
Utvärdering av anaerob membranbioreaktor och omvänd osmos för utvinning av biogas och näringsämnen ur avloppsvatten från hushåll

Evaluation of Anaerobic Membrane Bioreactor and Reverse Osmosis for Methane Production and Nutrient Recovery by Treatment of Domestic Wastewater or Blackwater

Daniel Hellström, Andras Baky, Rune Bergström, Mats Ek, Lena Jonsson, Åke Nordberg, Lars-Erik Olsson



Utvärdering av anaerob
membranbioreaktor och omvänd osmos
för utvinning av biogas och
näringsämnen ur avloppsvatten från
hushåll

*Evaluation of Anaerobic Membrane Bioreactor and Reverse
Osmosis for Methane Production and Nutrient Recovery by
Treatment of Domestic Wastewater or Blackwater*

Daniel Hellström, Andras Baky, Rune Bergström, Mats Ek,
Lena Jonsson, Åke Nordberg, Lars-Erik Olsson

Innehåll

Förord.....	7
Sammanfattning	9
Summary	10
Bakgrund.....	11
Syfte och mål	12
Membrantekniker och anaerob behandling.....	13
Material & metoder.....	14
Karakteristik på avloppsvatten, svartvatten och matavfall.....	14
Anläggningsbeskrivning	16
Allmänt	16
Anaerob membranbioreaktor (AnMBR)	16
Omvänds osmos, RO	19
Försöksplan	19
Provtagning och analys	21
Allmänt	21
Inkommande avlopp	21
Reaktorslam	21
Gas	21
Permeat från AnMBR.....	22
Permeat och koncentrat från RO	22
Silslamprov	22
Analyser.....	22
Systemanalys	24
Metodik	24
Systemstrukturer	24
Bassystemet	25
Uppströms system.....	25
Nedströms system.....	25
Kompensatoriskt system.....	25
Systemavgränsningar	26
Avgränsningar i tid	26
Geografiska avgränsningar	26
Avgränsningar i funktion.....	26
Avgränsningar av processer i uppströms system.....	26
Systemanalysverktyget URWARE.....	26

Studerade system.....	27
Referenssystem.....	27
Svartvattensystem med omvänd osmos (“Källsorterat RO”).....	28
Svartvattensystem med urinsortering (“Källsorterat US”).....	28
”Sjöstadssystemet” med AnMBR och RO.....	29
Förutsättningar.....	30
Resultat och diskussion.....	32
Anaerob Membran Bioreaktor (AnMBR).....	32
Reduktion av organiskt material, gasproduktion och organisk belastning.....	32
Reduktion av kväve, fosfor och metaller.....	35
Bakterier.....	36
Energi.....	36
Driftserfarenheter.....	38
Omvänd osmos.....	39
Allmänt.....	39
Reduktion med avseende på organiskt material, kväve och fosfor.....	40
Kvalitet på koncentrat.....	42
Kapacitet och driftserfarenheter.....	43
AnMBR och RO.....	45
Systemanalys - resultat.....	47
Allmänt.....	47
Växthuseffekt.....	47
Försurning.....	49
Övergödning.....	50
Samlad bedömning av växthuseffekt, försurning och övergödning.....	52
Exergianvändning.....	53
Utvinning av näringsämnen.....	55
Samlad bedömning.....	57
Allmänt.....	57
Referenssystemet.....	58
Källsorterat system med RO.....	58
Källsorterat system med urinsortering.....	58
Sjöstadssystem.....	59
Sammanvägning av resultat.....	59
Funderingar kring en fullskaleanläggning.....	62
Inledning.....	62
Avloppsvatten.....	62
Förbehandling.....	62
Anaerob reaktor.....	63
Filtrering.....	64

VSEP-enheter	64
Nitrifiering.....	66
Sandfiltrering.....	66
RO enheter	67
Energiförbrukning och kostnader.....	69
Sammanfattning och slutsatser.....	69
Slutsatser.....	72
Referenser	73
Publikationslista.....	76
Bilagor	77
Bilaga 1: Förteckning över viktiga händelser	77
Bilaga 2: Tvättrutin VSEP	78
Bilaga 3: Metallhalter i reaktorslam och permeat från AnMBR.....	79
Bilaga 4: Undersökning av anaerob aktivitet	80
Inledning.....	81
Material och metoder.....	81
Analyser.....	81
Resultat	82
Slutsatser.....	85

Förord

Detta projekt finansierades av Statens energimyndighet, AnoxKaldnes AB och Stockholm Vatten AB. Projektet var även en del av utvärderingen av anaeroba processer för ett eventuellt framtida lokalt reningsverk i Hammarby Sjöstad.

Projektledare var Daniel Hellström (SVAB¹) och projektgruppen bestod av Andras Baky (JTI²), Lars Bengtsson (SVAB), Rune Bergström (IVL³), Mats Ek (IVL), Lena Jonsson (SVAB), Jonas Karlsson (SVAB), Åke Nordberg (JTI), Lars-Erik Olson (AnoxKaldnes) och Fredrik Petterson (SVAB). Till projektet adjungerades även följande examensarbetare och högskolepraktikanter: Karoline Andersson (LTH⁴), Andreas Carlsson (KTH⁵), Marie Castor (LTH), Ingemar Snell (LTU⁶), Rasmus Fröhlich (Lübecks Universitet), Jonas Grundestam (UU⁷), Hanna Lindblom (LTU), Tove Sundberg (UU) och Cecilia Hessel (UU). Carl-Henrik Hansson, Nordcap Membrane Consulting, har anlitats för expertstöd beträffande VSEP-anläggningen.

Stockholm i mars 2007

¹ Stockholm Vatten AB

² Institutet för jordbruks- och miljöteknik

³ IVL Svenska Miljöinstitutet AB

⁴ Lunds Tekniska Högskola

⁵ Kungliga Tekniska Högskolan

⁶ Luleå Tekniska Universitet

⁷ Uppsala Universitet

Sammanfattning

En avloppsreningsanläggning bestående av en anaerob membranbioreaktor (AnMBR) och omvänd osmos (RO) har utvärderats. Målsättningen var att anläggningen skulle kunna producera mer biogas jämfört med konventionella kommunala reningsverk samt möjliggöra utvinning av de närsalter som finns i avloppsvatten samtidigt som en höggradig rening erhålls.

Både avloppsvatten från den nya stadsdelen Hammarby Sjöstad i Stockholm samt en blandning av klosettavlopp och matavfall har behandlats.

En miljösystemanalys för att jämföra olika avloppssystem med AnMBR och RO med konventionell reningsteknik genomfördes parallellt med de praktiska försöken.

AnMBR utgjordes av en totalomblandad bioreaktor med en våtvoly m på 0,8 - 1,0 m³ som arbetade vid temperaturer mellan 19 och 27°C (den anaeroba reaktorn ska kunna drivas utan tillförsel av extern värme). Membranenheten utgjordes av ett vibrerande membranpaket med produktnamnet VSEP (Vibratory Shear Enhanced Processing). Membranens porstorlek var antingen 0,05 µm eller 0,45 µm. ROn drevs vid ett tryck på 40 bar och utgjordes av ett spirallindat membran av typen Desal SC 2540.

Den anaeroba processen fungerade bra under större delen av försöksperioden med en kontinuerlig gasproduktion då reaktorn var i drift. Reduktionsgraden med avseende på organiskt material över AnMBR har varit 90 % eller högre. Drygt 60 % av inkommande organiskt material omvandlades till biogas, men en betydande andel av gasen kom dock vid låga inkommande koncentrationer av organiskt material att följa med permeatet. Den specifika elanvändningen var relativt hög och för en eventuell fullskaleanläggning krävs en inkommande halt på minst 400 mg COD/l för att erhålla ett positivt utbyte med avseende på högvärdig energi.

Reduktionsgraden för hela systemet, det vill säga AnMBR och RO, var > 99 % för organiskt material och fosfor. För kväve var reduktionsgraden, då inte salpetersyra användes för pH-justering, 95 % eller högre.

För att undvika utfällningar i ROn erfordrades pH-justering. När endast syra användes för pH-justering åtgick upp till 1,5 mol H⁺/mol N_{in}.

AnMBR tillsammans med RO kan ge en höggradig rening och producera en näringsrik produkt med lågt tungmetallinnehåll. Vid användning av RO-teknik blir dock energianvändningen mycket hög om inte inkommande vätskeflöden reduceras, genom exempelvis källsortering. Vid källsortering där klosettavlopp behandlas separat i AnMBR och RO medan BDT behandlas i konventionellt reningsverk blir den totala användningen av högvärdig energi, det vill säga om effekter av biogasproduktion och utvunnen växtnäring beaktas, lika låg eller lägre jämfört med dagens system.

Summary

Treatment of domestic wastewater with an anaerobic membrane bioreactor (AnMBR) followed by reverse osmosis (RO) has been evaluated at a new city district in Stockholm, Sweden. The main objectives were to study the performance regarding gas production, reduction of organic matter and recovery of nutrients. The aim was to produce more biogas and to achieve a higher degree of nutrient recovery in comparison with conventional sewage treatment. The study included treatment of domestic wastewater from a sewage system without any inflow of stormwater, thus giving a higher concentration of organic matter and nutrients, and also a higher temperature. Furthermore, treatment of blackwater in combination with food waste (simulating kitchen grinders) was also included in the study. An environmental system analysis was performed in order to compare different alternative wastewater treatment systems with conventional treatment.

The treatment system consisted of an anaerobic completely mixed tank reactor with an active volume of 0.8 – 1.0 m³ operated at a temperature range of 19 to 27°C corresponding to the temperature of the influent wastewater. The membrane unit consisted of a pilot-scale Vibratory Shear Enhanced Process[®] (VSEP) with a membrane stack containing 19 double sided membrane plates with a total area of 1.59 m². The pore size of the membrane was either 0.05 or 0.45 µm. The RO-unit consisted of a cross flow spiral membrane of Desal SC 2540-type. The membrane had a surface of 2.8 m² and a saline reduction capacity of 99% and was operated at a pressure of 40 bar.

The anaerobic digestion process had a stable performance during the major part of the study with a continuous gas production when the digester was in operation. The reduction of organic matter, measured as COD or TOC, was 90% or higher in the AnMBR. More than 60% of the organic material in the influent was converted to biogas, but during operation at low organic concentrations a considerable part of the gas was dissolved in the permeate. In order to avoid uncontrolled emissions to the atmosphere, it is important to find technologies for recovering methane from the water phase. The specific use of electricity was relatively high and in order to give the AnMBR a positive energy balance it is necessary to reach influent concentrations above 400 mg COD/l.

The reduction of organic matter and phosphorous was >99 % for the entire system, i.e. AnMBR and RO together. pH had to be adjusted in the RO step to avoid precipitation of phosphorous. Nitrogen was reduced to 95% or higher when pH was adjusted. However, if HNO₃ was used for pH-adjustment, the reduction of nitrogen was lower due to the extra nitrogen added with the acid. The maximum amount of acid required for pH adjustment was 1.5 mol H⁺ /mol N_{in}

The combination of AnMBR and RO can give a high quality treatment with low concentrations in the effluent and a concentrated nutrient solution with a low concentration of heavy metals. The main disadvantage is a relatively high exergy consumption if diluted wastewaters are treated. However, the system analysis demonstrated that a source separated system with separate AnMBR and RO-treatment of blackwater and conventional treatment of greywater has an exergy demand that is equal to or less than a conventional treatment system.

Bakgrund

De kommunala reningsverken är designade för att behandla utspädda avloppsvatten med låga koncentrationer av organiskt material och närsalter. Förutom avlopp från hushåll, servicenäringsar, industriella anslutningar med mera så tillkommer dagvatten, dräneringsvatten samt inläckage av grundvatten.

I Sverige behandlas kommunalt avloppsvatten mekaniskt, kemiskt och biologiskt. Traditionell biologisk avloppsvattenbehandling sker till stor del aerobt, vilket kräver energi för luftning. Avloppsvattenbehandlingen ger upphov till betydande mängder slam som det periodvis varit svårt att finna avsättning för.

I Hammarby Sjöstad, Stockholm, byggs avloppssystem där varken dagvatten eller dräneringsvatten tillförs spillvattnet. Dessutom används vattenbesparande teknik i så hög utsträckning som möjligt. Detta innebär att avloppsvattnet från Hammarby Sjöstad får högre temperatur, en högre koncentration av organiskt material och näringsämnen jämfört med ”vanligt” kommunalt avloppsvatten. Detta skapar förutsättningar för att behandla avloppsvattnet anaerobt (det vill säga utan tillförsel av syre). Anaeroba processer har generellt ett lågt energibehov, producerar biogas (metan och koldioxid) och har liten slamproduktion. Största nackdelen är att de anaeroba mikroorganismerna tillväxer långsamt, vilket gör att de vid låga temperaturer kräver mycket långa slamuppehållstider samt en bra kontakt mellan substrat (avloppsvatten) och bakterier.

Enligt en litteraturstudie av Edström *et al.* (2001) var anaeroba membranbioreaktorer det koncept som gav bäst reduktion med avseende på organiskt material. Reaktorerna hade dock endast testats i laboratorieskala och ingen erfarenhet från pilotanläggningar redovisades i litteraturstudien. Resultat från laboratorieförsök visade bland annat att det var möjligt att erhålla en COD-reduktion på 97 % (84% över reaktorn och 13% över membranet) vid en temperatur på 14-25 °C och en hydraulisk uppehållstid på 4-6 h när spillvatten behandlades i en anaerob membranbioreaktor (Wen *et al.*, 1999).

Utvärderingen av anaerob membranbioreaktor var en del av Stockholm Vattens arbete med att ta fram ett beslutsunderlag för ett eventuellt framtida lokalt reningsverk i Hammarby Sjöstad. För Sjöstaden planerade Stockholm Vatten, på uppdrag av Stockholms stad, initialt att testa tre olika strategier för att möta de miljömål som satts upp för stadsdelen, nämligen:

- urinsortering
- ”svartvattensystem”, det vill säga separat behandling av klosettavlopp (helst i kombination med nedmalet organiskt avfall)
- lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad.

Denna rapport ingår som en del i arbetet med de två sistnämnda strategierna. Beträffande svartvatten beslutades att inte bygga något lokalt insamlingssystem för klosettavlopp i Hammarby Sjöstad, men att testa behandlingsteknik för detta vid Sjöstadsverket (Hellström *et al.*, 2004).

Syfte och mål

Syftet var att uppföra och utvärdera en anaerob membranbioreaktor i pilotskala för behandling av avloppsvatten med högre halter av organiskt material än vad som normalt förekommer i kommunalt spillvatten.

Utvärdering har i första hand skett med avseende på behandlingskapacitet, energieffektivitet och driftsäkerhet och en jämförelse med konventionell avloppsvattenbehandling har gjorts. I projektet ingår även att ta fram ett underlag för att dimensionera och designa behandling av källsorterat avloppsvatten med anaeroba membranbioreaktorer i fullskala.

Vidare genomfördes en systemanalys för att utvärdera energi, miljöpåverkan och växtnäringsflöde (till jordbruk och recipient) vid jämförelse med konventionell avloppsvattenbehandling.

Ett viktigt mål för projektet var att fördubbla biogasproduktionen jämfört med en traditionell rening av avloppsvatten utan att avsevärt öka el- och värmebehovet.

Membrantekniker och anaerob behandling

Anaerob vattenrening innebär att bakterier i en syrefri miljö bryter ner och omvandlar organiskt material till metan och koldioxid. Det främsta användningsområdet för anaerob rötning är stabilisering av koncentrerat slam producerat vid behandling av industriellt eller kommunalt avloppsvatten (Metcalf och Eddy, 2003).

Även anaerob behandling av avloppsvatten är relativt vanligt, särskilt för varma vatten med relativt högt innehåll av organiskt material (Edström *et al.*, 2001).

De främsta fördelarna med anaerob behandling av avloppsvatten är att ingen energikrävande luftning krävs, produktion av metan samt låg slamproduktion.

En nackdel med anaeroba processer är bakteriernas långsamma tillväxthastighet, vilket gör att det krävs långa slamuppehållstider och/eller relativt hög temperatur. Anaeroba processer är även känsligare för temperatursvängningar än aeroba dito. Vidare krävs kompletterande processer för rening av fosfor och kväve samt det organiska material som ej bryts ned i den anaeroba processen.

Genom att kombinera anaerob teknik med membranfiltrering kan en erforderlig slamuppehållstid säkerställas. Detta kan göras med hjälp av så kallad membranbioreaktor (MBR), som är ett membran kopplat till en bioreaktor. Vid membranfiltreringen separeras slam (koncentrat) och vätska (permeat). Permeatet, som är fritt från partiklar, kan gå vidare till efterföljande behandling. Slammet, med de anaeroba mikroorganismerna, kan återföras till reaktorn.

För att motverka igensättning behövs så kallade skjuvkrafter vid membranytan. Vid tangentialfiltrering skapas dessa krafter genom att ett högt flöde sköljer över ytan och motverkar att substanser fastnar vid den (Judd, 2004). Skjuvkrafterna kan även skapas genom att membranet rör på sig, vilket är fallet i den applikation som använts i detta projekt (Carlsson, 2005).

I detta projekt har den efterföljande behandlingen utgjorts av ytterligare ett membransteg, en RO (RO = Reverse Osmosis, alltså omvänds osmos). Syftet med RO är dels att avskilja de lösta ämnen som finns i permeatet från membranbioreaktorn, men också att generera ett koncentrat med relativt hög koncentration av växtnäring.

En anläggning med membran för behandling av avlopp från klosetter och matavfallskvarnar har utvärderats av Kretsloppskontoret i Göteborg. Tanken var att med hjälp av RO-membran, placerade i en vibrerande stack (så kallad VSEP - Vibratory Shear Enhanced Processing), öka koncentrationen av organiskt material och näringsämnen och därefter behandla det i en totalomblandad mesofil rötkammare (Lingehed, 2006; Meins, 2005).

Material & metoder

Karakteristik på avloppsvatten, svartvatten och matavfall

Inkommande avlopp utgjordes antingen av avloppsvatten från Hammarby Sjöstad eller av klosettavlopp och matavfall. Vidare har natriumacetat och vassle använts under begränsade perioder för att öka belastningen (Tabell 1). Karakteristik för respektive substrat anges i Tabell 2 och Tabell 3. I försök 2 skedde en utspädning av klosettavlopp och matavfall i syfte att få ner koncentrationerna till nivåer som kan förväntas för ett klosettavloppssystem med konventionella snålspolande toaletter (Hellström *et. al.*, 2004).

Innan avloppsvattnet ifrån Hammarby Sjöstad nådde Sjöstadsverket passerade det ett stepscreen och ett sandfång. Därefter togs prov på inkommande vatten. Detta vatten var dock inte helt identiskt med det som belastade den anaeroba membranbioreaktorn eftersom det fanns ett korgfilter mellan provtagningspunkten för inkommande och den anaeroba membranbioreaktorn (AnMBR).

Klosettavloppet hämtades från Bälinge, beläget norr om Uppsala. I Bälinge finns ett vakuumsystem för klosettavlopp. Klosettavloppet samlas upp i tankar belägna i det som tidigare var ett lokalt reningsverk för Bälinge. Klosettavloppet från tankarna blandas, vid ordinarie drift, med BDT-vattnet från Bälinge och pumpas till reningsverket i Uppsala. Vid uppsamling av avlopp till Sjöstadsverket pumpades klosettavloppet istället till en separat lagringstank utan inblandning av BDT-vatten. Uppsamlat klosettavlopp transporterades med tankbil till lagringstank på Sjöstadsverket.

Matavfallet som använts kom från Ecoferms anläggning i Gladökvärn där matavfall från restauranger och storkök behandlas. I Ecoferms anläggning skedde en viss förbehandling och homogenisering av avfallet innan det med tankbil transporterades till Sjöstadsverket.

Tabell 1. Förutsättningar för respektive försök.

Försök	Inkommande avlopp	Period/tid	periodens längd (dagar)	Försed	Temp. reaktor (°C)	Flöde (m ³ /d)	Membran VSEP	RO	NaAc	Våtvoly m – reaktor (m ³)	Amplitud (tum)	Frekvens (Hz)
0	Hushållspillvatten	mars-dec 2004	ca300	Ja	25-30	0,83	0,2µm	Nej	Nej	0,6-1,0	¹⁾	50,8
1	Hushållspillvatten	20050117-20050225	40	Ja	23	1,37	L/P teflon 0,05µm	Nej	dag 32-40	0,98	3/4	50,8
2	37% KL-avlopp och 63 % matavfall	20050502-20050714	73	Nej	26	0,32	L/P teflon 0,05µm	Ja	Nej	1,00	3/4	60
3	Hushållspillvatten, L-test	20050909-20051110	62	Nej	20	1,34	L-test (0,05-0,50µm)	Nej	Nej	0,87	1/2-1	55
4	Hushållspillvatten	20060102-20060219	49	Nej	21	1,39	PTFE teflon 0,45µm	Ja	dag 35-49	0,84	1	70-80
5	60 % KL-avlopp och 40 % matavfall/Vassle	20060615-20061004	111	Nej	22	0,19	L/P teflon 0,05µm	Ja	Nej ²⁾	0,85	3/4	51

¹⁾ värde saknas ²⁾ NaAc användes perioden före starten av detta försök

Tabell 2. Karaktäristik för respektive substrat.

	TS	VS	Susp	COD	TOC	Tot-P	Kj-N	NH4-N	K
	%	% av TS	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l	mg/l
Hushållspillvatten ¹⁾			269	595	181	10,9	69	54	22,9
KL-avlopp försök 2	0,14-0,27	38-49		1160-2510		30-60	380-730		130-230
KL-avlopp försök 5				2900-6400	940-1600	82-120	780-870	700-780	
Matavfall försök 2	4,2-7,9	89-92		66900-142000		302-481	2250-3460		810-1100
Matavfall försök 5				120000-200000	32000-58000	400-820	3000-4300	380-510	
Vassle ²⁾				24000	7500	160	637 ³⁾		

1) Inkommande Sjöstadsvatten v1, 2005, - v42, 2006. 2) Vattenspätt prov inlämnat till laboratoriet. 3) beräknat värde

Tabell 3. Tungmetallinnehåll i förhållande till fosforinnehåll (mg Me/kg P) för respektive substrat.

	Hushållsspillvatten	KL-avlopp	Matavfall
Cd	14	1,9	10
Hg	<7.0		
Pb	210	<460	130
Cu	3200	560	1200
Zn	8100	4300	7300
Ni	680	<230	220
Cr	260	<560	290
Ag	120		
Co	79	<190	56
Mn	2100	690	2900
Fe	25000		

Anläggningsbeskrivning

Allmänt

Anläggningen utgjordes av en totalomblandad anaerob reaktor, en membranenhet som användes för att avskilja och återföra slamfasen till reaktorn samt en omvänd osmos (RO). En schematisk beskrivning av anläggningen återges i Figur 5.

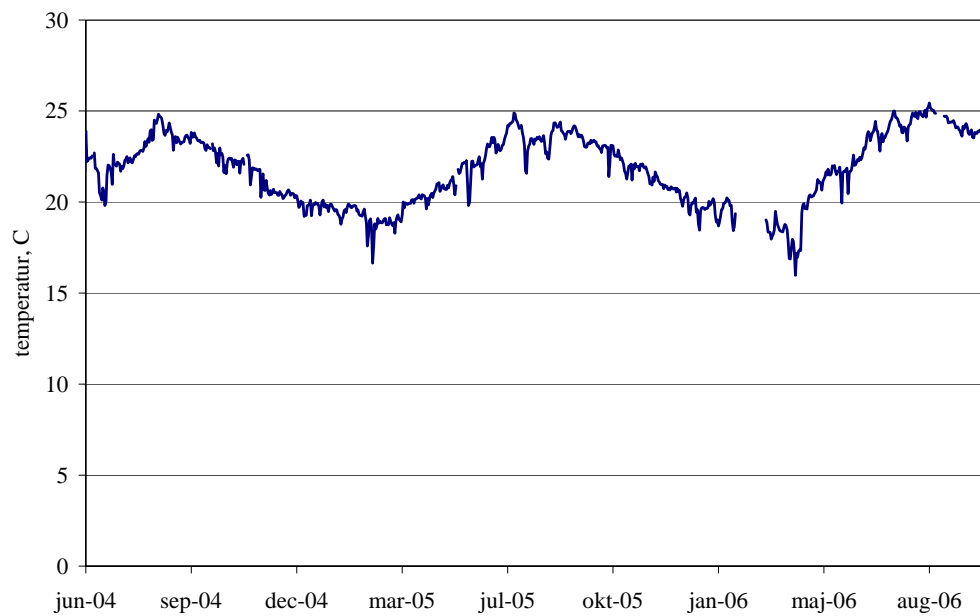
Anaerob membranbioreaktor (AnMBR)

Den totalomblandade anaeroba membranbioreaktorn (nedan benämnd AnMBR) hade en totalvolym på ca 1,6 m³ och en största möjliga våtvolum på drygt 1,4 m³. (Figur 1) Fyllnadsgraden har varierat och aktuella volymer för respektive försök framgår av Tabell 1.

Temperaturen i reaktorn har legat mellan 20 och 26°C under större delen av försöksperioden (Figur 2). Som princip har gällt att temperaturen skulle ligga på en nivå som motsvarar temperaturen i inkommande vatten. För att minska antalet varierande faktorer har dock temperaturen hållits relativt konstant under respektive intensivundersökningsperiod.



Figur 1. Anaerob bioreaktor som användes i försöken. Längst upp till höger syns försedimenteringen som användes i försök 0 och 1.



Figur 2. Temperatur på inkommande avloppsvatten till Sjöstadverket. Årsmedeltemperatur 21,5°C.

För klosettavloppet kan antas att en stor del av spolvattnet värmts till knappt 20°C från värmen i fastigheten och att urin och fekalier har en temperatur på 37°C. Temperaturen på klosettavloppet bör därför initialt vara drygt 20°C. Vidare kan antas att ledning för klosettavlopp går parallellt med ledning för BDT-vatten fram till behandlingsanläggningen. Således antas att temperaturen på ett eventuellt klosettavlopp från Sjöstaden inte avsevärt skulle avvika från de temperaturer som registrerats för inkommande vatten till Sjöstadsverket.

Innan reaktorslammet kom till membranenheten pumpades det genom ett automatiskt skrapfilter med en maskstorlek på 0,5 mm. Rens och slam från skrapfiltret återfördes automatiskt till reaktorn. Efter skrapfiltret passerades ytterligare ett filter (initialt med en maskvidd på 0,56 mm men som under försök 4 byttes ut till ett filter med en maskvidd på 1,60 mm för att öka drifttiden mellan tömningar samt minska risken att efterföljande excenterskrupump gick torr).

VSEP (Vibratory Shear Enhanced Processing) är en filtrerteknik som använder sig av skjuvkrafter nära membranytan för att hålla den fri ifrån igensättning. Detta uppnås genom att hela membranstacken vibrerar vid filtrering. De viktigaste faktorerna för att få ett tillfredsställande flöde över membranytan är drivtrycket och vibrationsamplituden samt att rätt typ av membran används (Nuortila-Jokinen *et al*, 2003).

