

Rening av avloppsvatten med anaerob membranbioreaktor och omvänd osmos

Wastewater treatment with anaerobic membrane
bioreactor and reverse osmosis

Jonas Grundestam

Sammanfattning

Examensarbetet är utfört på uppdrag av Stockholm Vatten AB som en del av det pilotprojekt som utvärderar nya tekniker för avloppsvattenrening för Hammarby Sjöstad. Målsättningen med studien har varit att utvärdera ett system bestående av en anaerob membranbioreaktor för behandling av avloppsvatten från Hammarby Sjöstad. Bioreaktorn har inte varit uppvärmd och det som har studerats är renings-effekten, biogasproduktionen samt energiåtgången.

Systemet har även innefattat en omvänd osmosanläggning och totalt har fyra försök med denna gjorts med goda resultat. Analyser har koncentrerats till att utvärdera reduktion av organiskt material över membranbioreaktorn och av närsalter och metaller över omvänd osmos anläggningen. Bakgrunden till att använda omvänd osmos är att öka återföringen av näringämnen från avloppsvatten. Resultatet av försöken med omvänd osmos gav ett koncentrat med högt näringsinnehåll och låg halt av tungmetaller vilket ger möjligheten att sprida det på åkermark.

Membranenheten är av typen VSEP ("Vibratory Shear Enhanced Processing") och ett membrantest har även utförts för att finna det membran som passar systemet bäst med avseende på flöde och energiförbrukning. Det så kallade L-testet var omfattande och gav en klar bild över vad som skulle vara det bästa membranet. Det membran som visade sig passa systemet bäst var ett membran med en porstorlek på 0,45 μm .

Belastningen av organiskt material på reaktorn under försöksperiodens sju veckor har varit mer eller mindre konstant och låg, cirka 0,7 kg COD/dygn. Reduktionen över hela systemet inklusive omvänd osmosanläggningen med avseende på organiskt material och fosfor har varit mycket hög, omkring 99 %. Reduktionen av kväve var som högst 93 %. Gasproduktionen har fungerat och har i genomsnitt varit omkring 0,13 m^3 CH_4 /kg reducerad COD.

Energiförbrukningen för systemet i motsvarande fullskala blev omkring 2 kWh/m^3 .

Nyckelord: Anaerob membranbioreaktor, VSEP, membran test, L-test, omvänd osmos.

Abstract

This master's thesis was carried out on assignment from Stockholm Vatten AB as a part of a project developing new waste water treatment techniques. The goal of the thesis has been to evaluate an anaerobic membrane bioreactor for treatment of waste water from Hammarby Sjöstad. The bioreactor has not been heated and the main interest has been to study the gas production, power consumption and the reduction of organic matter and nutrients.

The system has been completed with a reverse osmosis unit and a total of four batch runs have been made with good results. The use of reverse osmosis allows nutrient in the waste water to be reintroduced into circulation as the reverse osmosis concentrate can be used as crop nutrient.

The membrane unit is of VSEP ("Vibratory Shear Enhanced Processing") type and an extensive membrane test has been conducted. This so called L-test helped determine the most suitable type of membrane for the system to allow a higher flux and thus lower power consumption. The L-test gave good results and a new membrane with a pore size diameter of 0,45 μm was used.

The organic load on the bioreactor has been more or less constant, around 0,7 kg COD/day, during the seven weeks of testing. The reduction over the entire system including reverse osmosis has been large, around 99 % regarding organic matter and phosphorus and 93 % for nitrogen, making the system suitable for waste water treatment except for high power consumption, around 2 kWh/m³. The production of methane gas has worked although it has been quite low, with average values of 0,13 m³ CH₄/kg reduced COD.

Keywords: Anaerobic membrane bioreactor, VSEP, membranetest, L-test, reverse osmosis.

*Department of Information Technology, Uppsala University Box 337, SE-751 05
UPPSALA ISSN 1401-5765*

FÖRORD

Det här examensarbetet är utfört på uppdrag av Stockholm Vatten AB som en del av utvärderingen av nya tekniker för avloppsvattenrening för Hammarby Sjöstad. Projektet har utförts i samarbete med Stockholm Vatten AB, högskolor, konsulter och leverantörer. Denna rapport omfattar utvärdering av en anaerob membranbioreaktor som en av teknikerna som undersöks på Hammarby Sjöstads reningsverk.

Examensarbetet som omfattar 20 poäng har utförts inom ramen för civilingenjörsprogrammet i Miljö- och vattenteknik vid Uppsala universitet under handledning av Daniel Hellström, Stockholm Vatten AB. I projektgruppen för den anaeroba membranbioreaktorn ingår även Lars Bengtsson, Stockholm Vatten AB, Rune Bergström, IVL, Mats Ek, IVL, Carl-Henrik Hansson, Nordcap, Kenneth Jensen, AnoxKaldnes AB, Lena Jonsson, Stockholm Vatten AB, Jonas Karlsson, Stockholm Vatten AB, Åke Nordberg, JTI, Lars-Erik Olsson, AnoxKaldnes AB och Fredrik Pettersson, Stockholm Vatten AB.

Examinator är Allan Rodhe på institutionen för geovetenskaper, Uppsala universitet. Ämnesgranskare är Bengt Carlsson vid institutionen för informationsteknologi, Uppsala universitet.

Jag vill rikta ett stort tack till hela projektgruppen för det stöd som jag känt genom hela examensarbetet. Tack till Daniel Hellström för din goda handledningen. Tack till Lars Bengtsson och Fredrik Pettersson på Sjöstadverket för alla bra idéer och all den kunskap ni har delat med er. Tack till Carl-Henrik Hansson på Nordcap Membrane Consulting för alla goda råd, tips och hjälp jag fått. Tack även till Andreas Carlsson som lärde mig allt jag behövde veta för att sköta VSEPen, jag tror jag haft mindre bekymmer än du. Tack till alla examensarbetare och praktikanter som förgyllde tiden på verket.

Arbetet på Sjöstadverket började snabbt och tog slut snabbare. Det har varit otroligt lärorikt och framförallt roligt att arbeta projektet och förhoppningsvis har jag bidragit med någonting.

Jonas Grundestam

Uppsala, mars 2006

Copyright ©Jonas Grundestam och Institutionen för Informationsteknologi, Systemteknik, Uppsala Universitet UPTEC W 06 008, ISSN 1401-5765 Tryck hos Institutionen för geovetenskaper, Geotryckeriet, Uppsala Universitet, Uppsala, 2006

Innehåll

1	INLEDNING	1
1.1	Bakgrund	1
1.2	Syfte	2
1.3	Avgränsning och begränsningar	2
1.4	Hammarby Sjöstad	3
1.5	Sjöstadsverket	3
2	ANAEROBI OCH MEMBRANTEKNIK	4
2.1	Avloppsvattnet	4
2.2	Anaerobi	4
2.3	Biologisk rening	4
2.4	Rötning	5
2.4.1	Anaerob hydrolys, fermentation och metanoges	6
2.4.2	Effektivitet	8
2.5	Fördel och nackdelar med anaeroba reningsprocesser	8
2.5.1	Fördelar	9
2.5.2	Nackdelar	9
2.6	Membranteknik	9
2.6.1	Membranbioreaktor	9
2.6.2	Fouling	10
2.6.3	Kontroll av fouling	11
2.6.4	VSEP - Vibratory Shear Enhanced Processing	12
2.6.5	Omvänd osmos - RO	13
2.7	Användningen av VSEP i världen	13
3	ANLÄGGNINGSBESKRIVNING	15
3.1	Bioreaktorn	15
3.2	VSEP-enheten	15
3.3	RO-enheten	16
4	METODER	17
4.1	Provtagningspunkter	17
4.2	Analys	18
4.2.1	Membranbioreaktorn	19
4.2.2	Omvänd osmosanläggningen	19
4.2.3	Gas	19
4.3	Drift av membranbioreaktor	20
4.3.1	Membrantest	20
4.3.2	Underhåll och driftstörningar	21
4.3.3	Aktivitetsmätning av slam	22
4.4	Drift av omvänd osmos enhet	22
4.4.1	Försök 1 2006-01-10	23
4.4.2	Försök 2 2006-01-17	23
4.4.3	Försök 3 2006-01-24	23
4.4.4	Försök 4 2006-02-01	24

4.4.5	Underhåll och driftstörningar	24
5	RESULTAT	25
5.1	Inkommande vatten	25
5.2	Silslammet	25
5.3	Bioreaktorn	25
5.3.1	Aktivitetsmätning av slam	30
5.4	VSEP-enheten	30
5.4.1	Membrantest	30
5.4.2	Analysresultat	36
5.5	RO-enheten	37
5.5.1	Resultat försök 1 till 4	40
5.6	Organisk belastning	44
5.7	Reduktion över membranbioreaktorn	44
5.7.1	COD	44
5.7.2	Näringsämnen	45
5.8	Gasproduktion	46
5.9	Massbalans för COD över membranbioreaktorn	47
5.9.1	Dosering av natriumacetat	47
5.10	Driftdata för membranbioreaktorn	48
5.11	Energiåtgång	49
6	DISKUSSION	50
6.1	Analysresultat	50
6.2	VSEP-enheten	51
6.2.1	L-testet	51
6.3	Omvänd osmosenheten	52
6.4	Energiförbrukningen	52
7	SLUTSATS	53
7.1	Tidigare försök på anläggningen	53
7.2	Rekommendationer inför framtiden	54
A	BILAGOR	58
A.1	Ordlista	58
A.2	L-test	59
A.3	Datalistor ifrån L-test	61
A.4	RO-försök	71
A.5	Tungmetall från RO-försöken	75
A.6	Beräkning syratillsats vid RO-körning	76
A.7	Teoretisk metanförlust	77
A.8	Analysmetoder	79
A.9	VSEP Tvätt	82
A.10	RO Tvätt	83
A.11	Analysresultat Sjöstadverket och Torsgatan	84

1 INLEDNING

1.1 Bakgrund

Hammarby Sjöstad är den största bostadssatsningen i Stockholm sen miljonprogrammen på 1970-talet. När området står färdigt år 2016 kommer det att finnas 9000 lägenheter för cirka 22000 invånare. Dagens samhälle ställer stora krav på hur en ny stadsdel ska utformas och byggas. Hammarby Sjöstad har därför ett eget miljöprogram där Stockholm Vatten är delaktig. Vatten- och avloppsmålen för Hammarby Sjöstad är för år 2005 följande (www.hammarbysjostad.se, 2005):

- Vattenförbrukningen (exklusive recirkulerat vatten) per personekvivalent ska minska med 50 % jämfört med genomsnittet för nyproduktion i innerstaden.
- 95 % av fosfor i BDT-vatten, urin och fekalier ska återföras till jordbruket. En livscykel-analys ska utföras för att avgöra lämpligheten ur energi och emissionssynpunkt av att återföra kväve till jordbruket.
- Avloppsvattnets innehåll av tungmetaller och andra miljöskadliga ämnen ska minska med 50 %.
- Dränvattnet ska kopplas till dagvattennätet.
- Avloppsledningarna ska vara helt täta.
- Allt dagvatten ska tas om hand lokalt.
- Kväveinnehållet i det renade avloppsvattnet från Hammarby Sjöstad ska ej överstiga 6 mg/l och fosforinnehållet ej 0,15 mg/l.

Dessa miljömål kan inte uppnås enbart med Henriksdals reningsverk och därför driver Stockholm Vatten ett reningsverk i pilotskala uppe på Henriksdalsberget, inom området för Henriksdals reningsverk. På Sjöstadsverket, som det kallas, testas och utvärderas olika nya teknologier för avloppsvattenbehandling för att uppnå dessa ovan nämnda miljömål. Tanken är att resultaten och erfarenheterna från pilotförsöken ska lägga grund för ett lokalt fullskaligt reningsverk som ska ta om hand avloppsvattnet från Hammarby Sjöstad. Övriga miljömål för Hammarby Sjöstad är kortfattat följande (www.hammarbysjostad.se, 2005).

- Markanvändning: Sanering, återanvändning och förvandling av gammal industrimark till attraktiva bostadskvarter med vackra parker och gröna stråk.
- Transporter: Snabba och attraktiva kollektivtrafikmedel i kombination med bilpool och vackra cykelstråk för att minska privat bilkörning.
- Byggmaterial: Sunt, torrt och miljöanpassat.
- Energi: Förnybara bränslen, återanvändning av spillvärme samt biogasprodukter i kombination med effektiv energianvändning i fastigheterna.
- Avfall: Väl sorterat i praktiska system med återvinning av material och energi i största möjliga omfattning.

Systemet som ligger till grund för det här examensarbetet är en anaerob membranbioreaktor med en VSEP-enhet med en efterföljande omvänd osmos anläggning. Det har använts förut i liknande försök på Sjöstadverket med varierande resultat. Tidigare försök har utgått ifrån att den specifika energiåtgången varit låg och att systemet haft en god renande effekt (Andersson och Castor, 2005; Carlsson, 2005), men att det vid försökens slut konstaterats att energiförbrukningen varit alltför hög i motsats till vad tillverkaren angivit (Carlsson, 2005; Hessel, 2005). I detta projekt ska anläggningen köras på sjöstadsvatten, alltså avloppsvatten som kommer ifrån hushållen i sjöstaden. Det som skiljer detta försök mot tidigare är att ett membrantest ska genomföras för att få fram det mest fördelaktiga membranet med avseende på flux över membranytan, vilket kan kopplas till energiåtgång. Dessutom ska utökade försök med omvänd osmos utföras.

1.2 Syfte

Huvudsyftet med detta examensarbete är att utvärdera användningen av en anaerob bioreaktor vid en låg temperatur på 22 °C och att utvärdera denna membranbioreaktor som ett system där även omvänd osmos ingår. Det som ska utvärderas i försöket är reduktion av organiskt material, gasproduktion och reduktion av näringsämnen med hjälp av omvänd osmos. Allt i pilotskala. En stor del av detta innebär att membranheten genomgår ett så kallat L-test där olika membran prövas och det bästa, med avseende på flux över membranytan, väljas ut inför försöksperioden. Anledningen till att detta utförs är att använda ett membran som ger så högt flux som möjligt och så låg specifik energiåtgång som möjligt. Inledningsvis ska enbart sjöstadsvatten användas men efterhand som den organiska belastningen på bioreaktorn ökas ska någon form av konstgjort avloppsvatten användas.

I detta försök ska först och främst maximal hydraulisk belastning uppnås och sedan ska ytterligare organiskt material tillsättas för att nå maximal organisk belastning. Bioreaktorn kommer inte att vara uppvärmd med avsikten att få samma temperatur i reaktorn som det inkommande vattnet har.

1.3 Avgränsning och begränsningar

Bioreaktorn ska under försökets gång utvärderas med sjöstadsvatten (avloppsvatten från Hammarby Sjöstad) och eventuellt med en konstgjord kolkälla för att få ökad belastning. Förbehandlingen, stepscreen och sandfång, av avloppsvattnet innan det kommer till Sjöstadverket kommer inte att tas upp i denna rapport. Omvänd osmos kommer att användas satsvis vid fyra tillfällen med VSEP-permeatet och resultaten i från denna behandling kommer också att utvärderas. Temperaturen i bioreaktorn kommer att vara lika med temperaturen för inkommande vatten för att utvärdera hur en ouppvärmad anaerob process fungerar vid låga temperaturer, aktuellt för det svenska klimatet.

1.4 Hammarby Sjöstad

Hammarby Sjöstad är en helt ny stadsdel som växer till omkring Hammarby Sjö. Området användes tidigare som hamn- och industriområde och hade blivit mycket nedslitet med tiden. Med Hammarby Sjöstad har marken sanerats och området förvandlats till en modern och ekologiskt hållbar stadsdel med innerstadskänsla (www.hammarbysjostad.se, 2005). När stadsdelen är färdigbyggd kommer det att finnas 9000 lägenheter med plats för omkring 22000 invånare. I och med denna storlek är Hammarby Sjöstad ett av de största stadsbyggnadsprojekten i Stockholm.

1.5 Sjöstadsverket

Tanken är att Hammarby Sjöstad ska få ett eget lokalt avloppsreningsverk med spetsteknologi då stadsdelen står färdig. För att utvärdera ny teknologi till detta avloppsreningsverk finns Sjöstadsverket. Sjöstadsverket är en pilotanläggning som Stockholm Vatten AB driver uppe på Henriksdalsberget och det är den första etappen i utvecklingen av nya reningsmetoder som ska klara av de högt satta miljökrav som Hammarby Sjöstad har. Arbetet på Sjöstadsverket kommer att koncentreras inom områden som membranteknik, anaeroba processer, aeroba processer, mätinstrument samt IT med styr- och reglerstrategier.

Etapp två är ett lokalt reningsverk i Hammarby Sjöstad som ska ta om hand avloppsvattnet från bostäderna där. Beslutsunderlaget för detta lokala reningsverk kommer från verksamheten på Sjöstadsverket under etapp ett. Om resultatet från etapp ett slår väl ut ska ett reningsverk med tillräcklig omfattning för hela Hammarby Sjöstad (om 15 000 pe - personkvivalenter) upprättas (www.stockholmvatten.se, 2005).

Det inkommande vattnet till Sjöstadsverket kommer från Hammarby Sjöstad och då det är mer koncentrerat än till exempel Henriksdals vattnet med avseende på kväve, fosfor mm. så räcker inte de tidigare uppsatta målen att vara dubbelt så bra. För att till exempel klara av målet 0.15 mg P/l i utgående vatten måste Sjöstadsverket ha en fyra gånger så bra rening. Sjöstadsverket har nu fyra fungerande linjer:

- Linje 1. Traditionell reningsprocess med BIO-P steg.
- Linje 2. Aerob membranbioreaktor med trumfilter.
- Linje 4. UASB - Upflowing Anaerobic Sludge Blanket.
- Linje 6. Anaerob membranbioreaktor med VSEP-enhet.

Den omvända osmos anläggningen är fristående och kan använda vatten från alla linjer på Sjöstadsverket för utvärdering av omhändertagandet av närsalter ur det renade vattnet.

2 ANAEROBI OCH MEMBRANTEKNIK

2.1 Avloppsvattnet

Avloppsvattnets sammansättning av föroreningar kan delas in i olika grupper så som fysikaliska, kemiska och biologiska föroreningar. Vid rening av avloppsvatten mäts olika fysikaliska och kemiska parametrar som hänger samman med reningsprocessen i de olika reningsstegen. Det är vanligt att COD (Chemical Oxygen Demand - ett mått på avloppsvattnets innehåll av organiskt material), suspenderad substans, fosfor och kväve analyseras. Mikrobiologiska parametrar är en användbar parameter vid bedömning av avloppsvattnets hälsorelaterade effekter (Introduktion till Avloppsteknik, 1996).

Avloppsvattnets fysikaliska del består av lösta ämnen och suspenderat material. Med lösta ämnen menas sådana ämnen som obehindrat kan passera ett filter med $0,45 \mu\text{m}$ pordiameter. Det suspenderade materialet defineras som det material som fastnar i detta filter. Avloppsvattnets torrsbstans (TS) beskriver den totala föroreningsmängden, alltså summan av fasta och lösta ämnen, och den bestäms genom indunstning av en viss provvolym samt torkning och vägning av återstoden. TS analysen utförs vanligtvis enbart på slammet i reningsverket (Introduktion till Avloppsteknik, 1996).

Den kemiska beståndsdel i avloppsvatten kan delas in i organiska och oorganiska ämnen, där den organiska delen fördelar sig med en tredjedel vardera på lösta ämnen, kolloida partiklar samt avsättbart material. Den oorganiska delen består till cirka 90 % av lösta ämnen, såsom salter (Introduktion till Avloppsteknik, 1996).

De vanligast förekommande organiska ämnena i avloppsvatten är kolhydrater, proteiner, fett samt kolväten och tensider. Utöver dessa finns även en mängd andra organiska ämnen varav flera i mycket låga halter (Introduktion till Avloppsteknik, 1996).

2.2 Anaerobi

Anaerob vattenrening innebär att bakterier i en syrefri miljö bryter ner och omvandlar organiskt material till energi. Substratet som används av de anaeroba bakterierna kommer ifrån det inkommande avloppsvattnet. Anaeroba processer är attraktiva, speciellt för processer med hög temperatur, då luftning inte är nödvändigt och på så sätt sparas energi samt att den totala producerade mängden fast material är låg. Anaeroba processer klarar av att svara på belastning med en snabb nedbrytning efter långa perioder utan belastning. I vissa fall har anaeroba processer varit aktuella för kommunalt avlopp, men detta gäller i varmare klimat (Metcalf och Eddy, 2003).

2.3 Biologisk rening

Biologisk rening utnyttjar mikroorganismer för att framför allt omvandla och koncentrera organiskt material. Anaerob biologisk rening sker vid nedbrytning, rötning, av slam (Introduktion till Avloppsteknik, 1996).

För att de nedbrytande bakterierna ska kunna växa behöver de energi och näring, både kol och kväve och fosfor. Bakteriernas näring består av det organiska material

som kommer med avloppsvattnet. Förutom till gången på energi och näring är den biologiska aktiviteten beroende av faktorer som pH, temperatur och halten toxiska ämnen. Vanligt brukar vara att säga att bakterier trivs vid ett neutralt pH på ungefär 7. Vissa biologiska processer är mer temperaturberoende än andra. Nitrifikationsprocessen är mycket temperaturberoende och vatten med lägre temperatur tar längre tid att behandla än vatten med högre temperatur. Temperaturen för kommunalt avloppsvatten ligger runt 20 °C och de mikroorganismer som dominerar vid denna temperatur är kryofila mikroorganismer (Introduktion till Avloppsteknik, 1996).

2.4 Rötning

Anaerob nedbrytning av organiskt material sker under en process som kallas rötning och ger slam, slamvatten och rötgas som slutprodukter. Rötgasen består av koldioxid, metangas samt små mängder svavelväte. Slammets svarta färg kommer i fråga att svavelväte bildar järnsulfid om järnföreningar finns. Rötningen sker i tre olika del steg med hjälp av olika bakterier (Introduktion till Avloppsteknik, 1996).

Det främsta användningsområdet för anaerob rötning är stabilisering av koncentrerat slam producerat vid behandling av industriellt eller kommunalt avloppsvatten (Metcalf och Eddy, 2003). Stora framsteg har gjorts vad gäller förståelse för processen och användandet av kringutrustning. Då tyngdpunkten ligger vid konserveringen av energi och att kunna använda den reade produkten på ett nyttigt sätt är anaerob rötning en ofta använd process för slamstabilisering. Anaerob rening kan dessutom producera tillräckliga mängder rötgas för att täcka reningsverkets energibehov.

Storleken på den anaeroba rötningen är baserad på tillräcklig tid i en välomblandad reaktor för att tillåta destruktion av flyktig suspenderad material (VSS). Bestämmande kriterier för storleken på processen är slamretentionstid (SRT), genomsnittliga tiden som slammet befinner sig i reaktorn och hydraulisk retentionstid (HRT), den genomsnittliga tiden som vätskan befinner sig i röttningsprocessen. SRT för slammet kan bestämmas som kvoten av massan av slam i reaktorn och massan av slam som tas ut ur reaktorn varje dag, $SRT = \frac{V \cdot X}{Q_e \cdot X_e}$, där V volymen är och X medelslamkoncentrationen av i bireaktorn och Q_e och X_e är överskottslamflödet respektive koncentrationen av slam i utflödet. HRT bestäms som vätskevolymen i reaktorn, V, delat med flödet av avloppsvatten genom reaktorn, Q, $HRT = \frac{V}{Q}$. För processer utan återföring gäller $SRT = HRT$ (Metcalf och Eddy, 2003).

Temperaturen är inte bara en viktig faktor för metabolismen hos mikroorganismerna i processen utan påverkar också gasflöden och sedimentationsegenskaper hos de solida ämnena. Vid anaerob rötning är temperaturen viktig för nedbrytningshastigheten, speciellt för hydrolysen och bildningen av metangas. En viss temperatur på processen bestämmer den lägsta SRT som krävs för att få tillfredsställande VSS destruktion. De flesta anaeroba system är designade för mesofila verksamhetsområden omkring 30 till 38 °C. Anaerob rötning kan även användas vid termofila temperaturer omkring 50 till 57 °C. Det är inte bara temperaturen som är viktig för röttningsprocessen. De nedbrytande bakterierna är också känsliga för förändringar i temperatur. Generellt sett medför en temperaturförändring på 1 °C/dag förändringar i processen medan en förändring på 0,5 °C/dag inte påverkar processen nämnvärt (Metcalf och Eddy, 2003). Vad som händer med en anaerob

process vid temperaturer lägre än 20 °C är att den biologiska processen svarar långsammare, längre SRT och större reaktorvolym krävs och dessutom en lägre COD belastning från inkommande avloppsvatten.

Den anaeroba rötningen har buffrande egenskaper i form av kalcium-, magnesium- och ammoniumbikarbonater. Ammoniumbikarbonater produceras vid nedbrytningen av protein i inkommande avloppsvatten. Kalcium och magnesium finns i avloppsvattnet från början. Alkaliniteten är proportionell mot koncentrationen av solida substanser i inkommande avloppsvatten. En god röttningsprocess har en alkalinitet på omkring 2000 till 5000 mg/L. Den huvudsakliga konsumenten av alkalinitet vid anaerob rötning är koldioxid och inte VFA. Koldioxid produceras vid fermentations- och metanogesfasen och på grund av det partiella gastrycket i röttningsprocessen bildar koldioxiden karbonsyra som konsumerar alkalinitet. Koldioxid halten i rötgasen ger därför en bild av det eventuella behovet av tillsats av alkalinitet. Tillsats av kalk eller natriumkarbonat kan hjälpa till att höja alkaliniteten för en process som inte fungerar så bra. Anaeroba processer är känsliga för förändringar i pH och giftiga substanser, så ett neutralt pH är att föredra. Då höga halter, 30 till 35 % koldioxid produceras i en anaerob process, krävs hög alkalinitet för att hålla pH neutralt. Vid rötning produceras behövlig alkalinitet då nedbrytningen av protein och aminosyror producerar NH_3 som kombinerat med koldioxid och vatten producerar alkalinitet iform av $NH_4(HCO_3)$. I vissa fall, då avloppsvattnet mest innehåller koldhydrater, kan alkalinitet behövas tillsättas för att få en pH-höjning.

Vid anaeroba processer är två hastighetsbegränsande faktorer viktiga, omvandlingsfaktorn vid hydrolysen och utbytet av löst substrat vid fermentation och metanoges. Processen är mer stabil då koncentrationen av flyktiga fettsyror (Volatile Fatty Acids, VFA) når sitt minimum, vilket kan tas som en indikation att en tillräcklig population av metanogena bakterier existerar och det finns tillräckligt med tid för att minimera vätgas och VFA koncentrationen. Ett bromsande steg är omvandling av VFA av metanogena bakterier och inte fermentationen av löst substrat av fermentationsbakterierna. Kinetiken för tillväxten av metanogena bakterier är därför mycket viktig i en anaerob process. SRTn måste anpassas baserat på tillväxthastigheten och målen för avloppsvattenbehandlingen. Vid 20, 25 och 35 °C är minsta SRT 7,8 , 5,9 respektive 3,2 dagar (Metcalf och Eddy, 2003).

