

Anaerob behandling av hushållsspillvatten och klosettavlopp blandat med organiskt hushållsavfall – resultat från Sjöstadsverket, Stockholm

Daniel Hellström

Lena Jonsson

Åke Nordberg

Lars-Erik Olsson



Svenskt Vatten Utveckling

Svenskt Vatten Utveckling (SV-Utveckling) är kommunernas eget FoU-program om kommunal VA-teknik. Programmet finansieras i sin helhet av kommunerna, vilket är unikt på så sätt att statliga medel tidigare alltid använts för denna typ av verksamhet.

SV-Utveckling (fd VA-Forsk) initierades gemensamt av Svenska Kommunförbundet och Svenskt Vatten. Verksamheten påbörjades år 1990. Programmet lägger tonvikten på tillämpad forskning och utveckling inom det kommunala VA-området. Projekt bedrivs inom hela det VA-tekniska fältet under huvudrubrikerna:

Dricksvatten
Ledningsnät
Avloppsvatten
Ekonomi och organisation
Utbildning och information

SV-Utveckling styrs av en kommitté, som utses av styrelsen för Svenskt Vatten AB. För närvarande har kommittén följande sammansättning:

Anders Lago, ordförande	Södertälje
Olof Bergstedt	Göteborg Vatten
Roger Bergström	Svenskt Vatten AB
Per Fåhraeus	Varberg
Carina Färm	Mälarenergi
Daniel Hellström	Stockholm Vatten AB
Mikael Medelberg	Roslagsvatten AB
Marie Nordkvist Persson	Sydvatten
Bo Rutberg	Sveriges Kommuner och Landsting
Ulf Thysell	VA-verket i Malmö
Susann Wennmalm	Käppalaförbundet
Einar Melheim, adjungerad	NORVAR, Norge
Peter Balmér, sekreterare	Svenskt Vatten AB

Författarna är ensamma ansvariga för rapportens innehåll, varför detta ej kan åberopas såsom representerande Svenskt Vattens ståndpunkt.

Svenskt Vatten Utveckling
Svenskt Vatten AB
Box 47607
117 94 Stockholm
Tfn 08-506 002 00
Fax 08-506 002 10
svensktvatten@svensktvatten.se
www.svensktvatten.se

Svenskt Vatten AB är servicebolag till föreningen Svenskt Vatten.

Rapportens titel:	Anaerob behandling av hushållsspillvatten och klosettavlopp blandat med organiskt hushållsavfall – resultat från Sjöstadverket, Stockholm
Title of the report:	Anaerobic treatment of domestic wastewater and blackwater mixed with organic household waste – results from Sjöstadverket, Stockholm
Rapportens beteckning Nr i serien:	2008-08
Författare:	Daniel Hellström, Stockholm Vatten AB, Lena Jonsson, Stockholm Vatten AB, Åke Nordberg, JTI, Uppsala, Lars-Erik Olsson, AnoxKaldnes AB, Lund
Projekt nr:	22-108
Projektets namn:	Utvärdering av anaeroba behandlingsprocesser för kommunalt spillvatten.
Projektets finansiering:	VA-Forsk, Statens energimyndighet, Stockholm Vatten AB och AnoxKaldnes AB.
Rapportens omfattning Sidantal: Format:	83 A4
Sökord:	Hushållsspillvatten, anaerob membranbioreaktor, UASB-reaktor, klosettavlopp, matavfall, närsaltåtervinning, omvänd osmos, metangas
Keywords:	Domestic wastewater, anaerobic membrane bioreactor, UASB reactor, blackwater, organic household waste, nutrient recovery, reverse osmosis, methane gas
Sammandrag:	Metangasproduktion och reningseffekt för en anaerob UASB-reaktor och en anaerob membranbioreaktor för hushållsspillvatten alternativt för klosettavlopp blandat med malt matavfall utvärderades. Omvänd osmos testades för att erhålla höggradig rening och utvinning av närsalter.
Abstract:	Methane gas production and effect of treatment for an anaerobic UASB reactor and an anaerobic membrane bioreactor for domestic wastewater alternatively for blackwater mixed with organic waste were investigated. Reverse osmosis was tested to receive a higher degree of treatment and nutrient recovery.
Målgrupper:	Fackfolk inom VA-branschen.
Omslagsbild:	Anaeroba försöksanläggningen i Sjöstadverket med från vänster de svarta UASB-reaktorerna, rötkamrarna och den fluidiserade bädden. Foto: Berndt Björlenius.
Rapporten beställs från:	Finns även att hämta hem som PDF-fil från Svenskt Vattens hemsida www.svensktvatten.se
Utgivningsår:	2008
Utgivare:	Svenskt Vatten AB © Svenskt Vatten AB

Förord

Utvärderingen av de anaeroba processerna har gjorts i samband med uppdraget att ta fram dimensioneringsunderlag för ett lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad. Uppförandet av försöksanläggningen finansierade i huvudsak av Stockholm Vatten och av det Lokala InvesteringsProgrammet (LIP). För utvärderingen av de anaeroba linjerna har bidrag erhållits från VA-Forsk (numera Svenskt Vatten Utveckling). Statens energimyndighet har bidragit med finansieringen av utvärderingen av den anaeroba membranbioreaktorn som även redovisas i denna rapport.

Projektledare var Daniel Hellström (SVAB) och projektgruppen bestod av Lars Bengtsson (SVAB), Lena Jonsson (SVAB), Jonas Karlsson (SVAB), Åke Nordberg (JTI), Lars-Erik Olsson (AnoxKaldnes) och Fredrik Petterson (SVAB). Till projektet adjungerades även examensarbetare och högskolepraktikanter:

Karoline Andersson, examensarbete, Lunds Tekniska Högskola
Jessica Bengtsson, examensarbete, Lunds Tekniska Högskola
Agnetha Bergström, praktik, Luleå Tekniska universitet
Ulrica Broström, examensarbete, Sveriges Lantbruksuniversitet
Nils Brown, examensarbete, Kungliga Tekniska Högskolan
Andreas Carlsson, examensarbete, Kungliga Tekniska Högskolan
Marie Castor, examensarbete, Lunds Tekniska Högskola
Maria Forsberg, praktik, Luleå Tekniska Universitet
Rasmus Fröhlich, praktik, Lübeck University of Applied Science
Catharina Gannholm, examensarbete, Uppsala Universitet
Jonas Grundestam, examensarbete, Uppsala Universitet
Luiza Gut, projektarbete efter examen, Kungliga Tekniska Högskolan
Mila Harding, praktik och examensarbete, Stockholms miljöcenter
Frida Hesselgren, examensarbete, Uppsala Universitet
Jonas Karlsson, projektarbete, Uppsala Universitet
Jessica Jansson, examensarbete, Mälardalens Högskola
Elin Larsson, praktik, Luleå Tekniska Universitet
Erik Larsson, praktik och examensarbete, Stockholms Miljöcenter
Hanna Lindblom, praktik, Luleå Tekniska Universitet
Fredrik Petterson, examensarbete, Kungliga Tekniska Högskolan
Jeanette Sipilä, praktik, Stockholms Miljöcenter
Ingemar Snell, praktik, Luleå Tekniska Universitet
Maria Waller, examensarbete, Linköpings Tekniska Högskola
Mikael Waltner, praktik och projektarbete, Stockholms Miljöcenter
Nils Zimmermann, praktik, Technische Universität Hamburg-Harburg

Miljösystemanalysarbeten med anknytning till projektet:

Cecilia Hessel, examensarbete, Uppsala Universitet
Henrik Löfqvist, examensarbete, Umeå Universitet
Joost Paques, examensarbete, Delft University of Technology
Tove Sundberg, examensarbete, Uppsala Universitet

Innehåll

Förord	3
Innehåll.....	4
Sammanfattning.....	7
Summary	8
1. Bakgrund.....	9
2. Syfte	10
3. Metod	10
4. Sammanfattning av resultat från litteraturstudie	11
4.1 Fluidiserad bädd.....	11
4.2 Upflow anaerobic sludge blanket (UASB)	12
4.3 Tvåstegskoncept	14
4.4 Kombinationsprocesser med membran	14
5. Anläggningsbeskrivning.....	15
5.1 Processlinje med UASB-reaktorer, biologisk efterbehandling, kemisk fällning och omvänds osmos	15
5.1.1 Allmänt	15
5.1.2 Dosering av fällningskemikalie och polymer.....	15
5.1.3 Försedimentering	16
5.1.4 UASB	16
5.1.5 Biologisk efterbehandling	17
5.1.6 Trumfilter	18
5.1.7 Sandfilter	19
5.1.8 Patronfilter	19
5.1.9 Omvänd osmos, RO	19
5.1.10 Slambehandling.....	20
5.2 Anaerob membranbioreaktor.....	21
5.3 Flotation och fluidiserad bädd	22
5.3.1 Flotation	22
5.3.2 Fluidiserad bädd	22
5.4 Flotation och RO.....	23
5.5 Provtagning och analys.....	23
5.5.1 Gas	24
6. Miljösystemanalys	24

7. Resultat och diskussion	25
7.1 Inkommande avloppsvatten	25
7.1.1 Hushållspillvatten	25
7.1.2 Klosettavlopp och matavfall	28
7.2 Anaeroba reaktorer	28
7.2.1 UASB-reaktorer (inklusive försedimentering)	28
7.2.2 Anaerob membranbioreaktor	42
7.2.3 Fluidiserad bädd	44
7.3 Metan löst i vatten	44
7.3.1 Allmänt	44
7.3.2 Utvinning och energiproduktion	44
7.3.3 Metan som kolkälla för denitrifikation	45
7.4 Biologisk kväveavskiljning efter anaeroba processer	45
7.5 Utvinning av närsalter genom omvänd osmos	47
7.6 Utvinning av fosfor genom kemisk fällning	50
7.7 Helhetsresultat	50
7.7.1 Flotation och RO	50
7.7.2 UASB-linje med biologisk kväve-reduktion och kemisk fosforfällning	50
7.7.3 UASB-linje med RO	51
7.7.4 Anaerob membranbioreaktor med RO – klosettavlopp och matavfall	52
7.7.5 Anaerob membranbioreaktor med RO – hushållspillvatten	52
8. Slutsats och diskussion	54
9. Referenser	56
Bilaga 1: Anaerob aktivitet i slam från UASB-reaktorerna	61
Inledning	61
Material och metoder	61
Analyser	61
Resultat	62
Aktivitetstest på granulerat slam från 2003	62
Aktivitetstest på slam från 040223	62
Aktivitetstest på slam från 051115	62
Aktivitetstest på slam från 061009	65
Aktivitetstest på slam från 070112	65
Slutsatser alla aktivitetstester	66
Bilaga 2: Analysdata från UASB-linje (urval)	67

Sammanfattning

Målsättningen var att hitta processlösningar som möjliggör en högre utvinning av närsalter från avloppsvatten och en större produktion av biogas jämfört med befintliga lösningar. Hushållsspillvatten som ej blandats med dag- eller dränvatten eller alternativt klosettavlopp blandat med malt organiskt hushållsavfall behandlades. Följande anaeroba processer utvärderades under längre perioder:

- UASB-reaktorer med tillhörande försedimentering.
- Anaerob membranbioreaktor (AnMBR).

Även andra anaeroba processkoncept testades under kortare perioder. För utvinning av närsalter testades omvänd osmos (RO) som sista behandlingssteg.

UASB-reaktorerna fungerade bra i temperaturspannet 16–30 °C och gav en COD-reduktion på 44–65 %. Med förfällningen var COD-reduktionen 66–78 %. Processen fungerade bra med hydrauliska uppehållstider ner till 2,5 h. Uppmätt specifik gasproduktion var lägre än förväntat och en betydande del av den producerade metangasen följde med utgående vatten. Tekniker för att extrahera den lösta metangasen är viktigt att utveckla för att undvika metanemissioner och öka energieffektiviteten.

AnMBR-reaktorn har vid driftstemperaturer på 21–26 °C gett COD-reduktioner över 87 %. Den hydrauliska kapaciteten begränsades av membranets filtrecapacitet, och den kortaste uppehållstiden som testades var 14 h.

RO-processen fungerade som koncept. Den ger höggradig rening och en produkt som bör vara ett attraktivt gödselmedel. Halterna av N, P och K låg på samma nivå som för källsorterad humanurin. Resultaten från utvinning av närsalter med RO visar att det är möjligt att nå en utgående halt på < 0,15 mg P/l och < 6 mg N/l vid behandling av hushållsspillvatten. Vid användning av RO-teknik blir dock energianvändningen mycket hög om inte inkommande flöden reduceras, genom t.ex. källsortering.

UASB-reaktorer, biologisk efterbehandling, filter och omvänd osmos skulle kräva en våtvolymer som är i samma storleksordning som en motsvarande aktivslamanläggning. Med en AnMBR och RO kommer den totala våtvolymer att bli väsentligt mindre än för en ”konventionell” anläggning baserad på aktivslamprocessen. Kostnaderna för membran medför att en sådan processlösning blir dyrare än ”konventionell” teknik. Kostnader för en anläggningskomponent för utvinning av den metan som är löst i vattenfasen tillkommer.

Resultaten visar att de studerade anaeroba processerna kan användas för behandling av hushållsspillvatten under svenska klimatförhållanden. Anaerob membranbioreaktor kan fungera för behandling av klosettavlopp blandat med malt organiskt hushållsavfall. Anaeroba processer kan kombineras med RO-behandling för att få en återvinning av de närsalter som finns i avloppsvattnet. Det går att få ett koncentrat med ett relativt högt växtnäringsinnehåll och lågt innehåll av tungmetaller. Om anaeroba processer och RO används tillsammans med system där klosettavlopp och BDT-vatten behandlas var för sig går det att reducera den totala användningen av högvärdig energi avsevärt jämfört med dagens system.

Summary

The aim was to find process applications that enable higher nutrient recovery from wastewater and larger biogas production compared to activated sludge processes. Domestic wastewater without storm water and drainage water or alternatively blackwater mixed with organic waste was treated. The following anaerobic processes were investigated during longer periods:

- UASB reactors after a primary settling tank.
- Anaerobic membrane bioreactor (AnMBR).

Other anaerobic processes were also tested during shorter periods. To recover nutrients reverse osmosis (RO) was tested as a final process step.

The UASB reactors functioned well in the temperature span of 16–30 °C and gave a COD reduction of 44–65 %. Including a primary settling tank the COD reduction was 66–78 %. The process functioned well with hydraulic retention times down to 2.5 h. Measured specific gas production was lower than expected and a considerable amount of produced biogas was dissolved in the effluent. Technology for extracting the dissolved gas is important to develop to avoid methane emissions and to increase efficiency of energy.

The AnMBR reactor has given COD reductions of > 87 % at the temperature of 21–26 °C. The hydraulic capacity was limited by the filtration capacity of the membrane and the shortest retention time that was tested was 14 h.

The RO process functioned as a concept. It gives a high degree of treatment and a product that could be an attractive fertilizer. The concentrations of N, P and K lie on the same level as source separated human urine. The results from recovery of nutrients with RO show that it is possible to reach an effluent concentration of < 0.15 mg P/l and < 6 mg N/l when domestic wastewater is treated. With RO technology the usage of energy becomes very high if the influent flow is not reduced.

UASB reactors, biological polishing, filter and reverse osmosis demand a wet volume in the same magnitude as a corresponding activated sludge plant. With AnMBR and RO, the demand of the total wet volume is decreasing considerably compared to a corresponding conventional activated sludge plant. The costs for membranes result in that such a process solution becomes more expensive than conventional technology. The cost for plant components for extraction of methane dissolved in the water phase will be added.

The results show that the studied anaerobic processes can be used for treatment of domestic wastewater under Swedish climate conditions. Anaerobic membrane bioreactors can function for treatment of blackwater mixed with organic waste. Anaerobic processes can be combined with RO treatment for recovery of nutrients from wastewater. It is possible to receive a concentrate with a relatively high content of nutrients for agricultural use and a low content of heavy metals. If anaerobic processes and RO are used together with systems where blackwater and greywater are treated separately, it is possible to considerably reduce the total usage of exergy compared to conventional systems.

1. Bakgrund

Bakgrunden till projektet var målsättningen att hitta lösningar som möjliggör utvinning av närsalter från avloppsvatten och en större produktion av biogas jämfört med befintliga lösningar. I befintliga reningsverk produceras biogas genom att röta det slam som bildas i avloppsvattenreningen. I detta projekt undersöktes möjligheterna att öka gasproduktionen genom att även behandla avloppsvattnet anaerobt.

Projektet ingick i Stockholm Vattens arbete med nya avloppslösningar för Hammarby Sjöstad. Hammarby Sjöstad är ett nytt bostadsområde under uppförande och då det är färdigbyggt kommer det att finnas 9 000 lägenheter med drygt 22 000 invånare (www.hammarbysjostad.se, 2005). För Hammarby Sjöstad finns ett miljöprogram med övergripande mål att Hammarby sjöstad ska vara dubbelt så bra vad gäller miljöpåverkan i jämförelse med normal nybyggnation. Miljömålen omfattar förbättringar för markanvändning, transporter, byggmaterial, energi, avfall samt vatten och avlopp. Inom vatten och avlopp görs försök med att utveckla ny teknik för vattenbesparing samt för att rena avloppsvatten. De uppsatta målen för vatten och avlopp är:

- Vattenförbrukningen (exklusive recirkulerat vatten) per personekvivalent ska minska med 50 % jämfört med genomsnittet för nyproduktion i innerstaden.
- 95 % av fosfor i BDT-vatten, urin och fekalier ska återföras till jordbruket.
- En livscykelanalys ska utföras för att avgöra lämpligheten ur energi och emissionssynpunkt av att återföra kväve till jordbruket.

- Avloppsvattnets innehåll av tungmetaller och andra miljöskadliga ämnen ska minska med 50 %.
- Dränvattnet ska kopplas till dagvattennätet.
- Avloppsledningarna ska vara helt täta.
- Allt dagvatten ska tas om hand lokalt.
- Kväveinnehållet i det renade avloppsvattnet från Hammarby Sjöstad ska ej överstiga 6 mg/l och fosforinnehållet ej 0,15 mg/l.

Dessa miljömål bedömdes inte möjliga att uppnås enbart med Henriksdals reningsverk och därför beslutades att planera för ett lokalt reningsverk i Hammarby Sjöstad. För att utvärdera teknik lämplig för detta reningsverk genomfördes litteraturstudier och de mest intressanta processlösningarna testades i pilotskala i Sjöstadsverket (lokaliserat inom området för Henriksdals reningsverk). Tanken var att resultaten och erfarenheterna från pilotförsöken skulle lägga grund för ett lokalt fullskaligt reningsverk för avloppsvattnet från Hammarby Sjöstad.

I Sjöstadsverket har fem olika processlinjer utvärderats. I denna rapport redovisas de processlinjer som hade anaeroba processteg för behandling av avloppsvattnet.

Kretsloppstanken har varit viktig för miljöinsatsen i Hammarby Sjöstad och därför har även processer för utvinning av näringsämnen, som sedan kan användas i jordbruket, ingått i de olika processlinjerna.

Även möjligheten att bygga ett separat insamlings- och behandlingssystem för klosettavloppsvatten och matavfall i Hammarby Sjöstad har utretts av Stockholm Vatten. Som en del i detta arbete testades olika behandlingstekniker för detta vid Sjöstadsverket (Hellström et al., 2004).

2. Syfte

Syftet var att utvärdera metoder för att anaerobt behandla olika typer av avloppsvatten. Kombinationen anaerob behandling och processer för återvinning av närsalter skulle undersökas. De avloppsvatten som behandlades var

- Hushållspillvatten som ej blandats med dag- eller dränvatten.
- Klosettavlopp blandat med organiskt hushållsavfall

3. Metod

Inledningsvis genomfördes en litteraturstudie för att välja ut olika anaeroba processer med hög potential att behandla spillvatten från Hammarby Sjöstad. Utifrån resultaten i litteraturstudien utformades förslag till olika processutformningar. Dessa förslag användes sedan som underlag för en teknikupphandling i slutet av 2001. Några direkta anbud beträffande de anaeroba processkomponenterna inkom emellertid inte utan direktupphandling blev nödvändig. Uppgifter om leverantörer av olika processkomponenter redovisas i samband med beskrivning av respektive processkomponent nedan.

Under 2002 och början av 2003 skedde installation och successivt idrifttagande av de processer som skulle utvärderas. Utvärderingen påbörjades hösten 2003 och avslutades våren 2007.

Efter avslutad litteraturstudie beslutades att följande processlösningar skulle utvärderas:

- Processlinje med UASB-reaktorer. Biologisk efterbehandling och omvänd osmos eller med biologisk kväveavskiljning och kemisk fällning för fosforrening.
- Processlinje med flotation och fluidiserad bädd. Efterbehandling med sandfilter och omvänd osmos.
- Anaerob membranbioreaktor och omvänd osmos.

4. Sammanfattning av resultat från litteraturstudie

Traditionella system för behandling av avloppsvatten från hushåll omfattar oftast en aerob behandling med aktivslamprocess i kommunala reningsverk efter att olika strömmar av avlopp blandats ihop. Vid konventionell behandling åtgår avsevärda mängder energi och samtidigt produceras stora mängder slam som måste stabiliseras. Det har varit svårt att finna avsättning för dagens slam inom jordbruket.

I jämförelse med konventionella system, samt mot bakgrund av behovet av ekologiskt hållbara behandlingstekniker, erbjuder anaerob behandling av avloppsvatten en rad fördelar:

- En ökad gasproduktion och ett minskat energibehov i reningsverket. Rening med anaeroba processer har potential att vara en "nettoproducent" av högvärdig energi.
- Betydligt mindre mängd överskottsslam produceras i jämförelse med aeroba metoder
- Slammet är väl stabiliserat
- Utformningen på reaktorn är relativt enkel

Anaerob behandling av kommunalt avloppsvatten tillämpas i många länder med tropiskt eller tempererat klimat, men processen har ej tillämpats i större skala i länder med kallare klimat (Edström et al., 2001). Oavsett klimat är det dock viktigt att den anaeroba processen betraktas som en förbehandling, vilket innebär att efterkommande behandlingssteg för reduktion av kväve- och fosfornivåer till godkända gränsvärden behövs. I många sammanhang behövs även en efterbehandling av det utgående vattnet med avseende på dess innehåll av organisk substans.

De krav som ställs på anaeroba system för att de skall vara lämpliga för behandling av avloppsvatten kan sammanfattas i följande punkter:

- Hög organisk belastning
- Kort hydraulisk uppehållstid
- Hög COD (BOD)-reduktion
- Hög tolerans för överbelastningar
- Lågt energibehov
- Hög tillförlitlighet
- Enkel drift och kontroll

En bra behandlingskapacitet är i princip en funktion av hög täthet och aktivitet av mikroorganismer, och bra omblandning och fördelning av flödet så att bra kontakt mellan substrat och mikroorganismer erhålls. Vidare är olika miljöfaktorer, såsom temperatur, pH och buffertkapacitet av stor betydelse. Temperaturen är en mycket viktig faktor för aktiviteten i samtliga biologiska system. Vid lågtemperaturbehandling krävs det därför större omsorg kring andra parametrar, framför allt sådana som kan styras med teknisk utformning, för att en god reningseffektivitet skall uppnås. Följande parametrar är viktiga:

- Hög retention av aktiv biomassa under höga flöden av avloppsvatten
- Bra kontakt mellan substrat (avloppsvatten) och mikroorganismer
- Hög omsättningshastighet och frånvaro av begränsningar i masstransport
- Den aktiva biomassan måste vara anpassad till substratet

Baserat på dessa parametrar har olika reaktorkoncept utvecklats under de senaste 20–30 åren för att möjliggöra anaerob behandling av avloppsvatten. I många sammanhang är det framför allt industriellt avloppsvatten som processerna utvecklats för och där har de också funnit sin största tillämpning. Dessa system går under beteckningen "high-rate anaerobic systems", med syftning på att driften kan ske vid betydligt högre belastningar och kortare uppehållstider än konventionella system. Samtliga system bygger på att maximera kvarhållandet av aktiva mikroorganismer i reaktorn, vilket innebär att man kan erhålla en betydligt högre SRT (solid retention time) i jämförelse med den hydrauliska uppehållstiden (HRT). Detta kan antingen ske med olika bärmaterial som i "anaerobic filters" (AF) och "fluidised/expanded bed" (FB/EB), eller genom att mikroorganismerna bildar granulerat slam med mycket goda sedimenteringsegenskaper som i "upflow anaerobic sludge blanket" (UASB)-reaktorer och "expanded granular sludge bed" (EGSB)-reaktorer.

4.1 Fluidiserad bädd

I en fluidiserad bädd tillsätts partikulärt material, till exempel sand, som bärmaterial. Mikroorga-

nismerna etablerar sig på dessa små partiklar och genom att skapa ett tillräckligt högt uppflöde så svävar partiklarna med mikroorganismerna och kommer på det sättet i kontakt med avloppsvattnet. Förhållandena för att erhålla en bra biofilm är liknande för anaeroba filter och expanderade/fluidiserade bäddar. En viktig aspekt är att utformningen av partiklarna inte begränsar diffusionen av exempelvis substrat. De bärrmaterial som skall användas bör ha en jämn partikelstorlek och ett jämnt utseende för att en jämn fluidisering skall kunna erhållas.

De största fördelarna med fluidiserade bäddar är deras förmåga till en hög reduceringskapacitet av COD samt att de klarar av stora svängningar i belastning. De klarar dessutom oftast av högre koncentrationer av suspenderad substans än andra reaktorkoncept. Ofta innebär de höga kraven på ett bärrmaterial med jämn storleksfördelning att de kan bli ganska dyra.

Sanz & Fdz-Polanco (1990) har genomfört försök i temperaturintervallet 10–15 °C vid en HRT på 1–3 h varvid en COD-reduktion på 10–75 % kunde erhållas. Choung & Jeon (2000) undersökte avloppsvatten från hushåll med uppehållstider på 0,25–2 h. Alderman m.fl. (1998) har i laboratorieskala gjort försök med en EB som legat till grund för en ekonomisk modellering. Vid 15 °C och en HRT på 19 h erhöles en COD-reduktion på 77 %. Vid motsvarande HRT och 10 °C erhöles 69 % COD-reduktion.

Sammanfattningsvis har temperaturer på ca 10–13 °C undersökts vid uppehållstider på 1–8 h. COD-halterna har varit från 130 till 5 000 mg/l och resulterat i en COD-reduktion på 50–98 % (Tabell 4-1).

4.2 Upflow anaerobic sludge blanket (UASB)

UASB-system bygger på att mikroorganismer aggregerar och växer som granulerat slam, vilket ger bra sedimenteringsegenskaper. Granulerna hålls på så sätt kvar i reaktorn trots höga flöden. Den turbulens som sker på grund av inflödet och gasproduktionen är tillräcklig för att skapa en god kontakt mellan mikroorganismer och avloppsvatten.

De största fördelarna med UASB-systemen är att det är enkla reaktorer utan dyra bärrmaterial och att det finns lång erfarenhet från praktisk drift. De största nackdelarna är kopplade till svårigheterna med att erhålla och vidmakthålla stabila granuler. Det finns också en viss känslighet för hydrauliska och organiska chockbelastningar eller för förändrad kvalitet på avloppsvattnet.

UASB är det anaeroba system som tillämpats i största utsträckning, framför allt i tempererade och tropiska klimat. Försöksverksamhet med UASB under låg temperatur har studerats framför allt i Holland (Lettinga m.fl., 1983; Grin m.fl., 1983; de Man m.fl., 1986). de Man m.fl. (1986) konstaterade att det går att erhålla en COD-reduktion på 46–60 % vid 10–18 °C med en uppehållstid på 9–16 h i försök med en 6 m³ UASB. Vid en uppehållstid på 14–17 h erhöles en COD-reduktion på 85–65 % vid 20 °C samt 70–55 % vid 13–17 °C (Lettinga m.fl. 1983). En kombination av UASB och en aerob efterbehandling (s.k. hanging sponge cubes) har undersökts av Agrawal m.fl. (1997a; 1997b). Vid 7–30 °C och en

Tabell 4-1 Försök med FB/EB-reaktorer på olika avloppsvatten vid låga temperaturer.

Substrat	Temp, °C	Reaktor-volym, m ³	COD _{in} , mg/l	BOD (COD _{sol}), mg/l	HRT, h	OLR ¹ , g COD/l,d	Reduktion, % COD	Referens
Syntetiskt	13–31	0,015	557/700		1/1,5		62/71	Maragno m.fl., 1992
Hushållsavf.	20	0,205	324–479	168–245	0,25–2			Choung & Jeon, 2000
Industriavf.	okänd	225+ 4*400	3800– 5000		5	16–21	50–60	Frankin m. fl. 1992
Industriavf.	okänd	125	1900– 4000	2500– 3500	3–8	8–30	95–98	Frankin m. fl. 1992
Syntetiskt	15–37	0,0005		210				Kida et al 1991
Kommunal	10	0,0005– 0,0015	130–650		1–3	3–30	70	Sanz & Fdz-Polanco, 1990
Kommunal	15	0,0005– 0,0015	130–650		1–3	3–30	75	Sanz & Fdz-Polanco, 1990

¹ OLR = Organic Loading Rate, det vill säga organisk belastning i förhållande till reaktorvolymen.

HRT på 7 h erhöles en COD-reduktion på ca 70 % som var jämnt fördelat över hela året. Barbosa & Sant Anna Jr G (1989) erhöles 74 % COD reduktion vid 18–28 °C med kommunalt avloppsvatten. Upp till 80 % COD-reduktion erhöles vid 10–20 °C då regn-vatten uteslöts från avloppssystemet (de Man m.fl. 1988)

Sammanfattningsvis har temperaturer på 9–30 °C undersökts vid uppehållstider på 2–44 h. COD-halterna har legat på 100–1 000 mg/l, med några få undantag, och resulterat i en COD-reduktion på 31–84 % (Tabell 4-2).

Tabell 4-2 Försök på hushålls/kommunalt avloppsvatten med UASB-reaktorer vid låga temperaturer.

Reaktorkoncept	Temp, °C	Reaktor-volym, m ³	COD _{in} , mg/l	HRT, h	Reduktion, % COD	Referens
UASB	9	0,0035	310	12	37	Bodik m.fl. 2000
UASB	15	0,0035	310	12	48	Bodik m.fl. 2000
UASB	13–25	0,0215	115–595	4–11	64–72	Uemura & Harada, 2000
UASB	7–18	0,12	100–900	4–14	45–72	de Man m.fl. 1986
UASB	18–28	0,12	627	4	74	Barbosa m.fl. 1989
UASB	12–18	0,12	420–920	32–40	48–70	Lettinga m.fl. 1983
UASB	18–20	0,12	248–581	12	72	Lettinga m.fl. 1983
UASB	12,5–19	0,75	363–666		30–60	Castillo m.fl., 1999
UASB + septic tank	11,7–13,8	1,2	821–1716	44,3–202	3,8–60	Bogte m.fl. 1993
UASB	10–18	6	100–900	9–16	46–60	de Man m.fl. 1986
UASB	20	6	100–900	24	70	Grin m.fl. 1983
UASB	20	6	100–900	8	75	Grin m.fl. 1983
UASB	11–19	20	100–900	6,2–18	31–49	de Man m.fl. 1986
UASB	>13	120	391	2–7	16–34	van der Last & Lettinga, 1992
UASB	7–27	336	205–326	12–42	31–56	Collivignarelli m.fl. 1991
UASB	10–30	4–2200		6–30	50–85	Monroy m.fl. 2000
UASB	16–23	67,5			74	Vieira, m.fl. 1992
UASB	18–25	600/300/300	563	6	68–74	Draijer m.fl., 1992
UASB	15–23	336	205–326	12–42	31–47	Collivignarelli m.fl.. 1990
UASB	20	8	210		64	Collivignarelli m.fl.. 1990
UASB	24	8	104		57	Collivignarelli m.fl.. 1990
UASB + Fluidized bed	23	8	185		44	Collivignarelli m.fl.. 1990
UASB	25	0,155	393	6	58	Machdar m.fl. 2000
UASB + 2 st. DHS ² , parallella	25	?	161		84	Machdar m.fl. 2000
UASB + 2 st. DHS i serie	25	?	161		81	Machdar m.fl. 2000
UASB + 4 st. LSDAF ³		18 + 4*0,0021		8	ca 85	Penetra m.fl. 1999
UASB	18–20	[2*0,042] + 0,0046	200–700	8/2	76	Sayed & Fergala, 1995
UASB + Anaerob Hybrid Reaktor	13	2*0,004	300–500	8	60–70 %	Elmitwalli m. fl. 1999
Förfällning + UASB	29–30	0,0012	268+/-44	2–3	> 70 %	Kalogo and Verstraete, 2000

² DHS – downflow hanging sponge.

³ LSDAF – laboratory dissolved air flotation, det vill säga försteg innan anaerob behandling.

4.3 Tvåstegskoncept

Vid behandling av avloppsvatten med en stor andel partikulärt material kan det vara fördelaktigt att tillämpa tvåstegskoncept (Seghezzo m.fl., 1998). I första steget ackumuleras det suspenderade materialet och hydrolyseras delvis för att kunna behandlas i andra steget. Suspenderat material som anrikas i första reaktorn måste dock avlägsnas som överskottsslam med jämna mellanrum. Detta kan dock i sin tur förhindra en aktiv metanogen mikroflora eftersom tillväxttakten hos dessa är låg. Speciellt vid låga temperaturer kan man förvänta sig en ackumulering av suspenderat material, eftersom hydrolysaktiviteten är låg. Under dessa förutsättningar kan det ackumulerade slammet behandlas i en konventionell röt-kammare. Wang (1994) har studerat en process med en så kallad sekventiell "Hydrolysis Upflow Sludge Blanket" (HUSB) med en efterföljande EGSB. I en separat tank skedde hydrolys av anrikat suspenderat material med en HRT på 2 dagar. Resultatet var 71 % COD-reduktion vid 15 °C och 77 % vid 12 °C. HRT för HUSB var 3 h och för EGSB 2 h. EGSB-reaktorn reducerade 32–60 % COD vid 9–21 °C. En liknande lösning har beskrivits av Corstanje (1996), där suspenderat material anrikas i en UASR (upflow anaerobic solids removal) reaktor. Här sker ingen hydrolys utan reaktorn fungerar endast som en effektiv sedimenteringstank. Sayed & Fergala, (1995) studerade två stegs UASB-system vid 18–20 °C med 8–16 HRT för första steget och 2 h för andra steget. COD-reduktion på 80 % erhöles. Elmitwalli m.fl. (1999) visade på försök med ett två-

stegskoncept med en anaerob hybridreaktor (filter/slam) med polyuretan som bärmaterial i ett första steg och med en UASB som andra steg. COD-reduktioner på 60–72 % erhöles med försedimenterade och icke försedimenterade avloppsvatten. Temperaturen var ca 13 °C och uppehållstiden 8 h totalt.

Kalogo & Verstraete (2000) har gjort laboratorieförsök med UASB och kemfällning i kombination. Både FeCl₃ och fröna från en tropisk växt, Moringa Oleifera, testades. Temperaturen var dock relativt hög, 30 °C, med en COD-reduktion på 55 % då FeCl₃ användes och 71 % då de tropiska fröna användes.

4.4 Kombinationsprocesser med membran

Anderson m.fl. (1986) testade tvåstegsrötning i kombination med membranfilter (MF, 90 mikron) på glukosvatten. HRT var 3–8 dygn vid 35 °C och en belastning på 1–12 kg COD/m³/d erhöles en COD-reduktion på 98–99,8 %. Baily m.fl. (1994) har testat kombinationen UASB och membranfiltrering vid en temperatur på 30 °C med syntetiskt avloppsvatten. COD-reduktion på 91–92 % erhöles då filter inte användes och 98–99 % då filter användes. Wen m.fl. (1999) testade en anaerob reaktor kombinerad med membran (porstorlek 0,03 µm) för behandling av spillvatten från ett universitet i Kina. Vid en temp på 14–25 °C och en HRT på 4–6 h erhöles en COD-reduktion på 97 % (84 % över reaktorn och 13 % över membranet), se Tabell 4-3.

Tabell 4-3 Försök med bioreaktor-membran på olika avloppsvatten vid låga temperaturer.

Reaktor-koncept	Substrat	Temp, °C	Reaktor-volym, m ³	COD _{in} , mg/l	HRT, h	Reduktion, % COD	Referens
2-steg + membran	Glukos	35	0,0025+0,010	2800–93800	72–192	>98 %	Anderson m. fl. 1986
UASB + membran	Syntetiskt	30	0,009	5000		> 91 % utan filter > 98 % med filter	Bailey m. fl. 1994
UASB + membran	Kommunal	18–28	0,12	627	4	74 %	Barbosa m. fl. 1989
Anaer. reaktor + membran	Spillvatten fr campus	14–25	0,018	100–2600	4–6	84 + 13 = 97 % (medel)	Wen et al 1999
Anaer. reaktor + membran	Spillvatten fr campus	> 20	0,018	100–2600	4–6	> 85 % över bioreaktorn	Wen et al 1999
Anaer. reaktor + membran	Spillvatten fr campus	< 15	0,018	100–2600	4–6	> 70 % över bioreaktorn	Wen et al 1999

5. Anläggningsbeskrivning

5.1 Processlinje med UASB-reaktorer, biologisk efterbehandling, kemisk fällning och omvänd osmos

5.1.1 Allmänt

Processlinjen utgörs av försedimentering, UASB-reaktorer, biologisk efterbehandling och trumfilter. Fällningskemikalie kan doseras före försedimentering och före trumfilter. Under vissa perioder har utgående vatten från trumfilter behandlats i sandfilter eller patronfilter och omvänd osmos (RO).