VSEP-enheten innehöll sammanlagt 19 membranplattor med två membran fästa vid varje platta, det vill säga totalt 38 membran Figur 3. Den totala membranytan var 1,59 m². Olika porstorlekar har använts vid olika försök (Tabell 1).



Figur 3. VSEP-enheten med sina 19 membranplattor.

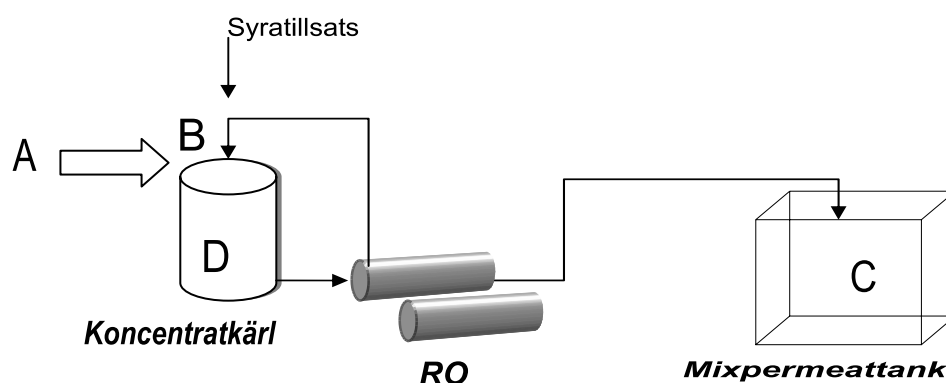
För att föra in reaktorvätska i systemet och trycksätta membranstacken (> 2,5 bar) användes en excenterskrupump med kapacitet upp till 12 bars drivtryck. Denna matarpump verkade i två lägen; koncentrerings- och förträngningsläge. Vid koncentrerings arbetade pumpen mot en stängd koncentratventil och ökade koncentrationen på slammet i membranstacken. Vid förträngningsfasen gick pumpen upp i frekvens för att skölja ur och återföra slammet till reaktorn.

Styrsystemet loggade automatiskt parametrar som drivtryck, koncentrattryck, permeatflöde, temperatur med mera.

Regelbunden tvätt av membranen var nödvändig. Rutin för tvätt framgår av ”Bilaga 2: Tvättrutin VSEP”.

Omvänds osmos, RO

Det sista steget i systemet utgjordes av en anläggning för omvänd osmos. Den bestod av en högtryckspump och ett spirallindat membran av typen Desal SC 2540 och inlånades från IVL, Svenska Miljöinstitutet AB. Det spirallindade membranet hade en yta på 2,8 m² och kapacitet att avskilja 99 % natriumklorid (Andersson och Castor, 2005). Under avslutande försök jämfördes flödeskapacitet hos det spirallindade membranet med ett tubmembran (Lindblom & Hellström, 2007). Någon utvärdering med avseende på reningseffekt gjordes emellertid inte för tubmembranet. Figur 4 visar en schematisk beskrivning av RO-anläggningen. RO-försöken genomfördes som satsvisa försök.



Figur 4. Schematisk skiss över RO-anläggningen.

Försöksplan

De olika försöksperioderna framgår av Tabell 1. Anläggningen installerades under våren 2004 (se ”Bilaga 1: Förteckning över viktiga händelser”) och uppföljning av drift med avlopp från Sjöstaden påbörjades hösten 2004 (Carlsson, 2005). Den första perioden med kontrollerade försök påbörjades januari 2005.

Anläggningen har varit igång längre tider än de perioder som anges i tabell 1 eftersom varje försök föregåtts av intrimningsperioder för att uppnå önskade driftsförhållande för respektive försök. I de underlagsrapporter, se ”Publicationslista”, som publicerats inom projektet finns även vissa data från dessa perioder samt utförligare redovisning av respektive försöksperiod.

Inledningsvis, i försök 1, utvärderades förmågan hos AnMBR att reducera organiskt material samt att producera biogas vid belastning med försedimenterat

avloppsvatten. Under den föregående intrimningsperioden fastställdes även lämpliga driftinställningar för membranet (Carlsson, 2005).

Därefter, i försök 2, gjordes motsvarande försök för en blandning med klosettavlopp och matavfall, dock utan någon försedimentering. I samband med dessa försök gjordes även två tester att behandla permeat från AnMBR med RO.

Försök 3 syftade till att finna ett membran med hög hydraulisk kapacitet och bestod därför av tester av relativt många sorters membran. En liknande test genomfördes även under perioden mellan försök 4 och 5.

I försök 4 var syftet att studera hela systemets prestanda, det vill säga AnMBR och RO, med avseende på reningseffekt och förmåga att producera ett koncentrat med högt innehåll av växtnäring när anläggningen belastades med avlopp från Sjöstad.

Syftet med försök 5 var i första hand att utvärdera RO för behandling av permeat från AnMBR då denna belastades med en blandning av klosettavlopp och matavfall.

RO-anläggningen användes för satsvis behandling av permeat från AnMBR vid nio tillfällen. Försöksplan för detta redovisas i Tabell 4. Utvärderingen har främst varit inriktad mot reduktion av organiskt material, kväve och fosfor samt kvalitén på koncentratet. En viktig fråga har varit vid vilket pH koncentration bör ske för att undvika utfällning.

Tabell 4. Försöksplan för RO-försök

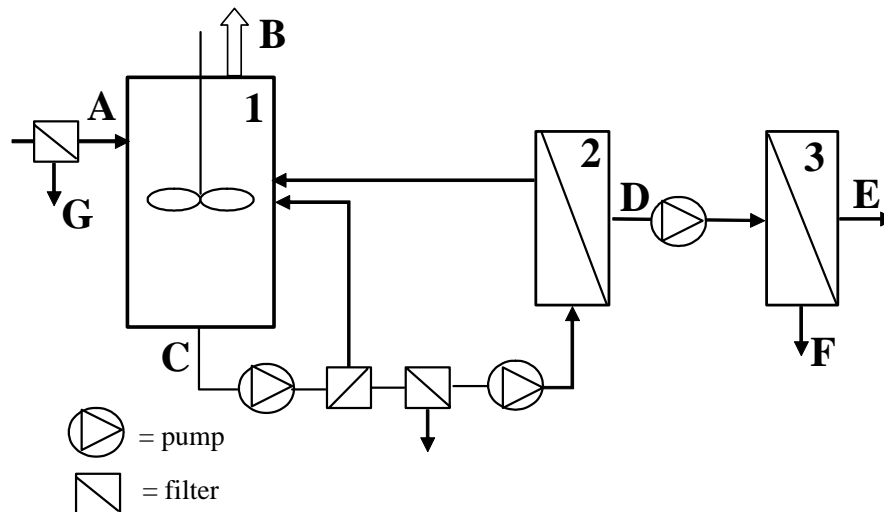
Test	Avlopp	pH (börvärde/ ärvärde)	Syra	Temperatur (°C)	Tryck (bar)	VRF ⁸
2:1	37% KL-avlopp och 63 % matavfall	-/7,9	-	25	50	5
2:2	37% KL-avlopp och 63 % matavfall	ca 5/ca 5	HCl	25	50	15
4:1	Hushållspillvatten	-/6,8-7,8	-	25	40	10
4:2	Hushållspillvatten	6,2/2,8-6,2	HCl	25	40	30
4:3	Hushållspillvatten	6,2/5,8-6,2	HCl	25	40	60
4:4	Hushållspillvatten	6,2/5,3-6,3	H ₃ PO ₄ + HNO ₃	25	40	60
5:1	60 % KL-avlopp och 40 % matavfall/Vassle	5,5/5,6-5,8	H ₂ SO ₄	25	40	16,7
5:2	60 % KL-avlopp och 40 % matavfall/Vassle	5,5/5,5-5,7	HNO ₃	25	40	11,7
5:3	60 % KL-avlopp och 40 % matavfall/Vassle	5,5/5,3-5,7	HCl	25	40	12

⁸ VRF = Volymreduktionsfaktor = Ursprunglig volym/koncentratvolym

Provtagning och analys

Allmänt

En översikt över de olika provtagningspunkterna återges i Figur 5. Nedan anges en kortare beskrivning av respektive provtagningspunkt.



Figur 5. Schematisk bild över AnMBR och RO. 1) Reaktor 2) VSEP 3) RO.
A) Inkommande avlopp B) Gas C) Reaktorslam D) Permeat från AnMBR E) Permeat från RO F) Koncentrat från RO G) Silslam.

Inkommande avlopp

Inkommande avlopp utgjordes antingen av avloppsvatten från Hammarby Sjöstad eller en blandning av klosettavlopp och matavfall.

Under försök 1 passerade inkommande vatten en försedimentering innan det gick in i reaktorn. För denna försöksperiod finns således data för inkommande till anläggningen (inklusive försedimentering) samt inkommande till reaktorn.

Veckoblandprov samt kompletterande dygnsprov togs på avlopp från Sjöstaden. Prov på innehåll i lagringstank för svartvatten och matavfall togs vid behov. För detaljerad redovisning av hur prov togs på klosettavlopp och matavfall hänvisas till Andersson och Castor (2005) samt Lindblom och Hellström (2006).

Reaktorslam

Ett stickprov per vecka togs under respektive försöksperiod.

Gas

Den producerade volymen gas registrerades kontinuerligt med hjälp av gasmätare av märket Schlumberger typ 1. Under försök 1 användes emellertid ett gasur,

Gallus 2000, men denna byttes därefter ut mot ovan nämnda gasmätare. Metangashalten mättes med handinstrument, Ex-meter II P MSA Auer, en gång per dag. Även metanhaltsmätare GA 2000 från Geotechnical instruments användes under vissa försök.

Permeat från AnMBR

Permeatet ifrån membranfiltreringen, VSEP-enheten, togs som veckoblandprov och dygnsprov.

Permeat och koncentrat från RO

Dessa analyser gjordes enbart vid de satsvisa körningarna med RO-anläggningen.

Silslamprov

Innan avloppsvattnet kom in till reaktorn passerade det ett korgfilter som hade till syfte att skydda utrustningen mot störande partiklar. Vid försök med avlopp från Sjöstaden har innehållet i det avskilda materialet analyserats regelbundet, så kallade silslamprov har tagits ut (Carlsson, 2005; Grundestam, 2006).

Analyser

Analyser har i huvudsak utförts vid Sjöstadsverkets laboratorium (främst Dr. Lange kyvettester) samt vid Stockholm Vattens ackrediterade laboratorium på Torsgatan (Tabell 5).

Tabell 5. Analysmetoder som användes för respektive parameter.

Parameter	Metod (laboratorium, T = Torsgatan, S = Sjöstadverket)
pH	pH-mätare: pH 330i WTW (S)
Konduktivitet	Mätare: Cond330i WTW
TSS	SS EN ISO (T) SS EN 872-1 (S)
VSS	SS 028112-3 (S)
COD	SS 028142-2 (T) LCK 014, LCK 514 eller LCK 914 (S)
TOC, DOC	SS-EN 1484-1 (T)
BOD ₇	SS 028143-2 mod SS EN 25814-1 (T)
VFA	LCK 365 (S)
PO ₄ -P	SS 028126-2 (T) LCK 349 eller LCK 350 (S)
Tot-P	ASN 5240/Dr Lange (T) LCK 349 eller LCK 350 (S)
NH ₄ – N	AN 300 eller AN 30/87 (T) LCK 302 eller LCK 304 (S)
NO ₃ -N	AN 5301 eller AN 5201 (T) LCK 339 (S)
Kjeldahl-N	AN 300/ASN3503 (T)
TNb	pr EN 12260 eller SS-EN 12260:2004 (T)
N-tot	LCK 338 (S)
K	ICP-AES (T)
Alkalinitet	SS-EN ISO 9963-2 (T)
TS, GR	SS 028113-1 (T)
Tungmetaller	ICP-MS (T)
Tungmetaller, slam	ICP-AES (T)
Fekala enterokocker	Enterolert
E. Coli	Colilert

Systemanalys

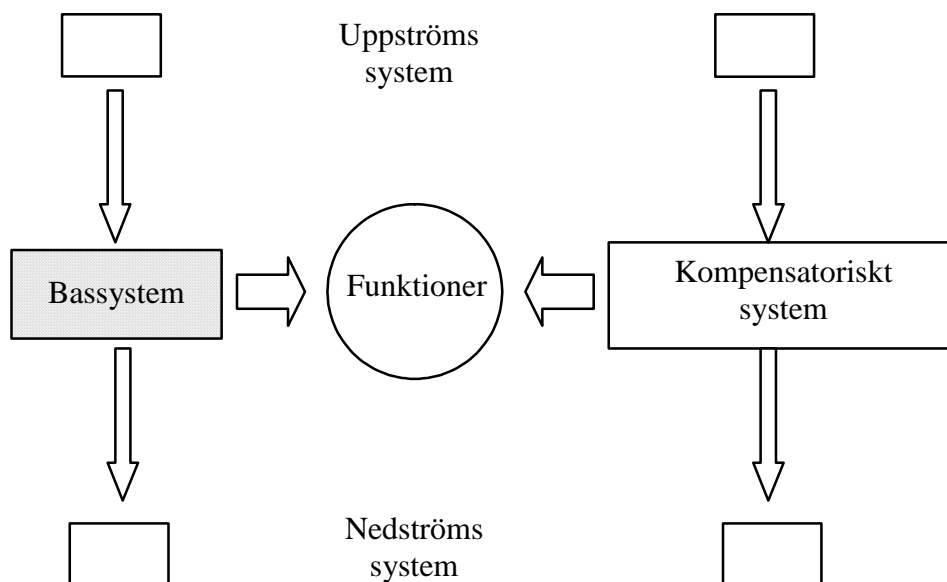
Metodik

Systemanalysarbetet har bedrivits parallellt med försöken. I det inledande arbetet, utfört av Hessel (2005), konstruerades modeller och ett antal systemstrukturer studerades. Sundberg (2006) samt Löfqvist (2006) kompletterade analysen med modifierade systemstrukturer och reviderade modeller. Under hösten 2006 har modeller och systemstrukturer reviderats ytterligare. Inför denna rapport har därför nya simuleringar gjorts och resultaten i denna rapport kan därför skilja sig något mot tidigare publicerade resultat.

Nedanstående generella beskrivning av systemstrukturer och systemavgränsningar har hämtats från Hessel (2005) och beskrivningen av systemanalysverktyget URWARE är hämtat från Sundberg (2006).

Systemstrukturer

Systemanalys kan användas för att utvärdera effekterna av en ny teknik ur ett helhetsperspektiv. Då en systemanalys ska utföras, byggs olika systemstrukturer upp. För att möjliggöra en jämförelse kan en systemstruktur där konventionell teknik används och en eller flera med nya teknikval byggas upp. De systemstrukturer som ska analyseras måste vara jämförbara med varandra och ska således leverera samma tjänst eller utföra samma funktion (Eriksson *et al.*, 2002). Ett system består därför, som illustreras i Figur 6, av ett bassystem, uppströms system, nedströms system samt ett kompensatoriskt system.



Figur 6. Schematisk beskrivning av det totala systemet som studeras (Eriksson *et al.*, 2002).

Bassystemet

Bassystemet beskriver det fysiska systemet, och utgörs i denna studie av flödet av avloppsvatten och matavfall från hushållen till utsläpp i recipient, spridning på åkermark eller deponering. Bassystemet är den del av processen som utför det som primärt efterfrågas, i detta fall rening av avloppsvatten så att det uppfyller ställda krav och hanterar matavfallet. De emissioner till luft och vatten som uppkommer från bassystemet för att utföra den efterfrågade funktionen redovisas i systemanalysen. För att nå upp till kraven krävs tillförsel av energi och material vilkas effekter återfinns i uppströms system.

Uppströms system

Uppströms system beskriver allt det som måste tillföras för att processerna i bassystemet ska fungera. Termen uppströms syftar till att det handlar om produkter som skapats i tidigare led. I verkligheten kan miljöeffekter i uppströms system ligga långt ifrån bassystemet, till exempel utsläpp från tillverkning av råvaror till bassystemet som skett i ett annat land. I uppströms system ingår tillverkning av fällningskemikalier, polymerer, produktion av dricksvatten samt produktion av energi som används i bassystemet. I princip inkluderas endast aspekter där det är skillnad mellan systemen, till exempel finns endast användningen av vatten till toaletter med och inte miljöbelastningen från den totala vattenanvändningen.

Tillverkning av maskiner och byggnader som behövs för reningen ligger i allmänhet utanför systemgränsen och ingår inte i analysen. Detsamma gäller för den personal som sköter processen, deras resor, mat och liknande.

Nedströms system

Biprodukter som genereras av processerna i bassystemet tas upp i nedströms system. Det handlar om såväl önskade som oönskade biprodukter. Beroende på hur systemgränsen dras kan alla produkter vara inkluderade i bassystemet.

Kompensatoriskt system

De olika systemalternativen genererar olika nyttor beroende på val av teknik. Den anaeroba behandlingen genererar biogas som används för drift av bussar, förbränning av slam och avfall ger fjärrvärme och spridning av restprodukter på åkermark genererar växtnäring (N, P och K). Det system som producerar den största kvantiteten av de identifierade nyttorna antas sätta det totala behovet. För att göra samtliga systemalternativ jämförbara ska samtliga producera samma mängd av samtliga nyttor. Det sker antingen genom hanteringen av avfall och spillvatten eller genom tillverkning från en extern källa. Denna externa produktion utgör det kompensatoriska systemet

I det kompensatoriska systemet ingår produktion av värme, drivmedel och tillverkning av mineralgödsel.

Systemavgränsningar

Ett system utan klart definierade gränser skulle kunna bli i princip hur stort som helst. Systemgränsen måste därför definieras utifrån systemanalysens syfte, så att allt som är viktigt för analysen ingår medan effekter som inte skall studeras utelämnas. Ofta dras gränsen vid den funktion som ska utföras. Det är viktigt att klart definiera hur gränsen dras, eftersom en vidare systemgräns kan ge ett helt annat resultat än en snävare.

Avgränsningar i tid

I systemet ingår behandling av avloppsvattnet som genereras under ett år, från att det genereras tills det uppfyller gällande krav för att kunna släppas ut till recipient. Detta innefattar alla de biprodukter som bildas, exempelvis slam, och de processer som krävs för att behandla dem. Deponering av slagg och aska från förbränning av slammet omfattar den tid då deponins emissioner domineras av inre, främst anaeroba processer, initial nedbrytning av organiskt material. Denna tidsperiod brukar benämnas ST (Surveyable Time) och uppskattas till ca 100 år. Stora mängder metan och koldioxid bildas under denna fas. Därefter antas deponin nått jämviktsläge så att in- och utflöden av olika ämnen är konstanta över tiden (Sundqvist *et al.*, 1999).

Geografiska avgränsningar

Endast behandling av vatten från hushållen i Hammarby Sjöstad ingår i studien. Emissioner med mera från behandling av slam som transporterats från Sjöstaden allokeras till vattenbehandlingen. Påverkan på recipient för utgående vatten, åkermark som eventuellt tar emot slam och närsalter ingår.

Avgränsningar i funktion

Systemets funktion är att leverera ett renat avloppsvatten, som uppfyller de krav som idag gäller för större svenska kustnära reningsverk i södra Sverige samt att ta hand om producerat matavfall. Dessutom erhålls biogas och näringsrika produkter.

Avgränsningar av processer i uppströms system

Processer i uppströms system beräknas, så långt möjligt, utifrån ett livscykelperspektiv. Därmed ingår även utvinning, transporter och tillverkning av uppströms material och energi.

Systemanalysverktyget URWARE

För analysen har URWARE (URban Water REsearch) använts. URWARE är en substansflödesmodell utvecklad i Matlab/Simulink och är en vidareutveckling av föregångaren ORWARE (ORganic WASTE REsearch). URWARE utvecklades inom MISTRA-programmet Urban Water (1999-2005)

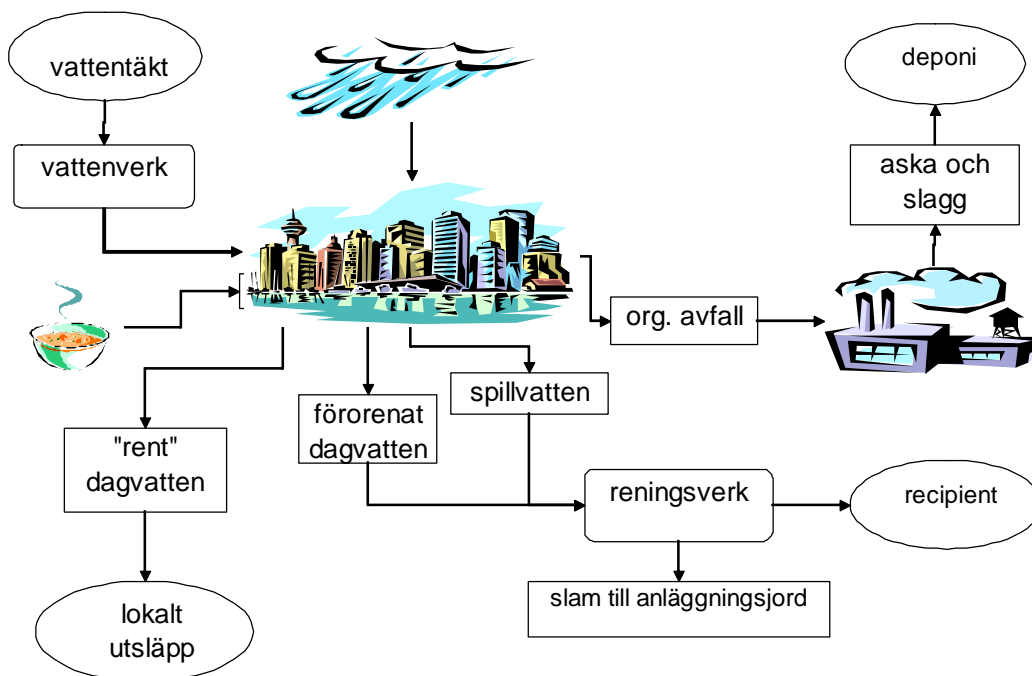
URWARE består av delmodeller som beskriver olika komponenter i ett VA-system. Dessa tar hänsyn till energi och material, såsom hushåll, dricksvattenanvändning, avloppsvattenrening, dagvattenrening och slambehandling. Reningsverksmodellerna finns beskrivna i Jeppson *et al.* (2005).

URWARE anpassas till det avloppssystem som man önskar studera och med hjälp av metodik hämtad från livscykelanalys kan miljöpåverkan från detta avloppssystem utvärderas. Utsläpp till luft, vatten och jord beräknas och till exempel kan systemets klimatpåverkan, försurnings- och kretsloppspotential tas fram. Indata för simuleringarna består av en vektor med 84 parametrar. Indata för avloppsvatten kommer från Jönsson *et al.* (2005). I modellen ligger normalvärden framtagna utifrån befintlig kunskap, vilket ibland innebär att de baseras på kvalificerade bedömningar och inte på uppmätta värden. Normalvärdena utgår i huvudsak från svenska förhållanden, men det är möjligt att lägga in och använda plats-specifika indata. In- och utdata till modellerna är årsmedelvärden och beskriver inte dynamiska förlopp.

Studerade system

Referenssystem

Spillvatten leds tillsammans med förorenat dagvatten till reningsverk med mekanisk, biologisk och kemisk rening inklusive kväverening. Slammet rötas och avvattnas och används som anläggningsjord. Matavfallet samlas in tillsammans med övrigt hushållsavfall och transporteras till förbränningsanläggning. Aska från förbränningen går till deponi.



Figur 7. Referenssystem.

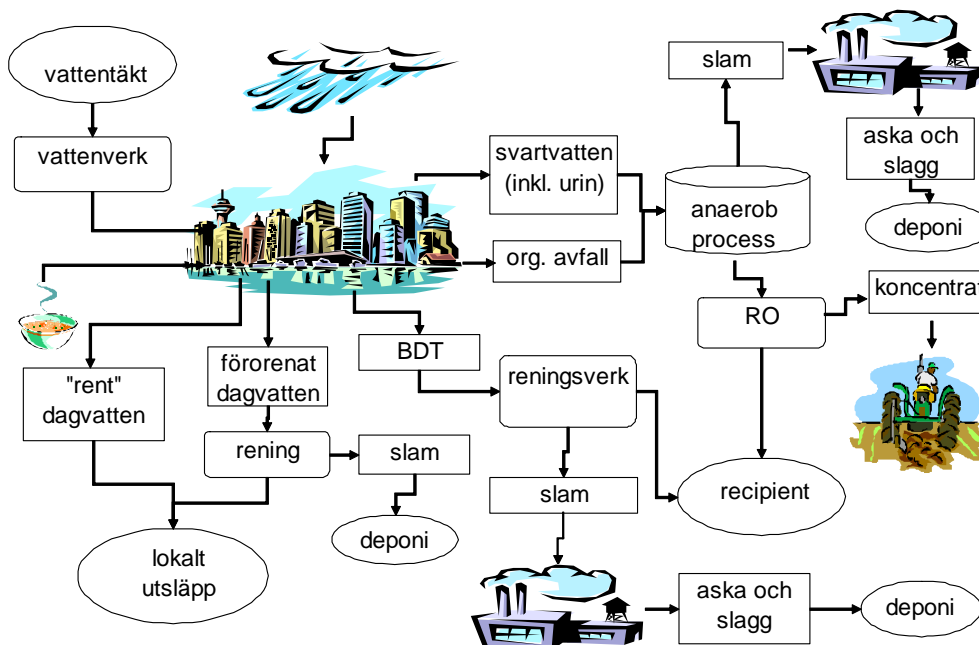
Svartvattensystem med omvänd osmos ("Källsorterat RO")

I detta system sker ingen källsortering av urin, utan allt klosettavlopp går till anaerob behandling åtföljd av omvänd osmos (RO). Koncentratet från RO transporteras till jordbruk.

Här görs, liksom för ovanstående system, en optimistisk bedömning av membranbioreaktorns förmåga att hantera inkommande avlopp utan någon omfattande förbehandling.

BDT-vattnet behandlas separat i ett reningsverk med samma konstruktion som i referenssystemet. Slammet från denna process rötas, avvattnas och transporteras därefter till förbränningsanläggning. Askresten från förbränningen går till deponi.

Förorenat dagvatten leds i separata ledningar till särskilda reningsanläggningar: avsättningsmagasin, filterkassetter och markbäddar. Slamresten deponeras. Det reade vattnet går ut till lokal recipient. Det "rena" dagvattnet leds i separata ledningar direkt till recipienten.



Figur 8. Svartvattensystem med omvänd osmos.

