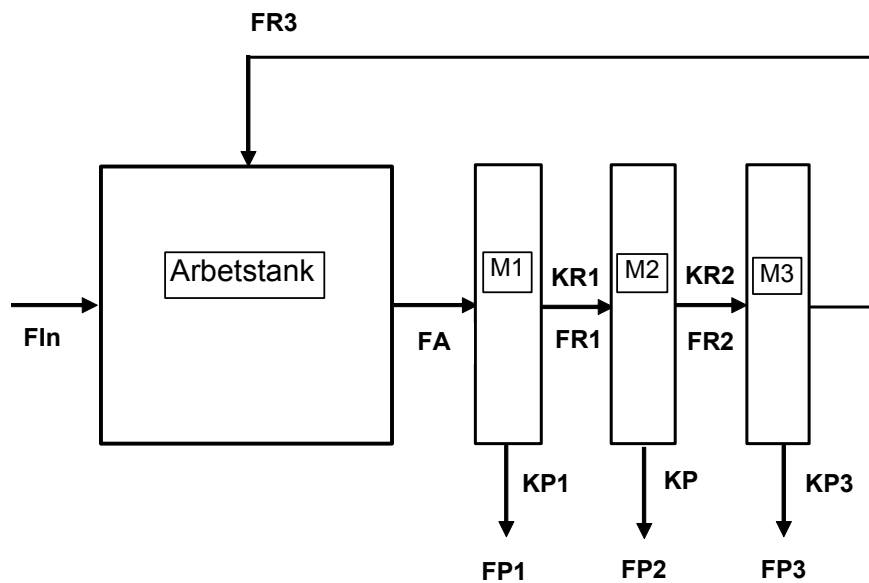


**Bilaga 2** Ritning över RO-anläggningen

**LAYOUT ROKA100-1391, ritn nr MF4-1391-01**



### Bilaga 3 Massbalans



#### Uppmätta värden

FR3	rejektflöde från M3
FP1	permeatflöde från M1
FP2	permeatflöde från M2
FP3	permeatflöde från M3
KA	konduktivitet arbetstank
KP1	konduktivitet permeat 1
KP2	konduktivitet permeat 2
KP3	konduktivitet permeat 3

#### Beräknade värden

$F_{in}$	flöde in från matarpumpen
$F_A$	flöde från arbetstanken
$R_1$	rejektflöde från M1
$R_2$	rejektflöde från M2
$KR_1$	konduktivitet i rejekt från M1
$KR_2$	konduktivitet i rejekt från M2

$$F_{in} = FP1 + FP2 + FP3$$

$$F_A = R3 + P1 + P2 + P3$$

$$FR1 = F_A - FP1$$

$$FR2 = FR1 - FP2$$

$$KR1 = (KA * F_A - KP1 * FP1) / FR1$$

$$KR2 = (KR1 * FR1 - KP2 * FP2) / FR2$$

#### Saltreduktion

$$Red1 = KP1 / KA$$

$$Red2 = KP2 / KR1$$

$$Red3 = KP3 / KR2$$

**Bilaga 4** Metallkoncentrationer i arbetstanken

<b>körning nr</b>	<b>Mn µg/l</b>	<b>Fe µg/l</b>	<b>Co µg/l</b>	<b>As µg/l</b>	<b>Mo µg/l</b>	<b>Ag µg/l</b>
<b>6</b>	120	140	4	3	7	0,2
<b>12</b>	91	97	4	4	8	0,2
<b>14</b>	84	620	6,0	5	11	9

<b>körning nr</b>	<b>Sn µg/l</b>	<b>Sb µg/l</b>	<b>W µg/l</b>	<b>B µg/l</b>	<b>Al µg/l</b>	<b>V µg/l</b>
<b>6</b>	1	1	0,2			8
<b>12</b>	1	1	0,1			10
<b>14</b>	3	1	0,2	220	100	14

**Bilaga 5** Beräkning av gränsvärden metall-fosforkvoter beräknat utifrån gränsvärden i SNFS 1994:2

SNFS 1994:2 bilaga A

Maximal mängd totalfosfor per hektar som vid tillämpning av 5 § högst får tillföras åkermark via avloppsslam.

35 kilogram per hektar och år (årsmedelvärde) i lägsta fosforklassen.

SNFS 1994:2 bilaga C

Gränsvärden enligt 9 § för den årliga mängd metaller som högst får tillföras åkermark vid användning av avloppsslam. Gränsvärdena avser genomsnitt räknat för en sjuårsperiod. Metallmängderna anges i gram per hektar och år.

Metall	Gränsvärde (gram per hektar och år)
Bly	25
Kadmium	0,75
Koppar	300
Krom	40
Kvicksilver	1,5
Nickel	25
Zink	600

För att få en uppfattning om vad dessa gränsvärden betyder för RO-koncentratet kan maximala metall/fosfor-kvoter beräknas om den tillåtna mängden fosfor sprids (35 kg per år och hektar). Avrundade och uppskalade till mg metall per kg fosfor blir gränserna då som följer:

Metall	gränsvärde metall/gränsvärde fosfor (mg metall per kg fosfor)
Bly	710
Kadmium	21
Koppar	8570
Krom	1140
Kvicksilver	43
Nickel	710
Zink	17100