2.4.1 Anaerob hydrolysis, fermentation och metanoges

Anaeroba fermentation och oxidations processer används primärt för att behandla och rena avloppsvatten och hög koncentrerat organiskt avfall (Metcalf och Eddy, 2003). Det finns dock applikationer för dessa processer vid mer utspädd avloppsvatten. Anaerob fermentation är fördelaktig då lägre volym biomassa krävs och energi i form av metangas kan utvinnas från konverteringen av organiskt material. De flesta fermentationsprocesser verkar vid mesofila temperaturer omkring 30 till 35 °C och termofil fermentation vid 50 till 60 °C erhålls en större destruktion av patogener och slutprodukten kan användas mer fritt. I och med detta kan termofil fermentation vara mer eftersträvbar. Även vid lägre temperaturer är hydrolysis-, fermentation- och metanogesprocessen aktiva.

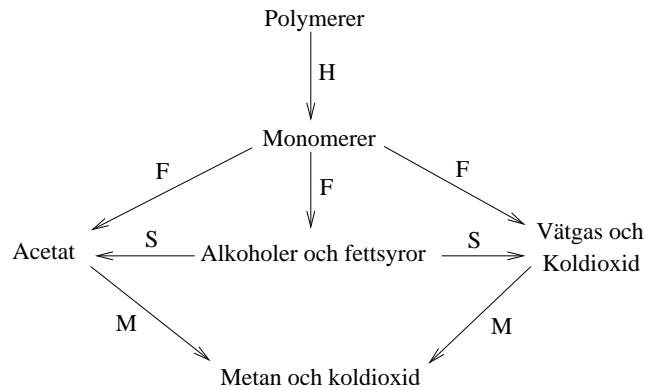
Stora variationer i flöde och koncentration av organiska ämnen kan rubba balan-

sen mellan syrafermentation och metanogesen i en aerob process. För lösliga, lätt nedbrytbara substrat som socker och löst stärkelse, kan de syraproducerande reaktionerna vara mycket snabbare vid hög belastning och kan då öka halten av lätt flyktiga organiska syror (VFA) och öka vätgas produktionen och således sänka pH i reaktorn. En högre vätgaskoncentration kan inhibera omvandlingen av propion- och butylsyra. Det lägre pH inhiberar metanogesen. Flödesutjämning måste ske för att möta höga toppar i flöde och belastning, förslagsvis med hjälp av en utjämningstank.

Vid behandling av industriellt avloppsvatten har anaeroba processer visat sig vara mycket kostnadseffektiva i förhållande till aeroba processer, med besparingar i tillsats av näringsämnen och reaktor volym samt en lägre energiförbrukning (Metcalf och Eddy, 2003). Då resultatet av den anaeroba reningen inte är lika bra som vid aerob behandling används ofta anaerob behandling som ett försteg till ett kommunalt reningsverk eller till en aerob behandlingsprocess.

Tre olika steg i den anaeroba nedbrytningsprocessen (Metcalf och Eddy, 2003; Introduktion till Avloppsteknik, 1996). Se även figur 1.

- Hydrolys är det första steget i fermentationsprocessen där partikulärt material (proteiner, kolhydrater och fetter) konverteras till lösbara komponenter (aminosyror, sockerenheter och fettsyror) som ytterligare kan hydrolyseras till enkla monomerer som används av bakterierna som utför fermentationen.
- Fermentation är det andra steget. I fermentationsprocessen bryts aminosyror, socker och fettsyror ner ytterligare. Organiskt material fungerar både som elektrondonatorer och som elektronacceptorer. Produkten av fermentation är acetat, vätgas, koldioxid och propionat och butyrat som intermediära produkter. Propionatet och butyratet fermenteras ytterligare till vätgas, koldioxid och acetat. Slutprodukten vid fermentation är alltså acetat, vätgas och koldioxid som är grunden för metanproduktion (metanoges). Nedbrytningen av propionat och butyrat till acetat och vätgas kräver en låg koncentration av vätgas i systemet annars sker inte reaktionen.
- Metanogesen är det tredje och slutliga steget och utförs av en grupp bakterier som går under namnet metanogener. Två olika sorters metanogena bakterier medverkar i metangas produktionen. Ena gruppen, kallad *acetoclastiska metanogener*, delar acetatet till metan och koldioxid. Den andra gruppen, kallad *vätgasanvändande metanogener*, använder vätgas som elektron donator och koldioxid som elektron acceptor för att producera metangas. Bakterier i processen, kallade *acetogener*, kan också tillgodogöra sig koldioxid för att oxidera vätgas och bilda acetat. Acetatet omvandlas dock till metan (Hessलगren, 2004), så inflytandet ifrån de acetogena bakterierna är ringa. 72 % av metangasen som produceras vid anaerob rötning härstammar ifrån bildandet av acetat (Metcalf och Eddy, 2003). För att få en termodynamiskt fördelaktig reaktion måste det omgivande vätgasstrycket vara tillräckligt lågt. Alla metanogena bakterier är anaeroba (Carlsson, 2005). Detta är ett pH- och temperaturberoende steg som kräver jämn temperatur runt 30-35 °C för mest fördelaktig metanoges samt ett stabilt pH på 7. Metanogesen är dock aktiv även för lägre temperaturer.



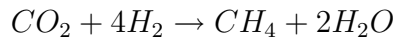
Figur 1: De olika stegen och produkterna vid anaerob nedbrytning. H=hydrolysis, F=fermentation, S=syntrofi och M=metanogesis.

Ett högre koncentrerat avloppsvatten kommer att producera mer metangas per volym behandlat vatten. Mängden producerad metangas per gram COD under anaeroba reningsförhållanden är 0,35 L CH₄/g COD vid normala förhållanden (0 °C och 1 atm) (Metcalf och Eddy, 2003). De metanbildande reaktioner som är aktuella för anaerob nedbrytning av avloppsvatten är följande (Carlsson, 2005):

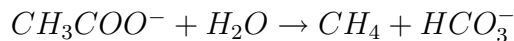
- Metanol som substrat:



- Koldioxid och vätgas som substrat:



- Acetat som substrat:



2.4.2 Effektivitet

Anaeroba processer är kapabla till hög effektivitet vad gäller nedbrytning av COD till metangas med en minimal mängd producerad biomassa. Vid en SRT på 20 till 50 dagar erhålls en maximal nedbrytning av solida ämnen vid temperaturer över 25 °C. På grund av höga halter av suspenderat material i utflödet, vanligt för anaeroba processer, är inte anaeroba reningsprocesser pålitliga för en reningsstandard motsvarande sekundär rening. Eventuellt kan någon form av aerob rening krävas för att klara reningskraven (Metcalf och Eddy, 2003).

2.5 Fördel och nackdelar med anaeroba reningsprocesser

Det finns både fördelar och nackdelar med att använda anaerob rening (Metcalf och Eddy, 2003).

2.5.1 Fördelar

- Kräver ingen luftning och producerad metangas kan täcka upp för energiåtgången för uppvärmning av reaktorn.
- Mindre slamproduktion gör att kostanderna för borttransport av slam minskar.
- I och med mindre produktion av biomassa går det åt mindre näringsämnen. Metanproduktionen blir en potentiell energikälla.
- En anaerob process har högre volumetrisk organisk belastning än en aerob process och behöver därför mindre utrymme.
- Snabb respons på tillsatt substrat efter långa perioder utan substrat.

2.5.2 Nackdelar

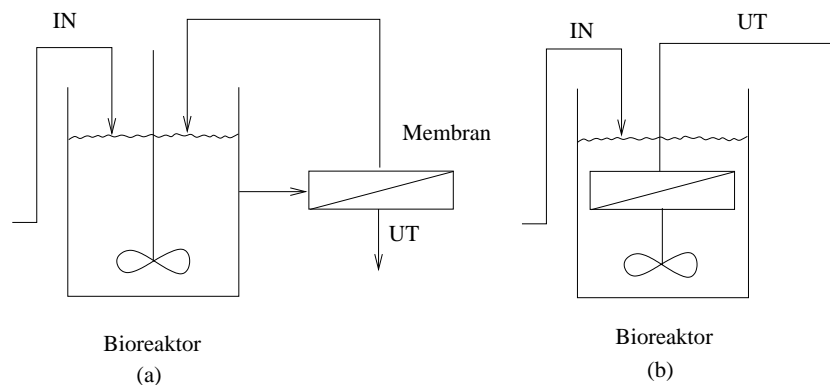
- Låg tillväxt hos de anaeroba bakterierna gör att uppstartstiden blir mycket lång.
- Om en alltför hög gasfaskoncentration av koldioxid uppstår måste alkaliskt material, kalciumkarbonat, tillsättas för att få tillfredsställande pH i reaktorn. Detta kan slå hårt mot ekonomin om inte denna alkalinet finns att tillgå i inkommande avloppsvatten eller kan produceras via nedbrytning av proteiner och aminosyror.
- Kan behöva ytterligare aerobrenning för att uppfylla reningskrav.
- Biologisk kväve- och fosforrening är ej möjlig.
- Processen är känslig för temperatursänkningar och den kan vara mer känslig för toxiska substanser. Dessutom finns en potential för uppkomst av lukter och korrosiva gaser.

2.6 Membranteknik

Membranfiltrering är ett sätt att rena partiklar från ett förorenat vatten. Membran är per definition en yta som är permeabel för vissa ämnen men inpermeabel för andra. Membranet separerar vätskan i en renad vätskefas och ett koncentrat som går tillbaka till bioreaktorn. På så sätt förloras ingen biomassa och det är en mycket viktig del i den anaeroba membranbioreaktorn, då anaeroba bakterier tillväxer mycket långsamt.

2.6.1 Membranbioreaktor

Membranbioreaktorer (MBRer) är ett membran kopplat till en bioreaktor och kan användas vid både aerobrenning och anaerobrenning (Judd, 2004). Det kan antingen vara ett internt eller ett externt membran (figur 2). Fördelen med en membranbioreaktor är att reaktorvätskan innehållande de nedbrytande mikroorganismerna



Figur 2: Olika typer av MBR med utanpåliggande membran (a) och internt membran (b).

stannar i reaktorn i stället för att försvinna ut i övriga renings steg (Metcalf och Eddy, 2003).

Fördelarna med membranseparation är (Metcalf och Eddy, 2003):

- En högre koncentration av biomassa i den anaeroba reaktorn reducerar dess volym och ökar den volumetriska COD belastningen.
- Tillåter en mycket hög SRT i den anaeroba reaktorn genom att behålla all solid material som kan resultera i maximal nedbrytning av VFA och COD substanser som ger en högre kvalitet på utflödet.
- Fångar upp fast suspenderad material i utflödet och ökar därmed kvaliteten på det renade avloppsvattnet.

Den viktigaste parametern vid designen av ett MBR-system är fluxet över membranytan och förmågan att förhindra fouling av membranet. Fluxet (l/m^2h), definieras som volymen över membranarean per tidsenhet (Metcalf och Eddy, 2003).

2.6.2 Fouling

Termen fouling används för att beskriva depositionen och ackumulationen på membranytan av ämnen i flödet över membranet. Fouling är en viktig faktor vid designen och användandet av ett system som innefattar membran, då fouling påverkar omfattningen av förbehandling, rening, kostnader för användandet mm. Det finns i huvudsak tre olika orsaker till fouling (Metcalf och Eddy, 2003).

- Uppbyggnad av konstituenterna i matarvätskan på membranytan.
- Formation av fällning på grund av kemin i matarvätskan.
- Skada på membranytan på grund av kemiska ämnen eller biologisk tillväxt på membranytan.

Uppbyggnad av material från matarvätskan på membranytan kan ske med olika mekanismer. Minskning av porstorleken, igensättning av porerna och gel- eller kakkbildning orsakad av koncentrationspolarisering är de tre mest använda orsakerna. Gel- eller kakkbildning sker när majoriteten av det fasta materialet i matarvätskan är större än pordiametern i membranytan. Koncentrationspolarisering kan beskrivas som uppbyggnaden av material nära eller på membranytan som orsakar en ökning i resistans för lösningen att ta sig över membranet. En viss koncentrationspolarisation sker alltid i system innehållande membran, men gel- eller kakkbildning är en extrem form där stora mängder material har ackumulerats på membranytan och faktiskt bildat en gel eller kaka på membranet. Porminskning eller porigensättning sker bara när det fasta materialet i matarvätskan är mindre än pordiametern för membranet (Metcalf och Eddy, 2003).

Fouling kan vara av fysisk, oorganisk, organisk eller biologisk karaktär (Judd, 2004). Fysisk fouling innebär att porerna i membranet sätts igen av kolloidala ämnen på så sätt att en viss del av membranytan blir obrukbar. Med oorganisk och organisk fouling hänvisas ofta till bildning av flagor på membranet och makromolekylära ämnen.

Oorganisk fouling innebär ofta att flagor av fällningar, exempelvis kalciumkarbonat, sätter igen membranet. Detta kan åtgärdas genom tillsats av syra, men då förändringar i pH kan störa systemets mikrobiologi är det ingen bra lösning (Judd, 2004). Kemisk förbehandling av avloppsvattnet är även en metod för att minska oorganisk fouling, men stora skillnader i avloppsvattnets kvalitet gör styrningen av doseringen mycket svår. Lösningen på oorganisk fouling är extern rening av membranet eller förändring i processen som ger upphov till avloppsvattnet.

Uppskattningsvis består nästan hälften av alla igensättande substanser i ett membransystem av biofilmer. Biofilmer kräver extremt lite näring för att överleva och kan existera till och med i det renaste vatten. Biofilmer formas generellt sett på membranytor i ett system där membranen kommer i kontakt med biomassa. Biofilmer kan bildas även i de renaste system, så länge som bakterierna har något att omsätta. Biofilmen anses till viss grad skydda membranet då en biofilm är mer selektiv än själva membranet (Judd, 2004).

2.6.3 Kontroll av fouling

Fouling ger direkt en högre energiåtgång genom att försämra de hydrauliska egenskaperna hos membranet (Judd, 2004).

Fouling kan förhindras eller minskas på tre olika sätt (Metcalf och Eddy, 2003):

- Förbehandling av matarvätskan.
- Backspolning av membranet.
- Kemisk rening av membranet.

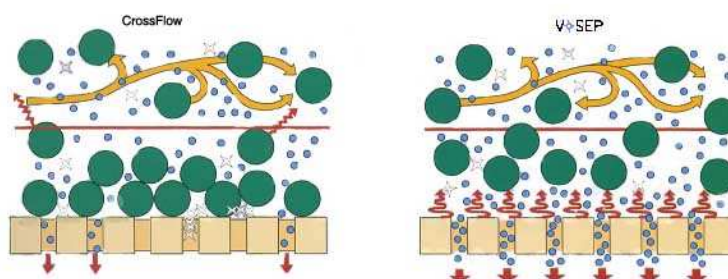
Förbehandling kan användas för att minska TSS och den bakteriella halten i inkommande avloppsvatten och ofta blir avloppsvattnet kemiskt behandlat för att minska kemiskt slitage inuti reningsstegen. Den vanligaste metoden för att behandla fouling är backspolning av membranet med luft eller vatten. Kemisk rening kan

också användas för att få bort konstituenten som inte påverkas av backspolning med vatten, detta kan jämföras med en tvätt med vatten och tillsatt tvättmedel. Fysiska skador på membranytan på grund av skadande ämnen kan generellt sett inte lagas, utan då får membranet bytas ut helt. Fouling kan även minskas genom att noggrant pröva ut rätt membran material och rätt systeminställningar vid initiala tester (Vane och Alvarez, 2002).

2.6.4 VSEP - Vibratory Shear Enhanced Processing

Det finns olika sätt att filtrera en vätska genom ett membran. *Deadend filtrering* innebär att vätskan pumpas vinkelrätt in mot membranytan och detta kan göra att membranet sätter igen med minskad flux som följd. Vid *crossflow filtrering* pumpas vätskan tangentiellt längs med membranytan med hög hastighet. Denna teknik har fördelen att inget lager kan byggas upp vid membranytan i samma utsträckning som vid deadend filtrering. Vid crossflow filtrering är inloppstrycket till membranet större än utloppstrycket vilket kan ge effekten att påbyggnad på membranytan kan ske från utloppet och inåt (Andersson och Castor, 2005).

VSEP är en filtrerteknik som använder sig av skjuvkrafter (figur 3) nära membranytan för att hålla den fri ifrån fouling. VSEP-systemet har visat sig effektiv vid filtrering av många olika sorters vätskor.

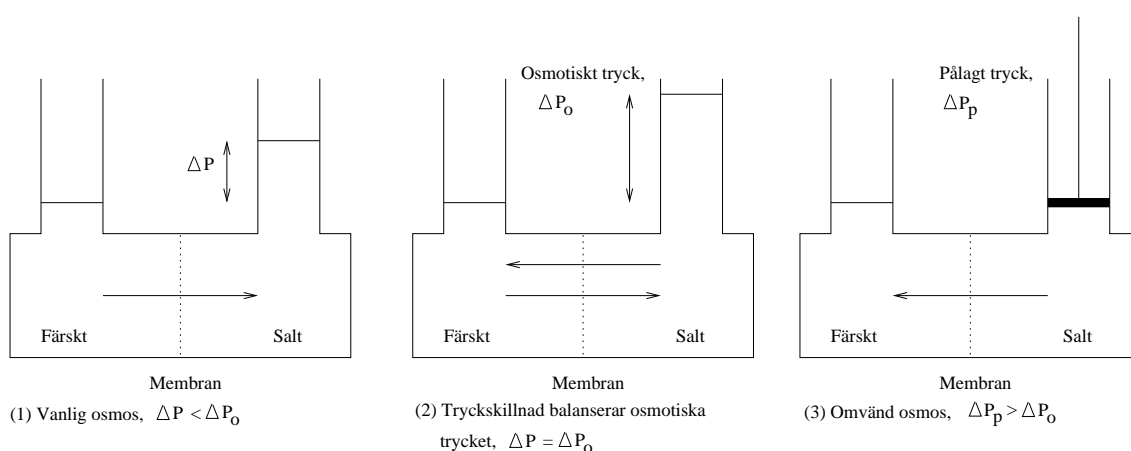


Figur 3: Crossflow utan och med skjuvkrafter (www.vsep.com, 2006).

Vid filtrering med en VSEP-enhet, till skillnad från traditionella filtrertekniker, vibrerar hela membranstacken med en frekvens omkring 51 Hz med en förskjutning i membranstackens ytterkant på maximalt 1 tum (2,54 cm). Då membranerna rör sig med samma hastighet som plattan de sitter fast i utvecklas stora skjuvkrafter vid membranens yta (Vane *mfl*, 1999). Turbulensen alldeles ovanför membranytan blir dessutom högre i och med att membranet vibrerar fram och tillbaka. Vid filtrering motverkar dessa skjuvkrafter fouling av membranet och på så sätt kan fluxen över membranerna hållas högre. De viktigaste faktorerna för att få ett tillfredsställande flux över membranytan är drivtrycket och vibrationsamplituden samt att rätt typ av membran används (Nuortila-Jokinen *mfl*, 2003).

2.6.5 Omvänd osmos - RO

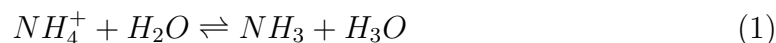
Omvänd osmos används för att få näringsämnen i det förorenade vattnet i en mer koncentrerad form. När två lösningar med olika koncentration, av till exempel salt, separeras med ett semipermeabelt membran uppstår en skillnad i kemisk potential över membranet. Vatten kommer att diffundera genom membranet från den lägre koncentrationen med högre potential till den högre koncentrationen med lägre potential. Så länge skillnaden i potential existerar kommer flödet över membranet att driva systemet till jämvikt. Denna balanserande tryckskillnad kallas osmotiskt tryck och beror på lösningens egenskaper och koncentration samt temperatur. En tryckgradient större än och i motsatt riktning mot det osmotiska trycket innebär att flödet istället går ifrån den mer koncentrerade sidan till den lägre koncentrerade sidan och detta kallas omvänd osmos (Metcalf och Eddy, 2003).



Figur 4: Principen för omvänd osmos från Metcalf och Eddy (2003).

Omvänd osmos är ofta sista steget i en reningsprocess. En anledning till detta är att det förorenade vattnet som ska renas med omvänd osmos måste vara fritt från partiklar som kan sätta igen membranet, så någon form av förbehandling krävs. Dessutom måste membranerna rengöras kemiskt med jämna mellanrum för att få bort utfällningar på membranet vilket leder till satsvisa körningar (Metcalf och Eddy, 2003).

En sänkning av pH kan vara nödvändigt för att hindra den ammoniak avgång till luften från koncentratet som sker vid höga pH-värden enligt ekvation (1). En pH sänkning innebär att reaktionen förskjuts åt vänster och ammoniak stannar i koncentratet.



2.7 Användningen av VSEP i världen

VSEP systemet började utvecklas på 1990-talet och sen dess finns tekniken i olika applikationer på ett flertal platser i världen.

Försök med att använda VSEP-systemet med omvänd osmos membran och utvärdera filtreringen av gödsel med hög vattenhalt för att utvinna användbart dricksvatten till en svinfarm har utförts (Morris *mfl.*, 2003). Resultatet från detta arbete visade att VSEP-systemet med fördel kunde användas för ändamålet med lägre metall- och mineralhalter än de krav som ställdes för vad som räknas som användbart dricksvatten.

Pappersmassaindustrin har använt ett VSEP-system i laboratorieskala för att filtrera fiberrikt processvatten i (Hasan *mfl.*, 2002). I rapporten redovisas resultat ifrån L-test utfört vid pappersmassa industrin och slutsatsen med rapporten är att fortsätta studera VSEP-systemets användbarhet inom detta område då den fungerat mycket bra.

I ett pilotförsök i Skogaberg utanför Göteborg används en VSEP-enhet med RO-membran för att tillverka ett rötslam utifrån ett svartvattensystem (Coquin, 2005), där bland annat fouling av membranet och återföring av näringsämnen studeras.

3 ANLÄGGNINGSBESKRIVNING

3.1 Bioreaktorn

Anläggningen i fråga står på Sjöstadsverket och består av en anaerob bioreaktor, en VSEP-enhet och en omvänd osmosenhet. Den anaeroba bioreaktorn är fullständigt omblandad och rymmer 1,6 m³ och har som syfte att bryta ner organiska föreningar, partiklar samt producera biogas (Carlsson, 2005). Volymen i reaktorn har hållits vid 60 % under försöken, vilket skulle motsvara cirka 800 liter. Då membranheten håller kvar biomassan i reaktorn är slamretentionstiden mycket lång. Börvärdet för temperaturen i reaktorn var 22 °C under försöksperioden vilket motsvarar medeltemperaturen för inkommande vatten från Hammarby Sjöstad. Detta innebär att de mesofila mikroorganismerna är aktiva under rötningsprocessen. Innan reaktorslammet kommer till membranheten pumpas det genom ett automatiskt skrapfilter med en maskstorlek på 0,5 mm. Rens och slam från skrapfiltret återförs automatiskt till bioreaktorn. Efter skrapfiltret passeras ytterligare ett filter med en porstorlek på, initialt, 0,56 mm men som sedan byttes ut till ett filter med en porstorlek på 1,60 mm. Anledning till att filtret byttes ut var att öka drifttiden mellan tömningen av filtret och minska slitaget på excenterskrupumpen. Figur 7 visar en schematisk bild av anläggningen.

3.2 VSEP-enheten

Membranheten består av en VSEP-enhet av typen L/P från New Logic Research Inc. Den innehåller sammanlagt 19 membranplattor med 0,45 µm porstorlek. Varje platta är dubbelsidig och innehåller således två membran. Detta ger totalt 38 stycken membran. Total yta på membranen är 1,59 m² (Carlsson, 2005). För att erhålla crossflow flöde så har systemet utrustats med en excenterskrupump med kapacitet upp till tolv bar drivtryck. Denna pump verkar i två olika lägen, uppkoncentrerings och förträngningsläge. Vid uppkoncentrerings arbetar pumpen mot en stängd koncentrationsventil och ökar koncentrationen på slammet i membranstacken för att sedan spola koncentratet under förträngningsfasen. Vid förträngningsfasen går pumpen upp i frekvens, till 70-80 Hz, för att skölja ur och återföra slammet till bioreaktorn. Uppkoncentreringsfasen varar under 90 sekunder och förträngningsfasen är 15 sekunder lång. Systemet loggade automatiskt parametrar som drivtryck, koncentrattryck, permeatflöde, temperatur mm. VSEP-enheten kan beskådas i figur 5.



Figur 5: Membranstack och vibrationsenhet till vänster.

3.3 RO-enheten

Det sista steget i systemet utgörs av en anläggning för omvänd osmos. Den består av en högtryckspump och ett spirallindat membran av Desal SC 2540 typ och är inlånad av IVL Svenska miljöinstitutet AB. Det spirallindade membranet har en yta på $2,8 \text{ m}^2$ och har kapacitet av avskilja 99 % natriumklorid (Andersson och Castor, 2005). Anläggningen kördes satsvis med VSEP-permeat från en öppen 200 liters tank. Koncentratet recirkulerades till tanken och permeatet samlades upp i ytterligare en öppen tank (fig. 6). Temperaturen hölls konstant vid $25 \text{ }^\circ\text{C}$ med en termostat kopplad till vattenkylning.



Figur 6: RO-anläggningen under uppkoncentrering med koncentrattank i mitten och permeattank till vänster. RO-enheten till höger.

4 METODER

Försöket med anaerobrening av avloppsvatten ifrån Hammarby Sjöstad började den 2 januari 2006 med kontinuerlig belastning av den anaeroba bioreaktorn under sju veckor. Under perioden togs prover ut enligt figur 7. Dessa prover analyserades på Sjöstadsverket så väl som på Stockholm Vattens laboratoriet på Torsgatan. Fyra satsvisa körningar med omvänd osmos anläggningen utfördes även.

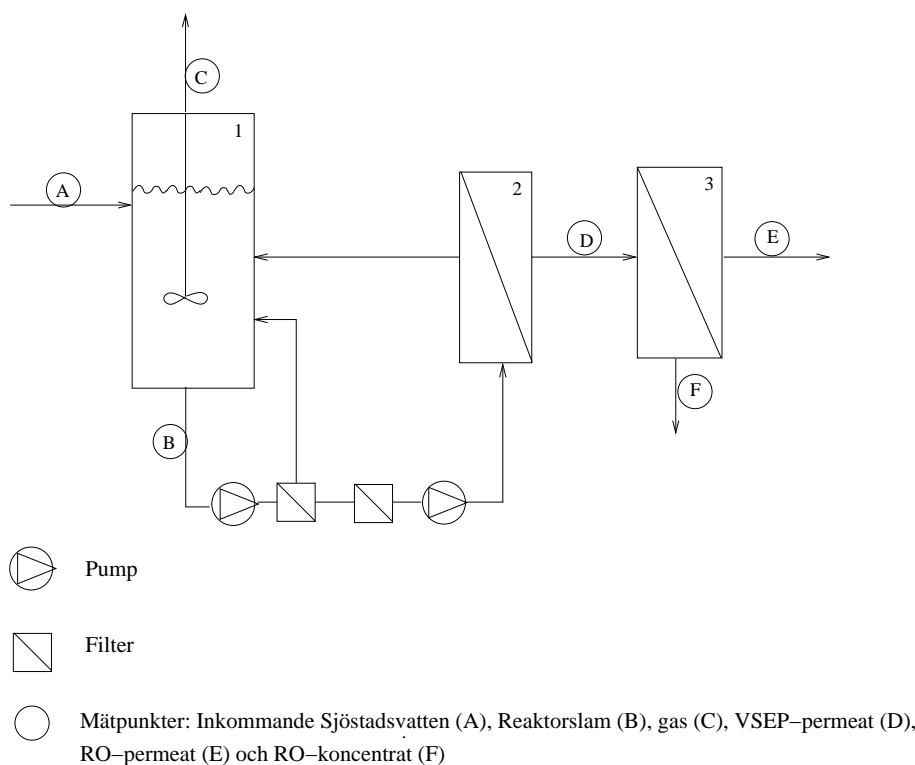
Tanken med analyserna var att vid försöksperiodens slut kunna beräkna reduktionsgraden för organiskt material, näringsämnen och tungmetaller över systemet samt balansen av organiskt material. Utförda analyser finns redovisade i bilaga A.8.