Svartvattensystem med urinsortering ("Källsorterat US")

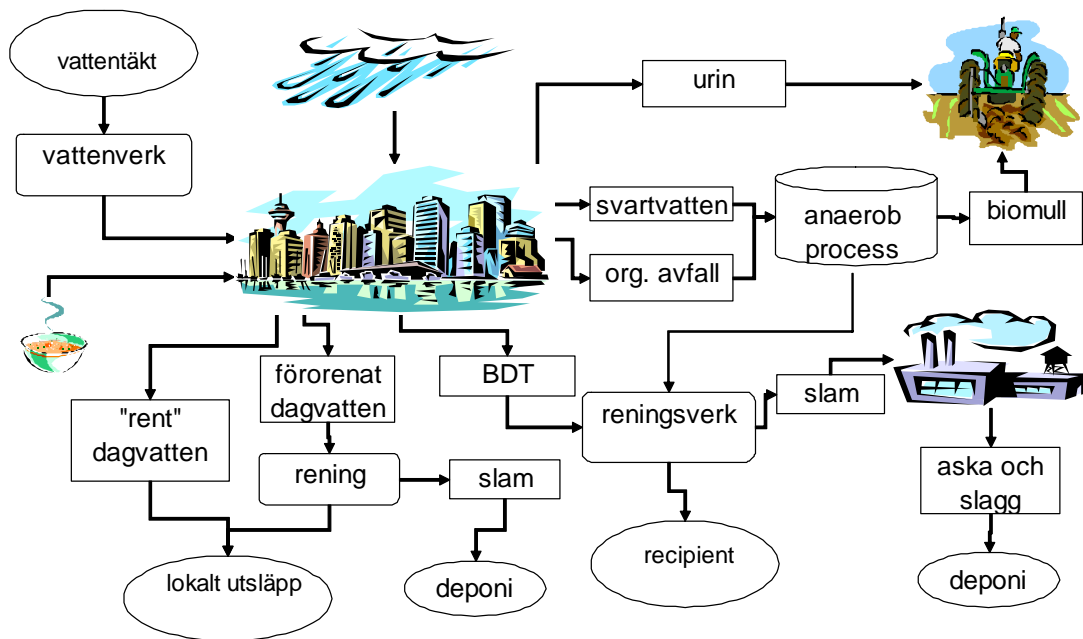
Systemstrukturen bygger på källsortering och separata ledningsnät. Systemet skapar följande fraktioner vid källan: urin, övrigt klosettavlopp samt matavfall från köksavfallsvarn, BDT-vatten, förorenat dagvatten och "rent" dagvatten.

Urinen leds i separata tryckledningar och via pumpstationer till korttidslager lokaliserade nära bostadsområdet. Från korttidslagret transporteras urinen med tankbil till olika långtidslager i närheten av de jordbruk som skall använda urinen som gödning.

Övrigt klosettavlopp och matavfall från köksavfallsvarn leds via separata tryckledningar till lokal behandlingsanläggning bestående av en anaerob membranbioreaktor (AnMBR). Metallsalt tillsätts för att binda löst fosfor till

slammet i AnMBR. Slammet från AnMBR avvattnas och transporteras därefter till jordbruk. Efter den anaeroba behandlingen, som syftar till att utvinna metangas, krävs ytterligare behandling. Därför kommer det anaerobt behandlade svartvattnet och BDT-vattnet behandlas tillsammans i ett reningsverk med en process som är identisk med den som används i referenssystemet. Slammet från denna process rötas, avvattnas och transporteras därefter till förbränningsanläggning. Askresten från förbränningen går till deponi.

Dagvatten hanteras på samma sätt som för "Källsorterat RO".



Figur 9. Svartvattensystem med urinsortering.

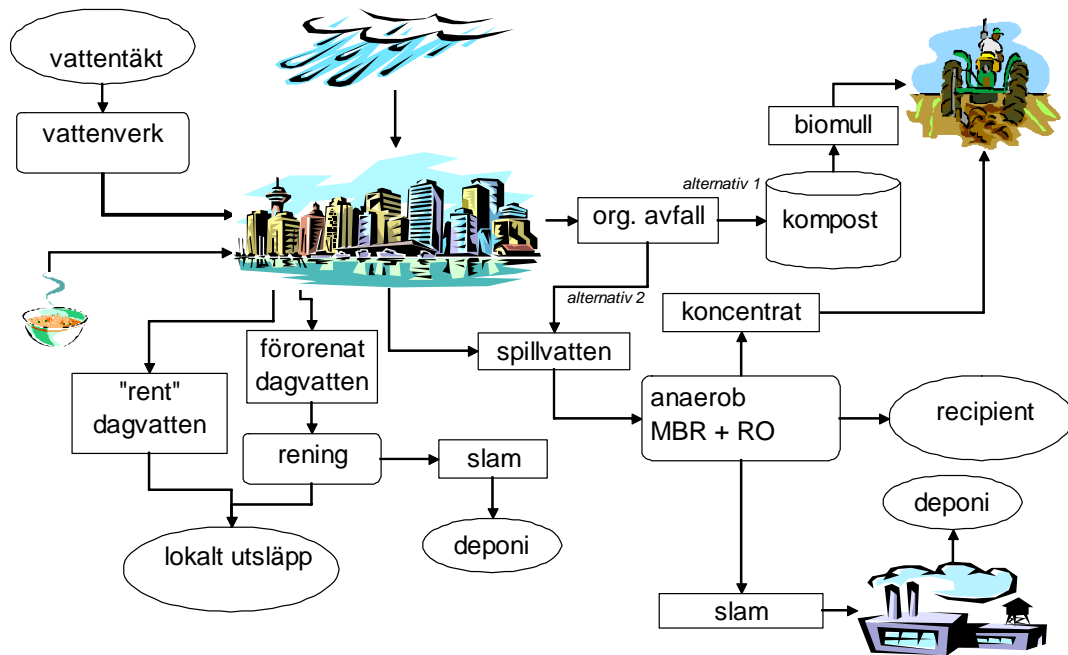
"Sjöstadssystemet" med AnMBR och RO

Detta system är avsett att så långt möjligt likna det system som är tänkt för Hammarby Sjöstad och då man väljer en anaerob behandling med RO som reningsprocess för det lokala reningsverket.

Spillvattnet leds i separat ledningsnät, utan inblandning av dagvatten, till ett nytt lokalt reningsverk för endast Hammarby sjöstad. Reningsprocessen består av mekanisk rening (rengaller), AnMBR samt omvänd osmos (RO). Koncentratet från RO används som gödning. Slammet från AnMBR går till förbränning och sen vidare till deponi. Dagvattnet behandlas separat som i de källsorterande systemen.

För matavfall undersöktes två scenarier:

1. Matavfall insamlas separat och transporteras med bil till komposteringsanläggning. Kompost används som jordförbättringsmedel
2. Matavfall tillförs avloppsvattnet via köksavfallskvarnar



Figur 10. "Sjöstadssystem" med AnMBR och RO.

Förutsättningar

Funktionell enhet som hanteras är spillvatten och matavfall som genereras per år av 1 pe boende i Hammarby Sjöstad. I den funktionella enheten ingår även leverans av fjärrvärme, biogas till bussar och växtnäring.

Spillvattnets sammansättning anges i Tabell 6. Spolvatten ingår i spillvatten, men dessutom tillkommer två dagvattenfraktioner samt inläckage i ledningsnätet. De är angivna i indata som 25 l spolvatten/pe/dag utom vid alternativet med urinsortering som använder 18,2 l/pe/dag för spolning av toaletter. "Förorenat" dagvatten tillkommer med 20 l/pe/dag och "rent" dagvatten 5 l/pe/dag samt inläckage till ledningsnätet 5 l/pe/dag.

I grundscenariot används den energiåtgång för anaerob MBR som kan anses verifierad för försöken vid Sjöstadsverket samt en energiåtgång för RO-anläggning på 4 kWh/m³. Dessutom har en simulering gjorts för en energiåtgång som beräknats utifrån den potential som de genomförda L-testerna för anaerob MBR indikerade samt en energiåtgång för RO på 2,5 kWh/m³. I redovisningen benämns de olika antagandena för energianvändningen för "realistiskt" respektive "optimistiskt"⁹. I grundsimuleringarna har antagits att svensk medel används.

Miljöeffekterna beräknas på utsläpp från systemets driftsfas. Beträffande det material som läggs på deponi tas endast hänsyn till den första fasen av deponins livslängd, det vill säga den initiala nedbrytningsfasen då inre aeroba och anaeroba processer dominerar. Utläckage som sker på oändligt lång sikt beaktas inte.

För RO-anläggningen har inte användningen av syra beaktats.

⁹ Som framgår av "Funderingar kring en fullskalanläggning" är det troligtvis den optimistiska bedömningen som är mest realistisk.

Beträffande köksavfallskvarnar antas att 67 % av den genererade mängden matavfall är malbar (Kärrman m fl., 2005). Enligt (RVF rapport 2005:05) genereras 98,8 kg/pe/år och den malbara mängden blir då 66,2 kg/pe/år.

Tabell 6. Huvudbeståndsdelarna i spillvattnet som använts i simuleringarna.

Fraktion	mängd, totalt kg/pe/år (kg/pe/dag)	COD (g/pe/d)	N (g/pe/d)	P (g/pe/d)	Cd (µg/pe/dag)
Urin	550 (1,51)	8,5	11	0,9	0,5
Fekaliemix	59,8 (0,16)	64	1,5	0,5	10
BDT-vatten	62070 (170)	62,4	0,25	0,68	50
Matavfall	66,2 (0,18)	93,1	1,57	0,27	10
Rent dagvatten	1 825 (5)	0,355	0,006	0,0005	1,5
Förorenat dagvatten	7 300 (20)	4,96	0,1	0,04	30
Inläckage	1 825 (5)	0,036	0,0014	0,0003	0

Övriga förutsättningar som är väsentliga för resultatet kommenteras i samband med redovisningen nedan.

Resultat och diskussion

Anaerob Membran Bioreaktor (AnMBR)

Reduktion av organiskt material, gasproduktion och organisk belastning

Typ av inkommande avlopp, hydraulisk och organisk belastning, temperatur samt slamhalt för den anaeroba reaktorn redovisas i Tabell 7.

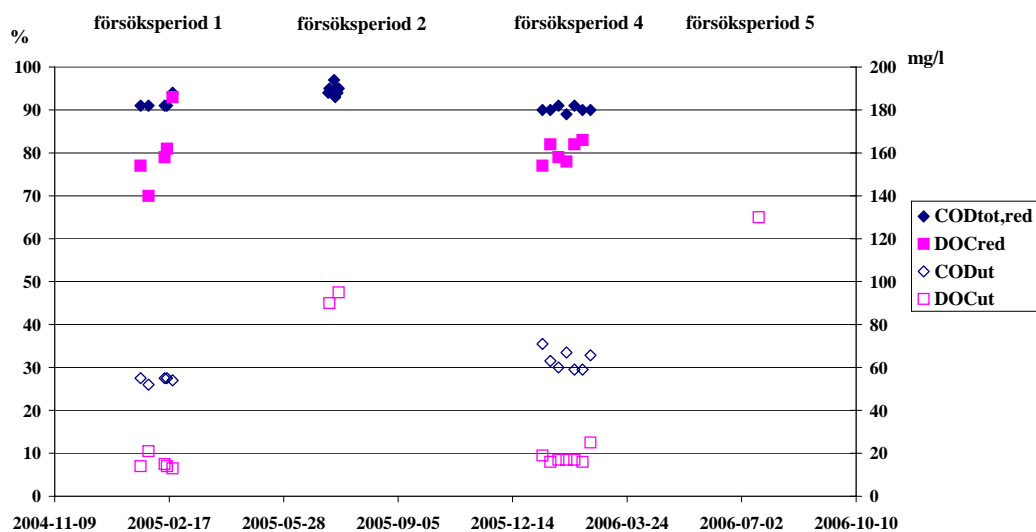
Tabell 7. Driftsförutsättningar för den anaeroba reaktorn för respektive försök. Under försök 3 testades ett stort antal olika membran och någon kontinuerlig drift förekom ej.

Försök	Inkommande avlopp	Temperatur reaktor (°C)	HRT (h)	OLR (kg COD/m ³ /d)	TS-halt (%)	VS-halt (%)
1a	Hushållspillvatten	23,0	16,8	0,6	1,09	0,72
1b	Hushållspillvatten med acetat	22,4	16,5	1,0	1,21	0,74
2	KL-avlopp och matavfall	25,6	74,3	2,0	1,2	0,72
4	Hushållspillvatten	21,2	14,5	1,1	1,37	0,93
5	KL-avlopp och matavfall	22,4	105,6	0,9	1,7	1,1

Reduktionsgraden med avseende på organiskt material har varit cirka 90 % eller högre för samtliga försök (Tabell 8 och Figur 11). Reduktionen av organiskt material beror dels på en avskiljning av partikulärt organiskt material i membranet, men också på en anaerob nedbrytning i reaktorn. Det senare styrks av att reduktionen med avseende på löst organiskt material var i storleksordningen 80 % (då bör även beaktas att en stor andel av inkommande partikulärt material bör ha hydrolyserats i reaktorn). Den registrerade ackumuleringen av organiskt material i reaktorn motsvarar cirka 20 % av inkommande när avloppsvattnet inte passerat en försedimentering. Analys av torrsubstans och glödförlust i reaktorn under försök med avlopp från Sjöstaden tyder dock på att ackumuleringen kan vara ännu lägre eftersom ackumuleringen av VS var cirka 0,06 – 0,07 g VS/g CODin (Grundestam, 2006). Ackumuleringen av TS var cirka 0,11 g TS/g CODin.

Tabell 8. Inkommande och utgående halter av organiskt material samt reduktionsgrad över AnMBR. För försök 1 anges värden för inkommande till försedimenteringen. I övriga försök gick inkommande vatten direkt till reaktorn. För försök 1b inkluderas bidrag från acetat i inkommande halter. Observera att TOCut = DOCut.

För-sök	Inkommande avlopp	Halter (mg/l)				Reduktionsgrad (%)			Andel acku-mulerad COD, % av CODin
		COD (TOC) in	DOC in	COD ut	TOC ut	CODtot (TOC) inkl. försed	CODtot (TOC)	CODfilt (DOC)	
1a	Hushålls-spillvatten	578 (204)	64	54	14	91 (93)	87 (88)	73 (79)	7
1b	Hushållsspill-vatten + acetat	851 (278)	176	54	13	94 (95)	92 (94)	88 (91)	17
2	KL-avlopp och matavfall	6198 (1100)	-	330	110		95 (ca 90)	-	22
4	Hushålls-spillvatten	637 (207)	86	62	17		90 (92)	(80)	20
5	KL-avlopp och matavfall	8900 (1600)	-	-	210		(85-90)	-	



Figur 11. Reduktion med avseende organiskt material över AnMBR.

En kontinuerlig och stabil gasproduktion har erhållits under samtliga försöksperioder, undantaget en period med överdosering av vassle under det sista försöket. Den registrerade metanproduktionen varit cirka 30 - 40 % av den teoretiska (som är $0,35 \text{ Nm}^3 \text{ CH}_4/\text{kg COD}_{\text{red}}$). Tre förklaringar till detta finns:

- Metan löser sig i vattenfasen. Andelen minskar dock med ökad koncentration av inkommande organiskt material och den registrerade specifika gasproduktionen var också högst för försök 2 med klosettavlopp och matavfall. Brown (2005) registrerade metanhalter i anaerobt behandlat avloppsvatten som motsvarade 160 % av det teoretiska mättnadsvärdet. Den lösta andelen kan då motsvara drygt 30 % av den producerade

metanen (Brown, 2006; Grundestam, 2006). Vid behandling av klosettavlopp och matavfall blir dock andelen väsentligt lägre, drygt 5 %. (Brown, 2006; Andersson och Castor, 2005). En stor del av den lösta metanen är dock relativt lätt att driva av och på så sätt kan även den metanen nyttiggöras (Brown, 2006).

- Sulfatanalyser av Carlsson (2005) indikerar att knappt 10 % av den "saknade" gasen kan förklaras av att COD förbrukas genom sulfatreduktion.
- En kontroll av gasmätarna med hjälp kalibrerade lågflödespumpar visade att de aktuella mätarna vid kontrolltillfället registrerade 89 – 101 % av det verkliga flödet (Welin, 2006).
- Läckage av gas från exempelvis genomföring för omrörare kan inte uteslutas. Vidare är det tänkbart att en del gas avgår från membranet när reaktorslammet recirkuleras över detta.

Med hänvisning till ovanstående kan antas att drygt 60 % av inkommande organiskt material omvandlas till biogas. En relativt stor andel kommer dock, vid låga inkommande koncentrationer av organiskt material, att följa med permeatet och måste utvinnas från detta.

Under försök med avlopp från Sjöstaden har i regel den hydrauliska kapaciteten hos membranet varit begränsande. Vid försök med klosettavlopp var däremot den organiska belastningen på reaktorn styrande.

Den maximala organiska belastningen styrs av mängden aktivt anaerobt slam i reaktorn. Under projektet var slamhalten i reaktorn relativt låg jämfört med exempelvis en konventionell röt-kammare. Det bör därför vara möjligt att driva anläggningen med en högre organisk belastning än vad som registrerats under projektet, det vill säga 2,0 kg COD/m³/d.

Den kortaste hydrauliska uppehållstiden under projektet var knappt 15 h. Att uppehållstid inte blev kortare berodde på att den praktiska minimivolymen i reaktorn låg på 0,85 m³ och att flödet över membranet inte blev högre. Vid uppehållstiden 15 h var den organiska belastningen endast 1,1 kg COD/m³/d. Med en organisk belastning på 2 kg COD/m³/d borde det vara möjligt att driva anläggningen med en hydraulisk uppehållstid på drygt 8 h.

Tabell 9. Specifik gasproduktion för de olika försöken.

Försök	Inkommande avlopp	Specifika gasproduktion		Metanhalt, medel (min - max) %
		(Nm ³ CH ₄ /kg COD _{in})	(Nm ³ CH ₄ /kg COD _{red})	
1a	Hushållspillvatten	0,062	0,072	85 (77 - 88)
1b	Hushållspillvatten med acetat	0,1	0,109	90 -91
2	KL-avlopp och matavfall	0,13	0,14	78 (66 - 88)
4	Hushållspillvatten	0,104	0,12	> 90
5	KL-avlopp och matavfall	0,11	0,12	63 (0 - 96)

Ett antal aktivitetstester har genomförts. Resultaten från dessa redovisas utförligt i Bilaga 4: Undersökning av anaerob aktivitet. Sammanfattningsvis gäller dock att den anaeroba aktiviteten ökat markant från de första testerna till de sista. Testerna från februari och augusti 2006 visade att slammet hade en mycket bra aktivitet.

Reduktion av kväve, fosfor och metaller

Avskiljning av kväve och fosfor i AnMBR tycks variera beroende på vilket substrat som behandlas. Det finns även en viss indikation att avskiljningsgraden med avseende på framför allt fosfor ökar något när tätare membran används.

För kväve var avskiljningen mindre än 10 % när avlopp från Sjöstaden behandlas. Vid behandling av matavfall och klosettavlopp ökade avskiljningen till ca 25 %. Detta förklaras troligtvis av att andelen partikulärt bundet kväve ökar vid tillsats av matavfall. Det bör dock understrykas att de studerade perioderna var relativt korta och att det inte är troligt att en jämvikt mellan avskiljning och nedbrytning av partikulärt material erhållits.

För fosfor var reduktionen ca 10 % när avlopp från Sjöstaden behandlades och 0,45 µm membran användes. Vid användning av 0,05 µm membran var avskiljningen 16 %, men detta värde inkluderar även avskiljningen över försedimentering.

När det gäller behandling av matavfall och klosettavlopp har inget entydigt värde på fosforreduktionen kunnat erhållas. Vid försök 2 var reduktionen 9 respektive 26 % beroende på vilken tid som analyserats (Andersson & Castor, 2005). Under de avslutande försöken fanns dock indikation på att fosforreduktionen var ännu högre, men antalet prov på permeat med fosforanalys var endast tre stycken.

Avskiljningen av både kväve och fosfor bör vara en funktion av slamåldern. Stort slamuttag (låg SRT) ger stor avskiljning, medan långtgående mineralisering (hög SRT) ger en liten avskiljning i AnMBR.

Endast ett fåtal prover av metallhalter i inkommande och utgående vatten har tagits, men de låga metall/fosfor-kvoterna i RO-koncentrat (se "Kvalitet på koncentrat") visar att avskiljningen av de flesta metaller är hög. Enstaka analyser har gjorts av slam från reaktorn och vid en jämförelse med permeat från AnMBR framgår att avskiljningen över själva membranet är mycket hög, över 99 %, för de flesta metaller (se "Bilaga 3: Metallhalter i reaktorslam och permeat från

AnMBR”). Låg slamproduktion och hög avskiljning av metaller innebär att överskottsslammet från reaktorn kommer att innehålla relativt höga metallhalter.

Tabell 10. Inkommande och utgående halter av kväve och fosfor samt reduktionsgrad över AnMBR. För försök 1 anges värden för försedimentering och AnMBR.

Försök	Inkommande avlopp	Kväve			Fosfor		
		In mg/l	Ut mg/l	Red %	In mg/l	Ut mg/l	Red %
1	Hushållspillvatten	72	67	7	12	9,9	16
2	KL-avlopp och matavfall			25/26			8,6/26
4	Hushållspillvatten	74	67	9	10	9,9	10
5	KL-avlopp och matavfall	954	707	26	126	53	

Bakterier

Halterna av fekala enterokocker och E. coli analyserades i permeatet från AnMBR vid drift med klosettavlopp. Antalet fekala enterokockerna var mindre än 10 stycken per 100 ml och antalet E. coli var mindre än 100 st/100 ml (Andersson & Castor, 2005). Resultaten indikerar därför att avskiljningen av bakterier är mycket hög över membranet.

Energi

Under försök 4 var det genomsnittliga flödet 58 l/h, vilket ger ett specifikt flöde av 36,5 l/h/m². I en stor fullskaleanläggning är membranarean 135 m² vilket ger ett flöde på 4924 l/h. Enligt New Logic Research Inc. (1997) är energiåtgången för vibration för en fullskaleanläggning, 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/m³. Pumpenergin för att pumpa vätskan till ett drivtryck på 3 bar, vilket är det tryck som systemet använt under försöksperioden, bedöms vara ungefär 0,25 kWh/m³. Detta gör att den totala energiåtgången för VSEP-enheten blir cirka 1,9 kWh/m³.

L-testen indikerade att ett specifikt flöde på 94 l/h/m² bör vara möjligt, vilket innebär en energianvändning för vibration av stacken på 0,63 kWh/m³ i fullskala (Grundestam, 2006). Med en pumpenergi på 0,25 kWh/m³ blir då den totala energiåtgången för VSEP-enheten knappt 0,9 kWh/m³. Resultatet från L-testet har dock ej återupprepats i pilotskala. En delförklaring till detta är att flera av membranerna som fanns i 0,45 µm-stacken gick sönder och att den aktiva membranytan därför minskade väsentligt. Orsaken till att membranerna gick sönder är troligtvis att startrutinen inte fungerat tillfredställande utan tillåtit att membranet börjat vibrera utan att ett tillräckligt högt drivtryck erhållits. Det tycks som att membranerna ”veckar sig” då stacken vibrerar utan att tillräckligt högt tryck erhållits. Okulär besiktning av skadade membran visade att partiklar trängt in igenom membranerna där dessa skadats (Figur 20). Att kvalitén på permeatet inte påverkats nämnvärt förklaras av att utloppet från membranerna är smalt och snabbt sätts igen av material som trängt igenom membranytan.

Som framgår av Tabell 11 har flödet över membranet varierat mellan de olika försöken och lägsta flöde erhöles vid försök med klosettavlopp och matavfall.

Effekten av att behandla ett avlopp med högre koncentrationer är troligtvis dock inte så stor som Tabell 11. Det relativt låga flödet för försök 2 kan delvis förklaras av att flödet genom membranet inte var begränsande för försöket, utan att det tvärtom var nödvändigt att cirkulera AnMBR-permaet tillbaks till reaktorn. Detta gjorde att det inte fanns någon målsättning i sig att driva anläggningen med ett högt flöde över membranet. Motsvarande gäller delvis för försök 5, men där var dessutom några av membranerna skadade vilket medförde att den aktiva membranytan var mindre än vid tidigare försök. Således går det inte att kvantifiera substratets betydelse för flödet genom membranet. Det är emellertid rimligt att anta att membranets flödeskapacitet påverkas av halten och typ av partikulärt material i det material som ska filtreras. Eftersom det vid den använda konfigurationen är slammet i reaktorn och inte inkommande substrat som belastar membranet bör det inte vara så stor skillnad i flödeskapacitet mellan de olika substraten. Detta betyder att energianvändningen per volym behandlat avlopp inte bör påverkas nämnvärt av inkommande koncentrationer i det avloppsvatten som ska behandlas.

Tabell 11. Permeatflöden för de olika försöksperioderna.

Försök	Inkommande avlopp	Permeatflöde (l/h/m ²)	Porstorlek (µm)	Tryck (bar)	Amplitud (tum)
1	Hushållsspillvatten	36,0	0,05	3,16	3/4
2	KL-avlopp och matavfall	ca 21 (25) ¹⁰	0,05	ca 3 (2,1) ²	3/4
3	Hushållsspillvatten, L-test	upp till 140	0.05 – 0.50	2 – 12	1/2 – 1
4	Hushållsspillvatten	36,5	0,45	2,69	1
5	KL-avlopp och matavfall	ca 15.1	0,05	ca 4	3/4

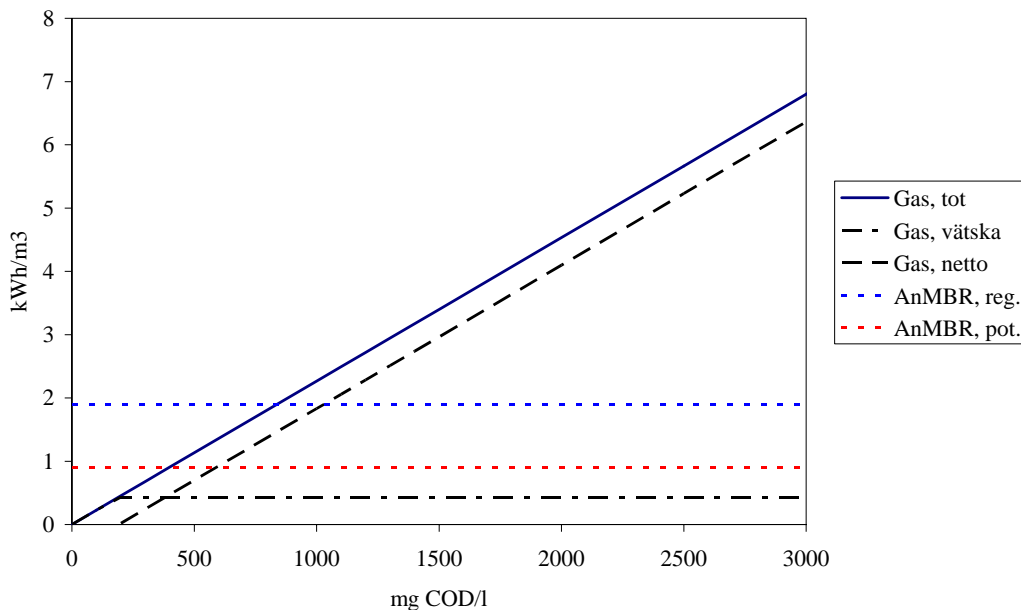


Figur 12. Membran med veck i periferin.