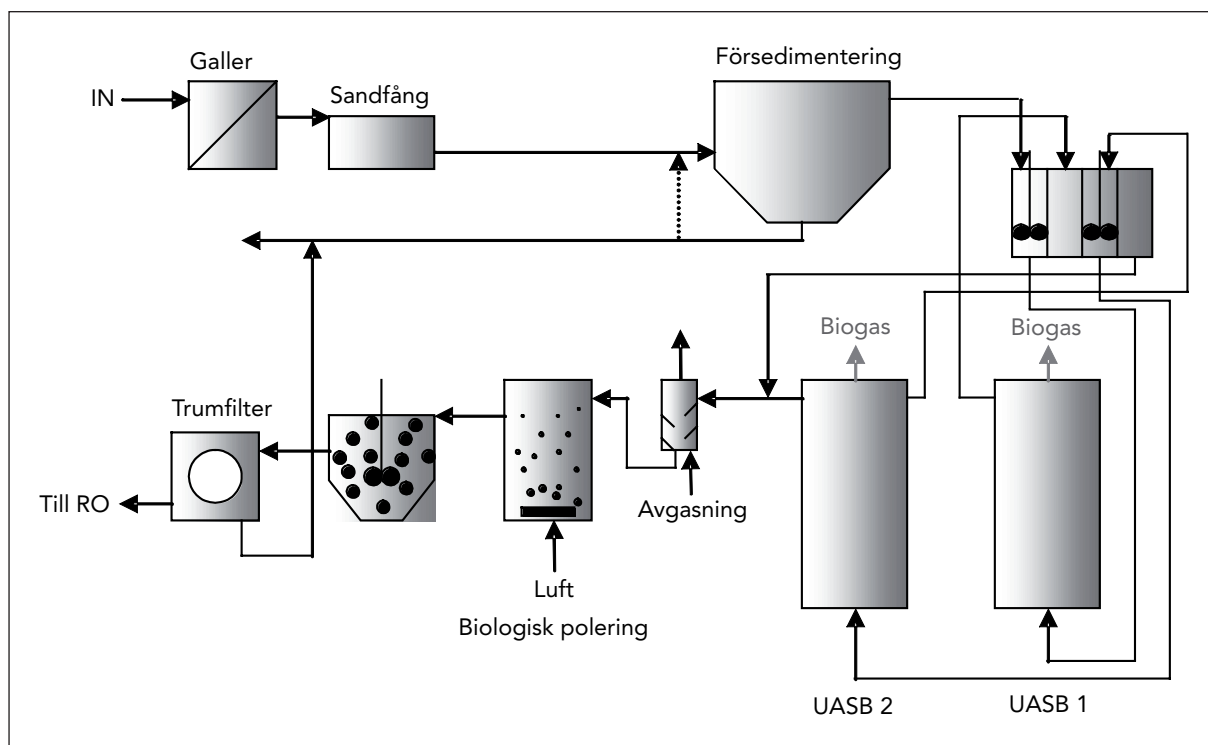
Den biologiska efterbehandlingen går att driva som ett kväveavskiljningssteg med nitrifikation och denitrifikation. Under en kortare period har utgående vatten från UASB-reaktorerna behandlats med biologisk kväveavskiljning och kemisk fällning för fosforreduktion (Gannholm, 2005) (Figur 5-1).

Slam från försedimenteringen förtjockas, rötas mesofilt och avvattnas genom centrifugering. Rejekt-

vatten från slambehandlingen har periodvis återförs till processen (före den biologiska efterbehandlingen). Slam från trumfiltret har periodvis gått till slambehandlingen och periodvis har slammet gått till avlopp. Slam från sandfiltret har, under de relativt korta perioder det varit i drift, gått till avlopp och har således inte belastat slambehandlingen.

5.1.2 Dosering av fällningskemikalie och polymer

Bengtsson (2004) testade och utvärderade ett antal fällnings- och flockningsmedel för att öka partikelavskiljningen i försedimenteringen. Resultatet från utvärderingen låg sedan till grund för valet av de kemikalier som sedan användes, nämligen PAX-XL36, Purfix 120 och PIX-111. PAX XL-36 är en så kallad polyaluminiumklorid. Purfix är en flockningskemikalie och består av potatisstärkelse och PIX-111 är en fällningskemikalie som består av järntriklorid. Ytterligare test med olika fällningskemikalier och doser för att få god fosforavskiljning över försedimenteringen gjordes av Harding (2005). Utifrån dessa försök valdes PIX-111 ut för försök i full skala. (Tabell 5-1)



Figur 5-1 Processlinje med UASB-reaktorer, biologisk efterbehandling, kemisk fällning och omvänd osmos. Slam från försedimentering och trumfilter behandlas i rötammare (Illustration: Nils Zimmermann).

Tabell 5-1 Användning av fällnings- och flockningsmedel i försedimentering i linje med UASB-reaktorer.

Period	Purfix 120	PAX-XL36	PIX-111	Kommentar
030911–031216	periodvis	periodvis	–	Inledningsvis utan flockningsmedel. PAX fungerade ej p.g.a. dåliga inblandningsförhållanden
031218–040322	35–40 mg/l	–	–	
040328–040826	25–35 mg/l	–	–	
040901–050508	ca 35 mg/l	–	–	
050509–050624	ca 35 mg/l	–	2–2,5 mol Fe/mol Pin	Försök med förfällning
050627–050915	ca 35 mg/l	–	Både vid försed. före trumfilter	Test med tvåpunktsfällning för kemisk fosforreduktion
050919–070430	–	–	–	Vassle tillsattes under en period för att öka den organiska belastningen på UASB-reaktorerna.

5.1.3 Försedimentering

Vätskevolym är 3,5 m³ varav konen (nedre delen av reaktorn) är 1,5 m³ och cylindern ovanför 2,0 m³ (Figur 5-2). Konen har höjden 1,6 m och cylindern ovanför höjden 0,7 m upp till vätskeytan och 0,8 m upp till metallkanten. Radien är 0,95 m och ytan är 2,8 m². Torrvolym 3,8 m³.

Primärslam leds till förtjockare och därefter till rötkammare, se avsnitt ”Slambehandling”.



Figur 5-2 Försedimentering.

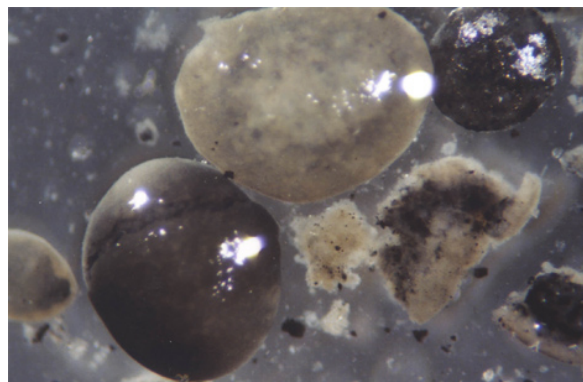
5.1.4 UASB

Vattnet från försedimenteringen leds vidare till den så kallade mixertanken för UASB-systemet. Från mixertanken kan avloppet fördelas till de båda UASB-reaktorerna (UASB 1 respektive UASB 2). Utgående vatten från UASB 1 leds tillbaka till mixertanken och blandas där med vatten från försedimenteringen. Detta vatten pumpas sedan till UASB 2

eller leds till utgående avlopp för hela UASB-systemet.

Det bör dock påpekas att mixertankens funktion i första hand är att möjliggöra olika belastningar på de olika reaktorerna. Genom mixertankens konstruktion kan de hydrauliska belastningarna varieras individuellt för respektive reaktor. I de försök som genomförts inom detta projekt har fokus dock varit på två olika driftfall, nämligen seriedrift respektive ”semiparallell” drift som innebar att den organiska belastningen var ungefär lika stort på respektive reaktor.

I UASB-reaktorerna sker nedbrytning av organiskt material med metan och koldioxid som slutprodukter. En UASB-reaktor är utformad så att avloppsvattnet strömmar in i nedre delen av reaktorn och strömmar uppåt igenom en bädd av slamgranuler. Slamgranulerna består av de anaeroba mikroorganismerna som fäst till varandra och bildat granuler (Figur 5-3).



Figur 5-3 Granulerat slam från UASB-reaktor.

Gasproduktionen och det uppåtriktade flödet bidrar till att skapa turbulens och omblandning och därmed en bra kontakt mellan mikroorganismerna



Figur 5-4 Foto UASB-reaktorer med mixertanken i förgrunden. Foto Frida Hesselgren.

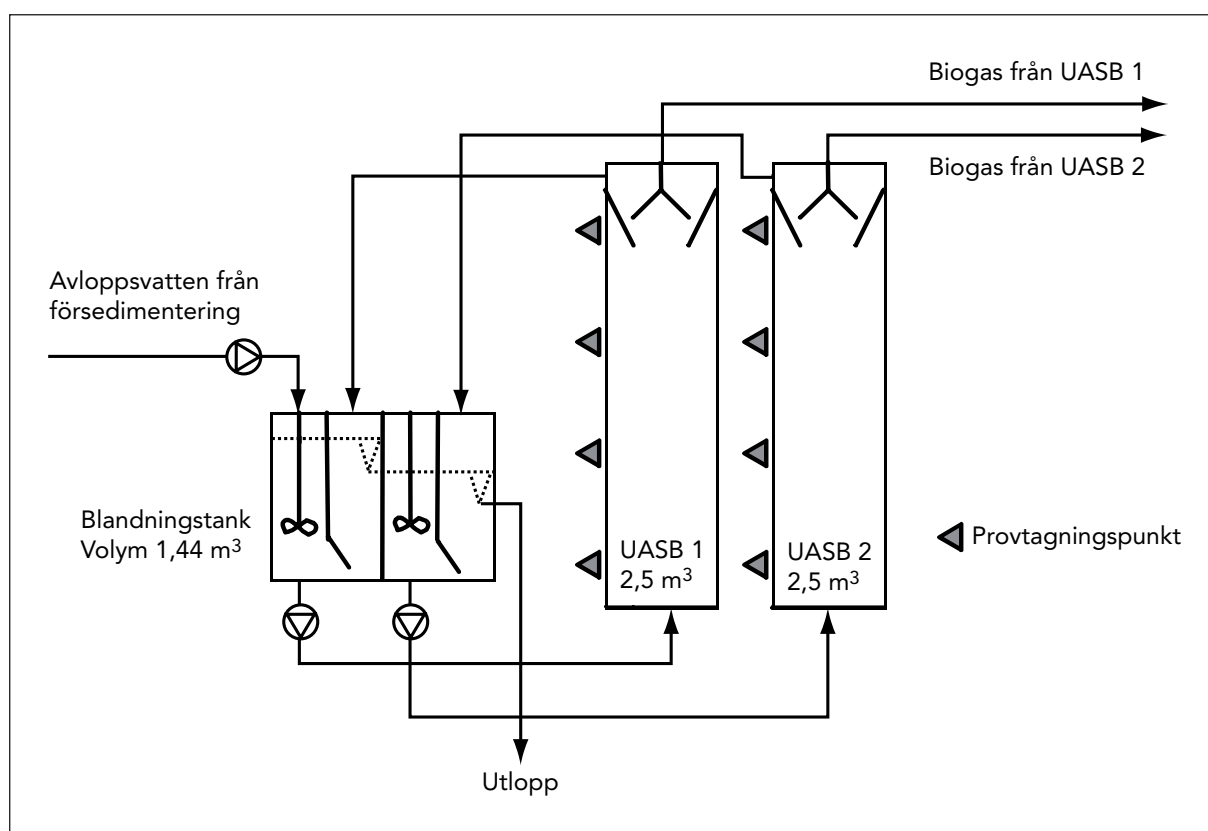
och substratet. Granulerna har en förhållandevis hög sedimentationshastighet, vilket gör att de kan stanna kvar i reaktorn även vid höga flöden. I toppen av reaktorn separeras det renade vattnet från den bildade gasen och slammet.

De båda reaktorerna, UASB 1 och UASB 2, är lika stora. Respektive reaktor har en vätskevolym på $2,5 \text{ m}^3$, en vätskehöjd på $3,95 \text{ m}$ och en tvärsnittsarea på $0,64 \text{ m}^2$. Torrvolymen är $3,3 \text{ m}^3$. Total vätskevolym är således cirka 5 m^3 (Figur 5-4, Figur 5-5).

UASB-systemet levererades av Nordcap (Nordcap International Svenska AB) och TNW Group from Holland. Dessa företag är specialiserade inom membranteknik och anaerob vattenrening.

5.1.5 Biologisk efterbehandling

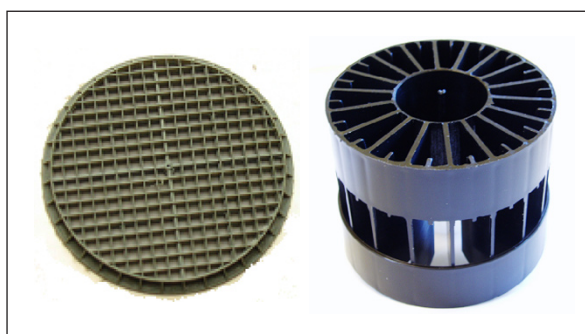
Efter den anaeroba behandlingen är största delen av kvävet i ammoniumform. För att biologiskt kunna avskilja kvävet krävs först nitrifiering av ammoniumkvävet och sedan denitrifiering av det bildade nitratkvävet till kvävgas.



Figur 5-5 Skiss över UASB-systemet (Illustration: Frida Hesselgren).

Den biologiska efterbehandlingen består av en nitrifikationstank med en vätskevolym på 5,4 m³, ett vätskedjup på 3,3 m och en tvärsnittsarea på 1,6 m² (Figur 5-7). Vidare ingår en denitrifikationstank med en vätskevolym på 3,5 m³, ett vätskedjup på 1,2 m och en tvärsnittsarea på 2,8 m².

I den biologiska efterbehandlingen finns bäarmaterial på vilket mikroorganismerna växer. Både nitrifikationen och denitrifikationen blir på så sätt effektivare och risken för utspolning av mikroorganismerna är minimal. Bäarmaterialet är av typ BiofilmChip® M i nitrifikationstanken med en yta på 1 200 m²/m³ och i denitrifikationstanken av typ Natrix M2 med en yta på 200 m²/m³ (Figur 5-6).



Figur 5-6 Biofilm-Chip® M (vänster) och Natrix® M2 (höger).

Mängden bäarmaterial i nitrifikationstanken har successivt ökat under utvärderingens gång. Inledningsvis, fram till januari 2005, var fyllnadsgraden 13 %. När inte nitrifikationen fungerade som önskat ökades fyllnadsgraden till 39 % i februari 2005 för att slutligen ökas till 52 % i juni 2005.

Börvärdet för syrehalten i nitrifikationstanken har varit 4 mg/l. Ärvärdet har varierat under försöksperioden, men har under utvärderingsperioder legat runt 4 mg O₂/l.

I denitrifikationstanken har mängden bäarmaterial varit ca 1,5 m³, vilket innebär 50 % fyllnadsgrad, under hela utvärderingsperioden (Figur 5-7).

Anläggningen för biologisk efterbehandling har levererats av AnoxKaldnes AB.

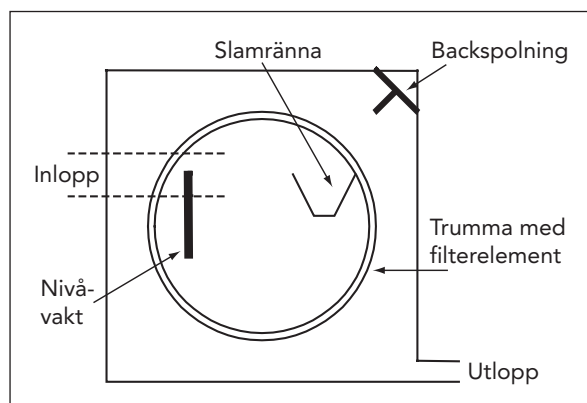
5.1.6 Trumfilter

I trumfiltret sker avskiljningen av suspenderat material. Avloppsvattnet kommer in i den roterande trumman och passerar genom filtret som sitter på trummans mantelyta (Figur 5-8). Det suspenderade materialet, slammet, avskiljs från filtret genom att vatten spolats från trummans utsida.



Figur 5-7 Nitrifikationstank och denitrifikationstank.

Trummans diameter är 0,91 m och längden är 0,40 m. Vätskehöjden i trumman är ca 1/3 av diametern. Porstorleken på de filterdukar som använts har varierat mellan 10 µm och 30 µm. Vid normaldrift görs cirka 1 backspolning med utgående vatten var tredje minut, men det har växlat över tiden.



Figur 5-8 Förenklad bild av trumfiltret (Illustration Fredrik Pettersson).

5.1.7 Sandfilter

Sandfilter har, i samband med RO-försök 1:1–1:4, använts för att få ytterligare partikelavskiljning. Filtret är ett tvåmedia nedströmsfilter bestående av en bädd med 1,0 m "blähschiefer" överst och under detta 0,5 m sand. Filtret har en tvärsnittsarea på 0,28 m², Ø 600 mm. Blähschiefer⁴ är hämtat från Henriksdals reningsverk och sanden är köpt från Rådasand.⁵ Under transporten nedåt i filtret kommer partiklar att fastna på och mellan kornen samt på ytan av respektive bäddmaterial. Filtret sätts successivt igen och tryckfallet över filtret ökar. Filtret är dimensionerat för att klara en belastning av suspenderat material på 6 kg/m². Med en filterarea på 0,28 m² innebär detta 1,7 kg suspenderat material per driftcykel. Flödet in till filtret var inställt på 1,0 m³/h men det verkliga flödet blev i medeltal 0,93 m³/h på grund av vattenbrist under natten. Vid 24 timmar mellan två backspolningar, skulle filtret klara en belastning på 75 mg/l suspenderat material.

⁴ Blähschiefer: d₁₀ = 2,54 mm, d₆₀ = 3,04 mm, d₉₀ = 3,45 mm. Blähschiefer är ett keramiskt material och består av krossade lecakulor som rostats i +1 100 °C.

⁵ Sand: d₁₀ = 1,2 mm, d₆₀ = 1,65 mm, d₉₀ = 2,0 mm.

5.1.8 Patronfilter

Patronfilter har använts för att ytterligare avskilja suspenderat material vid RO-försök 2:1–2:6. Patronfiltret, med en porstorlek på 20 µm, var placerad direkt före RO-anläggningen.

5.1.9 Omvänd osmos, RO

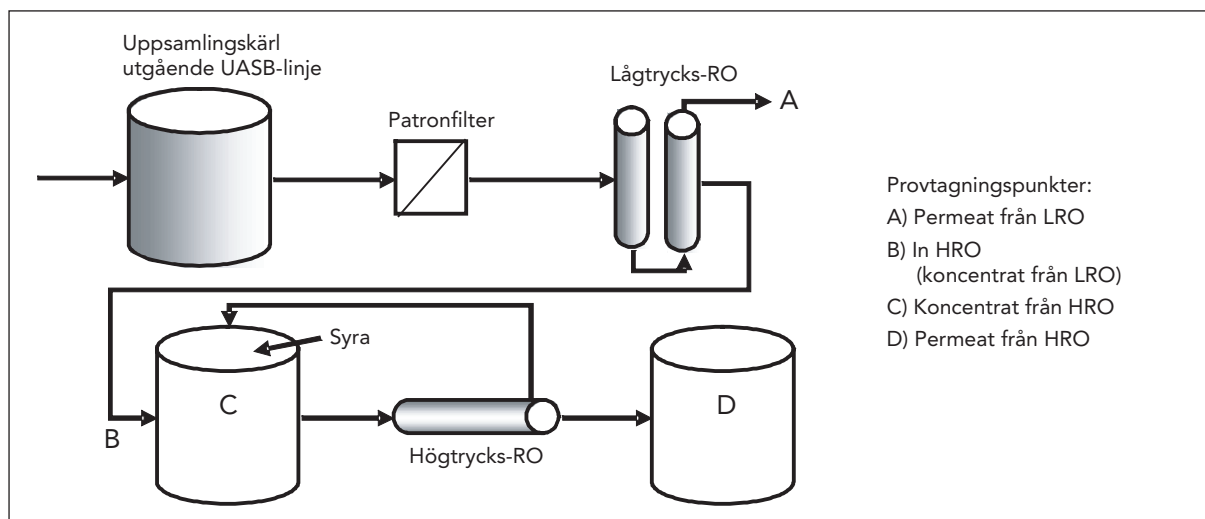
Syftet med RO var dels att avskilja de lösta ämnen som fanns kvar i avloppsvattnet, men också att generera ett koncentrat med relativt hög koncentration av växtnäring. Försök med RO gjordes endast genom satsvisa försök under kortare perioder. Försöksplanen redovisas i Tabell 5-2.

Vid försök 2:1–2:6 drevs anläggningen i två steg, det första steget utgjordes av en lågtrycks RO (LRO) och det andra steget utgjordes av en högtrycks RO (HRO). Volymsreduktionsfaktorn (VRF) i LRO var ungefär 2 och VRF för HRO var 25–30, det vill säga volymen reducerades med 98 % eller mer. HRO-enheten var samma anläggning som användes vid övriga satsvisa RO-försök (Figur 5-9).

LRO-enheten var av typen RO-2000, från HOH Vattenteknik och drevs med ett tryck runt 15 bar. Anläggningen var försedd med två spirallindade membran med beteckning ESPA1-4040 (Energy-Saving Polyamide) från Hydranautics. Membranen hade en kloridavskiljning på 99 %.

HRO-enheten, som inlånades från IVL Svenska miljöinstitutet AB, bestod av en högtryckspump och ett spirallindat membran av typen Desal SC 2540. Det spirallindade membranets yta var 2,8 m² med kapacitet att avskilja 99 % natriumklorid. HRO drevs vid ett tryck på 40–50 bar och temperaturen 25 °C.

Membranet tvättades efter varje försök med antingen syra (HCl eller citronsyra) eller alkaliskt tvättmedel för att ta bort eventuella utfällningar på membranytan. I vissa fall gjordes både en syratvätt och en basisk tvätt i syfte att öka kapaciteten på membranet. Efter varje körning sköljdes systemet med vatten för att skölja ur det sista koncentratet inför tvätt.



Figur 5-9 Schematisk figur över försöksuppställningen för omvänd osmos i försök 2.

Tabell 5-2 Försöksplan för satsvisa RO-försök. Avloppsvattnet kom från Hammarby Sjöstad om inte annat anges.

Försök	Utgående från	RO-uppställning	Syra	pH i inflöde ⁶	Referens
1:1	UASB, partiell nitrifikation	HRO	-	6,9–8	Jansson (2006), Kieniewicz, (2006)
1:2, 1:3	UASB, partiell nitrifikation	HRO	HCl	ca 6	
1:4	UASB, partiell nitrifikation	HRO	HNO ₃ + H ₃ PO ₄	ca 6	
2:1	UASB, nitrifikation	LRO + HRO	H ₂ SO ₄	ca 4	Lindblom & Hellström (2007a)
2:2, 2:3	UASB, nitrifikation	LRO + HRO	HNO ₃	ca 6	
2:4	kemfällning (FeCl ₃), UASB, nitrifikation	LRO + HRO	H ₂ SO ₄	ca 5,5	
2:5	kemfällning (FeCl ₃), UASB, nitrifikation	LRO + HRO	HNO ₃	ca 6	
2:6	kemfällning (FeCl ₃), UASB, nitrifikation	LRO + HRO	-	6,1–6,7	Andersson & Castor (2005)
3:1	KL+KAK-avlopp efter AnMBR	HRO	-	7,9	
3:2	KL+KAK-avlopp efter AnMBR	HRO	HCl	ca 5	
4:1	AnMBR	HRO	-	6,8–7,8	Grundestam (2006)
4:2, 4:3	AnMBR	HRO	HCl	ca 6	
4:4	AnMBR	HRO	HNO ₃ + H ₃ PO ₄	5,3–6,3	
5:1	AnMBR	HRO	H ₂ SO ₄	ca 5,7	Lindblom & Hellström (2007b)
5:2	AnMBR	HRO	HNO ₃	ca 5,6	
5:3	AnMBR	HRO	HCl	ca 5,5	

5.1.10 Slambehandling

Slammet från försedimenteringen pumpades till slamförtjockaren och vidare till rötammaren. Rejektet från slamförtjockaren, av typen gravitationsförtjockare och med volymen 0,30 m³, leddes till en rejecktavtöntank.

Rötammaren, med diametern 2,0 m, har en våtvolymp på ca 10 m³ och en totalvolym på 12,6 m³.

Rötammaren är utrustad med toppmonterad omrörare för effektiv omrörning. pH mättes kontinuerligt.

Rötat slam gick till en centrifug för avvattning. Dock finns endast en centrifug för samtliga försökslinjer på Sjöstadsverket. Det rötade slammet lagrades därför i en slamtank under de perioder då centrifugen inte var tillgänglig.

⁶ Det vill säga pH i den arbetstank varifrån vattnet pumpades till RO-enheten och dit koncentratet (åter)förfördes.

Avvattnat slam provtogs och leddes sedan via en avloppsledning till Henriksdals reningsverk.⁷ Rejektvatten samlades upp i tidigare nämnda rejecktank och återfördes sedan, under vissa perioder, till processen (före den biologiska efterbehandlingen).

Uppföljning av slambehandlingen har gjorts av Gut (2006) och Jansson (2006). På grund av mycket långa uppehållstider i rötkamrarna har det varit svårt att koppla utrotningsgrad och gasproduktion med mera till specifika driftsperioder. Vidare gör de mycket långa uppehållstiderna i rötkamrarna att resultaten i sig inte kan anses helt representativa. Någon redovisning av specifika resultat från slambehandlingen görs således inte i denna rapport.

5.2 Anaerob membranbioreaktor

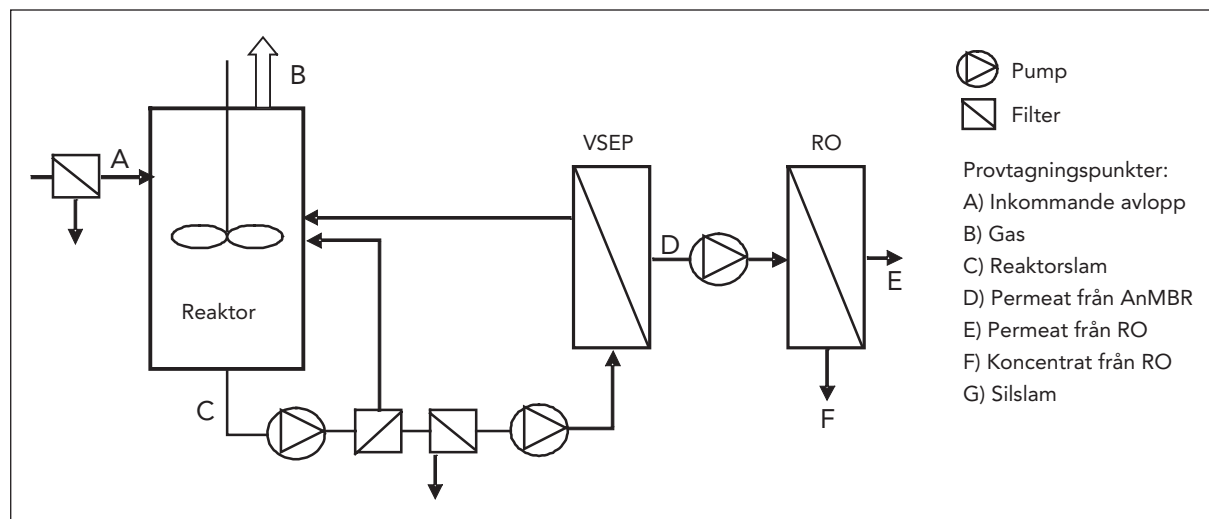
Genom att kombinera anaerob teknik med membranfiltrering kan en erforderlig slamuppehållstid säkerställas. Detta kan göras med hjälp av så kallad membranbioreaktor (MBR), som är ett membran kopplat till en bioreaktor. Vid membranfiltreringen separeras slam (koncentrat) och vätska (permeat). Permeatet,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

roba mikroorganismerna, kan återföras till reaktorn. I detta projekt har den efterföljande behandlingen utgjorts av omvänd osmos (RO). Se Figur 5-10.

Den anaeroba bioreaktorn har en totalvolym på ca 1,6 m³ och en största möjliga våtvolum på drygt 1,4 m³. Vid försöken har våtvolymer varit 0,8–1 m³.

Innan reaktorslammet kommer till membranenheten pumpas det genom ett automatiskt skrapfilter med en maskstorlek på 0,5 mm. Rens och slam från skrapfiltret återförs automatiskt till bioreaktorn. Efter skrapfiltret passeras slammet ytterligare ett litet korgfilter, initialt med en maskvidd på 0,56 mm men senare med en maskvidd på 1,60 mm. Syftet med det lilla korgfiltret var att ha en säkerhetsbarriär ifall avskiljningen i det automatiska skrapfiltret inte fungerade som avsett.⁸ För att föra in reaktorvätska i systemet och trycksätta membranstacken (> 2,5 bar) används en matarpump, en excenterskruvpump, med kapacitet upp till 12 bars drivtryck.

Membranenheten utgörs av en vibrerande membranstack, benämnd VSEP (Vibratory Shear Enhanced Processing).⁹ Vibrationen orsakar skjuvkrafter nära membranytorna, vilket gör att igensättning av dessa motverkas. Membranenheten innehåller sammanlagt 19 membranplattor med två membran fästa vid varje platta, det vill säga totalt 38 membran. Den totala membranytan är 1,59 m². Olika porstorlekar har använts vid olika delförsök (Tabell 5-3).



Figur 5-10 Schematisk bild över AnMBR och RO.

⁷ Sjöstadsverket innehöll tidigare förtjockare för överskottsslam från Henriksdals reningsverk. Det fanns således befintliga ledningar som kunde användas för detta ändamål.

⁸ Anledningen till att det ursprungliga korgfiltret byttes till ett med större maskvidd var att för mycket material ansamlades.

⁹ VSEP var den för projektet enda tillgängliga membran-tekniken för anaeroba applikationer när projektet inleddes. I aeroba membranbioreaktorer används luft för att skapa skjuvkrafterna över membranytorna.

Tabell 5-3 Förutsättningar för respektive försök. Försök 3 utgjordes av tester av olika membran och redovisas utförligt av Grundestam (2006).

Försök	Inkommande avlopp	Period	Längd, d	Försed.	NaAc	Temp, °C	HRT, h	Membran, µm
0	Hushålls-spillvatten	mars-dec. 2004	ca 300	Ja	Nej	25–30		0,2
1	Hushålls-spillvatten	050117–050225	40	Ja	dag 32–40	23	16–17	0,05
2	KL-avlopp och matavfall	050502–050714	73	Nej	Nej	26	74	0,05
4	Hushålls-spillvatten	060102–060219	49	Nej	dag 35–49	21	14–15	0,45
5	KL-avlopp och matavfall/vassle	060615–061004	111	Nej	Nej	22	106	0,05

Den anaeroba membranbioreaktorn har under försöksperioden hyrts av AnoxKaldnes AB. En utförligare beskrivning av anläggningen finns i Hellström m.fl. (2007).

komma upp i rätt tryck, följaktligen ökar cirkulationen. Under försöken har dispersionsflödet tidvis varit över rekommenderade värden.

5.3 Flotation och fluidiserad bädd

5.3.1 Flotation

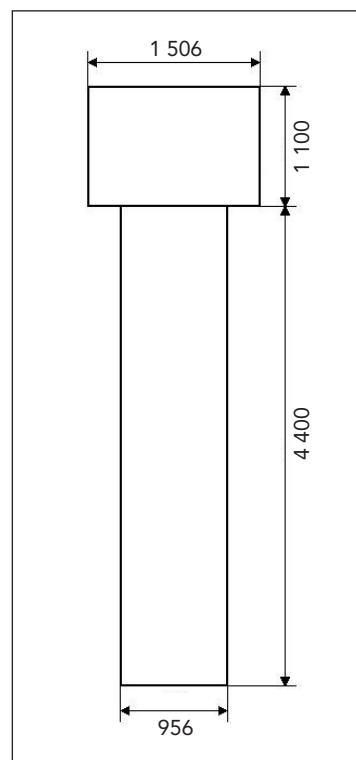
Före flotationstanken finns en flockningstank med tre fack och en total volym på 0,8 m³. Flotationstankens diameter är 0,8 m vilket ger en yta på 0,50 m².

Inkommande vatten från flockningstanken, där fällning och flockbildning skett med kemikalier, förs in i nedre delen av flotationstanken där det blandas med dispersionsvattnet. Luftbubblorna i dispersionsvattnet släpper då trycket går från 6 bar till drygt atmosfärstryck. De mikroskopiskt små bubblorna fastnar på slamflockarna och lyfter upp dem till ytan. Här sker en förtjockning av slammet och det avskiljs med en slamskrapa. Slammet pumpas vidare till slambehandling.

Dispersionsvatten produceras i en dispersionsbehållare vid ett tryck på 6 bar. Vattnet till dispersionsbehållaren tas från det utgående behandlade vattnet. Dispersionsflödet planerades ligga mellan 10–20 % av inkommande vattenflöde för att det anses mest effektivt och ekonomiskt. Under utvärderingsperioden har det dock varit svårt att kontrollera dispersionsflödet. Tillflödet sker genom en nålventil som manuellt måste regleras för att få rätt flöde. Dispersionsvattenpumpen styr mot ett tryck av 6 bar och ju högre utflöde, ju mer måste den pumpa för att

5.3.2 Fluidiserad bädd

Den anaeroba fluidiserade bädden på Sjöstadsverket var konstruerad av AnoxKaldnes i Lund. Den är utformad som en cylinder som är fem meter hög (Figur 5-11). Den är till knappt hälften fylld med ett bärarmaterial som består av 0,2 mm kantrund kvartssand. Ett stort antal tester utfördes med olika



Figur 5-11
Fluidiserad bädd
(Illustration:
Jonas Karlsson).

typer av sand innan tidigare nämnd sand valdes. Målet var att sandbädden skulle expandera ca 50 % så att 75 % av kolonnen blev sandfylld. Den största nackdelen med en fluidiserad bädd är att vattnet måste pumpas upp genom bädden, vilket kräver en relativt stor energiåtgång. Därför valdes sand med liten storlek, vilket gör att ett lägre cirkulationsflöde kan användas.

Upptill är bädden bredare för att minska flödeshas-tigheten och därigenom minimera risken för sand-flykt. Utloppet är beläget 0,55 m från övre kanten av bädden, det vill säga i mitten av den bredare delen.

5.4 Flotation och RO

Två tester med flotation och RO har gjorts (Larsson, 2006). RO-enheten utgjordes av den ovan beskriva lågtrycks-RO-enheten (LRO). pH justerades till 6 innan

körning. I första RO-försöket pH-justerades utgående vatten med en blandning av fosfor- och salpetersyra. Vid det andra försöket användes svavelsyra.

5.5 Provtagning och analys

Analysen har i huvudsak utförts vid Sjöstadsvrket laboratorium (främst Dr. Lange kyvetttester) samt vid Stockholm Vattens ackrediterade laboratorium på Torsgatan (Tabell 5-4)

Provtagning har för de flesta provtagningspunkter dels tagits ut som veckoprover och som dygnsprover (vanligtvis tisdagar). För en del provtagningspunkter, exempelvis för utgående från UASB-reaktorerna har prov vanligtvis tagits ut som stickprov onsdagar mellan kl. 08.00 och 09.00. Under intensifierade utvärderingsperioder togs även prov ut under torsdagsdygnet för analys på Sjöstadsvrket. För en mer

Tabell 5-4 Analysmetoder som användes för respektive parameter.

Parameter	Metod (laboratorium, T = Torsgatan, S = Sjöstadsvrket)
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)
TN _b	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

detaljerad beskrivning av provtagningsförfarande hänvisas till övriga projektpublikationer, exempelvis Hesselgren (2004) och Waller (2007).

5.5.1 Gas

Gasflödet från UASB-reaktorerna och rötkammaren registrerades med hjälp av gasur (Gallus 2000). För UASB-reaktorerna användes även oljefyllda gasmätare av märket Actaris. Under det första året fungerade dock inte gasmätningen tillfredställande och därför redovisas endast data från augusti 2004 och framåt.

Gasflödet från den anaeroba membranbioreaktorn registrerades med gasmätare av märket Schlumberger. Inledningsvis användes gasur (Gallus 2000) även för den anaeroba membranbioreaktorn, men byttes ut mot den ovan nämnda gasmätaren. Den tidigare mätaren misstänktes registrera för lite gas vid låga flöden. Kontroll av gasflödesmätarna visade att mät noggrannheten var $\pm 15\%$ (Welin, 2006)

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.

6. Miljösystemanalys

Parallellt med utvärderingarna av de olika processlinjerna har ett antal miljösystemanalyser genomförts. Förutom utvärdering av behandlingstekniken har även olika system för insamling av avloppsvatten och organiskt avfall jämförts.

Påques (2003) genomförde en första jämförelse av de behandlingslinjer som testades vid Sjöstadverket. En uppföljning av detta arbete har gjorts av Löfqvist (2006).

Flera studier finns när det gäller källsorterande alternativ kombinerad med anaerob teknik för Hammarby Sjöstad (Hellström m. fl., 2004; Hellström m. fl., 2007; Hessel, 2006; Sundberg, 2006).

Några systemanalysresultat redovisas ej i denna rapport utan läsaren hänvisas istället till ovan nämnda referenser.

7. Resultat och diskussion

7.1 Inkommande avloppsvatten

7.1.1 Hushållspillvatten

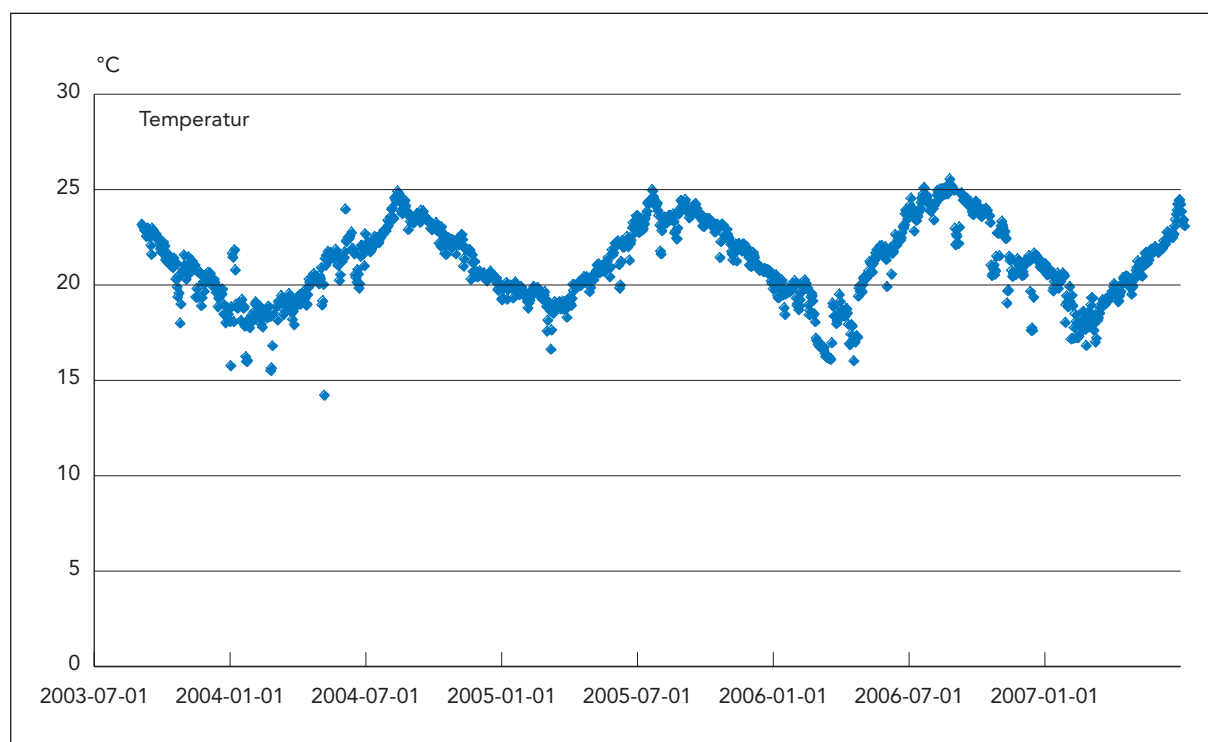
Avloppsvatten från Sjöstaden skiljer sig från ett vanligt kommunalt avloppsvatten genom att det inte innehåller så mycket dag- och dränvatten. Det har

därför något högre koncentration organiskt material och näringsämnen (Tabell 7-1). Då vattnet kommer till reningsverket når det först ett rensgaller där vattnet renas från större material. Vattnet passerar sedan ett sandfång där sand avskiljs. Vattnet leds därefter vidare till processlinjerna och delas där upp dem emellan. Totalkväve i tabellen är baserat på analyserat Kjeldahlkväve. Nitratkväve är inte analyserat men brukar i inkommande vatten ligga nära noll.