4.1 Provtagningspunkter

De analysmetoder som använts i denna rapport är spektrofotometri med Langekyvetter. De olika provpunkterna finns redovisade i figur 7 och beredningen av de olika proven skedde enligt följande.

- A, inkommande sjöstadsvatten: Innan avloppsvattnet ifrån Hammarby Sjöstad når Sjöstadsverket passerar det en stepscreen och ett sandfång. Därefter tas provet för inkommande vatten och innan det kommer in i den anaeroba bioreaktorn kommer det till en utjämnings tank. Detta för att eliminera toppar i flödet som kan störa och skada systemet. Vidare går det sedan igenom ett korgfilter och det är därifrån som analysprovet för silslamprov tas. Det provet är ett blandprov ifrån två olika tillfällen under en vecka. Tillredningen av provet går till så att filterkorgen spolas ren och innehållet samlas upp i en hink. En delmängd av provet sparas sedan i en flaska och blandas sedan ihop med en lika stor delmängd prov från nästa tillfälle som korgfiltret töms.

- B, reaktorslam: Stickprov av reaktorslam togs en gång per vecka under försöksperioden och analysen utfördes på Sjöstadverket och på laboratoriet på Torsgatan.
- C, gas: Ackumulerad mängd producerad gas samt metangashalten i volymprocent metan mättes.
- D, VSEP-permeat: Permeatet ifrån filtreringen samlades ihop varje dygn, konserverades med syra och skickades till laboratoriet på Torsgatan en gång per vecka. Analyser utfördes även på Sjöstadverket två gånger per vecka.
- E och F, RO- inkommande och utgående: Dessa analyser gjordes enbart vid de satsvisa körningarna med RO-anläggningen, totalt vid fyra tillfällen, och varje körning innebar ett stort antal analyser på permeat och koncentrat från RO-anläggningen.



Figur 7: Principiell ritning över anläggningen där, 1 är den anaeroba bioreaktorn, 2 är VSEP-enheten och 3 är RO-anläggningen.

4.2 Analyser

De olika provtagningspunkterna (se figur 7) har alla ett eget analyschema som följdes under försöksperioden. Provpunkternas olika analyser finns beskrivna nedan och de analysmetoder som använts finns beskrivna i bilaga A.8.

4.2.1 Membranbioreaktorn

Inkommande vatten analyserades vid Stockholms Vattens laboratorium på Torsgatan. Proven togs automatiskt vid jämna mellanrum över dygnet för att ge ett representativt dygnsprov. Detta gav sammanlagt fem dygnsprov som skickades veckovis in till Stockholm Vattens laboratorium på Torsgatan och sedan blandades ihop till ett veckoprov som analyserades med avseende på COD, TOC, totalfosfor, ammoniumkväve och Kjeldahlkväve.

Från den totalomblandade reaktorslammet togs ett representativt stickprov varje vecka för analys av pH, COD, TOC, TS, VS. Dessutom tog speciella prov ut för tungmetallanalys och aktivitetstest vid början och slutet av försöksperioden. Ett stickprov från bioreaktorn togs även ut varje vecka för analys på Sjöstadverket. På Sjöstadverket analyserades pH, TS och GR och innan pH mättes så luftades provet för att få en avgång av pH sänkande koldioxid.

Prover på utgående vatten ifrån MBR togs med hjälp av en automatisk provtagare. Då VSEP-enheten står lite avsidet finns inget speciellt kylskåp för provtagning så provtagningsdunken förvarades över dygnet i en kylväska med kylklampar som byttes ut varje arbetsdag mot nya kylklampar och en ny provtagningsdunk. Prov på vattnet samlades upp över hela dygnet och syra konserverade sedan för att skickas till Torsgatan och där blandas ihop med övriga dygnsprov från veckan till ett blandprov. Två dagar i veckan utfördes analyser på Sjöstadverket. De analyser som gjordes var pH, COD, TOC, ammoniumkväve, totalfosfor, fosfatfosfor, totalkväve samt VFA. Anledningen till att SS (suspenderade substanser) inte analyserades är att permeatet inte innehöll någon SS. Den standard som avgör SS innebär att vätska filtreras igenom ett 1,6 μm filter (Hesselgren, 2004) och i och med att membranen i MBRen har en porstorlek på 0,45 μm så innehåller permeatet per definition inget SS.

4.2.2 Omvänd osmosanläggningen

Under försöken med RO-anläggningen togs prover ut för analys. Vid varje uppkoncentreringsgrad mättes flöde samt pH och konduktivitet i koncentrat, permeat och mixpermeat. TS halten mättes även på koncentratet. Allt detta utfördes på plats på Sjöstadverket. Det inkommande vattnet analyserades av laboratoriet på Torsgatan med avseende på TOC, $\text{NH}_4 - \text{N}$, $\text{PO}_4 - \text{P}$ samt tot-P och vid bestämda uppkoncentreringsgrader analyserades också dessa i koncentrat samt TOC, $\text{NH}_4 - \text{N}$ och tot - P i permeat och mixpermeat.

4.2.3 Gas

Mängden producerad gas ifrån bioreaktorn mättes varje dag med en gasflödesmätare av märket Schlumberger och metanhalten registrerades med en handmätare. Tidigare försök har använt sig av samma mätare och påvisat att den fungerat bra även vid låga flöden (Andersson och Castor, 2005). För ytterligare kontrollera gasflödesmätarens noggrannhet vid låga flöden kopplades en gasballong till mätarens utlopp och gas samlades upp i den under en viss tid. Uppsamlad mängd noterades och gasballongen tömdes sedan igenom gasmätaren för att kontrollera att volymer-

na var lika stora. Tömningen skedde med ett högre tryck än fyllningen. Resultatet av dessa mätningar visar att gasflödesmätaren inte konsekvent visar samma fel i registrerat flöde. En mer noggrann kontroll av gasflödesmätaren utfördes även av SWECO (Welin, 2006) och den undersökningen kunde påvisa ett mätfel mindre än 10 % hos gasflödesmätaren för flöden över 30 ml/min. Den mätningen använde sig av lågflödespumpar med givet flöde för att kontrollera gasflödesmätaren. Skillnaden mellan verkligheten och SWECOs mätning är att verklighetens gasflöde är stötvis och inte kontinuerlig som det är när ovannämnda pumpar används. Vid försöksperiodens början och slut togs ett slamprov ut för analys av slamaktivitet. Denna analys gjordes av Anox Kaldnes AB i Lund och syftet med analysen var att visa vilken aktivitet slammet har under optimala anaeroba förhållanden (Carlsson och Olsson, 2005).

4.3 Drift av membranbioreaktor

Innan försöksperioden började utfördes ett omfattande L-test för att lägga grunden för beslutet om en ny membranstack till VSEP-enheten. Detta utfördes under några veckor och under denna tid gjordes membranheten i ordning inför kommande försöksperiod. Datalistor ifrån kan läsas i bilaga A.2

Efter utfört L-test började bioreaktorn belastas med maximal hydraulisk kapacitet hos membranheten, alltså VSEP-enheten, vilket innebar ett genomsnittligt inflöde till bioreaktorn på 970 ml/min. Bioreaktorn belastades med avloppsvatten från Hammarby Sjöstad och endast de sista två veckorna tillsattes natriumacetat.

4.3.1 Membrantest

Ett omfattande membrantest utfördes för att hitta det membran som fungerar bäst med avseende på flux för MBR-systemet. Membrantestet innebar att membranheten kördes i laboratorieskala, så kallat L-läge, med ett membran i taget. Drivtryck och vibrationsamplitud är viktiga parametrar för flödet genom membranheten och dessa utvärderades på ett kontrollerat sätt för olika membran. L-test utförs när ett nytt membran ska utprovas inför kommande körningar av anläggningen i pilotskala. Det börjar med att VSEP-enheten omkonfigureras till L-läge vilket innebär att membranstacken monteras ner. De membran som ska testas installeras och testas sedan ett och ett. Tanken med testet är att finna ett membran som ger maximal flux över membranytan. Detta kan jämföras med optimalflödes testet som görs när P-stacken, innehållande 38 stycken membran, är installerad, med skillnad att det nu sker med endast ett membran. Permeatflödet, som är direkt kopplat till fluxet över membranytan, studeras sedan vid olika drivtryck till membranstacken. Det membran som verkar ha störst flöde vid de mest fördelaktiga trycken väljs sedan ut. Tabell 14 i bilaga A.2 redovisar de membran som testats.

Ett test av ett membran börjar med en belastningsfas där membranet sköljs med vatten i 30 minuter. Därefter kopplas bioreaktorn in och testet startar med en timmes körning vid 2 bars tryck. Permeatflödet läses sedan av efter första cykeln med uppkoncentrering och förträngning samt vid den artonde cykeln. Uppkoncentreringsfasen är 90 sekunder lång och förträngningsfasen är 15 sekunder. Detta ger en total cykellängd på 1,75 minuter och arton cykler tar då 31,5 minuter. Vid slutet

av den artonde cykeln ställs trycket om och permeatflödet läses av på samma sätt. De tryck som testas är 2, 4, 6, 8, 10 samt 12 bar. För att kontrollera om membranet har satt igen med partiklar så sänks trycket efter sista cykeln med 12 bar drivtryck till 4 bar igen och permeatflödet jämförs med det tidigare flödet vid samma tryck. När sedan ett tillfredsställande antal membran har sorterats ut jämförs de i längre körningar mot det membran som satt i P-stacken tidigare.

Nästa steg i L-testet var att välja ut de två membran som gav bäst flux över membranytan och utföra ett längre test och jämföra dessa med det membran som ursprungligen satt i P-stacken. Dessa test gjordes med varje membran över en längre tid på 2-3 dagar och dessutom studerades fluxet då amplituden ändrades ifrån 1/2 tum till 3/4 samt till 1 tum. De drivtryck som användes var 4 respektive 6 bar, ty det är mest troligt att drivtryck i den storleksordningen kommer att användas under försöksperioden.

Sista delen av L-testet utvärderade inombördes skillnader mellan två olika membran av den typ som valdes ut för den nya P-stacken. Det visade sig att 0,45 μm membranet som skulle användas för P-stacken kom från en annan leverantör än det som testades först i L-testets första del. Detta membran testades också för att kontrollera inbördes skillnader mellan två olika membran med samma porstorlek.

4.3.2 Underhåll och driftstörningar

I samband med att den nya membranstacken monterades på VSEP-enheten utfördes underhåll på den excenterskruvpump som används som matarpump till VSEP-enheten. Då byttes en utsliten rotor och en utnött stator ut. Anledningen till att de blivit slitna efter en mycket kort drifttid var att det filter som sitter före pumpen satt igen och inte gett pumpen tillräckligt med reaktorvätska för att kunna smörja dess rörliga delar tillräckligt. Detta filter, ett korgfilter med 0,6 mm spaltbredd, kom att bli ett konstant störande moment med avseende på kontinuerlig drift. Daglig rensning av filtret, utöver de inplanerade underhållsrutinerna, innebar dagliga avbrott i belastningen av bioreaktorn, framför allt under helger. Detta problem avhjälpes dock genom att införskaffa en ny filterkorg med en större spaltbredd på 1,60 mm. Denna nya filterkorg gav möjlighet att köra anläggningen utan uppehåll för annat än planerat underhåll.

Underhållet för membranbioreaktorn låg i membranenheten. För att motverka slitage på VSEP-enheten smörjdes två stycken nipplar var 100:e drifttimme med universalfett. Förutom det ovan nämnda filtret innebar driften av membranenheten inget övrigt underhåll.

Tvätt av systemet utfördes då kapaciteten hos membranenheten minskat med cirka 30 %. Detta kunde innebära ett flöde minskat med 30 % eller att drivtrycket ökat med 30 %. Tvättning av membran utfördes med en 2 % lösning av ariel color och lut alternativt saltsyra eller tvättmedlet NC 2. Tvättvattnet skulle ha ett pH på antingen omkring 11 eller omkring 2 vilket erhöles genom tillsats av syra alternativt bas. Anledningen till att ariel color används är att detta är ett, för ändamålet, bra tvättmedel som fungerar som komplexbildare för organiskt material (Carlsson, 2005). Membrantvätt utfördes ungefär en gång varje månad. Utförligare tvättinstruktioner finns i bilaga A.9.

4.3.3 Aktivitetsmätning av slam

Vid försöksperiodens början och slut togs ett slamprov ut för analys av slamaktivitet. Denna analys gjordes av Anox Kaldnes AB i Lund och syftet med analysen var att visa vilken aktivitet slammet har under optimala anaeroba förhållanden (Carlsson och Olsson, 2005).

4.4 Drift av omvänd osmos enhet

Försöken med omvänd osmos utfördes satsvis fyra gånger under fyra på varandra följande veckor. Innan varje försök ställdes anläggningen i ordning, tankar tvättades och membranet gjordes rent ifrån fouling. Före körningen samlades permeat ifrån VSEP-anläggningen upp i en 200 liters tank och två 240 liters tankar och det är detta VSEP-permeat som används som inkommande vatten till omvänd osmos enheten. De första två krävde 300 liter och de sista två körningarna krävde 600 liter för att uppnå den önskade uppkoncentreringsgraden.

Innan uppkoncentreringen med den omvända osmosenheten började ställdes enheten in i recirkulationsläge, vilket innebär att både permeat och koncentrat förs tillbaka till samma tank, för att uppnå rätt tryck och rätt arbetstemperatur. Trycket vid försöken var 40 bar och temperaturen var 25 °C. När rätt arbetstemperatur och drivtryck erhållits började uppkoncentreringsprocessen. Detta skedde genom att föra över permeatslangen till ett separat kärl.

Under uppkoncentreringen mättes pH och konduktivitet i koncentratet, permeatet och det blandade permeatet (även kallat MP eller Mix Permeat), det permeat som blandas med tidigare permeat efter att en uppkoncentreringsgrad uppnåts. I bilaga A.4 redovisas samtliga analyser utförda vid försöken med omvändosmos anläggningen. Utöver detta togs prover av näringsämnen, organisktmaterial och tungmetaller ut för analys vid Torsgatan och TS-halten i koncentratet bestämdes. Flödet registrerades vid varje reduktionsgrad och för att minska kapacitetsförsämringen hos membranet tillsattes syra. pH sänkningen motverkar utfällning av bland annat kalciumkarbonat och fosfor på membranytan och ammoniakavgång, se ekv. 1, som kan ge missvisande reduktionsvärden över systemet. Vid det andra och tredje försöket med omvänd osmos tillsattes koncentrerad saltsyra som pH justerare och vid sista försöket användes en blandning av salpetersyra och fosforsyra, med en fosfor-kväve kvot på 1:6, för att simulera ett koncentrat som skulle kunna användas som gödningsmedel inom jordbruket.

I försöken med omvänd osmosanläggningen söktes att uppnå en så pass hög uppkoncentreringsgrad (VRF, Volym Reduktions Faktor) som möjligt. Vid första försöket tillsattes ingen syra för pH justering och då uppnåddes VRF 10, vilket innebär att volymen som innehåller huvuddelen av föroreningen reducerats med 90 %. Senare försök uppnådde en högre VRF, försök två nådde VRF 30 och försök tre och fyra nådde en uppkoncentreringsgrad på 60, vilket innebär att volymen som innehåller huvuddelen av föroreningen reducerats med 98 %.

Tvätt av RO-anläggningen utfördes efter varje försök och finns beskriven i bilaga A.10.

4.4.1 Försök 1 2006-01-10

Försök 1 gjordes med 300 liter vatten ifrån VSEP-anläggningen och körningen med utfördes utan syrajustering. Redan vid VRF 10 var flödes så pass lågt att det kunde förklaras obefintligt och försöket avbröts. Det inkommande vattnet för detta försök hade en tot-P koncentration på 10 mg/l och vid VRF 10 borde koncentratet ha en 10 gånger så hög koncentration. Ett lågt flöde under dessa betingelser tyder på en utfällning av på membranytan. Efter utförd tvätt togs prov på tvättvattnet för att få en bild av den mängd fosfor som kan ha fällts ut.

Tabell 7 till 8 visar massbalansen för denna körning och där syns tydligt att mängden fosfor i tvättvätskan är betydlig. Förlusten av kväve i försöket kan hänvisas till ekvation 1 som visar en ammoniak avång vid högt pH. Halten kväve i utgående vatten låg strax över gränsvärdet och halten fosfor låg långt under gränsvärdet.

4.4.2 Försök 2 2006-01-17

Liksom vid försök 1 samlades 300 liter vatten in ifrån linje 6 men skillnaden denna gång var att saltsyra tillsattes för pH justering. Körningen slutade då efter det att VRF 30 nåtts och flödet vid slutet av körningen tyder på att tillsatsen av syra haft positiv inverkan.

Vid VRF 30 låg halterna av kväve och fosfor under gränsvärdena för utgående vatten.

4.4.3 Försök 3 2006-01-24

Då tidigare försök gett bra resultat vid högre uppsamplingsgrader var målet med försök 3 att nå VRF 60. 600 liter vatten samlades in över natten ifrån linje 6. Anledningen till att uppsamlingen skedde över natten var att utflödet ifrån membranheten inte tillät en snabbare uppsamling. Saltsyra användes även denna gång för att justera pH och då VRF 60 nåddes avbröts körningen. TS halten i koncentratet är linjär med VRF och detta samband visar att VRF 60 inte riktigt uppnåts. Detta beror på att då volymen i matartanken till RO-pumpen blir tillräckligt låg stannar pumpen automatiskt eftersom det kommer in luft i pumpen. Flödet vid denna VRF tyder dock på att om det skulle ha funnits mer vatten så hade uppsamlingen kunnat fortsätta. Halterna av kväve och fosfor låg även här under gränsvärdena för utgående vatten.

Försök 3 tog längre tid än väntat och klarades inte av under en hel dag utan anläggningen var tvungen att stå i recirkulationsläge över natten, för att återupptaga uppsamlingen nästa morgon. Innan anläggningen lämnades så justerades pH värdet i matartanken ner till cirka 6,2 och permeat flödet registrerades. Det fanns ingen möjlighet att kontrollera pH under natten och dosera syra vid behov för att hålla pH nere. När uppsamlingen sedan togs vid nästa dag hade pH värdet i matar tanken stigit mycket, till omkring 7,7, och permeat flödet var obefintligt. Förmodligen hade någon form av utfällning bildats på membranet och syra tillsattes för att försöka tvätta bort denna. Endast en ringa syratillsats krävdes och permeatflödet återhämtade sig snabbt till det som registrerades dagen innan.

En observation som gjordes var att skumbildningen i matartanken var påtagligt större när saltsyra användes som pH justera än när salpetersyra och fosforsyra användes för att sänka pH.

4.4.4 Försök 4 2006-02-01

Till försök 4 samlades 600 liter vatten upp i från membranheten och försöket kördes med tillsats av en blandning av fosforsyra och salpetersyra som pH justerare. I utgående vatten i detta försök kan man se att halterna kväve och framför allt fosfor är högre än vid tidigare försök. Detta beror på tillsatsen av fosfor och kväve i och med syra doseringen. Halterna av kväve och fosfor i utgående vatten är dock lägre än gränsvärdena vid VRF 60.

Även detta försök tog längre tid än väntat och uppkoncentreringen var tvungen att avbrytas för dagen. Denna gång hade en pH meter och en doseringspump kopplats till matar tanken och denna pump doserade syra för att hålla ett lågt pH på ungefär 6,2 i matar tanken under natten. Syran doserades proportionellt mot pH och när uppkoncentreringen skulle återupptas dagen efte var flödet normalt och pH i matar tanken höll en bra och låg nivå. Bevisligen hade syra gått åt ty doseringsflaskan innehöll en mindre volym syra.

Anledningen till att fosforsyra (H_3PO_4) och salpetersyra (HNO_3) används som pH justerare är att man vill kunna använda koncentratet som växtnäring inom jordbruket. Då saltsyra (HCl) används vid pH justering tillsätts skadliga klorider som kan ha negativ påverkan på växter (Olrog och Christensson, 2003). Genom att byta ut saltsyran mot fosfor- och saltpetersyra tillförs istället näring iform av fosfor och kväve. Förhållandet mellan fosfor och kväve i tillsatt syra var 1:6 vilket är efersträvbart i ett växtnäringsämne för till exempel veteodling. Receptet på syrablandningen finns i bilaga A.6.

4.4.5 Underhåll och driftstörningar

Efter en körning med den omvända osmos anläggningen utfördes en tvätt med det basiska tvättmedlet P3 Ultrasil II tvättlösning, med en koncentration på omkring 0,2 % och med ett pH i tvättvattnet på ungefär 11. Detta gjordes för att tvätta ur den organiska fouling som uppstått. Om sedan renvattenflödet efter tvätten var lägre än det tidigare tyder det på utfällning på membranet och ytterligare en tvätt utfördes med citronsyra, vilket gav tvättvattnet ett pH på cirka 2. Tvättprogrammet utfördes vid 45 °C och med ett drivtryck på 8 bar under minst 40 minuter. Systemet sköljdes sedan igenom med varmt vatten. Efter utförd tvätt genomfördes en renvattenkörning för att bestämma flödes kapaciteten och saltavskiljningen för membranet. Ytterligare tvättinstruktioner finns i bilaga A.10.

Användandet av omvänd osmos anläggningen innebar inga driftstörningar.

5 RESULTAT

I nedanstående text kommer formuleringar som försöksperiodens sju veckoröch ” under försöksperiodenätt användas. Den period som åsyftas är från vecka 1 till vecka 8 2006, alltså 2/1-2006 till 19/2-2006. Dag 1 för försöksperioden är då 2/1-2006 och dag 49 är 19/2-2006.

5.1 Inkommande vatten

Inkommande vatten till Sjöstadsverket kommer ifrån Hammarby Sjöstad. Under försöksperiodens sjunde vecka inträffade ett avbrott av tillförseln av vatten ifrån Hammarby Sjöstad till Sjöstadsverket. Detta innebar att anläggningen matades med vatten ifrån Henriksdals reningsverk vilket innebar ett mindre koncentrerat avloppsvatten. Den organiska belastningen under denna period hålls ändå uppe med hjälp av dosering av natriumacetat.

Inkommande vatten analyserades veckovis som blandprov och två gånger per vecka som dygnsprov av Stockholm Vattens laboratorium på Torsgatan. Tabell 1 visar halter i inkommande vatten i under sex veckor då bioreaktorn belastades med avloppsvatten från Hammarby Sjöstad.

Tabell 1: Koncentrationer i inkommande veckoprov.

Vecka	COD-tot [mg/l]	TOC [mg/l]	Total-P [mg/l]	$NH_4 - N$ [mg/l]	Kjeldahl-N [mg/l]	TN _b [mg/l]
1	640	220	10	58	73	65
2	650	220	12	61	78	72
3	650	200	11	59	76	66
4	620	180	11	56	70	61
5	640	220	10	58	74	65
6	630	190	11	56	73	67

5.2 Silslammet

Tabell 2 visar analysresultatet ifrån veckoblandproven av silslam. COD-halten används sen för att beräkna uttaget av organiskt material vid denna provtagningspunkt.

5.3 Bioreaktorn

Figur 8 visar den dagliga temperaturen på reaktorslammet under försöksperiodens sju veckor. De två låga punkterna i figuren beror på ett avbrott i driften under två helger. Vätskan i systemet vid temperaturmätaren, som sitter strax innan excenter-skruvpumpen, har då kylts ner och de låga värdena har registrerats. Temperaturen i bioreaktorn har dock hållit sig omkring sitt börvärde som är 22 °C. Figur 9 visar resultatet av stickprovsanalysen av pH i reaktorslammet under försöks-perioden. Den stora skillnaden mellan början och slutet beror på att slammet luftades bättre på

Tabell 2: Koncentrationer i uttaget silslam under försöksperioden.

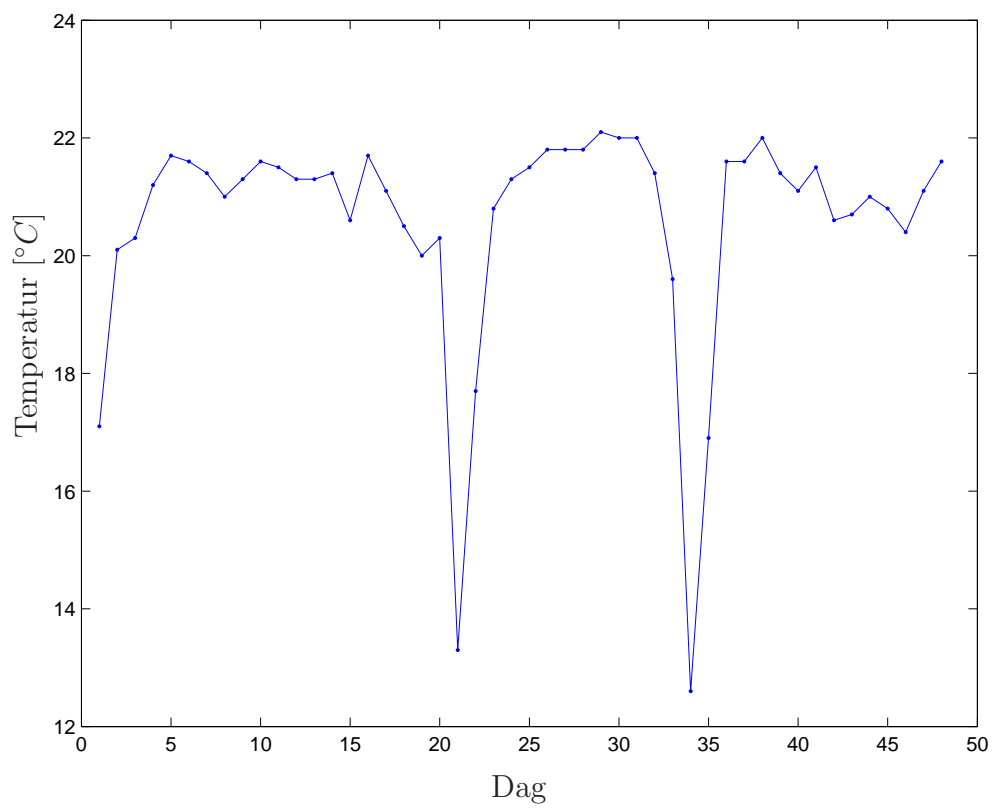
Vecka	COD-tot [mg/l]	TOC [mg/l]	TS [%]	GR [%]
1	13000	2600	1,1	13,7
2	12000	1800	0,86	14,5
3	15000	2200	1,3	13,5
4	20000	4100	1,7	12,8
5	11000	2300	0,84	14,5
6	14000	1500	0,95	13,2

slutet med en större avgång av den pH sänkande koldioxiden och på så sätt enbart få en eventuell pH sänkning av VFA. Luftningen skedde vid pH mätning i bägare. TS ger ett mått på mängden organisktmaterial i reaktorslammet och i figur 10 ses att halten TS ökar underförsöksperioden. VS-halten anger den organiska andelen av torrsubstanshalten och enligt figur 10 ses den även öka med ökad TS. I denna figur 10 jämförs även resultatet från analyser utförda på Sjöstadverket och analyser utförda på Stockholm Vattens laboratorium på Torsgatan. Ökningen av organiskt material i reaktorslammet visas i figur 11 och där ses en tydlig ökning under försöksperioden. Denna ackumulation spelar roll för reduktionen över membranbioreaktorn som ligger till grund för gasproduktionen som behandlas i stycke 5.8.