¹⁰ Data inom parentes är från en kortare period med stabila driftförhållandena.

Ur energisynpunkt bör påpekas att det är möjligt att driva processen vid de temperaturer som avloppsvatten från Sjöstaden har. Det behövs således inte tillföras någon extern värme för att få metanproduktionen att fungera.

Energiutbytet ökar dock med högre inkommande koncentrationer, se Figur 13. Om AnMBR förbrukar 0,9 kWh el/m³ behövs en inkommande koncentration på ca 400 mg COD/l för att energiinnehållet i den producerade gasen, inklusive den gas som är löst i vattenfasen, ska överskrida elanvändningen för drift av anläggningen. Om elbehovet istället är 1,9 kWh/m³ krävs en halt på drygt 1000 mg COD/l om nettoproduktionen av gas ska överskrida elanvändningen.



Figur 13. Elanvändning för AnMBR samt energi i producerad gas som en funktion av inkommande halt organiskt material.

Driftserfarenheter

Se även "Bilaga 1: Förteckning över viktiga händelser".

Den använda membranenheten är i första hand avsedd att användas för relativt korta försök där filtrerings- och koncentreringsfunktionen ska testas. Komponenterna i pilotanläggningen är därför inte dimensionerade för att klara kontinuerlig drift under längre tid. Detta har bland annat resulterat i att komponenter som ventiler behövs åtgärdas för att erhålla en stabil drift. Skador på grund av slitage av lager har också förekommit.

För att skydda membranstacken och därmed säkerställa dess funktion har två stycken skyddsfiler använts, först ett automatiskt skrapfilter och därefter ett mindre korgfilter (som rengjorts manuellt). Huvuddelen av de driftsstörningar som inträffat under projektet kan härledas till dessa komponenter.

Beträffande korgfiltret framkom att en alltför liten maskvidd användes (i relation till det material som kunde passera skrapfiltret) vilket resulterade i frekventa

igensättningar och därmed bland annat problem med att efterföljande pump gick torr.

Under försöken med svartvatten och matavfall 2005 var driftsavbrott på grund av igensättningar av korgfilter relativt frekventa. Dessa orsakades av en relativt riklig förekomst av något som troligtvis var grishår från den ymp som tillsats våren 2005 (Andersson och Castor, 2005). Inför efterföljande försök med avlopp från Sjöstaden beslutades därför att filtrera allt reaktorslam och på så sätt avlägsna grishåret från systemet. Trots denna åtgärd fortsatte problemen med igensättning av korgfiltret, men då på grund av material med relativt mycket fibrer. Problemet åtgärdades genom att byta till korgfilter med större maskvidd, från 0,56 mm till 1,60 mm (Grundestam, 2006). Noterbart är att problem med filtren inte var lika frekventa då avloppsvattnet först passerade försedimentering under försök 1 (Carlsson, 2005).

Beträffande skrapfiltret ingick i dess funktion att avskilt slam skulle återföras till reaktorn. Detta innebar att svårnedbrytbara större partiklar och fibrer ackumulerades i systemet, vilket gjorde att mängden material som skulle avskiljas ständigt ökade. Det använda skrapfiltret utgjordes av en fast korg med slitsar som med automatik regelbundet rensades med roterande skrapknivar. På grund av filtrets utformning kom slitsarna, trots den automatiska rensningen, att successivt sättas igen av långa fibrer och trådformigt material. Försämringen av skrapfiltrets prestanda var emellertid långsam och det var först efter cirka två års drift, det vill säga sommaren 2006, som det första haveriet av skrapfiltret inträffade. En annan brist i konstruktionen av skrapfiltret var avsaknaden av säkerhetsbrytare, vilket innebar att motorn som drev skrapknivarna drog sönder själva filterkorgen.

En rekommendation inför fortsatt drift är därför att använda en annan typ av filter samt att regelbundet avlägsna rens från systemet och inte återföra det till reaktorn.

Den excenterskruvpump som användes som matarpump har huvuddelen av tiden fungerat bra. Problem har i princip bara uppstått då pumpen inte fått vatten på grund av igensatta filter.

Drifterfarenheterna visar att tvättbehovet var relativt stort. Under försök 2 (med klosettavlopp) tvättades membranstacken cirka en gång per driftsvecka. Under uppstartsperioden, liksom under försök 4, med avlopp från Sjöstaden tvättades anläggningen ungefär 1 gång/månad.

Omvänd osmos

Allmänt

Som redovisas i Tabell 12 genomfördes fem satsvisa RO-försök med permeat från AnMBR då denna belastades med klosettavlopp och matavfall (test 2:1 – 2:2 och 5:1 – 5:3) och fyra försök när AnMBR belastades med spillvatten från Sjöstaden (test 4:1 – 4:4). Reduktion och utgående halter med avseende på organiskt material, kväve och fosfor har uppmätts. Vidare har kvalitén på koncentratet analyserats.

Vid de flesta försök har någon syra tillsats för att motverka utfällningar (Tabell 12). pH, flöde och volymsreduktion registrerades för respektive försök. Temperaturen har för samtliga försök konstanthållits vid 25°C.

Tabell 12. Driftinställningar för genomförda försök med RO.

Test	Avlopp	pH (börvärde/ ärvärde)	Syra	Temp. (°C)	Tryck (bar)	VRF ¹¹
2:1	37% KL-avlopp och 63 % matavfall	-/7,9	-	25	50	5
2:2	37% KL-avlopp och 63 % matavfall	ca 5/ca 5	HCl	25	50	15
4:1	Hushållspillvatten	-/6,8-7,8	-	25	40	10
4:2	Hushållspillvatten	6,2/2,8-6,2	HCl	25	40	30
4:3	Hushållspillvatten	6,2/5,8-6,2	HCl	25	40	60
4:4	Hushållspillvatten	6,2/5,3-6,3	H ₃ PO ₄ + HNO ₃	25	40	60
5:1	60 % KL-avlopp och 40 % matavfall/Vassle	5,5/5,6-5,8	H ₂ SO ₄	25	40	16,7
5:2	60 % KL-avlopp och 40 % matavfall/Vassle	5,5/5,5-5,7	HNO ₃	25	40	11,7
5:3	60 % KL-avlopp och 40 % matavfall/Vassle	5,5/5,3-5,7	HCl	25	40	12

Reduktion med avseende på organiskt material, kväve och fosfor

Reduktionsgraden med avseende på organiskt material var mycket hög och utgående halter av COD eller TOC låg i de flesta fall under detektionsgränsen.

För kväve var reduktionsgraden > 92 % för samtliga försök fränsett försök då salpetersyra användes för pH-justering. Vid behandling av avlopp från Sjöstaden var utgående halter 3 – 6 mg N/l om hänsyn endast tas till kvävet från avloppsvattnet.

Vid behandling av spillvatten från Sjöstaden var utgående fosforhalt < 0,05 mg P/l då fosforsyra inte användes för att justera pH. När fosforsyra användes ökade utgående halt till 0,12 mg P/l. Fosforsyran användes i test 4:4 tillsammans med salpetersyra för att uppnå en önskad N/P-kvot i koncentratet.

Vid koncentrerings av behandlat klosettavlopp var utgående fosforhalter högre, men reduktionsgraden var i princip lika hög (> 99 %) som för försöken med behandlat avlopp från Sjöstaden. Utgående halter var således i stort sett proportionella mot inkommande koncentrationer.

¹¹ VRF = Volymsreduktionsfaktor = Initial volym/Koncentratvolym

Tabell 13. Inkommande och utgående halter av organiskt material, kväve och fosfor för respektive försök med omvänd osmos.

	Test 2:1	Test 2:2	Test 4:1	Test 4:2	Test 4:3	Test 4:4	Test 5:1	Test 5:2	Test 5:3
VRF	5	15	10	30	60	60	16,7	11,7	12
COD, TOC									
In (mg/l)	346	421	16	15	16	16	270	230	130
Ut (mg/l)	< 25	< 25	<2	<2	<2	<2	3,3	<2	3,6
Koncentrat, mg/l	1722 ¹⁾	17500	140	380	640	740	3600	1600	1400
tot-P									
In avlopp (mg/l)	52,8	53,5	10	10	10	10 ²⁾	46	59	55
In syra (mg/l)	0	0	0	0	0	11 ²⁾	0	0	0
Ut (mg/l)	0,07	0,24	0,02	0,04	0,03	0,12	0,08	0,14	0,30
Koncentrat, mg/l	264 ¹⁾	600	44	280	440	1400	630	570	620
tot-N									
In (mg/l)	575	613	75	74	70	69 ³⁾	650	740 ⁴⁾	730
In syra (mg/l)	0	0	0	0	0	71 ³⁾	0	1021 ⁴⁾	0
Ut (mg/l)	<20	<20	6,3	3,6	4,3	10 ⁵⁾	12	96	59
Koncentrat, mg/l	2808 ¹⁾	10250	610	1800	2800	9000	8700	16000	8100

1) Beräknad genom massbalans

2) varav 10 mg P/l i inkommande och 11 mg P/l som fosforsyra

3) varav 69 mg N/l i inkommande och 70,8 dvs. 71 mg N/l som salpetersyra

4) varav 740 mg Kj-N/l i inkommande och 1021 mg N/l som salpetersyra

5) Beräknat utifrån analyserad ammoniumhalt samt antagen nitratreduktion (Kieniewicz, 2006).

Tabell 14. Massbalanser samt reduktionsgrader för kväve och fosfor för respektive försök med omvänd osmos. Värden inom parantes anger reduktionen över själva membranet då syra innehållande kväve eller fosfor tillsattes

	Test 2:1	Test 2:2	Test 4:1	Test 4:2	Test 4:3	Test 4:4	Test 5:1	Test 5:2	Test 5:3
VRF	5	15	10	30	60	60	16,7	11,7	12
tot-P									
In avlopp(g)	9,5	9,5	3	3	6	6	9,20	8,26	11,0
In syra (g)	0	0	0	0	0	6,6	0	0	0
Ut (g)	0,01	0,04	0,005	0,01	0,02	0,10	0,02	0,02	0,06
Koncentrat (g)	9,5 ¹⁾	7,2	1,3	2,8	4,2	14	7,56	6,84	9,92
Reduktion (%)	99,9	99,6	99,8	99,7	99,7	98,3 (99,2)	99,8	99,8	99,5
tot-N									
In avlopp(g)	104	110	22,5	22,5	42	41,4	130	104	146
In syra (g)	0	0	0	0	0	42,5	0	144	0
Ut (g)	<2,9	<3,4	1,7	1,0	2,8	2,8	2,26	12,3 ²⁾	10,8
Koncentrat (g)	101 ¹⁾	123	18,3	18,0	28,0	90	104	192 ³⁾	130
Reduktion (%)	>97,2	>96,9	92,4	95,6	93,3	86 (93) ⁷⁾	98,3	88,2 (95,0)	92,6

1) Beräknad genom massbalans

2) 6,1 g Kj-N och 6,1 g NO₃-N

3) 83 g Kj-N och 109 g NO₃-N

4) Uppskattat värde eftersom nitratanalys saknas

Kvalitet på koncentrat

Koncentration av kväve, fosfor och kalium i koncentratet från respektive försök med RO redovisas i Tabell 15 (data saknas för test 2:1).

Tabell 15. Kväve (N), fosfor (P) och kalium (K) i RO-koncentrat och urin

Test	VRF	Kj-N (g/l)	NO3-N (g/l)	N (g/l)	P (g/l)	K (g/l)
2:2	15	10,3	-	10,3	0,60	
4:1	10	0,61	-	0,61	0,044	0,23
4:2	30	1,80	-	1,80	0,28	0,58
4:3	60	2,80	-	2,80	0,44	1,00
4:4	60	3,50	5,50	9,00	1,40	1,30
5:1	17	8,70	-	8,70	0,63	2,5
5:2	12	6,90	9,1 (12,0) ¹²	16,0 (18,9)	0,57	2,7
5:3	12	8,10	-	8,10	0,62	3,4
Urin i förvaringstank ¹³				2,9-4,4	0,30 - 0,32	
Outspädd urin ¹⁴				7,4		1,6

Metall/fosfor-kvoten är för de flesta metaller mycket låga. För kadmium är kvoten exempelvis lägre än för källsorterad humanurin. Nickel är den enda metallen där Me/P-kvoten är större än 10 % av angivet gränsvärde. Jämfört med Me/P-kvoter i inkommande substrat är halterna i RO-koncentratet lägre eller mycket lägre för samtliga metaller utom nickel. Slutsatsen blir att metallerna till stor del avskiljs och ackumuleras i membranbioreaktorn, medan näringsämnen hamnar i koncentratet.

Det går inte att se någon skillnad beträffande tungmetall/fosfor-kvoten mellan olika substrat. Detta förklaras av att försök med klosettavlopp föregåtts av perioder då reaktorn belastats med avlopp från Sjöstaden, vilket betyder att metaller från avlopp från Sjöstaden fanns kvar i reaktorn när perioder med klosettavlopp påbörjades.

Broström (2007) visade att det finns ett intresse hos lantbrukssektorn att ta emot en produkt som har den sammansättning som RO-koncentratet uppvisar.

¹² teoretiskt beräknat värde vid 100 % reduktion inom parantes

¹³ Sorterad urin från "Dubletten" (Jönsson *et al.*, 1998; Johansson och Hellström, 1999)

¹⁴ Medelhalt i outspädd urin (Jönsson *et al.*, 2005).

Tabell 16. Metaller som mg Me/g P i RO-koncentratet

	Test 2:2	Test 4:1	Test 4:2	Test 4:3	Test 4:4	Test 5:1	Test 5:2	Test 5:3	Urin	Slam ¹	In ²	Gränsvärde ³
Cd	<0.3	<0.2	0,4	0,2	0,4	0,3	0,4	0,2	0,7	24	18	61
Hg	<0.5	<2	0,4	0,5	<0.07	<0.3	<0.3	<0.08	0,8	21	2	64
Pb	<2.5	<10	60	5	3	20	10	40	0,7	658	200	3600
Cu	100	70	390	500	120	440	400	1900	101	9210	3000	21000
Zn	6,7	430	2300	270	140	1200	790	630	45	13700	8000	29000
Ni	330	520	300	410	160	190	280	190	7	526	720	1800
Cr	200	70	130	90	30	80	90	110		579	310	3600
Ag		<2.0	2	<0.2	0,07	0,2	0,4	0,3		121	170	

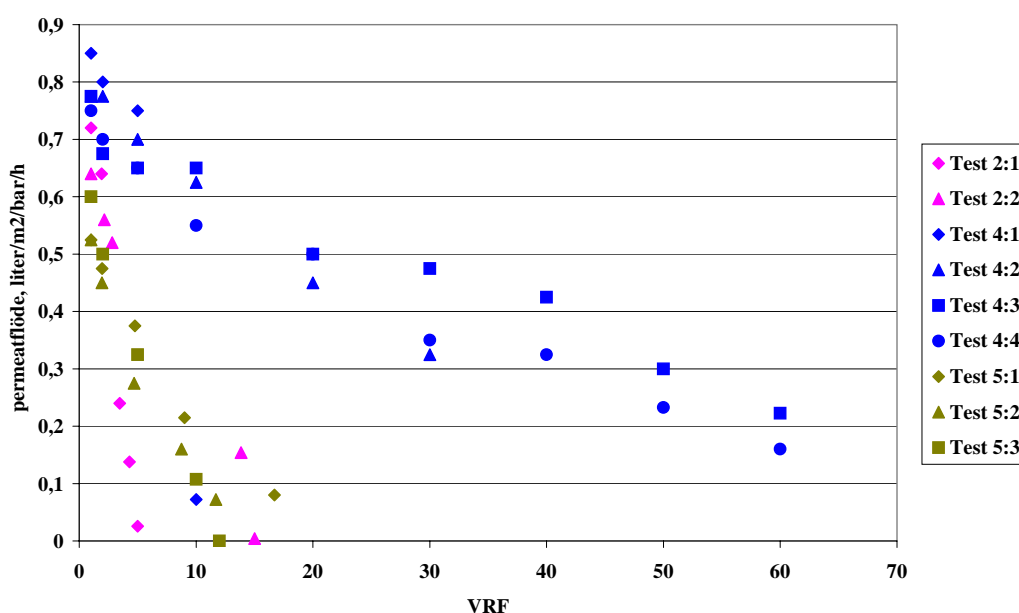
1) Slam från Bromma reningsverk 2005 som delvis används för spridning på jordbruksmark.

2) Avloppsvatten från Hammarby Sjöstad. Beräknat utifrån data från Lindh (2006).

3) Naturvårdsverkets rapport 5214.

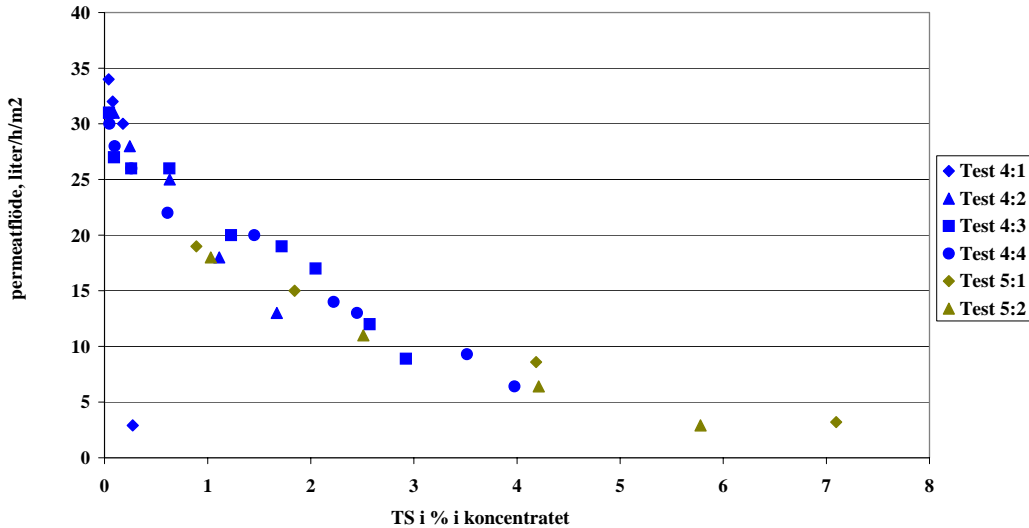
Kapacitet och driftserfarenheter

Permeatflöde som en funktion av koncentreringsgrad, VRF, redovisas i Figur 14. Maximalt möjlig VRF är väsentligt lägre vid behandling av klosettavlopp och matavfall jämfört med avlopp från Sjöstaden. Detta förklaras av den stora skillnaden i inkommande koncentrationer.

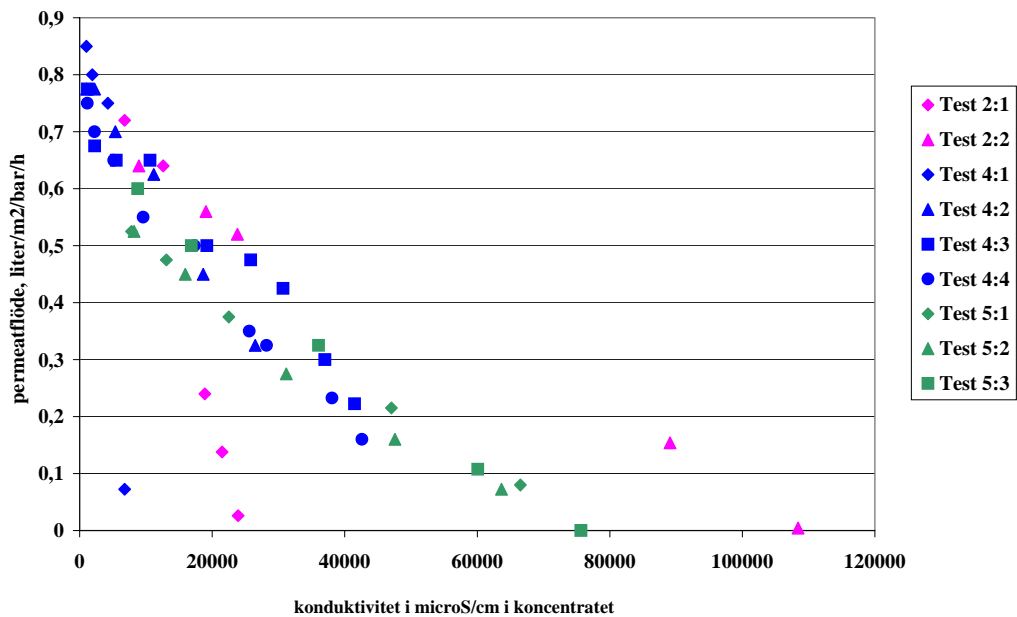


Figur 14. Permeatflöde som funktion av VRF.

För samtliga försök, utom för försök utan pH-justering, minskade permeatflödet i stort linjärt mot ökad TS-halt (Figur 15) och konduktivitet i koncentrat (Figur 16). För försök utan syradosering, försök 2:1 och 4:1, minskade permeatflödet betydligt snabbare än för övriga försök. Detta berodde troligtvis på utfällningar som minskade membranets kapacitet.



Figur 15. Permeatflöde som funktion av torrsbstanshalt (TS) i arbetstanken (koncentratet).



Figur 16. Permeatflöde som funktion av konduktiviteten i arbetstanken (koncentratet). Notera att flödena normerats mot trycket eftersom trycket i test 2:1 – 2:2 var 50 bar medan trycket i övriga test var 40 bar.

Eftersom endast satsvisa försök har gjorts är det svårt att prognostisera membranets livslängd. Dock återficks i stort sett den ursprungliga hydrauliska kapaciteten efter de tvättar som föregick respektive test. Det fanns således ingen tydlig indikation på en permanent igensättning eller kontinuerlig försämring av membranets hydrauliska kapacitet. Ej heller kunde någon skillnad i reduktionsgrad mellan de inledande och avslutande försöken påvisas.

Då membranerna rengjorts inför respektive test finns heller inget underlag från försöken för att ange hur ofta membranet bör tvättas.

Test 4:2- 4:4 drevs med ett pH kring 6, vilket tycks vara tillräckligt för att undvika problem med utfällningar. Vid dessa försök krävdes 1,24 mol H^+ /mol N_{in} för att hålla pH vid 6,2. Vid försök med klosettavlopp och matavfall i test 5:1 – 5:3 krävdes cirka 1,5 mol H^+ /mol N_{in} , vilket innebär att 60 % av kvävet i koncentratet kom att härröra från den tillförda syran då salpetersyra används för pH-justeringen (Lindblom & Hellström , 2007).

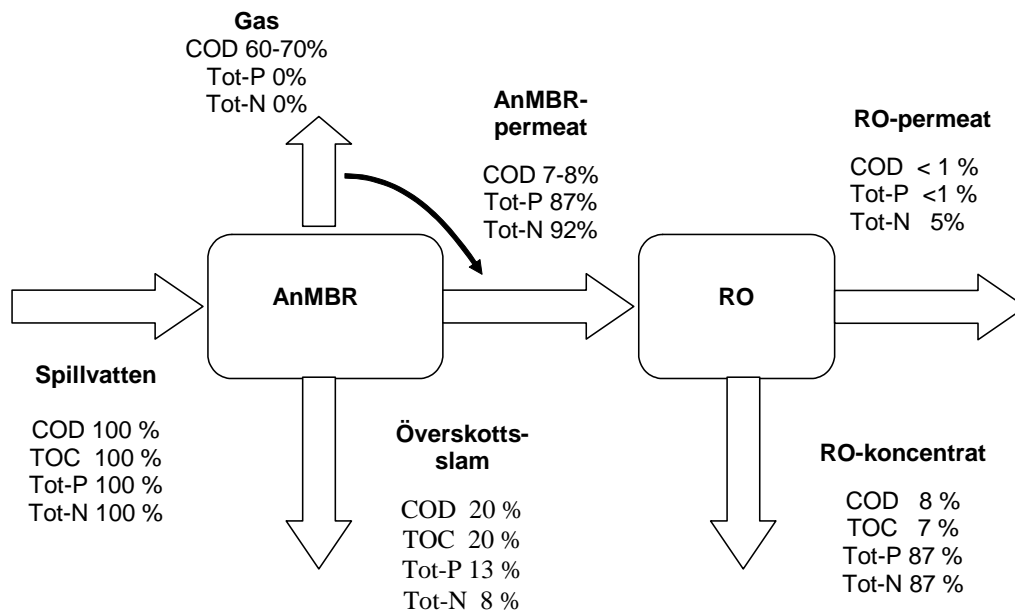
RO-försök med utgående vatten från annan processlinje på Sjöstadsverket visar att behovet av syra kan reduceras drastiskt om ett nitrifikationssteg införs efter AnMBR. Ett nitrifikationssteg innebär även att det organiska material som finns i permeatet kommer att brytas ned, vilket dels minskar risken för påväxt av biofilm i RO:n samt reducerar mängden organiska ämnen i koncentratet.

AnMBR och RO

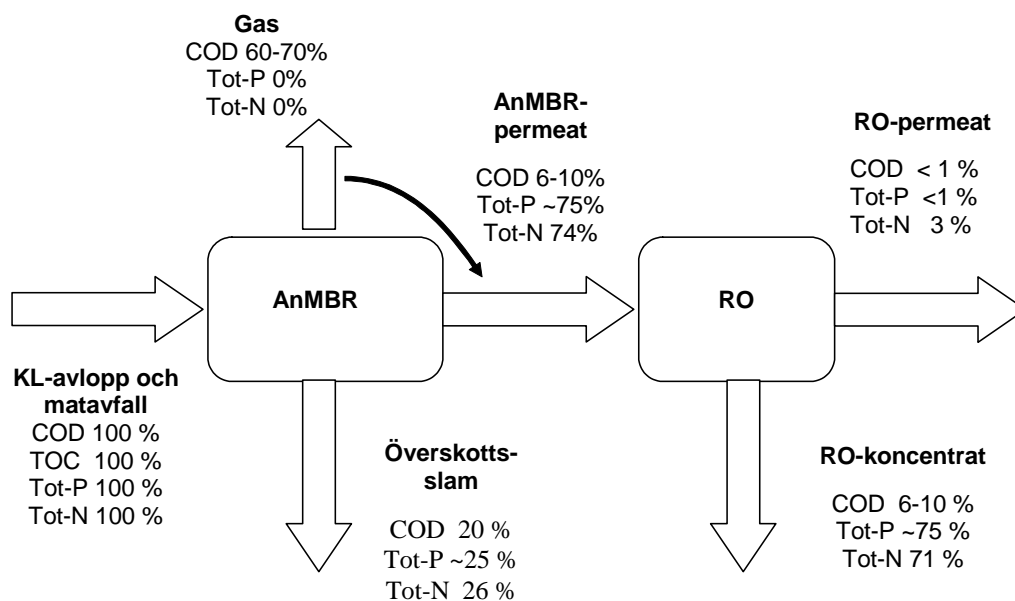
Figur 17 och Figur 18 visar schematiskt massflöden av organiskt material, kväve och fosfor. Reduktionsgraden med avseende på COD och fosfor är över 99 %. För kväve är reduktionsgraden 95 % eller högre.