I Figur 7-1 till Figur 7-5 visas hur temperatur, COD, BOD₇, TOC, DOC, Kjeldahl-N, ammonium-N, tot-P och fosfat-P varierat över tiden (20030901–20070312)

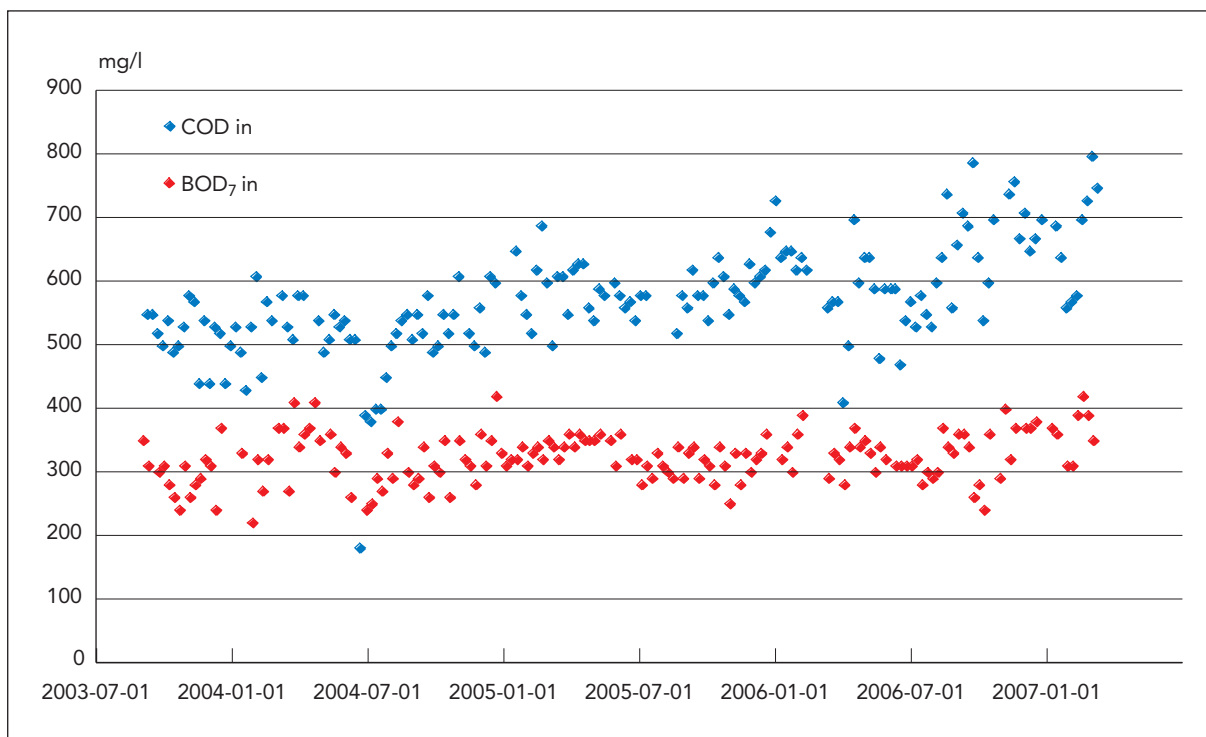
Tabell 7-1 Koncentrationer i inkommande avloppsvatten från Hammarby Sjöstad.
Medianvärde samt 5- och 95-%-percentil.

Period	SS mg/l	COD mg/l	BOD mg/l	TOC mg/l	DOC mg/l	NH ₄ -N mg/l	Tot-N mg/l	Tot-P mg/l
20030901– 20070131	250 (180–360)	570 (440–700)	320 (260–370)	180 (150–220)	82 (59–99)	54 (45–59)	69 (59–75)	11 (9,6–13)

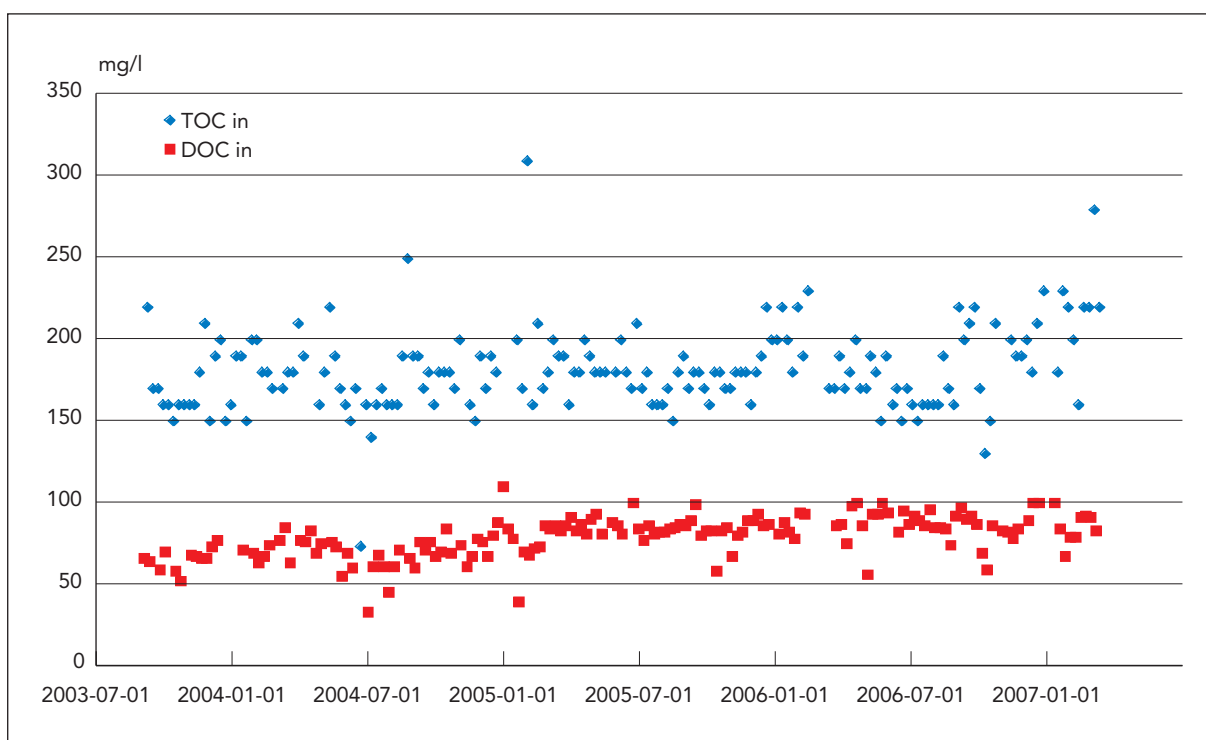


Figur 7-1 Temperatur i inkommande hushållspillvatten från Hammarby Sjöstad i °C.¹⁰

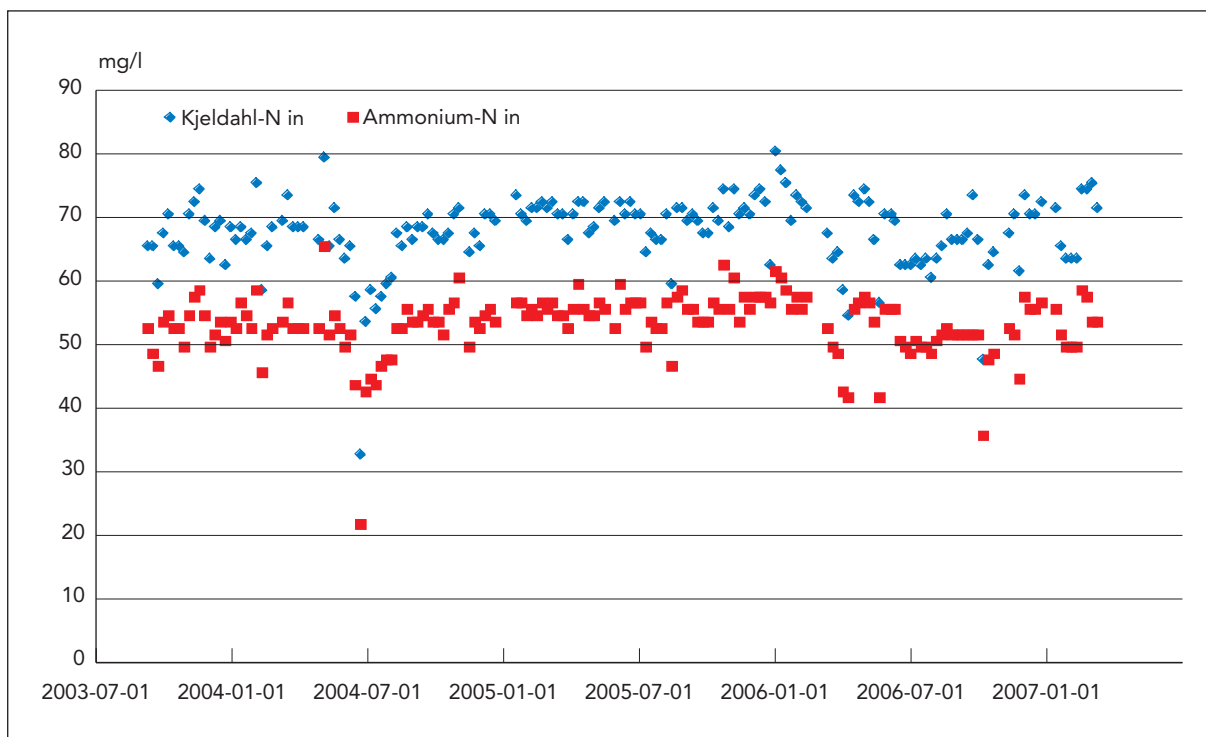
¹⁰ Figuren redovisar temperaturen i avloppsvattnet när det kommer till Sjöstadsverket. Under transport från Sjöstaden till Sjöstadsverket går först ledningen i mark och därefter genom Henriksdals reningsverk. Enligt data från det första driftsåret, då fungerande temperaturmätning fanns i pumpstationen i Sjöstaden, var den genomsnittliga temperaturökningen < 0,5 °C, med en något större temperaturökning under perioder med högre temperatur.



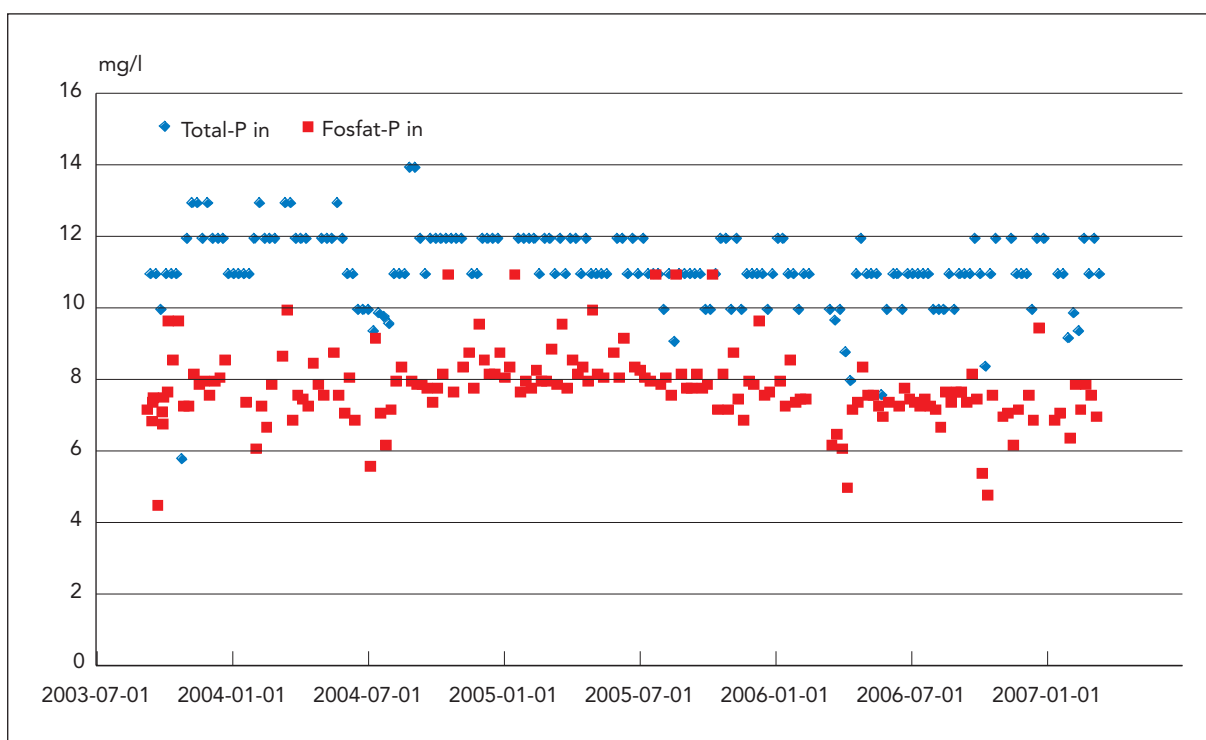
Figur 7-2 COD och BOD₇ i inkommande hushållspillvatten från Hammarby Sjöstad i mg/l.



Figur 7-3 TOC och DOC i inkommande hushållspillvatten från Hammarby Sjöstad i mg/l.



Figur 7-4 Kjeldahl-N och Ammonium-N i inkommande hushållspillvatten från Hammarby Sjöstad i mg/l.



Figur 7-5 Total-P och Fosfat-P i inkommande hushållspillvatten från Hammarby Sjöstad i mg/l.

7.1.2 Klosettavlopp och matavfall

Klosettavloppet (Tabell 7-2) hämtades från Bältinge, beläget norr om Uppsala. I Bältinge finns ett vakuumssystem för klosettavlopp. Klosettavloppet samlas upp i tankar belägna i det som tidigare var ett lokalt reningsverk för Bältinge. Klosettavloppet från tankarna blandas med BDT-vattnet från Bältinge och pumpas till reningsverket i Uppsala. Vid uppsamling av klosettavlopp till Sjöstadverket pumpas detta istället till en separat lagringstank utan inblandning av BDT-vattnet. Uppsamlat klosettavlopp transporterades med tankbil till lagringstank på Sjöstadverket.

Matavfallet (Tabell 7-2) 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 Sjöstadverket.

7.2 Anaeroba reaktorer

7.2.1 UASB-reaktorer (inklusive försedimentering)

Start av reaktor

Ympning av reaktorerna skedde i slutet av augusti 2003. Ympen bestod av granulerat slam från en process som behandlar avloppsvatten från industri som tillverkar produkter från potatis. Gasproduktionen kom i princip igång omgående då reaktorerna bör-

jade belastas med avloppsvatten. Inledningsvis drevs försedimenteringen utan tillsats av flocknings- eller fällningsmedel, men redan efter en månads drift började kemikalier doseras för att förstärka partikelavskiljningen (se även "Dosering av kemikalie").

Hydraulisk belastning och uppehållstid

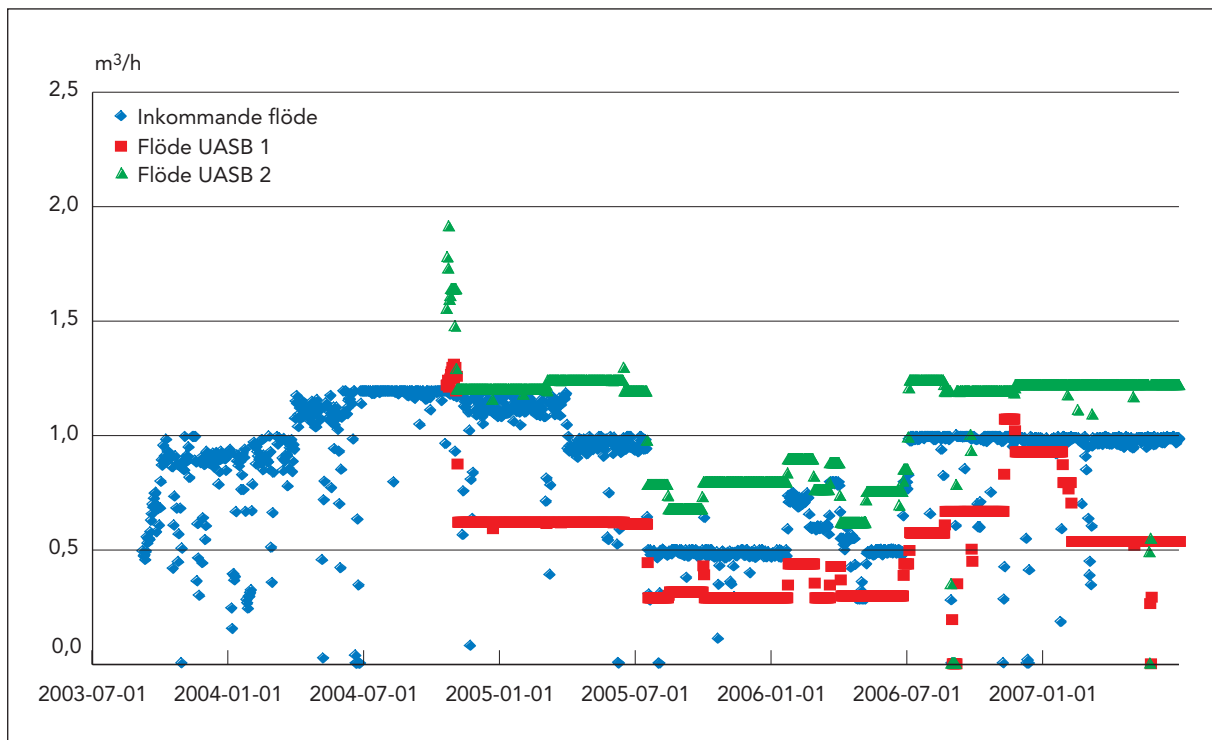
Flödesmätarna för recirkulationsflödena tillhörande UASB-reaktorerna fungerade inte tillfredställande. Efter att recirkulationspumparna byttes i oktober 2004 användes därför pumparnas styrsignal för att beräkna flödena. En kalibreringskurva gjordes för varje pump där flödet mättes för olika styrsignaler. Kalibreringar genomfördes sedan vid några tillfällen under försökstiden.

Inledningsvis var inflödet ca 0,5 m³/h och recirkulationsflödet inställt på 0,9 m³/h (Figur 7-6). Under september 2003 ökades successivt inflödet och börvärdet för recirkulationsflödet till 1,0 m³/h för respektive reaktor, vilket innebar 2,5 h hydraulisk uppehållstid för respektive reaktor och 5 h för båda reaktorerna tillsammans. I slutet av mars 2004 ökades det totala inflödet, liksom flöde in till respektive reaktor till 1,2 m³/h (HRT= 4,2 h). Som en konsekvens av den ökade hydrauliska belastningen försämrades reduktionen med avseende på COD_{tot} över reaktorerna. Reduktionen med avseende på COD_{flt} var dock i nivå med föregående och efterföljande period. Detta tolkas som att de relativt höga flödena bidrog till dålig avskiljning av partikulärt material.

Fram till slutet av augusti 2004 drevs reaktorerna i princip i seriedrift, det vill säga hela flödet passerade först UASB 1 och sedan UASB 2 (Figur 7-6 och Tabell 7-3). Vid detta driftsätt blev emellertid den organiska belastningen på UASB 2 relativt låg och en relativt liten andel av reduktionen av COD

Tabell 7-2 Koncentrationer i klosettavlopp och matavfall som användes vid försöken med AnMBR. De lägre halterna 2005 förklaras av att avloppet späddes ut till koncentrationer motsvarande de som kan förväntas för ett system med "konventionella" snålspolande toaletter (Andersson & Castor, 2005; Lindblom & Hellström, 2007b).

	TS, %	VS, % av TS	COD, mg/l	TOC, mg/l	Tot-P, mg/l	Kj-N, mg/l	NH ₄ -N, mg/l
Klosettavlopp							
050502-050714	0,14-0,27	38-49	1 160-2 510		30-60	380-730	
060615-061004			2 900-6 400	940-1600	82-120	780-870	700-780
Matavfall							
050502-050714	4,2-7,9	89-92	66 900-142 000		302-481	2 250-3 460	
060615-061004			120 000-200 000	32 000-58 000	400-820	3 000-4 300	380-510



Figur 7-6 Inkommande flöde till processlinjen och till respektive reaktor. Flödesmätarna för recirkulationsflödena fungerade inte tillfredsställande. Efter att recirkulationspumparna byttes 2004-10-13 användes därför pumparnas styrsignal för att beräkna flödena och det är dessa data som redovisas i figuren.

skedde i denna reaktor. För att få en jämnare organisk belastning, och för att kunna studera effekten av olika hydraulisk belastning, ändrades driftsättet så att inflödet in till UASB 2 blev dubbelt så högt som in till UASB 1. Detta innebar att det vatten som belastade UASB 2 till cirka 50 % utgjordes av utgående från UASB 1 och cirka 50 % försedimenterat vatten. Noterbart är att reduktionen av löst organiskt material över UASB 1 ökade från 50–60 % till 60–70 % då den hydrauliska belastningen på denna reaktor halverades i samband med att driften ställdes om från seriedrift till semiparallell drift i början av september 2004 (Figur 7-15).

I mars 2005 ändrades belastningen så att flödet över UASB 2 alltid var större än flödet från försedimenteringen (HRT= 5,0 h). Syftet med detta var att minska risken för kortslutningsströmmar, det vill säga förhindra att försedimenterat vatten passerade den så kallade mixertanken utan att cirkulera över UASB-reaktorerna.

Problem med igensättning av de ursprungliga recirkulationspumparna, av typen centrifugalpumpar, gjorde att belastningen på respektive reaktor inledningsvis kom att variera. Rutin med återkommande spolning av pumparna löste detta problem tempo-

rärt. I oktober 2004 byttes centrifugalpumparna ut mot excenterskruvpumpar och stabila flöden in till reaktorerna erhöles.

Sommaren 2005 sänktes den hydrauliska belastningen och fram till i början av januari 2006 drevs anläggningen med en total uppehållstid på cirka 10 h och under denna period ökade reduktionen med avseende på löst organiskt material något (Tabell 7-3). Sommaren 2006 ökades den hydrauliska belastningen och anläggningen kom åter att drivas med en uppehållstid på cirka 5 h till dess att utvärderingen avslutades våren 2007. En viktig skillnad mot tidigare period med denna uppehållstid var att ingen kemikalie tillsattes för att förstärka partikelavskiljningen i försedimenteringen.

Slutsatsen blir att reaktorerna går att driva med en total hydraulisk uppehållstid på cirka 5 h, utan tillsats av kemikalier, vid temperaturer ner till 17–18 °C (se även avsnittet "Temperatur"). En viss förbättring med avseende på avskiljning av organiskt material uppnåddes genom att fördubbla uppehållstiden. Resultaten från UASB 1 visar att den anaeroba processen fungerade även vid så korta uppehållstider som 2,5 h vid temperaturer ner till 20 °C. Vidare tycks det vara uppströmshastigheten,

och inte uppehållstiden i sig, som är begränsande eftersom det är denna parameter som påverkar ursköljningen av suspenderat material.

Organisk belastning

Under huvuddelen av utvärderingsperioden var det den hydrauliska belastningen som var begränsande då en alltför hög hydraulisk belastning orsakade ursköljning av suspenderat material. I slutet av 2006 genomfördes dock försök med tillsats av vassle för att utvärdera kapaciteten beträffande organisk belastning. Den högsta organiska belastning som då erhöles var drygt 8 kg COD/m³/d för den första UASB-reaktor. Vid belastning med vassle ökade utgående halter av löst organiskt material något samtidigt som reduktionsgraden ökade. En indikation på att maximal organisk belastning, åtminstone temporärt, uppnåddes var förhöjda halter av VFA.

Temperatur

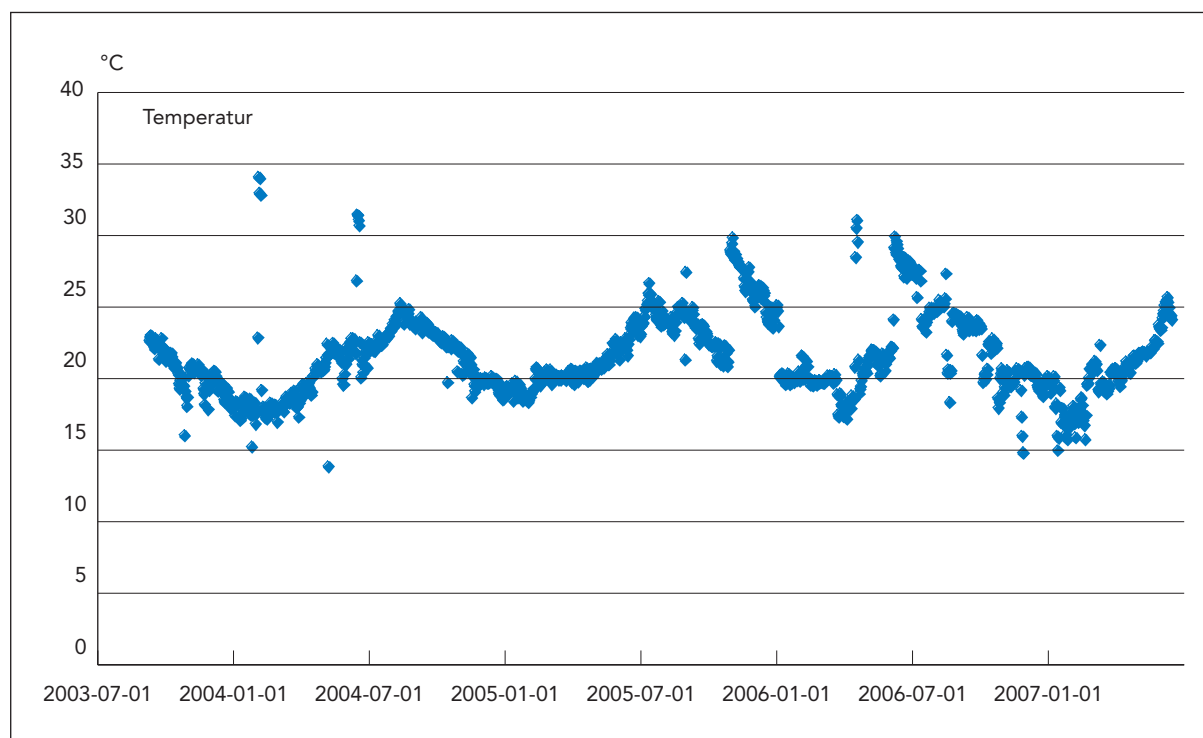
Målsättningen för försöken var att behandling av avloppsvatten skulle ske utan extern tillförsel av värme, men möjlighet till uppvärmning fanns dels för att kunna justera in önskad temperatur samt för att vid behov höja temperaturen för att klara störningar i den anaeroba processen. Tyvärr förekom problem med styrningen av uppvärmningen, vilket resulterade i perioder med relativt kraftig uppvärmning av reaktorerna (Figur 7-7).

Från 060325 till 060411 var temperaturen i reaktorerna 17–18 °C och i slutet av denna period observerades förhöjda VFA-halter och en nedgång i pH i båda reaktorerna. Inflödet reducerades därför till 0,3 m³/h. Dock kunde ingen försämrad reduktion med avseende på COD_{flt} observeras, ej heller märktes någon nedgång av den specifika gasproduktionen. pH och VFA stabiliserades relativt snabbt till ”normala” nivåer och i slutet av april kunde inflödet ökas till 0,5 m³/h. I början av 2007 låg temperaturen periodvis kring 16–18 °C utan att det tycktes förhindra en fungerande anaerob process vid en total uppehållstid på cirka 5 h.

Dosering av kemikalie

Flockningsmedel började doseras före försedimenteringen i slutet av september 2003 för att förstärka partikelavskiljningen. Både PAX XL 36 och Purfix testades under hösten 2003, men på grund av otillräckliga inblandningsförhållanden så var det endast en hög dos av Purfix som gav önskvärd effekt.

Under perioden maj – september 2005 doserades både Purfix och PIX-111. Syftet med detta var att förstärka fosforavskiljningen i försedimenteringen men det resulterade även i en ökad avskiljning av organiskt material över försedimenteringen. Under denna period noterades även de högsta medianvärdena, 76 respektive 78 %, för reduktion med av-



Figur 7-7 Temperatur i UASB-reaktorerna.

seende på COD för hela det anaeroba behandlingssteget inklusive försedimentering (Tabell 7-3).

Halterna av löst organiskt material ut från UASB-reaktorerna var som lägst under perioden med dosering av flockningsmedel. Vid dosering av PIX-111 sjönk utgående halter ytterligare och det lägsta medianvärdet, 16,5 mg DOC/l, för utgående organiskt material erhöles under perioden med dosering av PIX-111 och Purfix.

September 2005 inleddes en försöksperiod utan tillsats av kemikalier och då det visade sig att en god funktion kunde bibehållas för UASB-reaktorerna kom anläggningen att drivas utan någon dosering av polymer eller fällningskemikalie fram till våren 2007 då försöken avslutades.

Anaerob aktivitet – slamkvalitet

Aktivitetstester har vid flera tillfällen utförts på slam från UASB-reaktorerna på Hammarby Sjöstads reningsverk (se även "Bilaga 1: Anaerob aktivitet i slam från UASB-reaktorerna."). Syftet med dessa tester var att bestämma anaerob aktivitet i granulerna i de två reaktorerna vid olika tidpunkter. Ett aktivitetstest visar vilken aktivitet ett slam har under optimala anaeroba förhållanden, vid 20–21 °C.

Tester har dels utförts på ymslam och på slam uttaget efter en månads drift. Därefter togs slam ut

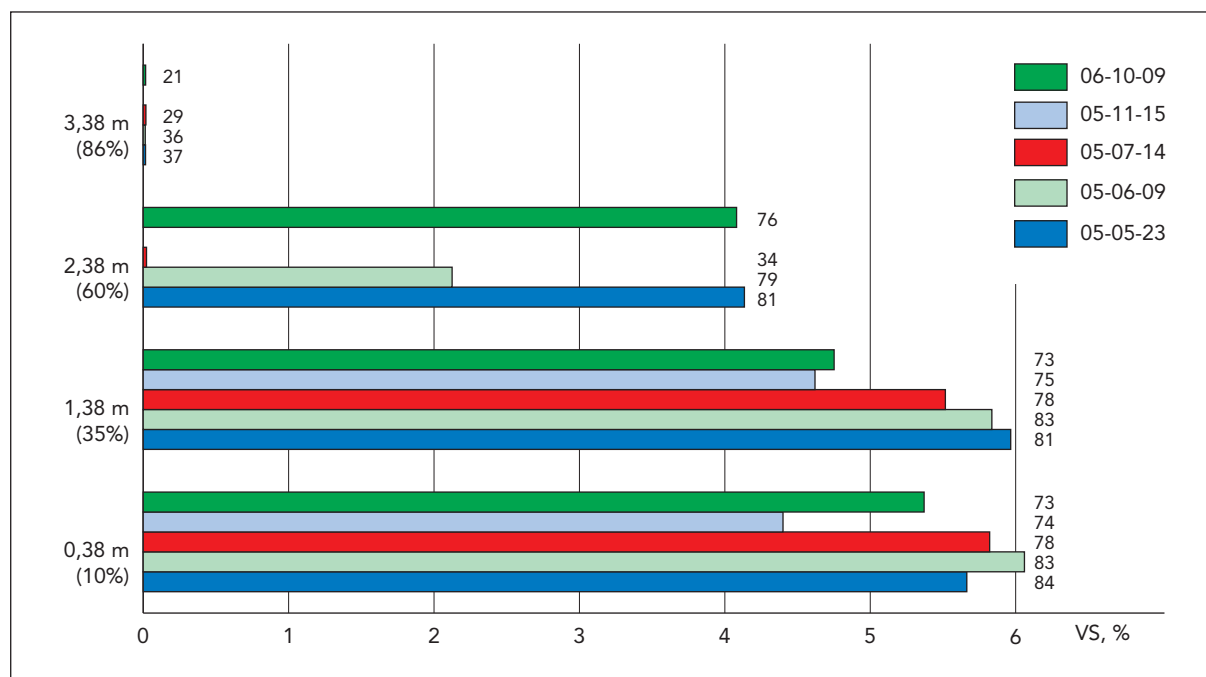
för aktivitetstest februari 2004, november 2005, oktober 2006 och januari 2007.

Slammet till testerna har tagits ut ur respektive UASB reaktor och skickats ner till AnoxKaldnes laboratorium i Lund.

I alla testerna har två olika lösningar beretts till respektive aktivitetstest. Den ena lösningen innehåller endast slam spätt med destillerat vatten, för att kontrollera hur mycket som fanns 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.

Slutsatser för aktivitetstesterna:

- Aktivitetstesterna på ymslammet visade att tre månaders lagring försämrade aktiviteten som dock blev bättre igen efter en månads drift
- Aktiviteten har sedan ökat med tiden.
- I de sista testerna kommer metanproduktionen igång nästan omedelbart och avslutas snabbt.
- Relativt hög aktivitet uppmättes även i de högre regionerna i UASB reaktorerna.
- Aktivitetstesterna visar att granulerna har en mycket god anaerob aktivitet för den aktuella temperaturen.



Figur 7-8 Slamhalt, uttryckt som % VS, i UASB 1 vid olika nivåer och provtagningstillfällen. Nivåerna anges som avståndet ner till botten samt som andel av den totala vätskehöjden. Siffrorna i diagrammen anger VS som % av TS för respektive nivå och provtagningstillfälle.

Slamprofiler

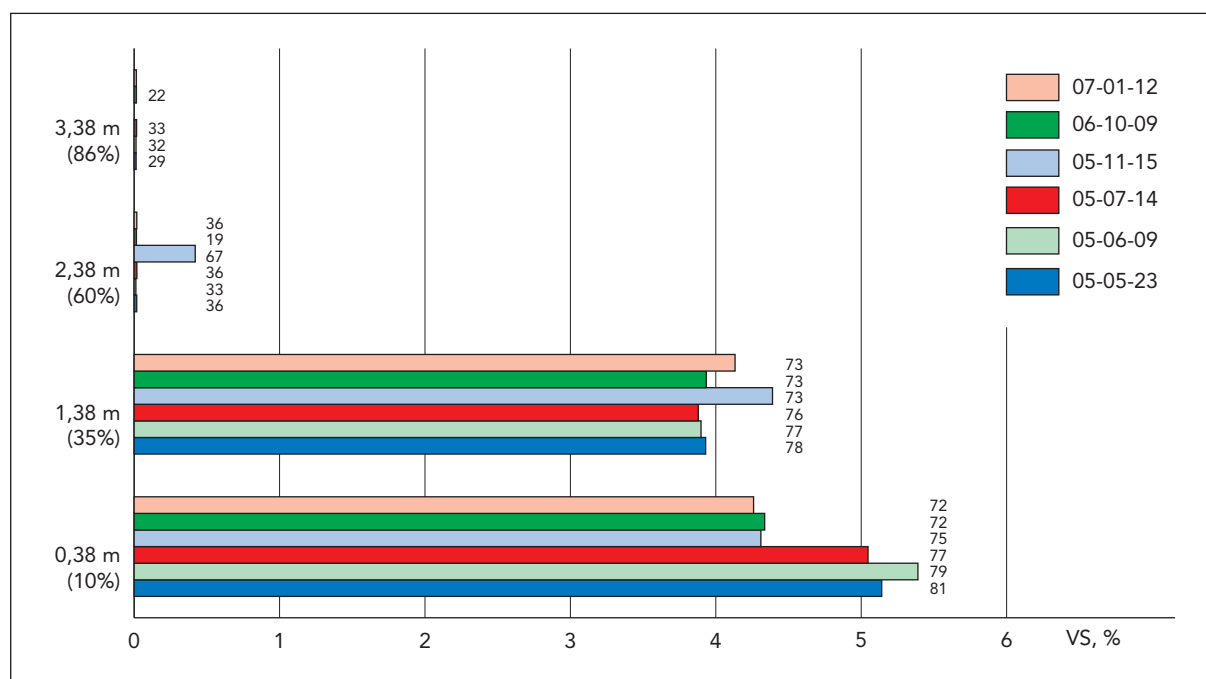
Vid ett antal tillfällen togs prov på olika nivåer i UASB-reaktorerna för att kartlägga hur slamhalterna varierade över tiden. Generellt fanns ingen tendens att mängden slam i reaktorerna ökade över tiden, även om det fanns relativt stora skillnader i slammängd mellan vissa provtagningsomgångar. Figur 7-8 och Figur 7-9 visar slamhalten uttryckt som % VS för respektive nivå och provtagnings-tillfälle. I figurerna anges även VS-halten uttryckt som % av TS. Det bör observeras att enbart de redovisade resultaten inte räcker för att beräkna mängden slam i reaktorerna eftersom den absoluta nivån för slambädden inte har fastställts. Dock indikerar resultaten att nivån legat nära, och ofta över, "nivå 2". Noterbart är även att VS som % av TS var över 70 % i slambädden men kring 30 % i vätskefasen ovanför slambädden. Det suspenderade material som finns i vätskefasen ovanför slambädden utgörs således i huvudsak av oorganiskt material.

Reduktion av organiskt material

I Tabell 7-3 och Figur 7-16 anges reduktionsgraden av organiskt material över försedimentering och över UASB-reaktorer. Inkommande och utgående halter redovisas i Figur 7-10 till Figur 7-13 och i Tabell 7-4.

Lägst utgående halter av löst organiskt material erhöles under perioden med semiparallell drift och användning av flockningsmedel i försedimenteringen. Under denna period var även inflödet till försökslinjen relativt högt. Efter att användningen av fällnings- eller flockningsmedel upphörde september 2005 ökade halterna av löst organiskt material ut från båda reaktorerna. Detta trots att inflödet till försökslinjen under huvuddelen av perioden var relativt lågt. Dock var reduktionsgraden med avseende på löst organiskt material över reaktorerna högre då inget flockningsmedel användes. En trolig förklaring till detta är att en större andel finpartikulärt material avskiljdes i försedimenteringen då flockningsmedel användes. Sett till medianvärden för de olika försöksperioderna minskar även COD-reduktionen för hela systemet från 78 till 70 % när användningen av flockningsmedel upphör samtidigt som reduktionsgraden med avseende på löst organiskt material över UASB-reaktorerna ökar något. Tillsatsen av Purfix och PIX tycks således inte påverka den anaeroba nedbrytningen av organiskt material men tycks vara gynnsamt för den totala reduktionen av organiskt material.