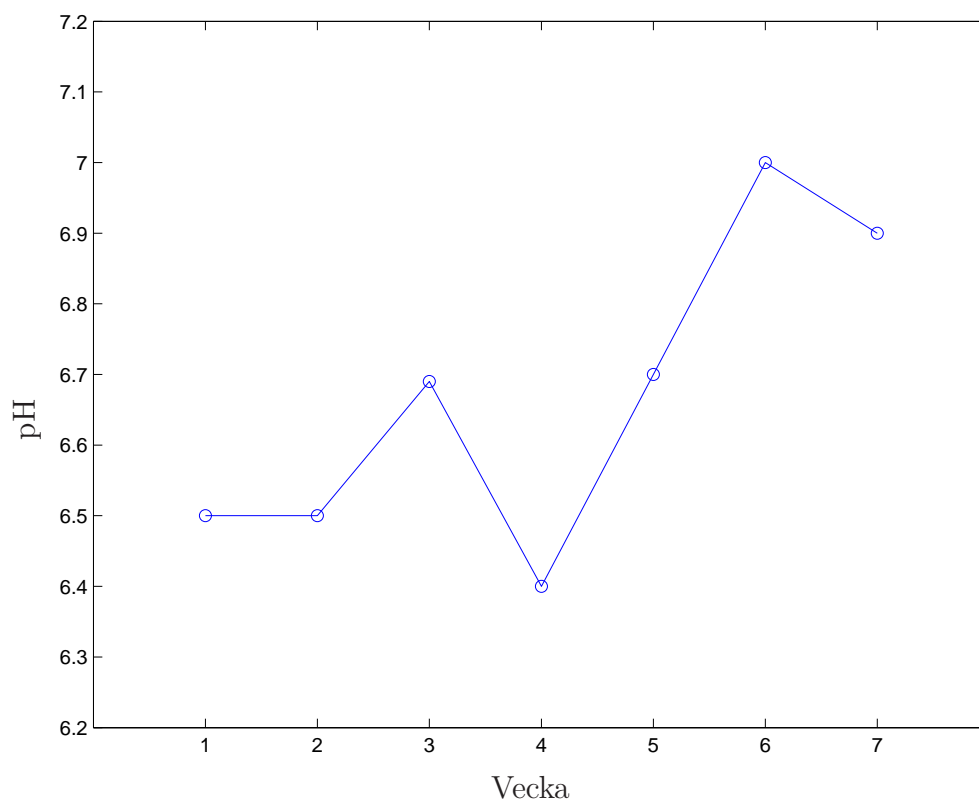
Tabell 3: Tungmetallhalt i reaktorslam vid försöksperiodens början (V. 50) och slut (V. 7).

Parameter	Zn	Pb	Co	Cd	Ni	Mn	Cr	Cu	k	Tot-P
2005-12-12 (mg/kgTS)	833,3	7,3	4,4	1,2	150,0	258,3	241,7	175,0	4,17	15,8
2006-02-13 (mg/kgTS)	1000	11,9	5,5	1,6	131,9	206,3	216,3	247,5	4,03	18,13
Massförändring över perioden (mg)	4,80	0,08	0,03	0,01	0,25	0,16	0,45	1,49	12,00	80,00

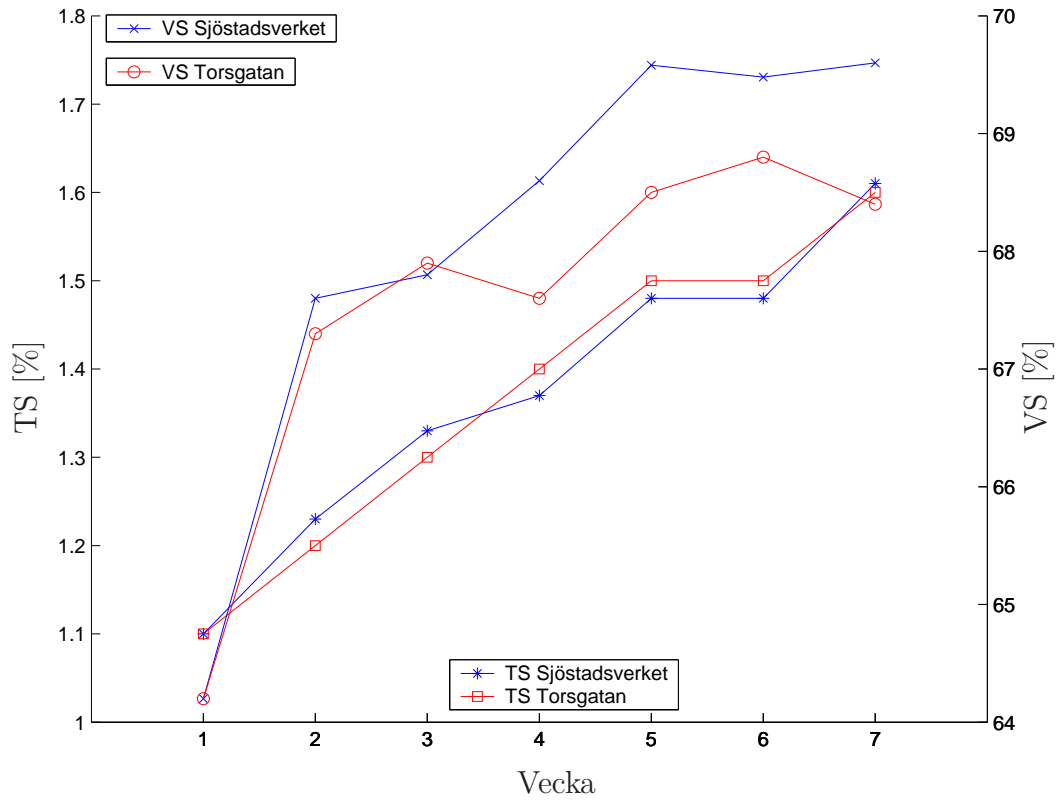
Tabell 3 visar en ackumulation och i vissa fall en reduktion av tungmetaller i slammet i den anaeroba bioreaktorn, men den totala mängden tungmetall i bioreaktorn har ökat enligt den enkla massbalans som uppförts i tabell 3.



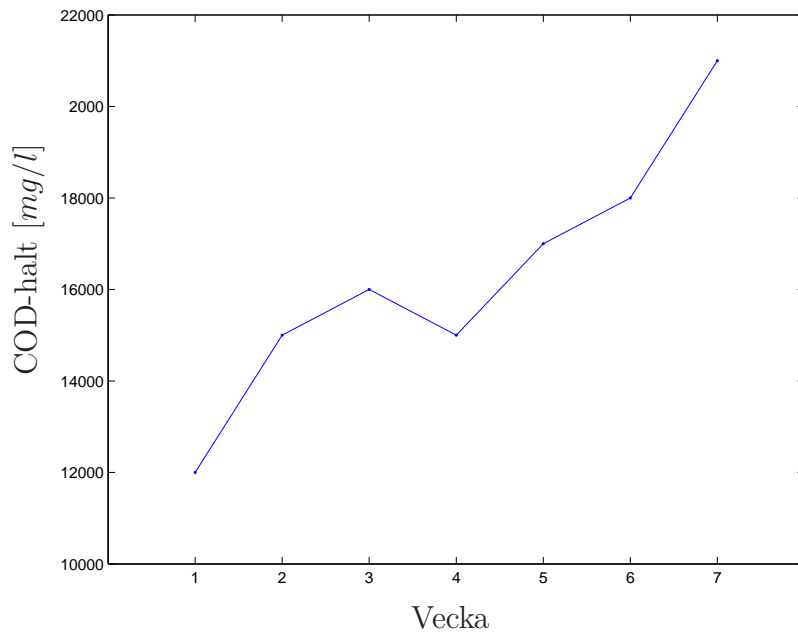
Figur 8: Temperaturen på vattnet från bioreaktorn under försöksperioden.



Figur 9: pH i reaktorslammet under försöksperiodens sju veckor.



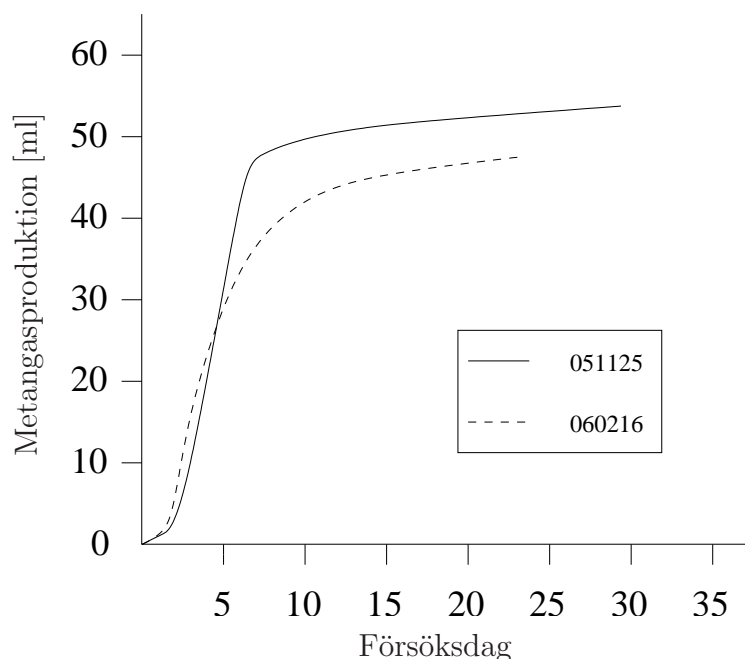
Figur 10: TS och VS som del av TS i reaktorslammet under försöksperiodens sju veckor.



Figur 11: COD halten i bioreaktorn under försöksperiodens sju veckor.

5.3.1 Aktivitetsmätning av slam

Figur 12 visar resultatet av aktivitetsmätningen, där den teoretiska mängd metan som kan produceras är 65 ml. Testet visar hur snabbt slammet reagerar. Ett bra rötslam börjar producera gas efter några dagar och gasproduktionen avslutas efter cirka 10 dagar. Resultatet av analysen är att slammet har en förväntad anaerob aktivitet vid den aktuella temperaturen, 21-22 °C och att metangasproduktionen kommer igång nästan omedelbart och avslutas snabbt. Vid jämförelse med tidigare aktivitetsanalyser på slammet har en ökning i nedbrytningshastighet skett (Carlsson och Olsson, 2005). Figur 12 visar aktiviteten vid början och slutet av försöksperioden och enligt Carlsson och Olsson (2006) är aktiviteten hos slammet den samma vid de två olika mättillfällena.



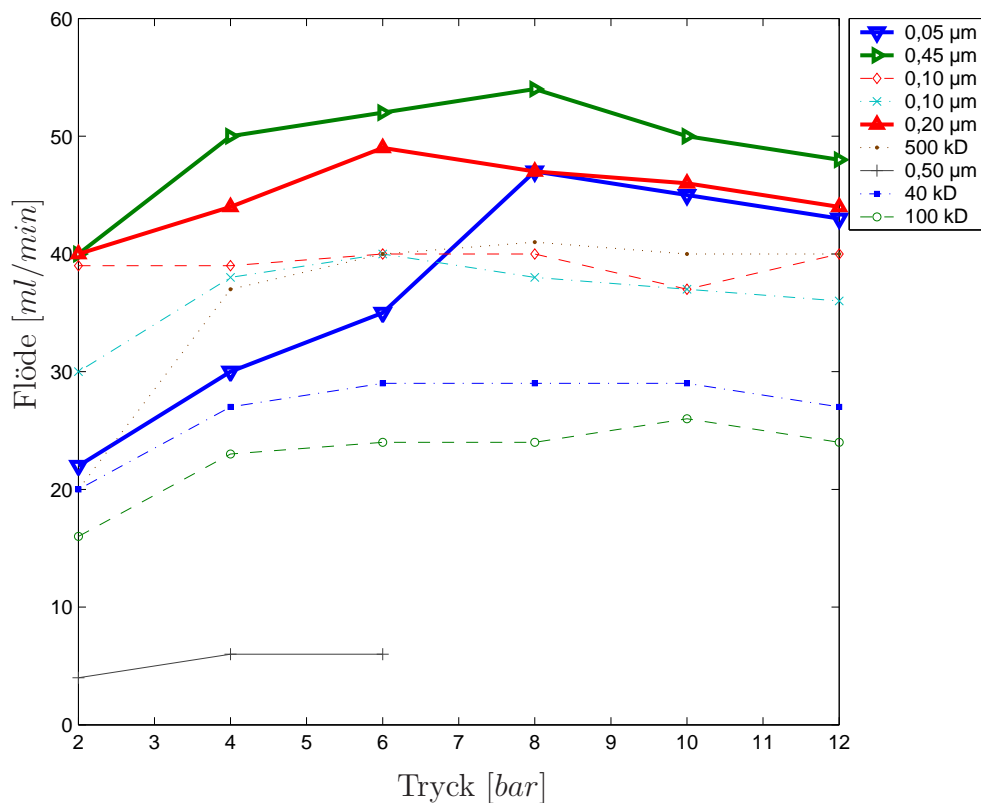
Figur 12: Ackumulerad mängd metangas efter tillsats av referenssubstrat. Efter Carlsson och Olsson (2005) och ?. Försöksdagen i figuren syftar på slamanalysen och inte på försöksperioden.

5.4 VSEP-enheten

5.4.1 Membrantest

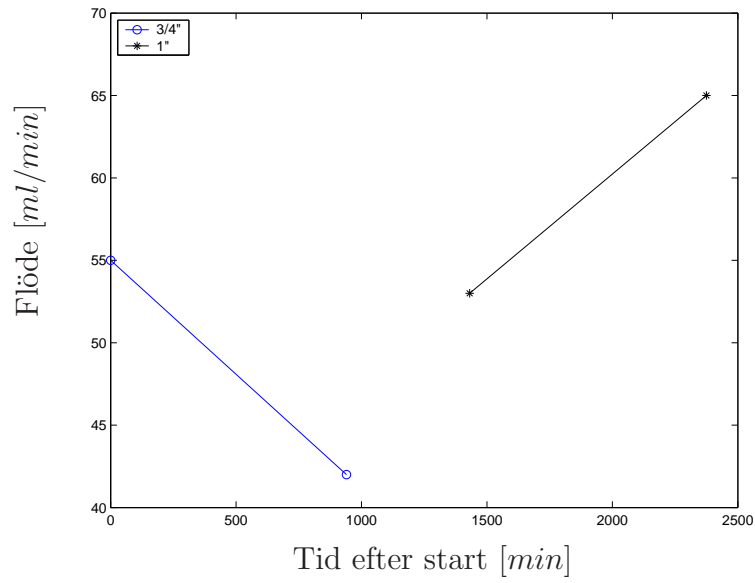
I figur 13 visas resultatet av den första delen av L-testet. Vibrationsamplituden för detta test var 1/2 tum med varierande drivtryck. I figuren syns den inbördes skillnaden mellan membranen vid olika drivtryck. Ur resultatet kan man urskilja det membran som ger högst flöde vid lägst tryck. En lista över testade membran finns i bilaga A.2 och datalistor från membrantestet finns i bilaga A.3.

Figurerna 14 till 19 ger resultatet från långtidskörningarna. I figur 14 och figur 15 visas ett lägre flöde för det högre trycket. Detta är tvärt emot vad det ska vara,

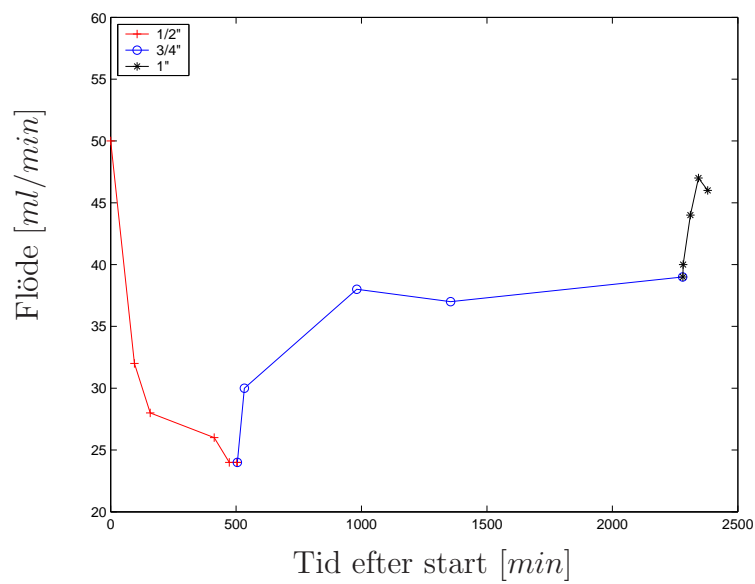


Figur 13: Sammanställning av L-test del 1. Heldragna, tjocka linjer visar utvalda membran.

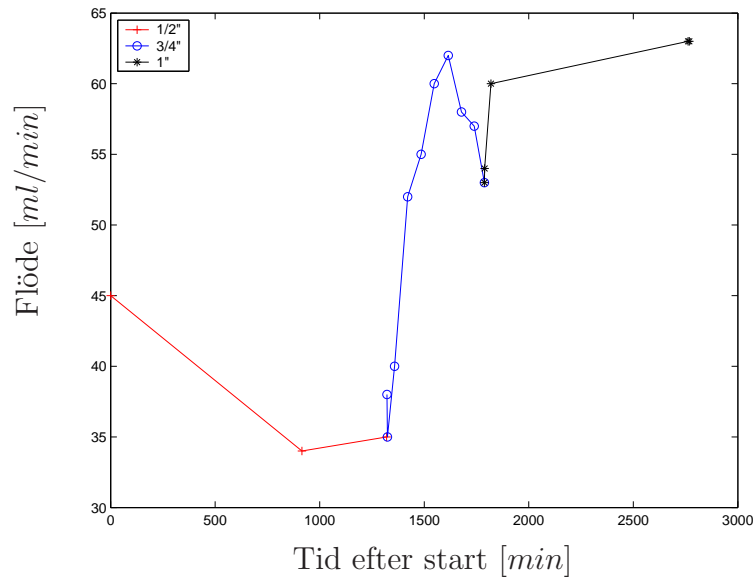
ett högre tryck ska ge ett högre flöde, och kan kanske förklaras med att vid körningen med 6 bar drivtryck har membranet uppnått ett inkört skick som motsvarar det för normal drift och att detta skick inte uppnåtts vid körningen med 4 bar drivtryck. Sammanlagt kördes membranerna i cirka 100 timmar och det ger en god bild av de eventuella långtidseffekter som membranerna kan råka ut för vad gäller fouling (Hanson, 2005). Det kan dock ändras med ändrade egenskaper i matarvätskan. Den sista delen i L-testet redovisas i figurerna 20 och 21 där det testade membranet kom från en annan leverantör än övriga membran. Ur figurerna syns en viss skillnad i flöde vid 4 och 6 bar och de olika vibrationsamplituderna för det nya 0,45 µm membranet.



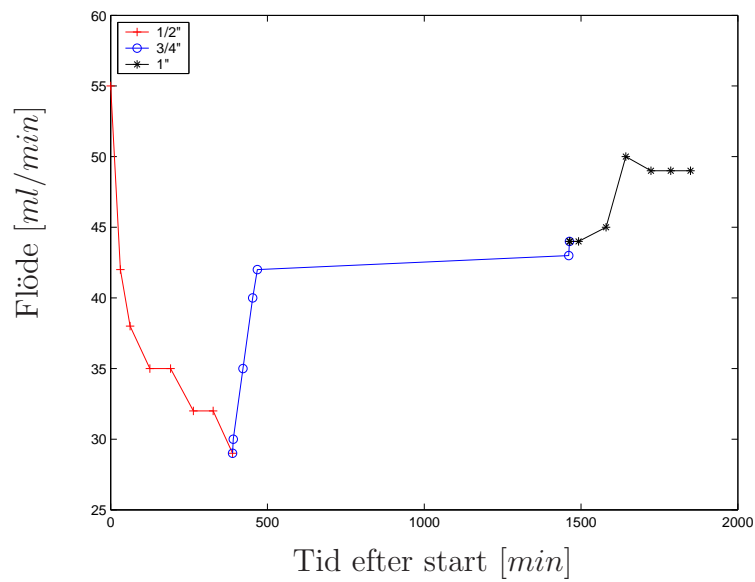
Figur 14: Vibrationsamplitudens inverkan på flödet för membranet med $0,05 \mu m$ porstorlek vid 4 bar drivtryck.



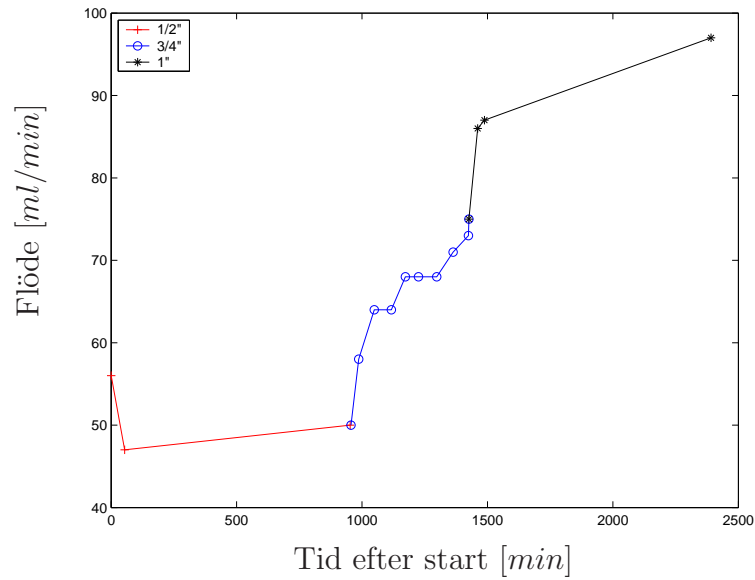
Figur 15: Vibrationsamplitudens inverkan på flödet för membranet med $0,05 \mu m$ porstorlek vid 6 bar drivtryck.



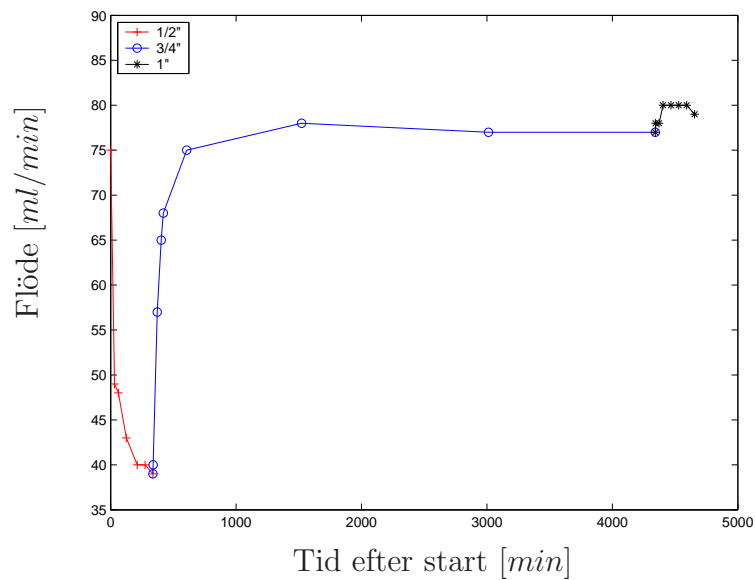
Figur 16: Vibrationsamplitudens inverkan på flödet för membranet med $0,20 \mu m$ porstorlek vid 4 bar drivtryck.



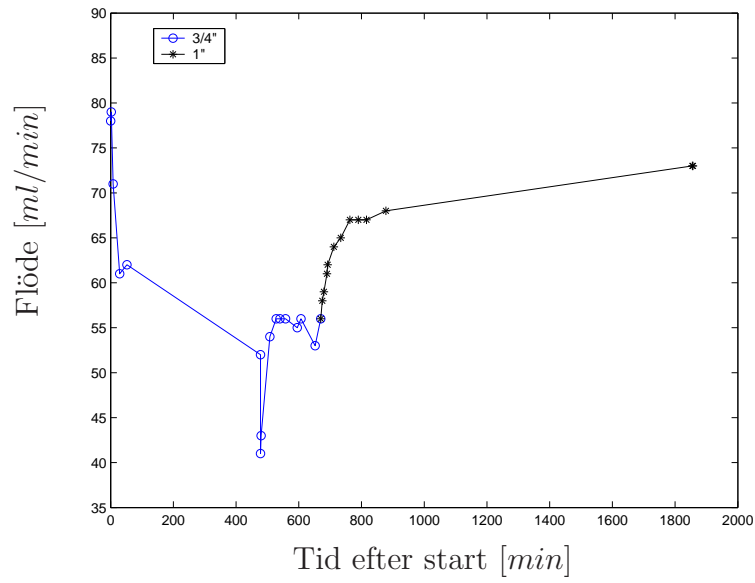
Figur 17: Vibrationsamplitudens inverkan på flödet för membranet med $0,20 \mu m$ porstorlek vid 6 bar drivtryck.



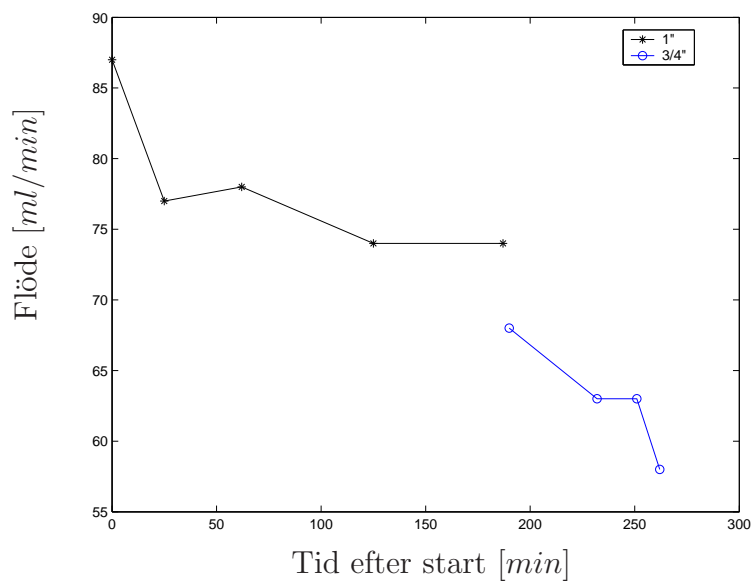
Figur 18: Vibrationsamplitudens inverkan på flödet för membranet med $0,45 \mu m$ porstorlek vid 4 bar drivtryck.