Vid behandling av spillvatten från Sjöstaden bör drygt 85 % av inkommande kväve och fosfor hamna i RO-koncentratet. Avloppsvatten från Sjöstaden innehåller cirka 16 – 18 mg Cd/kg P (Lindh, 2006). Då kadmiuminnehållet i RO-koncentratet ej översteg 0,4 mg Cd/kg P kan antas att reduktionsgraden med avseende på kadmium över AnMBR var större än 98 %. Även för övriga metaller, utom nickel och krom, är den uppskattade reduktionen över AnMBR relativt hög, cirka 90 % eller högre. Att avskiljningen är så hög trots den låga slamproduktionen tyder på att det till stor del är metallsulfider som avskiljs.

AnMBR tillsammans med RO kan således ge en höggradig rening och producera en näringsrik produkt med lågt tungmetallinnehåll. Vid användning av RO-teknik blir dock energianvändningen mycket hög om inte inkommande flöden reduceras, genom exempelvis källsortering (se även ”Systemanalys - resultat”).



Figur 17. Uppskattning av massflöden av organiskt material, fosfor och kväve utifrån försök med spillvatten från Hammarby Sjöstad. Böjd pil mellan gas och AnMBR-permeat indikerar att en del av den producerade metanen följer med permeatet.



Figur 18. Uppskattning av massflöden av organiskt material, fosfor och kväve utifrån försök med klosettavlopp och matavfall. Böjd pil mellan gas och AnMBR-permeat indikerar att en del av den producerade metanen följer med permeatet.

Systemanalys - resultat

Allmänt

De miljöeffektkategorier som redovisas är växthuseffekt, försurning och övergödning. Dessutom redovisas resursanvändning i form av exergianvändning samt möjligheten att utvinna och nyttiggöra växtnäringssämnen.

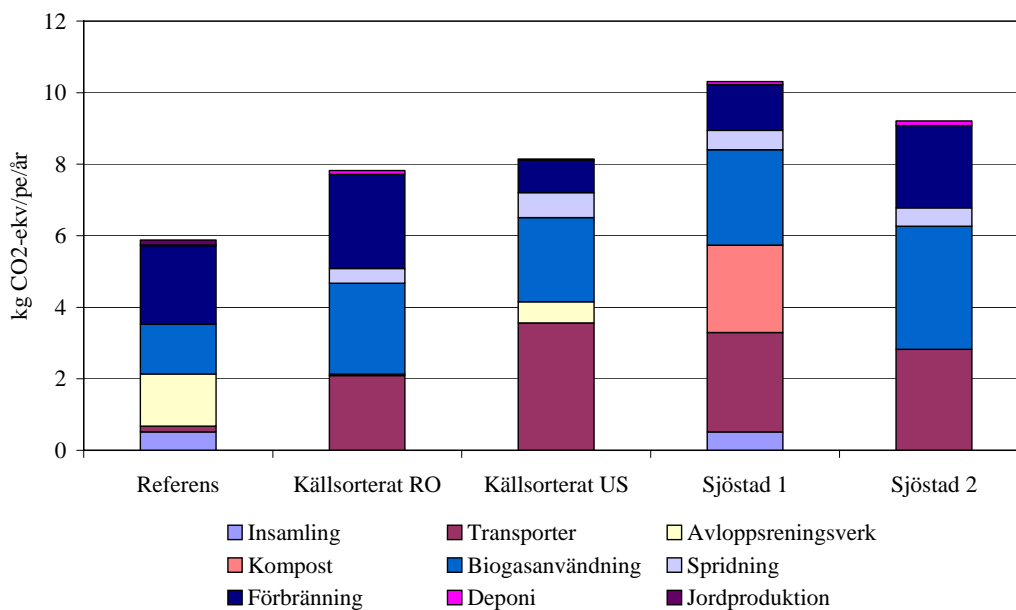
Växthuseffekt

Utsläpp av *växthusgaser* redovisas som Global Warming Potential i ett 100-års perspektiv (GWP 100) uttryckt som mängden kg CO₂-ekv/pe/år. GWP är den potentiella globala uppvärmningen och syftar på utsläpp av växthusgaser till atmosfären med hänsyn tagen till olika gasers livslängd i atmosfären. Utsläpp av CO₂ från förnyelsebara material beräknas som "nollutsläpp" eftersom de inte anses ge något nettobidrag till växthuseffekten.

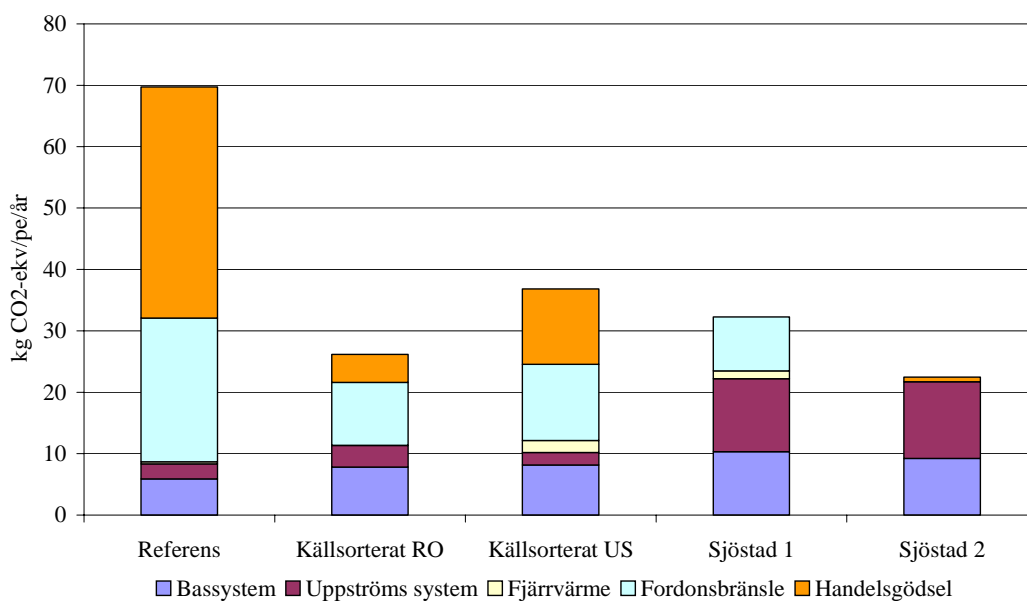
Utsläppen av *växthusgaser* från bassystemet är lägst från referenssystemet, vilket beror på att övriga system har relativt omfattande transportarbete på grund av koncentrat från RO-anläggning och läckage av metan från uppgraderingsanläggning för biogas (Figur 19). Dessa skillnader är dock små i jämförelse med systemens totala utsläpp, det vill säga då angränsande system som konstgödselproduktion och ersättning för biogasdrivna fordon tas med (Figur 20). Beaktas det utvidgade systemet har samtliga system med AnMBR väsentligt lägre utsläpp av växthusgaser jämfört med referenssystemet. Lägst utsläpp har Sjöstadssystemet med köksavfallskvarnar, vilket i huvudsak förklaras av att detta system har störst biogasproduktion samt en hög återvinningsgrad av närsalter. Görs ett optimistiskt energiantagande för AnMBR och RO reduceras utsläppen av växthusgaser från Sjöstadssystemen med drygt 5 kg CO₂-ekv/pe/år jämfört med grundscenariot. För övriga system är skillnaden mellan "optimistiskt" och "realistiskt" energiantagande marginellt.

Samtliga utsläpp är dock relativt små jämfört med det totala antropogena utsläppet av växthusgaser och den mängd som definierats som "hållbar" utifrån de svenska miljömålen (Tabell 17).

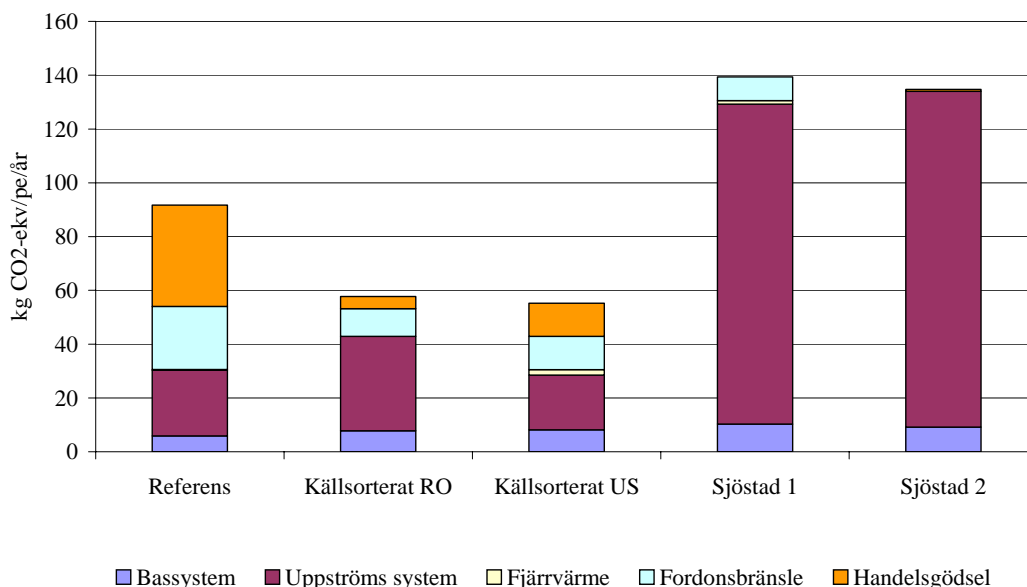
Att utsläppen är små förklaras också av att det i grundsimuleringen antagits att svensk medelel använts. Svensk elproduktion har låga koldioxidutsläpp på grund av en stor andel vattenkraft och kärnkraft (Löfqvist, 2006). Används data från Löfqvist (2006) fås för svensk medelel värdet 0,04 kg CO₂/kWh. Om användning av biobränslen anses ge nollutsläpp fås för den europeiska elproduktionen ett värde på cirka 0,4 kg CO₂/kWh. Alltså blir koldioxidutsläppen cirka 10 gånger större per producerad elmängd om europeisk medelel används istället för svensk dito. Figur 21 visar koldioxidutsläppen om beräkningen görs med antagande att europeisk medelel används. Med ett sådant antagande får Sjöstadssystemen, på grund av den relativt stora elanvändningen, de största utsläppen av växthusgaser.



Figur 19. Potentiella utsläpp av växthusgaser (GWP100) från bassystem.



Figur 20. Systemens potentiella utsläpp av växthusgaser (GWP100) om hänsyn tas till uppströms och kompensatoriskt system.



Figur 21. Systemens potentiella utsläpp av växthusgaser (GWP100) om hänsyn tas till uppströms och kompensatoriskt system beräknat med data för europeisk elmix.

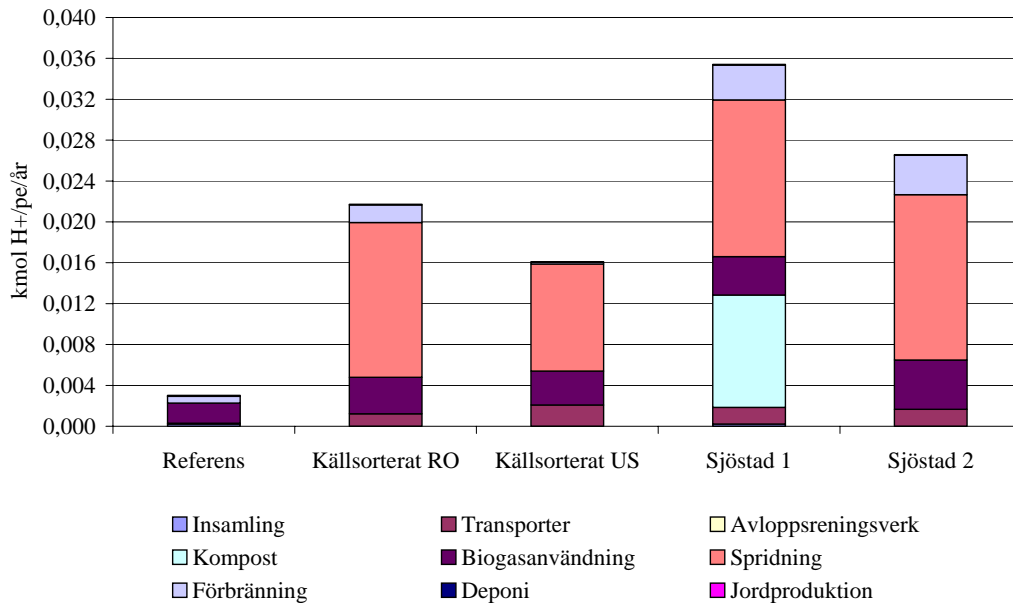
Försurning

Utsläpp av *försurande ämnen* är väsentligt lägre för referenssystemet jämfört med övriga system. De relativt höga utsläppen från system med AnMBR förklaras främst av ammoniakemissioner i samband med spridning av koncentrat och urin. För Sjöstad 1 finns även en ammoniakavgång från kompost. Ammoniakemissioner från spridning av koncentrat är troligtvis överskattade eftersom det koncentrat som sprids kommer att ha ett lägre pH än de våta produkter som vanligtvis sprids och som använts för emissionsdata till URWARE¹⁵. Vidare bör ett nitrifikationssteg installeras efter AnMBR, vilket skulle resultera i ett koncentrat där kvävet i huvudsak föreligger som nitrat (se även "Funderingar kring en fullskalanläggning"). Skillnaden mellan "realistiskt" och "optimistiskt" antagande beträffande energianvändningen är marginell för samtliga system.

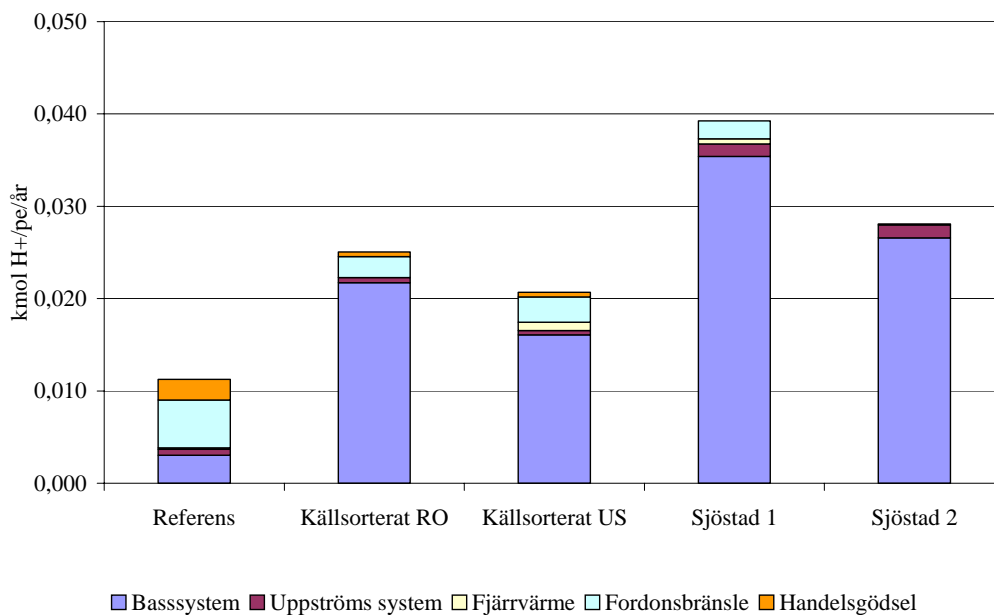
I den i Figur 23 redovisade försurningseffekten ingår inte påverkan från utsläpp av avloppsvatten med lågt pH. Vid drift av RO har det visat sig nödvändigt att sänka pH för att nå tillräcklig volymsreduktion. Eftersom oxoniumjonerna (H_3O^+) passerar membranet kommer pH i permeatet att bli något lägre än pH i koncentratet. Försök av Grundestam (2006) visar att ett pH på cirka 5 kan förväntas för permeatet.

Jämfört med övriga antropogena utsläpp samt i relation till vad som anses vara långsiktigt hållbart är utsläppen relativt små (Tabell 17).

¹⁵ Antaganden i modellen baserar sig på förhållande som gäller spridning av stallgödsel och urin.



Figur 22. Systemens potentiella utsläpp av försurande ämnen (Acidification potential - AP) från bassystem.



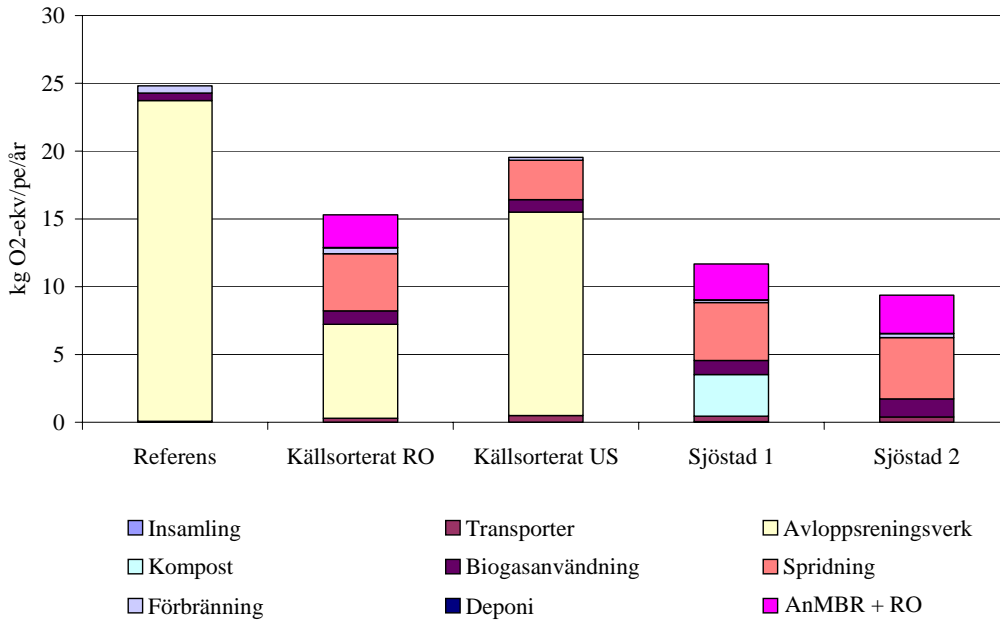
Figur 23. Systemens potentiella utsläpp av försurande ämnen (Acidification potential - AP) om hänsyn tas till uppströms och kompensatoriskt system.

Övergödning

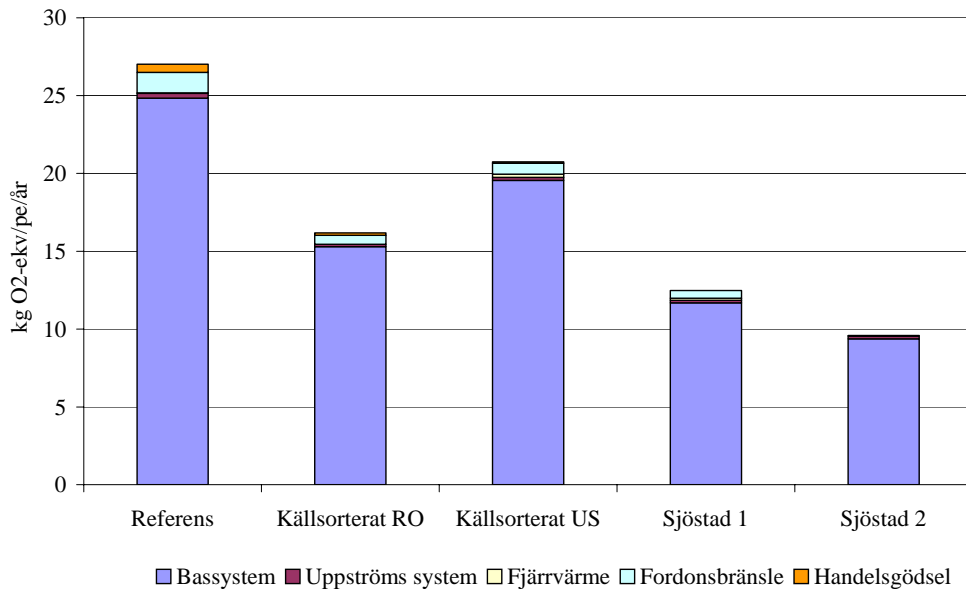
Samtliga systems totala *eutrofieringspotential* domineras av utsläppen från bassystemet (Figur 24 och Figur 25). "Sjöstadssystemet" innebär minst en halvering av utsläppen jämfört med referensalternativet. Ur eutrofieringssynpunkt är systemet med köksavfallsvarnar, Sjöstad 2, det mest fördelaktiga. Även de källsorterande alternativen har lägre utsläpp av eutrofierande ämnen jämfört med referensalternativet. Noterbart är att utsläppen från "Sjöstadssystemen" domineras

av ammoniakemissioner i samband med spridning av koncentrat. Som nämnts ovan innebär dock gjorda antaganden att dessa utsläpp överskattats.

Elproduktionen har mycket låga utsläpp av eutrofierande ämnen och skillnaden mellan ”optimistiskt” och ”realistiskt” antagande för energianvändningen är marginell för samtliga system (< 1 %).



Figur 24. Bassystemens potentiella utsläpp av eutrofierande ämnen.



Figur 25. Systemens potentiella utsläpp av eutrofierande ämnen om hänsyn tas till uppströms och kompensatoriskt system.

Samlad bedömning av växthuseffekt, försurning och övergödning

Tabell 17 visar de samlade resultaten för de studerade miljöpåverkanskategorierna. Utifrån dessa har även ett index för hållbarhet, UI = Unsustainability Index, beräknats med hjälp av följande samband:

$$UI = \frac{\text{Totalt antropogent utsläpp}}{\text{Kritisk belastning}} * \frac{\text{Utsläpp från avloppssystem}}{\text{Kritisk belastning}}$$

Förslag till en pragmatisk tolkning av indexet är att värden under 0,1 kan betraktas som acceptabla, att värden över 1 kräver åtgärder samt att värden däremellan föranleder ytterligare analys av de totala utsläppen samt eventuellt framtagande av förslag till kostnadseffektiva åtgärder (Hellström *et al.*, 2004a; Hellström *et al.*, 2004b).

Värdet för ”kritisk belastning” bygger på vad som anses långsiktigt hållbart och det bakgrundsmaterial som tagits fram i samband med fastställandet av de svenska miljömålen (Erlandsson, 2003). Uppgifter om de totala antropogena utsläpp är hämtade från Kärman och Jönsson (2001) samt Hellström *et al.* (2004a; 2004b).

Tabell 17. Systemens potentiella påverkan på klimat, försurning och övergödning uttryckt som specifika utsläpp, relativt den nivå som anses ”hållbar” samt dess andel av de totala utsläppen. Systemens ”hållbarhet” uttrycks även med ett Unsustainable Index (UI). För klimatpåverkan anges även resultat baserade på beräkningar då europeisk medel används istället för svensk medel.

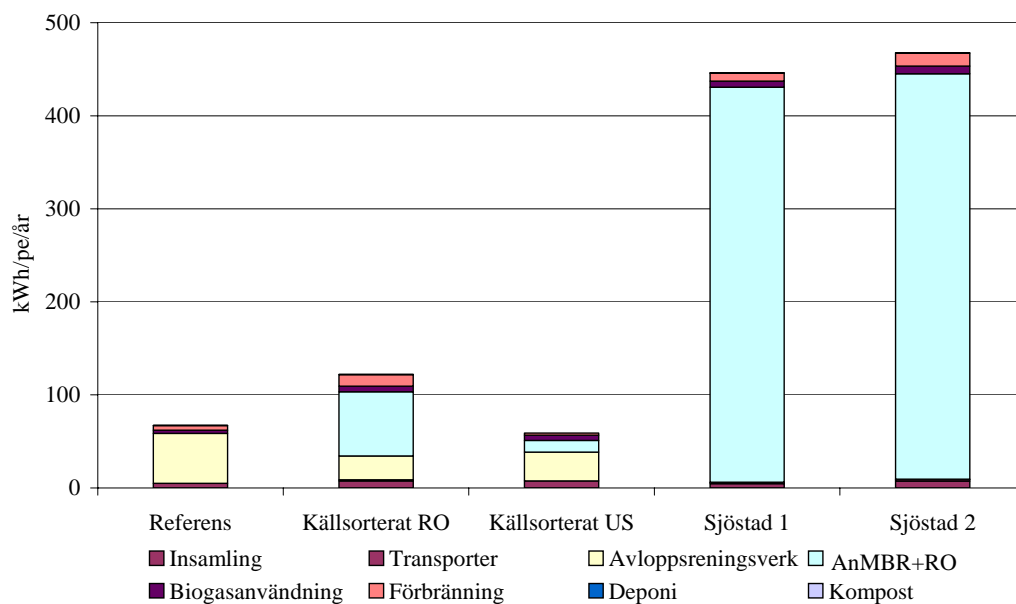
	Referens	Källsorterat RO	Källsorterat US	Sjöstad 1	Sjöstad 2
Klimatpåverkan					
kg CO ₂ -ekv/pe/år	70 (92)	26 (58)	37 (55)	32 (139)	22 (135)
% av hållbar nivå	1,5 (2,0)	0,6 (1,3)	0,8 (1,2)	0,7 (3,1)	0,5 (3,0)
% av antropogena utsläpp	0,8 (1,1)	0,3 (0,7)	0,4 (0,6)	0,4 (1,6)	0,3 (1,6)
UI	0,03 (0,04)	0,01 (0,02)	0,02 (0,02)	0,01 (0,06)	0,01 (0,06)
Försurning					
mol H ⁺ -ekv/pe/år	11	25	21	39	28
% av hållbar nivå	1,3	2,8	2,3	4,3	3,1
% av antrop. utsläpp.	0,8	1,8	1,5	2,8	2,0
UI	0,02	0,04	0,04	0,07	0,05
Övergödning					
kg O ₂ -ekv/pe/år	27	16	21	12	10
% av hållbar nivå	16	9	12	7	6
% av totalt utsläpp	11	7	9	5	4
UI	0,22	0,13	0,17	0,10	0,08

Sammantaget kan sägas att övergödningen är den mest betydande miljöaspekten för de studerade systemen och utifrån denna aspekt förordas Sjöstadssystem med köksavfallskvarnar (Sjöstad 2).