Halterna av löst organiskt material ut från första och andra reaktorn var relativt lika under hela ut-



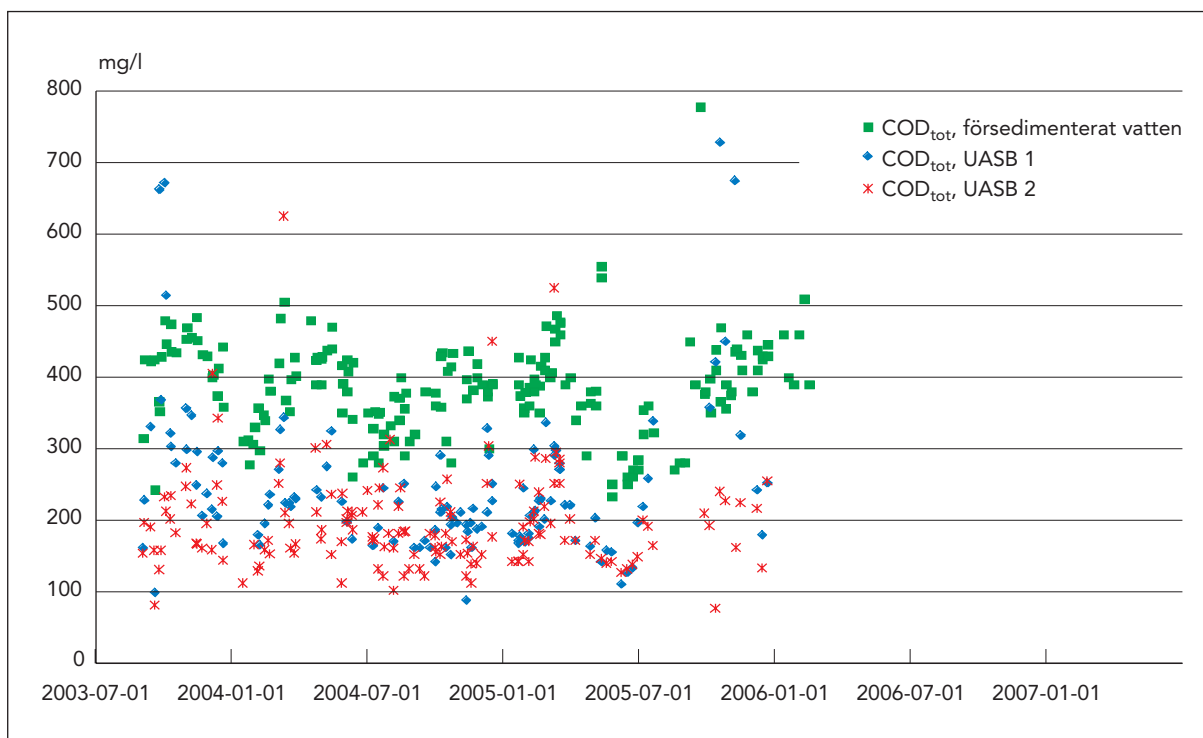
Figur 7-9 Slamhalt, uttryckt som % VS, i UASB 2 vid olika nivåer och provtagningsstillfällen. Nivåerna anges som avståndet ner till botten samt som andel av den totala vätskehöjden. Siffrorna i diagrammen anger VS som % av TS för respektive nivå och provtagningsstillfälle.

värderingsperioden. Det var endast under perioder med seriedrift det finns en viss skillnad i utgående halt. Skillnaden är dock liten och beräknas reduktionsgraden endast utifrån halten löst organiskt material innebär det att mer än 90 % av nedbrytningen skedde redan i den första reaktorn vid seriedrift.

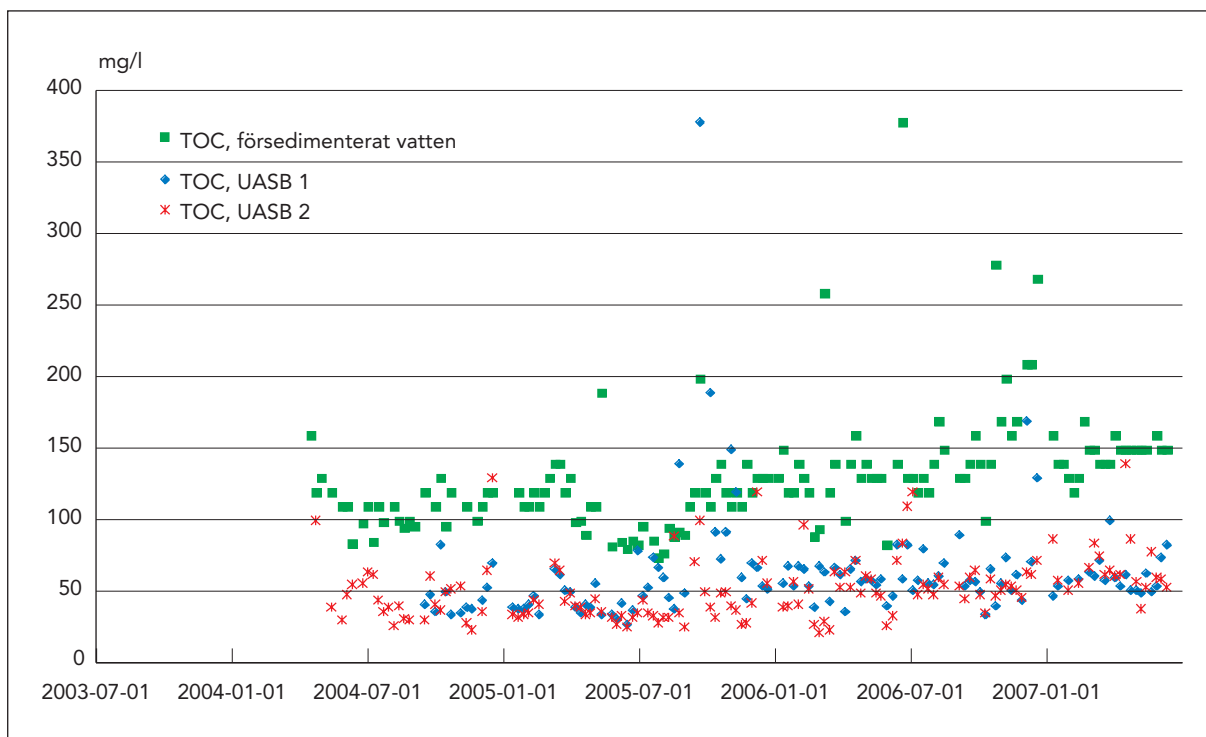
Efter cirka en månads drift, det vill säga i september 2003, observerades att granulerna i UASB 1 började lösas upp samt att ett ljusbrunt flockulent slam fanns i den övre delen av reaktorn. Dosering av flockningsmedel till försedimenteringen påbörjades därför, men slamstrukturen tycktes trots detta att fortsätta att försämrats. Under december 2003 tycktes det som att även granulerna i UASB 2 var på väg att lösas upp och ett ljusbrunt flockulent slam före-

kom nu i övre delarna av båda reaktorerna. Detta slam uppvisade inte någon metanogen aktivitet och antogs därför bestå av suspenderat material som inte brutits ned i reaktorerna. Förändringarna av slamstrukturen orsakade emellertid ingen försämring av reduktionsgraden med avseende på löst organiskt material. Dock var reduktionen med avseende på totalt organiskt material över reaktorerna periodvis låg på grund av relativt höga utgående halter av partikulärt material.

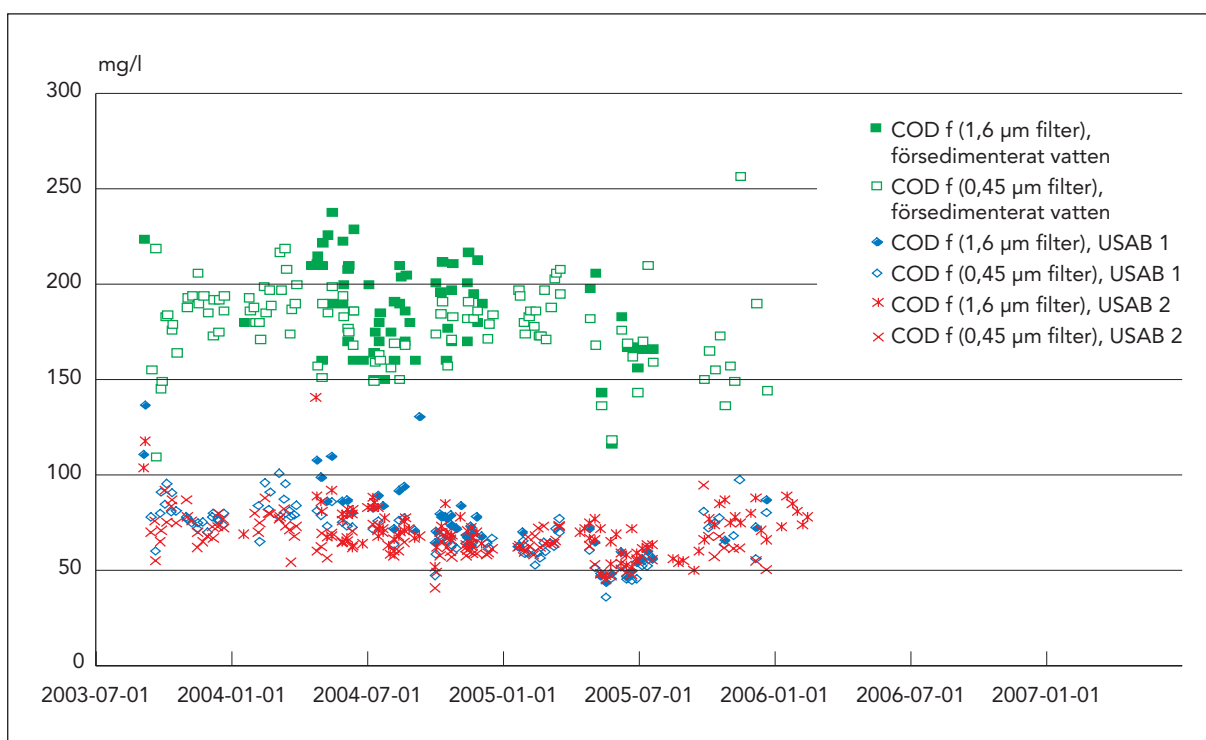
De högsta utgående halterna, och den högsta reduktionsgraden över reaktorerna, med avseende på löst organiskt material erhöles under perioden med dosering av vassle.



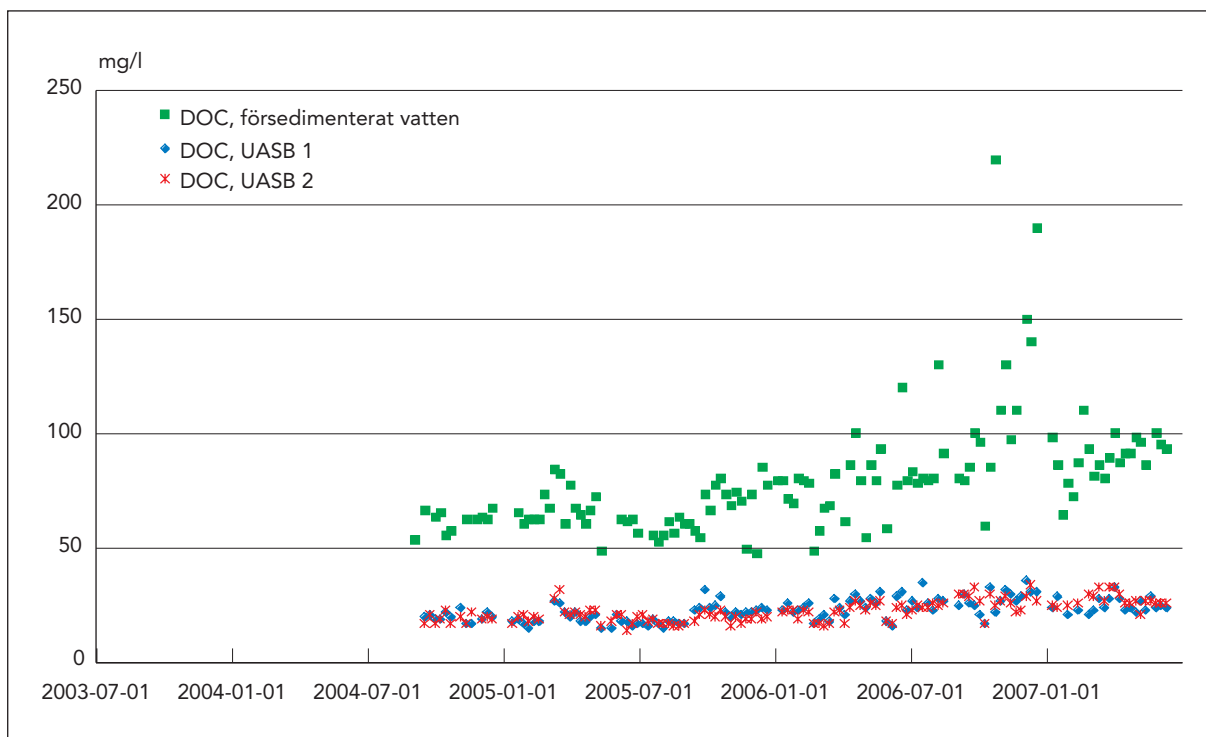
Figur 7-10 Koncentrationer av COD i försedimenterat vatten, ut från UASB 1 och UASB 2.



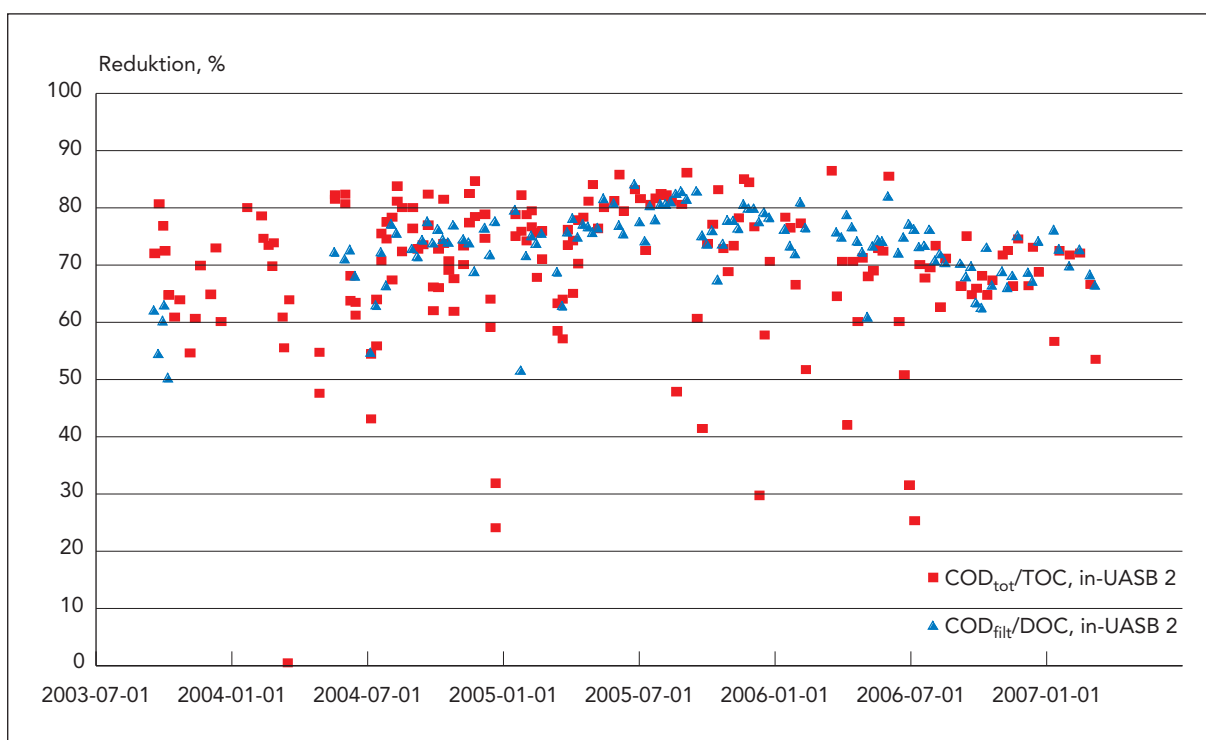
Figur 7-11 Koncentrationer av TOC i försedimenterat vatten, ut från UASB 1 och UASB 2.



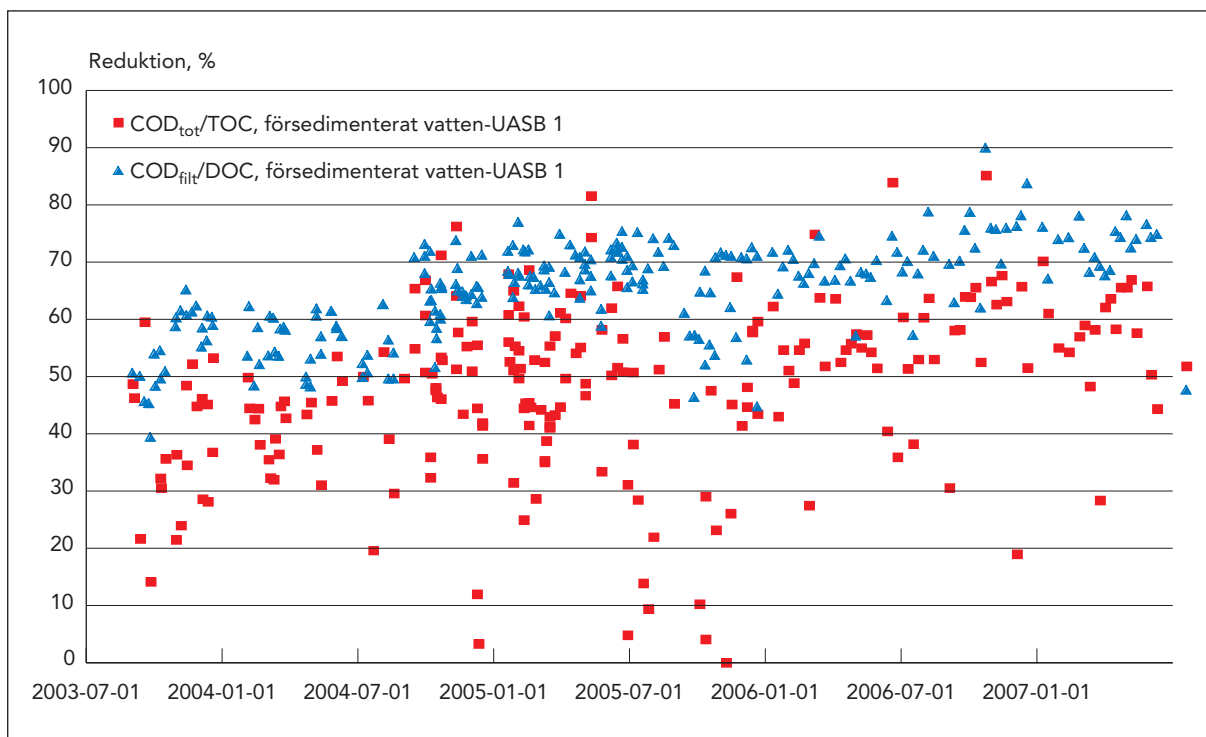
Figur 7-12 Koncentrationer av löst COD i försedimenterat vatten, ut från UASB 1 och UASB 2.



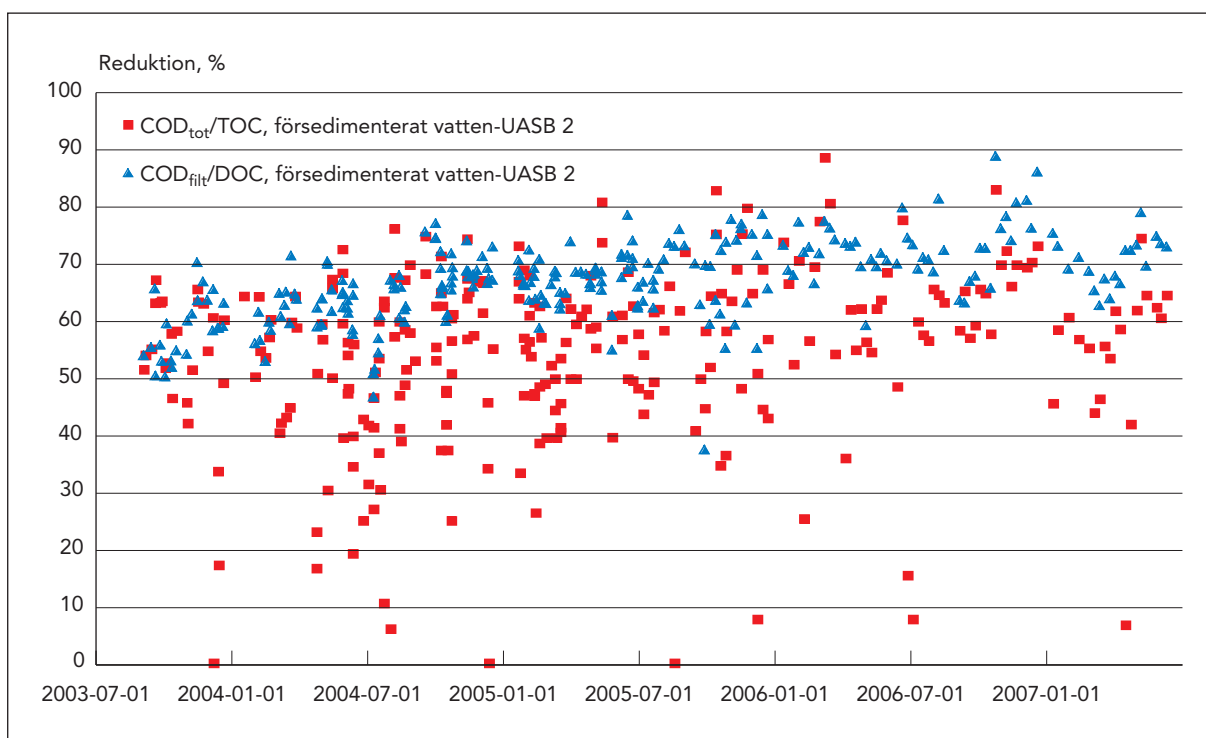
Figur 7-13 Koncentrationer av DOC i försedimenterat vatten, ut från UASB 1 och UASB 2. DOC = löst TOC.



Figur 7-14 Reduktion i % av COD eller TOC samt löst COD eller DOC, inkommande avloppsvatten – utgående från UASB 2.



Figur 7-15 Reduktion i % av COD eller TOC samt löst COD eller DOC, försedimenterat vatten – utgående från UASB 1.



Figur 7-16 Reduktion i % av COD eller TOC samt löst COD eller DOC, försedimenterat vatten – utgående från UASB 2.

Tabell 7-3 Reduktionsgrad (%) med avseende på COD som medianvärden för de olika driftsfallen om inte annat anges. En del värden även beräknat utifrån TOC och DOC när COD-analyser saknas. I angivna temperaturer har kortare perioder (< 1 vecka) där temperaturen tillfälligt höjs på grund av störningar i styrsystem undantagits. FV = försedimenterat vatten, OLR = Organic Load Rate, HRT = hydraulic retention time.

Period	Kemikalie	HRT för UASB 1; UASB 2; UASB _{tot} (h)	Temperatur, min – max (medel) (°C)	OLR för UASB 1 och UASB _{tot} (kg COD/m ³ /d)	COD (In-FV) (%)	COD (In-UASB _{ut}) ¹¹ (%)	COD (FV-UASB _{ut}) ¹¹ (%)	COD _{löst} (FV-UASB _{ut}) ¹¹ (%)
030911– 031216	Intrimningsperiod med varierande belastning, se text.				24	69	58	59
031218– 040322 ¹	Purfix	2,5; 2,5; 5	17–19	1,4–2,4; 1,4–2,4	34	70	54	61
040328– 040826	Purfix	2,1; 2,1; 4,2	18–25 (22)	1,6–2,8; 1,6–2,8	35	66	44	64
040901– 050315 ¹	Purfix	4,2; 2,1; 4,2	18–24 (21)	3,6–5,6; 1,8–2,8	34	73	51	67
050401– 050508	Purfix	4,2; 2,1; 5,0	20–21 (20)	1,7–2,1; 1,4–1,8	45 ¹²	75 ¹²	55 ¹²	68 ¹²
050509– 050707	Purfix+ PIX–111	4,2; 2,1; 5,0	21–25 (23)	1,4–1,9; 1,2–1,6	52 ¹³	76 ¹³	54 ¹³	67 ¹³
050708– 050915	Purfix+ PIX–111	8,3; 4,2; 10,0	21–27 (25)	0,7–1,2; 0,6–1,0	50	78	52	71
050919– 060111	–	8,3; 4,2; 10,0	20–30 (25)	1,0–1,4; 0,8–1,2	31	70	57	74
060112– 060209		5,6; 2,8; 6,7	20–22 (20)	1,7–1,9; 1,4–1,6	36 ¹⁴	68 ¹⁴	50 ¹⁴	76 ¹⁴
060209– 060307	ingen utvärdering p.g.a. ombyggnader		19–21 (20)					
060308– 060702	ingen längre period med konstant inställning		17–30 (22)					70–76
060703– 061026	vassle från 060719	4,2; 2,1; 5	20–28 (24)	1,9–3,1; 1,6–2,6	31 (38) ¹⁵	68 (71) ¹⁵	52	71
061029– 061222	vassle	2,5; 2,1; 5	19–21 (20)	5,2–8,4; 2,6–4,2	5 (29) ¹⁵	67 (75) ¹⁵	64	79
070125– 070311		4,6; 2,1; 5	16–22 (19)	1,7–2,6; 1,6–2,4	25	69	56	69
070312– 070430		4,6; 2,0; 5,1	18–23 (20)	2,4–2,7; 2,1–2,4			46	68
070501– 070617		4,8; 2,1; 5,1	21–26 (23)	1,9–2,7; 2,3–2,5			65	74

¹¹ Resultaten baserar sig på stickprov på utgående från UASB 2.

¹² Medelvärde beräknat på endast fem värden.

¹³ Medelvärde beräknat på 6-7 värden.

¹⁴ Data från Jansson (2006).

¹⁵ Vassle doseras mellan provtagning för inkommande och försedimentering.

Värden inom parentes anger en beräknad reduktionsgrad utifrån doserad mängd vassle.

Tabell 7-4 Utgående halter i mg/l, uttryckt som medianvärden och som intervallet för 10- och 90-percentil, av löst organiskt material från UASB-reaktorerna. Värden inom parentes har beräknats med hjälp COD/DOC-kvot (medelkvot för båda punkterna) från perioden 040901-050915.¹⁶

	Försedimentering, DOC-reduktion	UASB 1, mg COD _{fil} /l	UASB 1, mg DOC/l	UASB 2, mg COD _{fil} /l	UASB 2, mg DOC/l
031218–040826 (seriedrift med flockningsmedel)		78, 71–92		70, 59–79	
040901–050915 (semiparallell drift med flockningsmedel)	20 %	61, 45–66	17, 15–21	59, 47–67	18, 16–22
050919–061026 (semiparallell drift utan flockningsmedel)	10 %	(76)	23, 18–29	(73)	22, 16–26
061029–061222 (vassle och seriedrift)		(98)	29, 26–32	(86)	26, 22–30
070113–070430 (semiparallell drift utan flockningsmedel)	2 %	(76)	23, 20–28	(89)	27, 24–32

Gasproduktion

Under hela försöksperioden producerades metan kontinuerligt, men inledningsvis förekom problem med gasflödesmätarna. Därför redovisas inte mätdata från det första driftsåret.

Vid semiparallell drift och användning av Purfix varierade den totala gasproduktionen i regel mellan 0,02 och 0,03 Nm³ CH₄/h och sjönk väsentlig när PIX-111 började doseras till försedimenteringen (Figur 7-17). Gasproduktionen i förhållande till den organiska belastningen på UASB-reaktorerna sjönk dock inte (Tabell 7-5). När försöket med PIX-111 avslutades ökade den totala gasproduktionen.

Vid dosering av vassle ökade gasproduktionen snabbt och som mest noterades en total produktion på cirka 0,09 Nm³ CH₄/h. Den metanogena kapaciteten var således hög i jämförelse med den organiska belastning som erhöles med enbart försedimenterat spillvatten från Hammarby Sjöstad.

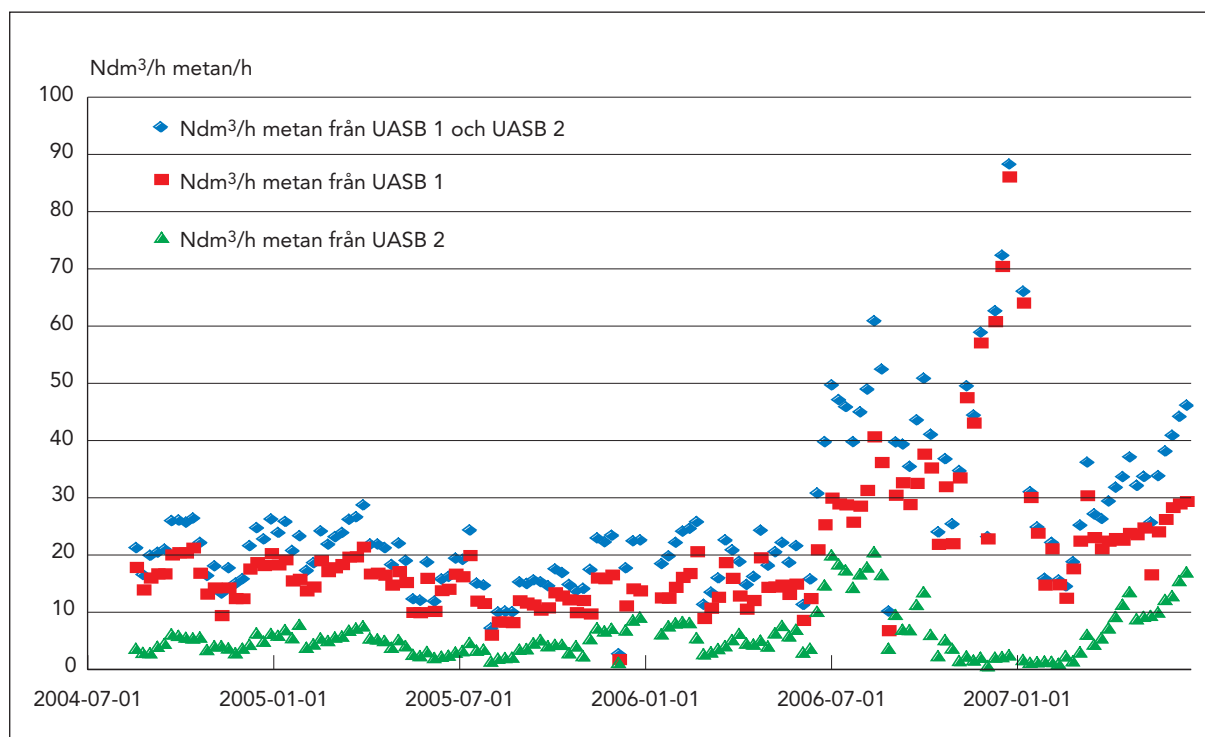
Generellt låg den registrerade specifika metanproduktionen väsentligt under den teoretiskt bildade mängden på 0,35 Nm³ CH₄/kg COD_{red}. Detta förklaras delvis av att 30–50 % av metanen löste sig i vattenfasen (Brown, 2006; Carlsson, 2005). Denna metan bör dock vara möjlig att driva av och nyttiggöra för energiproduktion, se även avsnitt ”7.3 Metan löst i vatten”. En del organiskt material bröts även ned vid reduktion av sulfat och enligt Carlsson (2005) kan det förklara knappt 10 % av avvikelsen från teoretisk gasproduktion. Med hänsyn till metans löslighet, och COD-reduktion på grund

av sulfater, borde den registrerade gasproduktionen ligga på cirka 0,20 Nm³ CH₄/kg COD_{red}. Reduktionen med avseende på COD var i storleksordningen 70 %, vilket ger en förväntad gasproduktion på cirka 0,14 Nm³ CH₄/kg COD_{in} ifall allt reducerat organiskt material omvandlas till metan och koldioxid. En del av reduktionen sker dock genom avskiljning och ackumulation av suspenderat material.¹⁷ Det är därför även relevant att relatera gasproduktionen i förhållande till reduktion av löst organiskt material. Enligt Tabell 7-5 var den specifika gasproduktionen 20–60 % högre om den relateras till mängden löst organiskt material som reducerades jämfört med den totala mängden reducerat organiskt material. En del inkommande partikulärt organiskt material hydrolyseras i UASB-reaktorerna och mängden organiskt material som bryts ned var större än differensen mellan inkommande och utgående mängd löst organiskt material. Vidare kan inte uteslutas, även om det inte påvisats, att mindre mängder gas läckte ut från reaktorer eller gassystem utan att registreras och eftersom den totala gasproduktionen var relativt låg får även ett måttligt läckage relativt stor effekt. Detta misstänks exempelvis vara förklaringen till att den registrerade gasproduktionen från UASB 2 periodvis varit mycket låg. Sammanfattningsvis gäller således att den registrerade metanproduktionen var lägre än förväntat, men att detta till stor del kan förklaras av en så stor andel av metanen löser sig i vattenfasen.

¹⁶ När det gäller utgående halter av DOC bör påpekas att Torsgatans laboratorium bytte från 0,45 till 1,6 µm v 7 2005. På Sjöstadverket gjordes emellertid COD-analyser på såväl 0,45 µm som 1,6 µm. För försedimenterat vatten och för utgående var COD-halterna i prov filtrerat med 1,6 µm ca 10–15 % högre än i prov filtrerat med 0,45 µm.

¹⁷ De prover som tagits på slamhalten i UASB-reaktorerna tyder emellertid på att ackumulationen av slam har varit relativt måttlig.

Noterbart är även att metanhalten i den bildade gasen har varit relativt hög och metanhalter upp emot 90 % har registrerats.



Figur 7-17 Metanproduktion i Ndm³/h från UASB 1, UASB 2 och summan av båda reaktorerna. Nm³ = normal kubikmeter = m³ gas vid 0 °C och 1 atm.¹⁸

Tabell 7-5 Specifik metanproduktion för de olika perioderna. Under det första året fungerade dock inte gasmätningen tillfredsställande och därför redovisas endast data från september 2004 och framåt.

Period	Kemikalie	Inflöde, m³/h (drift)	Tempera- tur, °C	OLR, kg COD/d	Specifik gasproduktion			
					Nm³ CH ₄ / kg TOC _{red}	Nm³ CH ₄ / kg DOC _{red}	Nm³ CH ₄ / kg COD _{in}	Nm³ CH ₄ / kg COD _{in} (UASB 1)
040901– 050315	Purfix	1,2 (semi- parallell)	18–24	9–14	0,27	0,44	0,05	0,06
050401– 050508	Purfix	1,0 (semi- parallell)	20–21	7–9	0,33	0,46	0,06	0,07
050509– 050707	Purfix+ PIX-111	1,0 (semi- parallell)	21–25	6–8	0,32	0,42	0,06	0,08
050708– 050915	Purfix+ PIX-111	0,5 (semi- parallell)	21–27	3–5	0,43	0,54	0,09	0,11
050919– 060111		0,5 (semi- parallell)	20–30	4–6	0,52	0,71	0,10	0,11
060112– 060209		0,75 (semi- parallell)	20–22	7–8	0,39	0,59	0,07	0,08
060703– 061026	vassle från 060719	1,0 (semi- parallell)	20–28	8–13	0,54	0,76	0,11	0,12
061029– 061222	vassle	1,0 (serie)	19–21	13–21	0,44	0,60	0,09	0,09
070113– 070430		1,0 (semi- parallell)	13–24	8–12	0,38	0,49	0,06	0,08

¹⁸ Nedgången i gasproduktion från UASB 2 i slutet av 2006 förklaras troligtvis av övergång till seriedrift.

Att ingen gasproduktion registrerades under januari 2007 kan eventuellt förklaras av frysning och/eller för högt mottryck i gassystemet.

Statistisk utvärdering

För att undersöka samband mellan hur temperatur och spillvattenflöde genom reaktorerna påverkar reduktion av COD och gasproduktion har en principalkomponentanalys gjorts på presenterade resultat (Figur 7-18).¹⁹ Dataserierna från försöken är förhållandevis oregelbundna, vilket generellt skapar relativt vaga statistiska samband i de PCA²⁰- och PLS²¹-modeller som tas fram.

Dataserierna har även delats upp i en serie med respektive utan förfällning för att se om någon skillnad kunde upptäckas mellan de två driftsstrategierna. Resultatet indikerade att variansen var något lägre när förfällning användes, men någon signifikant skillnad kunde inte erhållas. Vid jämförelse av PCA för de två serierna sammanföll resultaten till mycket hög grad.

Slutsatserna från tolkning av principalkomponentanalysen, se Figur 7-18, är:

- Den specifika gasproduktionen är omvänt beroende av flödet och direkt beroende av temperaturen, det vill säga en minskning av Q korrelerar med en ökning av den specifika gasproduktionen och reduktion av COD (COD_{red} , in-UASB_{ut}) samtidigt som en ökning av temperaturen leder

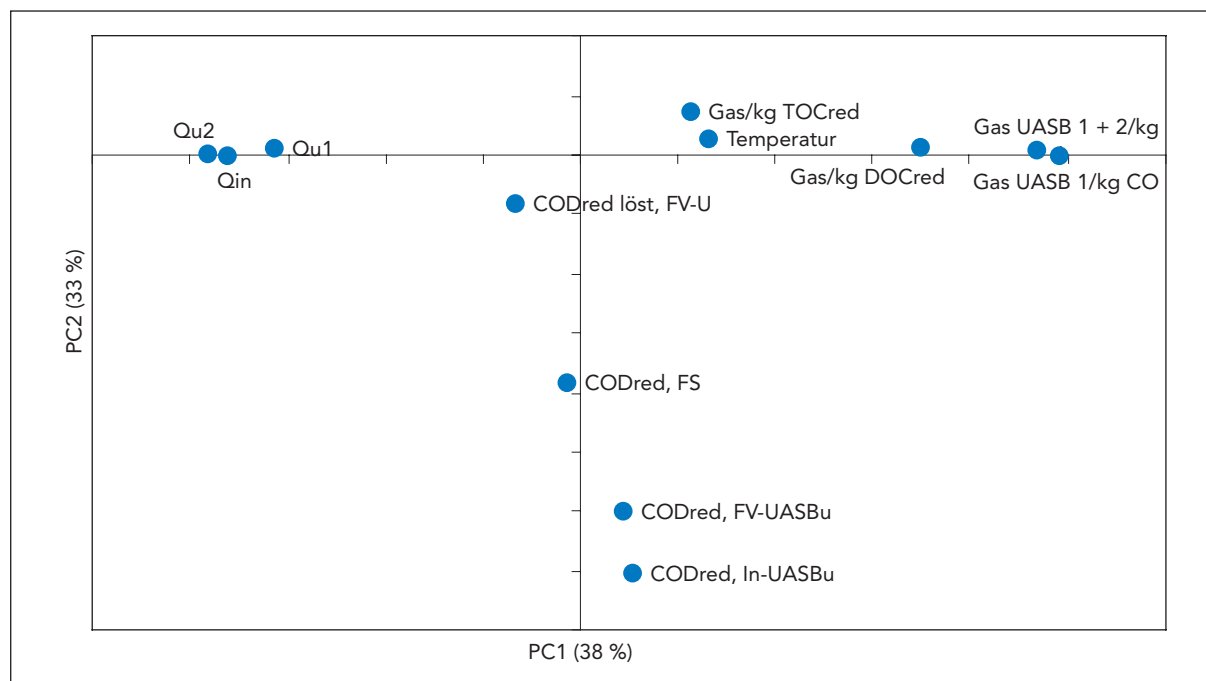
till en ökning av den specifika gasproduktionen och reduktionen av COD.