Figur 19: Vibrationsamplitudens inverkan på flödet för membranet med $0,45 \mu m$ porstorlek vid 6 bar drivtryck.



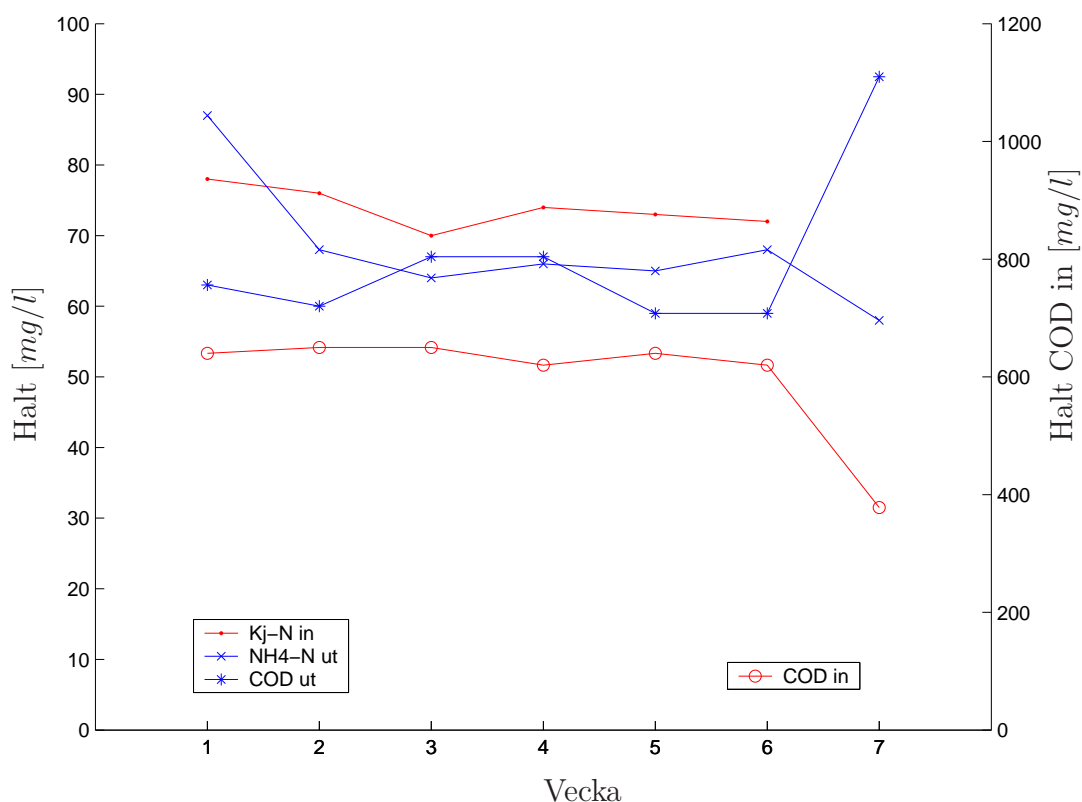
Figur 20: Vibrationsamplitudens inverkan på flödet för nya membranet med 0,45 μm porstorlek vid 4 bar drivtryck.



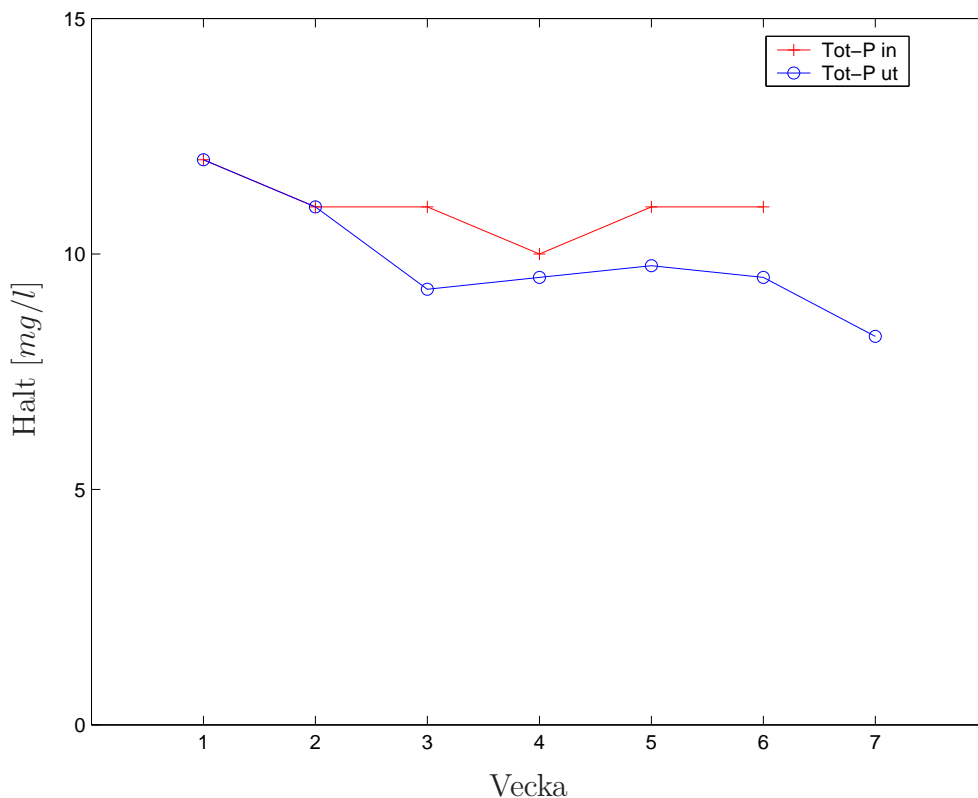
Figur 21: Vibrationsamplitudens inverkan på flödet för nya membranet med 0,45 μm porstorlek vid 6 bar drivtryck.

5.4.2 Analysresultat

Veckoblandprov finns från alla av försökperiodens veckor och har använts vid resultat redovisningen då dessa veckoprov anses mer tillförlitliga än de två dygnsproven som togs varje vecka. Veckoblandprovets halter ger en reduktion av COD på 90 % över MBRen (tabell 4). Reduktionen av fosfor och kväve är endast ringa och enligt medelvärdet av analyserna så har halterna ökat vilket kan betyda att fosfor och kväve bundet i organiska ämnen har lösgjorts. Figur 22 visar in- och utgående halter av COD, Kj-N och NH_4 från membranbioreaktorn för varje vecka. Figur 23 visar in- och utgående koncentrationer av Tot-P från MBR och en viss reduktion kan urskiljas. Utgående vatten från membranbioreaktorn innehöll inget suspenderat material enligt tidigare resonemang. Fullständiga analysresultat finns i bilaga 52.



Figur 22: Halter av Kj-N, $NH_4 - N$ samt COD in och ut från MBR.



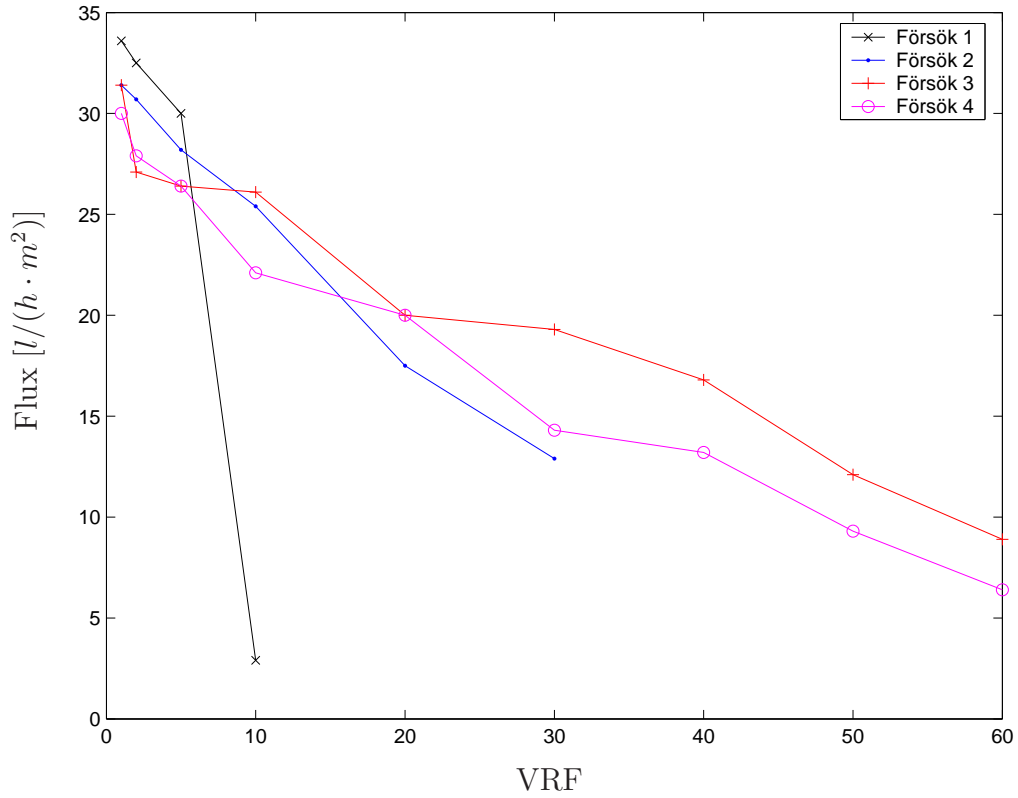
Figur 23: Halter av Tot-P, in och ut från MBR.

Tabell 4: Förändringen av genomsnittliga koncentrationer över membranbioreaktorn.

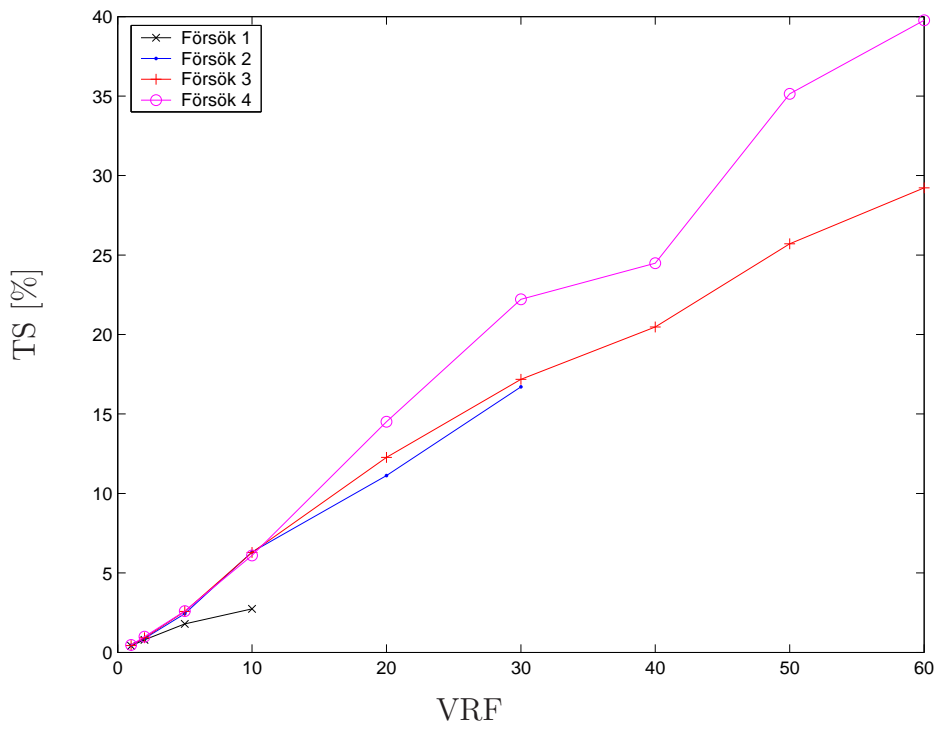
Provtyp	COD [mg/l]	TOC [mg/l]	Kj-N [mg/l]	Tot-P [mg/l]
Inkommande vatten	636	207	74	11
VSEP-permeat	62,5	17	70	10
Reduktion [%]	90,2	99,0		

5.5 RO-enheten

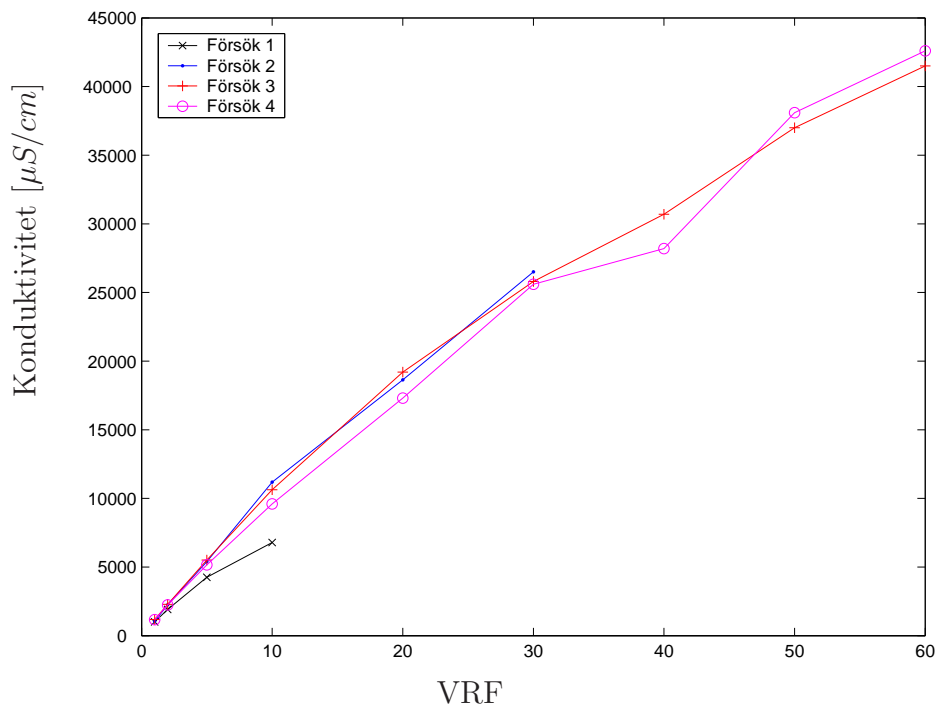
Minskningen av flux vid uppkoncentreringen med RO-enheten redovisas i figur 24 och beror av fouling på membranet. TS halten i koncentratet ökar också med graden av uppkoncentrering. Figur 25 visar sambandet mellan TS och VRF. TS ökar linjärt med VRF (Bergström, 2006) och figuren visar en olinjäritet i sambandet mellan TS och VRF, vilket betyder att propunkterna inte sammanfaller exakt med önskad uppkoncentreringsgrad. Konduktiviteten i koncentratet vid de olika uppkoncentreringsgraderna redovisas i figur 26.



Figur 24: Flux för fyra RO försök.



Figur 25: TS i koncentrat mot VRF från RO-försöken.



Figur 26: Konduktiviteten i koncentratet mot VRF från RO-försöken.

5.5.1 Resultat försök 1 till 4

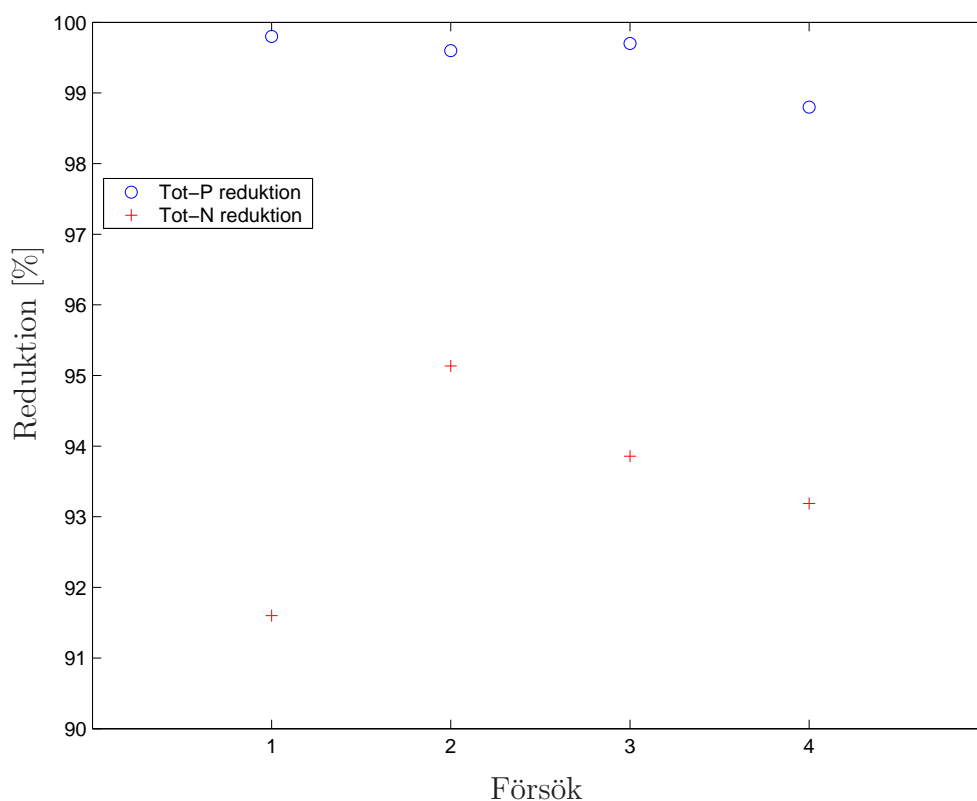
Reduktionen av näringsämnen var huvudintresset vid försöken med omvänd osmosanläggningen. Figur 27 ger en bild av reduktionen av N och P över omvänd osmosenheten. Reduktionen av TOC för respektive försök kunde inte exakt beräknas då analysvärdena låg under detektionsgränsen på 2 mg/l, reduktionen kan dock uppskattas till minst omkring 88 %. Tabell 5 visar resultaten av de fyra försöken med omvänd osmosanläggningen.

Tabell 6, 7 och 8 visar de massbalanser som beräknades för de fyra försöken med omvänd osmos. Där redovisas även reduktionen av näringsämnen över omvänd osmos enheten. Förlusten har här beräknats via skillnaden mellan tillsatt mängd och uttagen mängd, dvs. mängden i koncentrat, mix permeat och tvättvätska, enligt:

$$Förlust = \left(1 - \frac{Konc + MP + Tvätt}{In}\right) \cdot 100 \quad (2)$$

Reduktionen har beräknats via mängden i inkommande vatten och i utgående mix permeat enligt:

$$Reduktion = \left(1 - \frac{MP}{In}\right) \cdot 100 \quad (3)$$



Figur 27: Reduktionen över RO-anläggningen med avseende på Tot-N och Tot-P.

Då RO-koncentratet är attraktivt för spridning som gödningsmedel på åkermark är det viktigt att halterna av tungmetaller är låga. Det finns gränser för mängden tungmetaller per gram fosfor som konstgödsel får innehålla för spridning på åkermark

Tabell 5: In- och utgående koncentrationer för de fyra RO-körningarna.

	Test 1	Test 2	Test 3	Test 4
VRF ^a	10	30	60	60
TOC (mg/l)				
In	16	15	16	16
Koncentrat	140	380	640	740
Ut MP ^b	< 2	< 2	< 2	< 2
tot-P (mg/l)				
In	10	10	10	10
Koncentrat	44	280	420	1400
Ut MP	0,02	0,04	0,03	0,12
tot-N (mg/l)				
In	75	74	70	69
Koncentrat	610	1800	2800	9000
Ut MP	6,3	3,6	4,3	4,7

^aVolymreduktionsfaktor - uppkoncentreringsgrad

^bMix Permeat - Permeat blandning från hela försöket

Tabell 6: Massbalans för fosfor, tot-P, från fyra försök.

Försök nr	VRF	In ^a [g]	Syra [g]	MP ^b [g]	Konc. ^c [g]	Tvätt-vätska [g]	Förlust [%]	Reduktion [%]
1	10	3	Ingen	0,005	1,3	1,5	6,8	99,8
2	30	3	HCl	0,01	2,8		6,3	99,6
3	60	6	HCl	0,02	4,2		29,2	99,7
4	60	6	H_3PO_4+ HNO_3 6,6	0,1	14	2,5	-31,5	98,8

^aInkommande vatten

^bMix Permeat - Permeat blandning från hela försöket

^cKoncentrat

(Levlin *mfl.*, 2002). Analyser utförde med avseende på tungmetall koncentrationen i koncentratet från de fyra RO-försöken finns redovisade i tabell 9 och 10. Analysresultaten finns även i bilaga A.5. Anledningen till att inga tungmetall analyser på RO-permeatet utfördes var att koncentrationen vid tidigare försök varit så pass låg att de legat under detektionsgränserna (Andersson och Castor, 2005).

Tabell 7: Massbalans för kväve, Kjeldahl-N för koncentrat och inkommande vatten och $NH_4 - N$ för permeat, från fyra försök.

Försök nr	VRF	In ^a [g]	Syra	MP ^b [g]	Konc. ^c [g]	Förlust [%]	Reduktion [%]
1	10	22,5	Ingen	1,7	18,3	11,11	92,4
2	30	22,5	HCl	1,0	18,0	14,22	95,3
3	60	42	HCl	2,8	28,0	26,73	93,4
4	60	41,4	H_3PO_4+ HNO_3 42,5	2,8	90	-10,5	93,3

^aInkommande vatten

^bMix Permeat - Permeat blandning från hela försöket

^cKoncentrat

Tabell 8: Massbalans för TOC från fyra försök.

Försök nr	VRF	In ^a [g]	Syra	MP ^b [g]	Konc. ^c [g]	Förlust [%]	Reduktion [%]
1	10	4,8	Ingen	< 0,5	4,2	1,3	> 88,8
2	30	4,5	HCl	< 0,6	3,8	2,7	> 87,1
3	60	9,6	HCl	< 1,2	6,4	21,0	> 87,7
4	60	9,6	H_3PO_4+ HNO_3	< 1,2	7,4	10,6	> 87,7

^aInkommande vatten

^bMix Permeat - Permeat blandning från hela försöket

^cKoncentrat

Tabell 9: Gränsvärden (Levlin *mfl.*, 2002) för tungmetaller i avloppsslam samt utgående halter i koncentrat från RO-försöken.

Parameter (mg Me/gP)	Cd	Hg	Ag	Pb	Mo	Cu	As	Zn	Ni	Cr	V
Gränsvärde	0,067	0,08		3,33		20	26,7	26,7	1,67	3,33	
Försök 1 (VRF 10)	<0,002	<0,002	<0,002	<0,01	0,05	0,07	0,16	0,43	0,52	0,07	0,14
Försök 2 (VRF 30)	0,001	0,001	0,001	0,02	0,01	0,13	0,06	0,73	0,10	0,04	0,19
Försök 3 (VRF 60)	0,0002	< 0,0005	0,0002	0,005	0,04	0,50	0,31		0,43	0,01	0,71
Försök 4 (VRF 60)	0,0004	< 0,0001	0,0001	0,003		0,12	<0,04		0,16	<0,03	0,03

Tabell 10: Gränsvärde (Levlin *mfl.*, 2001) och utgående halter för tungmetaller i koncentrat från RO-försöken.

Parameter (mg Me/kgTS)	Cd	Hg	Ag	Pb	Mo	Cu	As	Zn	Ni	Cr	V
Gränsvärde	2	2,5		100		600	26,7	800	50	100	
Försök 1 (VRF 10)	<0,004	< 0,004	<0,004	< 0,01	0,05	0,07	0,16	0,43	0,52	0,07	0,14
Försök 2 (VRF 30)	<0,06	<0,06	0,35	9,36	4,09	64,30	32,16	368,40	48,50	21,05	93,60
Försök 3 (VRF 60)	0,003	0,003	<0,003	<0,07	0,58	7,53	4,45		6,16	1,33	10,26
Försök 4 (VRF 60)	0,013	< 0,003	0,003	0,101		4,28	1,337		5,53	0,88	1,13

5.6 Organisk belastning

Under de sju första veckorna av försöksperioden belastades bioreaktorn med maximal hydraulisk belastning, alltså den belastning som motsvarar det maximala flöde som membranheten kan åstadkomma. Detta innebär en organisk belastning på omkring 0,7 kg COD/dygn. Då denna belastning är alltför låg användes natriumacetat för att höja den organiska belastningen. Doseringen av natriumacetat styrdes av halten organiska syror i bioreaktorn samt pHt i reaktorslammet. Denna halt fick inte överstiga 100 mg/l samtidigt som pH-värdet i reaktorslammet inte fick överstiga 6,8. Doseringen påbörjades i vecka sex men någon hög belastning kunde inte bli aktuell på grund av att förhållandena i bioreaktorn inte var tillräckligt bra samt att belastningen av inkommande vatten minskade i och med att det inkommande vattnet förändrades. Figur 28 visar belastningen av COD på reaktorn under försöksperioden.