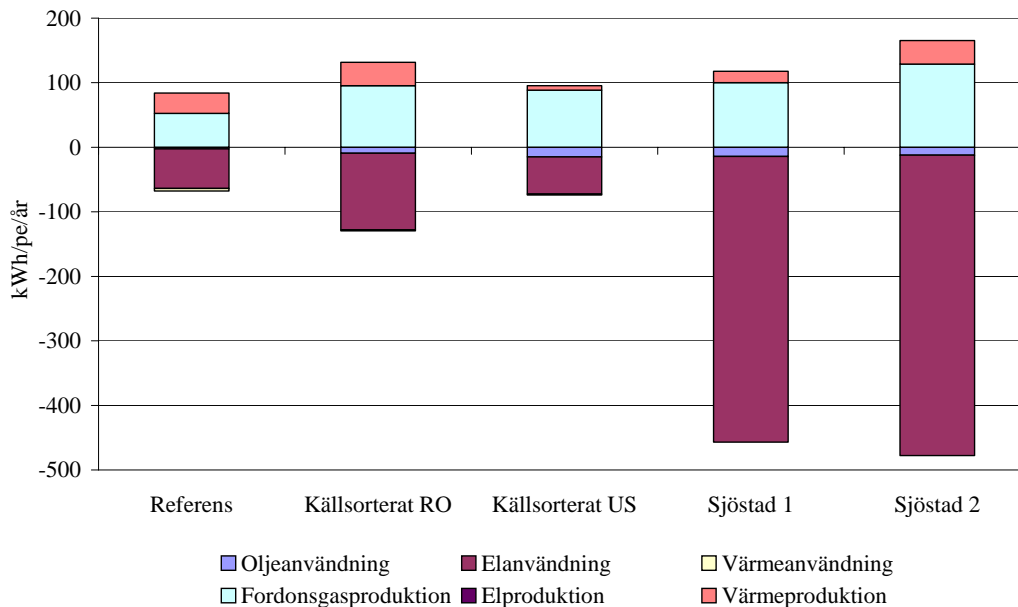
När det gäller miljöpåverkan bör även utsläpp av övriga miljöstörande ämnen som exempelvis tungmetaller och läkemedelsrester värderas. För närvarande finns endast data för vissa tungmetaller i URWARE, medan det helt saknas data för exempelvis läkemedelsrester. I denna systemanalys görs därför ingen jämförelse mellan systemen med avseende på dessa aspekter. Generellt gäller dock att system med låga utsläpp av övergödanden ämnen även har relativt låga utsläpp av miljöstörande ämnen och vice versa.

Exergianvändning

Användningen av högvärdig energi, exergi, är avsevärt större för Sjöstadssystemen jämfört med övriga system (Figur 26). Detta förklaras framförallt av den relativa höga elförbrukningen för den omvända osmosen.



Figur 26. Exergianvändning, kWh/pe/år, för bassystemet för de olika alternativen. Notera att produktion av biogas och värme ej beaktas med denna avgränsning.

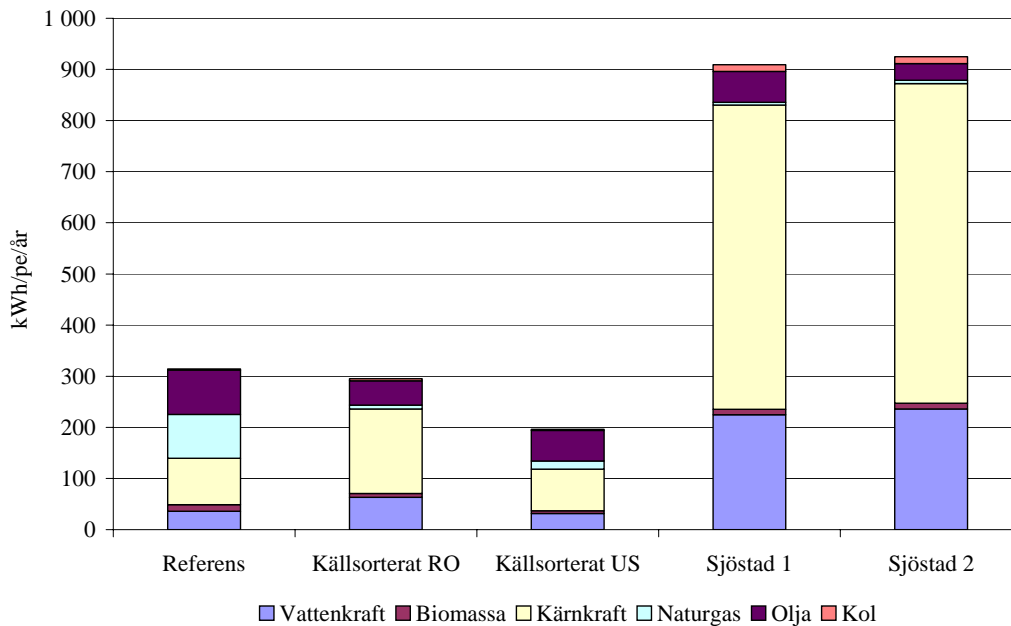


Figur 27. Exergianvändning, kWh/pe/år, för bassystemet för de olika alternativen fördelat på olika energibärare. Negativa värden anger förbrukning och positiva en "produktion". Observera att exergi som tillförs via avloppsvattnet inte redovisas i figuren.

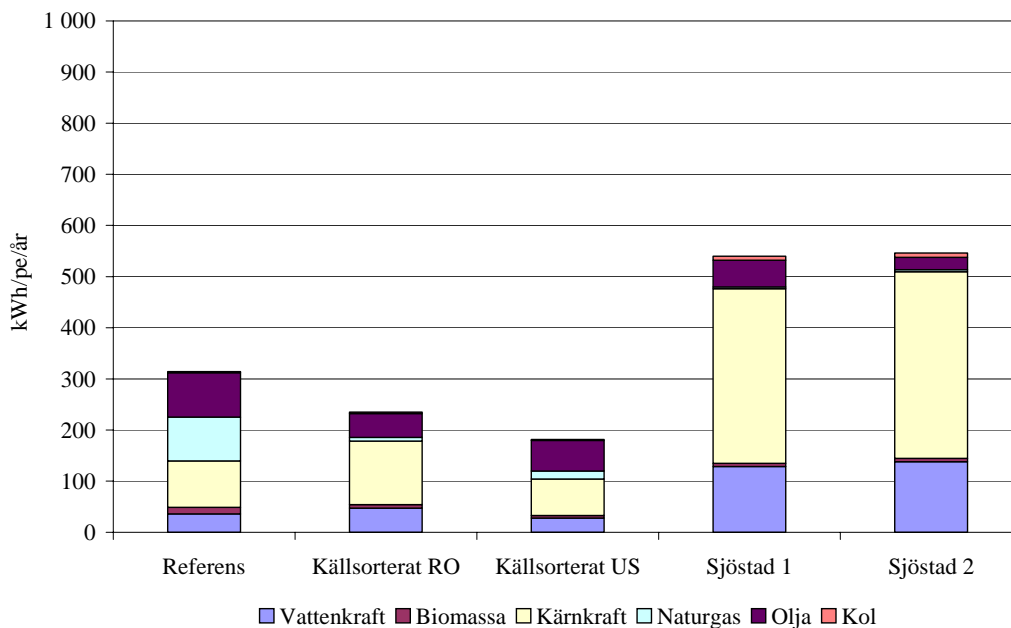
Figur 28 visar användningen av primärexergi om även kompensatoriskt och uppströms system inkluderas. I denna exergiförbrukning ingår el, värme och drivmedel från bassystem, produktionen av det som används i bassystemet (uppströms)¹⁶ samt kompensering för underskott av producerad exergi från externa källor. Denna figur visar att källsorterat system med urinsortering är fördelaktigast ur exergisynpunkt och att Sjöstadssystemen har den klart högsta exergiförbrukningen.

Figur 29 illustrerar effekten av en optimerad energianvändning för drift av AnMBR och RO. Den inbördes ordningen mellan alternativen påverkas ej, men skillnaden mellan exempelvis referensalternativet och Sjöstadssystemen blir väsentligt mindre.

¹⁶ I princip beaktas endast sådant som är systemskiljande. Produktion av sådant som förbrukas i samma mängd i samtliga system beaktas ej.



Figur 28. Förbrukning av primärenergi för utvidgat system vid en "realistiskt" bedömning av elanvändningen för AnMBR och RO.



Figur 29. Förbrukning av primärenergi för utvidgat system vid en "optimistisk" bedömning av elanvändningen för AnMBR och RO.

Utvinning av näringsämnen

Andelen kväve, fosfor och kalium som kan användas på jordbruksmark i de olika systemen redovisas i Figur 30. Sjöstadssystem med kompostering av organiskt material har den högsta andelen växtnäring till jordbruk, men skillnaden mot alternativ med köksavfallskvarnar är relativt liten. I systemet med

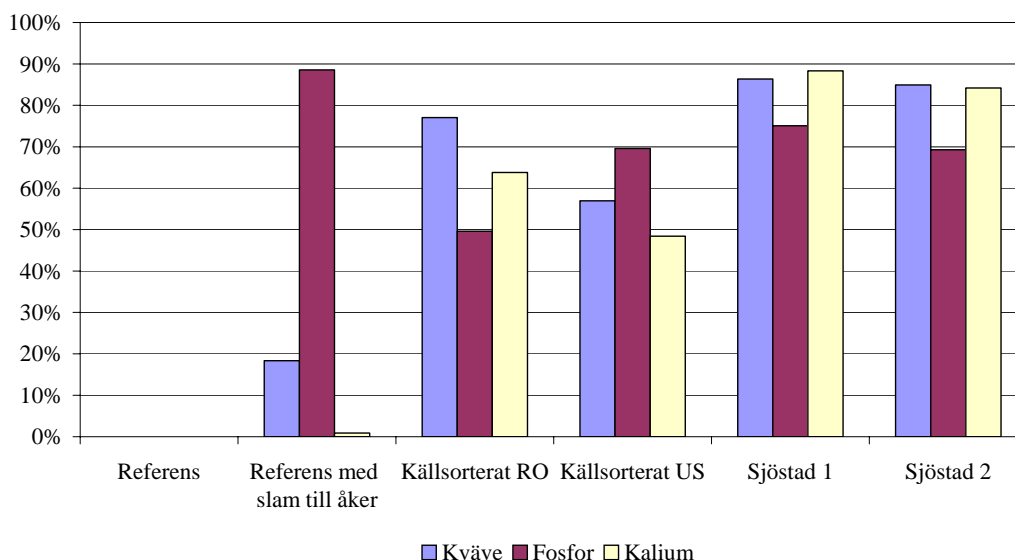
köksavfallskvarnar utvinns växtnäringen endast via en produkt, RO-koncentratet, som dessutom har ett lågt innehåll av tungmetaller. Om det är så att de mullbildande egenskaperna hos kompost inte är väsentliga kan Sjästadssystem med köksavfallskvarnar anses vara det mest fördelaktiga ur lantbrukets synpunkt (Broström, 2007).

För system med AnMBR underskattas troligtvis andelen fosfor som kan gå till jordbruk eftersom avskiljningsgraden i AnMBR antagits vara drygt 25 %, medan den i de flesta genomförda försök varit lägre. I försöken har det alltså varit en större andel av fosfor som går in till RO jämfört med vad som antagits i systemanalysen.

För referenssystemet antogs att slammet inte kommer att accepteras för jordbruksändamål utan kommer att användas som anläggningsjord. Om det istället antas att slammet kan användas inom jordbruket så blir den potentiella återföringsgraden av fosfor stor.

Bortsett från referenssystemet är andelen fosfor till jordbruk lägst för källsorterande system med RO. Enligt modellantagandena fastläggs en relativt stor andel av fosfor i AnMBR-slammet. Då AnMBR enbart belastas med avlopp från klosetter och köksavfallskvarnar blir metallmängden in till AnMBR väsentligt lägre än för Sjästadssystemen och det bör vara möjligt att ta till vara såväl slam som RO-koncentrat från detta system förutsatt att en relativt stor andel av fosfor fastläggs i slammet. Om både slam och koncentrat återförs kommer andelen växtnäring från det källsorterande systemet med RO bli i princip lika stor som för Sjästadssystemen.

Jämförelsen mellan systemen påverkas även av antagande kring fosformängden i BDT-vatten. Om fosfatfria tvätt- och diskmedel används sjunker fosforhalten avsevärt i denna avloppsfraktion och andelen fosfor som kan gå till jordbruk med de källsorterande systemen ökar. Jämförelsen skulle även kunna gjorts utifrån systemens ”kretsloppspotential”, det vill säga hur stor andel av växtnäringen från födan som kan återföras till livsmedelsproduktion. Används en sådan definition i strikt mening bör den växtnäring, framförallt fosfor, som finns i BDT-vattnet exkluderas eftersom denna till största delen har ett annat ursprung. Med en sådan definition blir ”kretsloppspotentialen” för de källsorterande alternativen mycket hög.



Figur 30. Andel av näringsämnena (%) som kan föras till jordbruksmark i de olika systemen.

Vid bedömning av hur stor andel av växtnäringen som kan föras till jordbruk bör även hänsyn tas till kvalitén på de olika restprodukterna. För att beskriva kvalitetsskillnaden redovisas Cd/P-kvoten för de olika produkterna i Tabell 18.

Tabell 18. Olika produkters kvalitet med avseende på kadmiuminnehåll samt hur stor andel av fosfor som återfinns i respektive produkt (simulerade värden).

	Ref.	Källsorterat RO		Källsorterat US		Sjöstad 1		Sjöstad 2
	Slam	Konc.	Slam ¹	urin	Slam ¹	Konc.	kom-post	Konc.
mg Cd/kg P	44	0,6	38	< 1	19	1,6	37	1,7
andel P till jordbruksmark, %	89	50	17	40	29	65	10	69

1) Slam från AnMBR

Samlad bedömning

Allmänt

De betygs-kategorier som inkluderas i denna sammanställning är övergödning, hushållning med växtnäring och exergianvändning. Motivet till detta urval är att övergödning är den enda miljöpåverkanskategori för $UI > 0,1$ för flera system. Då $UI < 0,1$ för övriga kategorier för samtliga system kan dessa anses vara fullt acceptabla (även om det naturligtvis finns utrymme för förbättringar).

Nedan görs ett försök att väga samman de olika delresultaten från miljösystemanalysen, men först görs en kort summering av respektive systems egenskaper ur miljö- och resurssynpunkt.

Referenssystemet.

Referenssystemet klarar dagens utsläppskrav men har högre utsläpp av eutrofierande ämnen än övriga system. Om så krävs går det emellertid genom processförändringar, inklusive ökad tillsats av kolkälla och fällningskemikalier, att ytterligare reducera utsläppen. Eventuellt kan det även vara nödvändigt att komplettera systemet med processteg för att minska utsläppen av andra miljöstörande ämnen.

Ur exergisynpunkt är systemet inte optimalt, framförallt beroende på att det är en relativt liten andel av den exergi som finns i inkommande avlopp som omvandlas till nyttigheter.

När det gäller hushållning av växtnäring har systemet en stor potential beträffande fosfor. Slam från referenssystemet är dock den produkt som har den högsta Cd/P-kvoten av samtliga produkter i Tabell 18.

Källsorterat system med RO

Systemet har cirka 40 % lägre utsläpp av eutrofierande ämnen än referenssystemet. Utsläppen domineras dessutom av utsläpp från BDT-vattenbehandlingen. Då RO är slutsteg för allt klosettavlopp kan antas att systemet är acceptabelt när det gäller utsläpp av läkemedelsrester, men de miljöstörande ämnen som finns i BDT-vattnet kommer troligtvis att släppas ut i samma omfattning som i referenssystemet.

Exergianvändningen för bassystemet, med grundantagandena, är cirka 80 % högre än för referenssystemet. Tas hänsyn till det totala systemets blir användningen av primärexergi något lägre för det källsorterande systemet. Med ett optimistiskt antagande blir minskningen cirka 80 kWh/pe/år.

Systemet har en god hushållning av den växtnäring som finns i klosettavlopp och kan dessutom generera en produkt som har ett mycket lågt innehåll av tungmetaller. Dock kommer den växtnäring som finns i BDT-vatten, främst fosfor, inte att föras till åker.

Källsorterat system med urinsortering

Systemet har drygt 20 % lägre utsläpp av eutrofierande ämnen än referenssystemet. När det gäller utsläpp av miljöstörande ämnen är en jämförelse med övriga system svår, men utsläppen bör rimligtvis vara lägre än för referenssystemet.

Ur exergisynpunkt är detta system det mest fördelaktiga och förbrukningen av primärexergi är nästan 120 kWh/pe/år lägre jämfört med referenssystemet.

Systemet har en god hushållning av den växtnäring som finns i klosettavlopp och kan dessutom generera en produkt, urin, som har ett mycket lågt innehåll av tungmetaller. Dock kommer endast 40 % av fosfor tas till vara för jordbruksändamål om endast urinen används. Tillvaratagande av slam från AnMBR är möjligt, men förutsätter användande av fällningskemikalier och kommer dessutom få en högre Cd/P-kvot. Vidare kommer den växtnäring som finns i BDT-vatten inte att föras till åker.

Sjöstadssystem

Systemen karaktäriseras av mycket låga utsläpp och att det är möjligt att nyttiggöra en stor andel av växtnäringen för jordbruksändamål via produkter med ett lågt tungmetallinnehåll. Systemen karaktäriseras även av en hög exergianvändning, en ökning med cirka 600 kWh primärexergi/pe/år jämfört med referenssystemet enligt grundantagandena. Om det ”optimistiska” antagandena infrias kommer ökningen att bli cirka 230 kWh/pe/år.

Sammanvägning av resultat

Betygssystemet baseras på en skala 0 – 10, där 10 är högsta poäng. För övergödning har beräkningen baserats på UI-värden enligt Tabell 17. Även för primärexergianvändningen har, relativt godtycklig, UI-värden beräknats¹⁷. En linjär betygsskala har använts där nollutsläpp eller ingen exergianvändning motsvarar betyg 10 och där utsläpp eller exergianvändning motsvarande UI = 1 ger betyg 0.

För att betydelsen av förändringar i exergianvändningen ska få ökad betydelse har även en skala där system med den lägsta användningen får betyg 9, den med högst betyg 3 och däremellan en linjär betygsskala.

För att värdera hushållning av växtnäring har hänsyn tagits till att framförallt fosfor är en begränsad resurs och får därför större genomslag. Vidare tas hänsyn till om systemet även återför föroreningar i form av tungmetaller (här har värdet på Cd använts). Det sammanviktade värdet, om hänsyn tas till kadmium, beräknas enligt:

$$\text{Betyg} = 10 * (3 * P_{\text{åker}} / P_{\text{in}} + N_{\text{åker}} / N_{\text{in}} + K_{\text{åker}} / K_{\text{in}} - 3 * Cd_{\text{åker}} / Cd_{\text{in}}) / 5$$

Om det kan anses att samtliga system, inklusive referenssystemet, levererar produkter där nivån av tungmetaller är acceptabelt används istället:

$$\text{Betyg} = 10 * (3 * P_{\text{åker}} / P_{\text{in}} + N_{\text{åker}} / N_{\text{in}} + K_{\text{åker}} / K_{\text{in}}) / 5$$

Betygen för respektive kategori återfinns i Tabell 19.

¹⁷ Användning av el och olja är ca 44 MWh/pe/år (Kärrman & Jönsson, 2001). Detta antas motsvara en primärexergianvändning på 66 MWh/pe/år. Vidare antas att en ”hållbar nivå” för exergianvändningen bör ligga på 22 MWh/pe/år.

Tabell 19. Betyg för samtliga system och kategorier.

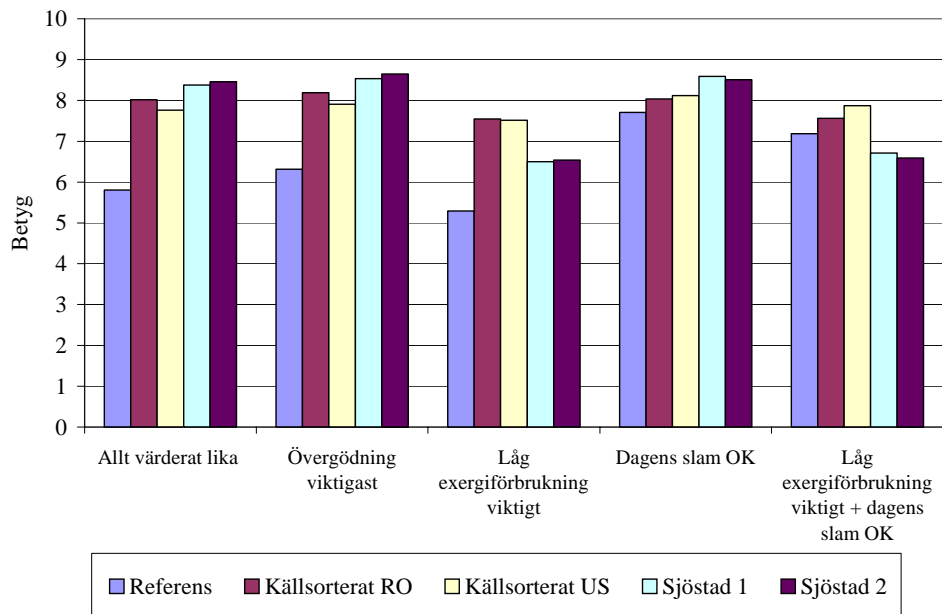
	Ref. med slam till åker	Ref.	Källsort. RO	Källsort. US	Sjöstad 1	Sjöstad 2
Övergödning	7,8	7,8	8,7	8,3	9,0	9,2
Hushållning av närsalter	0,3	0,0	5,7	5,2	7,4	7,4
Hushållning av närsalter, exkl. Cd	5,7	0,0	5,8	6,3	8,0	7,5
Exergi, baserat på UI	9,6	9,6	9,6	9,7	8,8	8,8
Exergi, relativt betyg	8,0	8,0	8,2	9,0	3,1	3,0

Vid summering av delresultaten har dessa viktats på två olika sätt. Vid den första viktningen får samtliga kategorier lika stor betydelse och i den andra viktningen står övergödning för 50 % av det sammanvägda värdet medan hushållning av växtnäring och exergianvändning står för 25 % vardera.

Därefter görs en sammanvägning där alla kategorier har samma vikt, men där betyget på exergi tillåts få större genomslag eftersom differensen mellan högsta och lägsta betyg ökar. Vidare görs en sammanvägning där det antas att föroreningsinnehållet i de olika närsaltprodukterna inte utgör något hinder för att använda dessa på åkermark. Slutligen görs en sammanvägning där alla kategorier viktas lika, men där exergianvändningen får större genomslag samt där samtliga produkter anses vara acceptabla för en långsiktig användning inom jordbruket.

Då exergianvändningen värderas med hjälp av ”unsustainability index” är Sjöstadssystemen de mest fördelaktiga och dessutom väsentligt bättre än referenssystemet om hänsyn tas till produkternas innehåll av kadmium (Figur 31). Premieras låg exergiförbrukning kommer de källsorterande systemen att vara mest fördelaktiga och även de är väsentligt bättre än referenssystemet om hänsyn tas till produkternas innehåll av kadmium. Om innehåll av kadmium inte beaktas blir skillnaden mellan systemen relativt liten. Om dagens slam anses acceptabelt för spridning på jordbruksmark och låg exergianvändning premieras är referenssystemet något bättre än ”Sjöstadssystemet”.

Vid tolkning av resultaten bör beaktas att det finns aspekter som inte tagits med i systemanalysen, till exempel användningen av syra för pH-justering. För pH-justering bör det emellertid vara möjligt att använda exempelvis salpetersyra, vilket innebär att det kväve som tillsätts via syran senare kan användas som gödselmedel. Detta medför att nettomiljöbelastningen för användning av syra bör bli relativt marginell eftersom salpetersyra används vid framställningen av mineralgödsel (Davis & Haglund, 1999). Behovet av syra kan dessutom reduceras väsentligt om ett nitrifikationssteg införs mellan AnMBR och RO. Detta innebär förvisso att energibehovet ökar, men som framgår av ”Funderingar kring en fullskaleanläggning” har troligtvis elbehovet för att driva den omvända osmosen överskattats i systemanalysen.



Figur 31. Sammanvägt betyg för respektive system utifrån olika viktningar.

Funderingar kring en fullskaleanläggning

Inledning

Ett av huvudsyftena med försöken var att se om utvärderade processlösningar kan användas i fullskala. En linje med en anaerob membranbioreaktor som kan behandla avloppsvattnet från Hammarby Sjöstad diskuteras och presenteras i detta kapitel. En del av försöksresultaten tolkas positivt för att få rimliga storlekar på både membranytor och den anaeroba reaktorn.

Anläggningen dimensioneras för 15 000 personekvivalenter (pe) vilket motsvarar belastningen från Hammarby Sjöstad.

Avloppsvatten

Sammansättningen på avloppsvattnet från Hammarby Sjöstad antas vara samma som i systemanalyserna. För 15 000 pe med 200 l/pe (3 000 m³/d) innebär det för de viktiga parametrarna (Tabell 20).

Tabell 20. Antagande för inkommande mängder till tänkt fullskaleanläggning.

Parameter	g/pe	kg/d
TS	144	2 165
TSS	66	996
VS	95	1 431
COD _{tot}	135	2 025
BOD ₇	73	1 094
N-tot	14	210
P-tot	2,1	32

Förbehandling

Inkommande avloppsvatten behandlas som i en konventionell reningsanläggning med sandavskiljning och partikelavskiljning i t.ex. en step-screen.

För att få in så stor del av det organiska materialet som möjligt till anaerob behandling finns flera alternativ för den efterföljande behandlingen:

1. Ett hydrolyssteg där en konad tank används. Syftet med denna tank är att partikulärt material ska sedimentera och genomgå en hydrolys. Tanken bör vara utrustad med en försiktig omrörning så att endast icke önskvärda partiklar sedimenterar och kan tas ut i botten. Eventuellt kan söndermalning av bottenfraktionen ske för att få ut maximal mängd organiskt material.
2. Ett annat alternativ är att ha en tank där hela mängden sönderdelas i en grotator eller tuggerpump. Då blir det mesta av materialet mer tillgängligt för biogasproduktion i reaktorn och membranbehandlingen underlättas. Denna tank bör också vara konformad så att tunga oönskade partiklar kan tas ut i botten. Även i denna tank är målet att erhålla en hydrolys för att underlätta och påskynda den anaeroba nedbrytningen i reaktorn.

3. Det tredje alternativet är att ha en konventionell försedimentering där avskilt slam transporteras till en rötkammare.

Anaerob reaktor

Efter förbehandling pumpas avloppsvattnet till den anaeroba reaktorn. Reaktorn dimensioneras för en COD belastning på 2 kg/m^3 reaktorvolym och dygn. Det antas att ca 2 000 kg COD per dygn kommer att belasta reaktorn som då bör ha en våt volym på $1\,000 \text{ m}^3$. Detta ger en uppehållstid på åtta timmar vilket är fullt tillräckligt om en slamhalt på 1,5-2 % hålls i reaktorn. Reaktorn ympas med slam från närliggande rötkammare.

Reaktorn ska vara försedd med toppmonterad omrörare. Det bör finnas någon typ av plåtar i reaktorns övre del för att få en lugn zon och därmed en viss avskiljning av slam i utgående vatten för att minska belastningen på VSEP-enheten.