- PCAn visar att reduktionen av löst COD över UASB-reaktorerna samt även COD-reduktionen över försedimenteringen är oberoende av Q och temperatur.

För att undersöka om det gick att skapa en statistisk modell baserad på flödena (Q_{in} , Q_1 och Q_2) samt temperaturen och med den kunna prediktera specifika gasutbytet i UASB 1 ($gas\ UASB\ 1/kg\ COD_{red}$) gjordes en PLS-regression (Figur 7-19).

Analysvärdena är relativt normalfördelad vilket är viktigt för att få en trovärdig modell. Korrelationskoefficienten är 0.69 vilket indikerar att det finns ett statistiskt belagt samband i modellen. Lutningen på korrelationslinjen visar att modellen underskattar den specifika gasproduktionen vid värden över 0,095 l/g COD_{red} samt överskattar den specifika gasproduktionen vid värden under 0,095 l/g COD_{red} .

Regressionskoefficienterna (Figur 7-20) ger vägledning till vad som bygger upp informationen i modellen. De mest inflytelserika variablerna är Q_1 och temperatur, vilket visar på att en ökad temperatur och ett minskat flöde över Q_1 (d.v.s. ökad

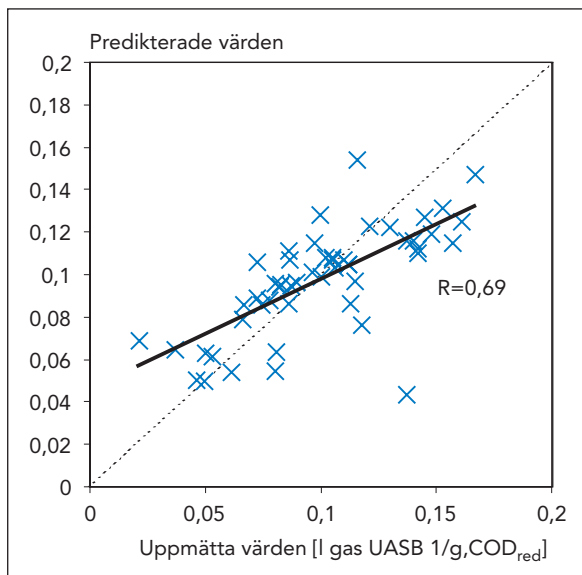


Figur 7-18 Principalkomponentanalys av resultat från UASB-reaktorerna. PC1 och PC2 beskriver tillsammans 71 % (38+33) av variansen i datasetet och därmed kan denna tvådimensionella bild ses som en bra beskrivning av hur de olika parametrarna förhåller sig till varandra.

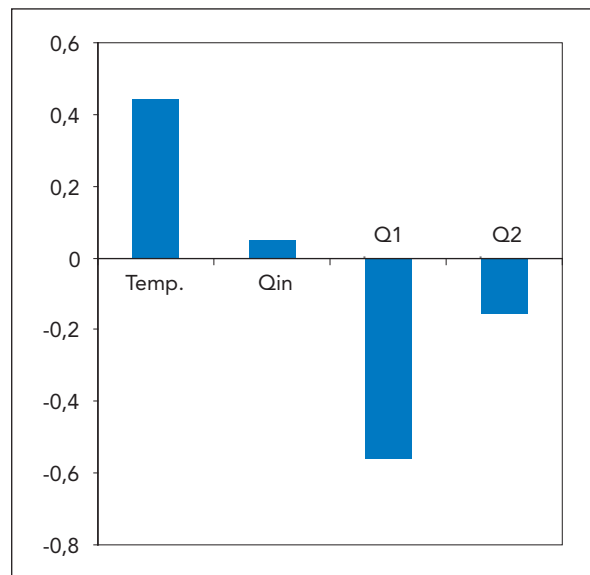
¹⁹ Multivariata dataanalysen utförd av Mikael Hansson, JTI.

²⁰ PCA = principal component analysis dvs. principalkomponentanalys.

²¹ PLS = partial least square regression.



Figur 7-19 PLS-regressionsmodellen visar en jämförelse mellan predikterad och uppmätt specifik gasproduktion (l gas UASB 1 per g COD_{red}).



Figur 7-20 Regressionskoefficienter som PLSR-modellen bygger på.

uppehållstid) ger en högre specifik gasproduktion. Dock så har Q_{in} och Q_2 tillräckligt stort inflytande på modellen för att de inte ska kunna tas bort ur modellen.

Förändring i temperaturen har en betydligt större påverkan på den specifika gasproduktionen än förändringar i flödet Q_{in} i den framtagna modellen. Förhållandet mellan Q_{in} och temperatur är i storleksordningen 5 gånger (dvs. regressionskoefficienten är 5 ggr högre för temperatur än Q_{in}). Detta bör tolkas som att en liten förändring i temperaturen har en betydligt större påverkan på den specifika gasproduktionen än en sänkning av flödet Q_{in} .

Jämförelse mellan UASB-försöken och data från litteraturen

I Tabell 7-6 redovisas de viktigaste parametrarna för försöken genomförda vid Sjöstadverket tillsammans med data från litteraturen som ligger närmast Sjöstadförsöken vad gäller temperatur, uppehållstid och COD-koncentration i spillvattnet. Försök med tvåstegs koncept är sällsynta, men ett laboratorieförsök (Elmitwalli m. fl., 1999) visar att reduktionsgrader på 60–70% kan nås vid 13 °C. Eftersom resultaten redovisas i intervaller är det svårt att dra detaljerade slutsatser kring prestandan. Upphållstiden för Sjöstadverket ligger relativt lågt och har

Tabell 7-6 Jämförelse av resultat från Sjöstadverkets UASB-reaktorer med utvalda litteratordata.

Reaktortyp	Temp., °C	Reaktor-volym, m ³	COD _{in} , mg/l	HRT, h	Reduktion, % COD	Referens
UASB	17–26	2,5+2,5	300–470	4,0–9,6	44–58	Sjöstadverket fv – UASB 2
UASB	17–26	2,5+2,5	440–710	4,0–9,6	66–78	Sjöstadverket in – UASB 2
UASB	10–18	6	100–900	9–16	46–60	de Man m.fl. 1986
UASB	20	6	100–900	24	70	Grin m.fl. 1983
UASB	11–19	20	100–900	6,2–18	31–49	de Man m.fl. 1986
UASB	>13	120	391	2–7	16–34	van der Last & Lettinga, 1992
UASB	15–23	336	205–326	12–42	31–47	Collivignarelli m.fl. 1990
Hybrid + UASB	13	2*0,004	300–500	8	60–70	Elmitwalli m.fl. 1999
Förfälln. + UASB	29–30	0,0012	224–312	2–3	>70	Kalogo & Verstraete, 2000

med tanke på det en relativt god reduceringsgrad av COD. Slutsatsen är att reduktionen av organiskt material var relativt hög vid Sjöstadverket jämfört med andra anläggningar om även avskiljningen av suspenderat material i försedimenteringen beaktas.

7.2.2 Anaerob membranbioreaktor

Nedan följer en sammanfattning av de viktigaste resultaten från utvärderingen av AnMBR. En utförligare redogörelse återfinns hos Hellström *et al.* (2007).

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 7-7).

Temperaturen i reaktorn varierade mellan 20 och 26 °C under större delen av försöksperioden. Målsättningen var att reaktortemperaturen skulle ligga på en nivå som motsvarar temperaturen i inkom-

mande vatten. För att minska antalet varierande faktorer har dock temperaturen i reaktorn hållits relativt konstant under respektive intensivundersökningsperiod.

Reduktionsgraden med avseende på organiskt material över AnMBR har varit cirka 90 % eller högre för samtliga delförsök (Tabell 7-8 och Figur 7-21). 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.

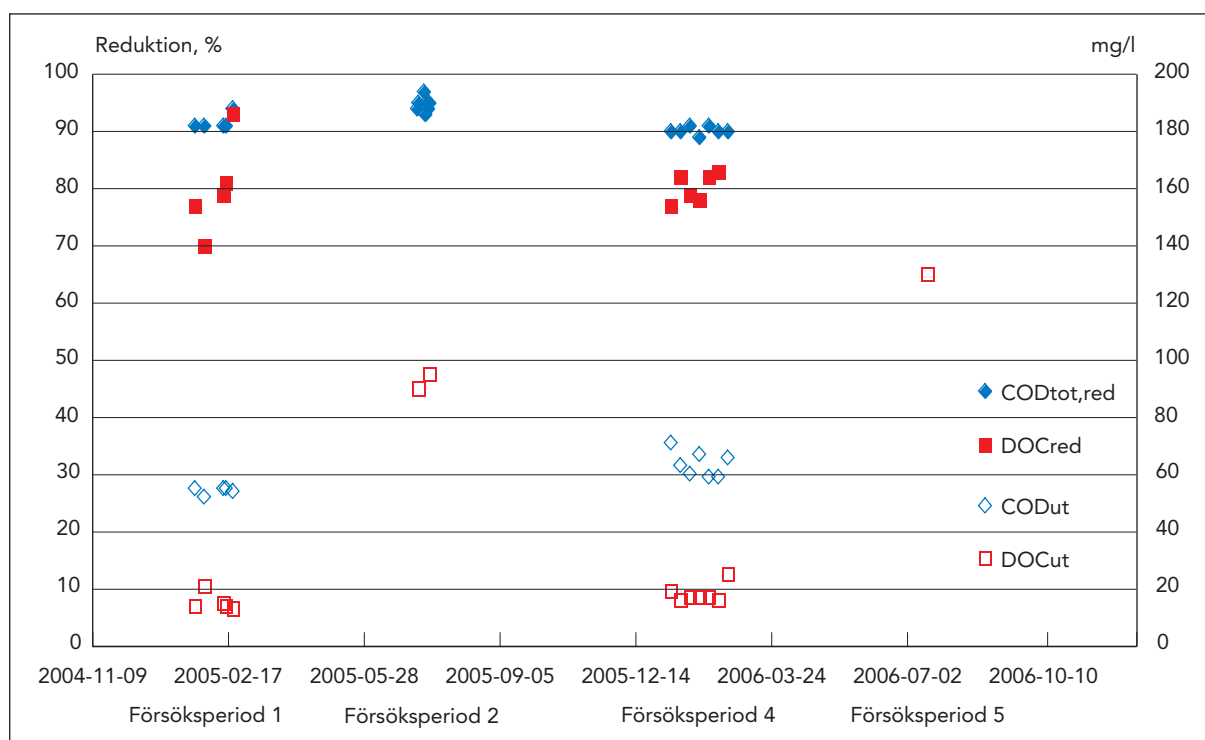
En kontinuerlig och stabil gasproduktion erhöles under samtliga försöksperioder, undantaget en överdosering av vassle under det sista försöket. Dock var den registrerade metanproduktionen 30–40 %

Tabell 7-7 Driftsförutsättningar för AnMBR 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	Hushållsspillvatten	23,0	16,8	0,6	1,09	0,72
1b	Hushållsspillvatten 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	Hushållsspillvatten	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

Tabell 7-8 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 $TOC_{ut} = DOC_{ut}$.

Försök	Inkommande avlopp	Halter (mg/l)				Reduktionsgrad (%)			Andel ackumulerad COD, % av COD _{in}
		COD (TOC) in	DOC in	COD ut	TOC ut	COD _{tot} (TOC) inkl. försed.	COD _{tot} (TOC)	COD _{filt} (DOC)	
1a	Hushålls-spillvatten	578 (204)	64	54	14	91 (93)	87 (88)	73 (79)	7
1b	Hushållsspillvatten + 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 7-21 Reduktion i % med avseende på organiskt material över AnMBR, och utgående halt i mg/l.

av den teoretiska (som är 0,35 Nm³/kg COD_{red}). Följande förklaringar till detta finns: ²²

- Metan löser sig i vattenfasen (se ”7.3 Metan löst i vatten”).
- Organiskt material bryts ned genom att reagera med sulfat. Enligt Carlsson (2005) kunde detta förklara knappt 10 % av den ”saknade” gasen.
- Mätfel (Welin, 2006).
- Läckage.

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 utvinas från detta.

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

Den maximala organiska belastningen styrs av mängden aktivt anaerobt slam i reaktorn. Under projektet var slamhalten i reaktorn relativt låg jäm-

fört med exempelvis en konventionell rötkammare. 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 uppehållstiden inte blev kortare berodde på att den praktiska minimivolymer 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.

Resultaten från försök med anaerob membranbioreaktor vid Sjöstadsverken är i samma häradsområde som de prestanda som presenteras i litteraturen. Reduktionsvärdena av COD ligger ofta över 85 % med en variation från 56 till 99 % beroende på typ av avloppsvatten och reaktorkonfiguration (Liao m.fl., 2006). Generellt når behandling med AnMBR nivåer på <100 mg COD_{ut}/l. Detta är rimligt eftersom suspenderad COD kan reduceras till närmare 100 % (Liao m. fl. 2006).

²² Vid nedbrytning av organiskt material sker även en viss mikrobiell tillväxt. Denna märks dock som ökad slamhalt i reaktorn och hänsyn till detta har redan tagits i den COD-balans som utgör underlag för ovanstående redovisning.

Energiåtgången för en eventuell fullskaleanläggning har beräknats utifrån använt drivtryck och amplitud för membranstacken. Test av olika sorters membran visade att det fanns en potential att nå en specifik energianvändning på 0,9 kWh/m³ behandlat avloppsvatten

7.2.3 Fluidiserad bädd

Det visade sig efter en tids drift av den fluidiserade bädden att sand följde med cirkulationsvattnet ut. Sandflykt kan uppstå av flera orsaker (Karlsson, 2005):

- Sanden har fel kornstorlek. Små partiklar fluidiserar och lyfts upp genom vattenkolumnen i högre grad än större partiklar. Om sanden har för liten kornstorlek kan den lyftas upp och följa med utgående vatten från bädden. Innan anläggningen på Sjöstadsverket byggdes utförde AnoxKaldnes ett flertal lab-tester, vilka resulterade i att 0,2 mm sand rekommenderades för den tilltänkta fullskaleanläggningen. AnoxKaldnes utförde endast tester med renvatten och hade därför inte möjlighet att utvärdera hur bädden skulle bete sig med avloppsvatten.
- En annan orsak till sandflykt kan vara biofilmstillväxten, vilken minskar bärarmaterialets densitet och därmed sänker partikelns fallhastighet. Detta är en relativt normal driftsstörning och på de flesta fullskaleanläggningar finns sätt att ta itu med problemet. På exempelvis Himmerfjärdsverket utanför Södertälje sker automatisk tvätt av sand som fått för tjock biofilm och därigenom låg densitet. Dock förloras sand även här. Det är betydligt svårare att åtgärda detta problem i en halvstor skala.
- Avloppsvattnet från Hammarby Sjöstad är mer koncentrerat än konventionellt avloppsvatten eftersom det inte sker inblandning av olika former av tillskottsvatten. Vattnet innehåller även ganska mycket fett som kan adsorberas på bärarmaterialet. Även detta minskar bärarmaterialets densitet och sänker därmed partikelns fallhastighet.
- Sandflykt kan också bero på snedfördelning och kanalbildning i sandbädden så att vissa delar får en hög uppåtgående hastighet. Fördelningssystemet i bäddens botten byttes ut för att få en säkrare drift men det hjälpte inte.

Karlsson (2005) genomförde försök i laboratorieskala på Sjöstadsverket med samma utrustning som AnoxKaldnes använde vid de första testerna. Möjliga orsaker till sandflykt testades, däribland gasbildning, adsorption av fett på sanden samt aggregering av sandkornen till följd av kemikaliedosering. Laboratorieförsöken gav inget entydigt svar, men den faktor som verkade ha störst betydelse för sandflykt i den fluidiserade bädden var adsorption av fett och partiklar. För att bädden inte ska svälla till följd av adsorption av flockningsmedel bör dessa undvikas vid förbehandlingen, alternativt tillsättas i mindre kvantiteter.

För att den fluidiserade bädden skulle kunna köras vidare krävdes en omfattande och kostsam ombyggnad. Dels krävdes någon typ av utrustning för att tvätta sanden och dels behövde byte till grövre sand (0,4 mm) ske. Byte till grövre sand skulle medföra att cirkulationsflödet skulle behöva ökas dramatiskt och därmed kräva byte av recirkulationspump med mera. Dessa åtgärder ansågs alltför omfattande så utvärderingen av den fluidiserade bädden avslutades.

7.3 Metan löst i vatten

7.3.1 Allmänt

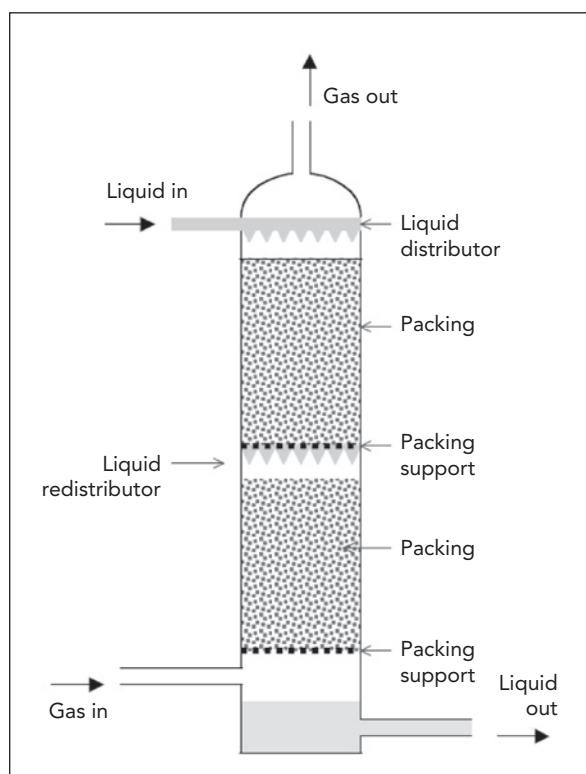
Brown (2006) registrerade metanhalter i anaerobt behandlat avloppsvatten som motsvarade 120–180 % av det teoretiska mättnadsvärdet. Den lösta andelen kan då motsvara 30–50 % av den producerade metanen (Brown, 2006; Grundestam, 2006). Vid behandling av klosettavlopp och matavfall blir dock andelen väsentligt lägre, drygt 5 %. (Brown, 2006; Andersson och Castor, 2005). En stor del av den lösta metangasen är dock relativt lätt att driva av och på så sätt kan även den nyttiggöras för energiändamål (Brown, 2006).

7.3.2 Utvinning och energiproduktion

Inom projektet har Brown (2006) gjort en teoretisk utvärdering av olika metoder för att desorbera och nyttiggöra den lösta metangasen. Den teknik som i

första hand föreslås är desorptionskolonner packade med fyllkroppar som vattnet får perkolera över samtidigt som det möter en uppåtgående luftström av ventilationsluft (Figur 7-22). Frånluften från kolonnerna leds sedan till anläggning där metangasen förbränns i en RTO-enhet (regenerative thermal oxidiser) med hög värmeväxlingseffektivitet.²³ Enligt Brown (2006) bör behandlingskostnaden för en fullskalanläggning (15 000 p.e.) bli ca 0,47 kr/m³ avloppsvatten. Elåtgången blir ca 0,035 kWh/m³ avloppsvatten för att driva kolonnen och ca 0,36 kWh värme/m³ avloppsvatten kan utvinnas i form av rökgas vid 340 °C. Enligt Brown (2006) bör det vara ekonomiskt och tekniskt möjligt att desorbera minst 97 % av den lösta metangasen och ca 80–90 % av metangasen kan omvandlas till värme som går att nyttiggöra.

En effekt som ej utretts är i vilken utsträckning en desorptionskolonn även kommer att fungera som en biobädd med nedbrytning av organiskt material och eventuell nitrifikation.



Figur 7-22 Desorptionskolonn för att driva av metan från anaerobt behandlat avloppsvatten (Illustration: Nils Brown).

Det finns en risk för bildning av biofilm och att material i inkommande vatten ansamlas i kolonnen. Detta måste beaktas i designen och vid drift av anläggningen.

7.3.3 Metan som kolkälla för denitrifikation

Den biologiska reningen drevs från augusti 2006 som en fördenitrifikationsprocess med ett recirkulationsflöde. En fördel med fördenitrifikation är att det organiska material som naturligt finns i avloppsvattnet kan utnyttjas av denitrifierande bakterier istället för att tillsätta en extern kolkälla. Hypotesen som testades var att metan i utgående vatten från UASB-reaktorerna kunde utnyttjas som kolkälla för denitrifikation.

Waller (2007) genomförde försök med metan som kolkälla i den biologiska efterbehandlingen mellan oktober 2006 och februari 2007. Kompletterande batchförsök i laboratorieskala gjordes dels för att bestämma denitrifikationshastigheten samt för att påvisa metanets inverkan på denna.

Slutsatsen är att det inte gick att påvisa att metan användes som kolkälla, men möjligheten verkar finnas. Det skedde denitrifikation i processen och det går inte att utesluta att metan var kolkällan. Metanmätningar visade att metan försvann någonstans i processen, vilket skulle kunna vara en konsumtion av denitrifierande bakterier. Den högsta denitrifikationshastigheten som uppmättes var cirka 1,1 g N/d/m² vid 21 °C i försöksanläggningen och 0,24 g N/d/m² vid 16 °C i batchförsök.

7.4 Biologisk kväveavskiljning efter anaeroba processer

Den biologiska efterbehandlingen har drivits på många sätt under testperioden. Tabell 7-9 visar en sammanfattning av de olika driftssätten. Under det första driftsåret skedde ingen uppföljning av den biologiska efterbehandlingen och därför redovisas endast erfarenheter från slutet av 2004 och framåt.

²³ I denna applikation är tanken att luftflödet ska vara så stort att blandningen mellan luft och metan med god marginal hamnar under det explosiva området.

Vid försökens början hade endast 13 % bärarmaterial fyllts i nitrifikationstanken. Efterhand ökades fyllnadsgraden och därmed ökade nitrifieringen. Hösten 2005 drevs den biologiska efterbehandlingen med minimerad lufttillförsel och med en mindre mängd bärarmaterial i syfte att behålla kväve som ammonium till efterföljande RO-behandling (Jansson, 2006). I augusti 2006 modifierades den biologiska efterbehandlingen så att den även gick att driva som en fördenitrifikationsprocess (Waller, 2007).

Då anläggningen drevs som en efterdenitrifikation räckte alkaliniteten i utgående vatten från UASB-reaktorerna till cirka 50 % nitrifikation, varför lut doserades för att justera pH (Figur 7-23).

Den typ av bärare (BiofilmChip® M) som använts i nitrifikationstanken är utvecklad för just nitrifikation i kommunala anläggningar. Fördelen med att använda bärarmaterial är att under perioder med låg temperatur konkurreras inte de nitrifierande bakterierna ut av andra bakterietyper i samma utsträckning som är fallet för aktivslamanläggningar. Detta är ofta fallet i aktivslam-anläggningar. Den nitrifikationshastighet som kan förväntas med aktuell bärartyp och 15–20 °C är 1 g NH₄-N/m²/d. Den högsta belastningen vid hög nitrifikationsgrad var cirka 24 m³/dygn och cirka 60 mg N/l. Nitrifikationshastigheten blir då 1,4 kg NH₄-N/dygn eller knappt 0,5 g NH₄-N/m²/d. Hastigheten är således

Tabell 7-9 Driftinställningar samt nitrifikationsgrad och kvävereduktion för den biologiska efterbehandlingen. Flödet i tabellen nedan anger flödet in till den biologiska efterbehandlingen. Under utvärdering av metan som kolkälla gick inte allt vatten genom den biologiska efterbehandlingen.

Period	Flöde, m ³ /h	Temp, °C	Drift	Mängd bärarmaterial		Nitrifikationsgrad (NG) och kvävereduktion (N-red.)
				volym/area, lit/m ²	Fyllnadsgrad, %	
041108–041213	1,2	20–22	Ingen pH-reglering	325/390	13	55–65 % NG ca 40 % N-red.
050110–050204	1,2	ca 20	pH-justering ej nödvändig	325/390	13	ca 50 % NG, ingen N-red.
050207–050401	1,2	20	Måttlig dosering av kolkälla. Recirkulation för att "återvinna" alkalinitet. Lutdosering.	1950/2340	39	pH sjönk kraftigt då nitrifikationen ökade tack vare den ökade mängden bärare. Ingen stabil drift.
050404–050603	1,0	20–22	Dosering av kolkälla. Recirkulation och lutdosering	1950/2340	39	40–80 % NG 5–20 % N-red.
050606–050708	1,0	22–24	Som ovan	2600/3120	52	50–70 % NG. 30–50 % N-red.
050711–050902	0,5	23–24	Reducerad och varierande dosering av kolkälla. pH-reglering mha lut.	2600/3120	52	> 99 % NG 0–70 % N-red.
050905–060113			Ingen eller kraftigt reducerad luftning	Reducerad mängd bärarmaterial		Obetydlig nitrifikation
060116–060224	0,55–0,75	16–20	Ingen dosering av kolkälla. pH-reglering mha lut.	2600/3120	52	> 99 % NG Obetydlig N-red.
060227–060317	0,75	16–20	Överdoserad av lut	2600/3120	52	NG sjönk pga högt pH. Ingen N-red.
060320–060609	0,5	17–21	Ingen dosering av kolkälla. pH-reglering mha lut.	2600/3120	52	> 99 % NG Obetydlig N-red.
060612–060623	0,75	25–28	som ovan	2600/3120	52	90–99 % Obetydlig N-red.
060626–060818	1,0	25	som ovan	2600/3120	52	80–99 % Obetydlig N-red.
060828–060915	1,0	24	Intrimning efter ombyggd till fördenitrifikation.	2600/3120	52	85–99 % NG obetydlig N-red.
060918–061124	0,6	18–23	Fördenitrifikation. Recirkulationsflöde < 0,5 *Q	2600/3120	52	90–99 % NG 0–20 % N-red.
061127–061222	0,6	20		2600/3120	52	ca 99 % NG 10–30 % N-red.
070108–070223	0,8	19		2600/3120	52	ca 99 % NG 20–30 % N-red.

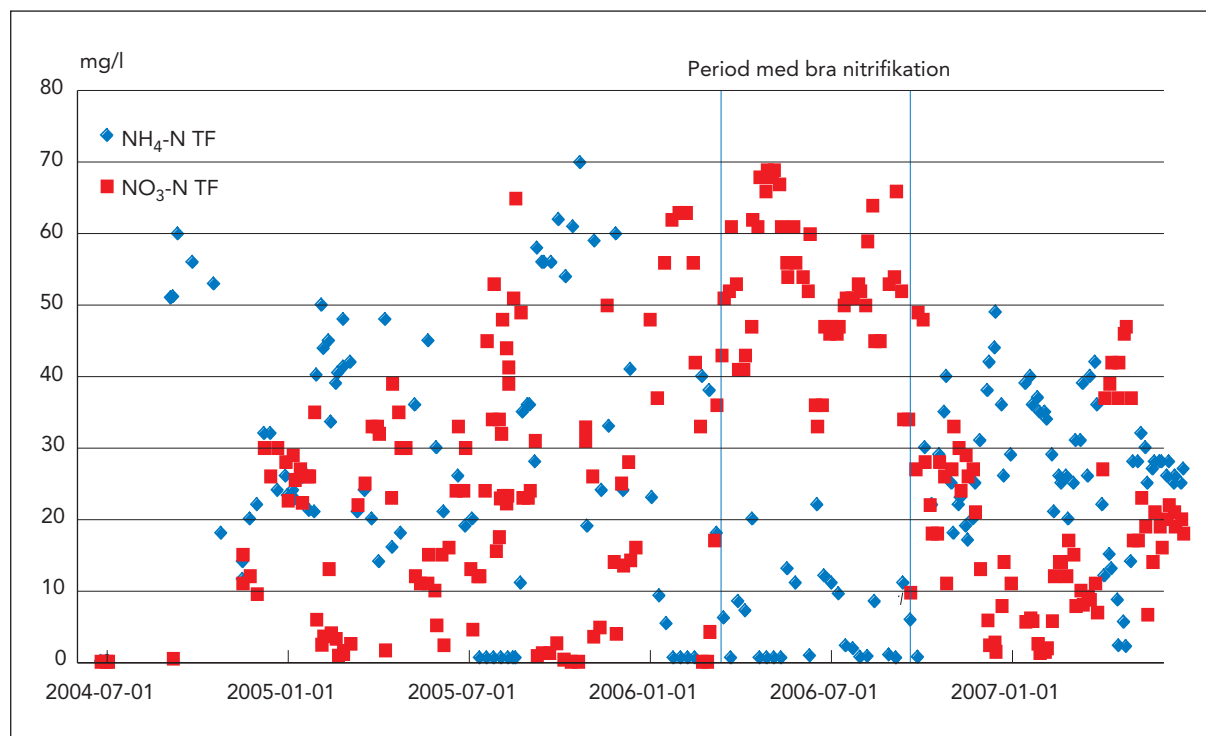
väsentligt lägre än förväntat. Orsaken till detta är troligtvis den rest av organiskt material som fanns kvar efter den anaeroba behandlingen. Detta orsakar en påväxt av heterotrofa mikroorganismer som hämmar nitrifierarna. För optimal nitrifiering skulle det funnits två luftningssteg där det första steget reducerar den resterande mängden organiskt material och det andra steget nitrifierar kvävet.

Denitrifikationen begränsades av tillgången på lättillgänglig kolkälla och när tillräckligt med acetat tillsattes var det möjligt att uppnå i princip fullständig denitrifikation. Dock gav tillsats av kolkälla, i detta fall acetat, förhöjd slamproduktion med följd att efterföljande trumfilter snabbare satte igen. För att underlätta driften reducerades, eller till och med upphörde, doseringen av kolkälla under en stor del av försöksperioden.

Som nämnts ovan, gjordes även försök att driva den biologiska efterbehandlingen som en fördenitrifikationsprocess: Tanken var att det organiska material som inte brutits ned i UASB-reaktorerna samt den metan som var löst i vattenfasen skulle användas som kolkälla. Med denna processkonfiguration var det möjligt att nå 30 % kvävereduktion över den biologiska efterbehandlingen.

7.5 Utvinning av närsalter genom omvänd osmos

20 satsvisa försök har genomförts med RO. Resultaten visar att det är möjligt att klara målsättningen med utgående halt på $< 0,15$ mg P/l och < 6 mg N/l vid behandling av hushållspillvatten och samtidigt erhålla en volymsreduktion på över 98 % (VRF > 50). Dock finns indikationer, se resultat från försök 1:3, att högre VRF kan medföra att målsättningen på 0,15 mg P/l inte klaras. Samtidigt visar resultaten från försöksomgång 2 och 4 att utgående fosforhalter var låga även vid en hög volymsreduktionsfaktor. Noterbart är att utgående fosforhalter var $< 0,05$ mg P/l när RO-behandlingen kombinerades med kemisk fällning (försök 2:4–2:6). Vid försök med klosettavlopp och matavfall var utgående koncentrationer högre, men den procentuella reduktionen var minst lika hög som vid försök med hushållspillvatten. Utgående halt av organiskt material i permeatet låg i princip för alla försök under detektionsgränsen (< 2 mg TOC/l) (Tabell 7-10 och Tabell 7-11).



Figur 7-23 Ammonium och nitratkvävehalter efter trumfiltret. Under hösten 2006 gick inte allt flöde till nitrifikationen, vilket förklarar att ammoniumhalterna plötsligt ökade i september 2006.

Olika börvärden för pH har använts för att hitta en driftspunkt där behovet av syra kunde minimeras utan att få betydande utfällningar/igensättningar av membranet. I försök 2:1–2:6 användes dels svavelsyra och dels salpetersyra. Svavelsyra är en relativt billig kemikalie och det kan i vissa fall finnas ett svavelgödselbehov. Salpetersyran har fördelen att den ger ett tillskott av kväve. Lindblom & Hellström (2007a,b) konstaterade att pH i koncentratkärlet²⁴ bör vara < 6 för att undvika utfällning av fosfat. Noterbart är dock att det i försök 2:6, där förfällning och nitrifikation ingått i förbehandlingen, kunde drivas till VRF 60 utan någon tillsats av syra.

För att RO-koncentratet ska vara intressant som gödselmedel krävs det att koncentrationerna av näringsämnena är höga samt att tungmetallinnehållet är lågt. Tabell 7-12 visar att halterna av kväve, fosfor och kalium ligger på ungefär samma nivå som för källsorterad humanurin. Då klosettavlopp och matavfall behandlades erhöles ännu högre koncentrationer av växtnäring.

Det bör påpekas att det hade varit möjligt att driva volymsreduktionen av avloppsvatten ännu längre. Konduktiviteten i källsorterad urin motsvarar konduktiviteten i koncentrat från renat avloppsvatten vid VRF 30–40. Vid försök med källsorterad humanurin var det möjligt att uppnå 80 % volymreduktion, det vill säga VRF 5, med RO då tryck upp till 50 bar användes (Bergström m. fl., 2002). Om motsvarande gäller för avloppsvattnet så borde det kunna koncentreras 150 gånger eller mer med hjälp av RO. Vid en långt driven volymsreduktion kommer en koncentratvolym på cirka 0,5 m³/pe/år att genereras.

Tungmetallinnehållet i koncentrat från RO-anläggningen var i samtliga fall väldigt lågt och ligger långt under svenska gränsvärden (Tabell 7-13).

Jansson (2006) drev linjen utan förfällning och med partiell nitrifikation i den biologiska efterbehandlingen. Vid denna driftsstrategi uppnåddes inte önskad volymsreduktion utan att tillsätta syra. Vid dosering av syra uppnåddes önskad volyms-

Tabell 7-10 Koncentrationer av totalfosfor och totalkväve in till RO-enheten, i permeatet och i koncentratet vid olika VRF.

Försök	Konfiguration	VRF	Tot-P (mg/l)			Tot-N (mg/l)		
			In	Ut	Konc.	In	Ut	Konc.
1:1	UASB+HRO	10	12	0,1	22	55	3,2	440
1:2	UASB+HRO	30	15	0,04	410	58	2,1	1 600
1:3	UASB+HRO	30	14	0,04	300	72,6	2,8	1 600
1:3	UASB+HRO	50	14	0,47	460	72,6	2,9	2 400
1:4	UASB+HRO	30	13	0,13	620	60	4,4	3 800
2:1	UASB+LRO+HRO	50	11	0,04	410	72	< 6,1	3 000
2:2	UASB+LRO+HRO	60	9,1	0,06	370	66	< 8,2	3 400
2:3	UASB+LRO+HRO	60	9,1	0,08	320	66	< 3	2 750
2:4	UASB+LRO+HRO	60	4,8	<0,03	160	65	< 2,7	2 660
2:5	UASB+LRO+HRO	60	3,8	<0,03	140	68	< 3,1	5 960
2:6	UASB+LRO+HRO	60	3,8	<0,05	98	68	<4	3 080
3:1	KL+AnMBR+HRO	5	52,8	0,07	264	575	<20	2 808
3:2	KL+AnMBR+HRO	15	53,5	0,24	600	613	<20	10 250
4:1	AnMBR+HRO	10	10	0,02	44	75	6,3	610
4:2	AnMBR+HRO	30	10	0,04	280	74	3,6	1 800
4:3	AnMBR+HRO	60	10	0,03	440	70	4,3	2 800
4:4	AnMBR+HRO	60	10 (11)	0,12	1400	69 (71)	4,7	9 000
5:1	KL+AnMBR+HRO	17	46	0,08	630	650	12	8 700
5:2	KL+AnMBR+HRO	12	59	0,14	570	740 (1021)	96	16 000
5:3	KL+AnMBR+HRO	12	55	0,30	620	730	59	8 100

²⁴ Den arbetstank varifrån vattnet pumpades till ROn och dit koncentratet (åter)fördes.

Tabell 7-11 Massbalanser samt reduktionsgrader för kväve och fosfor för RO-försöken (mängden från syratillsatsen inom parentes).

Försök	Konfiguration	VRF	Fosfor (g)				Kväve (g)			
			In	Ut	Konc.	Red. (%)	In	Ut	Konc.	Red. (%)
1:1	UASB+HRO	10	3,6	0,027	0,66	99,3	16,5	0,864	13,2	94,8
1:2	UASB+HRO	30	4,5	0,011	4,1	99,8	17,4	0,609	16	96,5
1:3	UASB+HRO	30	5,6	0,015	3,9	99,7	25,4	1,08	21,3	95,7
1:3	UASB+HRO	50	5,6	0,18	3,68	96,8	25,4	1,14	19,2	95,5
1:4	UASB+HRO	30	3,9 (5,2)	0,037	5,9	99,1	15,2 (31,7)	1,27	37	91,6 (97,3)
2:1	UASB+LRO+HRO	50	4,5	0,01	4,2	99,8	34	<2,02	30	>94,0
2:2	UASB+LRO+HRO	60	5,7	0,01	3,7	99,8	38,3 (4,0)	<0,99	34,5	>97,4 (>97,7)
2:3	UASB+LRO+HRO	60	4,8	0,04	3,1	99,2	34,4 (4,0)	1,04	27,5	>97,0 (97,3)
2:4	UASB+LRO+HRO	60	1,7	< 0,01	1,6	>99,4	27,5	<0,93	26,6	>96,6
2:5	UASB+LRO+HRO	60	1,7	0,01	1,4	>99,4	35,4 (3,8)	1,1	?	96,9 (97,2)
2:6	UASB+LRO+HRO	60	1,7	0,01	0,98	>99,4	34,8	0,99	30,8	97,2
3:1	KL+AnMBR+HRO	5	9,5	0,01	9,49	99,9	104	<2,9	101,1	>97,2
3:2	KL+AnMBR+HRO	15	9,5	0,04	7,2	99,6	110	<3,4	123	>96,9
4:1	AnMBR+HRO	10	3	0,005	1,3	99,8	22,5	1,7	18,3	92,4
4:2	AnMBR+HRO	30	3	0,01	2,8	99,7	22,5	1,0	18,0	95,6
4:3	AnMBR+HRO	60	6	0,02	4,2	99,7	42	2,8	28,0	93,3
4:4	AnMBR+HRO	60	6 (6,6)	0,10	14	98,3 (99,2)	41,4 (42,5)	6,0	90	86 (93)
5:1	KL+AnMBR+HRO	17	9,2	0,02	7,56	99,8	130	2,26	104	98,3
5:2	KL+AnMBR+HRO	12	8,3	0,02	6,84	99,8	104 (144)	12,28	192,0	88,2 (95,0)
5:3	KL+AnMBR+HRO	12	11	0,06	9,92	99,5	146	10,8	130	92,6

Tabell 7-12 Halter av kväve, fosfor och kalium i koncentrat från några RO-försök jämfört med halter i uppsamlad urin från vattenspolande sorterande toaletter.