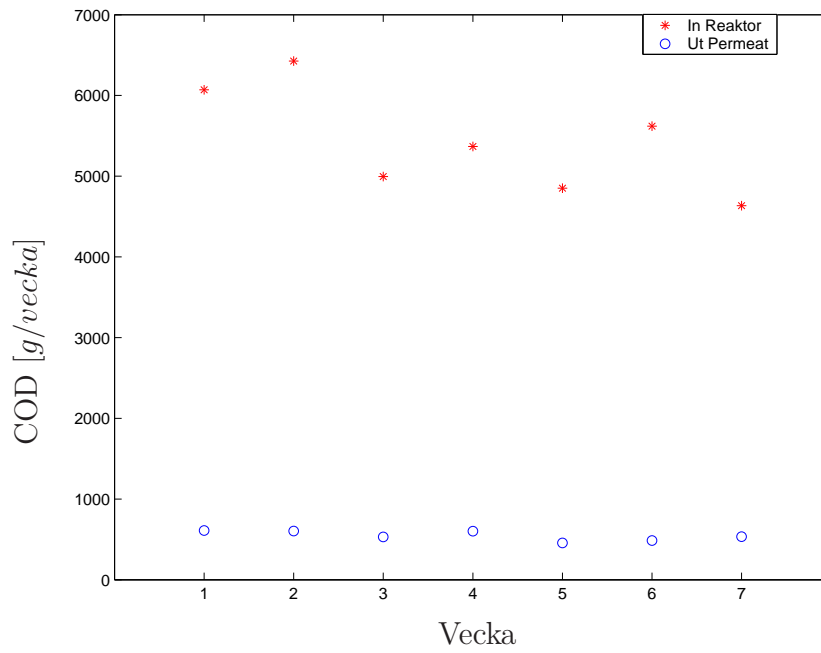
5.7 Reduktion över membranbioreaktorn

5.7.1 COD

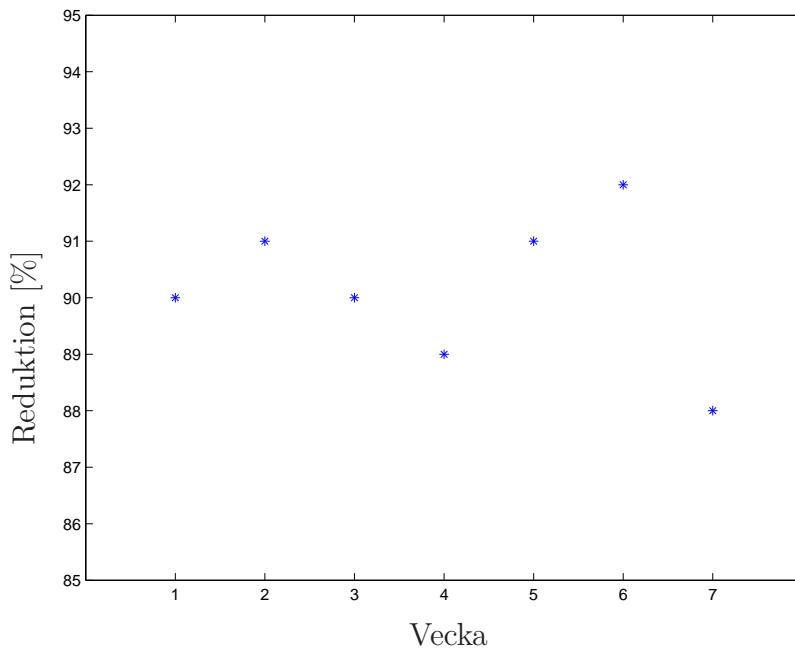
Mängden metangas och dess halt ger en fingervisning om hur stor den organiska nedbrytningen är. COD-total analyser av reaktorslam vid försöksperiodens början och slut ger också hur mycket organisktmaterial som har ackumulerats i bioreaktorn över perioden. I reduktionen ingår produktionen av metangas samt ackumulationen av COD i bioreaktorn. Reduktionen är beräknad på analysvärden på inkommande vatten, silslamprov samt permeatveckoblandprov från laboratoriet på Torsgatan. Tabell 11 ger massbalansen för försöksperiodens sju veckor med avseende på organiskt material i MBR-systemet inklusive tillsatt COD iform av natriumacetat. Reduktionen avser mängden COD i utgående vatten från MBRen jämfört med inkommande mängd.

Tabell 1: Reduktion av COD över membranbioreaktorn.

Provpunkt	Mängd COD [g]
Inkomande vatten	38817
Silslamuttag	850
In i MBR	37967
Ut ur MBR, permeat	3290
Reduktion	91 %



Figur 28: Ingående och utgående mängder av COD uppmätt en gång i veckan under försöksperioden.



Figur 29: Reduktionen över membran biobioreaktorn av COD uppmätt en gång i veckan under försöksperioden.

5.7.2 Näringsämnen

Membranbioreaktorn reducerar inte några näringsämnen förutom de som tas upp av nedbrytande organismernas tillväxtprocess. Partikulärt bundet kväve och fosfor

ackumuleras även i reaktorn tills dess att det har hydrolyserats. Avsnitt 5.5 redogör för försöken med RO-anläggningen och där redovisas reduktionen av näringsämnen över denna.

5.8 Gasproduktion

Enligt bilaga A.7 produceras 0,38 liter metangas per reducerat gram COD vid given reaktortemperatur som är 22 °C. Detta konstaterande gör att den teoretiska metangasproduktionen kan beräknas.

Under försöksperioden har även COD halten i bioreaktorn ökat vilket måste tas hänsyn till. Figur 11 visar ökningen av COD halt i reaktorn under försöksperioden och ur detta kan en ackumulation på 7650 g COD beräknas, då reaktorvolymen är 850 liter, vilket motsvarar 60 % nivå i reaktorn.

Tabell 11 visar inkommande mängd COD i bioreaktorn och utgående mängd i COD i permeat under försöksperiodens sju veckor. Dessa siffror ligger till grund för beräkningen av den teoretisk metangasproduktionen.

Reducerad mängd COD under perioden är 34676 g där 7650 g ackumulerats i bioreaktorn. Dessutom har 7 l reaktorslam tagits ut ifrån bioreaktorn i samband med provtagning vilket ger en förlust ifrån systemet på 114 g COD. Ytterligare slamförluster har skett vid tvätt och underhåll av systemet men de bedöms vara så ringa att deras påverkan kan försummas. Detta ger 26912 g COD tillgänglig för gasproduktion. Denna mängd ger teoretiskt:

$$26912 \text{ gCOD} \cdot 0,38 \frac{lCH_4}{gCOD_{reducerad}} = 10226 \text{ l } CH_4$$

Den uppmätta mängden producerad gas är 4491 l. Enligt A.7 löser sig 0,032 l metan per liter permeat och försvinner ifrån systemet löst i vatten. Mängden permeat över perioden är 60787 l vilket ger $60787 \text{ l} \cdot 0,032 \frac{lCH_4}{lH_2O} = 1945 \text{ l } CH_4$ som löser sig i vatten och försvinner ut med permeatet.

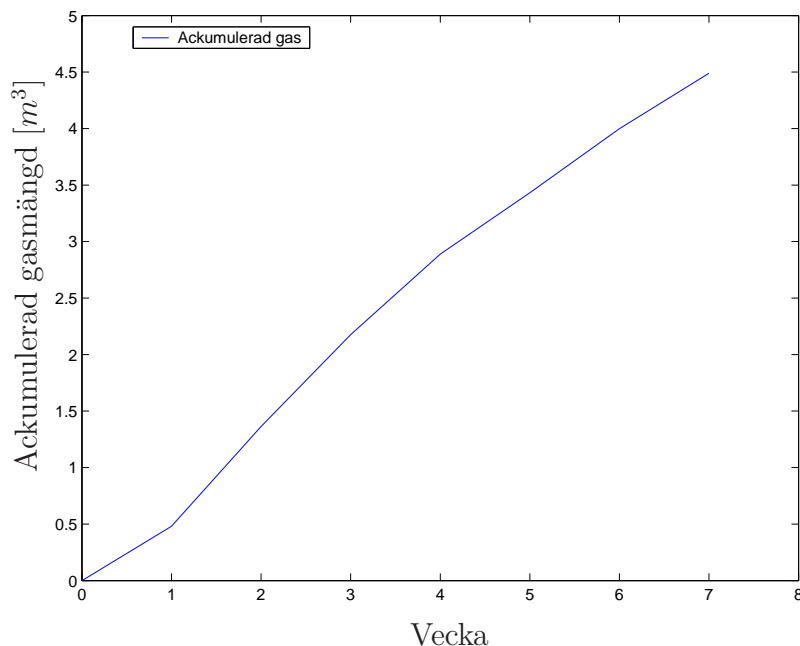
Tabell 12: Gasbalans.

	Volym CH_4 [l]
Teoretisk mängd producerad volym	10226
Teoretisk mängd löst i permeat	1945
Uppmätt mängd	4491
Totalmängd	6436
Förlust	3587

Tabell 12 visar en förlust av 3587 liter metangas under försöksperioden, vilket motsvarar 36 % av total teoretisk mängd bildad gas.

Brown (2006) har utfört en studie där mängden löst metan i vatten har kvantifierats och kommit fram till att metangas har en mättnad på 150 % i vattenfasen. Detta ger en ökning med 50 % av den mängd som teoretiskt löser sig i vatten och

försvinner från systemet med utgående permeat. Med detta i åtanke kan ytterligare en del av gasförlusten spåras. 150 % mättnadsgrad ger en teoretisk mängd metan löst i permeat av en storlek på 2917,5 liter vilket ger en teoretisk totalmängd på 7408,5 liter vilket ger en förlust på 2614,5 liter vilket motsvarar 26 % av den teoretiskt bildade metangas. Ytterligare en process som kan reducera COD utan att producera metangas är den sulfatorsakade COD reduktionen. Detta har dock inte analyserats under detta försök. Carlsson (2005) undersökte denna sulfatreduktion och fann att totalt 8 % av den totala mängden COD undanhölls från att omvandlas till metan på grund av sulfatreduktionen.



Figur 30: Ackumulerad gasmängd över försöksperioden.

5.9 Massbalans för COD över membranbioreaktorn

Massbalansen för COD är viktig i ett system där den organiska reduktionen ska studeras. Inkommande och utgående värden i systemet beräknades med hjälp av den loggade volymen producerat permeat och in- och utgående koncentrationer COD.

Summering av inkommande och utgående mängder visar en förlust på 9553 g COD eller 25 % total mängd inkommande COD under sju veckor. Detta motsvarar en förlust i systemet på 194 g COD eller 74 l metangas per dygn eller 3626 l på sju veckor. Enligt resonemanget ovan angående mättnadsgraden av metan i vatten minskar förlusten till 6993 g COD, motsvarande 54 l metan per dygn, över perioden eller till 18 % av total tillförd mängd COD.

5.9.1 Dosering av natriumacetat

Natriumacetat doserades under sammanlagt nio dagar under vecka sex och sju. Den belastning som bioreaktorn fick i samband med detta var dock inte större än tidigare

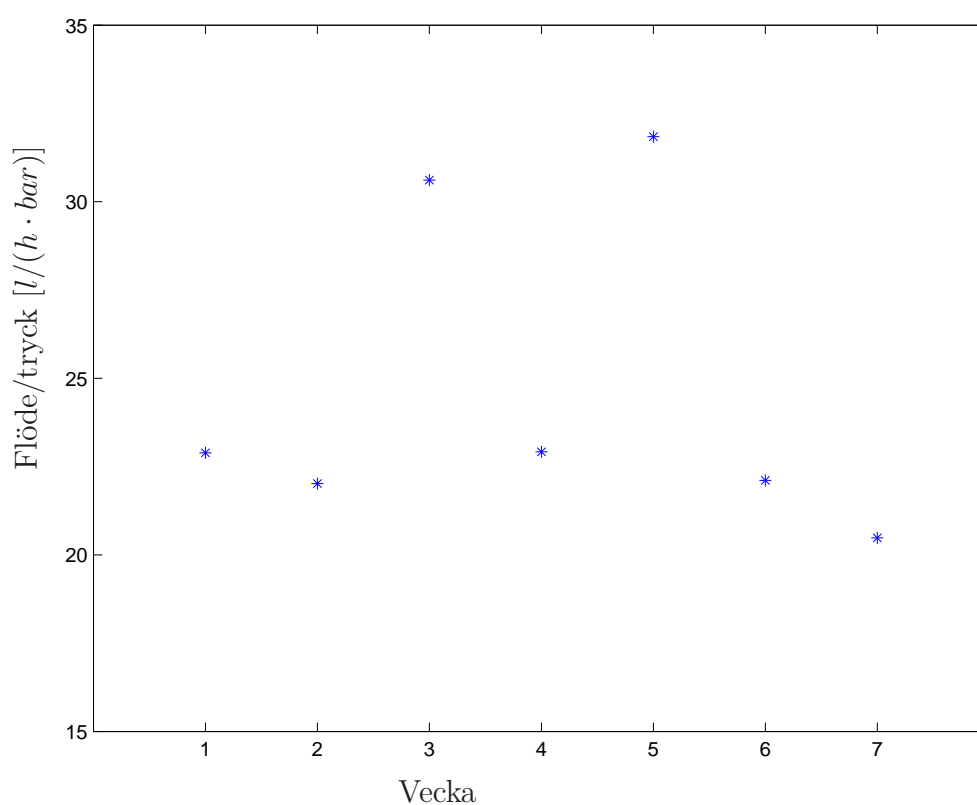
Tabell 13: Massbalans COD.

Punkt	Inkommande COD [g]	Utgående COD [g]
Inkommande	38816	
Silslamuttag		850
Ackumulation bioreaktor		7650
Gasproduktion		11820
Gas i permeat ^a		5118
Permeat		3825
Summa	38816	29264
Förlust		9553 g COD
Förlust		25 %

^aBeräknat för 100 % mättnadsgrad

belastningar då COD halten i det inkommande vattnet minskade.

5.10 Driftdata för membranbioreaktorn



Figur 31: Medelvärden av flödet genom trycket i membranet under försöksperiodens sju veckor.

På sju veckor har anläggningen varit i drift i genomsnitt 21,7 timmar per dag. Den specifika energiförbrukningen beror av tryck och flöde så därför är det intressant att se hur flödet varierat under försöksperioden. Flödet beror ju av trycket och eventuell fouling på membranet samt karaktären på vätskan som filtreras. Detta kan åskådliggöras i ett $l/(h \cdot \text{bar})$ diagram (figur 31). Det genomsnittliga flödet per tryck var under sju veckor 24,70 $l/(h \cdot \text{bar})$ och det genomsnittliga dygnsflödet har varit 968 ml/min.

5.11 Energiåtgång

Tidigare försök med membranbioreaktorn har visat att den inte är energieffektiv. Med detta som utgångspunkt utfördes membran-test för att öka energieffektiviteten och beräkna energiåtgången för en fullskaleanläggning. Energiåtgången för vibratorn är känd och utöver denna tillkommer energin som krävs för pumpning.

Det genomsnittliga flödet över perioden har varit 58 l/h. VSEP-hetens membranarea är 1,59 m^2 och detta ger ett flöde per kvadratmeter av storleken 36,48 $l/(h \cdot m^2)$. I den största fullskaleanläggningen är membranarean 135 m^2 vilket ger ett flöde på 4924 l/h. Enligt New Logic Research Inc. (1997) är energiåtgången för vibration för en fullskaleanläggning är, för en vibrationsamplitud på 7/8 tum för en 84 tum membranstack, 8 kW. Anledningen till att 7/8 tum används vid beräkning är att detta motsvarar 1 tum vibrationsamplitud för VSEP-enheten i P-läge (Hanson, 2005). Detta ger energiåtgången 1,62 kWh/m^3 . Pumpenergin för att pumpa vätskan till ett drivtryck på tre bar, vilket är det tryck som systemet använt under försöksperioden, bedöms vara ungefär 0,25 kWh/m^3 . Detta gör att den totala energiåtgången för VSEP-enheten blir cirka 1,9 kWh/m^3 . Den uppskattade energiförbrukningen för Stockholm Vattens reningsverk är 0,35 kWh/m^3 (Carlsson, 2005).

Enligt New Logic Research Inc. är energiförbrukningen för systemet 0,70 kWh/m^3 (Carlsson, 2005). Den största delen av energin går åt för att sätta membranstacken i vibration. Det beror således på storleken av membranstacken. Fullskaleanläggningen för Hammarby Sjöstad ska ha en diameter på 84 tum så ovanstående uträknad energiförbrukning gäller.

Energiåtgången för RO-anläggningen är enligt Bergström *mfl.* (2002) ungefär 3-5 kWh/m^3 för en fullskaleanläggning då liknande vatten behandlas. Detta är en uppskattning då det inte är möjligt att avgöra energiförbrukningen på den RO-anläggning som användes.

6 DISKUSSION

6.1 Analysresultat

Skillnaden mellan analysresultaten för VSEP-permeatet från Sjöstadverket och de ifrån laboratoriet på Torsgatan kan vara dels att Torsgatans prover blandas ihop till ett veckoblandprov och dels att analyserna på Sjöstadverket utförs på färskt vatten. Visserligen konserveras proverna men de står upp till en vecka i kylskåp i väntan på transport till Torsgatan. Resultaten redovisas i bilaga 52 och 53.

Temperaturen på reaktorvätskan har varit ungefär 22 °C över hela försöksperioden. Vissa driftavbrott har inträffat och isproppar har gjort att temperaturen har varit väldigt låg vid två tillfällen. Temperaturmätaren sitter strax innan excenterskurvpumpen och visar således inte direkt temperaturen i reaktorn. Temperaturen i bioreaktorn är dock ständigt omkring 22 °C och påverkas inte av isproppar. pH i reaktorslammet är mycket lägre i början av försöksperioden än vid slutet och beror på att slamprovet luftades mer och att mer pH-sänkande koldioxid då avgått. Detta är rimligt då den producerade gasen innehållt höga halter metan, omkring 96 %, under försöksperioden och att större delen av koldioxiden då är löst i vattenfasen. Anledningen till att COD halten i reaktorn ser ut att minska mellan vecka 3 och 4 (figur 11 och att TS i slammet inte stiger mellan vecka 5 och 6 är inte känd. Belastningen på reaktorn har varit jämn och inkommande vatten har haft samma karaktär över hela försöksperioden så det borde inte blir några avvikelser i den stigande trenden för både COD och TS i reaktorslammet.

Trots att mätnadsgraden för metangas i vatten är uppskattad till 150 % saknas 26 % av den teoretiska mängden producerad gas. Möjligt kan denna siffra sänkas ytterligare om belastningen på bioreaktorn ökar. Ytterligare gasmängder kan spåras via den utredning som Welin (2006) utförde där ett 15 % fel hos gasflödemätaren påvisades. Reaktorslam har även lämnat systemet då provtagning skett och då kan det tänkas att löst metan följer med från systemet, men den ringa storleken av proven gör att dessa mängder blir väldigt små. Samma resonemang kan föras om slamförlusten vid filtertömning ska beaktas. Den ringa volymen slam som lämnar systemet kan knappast påverka. En annan faktor som spelar in i slutresultatet för gasen är att temperaturen i gashuset där gasflödesmätaren står är lägre än temperaturen i bioreaktorn. Detta gör att gasen komprimeras enligt den allmänna gaslagen när den kommer kyla ner. Detta innebär att gasflödesmätaren registrerar en mindre volym gas som passerar än vad som producerades vid 22 °C i bioreaktorn. Temperaturen i gashuset har inte registrerats under försöksperioden så den kan bara uppskattas. Gashuset är uppvärmt för att förhindra att utrustningen fryser sönder så en antagen temperaturskillnad på 20 °C skulle bidra till 7 % minskning av volymen på gasen, alltså att gasflödesmätaren skulle missa 7 % av all producerad gas. Alltså en felkälla som inte helt kan bortses från.

Reduktionen över membranbioreaktorn har beräknats på veckovärden för utgående permeat och inkommande vatten. För att få större kontroll på inkommande och utgående halter av COD kan varje dygnsprov av permeat analyseras för sig samt inkommande vatten till bioreaktorn analyseras med samma frekvens. Det kan också vara så att själva membranenheter står för en del av reduktionen av organiskt ma-

terial. Storleken på denna reduktion har inte uppmätts. ändå utfördes beräkningen med värden för veckoblandprov och ger en fingervisning hur balansen för systemet vid dessa betingelser ligger till.

6.2 VSEP-enheten

TyvÄarr utfördes inget test för optimalt flöde med den nya P-stacken så kapacitetsförsämringen med avseende på flöde som har uppstått på grund av driften kan inte uppskattas på detta sätt. Däremot kan renvattenflödet efter tvätt användas för att uppskatta försämringen i flöde. När P-stacken monterades gjordes en renvattenkörning för att fylla systemet. Då uppmättes ett renvattenflöde på 3300 ml/min vid ett tryck på 0,8 bar mot en stängd konventratventil. Detta tyder på att kapaciteten hos stacken var avsevärd. Vid den sista tvätten i försöksperioden lästes ett renvattenflöde efter tvätt på 3000 ml/min av vid ett tryck på 2,5 bar, vilket i tyder på en försämring i kapacitet. Anledningen till att flödet över VSEP-enheten minskat under försöksperioden kan dels vara att TS halten i reaktorslammet har ökat från 1,1 % till 1,6 % och dels kan det bero på fouling eller skador som uppstått. Att TS halten i reaktorslammet ökat kan bero på ackumulation av organiskt material eller att biomassan anpassat sig till sin omgivning och börjat växa till (Andersson och Castor, 2005). Membranstacken monterades även ner efter försöksperioden och då konstaterades att fyra av membranerna var mycket skadade, där två av membranerna var helt söndertrasade. Detta ger en minskning i membranarea och därmed en minskning av flödet. De övriga membranerna såg även ut att ha råkat ut för penetrerad fouling vilket ytterligare försämrar flödet. När membranerna skadas så att det går hål i dem är funktionen sådan att slammet pluggar igen permeatutloppet så inget slam kommer ut i permeatet.

6.2.1 L-testet

Anledningen till att L-testet inte slog väl ut är i skrivande stund fortfarande under utredning. Leverantören av utrustningen uppger att en flödesförlust på upp till 25 % vid uppskalning ifrån L-läge till P-läge kan inträffa, men flödesförlusten vid uppskalningen för det genomförda L-testet uppgick till minst 50 %. Skillnader mellan L-läge och P-läge på VSEP-enheten är ju att i L-mode sitter endast ett membran i stacken jämfört med 19 dubbla membranplattor i P-läge. En möjlig delförklaring till den stora skillnaden kan vara att vid förträngning så evakueras L-stacken mer effektivt än P-stacken då en mycket mindre volym behöver spolas ut. Detta förträngningsflöde kunde förvisso justeras upp vid drift i P-läge men inte så mycket att det motsvarade en uppskalning 19 gånger. Något som också var intressant var den stora skillnaden mellan membranet med en pordiameter på 0,50 μm och 0,45 μm . Det förra membranet gav ett så pass lågt flöde att testomgången för det membranet avbröts. Ett membran med 0,05 μm mindre porer, alltså 0,45 μm membranet, gav dock ett mycket högt flöde. även om inombördes jämförelse mellan två olika 0,45 μm inte stämde överens exakt var ändå det valda membranet det bästa

6.3 Omvänd osmosenheten

TS halten kan förväntas att ökar linjärt med graden av uppkoncentrering. Anledningen till att den uppförda kurvan (figur 25) inte är strikt linjär är att det är svårt att precis avgöra när en viss uppkoncentreringsgrad är uppnådd och ta ut prover vid rätt tillfälle. Volymen i matartanken minskar och det kan vara svårt att se på den uppmätta skalan exakt hur stor volym som är kvar.

På grund av den höga koncentrationen av kväve och fosfor i koncentratet från RO-körningen var det aktuellt med upp till tusen gångers spädning för att utföra analyserna. Detta medför en stor osäkerhet i analysresultatet. Anledningen till negativ förlust i RO-försök 4 är förmodligen att tillsatt mängd syra för pH-justering varit större än noterat.

Med förlust menas den mängd kväve, fosfor eller TOC som saknas vid uppförandet av en massbalans för de olika körningarna. Anledningen till de stora förlusterna av fosfor under försök tre är förmodligen att då koncentrationen fosfor i vattnet under försökets slutskede varit väldigt hög och fosfor fälldes ut på membranet. Tvättvattnet analyserades inte från denna körning men tidigare analyser av tvättvatten ifrån RO-anläggningen visar tydligt en hög koncentration av fosfor. Kväveförlusten är även den påtaglig med en högre förlust i det försök där pH inte justerades med syra. Förlusten kan bero på dels avgång av ammoniakgas och att kvävet fastnar i membranet. Ingen analys med avseende på kväve gjordes på tvättvattnet.

I försök 4 tillsattes HNO_3 och H_3PO_4 och kväve analysen för försök 4 gav en mycket hög koncentration av NO_3^- . Detta förekommer inte naturligt i det inkommande vattnet till RO:n utan kommer från den tillsatta syran. Vid massbalans beräkningen används därför totalkvävehalten, vilken består av både Kjeldahl-N och NO_3^- för att ge balansen en mer rättvis bild. Anledningen till negativ förlust, det vill säga ett tillskott, av totalfosfor och kväve för försök 4 kan vara att en större mängd syra tillsattes än vad som noterades. Även om förlusten blev negativ och visar en tillsats av fosfor så är en källa till förlust visad, att fosfor verkligen fastnar i membranet och kan tvättas ut. Tvättvatten analyser för kväve borde också utföras för att kvantifiera mängden kväve i membranet.

Detektionsgränsen för TOC ligger på 2 mg/l och analys svaren låg under detektionsgränsen, därav är reduktionen egentligen större än det som anges.

6.4 Energiförbrukningen

Energiförbrukningen för MBR-systemet är fortfarande för stor. Det utförda L-testet gav ingen förbättring av fluxet. Den energiåtgång som en uppskalning av anläggningen skulle innebära för det använda systemet är cirka $1,9 \text{ kWh}/m^3$. Om L-testen hade slagit väl ut och gett ett permeatflöde på 2500 ml/min hade energiförbrukningen för samma anläggning i fullskala varit $0,63 \text{ kWh}/m^3$, vilket hade varit helt acceptabelt. Anledningen till L-testets dåliga resultat vid uppskalning till P-läge är ännu okänd.

7 SLUTSATS

Reduktionen av organiskt material över MBR-systemet har varit hög över försöksperioden med cirka 90 % reduktion av COD-tot. Men belastningen av systemet har varit relativt låg. Den övre gränsen för systemets organiska belastning är ännu ej nådd och bör utredas vidare.

Börvärdet för temperaturen i bioreaktorn har varit 22 °C vilket motsvarar en något lägre temperatur än för en ouppvärmad reaktor under sommarmånaderna och den låga temperaturen till trots har en fungerande anaerob nedbrytning skett.

Den höga reduktionen till trots var metangasproduktionen låg. Endast cirka 64 % av teoretisk mängd metan, inklusive den teoretiska mängden som löst sig i vatten, finns registrerad av gasflödesmätaren. Belastningen på bioreaktorn i form av organiskt material har varit jämn och låg över hela perioden och belastningen kan med fördel ökas för att få en lägre förlust av metangas. Dessvärre tillät inte tiden att utföra denna ökning av belastningen tillräckligt långt men det är absolut någonting som bör utvärderas.

Resultatet från L-testet indikerade att flödet skulle öka från cirka 1000 ml/min till 2500 ml/min och minska den specifika energianvändningen. Resultatet från L-testet har dock ej återupprepats för anläggningen i pilotskala och det är fortfarande oklart vad detta beror på. Energiåtgången vid uppskalning till full skala ligger fortfarande på omkring 2 kWh/m^3 , samma som vid tidigare försök.

Försöken med omvänd osmos slog mycket väl ut med en hög reduktion av tungmetaller, kväve samt fosfor och ett slutgiltigt koncentrat som mycket väl kan användas som växtnäring. Reduktionen av organiska ämnen över RO-anläggningen är även den mycket hög vilket innebär att utgående vatten ifrån hela systemet har mycket låga halter organiskt material. Halterna av tungmetaller i koncentratet ligger även under gränsvärdena för tungmetallhalter i konstgödsel vilket ger möjlighet att sprida RO-koncentratet på åkermark.

Membranbioreaktorn tillsammans med en omvänd osmos anläggning är ett fullgott system för avloppsvattenrening, bortsett ifrån den höga energiförbrukningen.

7.1 Tidigare försök på anläggningen

Anläggningen som detta examensarbete är utfört på har använts tidigare för studier av organisk reduktion och metangasproduktion vid låga temperaturer. Carlsson (2005) och Andersson och Castor (2005) använde sjöstadsvatten respektive svartvatten och matavfall för att utvärdera systemet. Resultatet från deras försök har använts som utgångspunkt för detta arbete. De frågor som har ställts tidigare var hurvida det är möjligt att få en högre hydraulisk kapacitet hos anläggningen och om omvänd osmos kan resultera i en nyttig slutprodukt. Dessa frågor är mer eller mindre besvarade av detta försök. Membrantest har utförts och resultatet antyder att en ökning av den hydrauliska kapaciteten är möjlig. Slutprodukten från försöken med omvänd osmos är även användbar.