Slamproduktionen vid behandling av 2 000 kg COD blir, enligt mätningar och beräkningar vid testkörningarna max 220 kg TS per dygn. Om slammet kan uppkoncentreras till 20-25 % i VSEP-enheten blir mängden överskottsslam max 1 m^3 per dygn. Inget slam tas ut under uppbyggnadsskedet dvs. före 1,5 % TS nåtts.

Reduktionen av COD blir ungefär 60-70 % vilket omvandlas till biogas i reaktorn. Om även slamfasen räknas in blir reduktionen ännu högre då en ackumulation sker i reaktorn. Vid mätningar av gasflödet har inte så stor gasproduktion kunnat påvisas. Detta diskuteras tidigare i rapporten. Här antas att 60 % av det organiska materialet reduceras och metanproduktionen är $0,35 \text{ Nm}^3/\text{kg COD}_{\text{reducerad}}$. Det betyder att drygt 400 Nm^3 metan bildas per dygn eller ca 4 000 kWh/d.



Figur 32. Rötkammare med volym $1\,000 \text{ m}^3$.

Filtrering

Utgående slamvatten från den anaeroba reaktorn pumpas genom ett filter för att avskilja större partiklar före VSEP-enheterna. Det avskilda slammet avvattnas ihop med avskilt material från förbehandlingen. Lämplig utrustning för filtreringen är en Roto Sieve med 0,6 mm hålstorlek (som är minsta tillgängliga hålstorlek).



Figur 33. Roto Sieve för filtrering av slam från reaktor.

VSEP-enheter

Vattnet pumpas efter filtrering vidare till VSEP-enheterna. Testerna har visat att ett flöde på $36,5 \text{ l/h/m}^2$ kan köras vilket skulle ge ett behov av $3\,400 \text{ m}^2$ vid flöde $3\,000 \text{ m}^3/\text{dygn}$. L-testerna har visat att drygt 2,5 gånger högre flöde kan köras vilket skulle ge en mer realistisk membranyta på $1\,325 \text{ m}^2$.

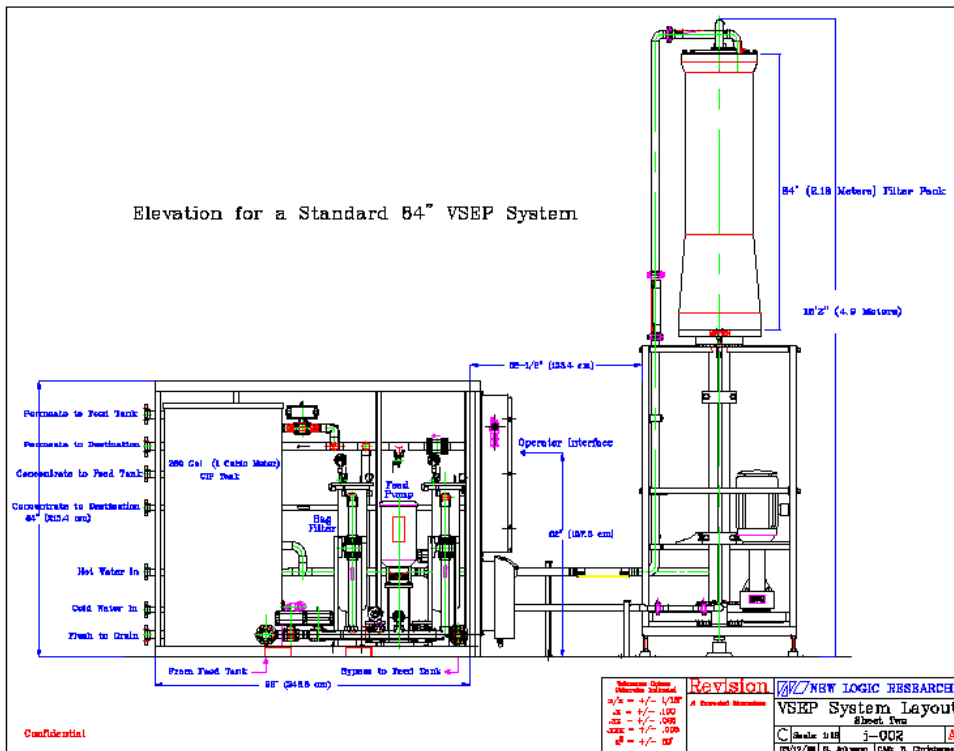
Det finns flera VSEP-modeller från New Logic och den som bedöms lämpligast är på 120 m^2 membranyta. Modellen kallas 84". Då skulle det behövas 12 VSEP-enheter. Man får räkna med att en är ur drift för rengöring eller underhåll. Membranen bör vara så täta att de minsta partiklarna inte sätter sig i hålen vilket innebär 10 gånger tätare än minsta partikel. Ett drivtryck på 4-5 bar krävs och energiförbrukningen blir då totalt $0,7 \text{ kWh/m}^3$ enligt New Logics beräkningar.

Koncentratet från VSEP-enheterna pumpas tillbaka till reaktorn. När överskottsslam ska tas ut körs mot stängd koncentratventil så att en förtjockning sker till 20-25 % TS.

Om konceptet med att ha en lugn zon i övre delen av reaktorn används, kommer slamhalten till VSEP-enheterna att bli lägre. På så sett kommer förhoppningsvis ett högre flöde att uppnås.



Figur 34. VSEP-enheter.



Figur 35. VSEP Modell 84"

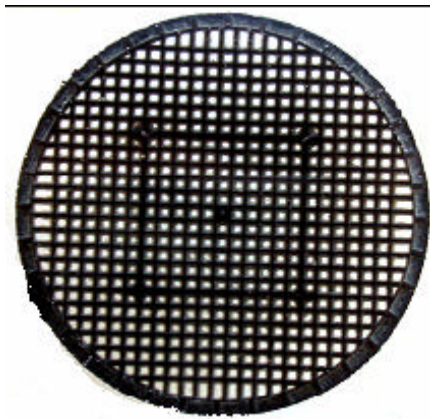
Permeatet ut från VSEP-systemet innehåller ungefär 90 % av ingående kväve. Halten är drygt 50 mg/l och 90-95 % är i form av ammonium. För att reducera alkaliniteten och COD mängden är det en fördel om ett nitrifikationssteg införs

efter den anaeroba behandlingen. pH värdet sänks till ca 6 och driften på RO-enheten underlättas då inte så mycket syra behöver användas i vattnet.

Totala kostnaden för installation av en VSEP-anläggning bedöms bli ca 20 miljoner SEK.

Nitrifiering

Om en reaktor med rörligt bärmaterial (MBBR, Moving Bed Biofilm Reactor) väljs för nitrifiering behövs ca 250 m³ vätskevolym med en fyllnadsgrad av 50 % med bärare Chip M. Denna bärartyp har en yta på 1 200 m²/m³.



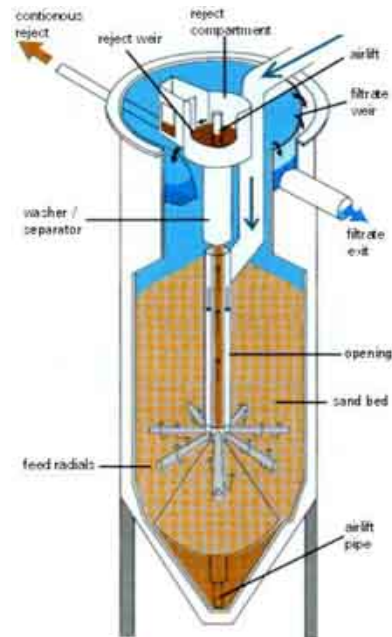
Figur 36. Bärare av typ Chip M..

Mikroorganismerna sitter på ytan i form av en biofilm. Slam behöver alltså inte recirkuleras.

Slamproduktionen vid nitrifieringen är mycket låg, ca 0,1 kg SS/kg N-NH₄ som nitrifieras. Dock kommer en del av återstående organiskt material att brytas ner och uppskattningsvis blir halten suspenderat material 10-15 mg SS/l efter poleringssteget.

Sandfiltrering

Det suspenderade materialet kan avskiljas i ett kontinuerligt sandfilter. Permeatet kommer då att vara relativt fritt från suspenderat material före inpumpning till RO-enheten.



Figur 37. Kontinuerligt sandfilter.

RO enheter

Det sista steget i anläggningen är en RO-behandling. Här kommer största delen av resterande COD, fosfor och kväve att avskiljas till en koncentrat som beräknas till 2 % av inkommande volym.

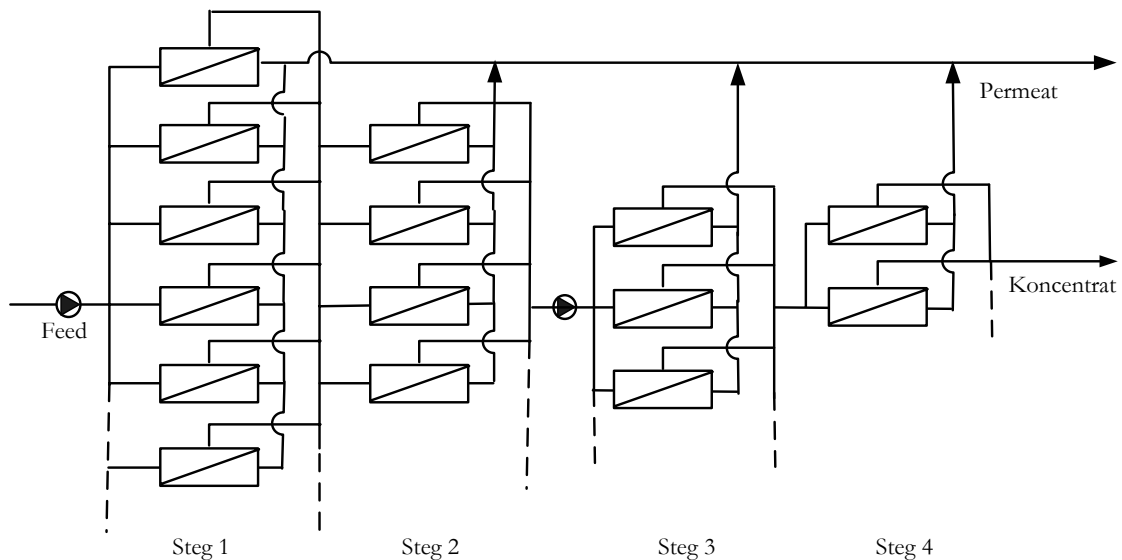
Vid RO-behandling filtreras vattnet genom täta membran med avskiljningsgrader för lösta salter på över 99 %. Vid filtreringen ska vattnet pumpas med ett visst flöde genom membranfiltreringsmodulerna för att uppnå tillräckligt "crossflow" över membranyrtorna samtidigt som pumpningen också ska ge ett tillräckligt filtreringstryck för att övervinna det osmotiska trycket för vattnet. RO-behandling är därför en relativt energikrävande behandling.

Energiförbrukningen vid membranfiltreringen definieras vanligtvis som kWh/m³ permeat ("renat vatten"), men den omfattar också energiinnehållet i koncentratet.

Vid RO-behandling av vatten med låga salthalter är det möjligt att använda "lågtrycks"RO-membran, exempelvis ULP (ultra low pressure) vid ett tryck på 5-15 bar.

För att minska energiförbrukningen för behandlingar med stor andel koncentrat tillämpar man alltmer återvinning av pumpenergin i koncentratet. Istället för att som tidigare reducera trycket med en reglerventil reduceras trycket exempelvis genom att koncentratet driver en turbin. Turbinen driver i sin tur en pump för inmatning av tillflöde till RO-behandlingen. Verkningsgraderna för dessa system anges vara upp mot 70 %.

Grundläggande för en låg energiförbrukning vid RO-behandling är att välja lämpliga membran och anpassa filtreringstryck efter den successivt ökande koncentrationen under behandlingen. Det kan se ut som i Figur 38.



Figur 38. Exempel på utformning av en RO-behandling.

Vattnet pumpas in till parallellkopplade tryckkärl med ett antal valt för att erhålla ett visst feedflöde in till varje tryckkärl. Vanligen innehåller tryckkärnen 3-6 membranmoduler i serie. Utgående flöde från steg 1, koncentratet, har nu minskat, beroende på hur stor mängd permeat som avleds. Koncentratet från steg 1 leds med bibehållet tryck in i steg 2, med ett färre antal parallellkopplade tryckkärl för att uppnå erforderligt feedflöde.

Vattnets strömning genom membranmodulerna medför ett tryckfall vilket gör att filtreringstrycket minskar. För att kompensera för detta och/eller för att öka erforderligt filtreringstryck, beroende på ökad koncentration, används ”booster”-pumpar mellan stegen.

Filtrat/permeatflödet relateras till membranytan och uttrycks som flux, $l/m^2/h$. Faktorer som har inverkan på flux är typ av vatten, förbehandling såsom förfiltrering, pH-justering, temperatur, filtreringstryck och uppkoncentreringsgrad, volymreduktionsfaktor (VRF).

Vattnet pumpas in till steg 1 bestående av 12 st parallella tryckkärl med vardera 3 st membranmoduler, sammanlagd membranyta $1\,330\,m^2$, med flödet $125\,m^3/h$ och trycket 12 bar. Koncentratet från steg 1 leds in till steg 2 bestående av 10 st tryckkärl. Trycket i koncentratet ut från steg 2 beräknas ha minskat från 12 till 9 bar. Innan koncentratet leds in till steg 3 höjs trycket med en boosterpump.

Sammanlagt behövs enligt denna beräkning 10 st steg med en feedpump och 4 st boosterpumpar. Trycket i det sista steget har antagits vara 40 bar.

Kapaciteten på membranen bedöms till ett flux på $30 - 15\,l/m^2/h$.

Uppkoncentreringsgraden bedöms till 50 gånger vilket innebär att cirka $60\,m^3$ koncentrat produceras per dygn.

I steg 1 och steg 2 beräknas det totala permeatflödet till ca $60\,m^3/h$. Pumpeffekten har beräknats till 55 kW vilket ger ett energibehov på $0,92\,kWh/m^3$ permeat. I de

sista stegen, steg 9 och 10, är energibehovet något över 1 kWh/m³. Sammantaget för hela behandlingen blir energibehovet ca 1 kWh/m³.



Figur 8. RO-anläggning från Mercatus

Kostnaden för 8" spiralelement har satts till 200 kr/m², vilket ger en membrankostnad på 1,3 miljoner SEK. Den totala anläggningskostnaden antas till 4 * membrankostnaden (tumregel), vilket ger en kostnad på 5-6 miljoner kr.

Energiförbrukning och kostnader

Det är de två membranenheterna som står för den huvudsakliga energiförbrukningen. Bedömningen är att den totala energiförbrukningen landar på ca 2 kWh/m³ vatten. Energin i gasen från den anaeroba reaktorn motsvarar 1,3 kWh/m³. Gasen kan användas för uppvärmning eller el-produktion. Mängden el som kan produceras motsvarar 0,5 kWh/m³. Mängden gas är för liten för att installera en gasreningsanläggning. Om anläggningen byggs på Henriksdal kan givetvis gasen köras tillsammans med den övriga gasen i uppgraderingsanläggningen.

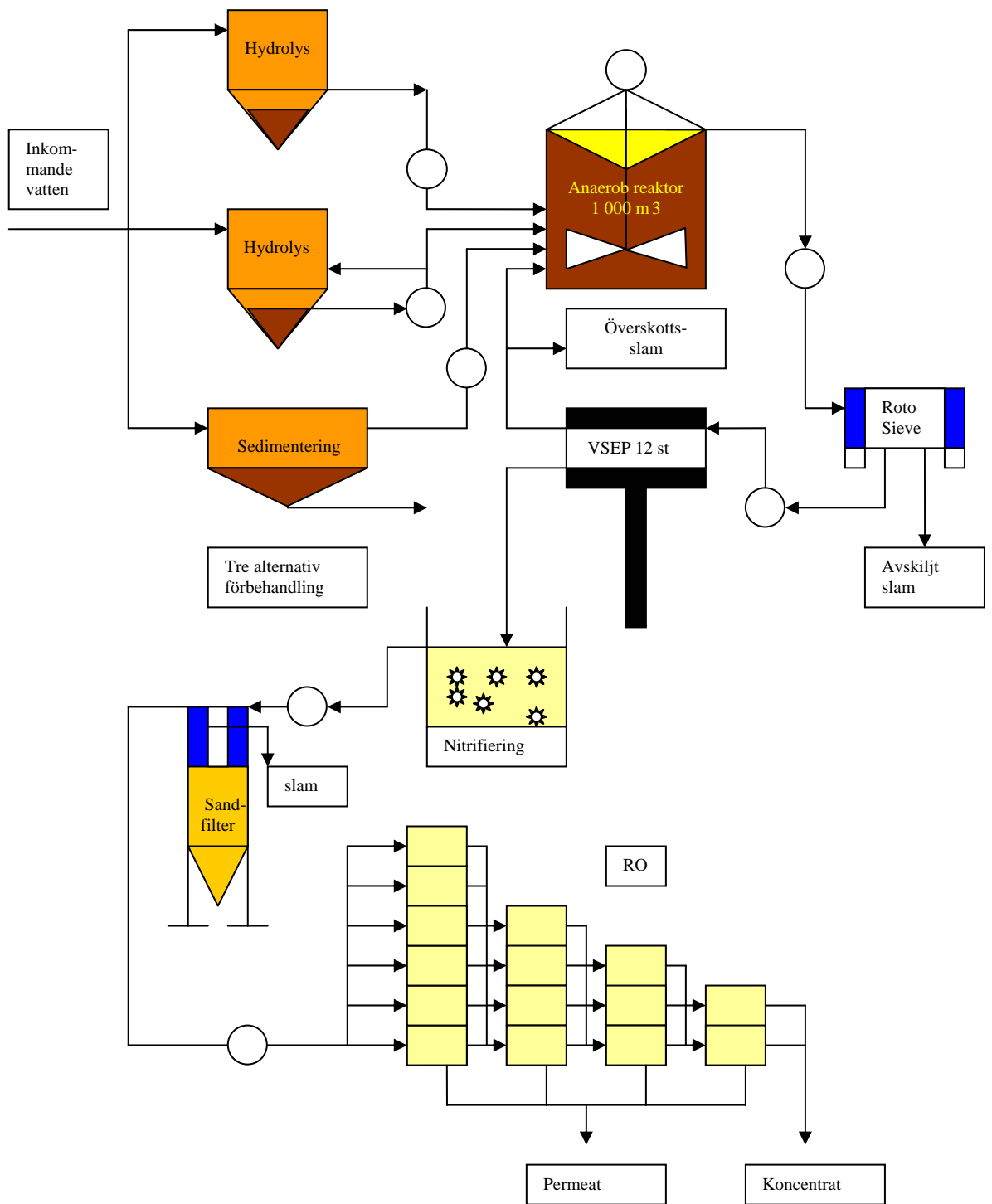
Investeringskostnaden för behandlingslinjen uppskattas till cirka 40 miljoner SEK. En stor andel av kostnaden utgörs av VSEP-enheterna.

Sammanfattning och slutsatser

Systemet som beskrivits är unikt när det gäller behandling av kommunalt avloppsvatten. Anaerob behandling är ett attraktivt behandlingssätt med låg energiförbrukning medan membranstegen är väldigt energikrävande i jämförelse med konventionell reningsteknik. Det är kravet på återvinning av kväve som gör att denna speciella teknik måste användas.

Det skulle givetvis gå att kombinera ett anaerobt steg med en biologisk kväveavskiljning och fällning av fosfor. Men då återvinns inte kvävet vilket är fallet med RO-koncentrering då koncentratet är en attraktiv gödningsprodukt.

Det måste nämnas att mängden koncentrat (gödningsprodukt) blir ca 120 m³/d. Denna mängd motsvarar mängden biogödsel (flytgödsel) från en stor biogasanläggning. Vid dessa anläggningar transporteras gödselprodukten till stora tankar under vinterhalvåret. Lantbrukarna hämtar sedan gödsel när spridning kan ske. Det hade varit attraktivt om ytterligare koncentrering av koncentratet kunde ske för att förenkla transporter och lagring.



Figur 39. Skiss på föreslagen anläggning.

Slutsatser

Den anaeroba processen fungerade bra under större delen av försöksperioden med en kontinuerlig gasproduktion då reaktorn var i drift. Reduktionsgraden med avseende på organiskt material över AnMBR har varit 90 % eller högre. Drygt 60 % av inkommande organiskt material omvandlas till biogas, men betydande andel kommer dock vid låga inkommande koncentrationer av organiskt material att följa med permeatet och måste utvinnas från detta. Den specifika elanvändningen är dock relativt hög och det krävs en inkommande halt på minst 400 mg COD/l för att AnMBR ska ge ett positivt utbyte med avseende på högvärdig energi.

Reduktionsgraden för hela systemet, det vill säga AnMBR och RO, var > 99 % för organiskt material och fosfor. För kväve var reduktionsgraden, då inte salpetersyra användes för pH-justering, 95 % eller högre.

För att undvika utfällningar i RO:n erfordras pH-justering. Sker pH-justering endast med syra erfordras upp till 1,5 mol H^+ /mol N_{in} , exempelvis 1,5 mol HNO_3 /mol N_{in} .

AnMBR tillsammans med RO kan ge en höggradig rening och producera en näringsrik produkt med lågt tungmetallinnehåll. Vid användning av RO-teknik blir dock energianvändningen mycket hög om inte inkommande mängder reduceras, genom exempelvis källsortering. Vid källsortering där klosettavlopp behandlas separat i AnMBR och RO medan BDT behandlas i konventionellt reningsverk blir den totala användningen av högvärdig energi, det vill säga om effekter av biogasproduktion och utvunnen växtnäring beaktas, lika låg eller lägre jämfört med dagens system.

Referenser

Andersson, K., Castor, M., 2005. Behandling av svartvatten och matavfall med anaerob membranreaktor och omvänd osmos. Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad - etapp 1, Projektpublikation nr 25. Stockholm Vatten rapport nr 22, november 2005.

Broström, U., 2007. Återföring av växtnäringsämnen från avloppsvatten till åkermark – en bedömning av intresset för nya näringsrika produkter. Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad - etapp 1, Projektpublikation nr 39. Stockholm Vatten rapport nr 2, januari 2007.

Carlsson, A., 2005. Avloppsvattenrening i anaerob membranbioreaktor med VSEPenhet - Sewage treatment in an anaerobic membrane bioreactor with a VSEP unit. Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad - etapp 1, Projektpublikation nr 21. Stockholm Vatten rapportnr 12, september 2005.

Davis, J., Haglund, C., 1999, Life Cycle Inventory (LCI) of Fertiliser Production – Fertiliser Products Used in Sweden and Western Europe. SIK-rapport No 654 1999. The Swedish Institute for Food and Biotechnology. Chalmers Environmental Science.

Edström, E. Nordberg, Å., Olsson, L.-E., and Hellström, D., 2001. Anaeroba processer - En förstudie för projekt Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad - etapp 1, Projektpublikation nr 2. Stockholm Vatten rapport nr 30 - 2001, Stockholm.

Eriksson, O., Frostell, B., Björklund, A., Assefa, G., Sundqvist, J.-O., Granath, J., Carlsson, M., Baky, A., Thyselius, L., (2002), ORWARE – a simulation tool for waste management, Resources, Conservation and Recycling, 36, 287-307.

Erlandsson, M., 2003. Miljöbedömningsmetod baserad på de svenska miljökvalitetsmålen – visionen om det framtida hållbara folkhemmet. IVL rapport B 1509.

Grundestam, J., 2006. Rening av avloppsvatten med anaerob membranbioreaktor och omvänd osmos - Wastewater treatment with anaerobic membrane bioreactor and reverse osmosis. Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad - etapp 1, Projektpublikation nr 29. Stockholm Vatten rapport nr 8, maj 2006. Examensarbete Uppsala Universitet UPTec W06 008.

Hellström, D., Hjerpe, M., Jönsson, H., Malmqvist, P.-A., Palmquist, H., 2004b. Implications of ecological sustainability for urban water management, VATTEN 60(1):33-41.

Hellström, D., Hjerpe, M., Van Moeffaert, D., 2004a. Indicators to assess ecological sustainability in the Urban Water sector - An assessment of the Urban Water programmes' criteria and indicators for analysis of ecological sustainability of urban water supply and wastewater systems, Urban Water rapport 2004:3.

Hellström, D., Kärrman, E., Rydhagen, B., Palm, O., 2004. Svartvattensystem i Hammarby Sjöstad? – Systemanalys och förslag på utformning av system, VATTEN 60(3):201-208.

Hessel, C., 2005. Avloppsvattenbehandling med anaerob membranbioreaktor – En jämförande systemanalys avseende exergi, miljöpåverkan samt återföring av närsalter. Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad - etapp 1, Projektpublikation nr 22. Stockholm Vatten rapport 11, augusti 2005. Examensarbete Uppsala Universitet UPTEC W05 034.

Jeppsson, U., Baky, A., Hellström, D., Jönsson, H., Kärrman, E., 2004. The URWARE wastewater treatment plant models. Urban Water Report 2004 -, Chalmers tekniska högskola, Göteborg, Sverige.

Johansson, E, Hellström, D., 1999, Swedish experiences with urine separating systems, Blackwell Wissenschafts-Verlag, ISSN 0043-0951, Berlin.

Judd, S., 2004. A review of fouling of membrane bioreactors in sewage treatment. *Water Science and Technology*. 49(2): 229–235.

Jönsson, H., Baky, A., Jeppsson, U., Hellström, D., Kärrman, E., 2005. Composition of urine, faeces, greywater and biowaste for utilisation in the URWARE model. Urban Water Report 2005-6, Chalmers tekniska högskola, Göteborg, Sweden.

Jönsson, H., Burström A., Svensson, J., 1998, Mätning på två urinsorterande avloppssystem – urinlösning, toalettanvändning och hemmavaro i en ekoby och i ett hyreshusområde, rapport 228, Inst. för lantbruksteknik, SLU.

Kieniewicz, A. (2006). A reverse osmosis (RO) plant for sewage treatment and nutrient recovery - the influence of pre-treatment methods, Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad - etapp 1, Projektpublikation nr 34, Stockholm Vatten rapport nr 17, oktober 2006.

Kärrman, E., Jönsson, H., 2001. Normalising impacts in an environmental systems analysis of wastewater systems. *Water Science and Technology* 43 (5): 293-300.

Kärrman, E., Olofsson, M., Persson, B., Sander, A., Åberg, H., 2001. Köksavfallskvarnar En teknik för uthållig resursanvändning En förstudie i Göteborg, RVF rapport 01:10, RVF Utveckling, RVF – Svenska Renhållningsverksföreningen

Lindblom, H., Hellström, D., 2007,. Behandling av svartvatten och matavfall med anaerob MBR och RO – utökade försök. Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad - etapp 1, Projektpublikation nr 40. Stockholm Vatten rapport nr 4, januari 2007.

Lindh, K., 2006, Rent avlopp Hammarby Sjöstad - En studie om avloppsvattnet från den miljöinriktade stadsdelen Hammarby Sjöstad och om information kan påverka hushållens bidrag av främmande ämnen till avloppet. Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad - etapp 1, Projektpublikation nr 28. Stockholm Vatten rapport nr 6, mars 2006.