Försök	VRF	N (g/l)	P (g/l)	K (g/l)
2:1–2:3 (UASB)	50–60	2,8–3,5	0,31–0,42	0,70–0,94
2:4, 2:6 (förfällning + UASB)	60	2,7–3,1	0,10–0,16	1,0–1,1
5:1, 5:3 (KL+AnMBR+HRO)	12–17	8,1–8,7	0,62–0,63	
Urin i förvaringstank		2,9–4,4 ²⁵	0,30–0,32 ²⁶	0,9–1,0 ²⁷

Tabell 7-13 Tungmetaller i RO-koncentrat och urin i mg/kg fosfor.

	Försök 2:1–2:3 (UASB) VRF: 50–60	Försök 2:4, 2:6 (förfällning+UASB) VRF: 60	Urin, ²⁸ mg/kg P	Gränsvärde, ²⁹ mg/kg P
Ag	0,97–2,1	1,9–2,0		540
Hg	<1,1–<1,6	<5,1–5,6	0,91	64
Cd	0,27–1,4	1,0–3,8	0,56	61
Cr	59–120	190–230	11	3 600
Cu	270–2 000	1 400–2 400	110	21 000
Ni	710–890	3 300–6 700	12	1 800
Zn	840–7 400	1 600–8 800	330	29 000

²⁵ Sorterad urin från "Dubletten" (Johansson m.fl., 1999).

²⁶ Sorterad urin från "Dubletten" (Jönsson m.fl., 1998).

²⁷ Sorterad urin från "Dubletten" (Jönsson m.fl., 1998).

²⁸ Jönsson m. fl. (2005).

²⁹ Naturvårdsverket (2002) Aktionsplan för återföring av fosfor ur avlopp. NV rapport 5214.

reduktion då pH i koncentratet sänktes till cirka 6. Dock var fosforförlusterna för de flesta försök betydande.³⁰ Dessutom var behovet av syra betydande. För att uppnå pH 6 i koncentratet behövdes ca 2 mol H⁺/mol Nin. Det betyder att vid användning av salpetersyra skulle cirka 2/3 av kvävet i koncentratet härröra från tillsatt syra.

Vid drift av anläggningen med nitrifikation erhålls en förbrukning av alkaliniteten och sänkning av pH. Det var då möjligt att nå en hög volymsreduktionsfaktor utan dosering av syra, men andelen utfälld fosfor blev betydande. Vid en syrados motsvarande 0,1 mol H⁺/mol Nin erhöles ett pH på koncentratet kring 6, vilket dock inte var tillräckligt för att undvika utfällning av fosfor. En syrados motsvarande drygt 0,2 mol H⁺/mol Nin reducerade pH till < 5,5, vilket räckte för att undvika utfällning av fosfor. Vid drift av anläggningen utan förfällning, men med nitrifikation och en måttlig dosering av syra är det således möjligt att erhålla ett koncentrat med relativt högt innehåll av samtliga makronäringsämnen, men mycket lågt innehåll av tungmetaller.

7.6 Utvinning av fosfor genom kemisk fällning

Användning av förfällning innebär att primärslammet berikas på fosfor och därmed kan ett slam med acceptabel kvot mellan fosfor och tungmetaller erhållas (Broström, 2007). Vid sådan drift fås en näringsprodukt med ett mullbildande fosforrikt slam samt ett koncentrat som framförallt innehåller kväve och kalium med lågt tungmetallinnehåll. Om förfällning inte används fungerar försedimenteringen och UASB-reaktorerna som ett reningssteg med avseende på tungmetaller men kommer att släppa igenom huvuddelen av fosfor. Med ett sådant driftssätt erhålls ett koncentrat som innehåller samtliga makronäringsämnen, men relativt liten andel av de tungmetaller som finns i inkommande avloppsvatten.

7.7 Helhetsresultat

7.7.1 Flotation och RO

Resultat redovisade av Larsson (2006) indikerar att det skulle vara möjligt att driva en behandlingslinje enbart bestående av flotation och RO. Planen var att gå vidare med försök där flotation kombineras med lågtrycks-RO (LRO). Koncentrat från LRO-enheten, som förväntades innehålla höga halter organiskt material, skulle blandas med primärslam från flotationsanläggningen och rötas i röt-kammare. Rötat slam var tänkt att avvattnas med centrifug och rejektet skulle behandlas med högtrycks-RO (HRO). Resultat från försök med RO-behandling av rejektvatten visar att det är möjligt att producera ett koncentrat med relativt hög koncentration av växtnäring, exempelvis över 10 g N/l (Bergström m. fl., 2002; Ek m. fl., 2004).

7.7.2 UASB-linje med biologisk kväve-reduktion och kemisk fosforfällning

Figur 7-24 visar schematiskt uppskattade massflöden av organiskt material, kväve och fosfor vid behandling av spillvatten i UASB-linjen med biologisk kväveavskiljning och kemisk fosforfällning. Reduktionsgraden över hela systemet med avseende på COD och fosfor är över 98 %. För kväve är reduktionsgraden 91 %. Av inkommande organiskt material konverteras totalt 62 % till biogas fördelat på UASB-reaktorn (28 %) och slamrötkammaren (34 %). Detta motsvarar ett metanutbyte på ca 0,22 Nm³/kg CODin. I överskottsslammet återfinns 29 % av det organiska materialet.

Drygt 98 % av inkommande fosfor hamnar i slammet, varav 38 % kommer från trumfilter/sandfilter och 60 % från primärslammet. Av kvävet denitrifieras 80 % och 11 % hamnar i slammet. För denitrifikationen behövs extern kolkälla för cirka 50 % av inkommande kväve. Mängden kolkälla uttryckt som COD av ingående kväve blir då cirka två

³⁰ Fosforförlusterna bör i detta sammanhang i första hand ses som en indikation på att det sker utfällning av fosfat i membranet och inte nödvändigtvis som en "förlust". Vidare gäller att "förlusterna" troligtvis blir proportionellt sett mindre vid kontinuerlig drift eftersom en större mängd vatten per membranenhet då kommer att behandlas mellan tvättarna.

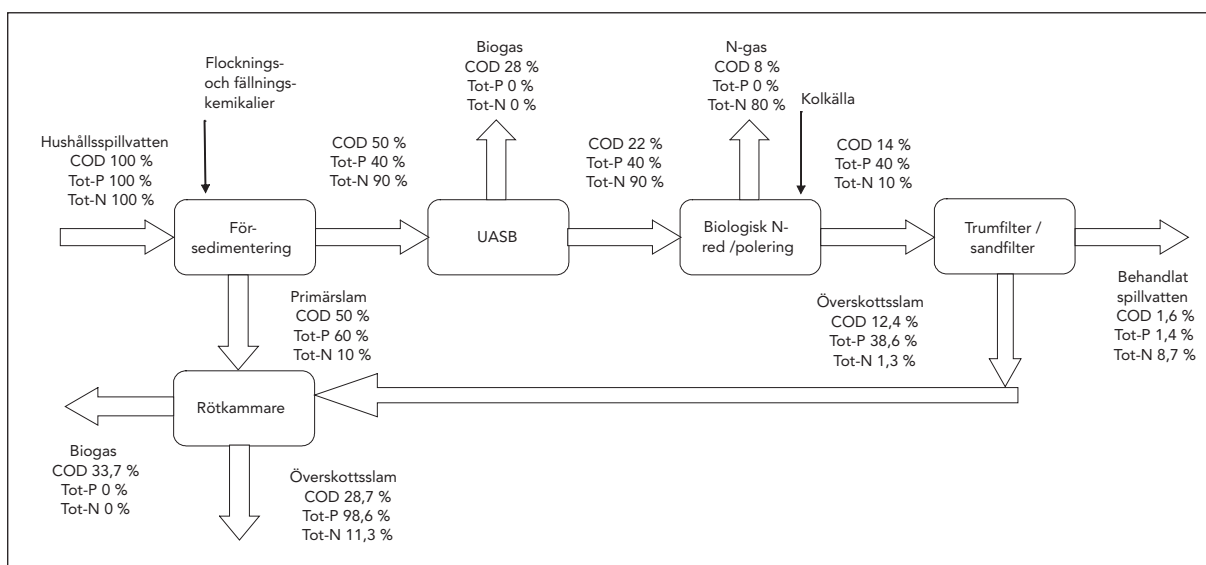
gänger nitratkvävemängden. Om nitratkvävehalten till denitrifikation är 50 mg/l så skall 100 mg COD/l tillsättas i form av exempelvis acetat eller etanol.

7.7.3 UASB-linje med RO

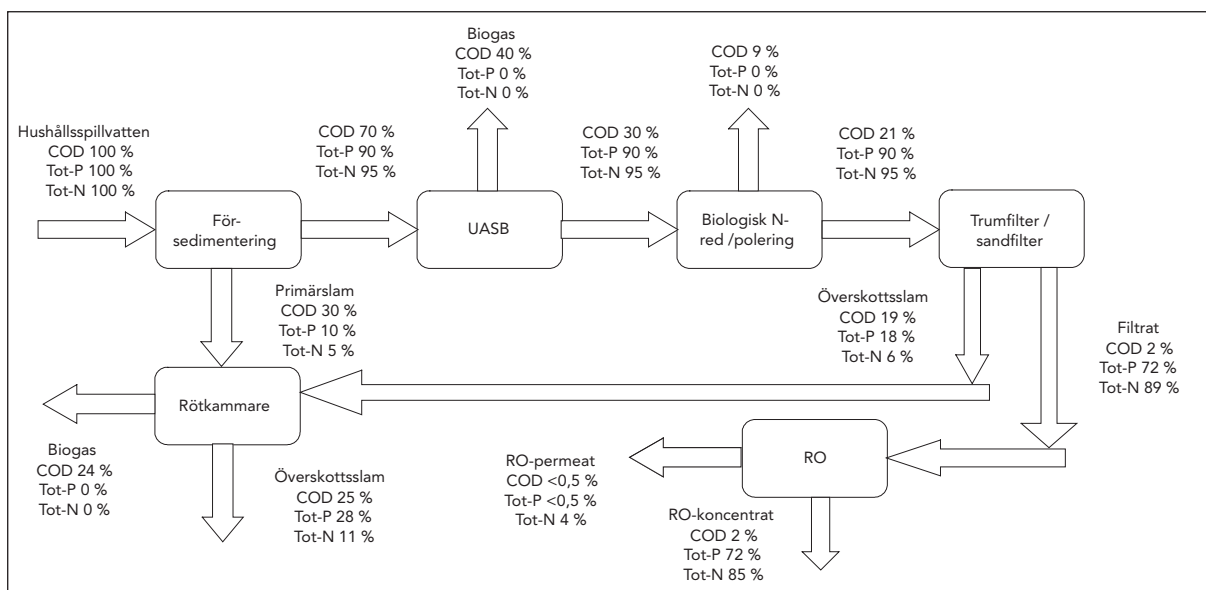
Figur 7-25 visar schematiskt massflöden av organiskt material, kväve och fosfor vid behandling av spillvatten i UASB-linjen med biologisk efterbehandling och

RO. Reduktionsgraden över hela systemet med avseende på COD och fosfor är över 99 %. För kväve är reduktionsgraden 96 %. Av COD konverteras totalt 64 % till biogas fördelat på UASB-reaktorn (40 %) och slamrötkammaren (24 %). Detta motsvarar ett metanutbyte på cirka 0,22 Nm³/kg COD_{in}. I det rötade slammet återfinns cirka 25 % av det organiska materialet.

72 % av inkommande fosfor hamnar i RO-koncentratet. Återstående fosfor, det vill säga 28 % återfinns i överskottsslammet. Av kvävet hamnar 85 %



Figur 7-24 Uppskattning av massflöden av organiskt material, fosfor och kväve utifrån försök med spillvatten från Hammarby sjöstad i linjen med UASB, biologisk kväveavskiljning och kemisk fosforfällning.



Figur 7-25 Uppskattning av massflöden av organiskt material, fosfor och kväve utifrån försök med spillvatten från Hammarby sjöstad i linjen med UASB, biologisk efterbehandling och RO.

i RO-koncentratet³¹ och återstående 15 % fördelat på överskottsslammet (11 %) och i RO-permeatet (4 %).

återfinns 71 % i koncentratet och av återstående 29 % fördelas 26 % på överskottsslammet och 3 % i RO-permeatet.

7.7.4 Anaerob membranbioreaktor med RO – klosettavlopp och matavfall

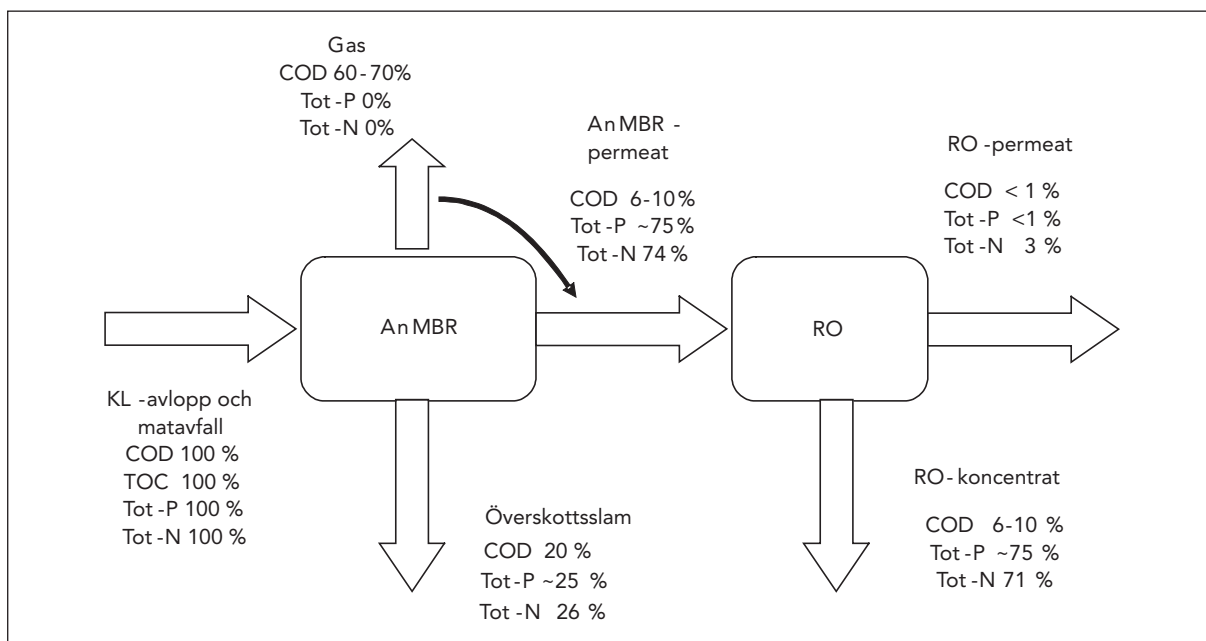
Figur 7-26 visar schematiskt massflöden av organiskt material, kväve och fosfor vid behandling av klosettavlopp och matavfall i AnMBR och RO. Reduktionsgraden över hela systemet med avseende på COD och fosfor är även i detta system över 99 %. För kväve är reduktionsgraden 97 %. Av COD konverteras 60–70 % till biogas och 20 % av COD:n återfinns i överskottsslammet.

Vid behandling av klosettavlopp och matavfall bör drygt 75 % av inkommande fosfor hamna i RO-koncentratet. Återstående P, dvs. ca 25 % återfinns i överskottsslammet. Av inkommande kväve

7.7.5 Anaerob membranbioreaktor med RO – hushållsspillvatten

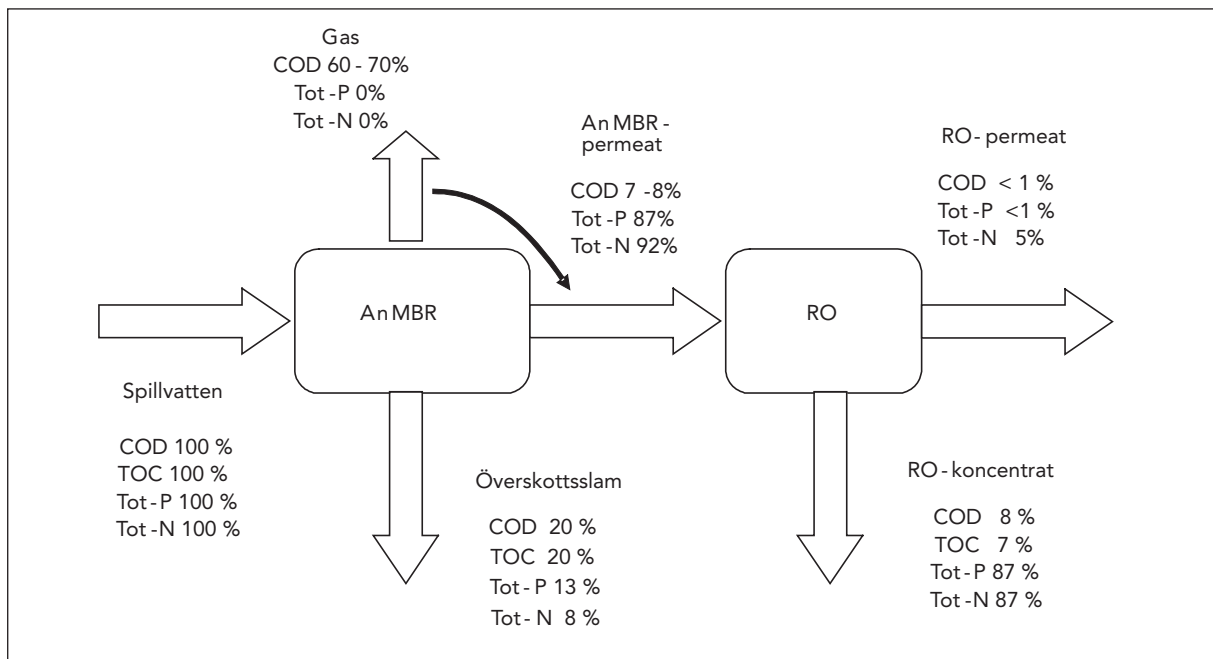
Figur 7-27 visar schematiskt massflöden av organiskt material, kväve och fosfor vid behandling av spillvatten från Hammarby Sjöstad i AnMBR och RO. Reduktionsgraden över hela systemet med avseende på COD och fosfor är även för detta driftfall över 99 %. För kväve är reduktionsgraden cirka 95 %. Av COD konverteras 60–70 % till biogas och 20 % av COD återfinns i överskottsslammet.

Vid behandling av spillvatten hamnar 85–90 % av inkommande fosfor och kväve i RO-koncentratet. Återstående fosfor, det vill säga 10–15 % återfinns i överskottsslammet. Av inkommande kväve återfinns knappt 10 % i överskottsslammet.



Figur 7-26 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.

³¹ Antaget att 100 % av det som reduceras i RO hamnar i koncentratet.



Figur 7-27 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.

8. Slutsats och diskussion

Resultaten visar att konceptet med anaerob behandling av hushållsspillvatten från områden med separata spillvattennät, där vattnet ej kyls på grund av långa ledningstransporter och/eller inläckage, kan fungera. Anaerob behandling av spillvattnet är framförallt intressant då kolkällan i avloppsvattnet inte behövs för andra syften som denitrifikation och kväveavskiljning.

UASB-reaktorerna fungerade bra i temperaturspannet 16–30 °C, det vill säga det temperaturintervall som gällde för hela utvärderingsperioden, och gav en COD-reduktion på 44–65 %. Om förfällningen inkluderas var COD-reduktionen 66–78 %. Den mycket goda reduktionen över UASB 1 indikerar att det för en fullskala skulle kunna räcka med en reaktor istället för två i serie. Den uppmätta specifika gasproduktionen var låg och en betydande del av metangasen kommer att vara löst i utgående vatten. Tekniker för att extrahera den lösta metangasen är viktig att utveckla för att undvika metanemissioner och öka energieffektiviteten.

Avseende hela UASB-linjen bedöms reduktionsgraden för COD och fosfor vara över 98 % för både konceptet med biologisk kväveavskiljning och kemisk fosforfällning samt med RO. I fallet med fällning bedöms 98 % av fosfor hamna i slammet medan vid RO hamnar 72 % i koncentratet. Den biologiska kväveavskiljningen gör att 80 % av kvävet denitrifieras och endast 11 % återfinns i överskottsslammet. Vid tillämpning av RO bedöms 85 % av kvävet hamna i koncentratet och drygt 10 % i överskottsslammet.

RO-processen fungerar som koncept, det vill säga ger höggradig rening och en produkt som bör vara ett attraktivt gödselmedel. Halterna av N, P och K låg på samma nivå som för källsorterad humanurin, det vill säga det går att erhålla ett koncentrat med relativt högt växtnäringsinnehåll. Resultaten avseende utvinning av närsalter med RO visar att det är möjligt att nå målsättningen med utgående halt på < 0,15 mg P/l och < 6 mg N/l vid behandling av hushållsspillvatten. För att minska behovet av ”hjälpkemikalier” för att undvika igensättning/utfällning på membranytan (främst syra för pH-jus-

tering) är det fördelaktigt med ett nitrifikationssteg efter den anaeroba behandlingen. Det kan även vara fördelaktigt att komplettera processen med kemisk fällning av fosfor eftersom:

- Det ökar avsättningsmöjligheterna för slammet (eftersom slammet då kommer att innehålla mer fosfor).
- Minskar risk för utfällning av fosfater på membranytor (i RO-enheten).
- Ger lägre utgående halter från RO-enheten.

Om förfällning inte används fungerar försedimentering och UASB-reaktorerna som ett reningssteg med avseende på tungmetaller men kommer att släppa igenom huvuddelen av fosfor. Med ett sådant driftsätt erhålls ett koncentrat som innehåller samtliga makronäringsämnen, men relativt liten andel av de tungmetaller som finns i inkommande avloppsvatten.

AnMBR-reaktorn har vid driftstemperaturer på 21–26 °C gett COD-reduktioner över 87 %. Den uppmätta gasproduktionen var dock endast 30–40 % av det teoretiska utbytet. Avseende hela linjen inklusive RO var reduktionen av fosfor och COD > 99 %. När hushållsspillvatten behandlades hamnar 87 % av fosfor och 87 % av kvävet i RO-koncentratet medan motsvarande siffror vid behandling av svartvatten och matavfall är 75 % för fosfor och 71 % för kväve. 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. Beräkningar av en fullskaleanläggning indikerar att nettoenergiåtgången för AnMBR och RO-konceptet är ca 0,7 kWh/m³ spillvatten (Hellström m. fl., 2007). Detta är högre än vid konventionell behandling men genererar ett högkvalitativt näringskoncentrat. Systemanalysen, se kapitel ”6 Miljösystemanalys”, visar dock att för avloppssystem där endast klosettavlopp behandlas med AnMBR och RO, och där resterande avlopp behandlas på konventionellt sätt, förväntas den totala användningen av högvärdig energi³² att minska med drygt 50 kWh/pe/år.³³ Systemanalysen visade även att exergibesparingen kan bli ännu större om RO-behandlingen ersätts med urinsortering och AnMBR kompletteras med enklare efterbehandling.

³² Inklusive tillverkning av mineralgödsel.

³³ Gasproduktionen för ”konventionella” system ligger på ca 50 kWh/pe/år.

Någon direkt jämförelse mellan de anaeroba processkoncepten och anläggningar baserade på aktiv-slamprocessen kompletterade med kemisk fosforering har inte gjorts. Som redan nämnts är den anaeroba processen mindre intressant om kolkälla behövs för denitrifikation. Jämförelse med befintliga anläggningar med krav på kväveavskiljning utan utvinning av andra näringsämnen än fosfor är därför av mindre intresse. De anaeroba processkoncepten bedöms dock som konkurrenskraftiga om det endast krävs nitrifikation eller höggradig rening³⁴ och utvinning av andra näringsämnen än fosfor. Med detta sagt kan ändå konstateras att UASB-reaktorer följda av biologisk efterbehandling, filter och omvänd osmos skulle kräva en våtvolymer som är i samma storleksordning som för en motsvarande aktiv-slam-anläggning. För en anläggning bestående av AnMBR och RO kommer den totala våtvolymer bli väsentligt mindre än för en "konventionell" anläggning baserad på aktiv-slamprocessen. Dock medför kostnaderna för membran att en sådan processlösning ändå blir dyrare än "konventionell" teknik. Till detta kommer även

kostnader för anläggningskomponent för utvinning av den metan som är löst i vattenfasen. Beträffande de anaeroba processerna gäller också att de inte är lämpliga för system med stor andel dag- och dränvatten.

Sammanfattningsvis gäller dock att projektet visat att såväl UASB-reaktorer som anaeroba membranbioreaktorer kan användas för behandling av hushållspillvatten under svenska klimatförhållanden. Försöken visade även att anaerob membranbioreaktor kan fungera för behandling av klosettavlopp blandat med malt organiskt hushållsavfall. De anaeroba processerna kan kombineras med RO-behandling för att få en återvinning av de närsalter som finns i avloppsvattnet. Det går då att erhålla ett koncentrat med ett relativt högt växtnäringsinnehåll och lågt innehåll av tungmetaller. Om konceptet med anaeroba processer och RO används tillsammans med system där klosettavlopp och BDT-vatten behandlas var för sig går det att avsevärt reducera den totala användningen av högvärdig energi jämfört med dagens system (Hellström m. fl., 2007).

³⁴ Behandling motsvarande RO.

9. Referenser

- Agrawal, L. K., Harada, H. & Okui, H. (1997a). Treatment of dilute wastewater in a UASB reactor at a moderate temperature: Performance aspects. *Journal of Fermentation and Bioengineering*, 83: 179–184.
- Agrawal, L. K., Ohashi, Y., Mochida, E., Okui, H., Ueki, Y., Harada, H. & Ohashi, A. (1997b). Treatment of raw sewage in a temperate climate using a UASB reactor and the hanging sponge cube process. In: Noike T, Pohland F (eds) In Proceedings of the 8th International Conference on Anaerobic Digestion; Sendai, Japan. 200–207.
- Alderman, B. J., Theis, T. L. & Collins, A. G. (1998). Optimal design for anaerobic pretreatment of municipal wastewater. *Journal of Environmental Engineering*, 124: 4–10.
- Andersson, K. & Castor, M. (2005). *Behandling av svartvatten och matavfall med anaerob membranreaktor och omvänd osmos*. Projektpublikation nr 25, AP, Stockholm Vatten rapport nr 22, november 2005.
- Anderson, G. K., Saw, C. B. & Fernanders, M. I. A. P. (1986). Application of porous membranes for biomass retention in biological wastewater treatment processes. *Process Biochemistry*, 21: 1274–1282.
- Baily, A. D., Hansford, G. S. & Dold, P. L. (1994). The enhancement of upflow anaerobic sludge reactor performance using crossflow microfiltration. *Water Research*, 28: 291–295.
- Barbosa, R. A. & Sant’Anna Jr., G. L. (1989). Treatment of raw domestic sewage in an UASB reactor. *Water Research*, 23: 1483–1490.
- Bengtsson, J. (2004). *Förbehandling av kommunalt avlopp före anaerob behandling*. Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad – etapp 1. Projektpublikation nr 7. Stockholm Vatten rapport nr 2, februari 2004. Master’s Thesis no 2003–03, Ekosystemteknik, LTH, Lund.
- Bergström, R., Bjurhem, J.-E., Ek, M., Björleinius, B. & Hellström, D. (2002). *Koncentrering av närsalter från urin och rejektivatten från rötning av avloppsslam*. Stockholm Vatten rapport nr 31 december 2002.
- Bodik, I., Herdova, B. & Drtil, M. (2000). Anaerobic treatment of the municipal wastewater under psychrophilic conditions. *Bioprocess Engineering*, 22: 385–390.
- Bogte, J. J., Breure, A. M., van Andel, J. G. & Lettinga, G. (1993). Anaerobic treatment of domestic wastewater in small scale UASB reactors. *Water Science and Technology*, 27: 75–82.
- 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.
- Brown, N. (2006). *Methane Dissolved in Wastewater Exiting UASB Reactors: Concentration Measurement and Methods for Neutralisation*. Stockholm Vatten Rapport nr 13, Stockholm 2006.

- Carlsson, A. (2005). *Avloppsvattenrening i anaerob membranbioreaktor med VSE-Penhet – 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.
- Castillo, A. Llabres, P. & Mata-Alvarez, J. (1999). A kinetic study of a combined anaerobic-aerobic system for treatment of domestic sewage. *Water Research*, 33: 1742–1747.
- Choung, Y. K. & Jeon, S. J. (2000). Phosphorus removal in domestic wastewater using anaerobic fixed beds packed with iron contactors. *Water Science and Technology*, 41: 241–244.
- Collivignarelli, C., Urbini, G., Farneti, A., Bassetti, A. & Barbaresi, U. (1990). Anaerobic-aerobic treatment of municipal wastewaters with full-scale upflow anaerobic sludge blanket and attached biofilm reactors. *Water Science and Technology*, 22: 475–482.
- Collivignarelli, C., Urbini, G., Farneti, A., Bassetti, A. & Barbaresi, U. (1991). Economic removal of organic and nutrient substances from municipal wastewaters with full-scale U.A.S.B. fluidized- and fixed-bed reactors. *Water Science and Technology*, 24: 89–95.
- Corstanje, R. (1996). *The anaerobic digestion of waste activated sludge in an anaerobic upflow solids removal reactor coupled to an upflow sludge digester*. MSc thesis, Wageningen Agricultural University, Wageningen, Nederländerna.
- de Man, A. W. A., Grin, P. C., Roersma, R. E., Grolle, K. C. F. & Lettinga, G. (1986). Anaerobic treatment of municipal wastewater at low temperatures. In: *Aquatech '86 Anaerobic treatment a grown-up technology*, 15–19 Sep 1986, Amsterdam, Nederländerna.
- de Man, A. W. A., van der Last, A. R. M. & Lettinga, G. (1988). The use of EGSB and UASB anaerobic systems for low strength soluble and complex wastewaters at temperatures ranging from 8 to 30°. In: Hall ER, Hobson PN (eds) In *Anaerobic Dig., Proc. Int. Symp.* Pergamon, Oxford, UK. 197–209.
- Draijer, H., Maas, J. A. W., Schaapman, J. E. & Khan, A. (1992). Performance of the 5 MLD UASB reactor for sewage treatment at Kanpur, India. *Water Science and Technology*, 25: 123–133.
- Ek, M., Bergström, R., Bjurhem, J.-E., Björlenius, B. & Hellström, D. (2004). Concentration of nutrients from urine and reject water from anaerobically digested sludge. *Water Science and Technology*, 54:437–444.
- Edström, E., Nordberg, Å., Olsson, L.-E. & 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.
- Elmitwalli, T. A., Zandvoort, M. H., Zeeman, G., Bruning, H. & Lettinga, G. (1999). Low temperature treatment of domestic sewage in upflow anaerobic sludge blanket and anaerobic hybrid reactors. *Water Science and Technology*, 39: 177–185.
- Frankin, R. J., Koevoets, W. A. A., van Gils, W. M. A. & van der Pas, A. (1992). Application of the BIOBED upflow fluidized bed process for anaerobic wastewater treatment. *Water Science and Technology*, 25: 373–382.

- Gannholm, C. (2005). *Utvärdering av anaerob behandling av hushållspillvatten och tekniker för efterbehandling – Evaluation of Anaerobic Treatment of Municipal Wastewater and Techniques for Post-Treatment*. Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad – etapp 1, Projektpublikation nr 20, Stockholm Vatten rapport nr 25, december 2005.
- Grin, P.C., Roersma, R. E. & Lettinga, G. (1983). Anaerobic treatment of raw sewage at lower temperatures. In: Proceedings of the European Symposium on Anaerobic Waste Water Treatment. Ed. WJ van den Brink, 23–25 Nov 1983, Noordwijkerhout, Nederländerna. 335–347.
- 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.
- Gut, L. (2006). *Investigation of sludge treatment – Report from sludge line 2*. Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad, etapp 1, Projektpublikation nr 27. Stockholm Vatten rapport nr 3, mars 2006.
- Harding, M. (2005). *Utvärdering av förfällning vid Sjöstadsverkets anaeroba UASB-linje*. Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad – etapp 1, Projektpublikation nr 23. Stockholm Vatten rapport nr 8, augusti 2005. Examensarbete Stockholms Miljöcenter.
- Hellström, D., Baky, A., Bergström, R., Ek, M., Jonsson, L., Nordberg, Å. & Olsson, L.-E. (2007). *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*. Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad – etapp 1, Projektpublikation nr 41. Stockholm Vatten rapport nr 6, mars 2007.
- 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 11-2005.
- Hesselgren, F. (2004). *Anaerob psykrofil behandling av hushållsavloppsvatten i UASB – Utvärdering av kapaciteten hos en två-stegs UASB-reaktor för behandling av hushållsavloppsvatten*. Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad – etapp 1, Projektpublikation nr 11, Stockholm Vatten rapport nr 41, december 2004.
- Jansson, J. (2006). *Utvärdering av behandling av hushållspillvatten med anaeroba reaktorer (UASB) och omvänd osmos för närsaltåtervinning och höggradig rening*. Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad – etapp 1, Projektpublikation nr 30, Stockholm Vatten rapport nr 9, maj 2006.
- Jönsson, H., Baky, A., Jeppsson, U. & Hellström, D. (2005). *Composition of urine, faeces, greywater and biowaste for utilisation in the URWARE model*. Report 2005:6, The MISTRA Programme, Urban water, Chalmers University of Technology.

- Jönsson, H., Burström, A. & Svensson J. (1998). *Mätning på två urinsortande avloppssystem – urinlösning, toalettanvändning och hemvaro i en ekoby och i ett hyreshusområde*. Rapport 228, Inst. för lantbruksteknik, SLU.
- Kalogo, Y. & Verstraete, W. (2000). Technical feasibility of the treatment of domestic wastewater by a CEPS-UASB system. *Environmental Technology*, 21: 55–65.
- Karlsson, J. (2005). *Utvärdering av fluidiserad bädd – kartläggning av orsaker till sandflykt*. Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad – etapp 1, Projektpublikation nr 24, Stockholm Vatten rapport nr 13, september 2005.
- Kida, K., Tanemura, K., Ohno, A. & Sonoda, Y. (1991). Comparison of performance among four different processes for the anaerobic treatment of wastewater with low concentration of organic matter. *Environmental Technology*, 12: 497–502.
- 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.
- Larsson, E. (2006). *Kemisk fällning och flockning av avloppsvatten med flotation som förbehandling till omvänd osmos*. Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad – etapp 1, Projektpublikation nr 37, Stockholm Vatten rapport nr 20, oktober 2006.
- Lettinga, G., Roersma, R. & Grin, P. (1983). Anaerobic treatment of raw domestic sewage at ambient temperatures using a granular bed UASB reactor. *Biotechnology and Bioengineering*, 25: 1701–1723.
- Liao, B. Q., Kraemer, J. T. & Bagley, D. M. (2006). Anaerobic Membrane Bioreactors: Applications and Research Directions. Critical Reviews in *Environmental Science and Technology*, 36 (6): 489–530.
- Lindblom, H. & Hellström, D. (2007a). *Utvärdering av omvänd osmos som slutsteg efter anaerob behandling i UASB-linje*. Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad – etapp 1. Projektpublikation nr 38. Stockholm vatten rapport nr 1, januari 2007.
- Lindblom, H. & Hellström, D. (2007b). *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.
- 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.
- Machdar, I., Sekiguchi, Y., Sumino, H., Ohashi, A. & Harada, H. (2000). Combination of a UASB reactor and a curtain type DHS (downflow hanging sponge) reactor as a cost-effective sewage treatment system for developing countries. *Water Science and Technology*, 42: 83–88.
- Maragno, A. L. F. C. & Campos, J. R. (1992). Treatment of wastewater with low concentration of organics using an anaerobic fluidized bed reactor. *Water Science and Technology*, 25: 179–191.

- Monroy, O., Fama, G., Meraz, M., Montoya, L. & Macarie, H. (2000). Anaerobic digestion for wastewater treatment in Mexico: State of the technology. *Water Research*, 34: 1803–1816.
- Naturvårdsverket (2002). *Aktionsplan för återföring av fosfor ur avlopp*. NV rapport 5214.
- Pâques, J. (2003). *A New Wastewater Treatment Plant for Hammarby Sjöstad – Comparative study between four alternatives*. Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad – etapp 1, Projektpublikation nr 8, Stockholm Vatten rapport nr 25, november 2003.
- Penetra, R. G., Reali, M. A. P., Foresti, E. & Campos, J. R. (1999). Post-treatment of effluents from anaerobic reactor treating domestic sewage by dissolved-air flotation. *Water Science and Technology*, 40: 137–143.
- Sanz, I. & Fdz-Polanco, F. (1990). Low temperature treatment of municipal sewage in anaerobic fluidized bed reactors. *Water Research*, 24: 463–469.
- Sayed, S. K. I. & Fergala, M. A. A. (1995). Two-stage UASB concept for treatment of domestic sewage including sludge stabilization process. *Water Science and Technology*, 32: 55–63.
- Seghezzo, L., Zeeman, G., van Lier, J. B., Hamelers, H. V. M. & Lettinga, G. (1998). A review: The anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactors. *Bioresource Technology*, 65: 175–190.
- 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.
- Uemura, S. & Harada, H. (2000). Treatment of sewage by a UASB reactor under moderate to low temperature conditions. *Bioresource Technology*, 72: 275–273.
- Waller, M. (2007). *Metan som kolkälla för denitrifikation – Studie av fördenitrifikationsprocess efter anaerob behandling i UASB-reaktorer*. Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad, etapp 1 Projektpublikation nr 42, Stockholm Vatten rapport nr 7, mars 2007.
- van der Last, A. R. M. & Lettinga, G. (1992). Anaerobic treatment of domestic sewage under moderate climatic (Dutch) conditions using upflow reactors at increased superficial velocities. *Water Science and Technology*, 25: 167–178.
- Wang, K. (1994). *Integrated anaerobic and aerobic treatment of sewage*. Diss. Wageningen Agricultural University, Wageningen, Nederländerna.
- Welin, A. (2006). *Sjöstadsverket kontroll av gasmätare*. Rapport. SWECO VIAK AB 2006-01-23.
- Wen, C., Huang, X. & Qian, Y. (1999). Domestic wastewater treatment using an anaerobic bioreactor coupled with membrane filtration. *Process Biochemistry*, 35: 335–340.
- Vieira, S. M. M. & Garcia Jr, A. D. (1992). Sewage treatment by UASB reactor. Operation results and recommendation for design and utilisation. *Water Science and Technology*, 25: 143–157.