7.2 Rekommendationer inför framtiden

Att utvärdera systemet för maximal organisk belastning och se till att metangasproduktionen blir maximal borde vara en av huvuduppgifterna inför framtiden. Att ta vid utredningen angående maximal hydraulisk kapacitet hos VSEP-enheten torde också vara en prioriterad fråga, speciellt om VSEP-systemet fortfarande planeras att användas i fullskala.

Driften av systemet är nu tillräckligt bra för att hålla VSEP-enheten igång mellan ordinarie schemalagt underhåll. Detta innebär minimala driftstörningar vilket ger en bra förutsättning för kontinuerlig drift.

Tungmetallhalten i reaktorslammet ökade under försökperioden och så småningom kommer det bli ett problem vid hanteringen av detta slam. Avsättningsmöjligheterna begränsas av den höga halten tungmetaller och bakterier och då slammet betraktas som organiskt avfall får det inte deponeras. Möjligheterna för avsättning av slammet är något som bör utredas.

Referenser

- Andersson, K. och Castor, M., 2005. *Avloppsrening i anaerob membranbioreaktor med VSEP-enhet*. Examensarbete i ekosystemteknik för Stockholm Vatten AB vid Lunds Tekniska Högskola vid avdelningen för vattenförsörjnings- och avloppsteknik, examensarbete nummer 2005-13.
- Bergström, R. och Bjurhem, J-E. och Ek, M. och Björlenius, B. och Hellström D., 2002. *Koncentrering av närsalter från urin och rejektvatten från rötning av avloppsslam*. Intern rapport utförd vid IVL Svenska Miljöinstitutet AB för Stockholm Vatten AB.
- Bian, R. och Yamamoto, K. och Watanabe, Y., 2000. *The effect of shear rate on controlling the concentration polarization and membrane fouling*. Proceedings of the Conference on Membranes in Drinking and Industrial Water Production, Volume 1, pages 421-432, Desalination Publications, L'Aquila, Italy.
- Brown, N., 2006. *Så tar man hand om metan löst i vatten*. Examensarbete för Stockholm Vatten AB vid Kungliga Tekniska Högskolan vid institutionen för energiteknik.
- Carlsson, A., 2005. *Avloppsrening i anaerob membranbioreaktor med VSEP-enhet*. Examensarbete i biokemisk teknologi för Stockholm Vatten AB vid Kungliga Tekniska Högskolan vid institutionen för biokemi och bioteknologi.
- Carlsson, M. och Olsson, L-E., 2005. *Undersökning av anaerob aktivitet i slamprov från VSEP-reaktor. Hammarby Sjöstads Reningsverk*. Rapport gjord av Anox Kaldnes AB, Lund.
- Carlsson, M. och Olsson, L-E., 2006. *Undersökning av anaerob aktivitet i slamprov från VSEP-reaktor. Hammarby Sjöstads Reningsverk*. Rapport gjord av Anox Kaldnes AB, Lund.
- Coquin, M-C., 2005. *Black Water recycling at Skogaberg*. Master Thesis VSEP Reverse Osmosis membrane pilot test. Examensarbete utfört av Chalmers Tekniska Högskola i samarbete med Kretsloppskontoret i Göteborg.
- Hasan, K. S. och Visvanathan, C. och Ariyamethee, P. och Chantaraaumporn, S. och Moongkhumklang P., 2002. *Introduction to vibratory shear enhanced membrane process and its application in starch wastewater recycle*. Liquid Purification Engineering International Co., Ltd. www.vsep.com
- Hessel, C., 2005. *Avloppsvattenbehandling med membranbioreaktor -En jämförande systemanalys avseende exergi, miljöpåverkan samt återföring av närsalter*. Examensarbete i miljö- och vattenteknik 20p för Stockholm Vatten AB vid Uppsala Universitet för institutionen för informations teknologi, UPTEC W05 034.
- Hesselgren, F., 2004. *Aerob psykrofil behandling av hushållsavloppsvatten i UASB*. Examensarbet i miljö- och vattenteknik 20p för Stockholm Vatten AB vid Uppsala Universitet vid institutionen för geovetenskaper, UPTEC W04 016.

- Levlin, E. och Tideström, H. och Kapilashrami, S. och Stark, K. och Hultman, B., 2001. *Slamkvalitet och trender för slamhantering*. VA-Forsk rapport 2001-05. VAV AB, ISBN 91-89182-53-1.
- Levlin, E. och Löwén, M. och Mossakowska, A. och Stark, K., 2002. *Utvinning av fosfor och andra produkter ur slam och aska. Slutrapport*. Stockholm Vatten AB, R nr 02, feb 2002.
- Morris, J. och Fleming, R. och MacAlpine, M., 2003. *Separated Drinking Water From Liquid Manure for Swine*. Ontario Pork Project number 03/07. Ridgetown College - University of Guelph, Augusti 2003.
- New Logic Research Inc., 2005. *Power Consumption Curves*. New Logic Doc. 334-51 ver 1.0.
- Nuortila-Jokinen, J. och Kallioinen, M. och Nyström, M., 2003. *The effect of operating conditions on fouling in the VSEP filter in pulp and paper applications*. Rapport från The Fifth International Membrane Science & Technology Conference 2003.
- Olog, L. och Christenson, E., 2003. *Musselodling och jordbruk i samverkan*. Rapport ifrån Husshållningssällskapet till en del finansierad med EU-medel via KULM-programmet del 3.
- Vane, L.M. och Alvarez, F.R., 2002. *Full-scale vibrating pervaporation membrane unit: VOC removal from water and surfactant solutions*. Journal of Membrane Science, No 202, sidor 177-193.
- Vane, L.M. och Alvarez, F.R. och Giroux, E.L., 1999. *Reduction of concentration polarization in pervaporation using vibrating membrane module*. Journal of Membrane Science, No 153, sidor 233-241.
- Welin, A., 2005. *Sjöstadsverket kontroll av gasmätare*. Kontroll utförd av SWECO VIAK AB.
- Judd, S., 2004. *A review of fouling of membrane bioreactors in sewage treatment*. Water Science and Technology, Volume 49 No 2, sidor 229-235, IWA Publishing.
- Metcalf and Eddy, Inc., 2003. *Wastewater engineering: treatment and reuse*. Fjärde upplagan. McGraw-Hill.
- Svenska kommunförbundet och VAV, 1996. *Introduktion till avloppsteknik*. ISBN 91-7099-542-7

Övriga kontakter

Kontinuerligt under försöksperioden.

Hansson, Carl-Henrik, Nordcap Membrane Consulting, 2005. Muntlig kontakt.

Bengtsson, Lars, Stockholm Vatten AB, Sjöstadsverket, 2005. Muntlig kontakt.

Bergström, Rune, IVL, 2006. Muntlig kontakt.

Hellström, Daniel, Stockholm Vatten AB, 2005-2006. Muntlig kontakt.

Internet

<http://www.hammarbysjostad.se>, 2005.

<http://www.vsep.com>, 2006

<http://www.stockholmvatten.se/indexie.htm>, 2005.

A BILAGOR

A.1 Ordlista

Alkalinitet	Buffrande ämnen.
COD	Chemical Oxygen Demand - kemisk syreförbrukning.
Fouling	Igensättning av porer
Flux	$l/(hm^2)$ flöde per areaenhet
GR	Glödrest, oorganisk andel av torrsubstanshalten.
HRT	Hydraulisk retentionstid, genomsnittlig tid som vätskan uppehåller sig i reaktorn, $HRT = V/Q_{in}$.
Kjeldahl-N	Organiskt bundet kväve och ammoniumkväve.
Kolloidala ämnen	Ämnen av små svävande partiklar.
L-test/L-mode	VSEP-enheten körs i labbskala med ett membran i membranstacken.
MBR	Membranbioreaktor.
Membranstack	Membranplattor staplade på varandra.
MP	Mix Permeat, uppsamlat permeat från en RO-körning. Innehåller en blandning av all permeat ifrån olika VRF.
$NH_4 - N$	Kväve i form av ammonium.
$PO_4 - P$	Fosfor som ortofosfat i löst form.
P-mode/P-läge	VSEP-enheten körs i pilotskala med 38 st membran i membranstacken.
RO	Reverse Osmosis - omvänd osmos.
SRT	Slam retentionstid, uppehållstid för slam i reaktorn.
SS	Suspenderad substans, substanser som ej går igenom ett $1,6 \mu m$ filter
TNb	Totalkväve.
tot-P	Totala innehållet av fosfor.
TS	Torrsubstans halt.
VFA	Volatile Fatty Acid - lättflyktiga syror.
VS	Volatile solids, organisk halt av torrsubstanshalten.
VRF	Volume Reduction Factor - uppkoncentreringsgrad.
VSEP	Vibratory Shear Enhanced Process

A.2 L-test

Tabell 14 redovisar de membran som testades vid Membrantestet. De fält som är tomma innebär att leverantören inte angivit någon specifikation för dessa.

Tabell 14: Lista över membran som testades.

Membran id.	Material	Backing	Por diameter/MWCO ^a	Kommentar
P-stack				Ursprungligt membran
1	Teflon		0,05 μm	Impermeabelt, antagligen igensatt direkt.
2	PTFE Teflon		2,0 μm	Gav högst flöde.
3	Polypropylen		0,45 μm	Mycket lågt flöde.
4	Teflon	Typar-135	0,50 μm	
5	Polyester		0,10 μm	
6	Kynar		0,10 μm	
7	PTFE Teflon		0,20 μm	
11			500 kD ^b	
12	Polysulfone	Polyester	100 kD	
14	Polysulfone	Polyester	40 kD	Impermeabelt, används förmodligen för lösningsmedel.

^aMWCO står för Molecular Weight Cut Off och anger retentionsvikten för membranet

^bkD står för kilo Dalton, där 1 D är massan för en väte atom.

A.3 Datalistor ifrån L-test

Tabell 15: Data ifrån L-test del 1 med P-stack membran, 0,05 μm .

Tryck [bar]	Flöde cykel 1 [ml/min]	Flöde cykel 18 [ml/min]	Frekvens [Hz]	Motorbelastning [%]	Temperatur [°C]
2		22	54,8	12,9	22,6
4	33		54,8	12,9	22,3
4		30	54,8	12,9	22,0
6	38		54,8	12,7	21,9
6		35	54,8	13,0	23,2
8	46		54,8	12,7	22,8
8		47	54,8	12,8	22,2
10	53		54,8	12,9	22,1
10		45	54,8	13,0	22,0
12	46		54,8	12,9	22,0
12		44	54,8	12,8	22,0

Tabell 16: Data ifrån L-test del 1 med membran nr 2, 0,45 μm .

Tryck [bar]	Flöde cykel 1 [ml/min]	Flöde cykel 18 [ml/min]	Frekvens [Hz]	Motorbelastning [%]	Temperatur [°C]
2		40	54,8	13,1	21,9
4	59		54,8	13,2	21,9
4		50	54,8	13,0	22,0
6	59		54,8	12,4	21,9
6		52	54,8	12,9	21,9
8	60		54,8	12,9	22,3
8		54	54,8	13,0	22,3
10	44		54,8	13,0	22,6
10		50	54,8	12,8	22,5
12	46		54,8	12,6	22,5
12		48	54,75	12,4	21,9

Tabell 17: Data ifrån L-test del 1 med membran nr 3, 0,50 μm . Som synes avbröts körningen vid 6 bar.

Tryck [bar]	Flöde cykel 1 [ml/min]	Flöde cykel 18 [ml/min]	Frekvens [Hz]	Motorbelastning [%]	Temperatur [°C]
2		4	54,8	13,4	21,9
4	16		54,8	13,3	22,8
4		6	54,8	13,2	22,0
6	12		54,8	13,2	22,0
6		6	54,8	13,0	22,3

Tabell 18: Data ifrån L-test del 1 med membran nr 4, 0,10 μm .

Tryck [bar]	Flöde cykel 1 [ml/min]	Flöde cykel 18 [ml/min]	Frekvens [Hz]	Motorbelastning [%]	Temperatur [°C]
2		39	54,85	13,7	21,9
4	51		54,85	13,6	21,8
4		39	54,8	13,3	21,6
6	50		54,8	13,3	21,6
6		40	54,8	13,3	21,7
8	45		54,8	13,0	21,6
8		40	54,8	13,1	21,9
10	42		54,8	13,1	21,8
10		37	54,8	13,0	21,7
12	39		54,8	12,9	21,9
12		40	54,8	12,9	21,8

Tabell 19: Data ifrån L-test del 1 med membran nr 5, 0,10 μm .

Tryck [bar]	Flöde cykel 1 [ml/min]	Flöde cykel 18 [ml/min]	Frekvens [Hz]	Motorbelastning [%]	Temperatur [°C]
2		30	54,8	13,4	21,8
4	40		54,8	13,4	21,8
4		38	54,8	13,2	21,8
6	47		54,85	13,2	21,8
6		40	54,8	13,2	21,8
8	45		54,75	12,9	21,8
8		38	54,75	12,8	21,9
10	41		54,75	12,8	21,9
10		37	54,75	12,8	21,9
12	39		54,75	12,8	21,8
12		46	54,75	12,7	22,0

Tabell 20: Data ifrån L-test del 1 med membran nr 7, 0,20 μm .

Tryck [bar]	Flöde cykel 1 [ml/min]	Flöde cykel 18 [ml/min]	Frekvens [Hz]	Motorbelastning [%]	Temperatur [°C]
2		40	54,85	13,6	21,9
4	60		54,85	13,6	21,9
4		44	54,85	13,1	22,4
6	55		54,85	13,1	22,3
6		49	54,85	13,2	21,9
8	55		54,85	13,2	21,9
8		47	54,85	13,1	22,4
10	54		54,85	13,0	22,1
10		46	54,75	12,6	21,9
12	48		54,75	13,6	21,8
12		44	54,75	12,6	22,0

Tabell 21: Data ifrån L-test del 1 med membran nr 11., 500 kD.

Tryck [bar]	Flöde cykel 1 [ml/min]	Flöde cykel 18 [ml/min]	Frekvens [Hz]	Motorbelastning [%]	Temperatur [°C]
2		20	54,9	14,3	23,1
4	45		54,9	14,3	22,8
4		37	54,9	13,7	22,0
6	46		54,85	13,5	22,1
6		40	54,8	13,4	23,9
8	46		54,8	13,2	23,9
8		41	54,8	13,0	24,1
10	44		54,8	13,1	23,6
10		30	54,8	12,9	22,3
12	44		54,8	13,1	22,3
12		40	54,8	12,9	22,9

Tabell 22: Data ifrån L-test del 1 med membran nr 12, 100 kD.

Tryck [bar]	Flöde cykel 1 [ml/min]	Flöde cykel 18 [ml/min]	Frekvens [Hz]	Motorbelastning [%]	Temperatur [°C]
2		16	54,75	13,7	21,8
4	27		54,75	13,6	21,8
4		23	54,75	13,3	21,8
6	28		54,75	13,3	21,8
6		24	54,75	13,5	21,9
8	28		54,75	13,4	21,9
8		24	54,75	13,2	21,9
10	27		54,75	13,2	21,9
10		26	54,75	13,1	22,1
12	27		54,75	13,1	22,0
12		24	54,75	13,0	22,0

Tabell 23: Data ifrån L-test del 1 med membran nr 14, 40 kD.

Tryck [bar]	Flöde cykel 1 [ml/min]	Flöde cykel 18 [ml/min]	Frekvens [Hz]	Motorbelastning [%]	Temperatur [°C]
2		20	54,75	13,0	22,4
4	33		54,75	13,4	22,2
4		27	54,75	13,2	21,9
6	33		54,75	13,3	21,9
6		29	54,75	13,5	22,2
8	33		54,75	13,4	22,2
8		29	54,75	13,5	22,0
10	32		54,75	13,5	22,0
10		29	54,75	13,4	22,2
12	30		54,75	13,3	22,1
12		27	54,75	13,2	21,9

Tabell 24: Data ifrån L-test del 2 med membran 0,05 μm membran för 3/4 tum amplitud.

Tryck (bar)	Amplitud [tum]	Frekvens [Hz]	Flöde cykel 1 [ml/min]	Flöde cykel 18 [ml/min]	Motorbelastning [%]	Temperatur [°C]
4	0,75	55,05		39	15,2	22,3
5	0,75	55,05	43		15,2	22,3
5	0,75	55,05		42	15	22,2
6	0,75	55,05	46		15	22,2
6	0,75	55,05		45	15,2	22,3
7	0,75	55,05	46		14,9	22,3
7	0,75	55,05		46	14,9	
8	0,75	55,05	48		15,2	
8	0,75	55,05		48	15	
9	0,75	55,05	50		14,5	

Tabell 25: Data ifrån L-test del 2 med membran 0,05 μm membran för 1 tum amplitud.

Tryck (bar)	Amplitud [tum]	Frekvens [Hz]	Flöde cykel 1 [ml/min]	Flöde cykel 18 [ml/min]	Motorbelastning [%]	Temperatur [°C]
4	1	55,15	42		16,3	22,9
4	1	55,15		47	16,3	22,9
5	1	55,1	52		16	22,9
5	1	55,1		52	16,1	22,8
6	1	55,1	57		16,1	22,9
6	1	55,1		57	16	22,8
7	1	55,1	59		16	22,8
7	1	55,1		58	16,2	23
8	1	55,1	62		16,2	22,9
8	1	55,1		64	16,1	22,9
9	1	55,1	62		16	22,9
9	1	55,1		61	16	23

Tabell 26: Data ifrån L-test del 2 med membran 0,05 μm membran för 6 bar drivtryck.

Tid [minuter]	Tryck [bar]	Amplitud [tum]	Frekvens [Hz]	Flöde [ml/min]	Motorbelastning [%]	Temperatur [°C]
0	6	0,5	54,55	50	9,3	23,1
95	6	0,5	54,55	32	8,6	23,1
158	6	0,5	54,55	28	8,7	23,2
413	6	0,5	54,55	26	7	23,2
473	6	0,5	54,55	24		23,3
503	6	0,5	54,55	24		23,3
505	6	0,75	54,9	24	11,3	23,3
533	6	0,75	54,9	30	10,6	23,3
981	6	0,75	54,9	38		
1355	6	0,75	54,9	37		
2280	6	0,75	54,9	39	10	22,7
2281	6	0,75	54,9	39	10	22,6
2282	6	1	55,1	40	13	22,6
2311	6	1	55,1	44	14	22,8
2343	6	1	55,1	47	14	22,6
2380	6	1	55,1	46	14,5	22,6

Tabell 27: Data ifrån L-test del 2 med membran 0,45 μm membran 4 bar varierad amplitud.

Tid [minuter]	Tryck [bar]	Amplitud [tum]	Frekvens [Hz]	Flöde [ml/min]	Motorbelastning [%]	Temperatur [°C]
0	4	0,5	55	56	17,3	22,8
54	4	0,5	55	47	16,3	22,7
953	4	0,5	55	50	14,8	21,9
956	4	0,75	55,2	50	17	21,8
987	4	0,75	55,2	58	16,8	21,9
1049	4	0,75	55,2	64	16,9	21,8
1117	4	0,75	55,2	64	16,7	21,8
1173	4	0,75	55,2	68	16,7	21,8
1225	4	0,75	55,2	68	16,7	21,8
1298	4	0,75	55,2	68	17,1	21,9
1363	4	0,75	55,2	71	16,7	21,9
1424	4	0,75	55,2	73	16,2	21,9
1426	4	1	55,3	75	18,8	21,9
1461	4	1	55,3	86	17,9	21,9
1488	4	1	55,3	87	18	21,9
2391	4	1,05	55,3	97	17,8	21,9

Tabell 28: Data ifrån L-test del 2 med membran 0,45 μm membran 6 bar varierad amplitud.

Tid [minuter]	Tryck [bar]	Amplitud [tum]	Frekvens [Hz]	Flöde [ml/min]	Motorbelastning [%]	Temperatur [°C]
0	6	0,5	54,8	75	13,3	21,9
31	6	0,5	54,8	49	13,2	21,9
62	6	0,5	54,8	48	13,2	21,9
125	6	0,5	54,8	43	13	21,9
212	6	0,5	54,8	40	13,1	21,8
275	6	0,5	54,8	40	13	21,9
337	6	0,5	54,8	39	13	21,9
339	6	0,75	55,2	40	15,7	21,9
372	6	0,75	55,15	57	15	21,9
403	6	0,75	55,15	65	15,1	21,8
420	6	0,75	55,15	68	15,2	21,8
607	6	0,75	55,15	75	15,2	21,9
1522	6		55,15	78	15	21,8
3012	6		55,15	77	15,1	21,9
4342	6	0,9	55,15	77	14,4	21,9
4344	6	1	55,2	78	14,4	21,9
4372	6	1	55,2	78	15,6	21,8
4404	6	1	55,2	80	15,5	21,7
4467	6	1	55,2	80	15,2	21,7
4529	6	1	55,15	80	15,1	22,8
4592	6	1	55,15	80	14,4	21,9
4655	6	1	55,15	79	14,6	21,8

Tabell 29: Data ifrån L-test del 2 med membran 0,20 μm membran 4 bar varierad amplitud.

Tid [minuter]	Tryck [bar]	Amplitud [tum]	Frekvens [Hz]	Flöde [ml/min]	Motorbelastning [%]	Temperatur [°C]
0	4	0,5	54,75	45	10,1	21,1
915	4	0,5	54,75	35	9,7	21,5
1320	4	0,5	54,75	34	9,4	21,8
1322	4	0,5	54,75	38	9,4	21,8
1324	4	0,75	55	35	11,1	21,7
1358	4	0,75	55,05	40	12,7	21,7
1421	4	0,75	55	52	12,2	21,8
1485	4	0,75	55	55	11,9	21,9
1548	4	0,75	55	60	11,4	21,8
1615	4	0,75	55	62	11,6	21,8
1678	4	0,75	54,95	58	12	21,8
1739	4	0,75	54,95	57	11,5	21,8
1788	4	0,75	54,95	53	11	21,9
1789	4	1	55,1	54	12,9	21,8
1819	4	1	55,15	60	12,9	21,9
2762	4	1	55,15	63	14,6	21,9
2768	4	1	55,15	63	14,5	22

Tabell 30: Data ifrån L-test del 2 med membran 0,20 μm membran 6 bar varierad amplitud.

Tid [minuter]	Tryck [bar]	Amplitud [μm]	Frekvens [Hz]	Flöde [ml/min]	Motorbelastning [%]	Temperatur [$^{\circ}\text{C}$]
0	6	0,5	54,65	55	10	21,9
31	6	0,5	54,65	42	10,3	21,9
62	6	0,5	54,65	38	9,2	22,3
125	6	0,5	54,7	35	10,2	21,8
191	6	0,5	54,7	35	10	21,9
264	6	0,5	54,7	32	9,8	21,8
327	6	0,5	54,7	32	9,5	21,7
389	6	0,5	54,7	29	10	21,5
391	6	0,75	55,05	30	12,9	21,4
422	6	0,75	55,05	35	12,8	21,8
453	6	0,75	55,05	40	12,5	21,5
468	6	0,75	55	42	12,1	21,3
1461	6	0,75	55	43	11,8	22,3
1463	6	0,75	55	44	11,7	22,4
1465	6	1	55,15	44	13,9	22,4
1492	6	1	55,15	44	14,1	21,3
1580	6	1	55,15	45	14	21
1643	6	1	55,15	50	13,8	21,6
1723	6	1	55,1	49	13,2	21,8
1786	6	1	55,1	49	13,3	21,8
1849	6	1	55,1	50	13,4	21,8
1868	6	1	55,1	50	13,6	21,9

Tabell 31: Data ifrån L-test del 3 med nytt membran 0,45 μm membran 4 bar varierad amplitud.

Tid [minuter]	Tryck [bar]	Frekvens [Hz]	Amplitud [tum]	Flöde [ml/min]	Motorbelastning [%]	Temperatur [°C]
0	4	55,1	0,75	78	14	22,5
2	4	55,05	0,75	79	13,7	22,3
8	4	55,05	0,75	71	13,3	21,9
29	4	55,05	0,75	61	13,1	21,8
52	4	55,05	0,75	62	13	23,4
478	4	55,2	0,75	41	18,1	19,3
478	4	55,2	0,75	43	16,8	19,6
480	4	55,05	0,75	54	12,9	21,4
508	4	55,05	0,75	56	12,8	21,5
528	4	55,05	0,75	56	12,8	21,9
540	4	55,05	0,75	56	12,6	21,5
558	4	55,05	0,75	55	12,7	21,5
595	4	55,05	0,75	56	12,9	21,5
607	4	55,05	0,75	53	12	21,5
652	4	55	0,75	55	11,7	21,5
670	4	55,15	1	55	14,4	21,5
670	4	55,3	1	58	17,2	21,5
675	4	55,35	1	59	18,4	21,5
680	4	55,3	1	61	17,6	21,5
690	4	55,3	1	62	17,7	21,6
692	4	55,25	1	64	16,7	21,5
712	4	55,25	1	65	16,8	21,5
734	4	55,25	1	67	17	21,6
763	4	55,25	1	67	17	21,6
790	4	55,25	1	67	17	21,6
816	4	55,2	1	68	16	21,7
878	4	55,25	1,05	73	15,1	21,8
1855	4	55,15	1	73	14,7	21,8

Tabell 32: Data ifrån L-test del 3 med nytt membran 0,45 μm membran 6 bar varierad amplitud.

Tid [minuter]	Tryck [bar]	Frekvens [Hz]	Amplitud [tum]	Flöde [ml/min]	Motorbelastning [%]	Temperatur [°C]
0	6	55,15	1	87	14,9	21,9
25	6	55,15	1	77	15	21,9
62	6	55,15	1	78	13,8	21,8
125	6	55,15	1	74	13,9	21,9
187	6	55,15	1	74	13,7	21,9
190	6	54,95	0,75	68	11,8	21,9
232	6	54,95	0,75	63	10,7	21,9
251	6	54,9	0,75	63	10,2	21,9
262	6	54,9	0,75	58	10,2	21,9

A.4 RO-försök

Totalt planerades fyra stycken körningar med RO-anläggningen. Permeat ifrån membranbioreaktorn samlades upp i 240 liters tankar under dagen innan RO-körningen och

Den första körningen skulle inte innebära någon pH justering av VSEP-permeatet för att fungera som en referens inför ytterligare försök.