Lingehed, I., 2006, Anaerobic digestion of sludge and concentrate produced by reversed osmosis - Results from Laboratory scale experiments at Skogaberg. Examensarbete, Umeå Univeristet.

Löfqvist, H., 2006. Environmental Systems Analysis of New Developing Wastewater Treatment - Local Solutions in Transition Areas. Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad - etapp 1, Projektpublikation nr 32. Stockholm Vatten rapport nr 15, oktober 2006.

Meins, T., 2005. Black Water recycling at Skogaberg - Optimization of VSEP RO settings in P-Recirculation-Mode Diploma Thesis. Göteborg Stad, Krestloppkontoret, Fachhochschule Lübeck - University of Applied Science.

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. The Fifth International Membrane Science & Technology Conference 2003.

RVF, 2005, Trender och variationer i hushållsavfallets sammansättning – plockanalys av hushållens säck- och kärlavfall i sju svenska kommuner, RVF rapport 2005:05, RVF Utveckling, RVF – Svenska Renhållningsverksföreningen.

Sundberg, T. (2006). Analys av system för rening av avloppsvatten i en anaerob membranbioreaktor. Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad - etapp 1, Projektpublikation nr 36. Stockholm Vatten rapport nr 19, oktober 2006

Welin, A. (2006). Sjöstadsverket Kontroll av gasmätare. SWECO, intern projekt rapport.

Wen C, Huang X, Qian Y. (1999) Domestic wastewater treatment using an anaerobic bioreactor coupled with membrane filtration. Process Biochemistry 35: 335-340.

Publikationslista

Följande rapporter har publicerats inom ramen för det genomförda projektet:

Andersson, K., Castor, M., 2005. Behandling av svartvatten och matavfall med anaerob membranreaktor och omvänd osmos. Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad - etapp 1, Projektpublikation nr 25. Stockholm Vatten rapport nr 22, november 2005.

Carlsson, A., 2005. Avloppsvattenrening i anaerob membranbioreaktor med VSEPenhet - Sewage treatment in an anaerobic membrane bioreactor with a VSEP unit. Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad - etapp 1, Projektpublikation nr 21. Stockholm Vatten rapportnr 12, september 2005.

Grundestam, J., 2006. Rening av avloppsvatten med anaerob membranbioreaktor och omvänd osmos - Wastewater treatment with anaerobic membrane bioreactor and reverse osmosis. Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad, etapp 1 - Projektpublikation nr 29. Stockholm Vatten rapport nr 8, maj 2006.

Hessel, C., 2005. Avloppsvattenbehandling med anaerob membranbioreaktor – En jämförande systemanalys avseende exergi, miljöpåverkan samt återföring av närsalter. Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad - etapp 1, Projektpublikation nr 22. Stockholm Vatten rapport 11, augusti 2005. Examensarbete Uppsala Universitet UPTEC W05 034.

Lindblom, H., Hellström, D., 2007,. Behandling av svartvatten och matavfall med anaerob MBR och RO – utökade försök. Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad - etapp 1, Projektpublikation nr 40. Stockholm Vatten rapport nr 4, januari 2007.

Sundberg, T. (2006). Analys av system för rening av avloppsvatten i en anaerob membranbioreaktor. Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad - etapp 1, Projektpublikation nr 36. Stockholm Vatten rapport nr 19, oktober 2006

Bilagor

Bilaga 1: Förteckning över viktiga händelser

Tid	Händelse
2004-03	Installation av anläggning
2004-06/08	Inympning av slam från en av Sjöstadsverkets rötkammare
2004-09	Ny matarpump av typ excenterskruvpump installeras.
2004-10	Försök med avlopp från Sjöstaden påbörjas
2004-12	Inympning av slam från en av Henriksdals rötkammare
2005-02	Okontrollerad tömning av slam från reaktorn på grund av att returslang lossnat. Detta berodde troligtvis på att högt tryck byggts upp i slang på grund av en kombination av dålig ventilreglering samt ispropp.
2005-03/04	Förberedelse av försök med klosettavlopp och matavfall. Ympning av reaktor, men måste göras om (se nedan) eftersom stor del av reaktorinnehållet töms ut på grund av ventilproblem
2005-05	Ny ymp från totalomblandad mesofil rötkammare för slakteriavfall, gödsel och slam (Nordvästra Skånes Renhållnings AB, Helsingborg).
2005-05/07	Försök med klosettavlopp och matavfall
2005-08	Viloperiod
2005-09	Filtrering av reaktorslam för att rensa ut de hår som orsakat driftsstörningar under föregående försöksperiod.
2005-09/10	L-test
2005-10/11	Anläggningen går med befintlig 0,05-stack (i väntan på leverans av ny stack).
2005-12	Membranbyte (från 0,05 till 0,45 um)
2006-01/02	Försök med avlopp från Sjöstaden. RO-körningar
2006-03/04	Förberedelse för membranbyte och svartvattenförsök. Belastning med avlopp från Sjöstaden.
2006-05/06	L-test
2006-06	Membranbyte, från 0,45 till 0,05 um, det vill säga byte till tidigare använda membran eftersom startrutin med visst drivtryck inte gått att säkerställa. Nya membran beställdes och planerades att installeras så fort startrutinen säkerställdes.
2006-06/07	Försök med klosettavlopp och matavfall. RO-körningar
2006-07/09	Reparation och underhåll av anläggningen. Inga försök.
2006-09/10	Försöksperiod med klosettavlopp och vassle

Bilaga 2: Tvättrutin VSEP

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 igensättning som uppstått. Den reversibla igensättningen 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 tvättank och det slam som finns i rörsystemet samlas upp i en hink för att återföras till den anaeroba reaktorn. En temperatur på 25°C har använts vid sköljning. Styrsystemet för anläggningen har en separat inställning för tvätt som kan liknas med recirkulationsläget, fast istället för att recirkulera koncentrat och permeat till reaktorn recirkuleras det till tvättanken. 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 igensättning som ska tvättas rent används antingen 50 % natriumhydroxid, vid ett pH mellan 11 och 12 för att få bort den organiska igensättningen, eller saltsyra som tar bort metallutfällning och kalciumkarbonat. Då tillsätts saltsyra tills ett pH på 1 - 2 nås. Tvätten pågår i cirka en halvtimme och följs av en sköljning med rent vatten för att bli kvitt tvättmedlet. Renvattenflödet mäts sedan vid cirka 25°C och 2,5 bar drivtryck. Detta utföres vid varje tvättillfälle och vid samma temperatur och tryck för att jämföra och kontrollera om renvattenflödet minskat sedan tidigare tvättar. Om det minskat skulle det kunna vara ett tecken på irreversibel igensättning.

Bilaga 3: Metallhalter i reaktorslam och permeat från AnMBR

Tabell 21. Metallhalter i reaktorslam och permeat från AnMBR samt reduktion över membranstacken.

	Försök 2			Försök 4			
	Slam	Permeat	Reduktion	Inkommande avloppsvatten ¹⁾	Slam	Permeat	Reduktion
	µg/l	µg/l	%	µg/l	µg/l	µg/l	%
Cd	<5	<0,01		0,15	19,5	<0.01	>99,95
Hg		<0,02		0,04	6,4	<0.1	>98.4
Pb	<50	<0,1		2,55	139	0,57	99,6
Cu	1200	6	99,5%	31	3030	<2	>99,93
Zn	8700	4	99,95%	87,5	13000	5	99,96
Ni	1500	14	99%	6,55	1955	3,7	99,8
Cr	2200	8	99,6%	2,95	3180	0,9	99,97
Ag		<0,02		0,6		<0.1	
Mo						<0.5	
As						0,9	
V						1,4	
Co	49	2	96%	1,25	70,5		
Mn	3400	53	98%	19,5	3200		
Fe		86		290			

1) Analyser på inkommande Sjöstadsvatten v4 - v6, 2006, när RO-försöket genomfördes under försök 4

Bilaga 4: Undersökning av anaerob aktivitet



Undersökning av anaerob aktivitet i slamprover från VSEP-reaktorn,
Hammarby Sjöstads Reningsverk

My Carlsson, Lars-Erik Olsson

2007-03-14

Inledning

Aktivitetstester har vid flera tillfällen utförts på slam från VSEP-reaktorn på Hammarby Sjöstads reningsverk. Syftet med dessa tester var att bestämma anaerob aktivitet i reaktorn. Ett aktivitetstest visar vilken aktivitet (hur snabbt gas börjar bildas och hur lång tid det tar innan allt substrat blivit gas) ett slam har under optimala anaeroba förhållanden, i detta fallet vid 19-21°C.

Tester har utförts vid följande tillfällen:

041001-041201

050124-050321

050504-050628

051027-051122

060221-060307

060821-060914.

Material och metoder

Slammet till testerna har tagits ut ur VSEP-reaktorn och skickats ner till AnoxKaldnes laboratorium i Lund.

I alla testerna har två olika lösningar beretts till respektive aktivitetstest. Den ena lösningen innehållande endast slam spätt med destillerat vatten, för att kontrollera hur mycket som finns kvar att bryta ner i cellinnehållet. Den andra lösningen innehåller även natriumacetat (NaAc) som substrat för att se vilken aktivitet som kan erhållas med ett lättnedbrytbart substrat under optimala förhållanden. En relativt låg belastning (0,5 g COD/g VS) har valts i alla tester för att garantera att aktiviteten inte hämmas av överbelastning.

Vid försökens början mäts pH, TSS och VSS i lösningarna. De olika lösningarna sätts som triplikat om 100 ml i 155 ml gastäta testflaskor (minirötkammare).

Testflaskorna förvaras under hela försöksperioden i rumstemperatur (20±1°C).

Under försöksperioden tas gasprover regelbundet ur flaskorna för att beräkna och mäta gasproduktion och metanhalt.

Analyser

Tabell 1 redovisar metoderna som använts för att utföra analyserna som presenteras i denna rapport.

Tabell 1. Metoder och standarder som använts för analyserna i denna rapport.

Analys	Metod/standard
Gas-sammansättning	GC-TCD
pH	SS 028122-2
TSS/VSS	SS 028113-1

Resultat

Resultaten från de olika aktivitetstesterna av slam från VSEP-reaktorn redovisas i Diagram 1-5. I en del fall görs jämförelser mellan tidigare tester för att få en bild av förändringen över tid. Kurvorna visar ackumulerad mängd metangas som produceras från tillsatsen av referenssubstrat. Teoretiskt kan 65 ml (52 ml i testen från februari 2006) metan produceras. Testet visar hur snabbt slammet reagerar. Vid test med ett rötslam med god aktivitet börjar gasproduktionen inom ett par dagar och avslutas inom 10 dagar. Detta gäller vid 37°C.

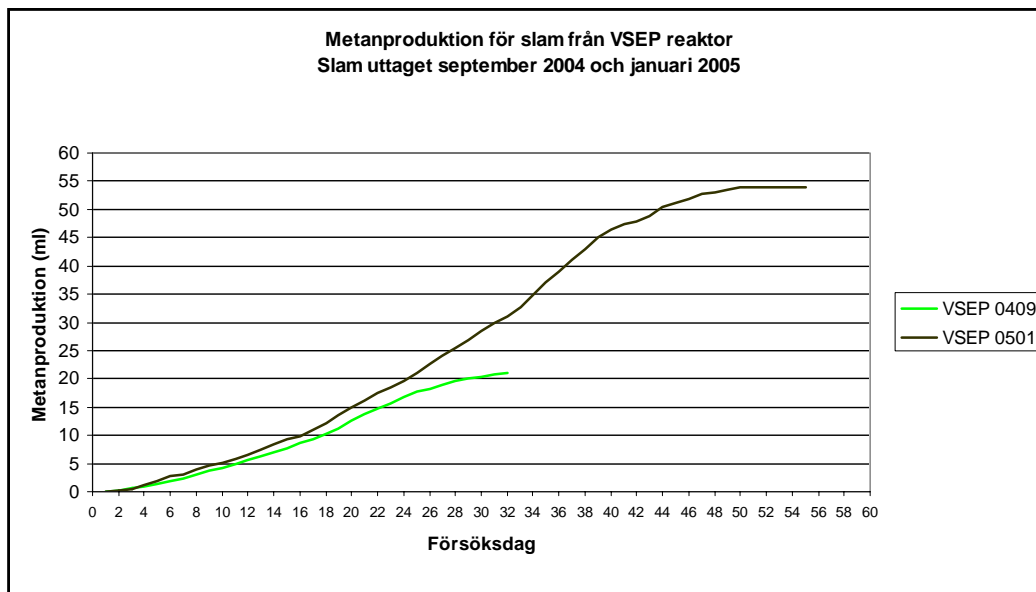


Diagram 1. Ackumulerad mängd metan från test i augusti-september 2004 och januari-februari 2005.

Slutsatser från de första aktivitetstesterna:

- Aktiviteten hos slammet vid 21°C är låg vid båda mättillfällena.
- När testen från september gjordes var slammet inte adapterat så en förbättring borde ha skett fram till januari men endast en liten aktivitetsökning kan utläsas.
- Nästa aktivitetstest utfördes i maj 2005. Nu hade en viss omympning skett så slammet var inte adapterat nu heller.

Diagram 2 visar metanproduktionen med slammet från maj 2005 i jämförelse med slammet från januari. De har väldigt lik aktivitet, vilken är dålig.

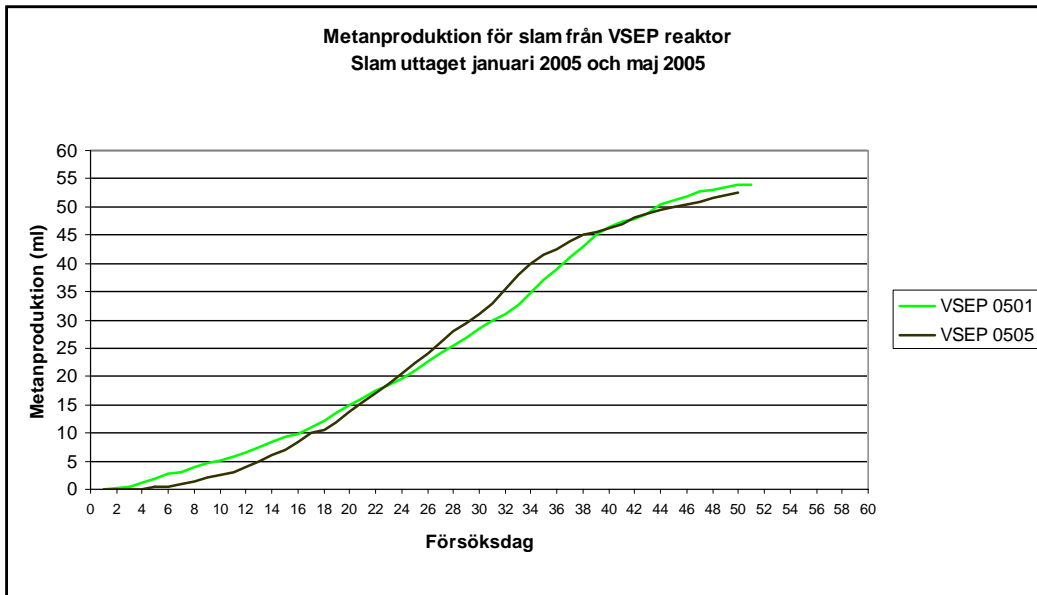


Diagram 2. Ackumulerad mängd metan från test i januari 2005 och maj 2005.

Slutsatser från denna aktivitetstest:

- Aktiviteten hos slammet från maj var låg men slammet hade precis tagits från en rötkammare som körs vid 37°C.
- Slammet kommer troligtvis att anpassa sig efterhand.
- I jämförelse med slammet från januari är likheten mycket stor.

Nästa aktivitetstest utfördes i oktober-november 2005.

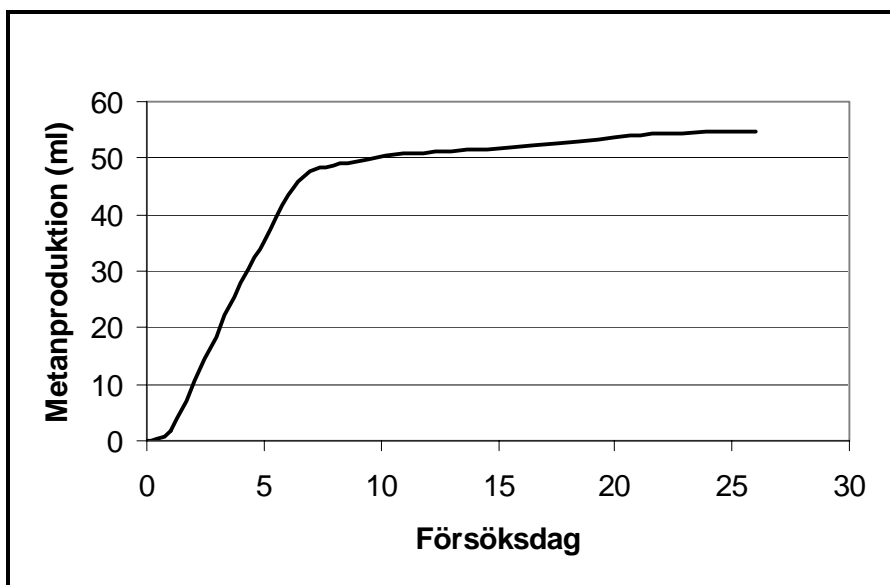


Diagram 3. Ackumulerad mängd metan från test i november 2005.

Aktiviteten är nu mycket högre vilket kan ses på att redan efter en dag bildas gas och efter 5-6 är all acetat förbrukad. Slammet är nu adapterat vid den låga temperaturen och fungerar bra.

Nästa test utfördes i februari-mars 2006. Diagram 4 visar resultatet.

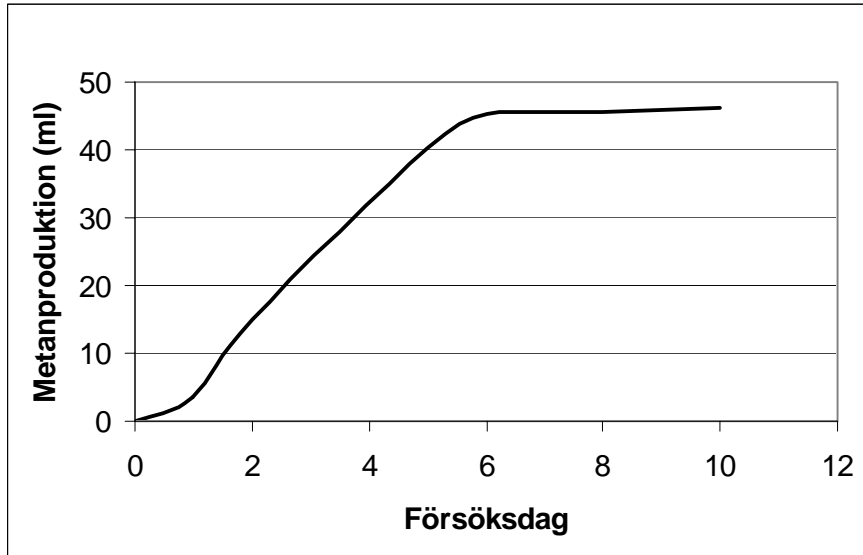


Diagram 4. Ackumulerad mängd metan från test 060221-060307.

- Metanproduktionen kommer också nu igång nästan omedelbart och avslutas snabbt.
- Aktivitetstestet visar att slammet från reningsanläggningen har godkänd anaerob aktivitet för den aktuella temperaturen; 0,1 g COD/g VSS/d.
- Aktiviteten i slammet är densamma som i november 2005.

Det sista aktivitetstestet utfördes i augusti-september 2006. Diagram 5 visar att aktiviteten är fortsatt hög. Det ska nämnas att testet i februari kördes med lägre tillsats acetat på grund av liten slammängd. Därför är slutmängden metan olika.

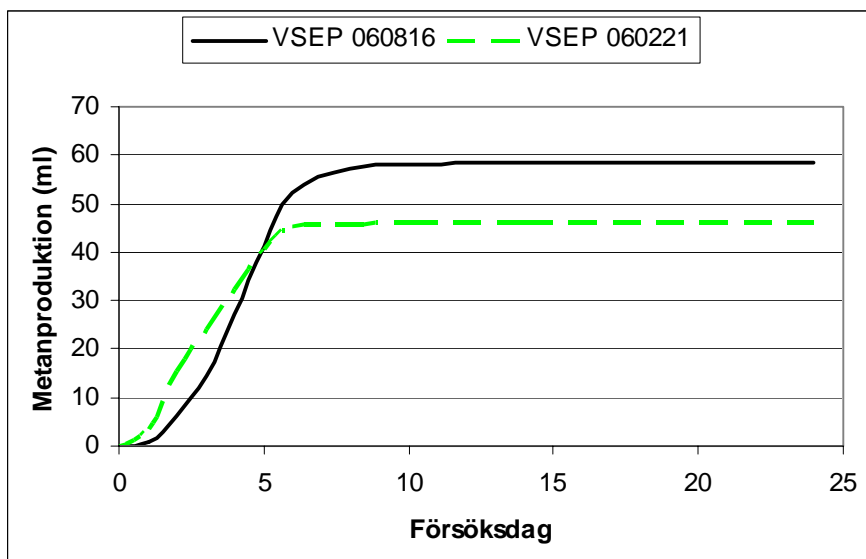


Diagram 5. Ackumulerad mängd metan från test i februari och augusti 2006.

Kurvan visar att metanproduktionen för slammet från augusti 2006 kommer igång nästan omedelbart och avslutas inom 7-8 dagar. Aktiviteten är i princip likvärdig med den aktivitet som uppmättes i slammet hämtat i februari.

Slutsatser

- Skillnaden under hela försöksperioden är slående. Aktiviteten har ökat markant från de första testerna till de sista.
- I de sista testerna kommer metanproduktionen igång nästan omedelbart och avslutas snabbt.
- Aktivitetstesterna från februari och augusti 2006 visar att slammet från reningsanläggningen har mer än godkänd anaerob aktivitet för den aktuella temperaturen.

Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad, etapp 1 – Projektpublikationer

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

Fortsättning innersidan



STOCKHOLM VATTEN AB, 106 36 STOCKHOLM
TELEFON 08-522 120 00 TELEFAX 08-522 120 02
E-POST: stockholm.vatten@stockholmvatten.se
www.stockholmvatten.se
BESÖKSADRESS: Torsgatan 26

- Nr 20 **Utvärdering av anaerob behandling av hushållspillvatten och tekniker för efterbehandling, examensarbete av Catharina Gannholm**
- Nr 21 **Avloppsvattenrening i anaerob membranbioreaktor med VSEP-enhet, examensarbete av Andreas Carlsson**
- Nr 22 **Avloppsvattenbehandling med anaerob membranbioreaktor – En jämförande systemanalys avseende exergi, miljöpåverkan samt återföring av närsalter, examensarbete av Cecilia Hessel**
- Nr 23 **Utvärdering av förfällning vid Sjöstadsverkets anaeroba UASB-linje, examensarbete av Mila Harding**
- Nr 24 **Utvärdering av fluidiserad bädd – kartläggning av orsaker till sandflykt, projektarbete av Jonas Karlsson**
- Nr 25 **Behandling av svartvatten och matavfall med anaerob membranbioreaktor och omvänd osmos, examensarbete av Karoline Andersson och Marie Castor**
- Nr 26 **Hammarby Sjöstads reningsverk - en praktikrapport, praktikarbete av Mila Harding**
- Nr 27 **Investigation of sludge treatment. Report from sludge line 2, projektarbete av Luiza Gut**
- Nr 28 **Rent avlopp. Hammarby Sjöstad. En studie om avloppsvattnet från den miljöinriktade stadsdelen Hammarby Sjöstad och om information kan påverka hushållens bidrag av främmande ämnen till avloppet, Karin Lindh**
- Nr 29 **Rening av avloppsvatten med anaerob membranbioreaktor och omvänd osmos. Wastewater treatment with anaerobic membrane bioreactor and reverse osmosis, examensarbete av Jonas Grundestam**
- Nr 30 **Utvärdering av behandling av hushållspillvatten med anaeroba reaktorer (UASB) och omvänd osmos för närsaltåtervinning och höggradig rening, examensarbete av Jessica Jansson**
- Nr 31 **Methane Dissolved in Wastewater Exiting UASB Reactors: Concentration Measurement and Methods for Neutralisation. Metan löst i avloppsvatten utgående från UASB-reaktorer: Koncentrationsmätning och metoder för neutralisering, examensarbete av Nils Brown**
- Nr 32 **Environmental Systems Analysis of New Developing Wastewater Treatment. Local Solutions in Transition Areas, examensarbete av Henrik Löfqvist**
- Nr 33 **Återvinning av fosfor från avloppsvatten som behandlas med biologisk fosforrening: En studie i att fälla ut struvit ur rejektivatten från rötat bio-P-slam, examensarbete av David Heldt**
- Nr 34 **A reverse osmosis (RO) plant for sewage treatment and nutrient recovery - the influence of pre-treatment methods, examensarbete av Anna Kieniewicz**
- Nr 35 **A rotary drum filter as pre-treatment for a membrane bioreactor - operation, evaluation and optimization, examensarbete av Katarzyna Karczewska**
- Nr 36 **Analys av system för rening av avloppsvatten i en anaerob membranbioreaktor. Analysis of systems for treatment of wastewater in an anaerobic membrane bioreactor, examensarbete av Tove Sundberg**
- Nr 37 **Kemisk fällning och flockning av avloppsvatten med flotation som förbehandling till omvänd osmos, examensarbete av Erik Larsson**

- Nr 38** **Utvärdering av omvänd osmos som slutsteg efter anaerob behandling i UASB-linje, praktikarbete av Hanna Lindblom, medförfattare Daniel Hellström**
- Nr 39** **Återföring av växtnäringsämnen från avloppsvatten till åkermark - en bedömning av intresset för nya näringsrika produkter, examensarbete av Ulrica Broström**
- Nr 40** **Behandling av svartvatten och matavfall med anaerob MBR och RO - utökade försök, praktikarbete av Hanna Lindblom, medförfattare Daniel Hellström**
- Nr 41** **Utvärdering av anaerob membranbioreaktor och omvänd osmos för utvinning av biogas och näringsämnen ur avloppsvatten från hushåll. Evaluation of Anaerobic Membrane Bioreactor and Reverse Osmosis for Methane Production and Nutrient Recovery by Treatment of Domestic Wastewater or Blackwater, slutrapport av Daniel Hellström, Andras Baky, Rune Bergström, Mats Ek, Lena Jonsson, Åke Nordberg, Lars-Erik Olsson**
- Nr 42** **Metan som kolkälla för denitrifikation. - Studie av fördenitrifikationsprocess efter anaerob behandling i UASB-reaktorer. Methane as a carbon source for denitrification. - A study of a preanoxic denitrification process after anaerobic treatment in UASB reactors, examensarbete av Maria Waller**