Bilaga 1:

Anaerob aktivitet i slam från UASB-reaktorerna

(Författare: My Carlsson och Lars-Erik Olsson, AnoxKaldnes AB)

Inledning

Aktivitetstester har vid flera tillfällen utförts på slam från UASB-reaktorerna på Hammarby Sjöstads reningsverk. Syftet med dessa tester var att bestämma anaerob aktivitet i granulerna i de två reaktorerna. Ett aktivitetstest visar vilken aktivitet ett slam har under optimala anaeroba förhållanden, vid 20–21 °C.

Tester har utförts under följande perioder:

- 2003 under maj, augusti och september på ymp-slam och efter en månads drift.
- 2004-03-18–2004-04-04
prov togs ut 2004-02-23
- 2005-11-17–2005-12-19
prov togs ut 2005-11-15
- 2006-10-12–2006-11-14
prov togs ut 2006-10-09
- 2007-01-18–2007-02-02
prov togs ut 2007-01-12

Material och metoder

Slammet till testerna har tagits ut ur respektive UASB reaktor och skickats ner till AnoxKaldnes laboratorium i Lund.

I alla testerna har två olika lösningar beretts till respektive aktivitetstest. Den ena lösningen innehåller endast slam spätt med destillerat vatten, för att kontrollera hur mycket som fanns 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).



Bild 1 Testflaska, minirötkammare, som använts vid aktivitetstest.

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
Gassammansättning	GC-TCD
pH	SS 028122-2
TSS/VSS	SS 028113-1

Resultat

Resultaten från de olika aktivitetstesterna redovisas i Diagram 1–6. Kurvorna visar ackumulerad mängd metangas som produceras från tillsatsen av referenssubstrat. Teoretiskt kan ca 65 ml metan produceras. Detta test visar hur snabbt slammet reagerar. Vid test med ett rötslam med god aktivitet börjar gasproduktionen inom ett par dagar och avslutas inom 10 dagar. Märk väl att detta är vid 37 °C.

Aktivitetstest på granulerat slam från 2003

De två första aktivitetstesterna utfördes på ympslammet vid två tillfällen, i maj och i augusti 2003. Sedan utfördes en aktivitetstest efter en månads drift i september 2003. En jämförelse gjordes också på ymp vid 37 °C. Övriga tester var vid 20 °C. Acetat tillsattes som substrat till alla flaskorna. (Diagram 1)

Det kan observeras att aktiviteten är väldigt mycket högre vid den högre temperaturen. Redan efter sex dygn är substratet utrotat jämfört med efter 10 dygn för den lägre temperaturen.

Det kan också observeras att aktiviteten blivit sämre när slammet lagrats över sommaren 2003. Efter en månads drift har dock aktiviteten ökat igen. Detta försök kördes av olika skäl inte färdigt.

Aktivitetstest på slam från 040223

Sammanfattningsvis kan sägas om denna aktivitetstest:

- Aktiviteten hos båda slammen är mycket hög framförallt med tanke på att temperaturen legat runt 20 °C.
- Aktiviteten i UASB 2 är nästan lika hög som i reaktor 1 trots att belastningen varit mycket låg under försöken. (Diagram 2)

Aktivitetstest på slam från 051115

Nästa aktivitetstest utfördes i slutet av år 2005. Huvudsyftet var att titta på olika nivåer i reaktorerna. Reaktorernas nivåer räknas från toppen och nedåt så nivå 4 är längst ner och nivå ett längst upp. I

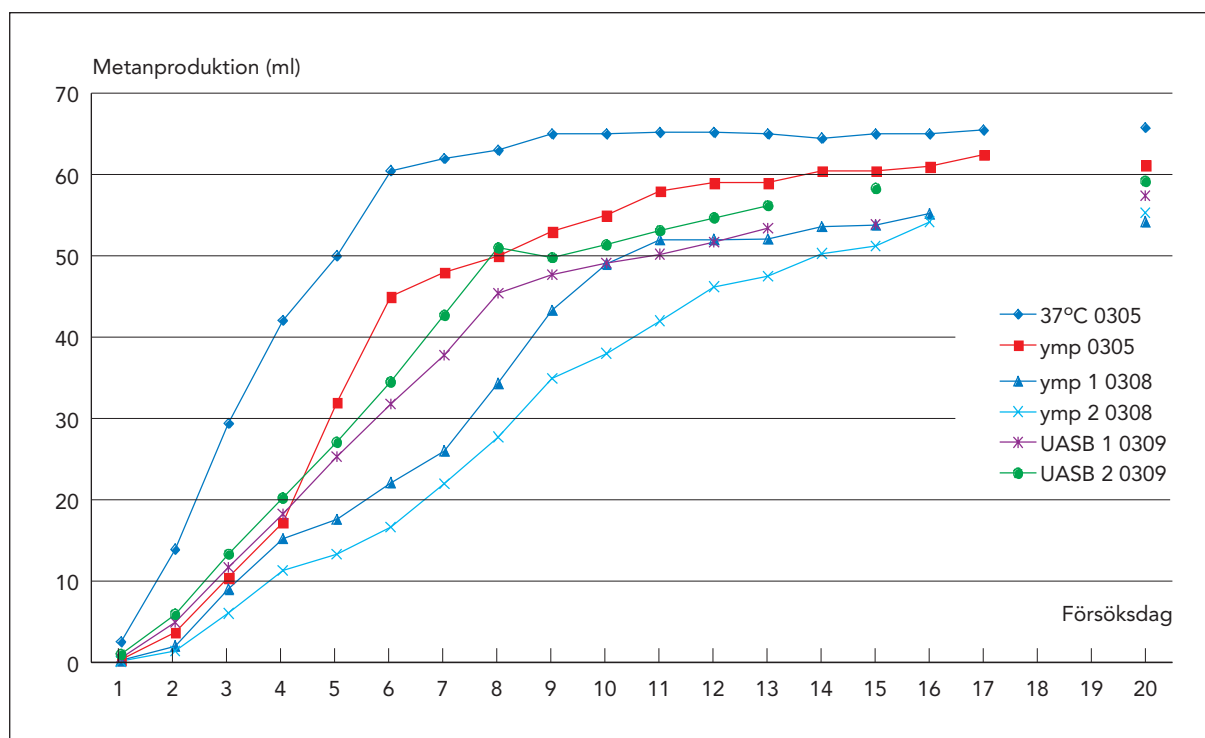


Diagram 1 Resultat från aktivitetstest av slam från 2003.

diagram 4, nivå 2 i reaktor 2, visas aktiviteten vid dubbel belastning. 1 g COD/g VSS i stället för 0,5 g COD/g VSS doserades. Detta innebär att to-

talt 130 ml metangas kan bildas. Diagrammet visar också att slammet klarar den högre belastningen. (Diagram 3 och 4)

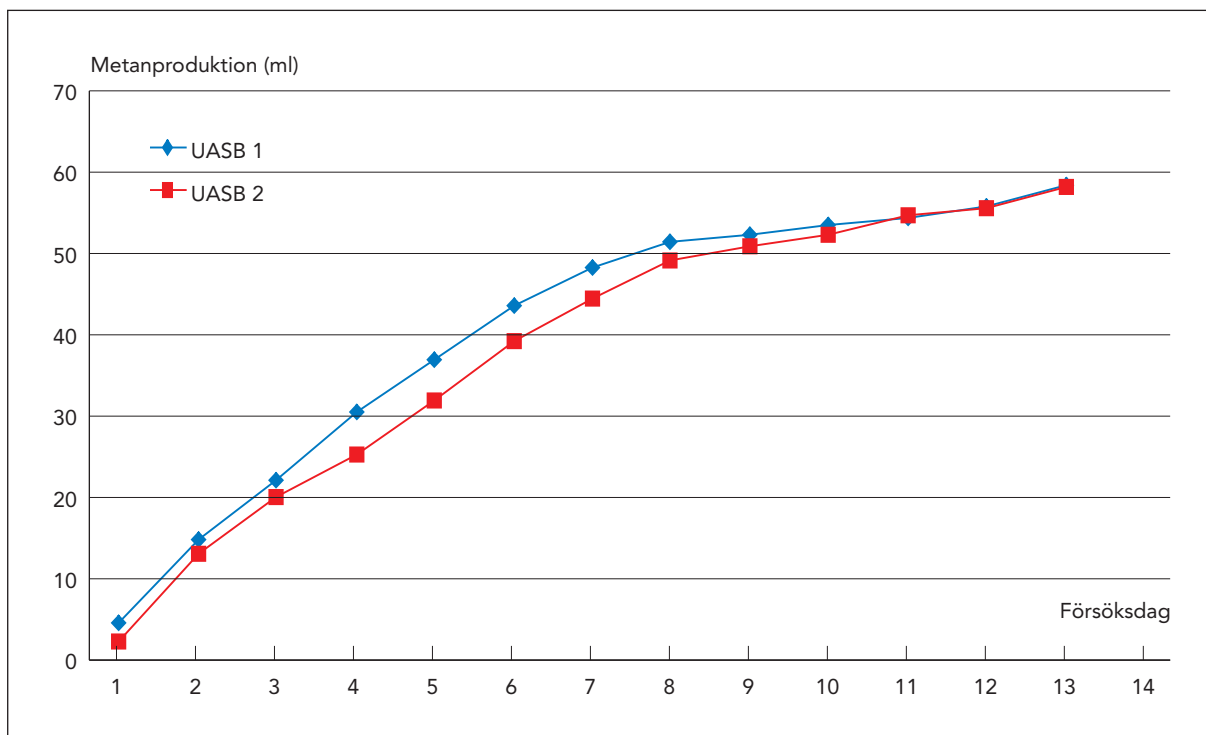


Diagram 2 Resultat från aktivitetstest av slam från 040223.

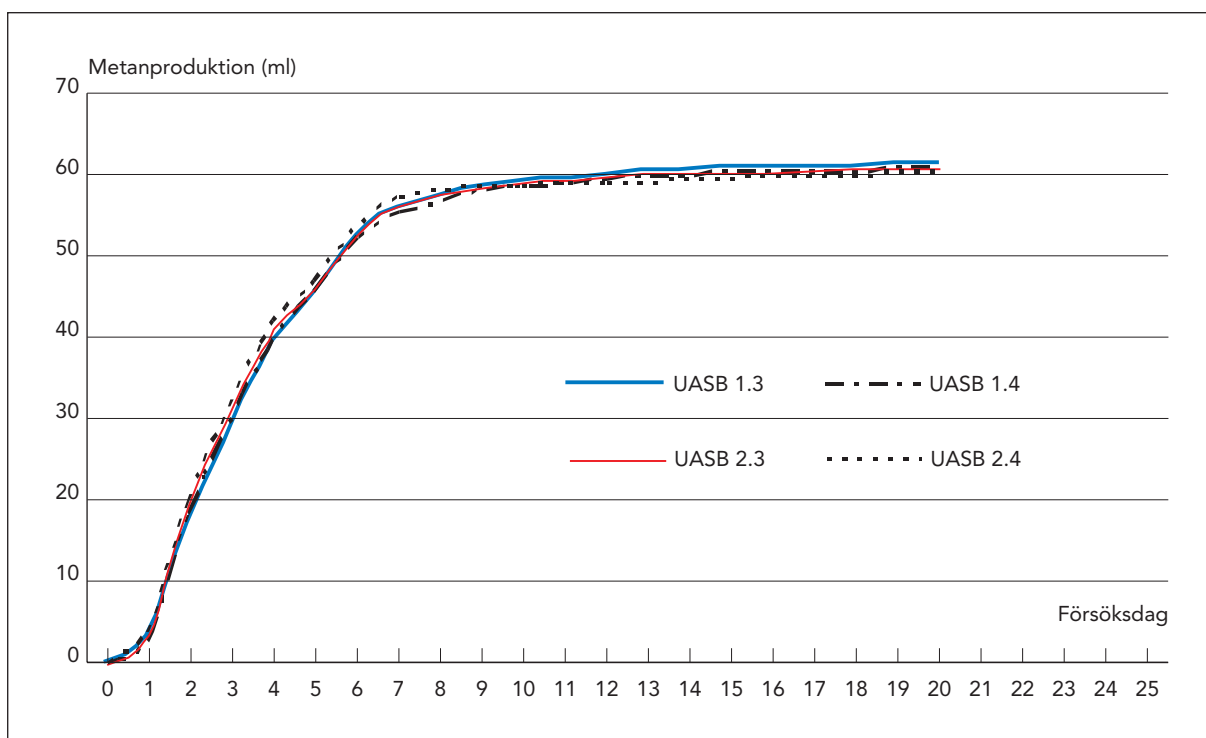


Diagram 3 Resultat från aktivitetstest av slam från 051115 på nivå 3-4 i UASB-reaktor 1 & 2 på Hammarby Sjöstad's reningsverk.

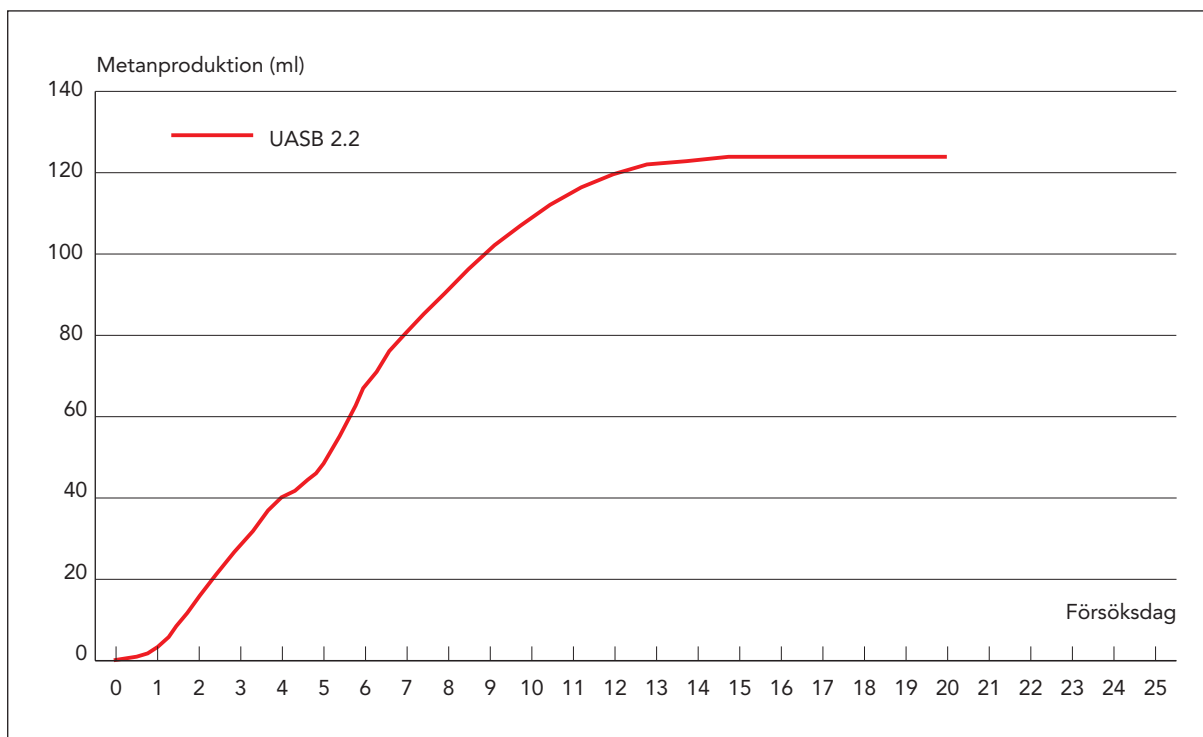


Diagram 4 Resultat från aktivitetstest av slam från nivå 2 i UASB-reaktor 2 på Hammarby Sjöstads reningsverk.

Kurvorna visar att metanproduktionen från samtliga slam kommer igång nästan omedelbart. Mellan dygn 1 och 7 uppnås en omvandlingshastighet av 0,08 g

COD/(g VSS*d) (nivå 3–4 i UASB-reaktor 1 & 2) respektive 0,12 g COD/(g VSS*d) (nivå 2 i reaktor 2), vilket är en godkänd aktivitet för den aktuella

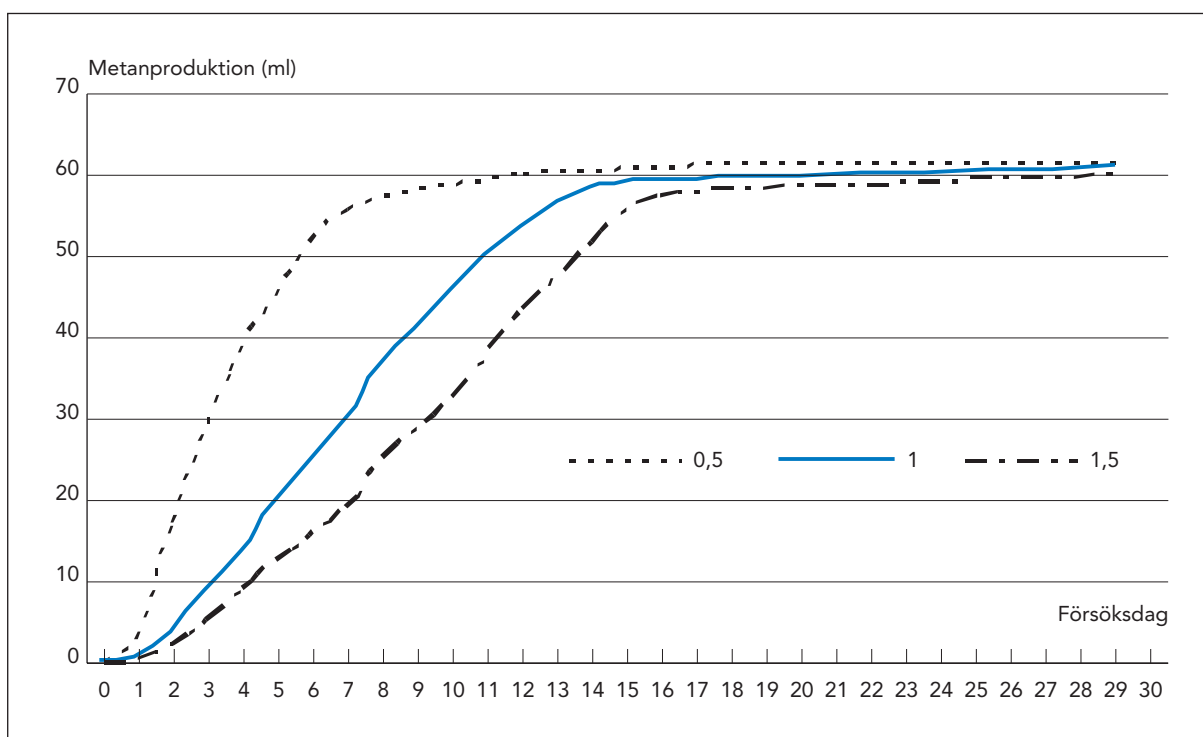


Diagram 5 Resultat från aktivitetstest av slam från nivå 3 i UASB-reaktor 1 på Hammarby Sjöstads reningsverk. Kurvan visar ackumulerad metanproduktion från referenssubstrat vid tre olika belastningar; 0,5, 1 respektive 1,5 g COD/g VSS.

temperaturen (ett slam kan sägas ha god aktivitet om omvandlingshastigheten överstiger 0,2 g COD/(g VSS*d) vid mesofil temperatur). (Diagram 5)

Resultaten från testen med referenssubstrat vid de tre olika belastningarna 0,5; 1,0 respektive 1,5 g COD/g VSS motsvarar en bildningshastighet på 8,8; 5,0 respektive 4,2 ml CH₄/d, vilket motsvarar en omvandlingshastighet på 0,08; 0,09 respektive 0,11 g COD/g VSS, d. Resultaten visar att nedbrytningen visserligen går fortare vid en lägre belastning, men att omvandlingshastigheten i relation till VSS-koncentration inte hämmas vid en belastning på 1,5 g COD/g VSS.

Slutsatser av dessa aktivitetstester:

- Aktivitetstestet visar att UASB-slammet från reningsanläggningen har en bra anaerob aktivitet för den aktuella temperaturen; 0,08 g COD/(g VSS*d).
- Även slammet från nivå 2 (i reaktor 2) har en bra aktivitet; 0,12 g COD/(g VSS*d). Tidigare erhöles ingen aktivitet i slam på denna nivå.
- Metanproduktionen kommer igång nästan omedelbart och avslutas snabbt.
- UASB-slammet kan belastas med 1,5 g COD/g VSS utan att omvandlingshastigheten (g COD/g VSS, d) hämmas.

Aktivitetstest på slam från 061009

I detta aktivitetstest görs en jämförelse med det förra testet i februari 2005. (Diagram 6)

Kurvan visar att metanproduktionen kommer igång nästan omedelbart och avslutas inom 5–8 dagar. Aktiviteten i UASB 2 är likvärdig med den aktivitet som uppmättes i slammet hämtat i februari 2005, medan aktiviteten i UASB 1 har fördubblats.

Slutsatser från denna aktivitetstest:

- Metanproduktionen i båda slamproverna kommer igång omedelbart och avslutas snabbt.
- Aktivitetstestet visar att slamproverna har godkänd anaerob aktivitet för den aktuella temperaturen.
- Aktiviteten i slammet från UASB 2 är likvärdig med den som uppmättes för ett år sedan, aktiviteten i UASB 1 har fördubblats.

Aktivitetstest på slam från 070112

I den sista aktivitetstesten som gjordes jämfördes med de två tidigare testerna från 2005 och 2006. (Diagram 7)

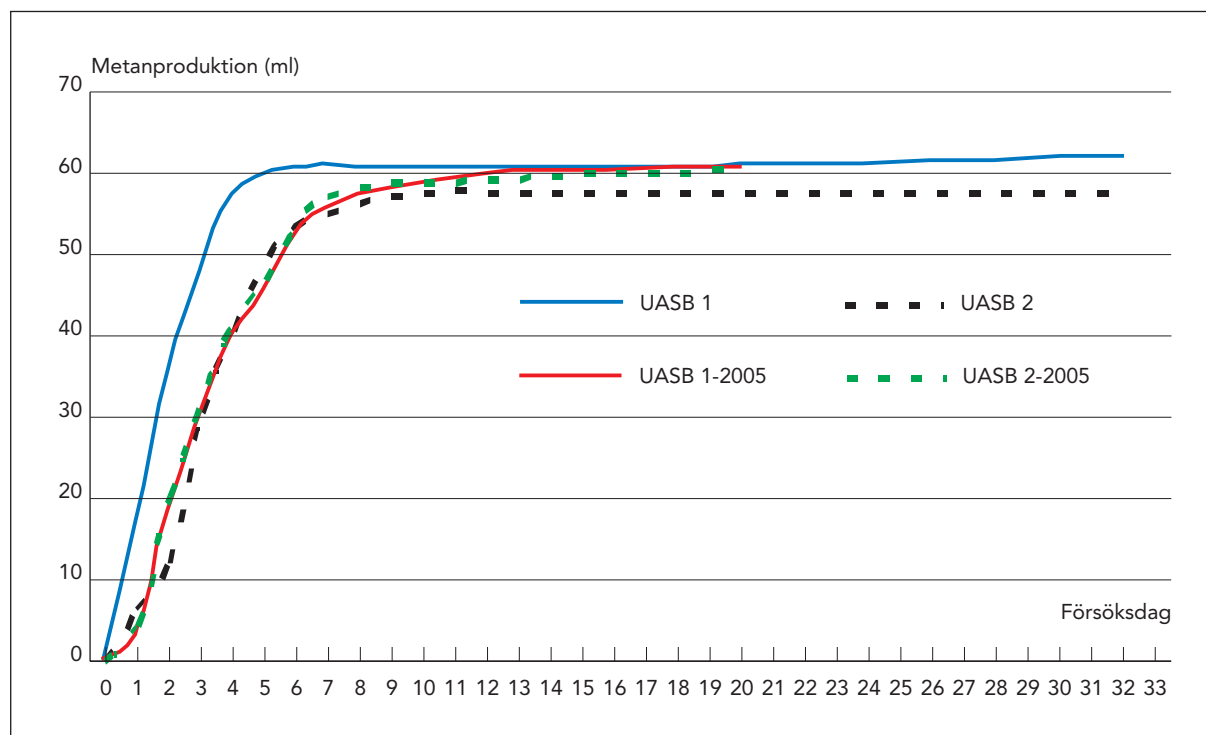


Diagram 6 Resultat från aktivitetstest av slam från UASB-reaktor 1 & 2 på Hammarby Sjöstads reningsverk hämtat vid två tillfällen.

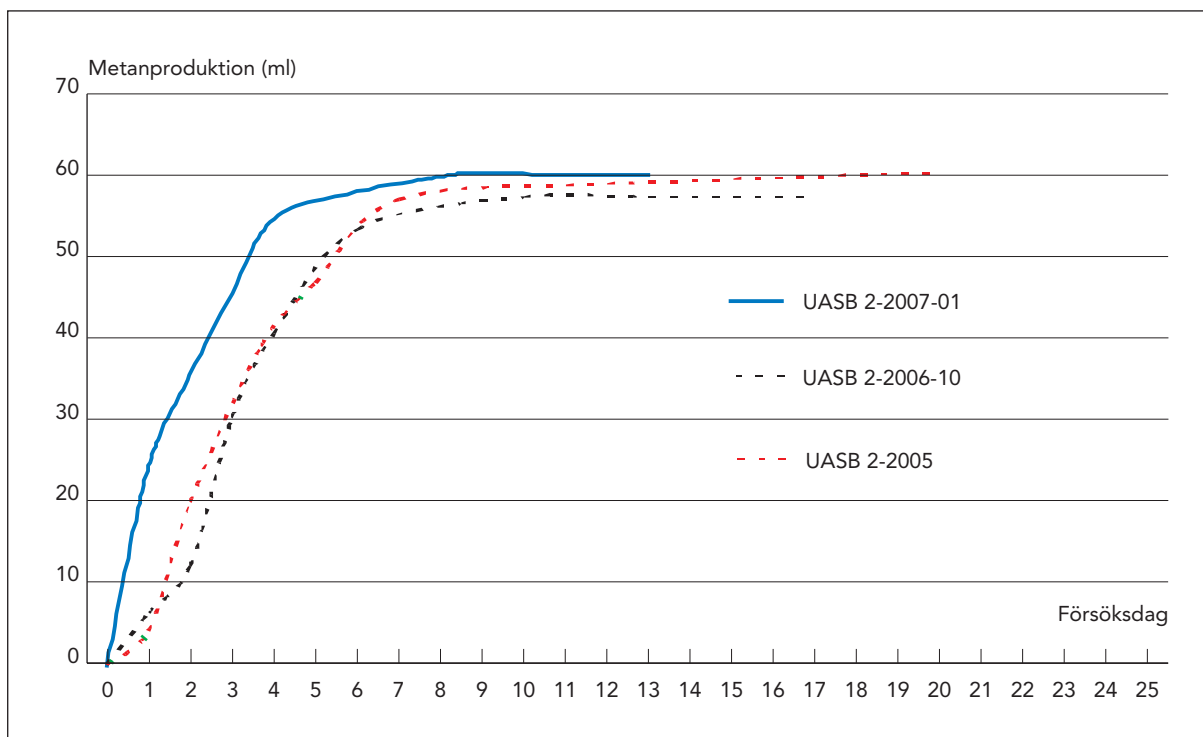


Diagram 7 Resultat från aktivitetstest av slam från UASB-reaktor 2 på Hammarby Sjöstads reningsverk hämtat vid tre tillfällen.

Kurvan visar att metanproduktionen kommer igång omedelbart och avslutas inom 5–8 dagar. Aktiviteten är ca 1,3 ggr högre än den aktivitet som uppmättes i slammet hämtat i oktober 2006.

Slutsatser av denna aktivitetstest:

- Metanproduktionen kommer igång omedelbart och avslutas snabbt.
- Aktivitetstestet visar att slamproverna har godkänd anaerob aktivitet för den aktuella temperaturen.
- Aktiviteten i slammet är 1,3 ggr högre än den som uppmättes i oktober 2006.

Slutsatser alla aktivitetstester

- Aktivitetstesterna på ympslammet visade att tre månaders lagring försämrade aktiviteten som dock blev bättre igen efter en månads drift
- Aktiviteten har sedan ökat med tiden.
- I de sista testerna kommer metanproduktionen igång nästan omedelbart och avslutas snabbt.
- Relativt hög aktivitet uppmättes även i de högre regionerna i UASB reaktorerna.
- Aktivitetstesterna visar att granulerna har mer än godkänd anaerob aktivitet för den aktuella temperaturen.
- UASB-slammet kan belastas med 1,5 g COD/g VSS utan att omvandlingshastigheten (g COD/g VSS, d) hämmas.

Bilaga 2:

Analysdata från UASB-linje (urval)

v=veckoprov. d=dygnsprov.

Stickprov om inte annat sägs.

Medelvärden om prov analyserats på Sjöst. och Torsg.

FS=Försed

	ln,d TSS	ln, v COD _t	ln,d BOD	ln,v (d) TOC	ln, d DOC	ln, v Tot-P	ln, d PO ₄ -P	ln, v Kj-N	ln, v NH ₄ -N	FS,d TSS	FS,d COD _t	FS,d COD _{0,45}	FS,d TOC	FS,d DOC	FS,d VFA	FS,d Tot-P	FS,d PO ₄ -P	
03-08-19	140	590	250	200		12	7,3	67	52									
03-08-22		590		200		12		67	52		429							
03-08-26		490		130		9,6		59	46		282							
03-08-28		490		130		9,6		59	46		226							
03-09-02	340	550	350	*(180)	66	11	7,2	66	53									
03-09-01		550		220		11		66	53		314							
03-09-03				220		11		66	53		425							
03-09-09	290	550	310	170	64		7,4	66	49						61,3		7,2	
03-09-11	205	550		170			7,53	66	49	99	422	155			66,3		8,3	
03-09-16		520		170		10		60	47		425	219						
03-09-17	168	520		170		10	4,51	60	47	76	242	109			33		3,1	
03-09-22		500		160		11		68	54	98	366							
03-09-23	220	500	300	160	59	11	6,8	68	54			145			43,4		5,2	
03-09-25	216	500		160		11	7,54	68	54	104	429	149					7,8	
03-09-30	220	540	310	160	70	11	9,7	71	55			183					8,4	
03-10-02		540		160		11		71	55		447	184						
03-10-07	200	490	280	150		11	8,6	66	53		475	176						
03-10-09		490		150		11		66	53	97	436	179						
03-10-14	190	500	260	(150)	58	5,8	9,7	66	53	115	435	164						
03-10-21	210	530	240	160	52	12	7,3	65	50									
03-10-28	210	580	310	160		13	7,3	71	55	98	454	188						
03-10-30		580		160		13		71	55	108	470	193						
03-11-04	220	570	260	160	68	13	8,2	73	58		456	194						
03-11-11	250	440	280	200	67	12	7,9	75	59	102	484	206					9,1	
03-11-13		440		180		12		75	59	104	452	190					9,1	
03-11-20		540		210		13		70	55	125	432	194					5,8	
03-11-25	250	440	320	(160)	66	12	7,6	64	50	100	430	185					8,6	
03-12-02	220	530	310	(180)	73	12	8,0	69	52	127	400	173					5,2	
03-12-04		530		190		12		69	52	119	403	192					5,4	
03-12-09	210	520	240	(170)	77	12	8,1	70	54	105	374	175					4,3	
03-12-11		520		200		12		70	54	107	413	192					5,8	
03-12-16	220	440	370	150		11	8,6	63	51	115	443	186					5,8	
03-12-18		440		150		11		63	51	88	358	194					7,1	
04-01-13	270	430	330	(170)	71	11	7,4	67	55	86	310							
04-01-29		610		200		13		76	59	85	330	180						
04-02-03	240	450	320	180	63	12	7,3	59	46	102	357	180						
04-02-05	180	450		180		12		59	46	65	297	171						
04-02-12	200	570		180		12		66	52	71	339	185						
04-02-17	290	540	320	(180)	74	12	7,9	69	53	118	398	197						
04-02-19	212	540		170		12		69	53	100	381	189						
04-03-02	250	580	370	(200)	77	13	8,7	70	54	108	420	217						
04-03-04	265	580		170		13		70	54	124	483	197						
04-03-09	300	530	370	180	85	13	10	74	57	117	506	219						
04-03-11	201	530		180		13		74	57	102	368	208						
04-03-16		510	270	(150)	63	12	6,9	69	53	104	352	174						
04-03-18		510		180		12		69	53	107	397	187						
04-03-23	450	580	410	210		12	7,6	69	53	108	428	190						
04-03-25		580		210		12		69	53		402	200						
04-03-30	320	580	340	(200)	77	12	7,5	69	53									
04-04-13	340		370	(220)	83		8,5			140	480		160			11	8,3	
04-04-20	270	540	410	(190)	69	12	7,9	67	53	120	407		120			9,9	8,0	
04-04-22		540		160		12		67	53	123	428	157					8,2	
04-04-27	210	490	350	(210)	75	12	7,6	80	66	122	408	151	130		42,4	9,7	7,9	
04-04-29		490		180		12		80	66	127	429	190					8,2	
04-05-06		510		220		12		66	52	126	438	185					8,6	
04-05-11	340	550	360	190/(220)	76	13	8,8	72	55	134	455,5	199	120			12	8,5	
04-05-17	230	530	300	170	73	12	7,6	67	53									

	FS,d Kj-N	TSS	COD _t	COD _{1,6}	UASB 1				TSS	COD _t	COD _{1,6}	COD _{0,45}	UASB 2				Tot-P	PO4-P	N-tot
			256	137						241	154								
			193	121				0		160	116				0				
				105				0			103				2,9				
			160	110				4,8		152	103				1,1				
			227	136				12,1		195	117				0				
		54						5,9	12						11,6	7,59	7,29		
		76	330		77				21	189		69				10,1	9,26		
									156			75							
		12	97		59			0	11	79		54			0	3,68	3,29		
								11,4							0				
		426	664		79			5,1	18	129		64			0				
		154	368		90			15,5	19	156		70			0				
		382	673		83,7			7,9	63	231		91			10,2				
			515		94,6					211		74,3							
			321		79,5			10,3		200		82,5			7,5				
		79	302		89,7			15,1	33	233		86			7				
		93	279		80,1			8,6	39	181		74			3,5				
		48	356		77				30	246		86							
		88	298		76				89	272		77							
			346		74					221		75							
		56	248		71				25	166		61					10,3		
		88	295		74				33	165		69					10,7		
		16	205		74,4				21	159		64					7,52		
		60	236		69				51	194		67					9,15		
		82	214		77				28	157		72					6,4		
		121	287		79				182	405		66					6,1		
		69	204		76				99	248		72					5		
		90	296		75				160	342		79					7,31		
		83	279		73				65	225		76					7,31		
		43	166		79				26	142		71,3					8,61		
									30	110	68								
									38	164		79							
		46	178		83				7	127		69							
		38	164		64				21	134		74							
		45	194		95				32	157		87							
		72	220		81				38	170		79							
		73	235		90				26	151		78,5							
		88	270		100				89	250		76							
		93	326		77				80	279		77							
		95	343		86,4				310	626		81,3							
		66	223		94,5				39	209		72,4							
		77	223		80,3				101	194		70,2							
		71	218		77,3				38	159		53,2							
		71	231		78				39	152		66,8							
			229		83,1					165		72,1							
								0	130	300	140		100		0				
		69	241	107	80,2				73	210	88	59							
		79	231	98	77,8			7	61	172	85	61,4			3,5		9,74		
									59	185	79,9	68,4							
		130,3	274	85,4	72,3				154	305	66,5	55,4					9,94		
		137	324	109	85			34	87	192,5	79	68,5	39				10,5		

	In,d TSS	In, v COD _t	In,d BOD	In,v (d) TOC	In, d DOC	In, v Tot-P	In, d PO ₄ -P	In, v Kj-N	In, v NH ₄ -N	FS,d TSS	FS,d COD _t	FS,d COD _{0,45}	FS,d TOC	FS,d DOC	FS,d VFA	FS,d Tot-P	FS,d PO ₄ -P	
04-05-25	360	540	340	(170)	55	11	7,1	64	50	122	383,5	194	110			10	7,7	
04-05-27		540		160		11		64	50	108	391	183			40,3		8,1	
04-06-01	320	510	330	150	69	11	8,1	66	52	128	402,5	177	110			10	8,2	
04-06-03		510		150		11		66	52	110	408	175			48,5		7,8	
04-06-08	210	510	260	(150)	60	10	6,9	58	44	93	300,5	168	84			8,8	7,2	
04-06-10		510		170		10		58	44	117	421	186					7,5	
04-06-22		390		160		10		54	43	110	280		98			8,6	6,9	
04-06-23		390		160		10		54	43									
04-06-29	150	380	240	140	33	9,4	5,6	59	45	100	350		110			8,4	6,8	
04-06-30		380		140		9,4		59	45									
04-07-06	180	400	250	(140)	61	9,9	9,2	56	44	89	309	149	85		42,4	8,5	6,5	
04-07-07		400		160		9,9		56	44									
04-07-08		400		160		9,9		56	44	92	352	159					7	
04-07-09		400		160		9,9		56	44									
04-07-13	200	400	290	(150)	68	9,8	7,1	58	47	96	314,5	163	110		51,8	8,7	7,6	
04-07-14		400		170		9,8		58	47									
04-07-15		400		170		9,8		58	47	97	351	160					7,4	
04-07-16		400		170		9,8		58	47									
04-07-20	200	450	270	160	61	9,6	6,2	60	48	82	312		99		43,4	8,7	6,7	
04-07-21		450		160		9,6		60	48									
04-07-23		450		160		9,6		60	48									
04-08-03	210	520	290	160	61	11	8,0	68	53	120	341,5	169	110		51,3	9,8	7,8	
04-08-04		520		160		11		68	53									
04-08-10	220	540	380	(200)	71	11	8,4	66	53	121	356	150	100		689?	9,5	8,5	
04-08-11		540		190		11		66	53									
04-08-17		550		250		14		69	56	90	323	168	95		47,1	10	7,8	
04-08-18		550		250		14		69	56									
04-08-25		510		190		14		67	54									
04-08-31	210	550	280	(160)	60	12	7,9	69	54	100	320		96	53		10	7,7	
04-09-01		550		190		12		69	54									
04-09-07	180	520	290	(160)	76	11	7,9	69	55									
04-09-08		520		170		11		69	55									
04-09-14	220	580	340	(170)	71	12	7,8	71	56	94	380		120	66		11	7,8	
04-09-15		580		180		12		71	56									
04-09-21	220	490	260	160	76	12	7,4	68	54									
04-09-22		490		160		12		68	54									
04-09-28	250	500	310	(150)	67	12	7,8	67	54	100	369	174	110	63	55	10	8,6	
04-09-30		500		180		12		67	54									
04-10-05	310	550	300	(200)	70	12	8,2	67	52	120	430		130	65		11	8,5	
04-10-06		550		180		12		67	52		358	184,6			60,9			
04-10-07		550		180		12		67	52	126	435	191						
04-10-12	200	520	350	(170)	84	12	11	68	56	92	310		96	55		10	8,7	
04-10-15		520		180		12		68	56									
04-10-19	280	550	260	(160)	69	12	7,7	71	57	120	348	171	120	57	48,4	9,8	7,9	
04-10-20		550		170		12		71	57									
04-10-21		550		170		12		71	57	121	434	183						
04-10-28		610		200		12		72	61									
04-11-01	220	610	350	(180)	74	12	8,4	72	61									
04-11-09		610		200		12		72	61									
04-11-09	180	520	320	160	61	11	8,8	65	50	110	384	182	110	62	48	10	7,8	
04-11-11		520		160		11		65	50	115	437	191						
04-11-16	220	500	310	150	67	11	7,8	68	54									
04-11-19		500		150		11		68	54									
04-11-23	280	560	280	190/(200)	78	12	9,6	66	53	140	410	186	100	62	40,9	10	9,8	
04-11-30	220	490	360	170	76	12	8,6	71	55	120	390		110	63		11	8,5	
04-12-07	220	610	310	190/(180)	67	12	8,2	71	56	120	376	171,4	120	62	53,3	11	8,3	
04-12-09										116	300	179,2						