Tabell 33: Datalista ifrån första RO-körningen.

	pH	Cond ($\mu S/cm$)	TS (%)	TS (g/l)	TOC (mg/l)	$NH_4 - N$ (mg/l)	$PO_4 - P$ (mg/l)	tot-P (mg/l)	Kjell-N (mg/l)
Försök 1									
Inkommande vatten									
	6.6	983	0,035	0,35	16	75		10	
Permeat									
VRF									
1	4.58	21.6	94	33,6					
2	4.9	38.3	91	32,5					
5	5.5	94.1	84	30,0					
10	7.4	307,00	8	2,9	2	45	0,07		
Mix permeat									
VRF									
1									
2	5.1	29.2							
5	5.1	35.8							
10	5.47	49			2	6,3	0,02	0,02	
Koncentrat									
VRF									
1	6.75	1009	0.0409	0.409					
2	7.0	1913	0.078	0.786					
5	7.5	4250	0.179	1.79					
10	7.8	6790	0.2739	2.74	140	610	41	44	610

Tabell 34: Datalista ifrån andra RO-körningen.

	pH	Cond ($\mu S/cm$)	TS (%)	TS (g/l)	TOC (mg/l)	$NH_4 - N$ (mg/l)	$PO_4 - P$ (mg/l)	tot-P (mg/l)	Kjell-N (mg/l)
Försök 2									
Inkommande vatten									
Permeat	6.76	966	0.0397	0.39	15	74	10	10	
VERF									
1	4.85	26.4	88	31,4					
2	4.7	27.8	86	30,7					
5	5.1	54.5	79	28,2					
10	5.22	85.7	71	25,4	2	8		0,12	
20	2.85	460	49	17,5	2	5,1		0,28	
30	2.81	1077	36	12,9	2	9		0,44	
Mix permeat									
VERF									
1									
2	4.86	24.7							
5	4.9	28.5							
10	5.3	32.6			2	3,4	0,03		
20	5.11	35.2			2	3,6	0,03		
30	5.02	35.4			2	3,6	0,04		
Koncentrat									
VERF									
1	6.21	1043	0.044	0.44					
2	6.2	2250	0.088	0.88					
5	6.12	5390	0.244	2.44					
10	6.12	11180	0.632	6.32	170	780	110	110	790
20	2.56	18640	1.112	11.12	250	1100	160	170	1100
30	2.56	26500	1.671	16.71	380	1800	260	280	1800

Tabell 35: Datalista ifrån tredje RO-körningen.

	pH	Cond ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	TS (%)	TS (g/l)	TOC (mg/l)	$\text{NH}_4 - \text{N}$ (mg/l)	$\text{PO}_4 - \text{P}$ (mg/l)	tot-P (mg/l)	Kjell-N (mg/l)
Försök 3									
Inkommande vatten	6,52	962	0,039	0,39098	16	70		10	70
Permeat									
VRF									
1	4,56	25,00	88	31,4					
2	4,63	26,80	76	27,1					
5	4,6	55,20	74	26,4					
10	5,3	63,30	73	26,1					
20	5,42	111,6	56	20,0					
30	5,74	137,1	54	19,3					
40	6,01	162,10	47	16,8	2	13	0,29		
50	7	211	34	12,1	2	19	0,38		
60	6,36	313	25	8,9	2	21	0,39		
Mix permeat									
VRF									
1	4,72	26,4							
2	4,94	34,6							
5	5,5	36,3							
10	5,5	35,6							
20	5,4	38,1							
30	5,43	42,4			2	4,4	0,04		
40	5,42	39,7			2	4,4	0,04		
50	5,1	39,7			2	4,3	0,03		
60									
Koncentrat									
VRF									
1	6,16	1180	0,0428	0,43					
2	6,21	2280	0,0920	0,92					
5	6,21	5510	0,2585	2,58					
10	6,1	10630	0,6288	6,29					
20	6,06	19200	1,2272	12,27					
30	5,89	25800	1,7177	17,18					
40	5,9	30700	2,0474	20,47	470	2000	330	310	2000
50	5,82	37000	2,5712	25,71	570	2400	370	380	2300
60	5,78	41500	2,9234	29,23	640	2800	420	440	2800

Tabell 36: Datalista ifrån fjärde RO-körningen.

	pH	Cond ($\mu\text{S}/\text{cm}$)	TS (%)	TS (g/l)	TOC (mg/l)	$\text{NH}_4 - \text{N}$ (mg/l)	$\text{PO}_4 - \text{P}$ (mg/l)	tot-P (mg/l)	Kjell-N (mg/l)
Försök 4									
Inkommande vatten	6,7	963	0,039	0,39098	16	69	9,7	10	69
Permeat									
VRF									
1	4,63	20,80	84	30,0					
2	4,45	30,30	78	27,9					
5	4,54	57,20	74	26,4					
10	4,37	96,30	62	22,1					
20	5,8	145,7	56	20,0					
30	5,96	259	40	14,3	2	22	0,85		
40	5,78	300,00	37	13,2	2	26	0,94		
50	5,71	531	26	9,3	2	47	1,8		
60	5,14	686	18	6,4	2	73	2,7		
Mix permeat									
VRF									
1									
2	4,77	28							
5	5,04	34,2							
10	5,04	33,9							
20	5,12	40,2							
30	5,35	40,2			2	4,2			
40	5,3	40			2	4,8	0,1		
50	5,14	51			2	4,5	0,1		
60	5,15	52,2			2	4,7	0,12		
Koncentrat									
VRF									
1	6,33	1161	0,0466	0,47					
2	6,13	2240	0,0987	0,99					
5	6,17	5160	0,2605	2,60					
10	5,9	9600	0,6104	6,10					
20	5,99	17300	1,4515	14,51					
30	5,7	25600	2,2215	22,21	430	1900	860	820	1800
40	5,55	28200	2,4490	24,49	480	2100	910	880	2100
50	5,39	38100	3,5144	35,14	670	3000	1200	1100	3000
60	5,31	42600	3,9766	39,77	740	3600	1400	1300	3500

A.5 Tungmetall från RO-försöken

Tabell 37: Tungmetall halter för inkommande vatten till RO-försöken.

Parameter ($\mu\text{g/l}$)	Cd	Hg	Ag	Pb	Mo	Cu	As	Zn	Ni	Cr	V
Försök 1	0,02	0,1	0,1	1,0	0,5	0,8	0,9	8	4	0,9	1
Försök 2	0,01	0,1	0,1	0,2	0,5	0,5	1	5	4	1	3
Försök 3	0,01	0,1	0,1	1	0,5	5	1		4	0,9	0,6
Försök 4	0,01	0,1	0,1	0,5		0,5	0,7		3	0,8	0,7

Tabell 38: Tungmetall halter för koncentratet ifrån RO-försöken.

Parameter ($\mu\text{g/l}$)	Cd	Hg	Ag	Pb	Mo	Cu	As	Zn	Ni	Cr	V
Försök 1 (VRF 10)	0,01	0,1	0,1	0,5	2	3	7	19	23	3	6
Försök 2 (VRF 30)	0,1	0,1	0,6	16	7	110	55	630	83	36	160
Försök 3 (VRF 60)	0,1	0,2	0,1	2	17	220	130		180	39	300
Försök 4 (VRF 60)	0,5	0,1	0,1	4		170	53		220	35	45

A.6 Beräkning syratillsats vid RO-körning

Följande recept har använts för att beräkna tillsatt mängd kväve och fosfor i syrajustering till RO-försök 4.

Lösning av fosforsyra och salpetersyra:

34,5 ml H_3PO_4 (85 %) + 385 ml HNO_3 (63 %) ger en totalvolym på 419,5 ml.

Volymprocent av respektive syra i lösningen:

$$H_3PO_4 = 8,22 \%$$

$$HNO_3 = 91,8 \%$$

Volym tillsatt syra i försöket: 149 ml

Beräkning av respektive massa tillsatt syra:

$$\text{Volym}(HNO_3) = 149 \text{ ml} \cdot 91,8 \% = 136,60 \text{ ml}$$

$$\text{Massa}(HNO_3) = 136,60 \text{ ml} \cdot 1,4 \text{ g/ml} = 191,25 \text{ g}$$

$$\text{Volym}(H_3PO_4) = 149 \text{ ml} \cdot 8,22 \% = 12,23 \text{ ml}$$

$$\text{Massa}(H_3PO_4) = 12,23 \text{ ml} \cdot 1,7 \text{ g/ml} = 20,79 \text{ g}$$

Beräkning av antal mol av respektive syra

$n = \frac{m}{M}$, där m är massan och M är molmassan.

Antal mol N och P är lika med antalet mol av respektive syra

$$M(HNO_3) \quad 63 \text{ g/mol}$$

$$m(HNO_3) \quad 191,2515 \text{ g}$$

$$n(HNO_3) \quad 3,036 \text{ mol}$$

$$n(N) \quad 3,036 \text{ mol}$$

$$M(H_3PO_4) \quad 98 \text{ g/mol}$$

$$m(H_3PO_4) \quad 20,7948 \text{ g}$$

$$n(H_3PO_4) \quad 0,2122 \text{ mol}$$

$$n(P) \quad 0,2122 \text{ mol}$$

Massan tillsatt N och P som används i massbalansberäkningen:

$$m = n \cdot M$$

$$m(P) \quad 6,571582 \text{ g P}$$

$$m(N) \quad 42,53068 \text{ g N}$$

Förhållandet mellan P och N i tillsatt syra är 1:6,5.

A.7 Teoretisk metanförlust

Den mängd metan som löser sig i vatten kan beräknas med hjälp av Henrys lag, ekvation 4 (Metcalf och Eddy (2003)).

$$P_g = \frac{H}{P_T} \cdot x_g \quad (4)$$

Där P_g är molfraktionen av gas i luft vilket motsvarar partialtrycket av gasen, H är Henrys lags konstant [atm], P_T är det totala trycket i reaktorn (1 atm) samt x_g är molfraktionen av gas i vatten [mol metan/mol vatten].

Partialtrycket av metan i reaktorn är 93 % vilket är medelvärdet av 29 mätningar över försöksperioden.

Henrys lags konstant är temperaturberoende och kan beräknas för bireaktorns temperatur som är 22 °C enligt ekvation 5 (Metcalf och Eddy (2003)).

$$H = 10^{-\frac{A}{T}+B} = 38951 atm \quad (5)$$

Där A är empirisk konstant lika med 675,74, B är empirisk konstant lika med 6,880 och T är temperaturen i °K lika med 295,15.

Molfraktionen av metan löst i vatten för aktuell temperatur kan nu beräknas.

$$x_g = \frac{P_T \cdot P_g}{H} = \frac{1 atm \cdot 0,93}{38951} = 2,38 \cdot 10^{-5} \frac{molmetan}{molvatten} \quad (6)$$

Molfraktionen kan även uttryckas som:

$$x_g = \frac{n_g}{n_g + n_w}, x_g \approx \frac{n_g}{n_w} \quad (7)$$

om $n_g \ll n_w$ så kan uttrycket förenklas till:

$$x_g \approx \frac{n_g}{n_w} \quad (8)$$

Där n_g och n_w är mol gas respektive mol vatten.

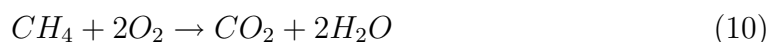
Vattens densitet vid 22 °C är ungefär 1000 g/l och molmassan är 18 g/mol vilket innebär en liter vatten innehåller $\frac{1000g/l}{18g/mol} = 55,56 mol$. Ovanstående uttryck ger nu möjligheten att beräkna substansmängden metan i en liter vatten med antagandet att substansmängden metan är fösumbart i förhållande till substansmängden vatten i vatten, alltså ekvation 8 ger: $n_g = x_g \cdot n_w = 2,38 \cdot 10^{-5} \frac{molmetan}{molvatten} \cdot 55,56 molvatten = 0,001326 molmetan$, och antagandet för ekvation 8 kan anses korrekt.

En liter vatten innehåller alltså 0,0013 mol metan och med hjälp av den ideella gaslagen (ekvation 9) kan volymen för denna mängd beräknas.

$$P \cdot V = n \cdot R \cdot T \Rightarrow V = \frac{n \cdot R \cdot T}{P} = \frac{0,0013 mol \cdot 0,082057 \frac{atm \cdot l}{mol \cdot K} \cdot 295,15 K}{1 atm} = 0,032 l \quad (9)$$

Där P är totalt tryck (1 atm), V är volymen som gasen upptar, n är mol gas (0,0013 mol), R är universella gaskonstanten ($0,082057 \frac{atm \cdot l}{mol \cdot K}$) och T är temperaturen (295,15 °K).

En anaerobprocess bryter ned COD samtidigt som metangas bildas. För att omvandla en mol metan till koldioxid och vatten krävs två mol COD enligt ekvation 10, där två mol COD motsvarar $64 \text{ gO}_2/\text{mol CH}_4$ (Metcalf och Eddy (2003)).



Volymen för en mol metan vid 22°C kan beräknas ur ekvation 9:

$$P \cdot V = n \cdot R \cdot T \Rightarrow V = \frac{n \cdot R \cdot T}{P} = \frac{1 \text{ mol} \cdot 0,082057 \frac{\text{atm} \cdot \text{l}}{\text{mol} \cdot \text{K}} \cdot 295,15 \text{ K}}{1 \text{ atm}} = 24,22 \text{ l} \quad (11)$$

Förhållandet mellan reducerad COD och producerad metan vid 22°C blir då enligt ekvation 12:

$$\frac{24,22 \frac{\text{l}}{\text{molCH}_4}}{64 \frac{\text{gCOD}}{\text{molCH}_4}} = 0,38 \frac{\text{lCH}_4}{\text{gCODreducerat}} \quad (12)$$

Enligt Andersson och Castor (2005) anses metanförlusten via metan löst i vatten betydande då den är större än 5% och en metanförlust mindre än 1% kan anses obetydlig. Enligt ovanstående beräkningar kommer mängden metan som följer med ut per liter producerad permeat vara 0,032 liter metan per liter permeat. Det genomsnittliga permeatflödet per vecka var under försöksperioden 8684 liter vilket skulle ge en förlust via metangas löst i vatten på $8684 \text{ l} \cdot 0,032 \frac{\text{lmetan}}{\text{lvatten}} = 277,8 \text{ l}$. Med en medelproduktion av metangas på 640 liter i veckan är detta en stor förlust. Andersson och Castor (2005) beräknade även teoretiskt metanförlust för olika tänkta COD-belastningar och teoretiskt reduktion av COD i systemet. Där konstaterades att en högre belastning ger en mindre betydande metangas förlust via löst metan i vatten och att för att nå en obetydlig förlust mindre än 1 % krävs en COD belastning på 6 kg COD/dygn vid en COD reduktion på 95 %.

A.8 Analyismetoder

Vid analyser som börjar på LCK har Dr. Langes kyvetttest använts och den spektrofotometriska mätningen har gjorts med en Xion 500 från Dr. Lange.

Tabell 39: Torsgatans analyser på veckoprov av inkommande vatten till Sjöstadverket.

Parameter	COD	TOC	Tot-P	$NH_4 - N$	Kjeld-N	TNb
Analysmetod	SS 028142-2	SS-EN 1484-1	Dr Lange	AN 300	AN 300/ASN3503	pr EN 12260

Tabell 40: Torsgatans analyser på dygnsprov av inkommande vatten till Sjöstadverket.

Parameter	SS	BOD 7	COD	TOC	DOC	
Analysmetod	SS EN ISO	SS 028143-2 mod SS EN 25814-1	SS 028142-2	SS-EN 1484-1	SS-EN 1484-1	
Parameter	PO4-P	Tot-P	Alk	$NH_4 - N$	Kjeld-N	TNb
Analysmetod	SS 028126-2	Dr Lange	SS-EN ISO 9963-2	AN 300	AN 300/ASN3503	pr EN12260

Tabell 41: Torsgatans analyser på stickprov av reaktorslam.

Parameter	COD-tot	TOC	TS	GR	TNb
Analysmetod	SS 028142-2	SS-EN 1484-1	SS 028113-1	SS 028113-1	pr EN 12260

Tabell 42: Sjöstadverkets analyser på stickprov av reaktorslam.

Parameter	COD-tot	TOC	TS	GR	TNb
Analysmetod	SS 028142-2	SS-EN 1484-1	SS 028113-1	SS 028113-1	pr EN 12260

Tabell 43: Analyismetoder som använts av Torsgatan på reaktorslam.

Parameter	Zn	Pb	Co	Cd	
Analysmetod	ICP-AES	ICP-AES	ICP-AES	ICP-AES	
Parameter	Ni	Mn	Cr	Cu	K
Analysmetod	ICP-AES	ICP-AES	ICP-AES	ICP-AES	ICP-AES

Tabell 44: Torsgatans analyser på veckosamlingsprov av silslam.

Parameter	pH	TS	GR
Analysmetod	pH mätare: pH 330i WTW	SS 028113-1	SS 028113-1

Tabell 45: Torsgatans analyser på veckosamlingsprov av VSEP-permeat.

Parameter	COD	TOC	Tot-P	NH ₄ -N	Kjeld-N	TNb
Analysmetod	SS 028142-2	SS-EN 1484-1	Dr Lange	AN 300	AN 300 ASN 3503	pr EN 12260

Tabell 46: Sjöstadsvverkets analyser på dygnsprov av VSEP-permeat.

Parameter	pH	COD	VFA	Tot-P	$PO_4 - P$	N-tot	$NH_4 - N$
Analysmetod	pH meter: pH330i WTW	LCK 514	LCK 365	LCK 350	LCK 350	LCK 338	LCK 302

Tabell 47: Sjöstadsvverkets ananalysermetoder för koncentrat och permeat från omvänd osmos försöken.

Parameter	pH	Konduktiviet	TS
Analysmetod	pH meter: pH330i WTW	Konduktivitets- mätare: Cond330i WTW	SS 028113-1

Tabell 48: Torsgatan analysmetoder för koncentrat från omvänd osmos försöken.

Parameter	TOC	$NH_4 - N$	$PO_4 - P$	Tot-P
Analysmetod	pSS-EN 1484-1	AN 30/87	SS028126-2	DrLange
Parameter	Kjel-N	$NO_3 - N$	TNb	
Analysmetod	AN300/ASN3503	AN 5301	SS-EN 12260:2004	

Tabell 49: Torsgatan analysmetoder för permeat från omvänd osmos försöken.

Parameter	TOC	$NH_4 - N$	$PO_4 - P$	Tot-P
Analysmetod	SS-EN 1484-1	AN 30/87	SS028126-2	DrLange

Tabell 50: Analysmetoder som använts av Torsgatan på inkommandevatten (dvs. VSEP-permeat), koncentrat och permeat från omvänd osmos föröken.

Parameter	K	Cd	Hg	Ag	Pb	Mo
Analysmetod	ICP-AES	ICP-MS	ICP-MS	ICP-MS	ICP-MS	ICP-MS
Parameter	Cu	As	Zn	Ni	Cr	V
Analysmetod	ICP-MS	ICP-MS	ICP-MS	ICP-MS	ICP-MS	ICP-MS

Tabell 51: Analysmetoder som använts på Sjöstadsverket för att mäta ackumulerad mängd gas och metanhalt

Parameter	Volym	Gashalt [vol% CH_4]
Analysmetod	Schlumberger	Ex-meter II P MSA Auer

A.9 VSEP Tvätt

VSEP enheten kan antingen styra mot ett konstant flöde eller mot ett konstant tryck. Beroende på styrsystemets inställningar kan försämring i kapaciteten hos membranerna urskiljas. Detta kan te sig som en ökning i tryck för att hålla ett konstant flöde eller en minskning i flöde när systemet styr mot ett konstant tryck. När försämringen är tillräckligt stor är det dags att utföra en tvätt. Syftet med tvätten är att få bort den reversibla fouling som uppstått. Den reversibla foulingen går att tvätta bort då den inte är så hårt bunden till membranet. Följande förfarande har använts vid tvätt av VSEP-enheten under försöksperioden.

Det börjar med att anläggningen sköljs ur med varmvatten så att membranstacken uppnår rätt temperatur inför tvätten. Rent vatten tas då ifrån en tvätttank och det slam som finns i rörsystemet samlas upp i en hink för att återföras till bioreaktorn. En temperatur på 25 °C har använts vid sköljning och tvätt. Styrsystemet för anläggningen har en separat inställning för tvätt som kan liknas med recirkulationsläget, fast istället för att recirkulera koncentrat och permeat till bioreaktorn recirkuleras det till tvätttanken. I samband med sköljning kan koncentrat och permeat ledas till avloppet. Vattnet pumpas igenom systemet med en pumpfrekvens hos excenterskrupumpen på 60 Hz och med ett tryck på 2,5 bar. Tryck ställs in manuellt med en handventil och ska vara konstant genom hela tvättprogrammet och bör justeras efterhand.

Tvätten utföres vid cirka 40 °C med en 2 %-ig lösning av Ariel Color. Beroende på vilken sorts fouling som ska tvättas rent används antingen 50 % natriumhydroxid, vid ett pH mellan 11 och 12 för att få bort den organiska foulingen, eller saltsyra som tar bort metallutfällning och kalciumkarbonat. Då tillsätts saltsyra tills ett pH på ett till två nås.

Tvätten pågår i cirka en halvtimme och följs av en sköljning med rent vatten för att bli kvitt tvättmedlet. Ren vattenflödet mäts sedan vid cirka 25 °C och 2,5 bar drivtryck. Detta gör vid varje tvätt tillfälle och vid samma temperatur och tryck för att jämföra och kontrollera om ren vattenflödet minskat sedan tidigare tvättar. Om det minskat skulle det kunna vara ett tecken på irreversibel fouling.

A.10 RO Tvätt

På samma sätt som för VSEP-enheten måste även RO-enheten tvättas för att avlägsna reversibel fouling. Detta utfördes efter varje RO-försök som var totalt fyra till antal.

Före tvätt sköljs anläggningen vid 40 °C vid 8 bar för att få rätt temperatur i systemet. Koncentrat och permeat töms i avloppet. Tvätten utföres sedan vid 40 °C och med ett tryck på 8 bar i cirka 40 minuter. Även här finns två olika tvätt alternativ - basisk tvätt eller sur tvätt. Vid basisk tvätt används en 0,5 %-ig lösning av Ultrasil II, vilket är ett tvättmedel som innehåller tensider och löser främst upp biologisk påväxt. Tvättvattnets pH är mellan 11 och 12. Syra tvätt utföres med citronsyra vid ett pH mellan 1 och 2, och tvättar ut metallfällningar och kalciumkarbonat. Syra tvätt kan vara aktuell när den basiska tvätten inte återställer det tidigare renvattenflödet.

Efter tvätten sköljes tvättmedel ut med varmvatten, 40 °C. Slutligen utföres ett renvatten test. Då sköljs anläggningen med vatten vid tryck och temperatur motsvarande de vid ordinarie drift, alltså 25 °C och 40 bar. Anläggningen står då recirkulationsläge tills en jämn temperatur har uppnåtts och därefter mäts permeatflödet. Konduktiviteten mäts också för att få ett mått på saltreduktionen.

A.11 Analysresultat Sjästadverket och Torsgatan

Tabell 52: Analyssvar från försöksperioden, SV=Sjästadverket, TG=Torsgatan.

Vecka	COD-tot (mg/l)	TOC (mg/l)	$NH_4 - N$ (mg/l)	Tot-P (mg/l)			
Permeat veckoprov TG							
1	71	19	87	12			
2	63	16	68	11			
3	60	17	64	9,3			
4	67	17	66	9,6			
5	59	16	68	9,8			
6	59	16	68	9,6			
7		25	58	8,2			
Vecka/dag	pH	COD-tot (mg/l)	VFA (mg/l)	Tot-N (mg/l)	$NH_4 - N$ (mg/l)	$PO_4 - P$ (mg/l)	Tot-P (mg/l)
Permeat dygnsprov SV							
1/mån	6,7	96,6	< 50	66,6	86,8	9,34	10,1
1/tors							
2/mån	6,7	81,7	< 50	73,8	66,5	9,4	11,8
2/tors	6,7	70,9	< 50	70,5	62,6	9,3	12,8
3/mån	6,8	51	< 50	70,3	63,5	10,6	10,5
3/tors	7,1	48,6	< 50	70,7	60,1	9,4	8,7
4/mån	6,8	54,5	< 50	70	61,2	10	9,94
4/tors	6,7	53	< 50	68,5	60,6	9,08	9,17
5/mån	6,7	75,6	< 50	75	69,4	10,1	10,0
5/tors	7,1		< 50	64,3	55,7	7,24	9,44
6/mån	7,0	55,7	< 50	42,7	64,9	9,09	8,22
6/tors	7,5	52,4	< 50		66	8,85	8,99
7/mån	7,0	65,7	< 50	75,3	67,2	10,2	10,0
7/tors	7,2	207	130 ^a	60,4	48,5	9,05	8,51

^aDet höga värdet beror på dosering av natriumacetat. Belastningen blev högre vilket gav ett högre VFA jämfört med tidigare.

Tabell 53: Analyssvar från försöksperioden, SV=Sjöstadsverket, TG=Torsgatan.

Vecka	COD-tot (mg/l)	TOC (mg/l)	Tot-P (mg/l)	NH ₄ -N (mg/l)	Kjeldahl-N (mg/l)	TN _b (mg/l)					
Inkommande veckoprov											
1	640	220	12	61	78	72					
2	650	200	11	59	76	66					
3	650	180	11	56	70	61					
4	620	220	10	58	74	65					
5	640	190	11	56	73	67					
6	620	230	11	58	72	71					
7											
Vecka	TSS (mgSS/l)	BOD (mg/l)	COD-tot (mg/l)	TOC (mg/l)	DOC, MGA (mg/l)	PO ₄ -P (mg/l)	Tot-P (mg/l)	Alkalinitet (mg/l)	NH ₄ -N (mg/l)	Kjeldahl-N (mg/l)	TN _b (mg/l)
Inkommande dygn											
1	290		700	200	81	8	12	320	58	79	69
2	320	320	570	180	88	7,3	10	330	54	69	72
3	260	340	620	170	82	8,6	11	300	53	69	66
4	280	300	610	170	78	7,4	10	310	53	68	63
5	260	360	680	180	94	7,5	11	320	54	70	69
6	290	390	680	93	93	7,5	12	320	55	73	73
7											
Vecka	TS (%)	GR (%)	COD-tot (mg/l)	TOC (mg/l)	VS SV (%)	GR TG (mg/l)	COD-tot TG (mg/l)	TOC TG (mg/l)	TN _b TG		
Sjölslam											
1	1,1	13,7	13000	2600					240		
2	0,86	14,5	12000	1800	64,2	35,8	12000	1200	260		
3	1,3	13,5	15000	2200	67,6	32,7	15000	1500	440		
4	1,7	13	20000	4100	67,8	32,1	16000	4000	290		
5	0,84	14,5	11000	2300	68,6	32,4	15000	2000	390		
6	0,92	13,2	14000	1500	69,6	31,5	17000	3300	480		
7					64,5	31,2	18000	3600	560		
					69,6	31,6	21000	5000			
Reaktorslam											
1	22	6,5	1,1	1,1							
2	22	6,5	1,2	1,2							
3	22	6,7	1,3	1,3							
4	22	6,4	1,4	1,4							
5	22	6,7	1,5	1,5							
6	22	6,7	1,5	1,5							
7	22	6,9	1,6	1,6							

Tabell 54: Tungmetallhalter i reaktorslammet vid försöksperiodens början och slut.

Parameter	Zn	Pb	Co	Cd	Ni	Mn	Cr	Cu	K	Tot-P
2005-12-12 ($\mu\text{g/l}$)	10000	88	53	14	1800	3100	2900	2100	50	190
2006-02-13 ($\mu\text{g/l}$)	16000	190	88	25	2110	3300	3460	3960	65	290