	FS,d Kj-N	UASB 1							UASB 2							Tot-P	PO4-P	N-tot
		TSS	COD _t	COD _{1,6}	COD _{0,45}	TOC	DOC	VFA	TSS	COD _t	COD _{1,6}	COD _{0,45}	TOC	DOC	VFA			
		66	225	85,3	74,2			2,5	43	139	71	63,6	30		0		9,5	
									99	236	75	63,8			0		9,9	
		61,3	196	85,9	72,3			3,8	75	197,5	73	64,3	48		0		9,44	
									75	211	81							
		52,3	172	79,3	71,7				67	207,5	70	69,6	55				8,22	
									67	185	81	62			7,7			
									120	210	63		56		0			
									110	240	82		64					
		41,3	163	81,8	70,7			0	63	172,5	85	73,3	62		0			
									53	172	85							
		52,3	188	88,3	74,9			0	77	175	75	70,1	44		1			
									115	244	72						8,4	
		91,3	244	83				0	115	196	70		36		0			
										161	77						5,85	
		55,3	169	70,8	62,6			1,3	46	129,5	63	56,6	26		0			
		110	225	90,9	75,2			0	122	199	67	59,1	40		1,1		4,88	
			250	93,2	76,5			0	42	151	73	63,7	31		1,4		8,78	
									50	130	71		30					
	58																	
		47	160	70					43	150	66							
		44	160	130					38	130	67							
		56	170			41	19		34	120			30	16				
		73	160			48	20		73	180			61	20				57
		57	160	63,5	46,1	36	18	0	60	168,5	51	39,6	41	16	0			59
		73	246	69,4	57,5				140	154	61	47,9						
		240	290			83	18		68	150			37	18				57
			210	78,5	67,3			0		224	67	56,6			0			
		60	214	77	65,5				45	162	72	64,3						
		72	160			50	21		79	180	84		50	22				
		75,5	218	76,2	64,7				107	256	69	61						
		51	150	78		34	19		120	210	67		52	16				57
			192	73,2	66,4			0		204	65	58,9			0			
		90	203	72,3	62,1				74	168	67	55,9						
		122	195	71,1	60,6													
		84	210			35	23		53	150	77		54	19				
			192	67,4				0		171	62	56,6			4,3			
		78	86			39	16		26	120	61		28	16				
		59,5	183	66,7	66,1					152	70	59,5						
		52	180	72,1	64,9	38	16	0	33	123,5	63	61,7	23	21	0			60
		76	215	69,4	63,4				48	162	66	57,8						
			186	77,1	66,1			0		138	69	57,7			0			
		79	190	67		44	18		49	150	63		36	18				59
		85	210		63,2	53	21	0,7	150	250		57,1	65	19	0			55
		72,5	290,1		61				127	303		58,1						

	ln,d TSS	ln, v COD _t	ln,d BOD	ln,v (d) TOC	ln, d DOC	ln, v Tot-P	ln, d PO ₄ -P	ln, v Kj-N	ln, v NH ₄ -N	FS,d TSS	FS,d COD _t	FS,d COD _{0,45}	FS,d TOC	FS,d DOC	FS,d VFA	FS,d Tot-P	FS,d PO ₄ -P	
04-12-14	300	600	350	180/(190)	80	12	8,2	70	54	120	391	184	120	67	41,6	13	8,1	
04-12-21	320		420	(200)	88	12	8,8	70	54									
04-12-28	210		330	(190)	110	12	8,1	70	54									
05-01-03	180		310	(200)	84	12	8,4	70	54									
05-01-10	240	650	320	200/(160)	78	12	11	74	57									
05-01-18	280	580	320	170/(180)	39	12	7,7	71	57	130	409	197	120	65	37	11	7,7	
05-01-19		580				12		71	57									
05-01-20		580				12		71	57	98	374	194						
05-01-21		580				12												
05-01-25	230	550	340	(160)	70	12	8,0	70	55	93	354	180	110	60	23,3	10	8,1	
05-01-27		550		310		12		70	55	87	379	174						
05-02-01	250	520	310	(170)	68	12	7,8	72	56	96	373	183	110	62	46,1	9,9	8,1	
05-02-03		520		160		12		72	56	118	425	186						
05-02-08	290	620	330	(180)	72	11	8,3	72	55	110	389	178	120	62	46,5	9,4	8,4	
05-02-09		620		210		11		72	55									
05-02-10		620		210		11		72	55	103	390	186						
05-02-15	250	690	340	170	73	12	8,0	73	57	100	369	173	110	62	43,6	9,9	8,2	
05-02-17		690		170		12		73	57	106	416	173						
05-02-18		690		170		12		73	57									
05-02-22	260	600	320	(190)	86	12	8,0	72	56	99	419	197	120	73	0	10	8,2	
05-02-24		600		180		12		72	56	116	472	171						
05-02-25		600		180		12		72	56									
05-03-01	320	500	350	(190)	84	11	8,9	73	57	130	400		130	67		9,7	7,7	
05-03-03		500		200		11		73	57	114	407	188						
05-03-04		500		200		11		73	57									
05-03-08	360	610	340	190	86	12	7,9	71	55	120	459	203	140	84	49,5	11	8,1	
05-03-10		610		190		12		71	55	119	487	206						
05-03-15	260	610	320	(180)	83	11	9,6	71	55	117	468	195	140	82	54,4	11	10	
05-03-16		610		190		11		71	55		478	208						
05-03-22	260	550	340	160/(180)	86	12	7,8	67	53	120	390		120	60		9,8	8,1	
05-03-29	360	620	360	180/(190)	91	12	8,6	71	56	120	400		130	77		10	8,4	
05-04-05	380	630	340	180	83	11	8,2	73	60	95	340		99	67		9,6	8,4	
05-04-12	270	630	360	200/(180)	87	12	8,4	73	56	95	360		100	64		9,6	8,4	
05-04-19	270	560	350	190/(180)	81	11	8,0	68	55	67	290		90	60		8,8	8,0	
05-04-25	260	540	350	180/(220)	90	11	10	69	55	89	372	182	110	66	52,2	9,6	8,3	
05-05-02	240	590	350	180/(190)	93	11	8,2		57	120	371	168	110	72	62,1	6,8	1,3	
05-05-10	330	580	360	180	81	11	8,1	73	56	620	548	136	190	48	33,1	20	0,22	
05-05-18																		
05-05-24	250	600	350	180/(170)	88	12	8,8	70	53	110	241	118	82		23,8	4,7	0,35	
05-05-31	290	580	310	200/(190)	86	12	8,1	73	60									
05-06-06	190	560	360	180/(160)	81	11	9,2	71	56	82	290	176	85	62	53,4	4,8	0,33	
05-06-14		570	(100)	170		12		73	57	82	255	169	80	61	39,3	3,8	0,06	
05-06-21	220	540	320	210/(190)	100	11	8,4	71	57	88	265	162	86	62	45	4,1	0,24	
05-06-28	220	580	320	170/(190)	84	12	8,3	71	57	130	277	143	83	56	38,2	4,8	0,21	
05-07-05	260	580	280	180/(160)	77	11	8,1	65	50	110	337	170	96		24,8	8,8	4,7	
05-07-12	230		310	160/(180)	86	11	8,0	68	54			210						
05-07-19	240		290	160/(180)	81	11	11	67	53	110		159	86	55	44,6	9,1	8,1	
05-07-26	230		330	160	82	10	7,9	67	53	98			74	52		6,2	2,5	
05-08-02	340		310	170/(180)	82	11	8,1	71	57	91			77	55		5,6	1,2	
05-08-09	260		300	150/(170)	84	9,1	7,6	60	47	110			95	61		9,6	8,6	
05-08-12						9,1		60	47	91						3,4		
05-08-16	220	520	290	(170)	85	11	11	72	58	134	270		89	56		2,8	0,29	
05-08-17		520		180		11		72	58	149						11,6		
05-08-18		520		180		11		72	58	147						7,1		
05-08-19		520		180		11		72	58	112						6,5		
05-08-22		580		190		11		72	59	133						6		
05-08-23	280	580	340	(180)	87	11	8,2	72	59	130	280		92	63		5,7	0,18	

	FS,d Kj-N	UASB 1							UASB 2							Tot-P	PO4-P	N-tot
		TSS	COD _t	COD _{1,6}	COD _{0,45}	TOC	DOC	VFA	TSS	COD _t	COD _{1,6}	COD _{0,45}	TOC	DOC	VFA			
		230	240		65,8	70	19	0	310	312,5		60,2	130	18	0			62
		61	180			39	17		41	140			34	16				56
		65	170			38	18		51	140			32	19				
			166		61,5			0		141		61,2			0			52
		59,5	176		61,6				96	249		61,9						
		75	210	69,1	64,5	38	16	0	39	169,5		60,5	34	20	0			52
		51,5	168		57,7				55	170		58,6						
		74	180		57,7	41	14	0	43	154		66,4	35	17	4,8			
		70,5	205		59,6				67	196								
		95	210			47	17		62	200			44	19				56
			298		-			10,1		211		57			0			
		86,5	212		51,7				126	287								
		210	210		58,1	34	17	0	60	209		71,2	41	18	3,8			48
		110	229		55,5				49	178		61,2						
			200		63,6			0		218		72,3			1,8			
		137	336		58,8				90	285		63						
		99	226		63,4				66	194		63						
		130	300		61,4	66	26	0	84	387,5		63,2	70	27	6,1			61
		104	297		70,8				90	294		64,7						
		90	270		76	62	25	5,1	87	264,5		71,9	65	31	0			65
			279		69				93	284		72,5						
		90	220			51	21		50	170			43	21				55
		270	220			50	19		80	200			49	20				57
		65	170			39	21		67	170			40	21				57
	65	38				35	17		43		69		39	20				54
	59	110				41	17		38		71		34	19				53
	62	36	162	71,1	59,5	39	19	9,32	37	150	70	61,9	35	22	9,52			57
	62	91	202	63,8	50,3	56	20	7,61	51	170	71	52	45	22	10,4			66
	85	56	140	45,9	47,1	34	14	3,4	57	145	59	46,9	36	15	3,93			53
		69	156	42,5	34,7			7,5	64	138		43,9			8,52			
	61	120	154	47,4	44,7	34	14	0,414	58	140	58	45,9	32	17	5,01			
		71				31	20		25		68		27	20				95
	68	130	109	58,6	50,6	42	17	2,66	55	125	55	49,6	33	20	5,7			61
	59	49	125	45,5	44,3	27	17	0	54	130	55	47,9	25	13	0,165			57
	61	87	132	48,6	43,7	37	15	0	59	136	60	46,8	32	16	0			57
	62	320	195	53,2	44,4	79	16	0	60	147	57	53,8	35	19	3,01			59
	54	83	218	54,9	51,4	47	16	0	76	199	61	56,2	44	20	0			56
		130	257	59	51,2	53	15	0	74	190	61	62,5	35	17	0,773			58
	58	180	338	55,5	54,7	74	18	0,6	49	163	62	54,5	33	18	2,9			52
		160				67	16		54				28	16				52
		150				60	14		54				32	16				53
		120				46	17		67				32	16				57
	61	75				38	17		310		55		89	15				53
	63	430				140	16		120		53		35	15				57

	ln,d TSS	ln, v COD _t	ln,d BOD	ln,v (d) TOC	ln, d DOC	ln, v Tot-P	ln, d PO ₄ -P	ln, v Kj-N	ln, v NH ₄ -N	FS,d TSS	FS,d COD _t	FS,d COD _{0,45}	FS,d TOC	FS,d DOC	FS,d VFA	FS,d Tot-P	FS,d PO ₄ -P	
05-08-24		580		190		11		72	59	94						5,7		
05-08-29		560		170		11		70	56	111						5,4		
05-08-30	210	560	290	(180)	86	11	7,8	70	56	100	280		90	60		6,4	2,2	
05-09-06	250	620	330	180/(190)	89	11	7,8	71	56	310	450		110	60		8,2	0,28	
05-09-13	250	580	340	180	99	11	8,2	70	54	230	390		120	57		7,5	0,18	
05-09-20	280	580	290	170	80	10	7,8	68	54	760	780		200	54		19	5,9	
05-09-26		540		160		10		68	54	85	377	150						
05-09-27	260		320	(190)	83		7,9			120	380		120	73		9,5	8,2	
05-10-03		600		180		11		72	57	93	398	165						
05-10-04	390		310	(170)	83		11			99	350		110	66		9,5	8,5	
05-10-11	360	640	280	180(190)	58	12	7,2	70	56	133	425	155	130	77		9,6	8,3	
05-10-17		610		170		12		75	63	79	366							
05-10-18																		
05-10-25	270	550	310	170(160)	85	10	7,2	69	56	110	390		120	73		9,6	7,4	
05-11-01	240	590	250	180(150)	67	12	8,8	75	61	130	380		110	68		9,9	8,8	
05-11-07		580		180		10		71	54									
05-11-08	290		330	(170)	80		7,5			96	440		120	74		9,8	8,0	
05-11-15	270	570	280	(180)	82	11	6,9	72	58	120	410		110	70		10	8,1	
05-11-22	250	630	330	160(180)	89	11	8,0	71	56	220	460		140	49		9,0	5,9	
05-11-29	340	600	300	180	89	11	7,9	74	58	120	380		120	73		8,9	8,2	
05-12-06	250	610	320	190(170)	93	11	9,7	75	58	118	424	190	130	47		9,7	9,0	
05-12-07																		
05-12-13	240	620	330	(170)	86	10	7,6	73	58	92	428		130	85		9,5	6,2	
05-12-14				220														
05-12-20	320	680	360	(190)	87	11	7,7	63	57	120	438	144	130	77		10	8,0	
05-12-21				200														
06-01-10	320	650	320	(180)	88	11	7,3	76	59	156	460		150	79		9,7	8,0	
06-01-17	260	650	340	180(170)	82	11	8,6	70	56	117	400		120	71		9,3	9,4	
06-01-24	280	620	300	(170)	78	10	7,4	74	58	106	390		120	69		9,3	11?	
06-01-31	260	640	360	190(180)	94	11	7,5	73	56	122	460		140	80		9,9	7,8	
06-02-07	290	620	390	230(200)	93	11	7,5	72	58	149	510		130	79		10	7,8	
06-02-14										91	390		120	78		9,5	8,1	
06-02-21										99			89	48		6,3	5,1	
06-02-28										100			94	57		6,7	4,9	
06-03-07		560		170		10		68	53	430			260	67		14	6,9	
06-03-14	230	570	290	170		9,7	6,2	64	50	100			120	68		8,3	6,5	
06-03-21	260	570	330	190/(180)	86	10	6,5	65	49	100			140	82		9,4	7,5	
06-03-28	300	410	320	170(180)	87	8,8	6,1	59	43									
06-04-04	210	500	280	180/(110)	75	8,0	5,0	55	42	110			100	61		7,2	6,0	
06-04-11	320	700	340	200/(180)	98	11	7,2	74	56	120			140	86		9,8	7,3	
06-04-18	260	600	370	170(180)	100	12	7,4	73	57	160			160	100		10	8,3	
06-04-25	240	640	340	170	86	11	8,4	75	58	110			130	79		10	9,4	
06-05-02	300	640	350	190	56	11	7,6	73	57	110			140	54		11	8,1	
06-05-09	260	590	330	180(190)	93	11	7,6	67	54	100			130	86		9,9	7,7	
06-05-16	240	480	300	(180)	93		7,3	57	42	81			130	79		9,2	7,6	
06-05-22	250	480	340	190(170)	100	10	7,0	71	56	49			130	93		8,8	6,7	
06-05-30	240	590	320	160/(180)	94	11	7,4	71	56	83			83	58		4,2	0,47	
06-06-07		590		170		11		70	56									
06-06-13	180	470	310	150/(180)	82	10	7,3	63	51	130			140	77		11	7,6	
06-06-20	200	540	310	170	95	11	7,8	63	50	860			380	120		15	9,0	
06-06-27	210	570	310	160	87	11	7,5	63	49	100			130	79		10	7,6	
06-07-04	200	530	310	150/(160)	92	11	7,4	64	51	120			130	83		9,7	8,2	
06-07-11	220	580	320	160	89	11	7,3	63	50	110			120	78		9,4	7,5	
06-07-18	210	550	280	160/(170)	86	11	7,5	64	50	120			130	80		10	7,4	
06-07-25	210	530	300	160/(170)	96	10	7,3	61	49	110			120	79		9,6	7,0	
06-08-01	250	600	290	160/(180)	85	10	7,2	64	51	120			140	80		11	7,9	
06-08-08	360	640	300	190/(160)	85	10	6,7	66	52	120			170	130		10	7,7	

	FS,d Kj-N	TSS	COD _t	COD _{1,6}	UASB 1 COD _{0,45}	TOC	DOC	VFA	TSS	COD _t	COD _{1,6}	COD _{0,45}	UASB 2 TOC	DOC	VFA	Tot-P	PO4-P	N-tot
	58	140				49	16		34		54		25	16				57
	63																	
	67	1700				560	22		220		49		71	17				
	74	1100				380	23		280		59		100	20				66
	61	1800			80	580	31		82	208	65	94	50	22		10,6		60
		220	357		71,25					191		66,8						
	61	530				190	23		87		76		39	20				61
	59	220				92	24		45		73		32	19		11,2		61
		395	730		76,4					239		66,9				12,1		(66)
	62	200	450		62	92	21		92	226	86	61	50	19		12		66
	72	380				150	19		77		74		40	15				71
		250	676		67,1					160		60,5						
	64	250				120	21		65		77		37	19				
	65	120	318		96,6	60	20		25	223	74	61	27	16		12,3	9,1	58
	56	76				45	21		45				28	18				63
	63	150				70	21		69		79		42	18				62
	64	140				67	22		320		87		120	21		11,3		69
		95	241	71,7	55,1					215		53,9				8,26	6,8	72
	64	110				54	23		150		70		72	18				66
		79	178							131						10,5	9,3	69
	65	81				52	22		100		65		56	19				64
			251	86	79,2					254		49,3				11,8	9,21	69
	68	79				56	22		60		72		39	21				64
	66	97				68	25		56		88		40	22				61
	66	110				54	21		97		84		57	22				62
	67	130				68	22		44		80		41	18		10,1	8,66	63
	65	100				66	23		280		73		97	22		11,5	8,53	69
	61	77				54	25		100		77		52	21		10,4	8,34	38
	46	61				39	16		54				27	16				
	44	130				68	18		41				21	16				44
	82	110				64	20		64				29	15				47
	56	45				43	17		25				23	16				48
	61	93				67	27		120				64	21				57
		84				62	23		100				53	22				56
	50	50				36	20		150				64	16				51
	63	140				66	26		75				53	23				58
	70	120				72	29		150				72	26				74
	65	84				57	26		55				49	24				63
	69	83				59	23		90				61	22				62
	63	65				58	27		83				59	25				60
	40	63				55	25		70				49	24				58
	61	79				59	30		66				47	26				59
	53	94				40	17		38				26	17				48
		120				47	15		61				33	16				62
	59	160				83	28		140				72	23				60
	99	68				59	30		140				84	24				55
	61	150				83	22		180				110	20				62
	61	86				51	26		500				120	22				59
	60	140				58	23		87				48	24				52
	62	120				80	34		73				55	23				53
	59	82				56	25		67				52	23				52
	63	90				55	22		69				48	25				58
	65	84				61	27		100				60	24				57

	In,d TSS	In, v COD _t	In,d BOD	In,v (d) TOC	In, d DOC	In, v Tot-P	In, d PO ₄ -P	In, v Kj-N	In, v NH ₄ -N	FS,d TSS	FS,d COD _t	FS,d COD _{0,45}	FS,d TOC	FS,d DOC	FS,d VFA	FS,d Tot-P	FS,d PO ₄ -P	
06-08-15	400	740	370	170/(190)	84	11	7,7	71	53	130			150	91		10	8,2	
06-09-05	410	710	360	200/(160)	97	11	7,7	67	52	97			130	80		9,9	8,1	
06-09-12	290	690	360	210/(180)	90	11	7,4	68	52	110			130	79		9,7	7,7	
06-09-19	350	790	340	220/(170)	92	12	8,2	74	52	150			140	85		10	7,3	
06-09-26	340	640	260	170/(190)	87	11	7,5	67	52	140			160	100		10	8,3	
06-10-03	440	540	280	130/(150)	69	8,4	5,4	48	36	75			140	96		9,1	6,9	
06-10-10	340	600	240	150/(99)	59	11	4,8	63	48	120			100	59		7,0	6,2	
06-10-17	330	700	360	210/(180)	86	12	7,6	65	49	100			140	85		11	8,5	
06-10-24										120			280	220		13	11	
06-10-31	300		290	(180)	83		7,0			120			170	110		10	6,9	
06-11-07	600	740	400	200	82	12	7,1	68	53	120			200	130		12	9,7	
06-11-14	300	760	320	190/(160)	78	11	6,2	71	52	120			160	97		10	7,0	
06-11-21	280	670	370	190/(200)	84	11	7,2	62	45	110			170	110		11	8,0	
06-11-28		710		200		11		74	58									
06-12-05	290	650	370	180/(190)	89	10	7,6	71	56	150			210	150		8,9	8,9	
06-12-11		670		210		12		71	56									
06-12-11	290		370	210/(230)	100		6,9			130			210	140		10	7,7	
06-12-19	290	700	380	230	100	12	9,5	73	57				270	190				
07-01-09	120	690	370	180/(200)	100	11	6,9	72	56	120			160	98		10	7,4	
07-01-16	320	640	360	230/(210)	84	11	7,1	66	52	110			140	86		9,6	7,1	
07-01-23		560		220	67	9,2		64	50				140	64		9,2		
07-01-30	240	570	310	200/(180)	79	9,9	6,4	64	50	120			130	78		9,6	6,3	
07-02-06	230	580	310	160	79	9,4	7,9	64	50	69			120	72		8,1	6,1	
07-02-13	280	700	390	220/(200)	91	12	7,2	75	59	76			130	87		10	7,6	
07-02-20	360	730	420	220/(200)	92	11	7,9	75	58	140			170	110		10	7,6	
07-02-27	410	800	390	280/(200)	91	12	7,6	76	54	120			150	93		11	7,8	
07-03-06	280	750	350	220/(180)	83	11	7,0	72	54	130			150	81		9,2	8,1	
07-03-13										100			140	86		9,4	7,8	
07-03-20										100			140	80		9,9	6,9	
07-03-27										100			140	89		10	7,7	
07-04-03										120			160	100		11	7,7	
07-04-10										110			150	87		10	10	
07-04-17										100			150	91		9,9	8,5	
07-04-24										93			150	91		9,9	6,7	
07-05-02										99			150	98		11	8,4	
07-05-08										110			150	96		11	8,5	
07-05-15										110			150	86		10	8,0	
07-05-22																		
07-05-29										130			160	100		10	8,6	
07-06-04										120			150	95		11	8,8	
07-06-12										120			150	93		10	8,5	

	FS,d Kj-N	TSS	COD _t	COD _{1,6}	COD _{0,45}	UASB 1 TOC	DOC	VFA	TSS	COD _t	COD _{1,6}	COD _{0,45}	UASB 2 TOC	DOC	VFA	Tot-P	PO4-P	N-tot
	63	130				70	26		110				55	25				56
	60	170				90	24		97				54	29				57
	60	58				54	29		51				45	29				60
	60	98				58	25		76				60	28				54
	63	88				57	24		84				65	32				55
	54	290				50	20		65				48	26				47
	44	33				34	16		46				35	16				40
	66	88				66	32		70				59	29				64
	65	37				40	21		70				47	24				55
	65	63				56	26		57				51	26				53
	66	95				74	31		88				55	28				54
	59	82				51	29		86				54	25				49
	65	84				62	26		79				51	21				51
		45				44	28		36				46	22				96
	71	430				170	35		79				64	28				57
	68	94				71	30		76				62	33				50
						130	30						72	26				62
	68	56				47	23		140				87	24				65
	63	61				54	28						58	23				56
	62																	
	58	120				58	20		82				51	24				55
	56																	
	67	84				59	22		65				56	25				64
	62																	
	69	84				64	20		91				67	29				63
	68	82				61	22		99				84	28				62
	67	100				72	27		94				75	32				61
	63	74				58	23		80				62	26				59
	67	120				100	27		73				65	32				65
	68	72				60	32		71				61	32				65
	69	66				54	27		69				62	29				73
	67	83				62	22		200				140	25				81
	65	65				51	23		120				87	25				68
	72	61				51	21		70				57	26				71
	68	60				49	26		53				38	20				73
	67	85				63	22		72				53	26				64
		68				50	28		94				78	26				68
	70	72				54	23		71				60	25				67
	70	150				74	24		53				59	25				70
	67	79				83	23		69				53	25				68

Utgående från trumfilter, dygnsprov									
TSS	COD _t	COD _{f,0,45}	TOC	DOC	Tot-P	PO ₄ -P	Kj-N	NH ₄ -N	NO ₃ -N
03-08-19									
03-08-22									
03-08-26									
03-08-28									
03-09-02									
03-09-01									
03-09-03									
03-09-09									
03-09-11									
03-09-16									
03-09-17									
03-09-22									
03-09-23									
03-09-25									
03-09-30									
03-10-02									
03-10-07									
03-10-09									
03-10-14									
03-10-21									
03-10-28									
03-10-30									
03-11-04									
03-11-11									
03-11-13									
03-11-20									
03-11-25									
03-12-02									
03-12-04									
03-12-09									
03-12-11									
03-12-16									
03-12-18									
04-01-13									
04-01-29									
04-02-03									
04-02-05									
04-02-12									
04-02-17									
04-02-19									
04-03-02									
04-03-04									
04-03-09									
04-03-11									
04-03-16									
04-03-18									

Utgående från trumfilter, dygnsprov									
TSS	COD _t	COD _{f0,45}	TOC	DOC	Tot-P	PO ₄ -P	Kj-N	NH ₄ -N	NO ₃ -N
04-03-23									
04-03-25									
04-03-30									
04-04-13									
04-04-20									
04-04-22									
04-04-27									
04-04-29									
04-05-06									
04-05-11									
04-05-17									
04-05-25									
04-05-27									
04-06-01									
04-06-03									
04-06-08									
04-06-10									
04-06-22									
04-06-23									
04-06-29									
04-06-30									
04-07-06									
04-07-07									
04-07-08									
04-07-09									
04-07-13									
04-07-14									
04-07-15									
04-07-16									
04-07-20									
04-07-21									
04-07-23									
04-08-03									
04-08-04									
04-08-10									
04-08-11									
04-08-17									
04-08-18									
04-08-25									
04-08-31									
04-09-01									
04-09-07									
04-09-08									
04-09-14									
04-09-15									
04-09-21									

	Utgående från trumfilter, dygnsprov									
	TSS	COD _t	COD _{f0,45}	TOC	DOC	Tot-P	PO ₄ -P	Kj-N	NH ₄ -N	NO ₃ -N
04-09-22										
04-09-28	13	68	45,4	22	15	9,6	8,0	55	51	
04-09-30	30	77	44				8,2			
04-10-05	24	92	42,2	26	16	11	9,4	64	60	
04-10-06										
04-10-07										
04-10-12										
04-10-15										
04-10-19	77	210		53		9,9		61	56	
04-10-20										
04-10-21										
04-10-28										
04-11-01										
04-11-09										
04-11-09	74	200		52		9,9	8,5	59	53	
04-11-11										
04-11-16	34	97		28	15	9,9	9,2	22	18	
04-11-19										
04-11-23										
04-11-30										
04-12-07	38	100	48,4	31	16	8,8	7,7	19	14	15
04-12-09										
04-12-14	88	150		44	14	9,1	7,1	28	20	12
04-12-21	85	100		33	15	7,5	3,3	28	22	9,5
04-12-28	40	97		28	22	10	9,4	37	32	30
05-01-03	36	92		30	18	11	9,1	39	32	26
05-01-10	9	85		23	14	9,7	8,8	28	24	30
05-01-18	40	100	45,8	30	17	9,8	8,6	32	26	28
05-01-19										
05-01-20	54,5	116	36,7				11,5			
05-01-21										
05-01-25	70	150	41,4	43	14	10	8,4	32	24	29
05-01-27	41	105	35,7				8,1			
05-02-01	43	110	38,7	28	14	9,5	8,2	30	26	27
05-02-03	31	95	39,3				8,4		25,8	
05-02-08	16	82	40,7	24	22	8,5	8,4	29	26	26
05-02-09										
05-02-10	35	100	46,3				8,7		21,2	
05-02-15	23	84	48,3	24	16	9,1	8,5	23	21	35
05-02-17	11,5	64	45,4				8,6		40,2	
05-02-18										
05-02-22	9	81	45,8	25	19	9,0	8,9	53	50	2,4
05-02-24	48	150	60				9		43,9	
05-02-25										
05-03-01	56	170		52	26	10	9,5	51	45	13
05-03-03	20	77	50,6				8,7		43,9	

Utgående från trumfilter, dygnsprov										
	TSS	COD _t	COD _{f,0,45}	TOC	DOC	Tot-P	PO ₄ -P	Kj-N	NH ₄ -N	NO ₃ -N
05-03-04										
05-03-08	20	84	45,3	26	18	9,4	8,7	42	39	3,2
05-03-10	23	79	49,3				9		40,5	
05-03-15	22	88	63,6	31	21	9,5	8,9	51	48	1,5
05-03-16	20	84	52,9				9,1		41,3	
05-03-22	18	71		23	16	9,2	8,9	46	42	2,5
05-03-29	9	57		16	14	9,8	9,0	22	21	22
05-04-05	8	58		18	13	9,2	9,0	25	24	25
05-04-12	11	64		19	15	8,6	8,9	22	20	33
05-04-19	4	46		14	13	7,3	7,4	16	14	32
05-04-25	17	85	46,2	27	20	9,0	8,4	51	48	1,6
05-05-02	15	68		19	13	4,7	9,3	18	16	39
05-05-10	30	91	55,1	28	23	3,8	2,4	21	18	30
05-05-18										
05-05-24	53	93	46	24	13	3,7	1,9	40	36	12
05-05-31										
05-06-06	49	81	33,5	22	13	3,4	1,6	46	45	15
05-06-14	67	100	33,9	23	12	3,3	1,0	36	30	5,1
05-06-21	94	120	39,5	21	11	3,6	0,98	29	21	2,3
05-06-28			40,3							
05-07-05	100	100	31,3	20	9,9	6,4	0,20	31	26	33
05-07-12	41	59	37,8	13	10	3,0	1,3	21	19	30
05-07-19	38		34,1	19	12	4,2	1,8	24	20	4,5
05-07-26	81			23	12	5,3	3,0	6,4	0,5	12
05-08-02	16			15	12	3,2	2,7	3,3	0,5	45
05-08-09	29			17	12	5,9	5,6	4,0	0,5	53
05-08-12	21,8					2,94	2,3			
05-08-16	18	50		14	10	2,1	1	3,3	0,5	32
05-08-17	11					1,68	1,2			
05-08-18	14,5					1,79	1,3			
05-08-19	12,9						1,2			
05-08-22	33					2,18	1,2		0,5	
05-08-23	31	66		14	9,0	1,8	0,8	3,1	0,5	39
05-08-24	11					1,33	0,42			
05-08-29	22					1,44	0,41		11	
05-08-30	16	37		9,7	9,1	1,5	0,57	1,5	0,5	65
05-09-06	25	48		20	11	2,5	0,28	35	36	
05-09-13	23	48		11	10	1,2	0,07	37	28	23
05-09-20	360	420		110	22	14	2,6	70	56	24
05-09-26	58	185	84,9			10,4	8,3			0,8
05-09-27	63	170		46	27	9,4	8,6	61	56	
05-10-03	67	184	63,,0			10,7	9,6			
05-10-04	74	170		48	22	9,6	8,5	61	56	
05-10-11	50	160	67,7	49	28	10,4	9,1	67	62	
05-10-17	33	170	81,9			10,7	8,9			
05-10-18	50	157	61,8			10,3	8,7			

	Utgående från trumfilter, dygnsprov									
	TSS	COD _t	COD _{t0,45}	TOC	DOC	Tot-P	PO ₄ -P	Kj-N	NH ₄ -N	NO ₃ -N
05-10-25	35	157	72	42	25	9,9	8,5	65	61	
05-11-01	28	110		27	20	9,8	9,7	72	70	
05-11-07										
05-11-08	2	49		12	11	9,2	8,7	20	19	
05-11-15	7	45		12	12	8,9	9,0	60	59	
05-11-22	10	46		12	11	8,1	7,0	24	24	
05-11-29	<2	37		11	10	9,2	9,6	34	33	
05-12-06	51	120	45,8	34	17	8,6	9,6	69	60	
05-12-07	33	79	33,6							
05-12-13	2	35		13	10	9,4	9,1	25	24	
05-12-14										
05-12-20	4	38	48,3	12	12	9,8	9,3	42	41	
05-12-21										
06-01-10	2	39		12	10	9,0	9,3	23	23	
06-01-17	5	42		11	11	9,5	8,6	11	9,2	
06-01-24	11	54		12	13	8,9	10	7,8	5,3	
06-01-31	48	110		32	11	8,5	8,5	5,2	0,5	
06-02-07	65	110		34	14	9,6	8,8	5,8	0,5	
06-02-14		120		35	13	11	9,7	5,9	0,5	
06-02-21	37			22	8,3	6,6	5,9	3,9	0,5	42
06-02-28	34			18	19	6,5	5,3	44	40	<0.5
06-03-07	39			19	14	6,7	5,6	42	38	4,2
06-03-14	36			20	14	8,1	7,3	21	18	36
06-03-21	42			28	16	8,0	8,0	10	6,1	51
06-03-28	51			39	18	9,6	7,8	5,3	0,5	61
06-04-04	44			36	15	8,1	7,1	14	8,4	41
06-04-11	44			32	16	8,1	6,8	12	7,1	43
06-04-18	120			46	19	13	11	26	20	62
06-04-25	47			30	14	10	9,8	4,1	0,5	68
06-05-02	56			33	15	11	9,4	4,8	0,5	69
06-05-09	74			38	17	11	8,8	6,3	0,5	69
06-05-16	39			28	15	9,7	9,1	4,7	0,5	61
06-05-22				32	15	8,7	7,4	17	13	54
06-05-30	29			19	11	6,0	4,8	13	11	56
06-06-07										
06-06-13	38			23	14	8,2	6,5	4,1	0,8	60
06-06-20	35			22	14	10	8,4	25	22	33
06-06-27	24			21	14	9,2	8,1	14	12	47
06-07-04	32			18	14	9,0	9,1	14	11	47
06-07-11	24			18	12	8,6	7,8	12	9,5	47
06-07-18	51			27	12	9,9	7,5	6,7	2,2	51
06-07-25	21			17	11	8,7	7,8	4,7	1,8	51
06-08-01	32			20	12	10	7,9	4,1	0,6	52
06-08-08	64			24	11	8,8	7,3	5,8	0,7	59
06-08-15	19			22	15	9,4	8,0	11	8,4	45
06-09-05	8			12	10	11	10	1,7	0,5	66

Utgående från trumfilter, dygnsprov										
	TSS	COD _t	COD _{f,0,45}	TOC	DOC	Tot-P	PO ₄ -P	Kj-N	NH ₄ -N	NO ₃ -N
06-09-12	68			39	17	9,3	8,3	16	11	34
06-09-19	39			18	14	10	7,1	8,6	5,8	9,7
06-09-26	42			26	16	9,0	8,1	5,2	0,6	49
06-10-03	60			44	19	9,6	8,4	35	30	28
06-10-10	22			24	15	6,2	5,5	25	22	18
06-10-17	44			36	19	10	8,7	33	29	28
06-10-24	50			39	21	9,3	9,2	44	40	11
06-10-31	55			35	15	9,2	7,2	22	18	33
06-11-07	10			20	15	8,9	8,1	25	23	24
06-11-14	9			20	12	8,1	7,3	18	17	26
06-11-21	16			19	14	8,9		28	25	21
06-11-28										
06-12-05	22			29	18	9,7	8,4	45	42	2,3
06-12-11										
06-12-11	26			39	25	9,3	8,6	53	49	1,4
06-12-19				22	16			29	26	14
07-01-09	17			24	18	8,8	8,2	43	39	5,6
07-01-16	11			24	17	8,3	8,0	39	36	5,7
07-01-23	14			28	20	7,9	7,5	39	35	1,2
07-01-30	16			26	19	7,9	7,2	39	34	1,9
07-02-06	3			15	14	7,2	6,8	23	21	12
07-02-13	5			21	15	9,1	8,4	27	25	14
07-02-20	14			24	18	8,2	7,2	22	20	17
07-02-27	8			20	16	9,4	8,5	33	31	7,8
07-03-06	4			18	17	8,5	8,3	41	39	8,0
07-03-13	6			17	15	8,3	8,3	41	40	8,7
07-03-20	7			19	16	7,6	7,1	39	36	6,9
07-03-27	3			18	16	8,9	8,1	14	12	37
07-04-03				52				20	13	42
07-04-10				58				12	2,2	42
07-04-17	89			49				8,6	2,1	47
07-04-24				67				37	28	17
07-05-02				65				41	32	23
07-05-08	150			94				40	25	6,6
07-05-15				140				48	28	21
07-05-22				57				37	28	16
07-05-29				52				36	28	22
07-06-04				49				34	26	19
07-06-12				51				35	27	18



Box 47607, 117 94 Stockholm

Tel 08 506 002 00

Fax 08 506 002 10

E-post svensktvatten@svensktvatten.se

www.svensktvatten.se