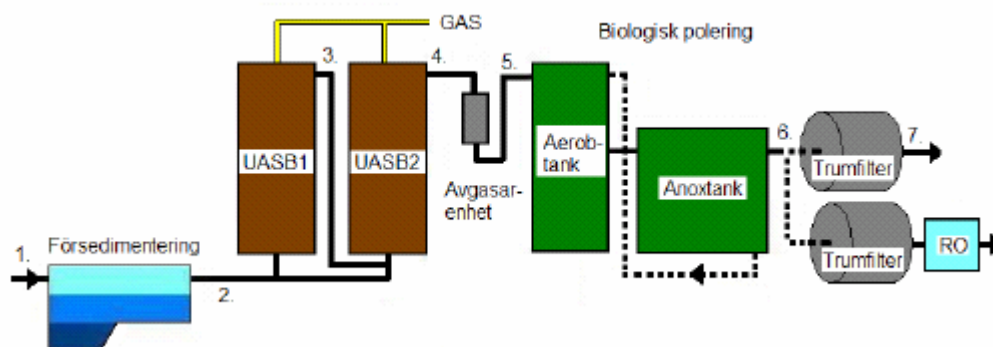


Utvärdering av anaerob behandling av hushållsspillvatten och tekniker för efterbehandling

Evaluation of Anaerobic Treatment of Municipal Wastewater and Techniques for Post-Treatment

Catharina Gannholm, AP/Uppsala Universitet



UPTEC W 05 028
ISSN 1401-5765

Examensarbete
M.Sc. Thesis Work

Utvärdering av anaerob behandling av hushållsspillvatten och tekniker för efterbehandling

Evaluation of Anaerobic Treatment of Municipal
Wastewater and Techniques for Post-Treatment

Catharina Gannholm
Maj 2005

Referat

Utvärdering av anaerob behandling av hushållsspillvatten och tekniker för efterbehandling

Catharina Gannholm

Den allt större inflyttningen till städer och tätorter har gjort att behoven av forskning och utveckling kring ekologiskt hållbar stadsutveckling har ökat. Detta innebär i sin tur att det befintliga systemet för avloppsvattenrening kan behöva förändras. För att utvärdera ny och delvis obeprövad teknik inom behandling av avloppsvatten har ett utvecklingsprojekt startat för Stockholms nya stadsdel Hammarby Sjöstad. Stockholm Vatten har fått i uppgift att leda projektet. För stadsdelen har ett antal ambitiösa miljömål formulerats vilka i korthet innebär att stadsdelen skall vara dubbelt så bra som övrig nybyggnation. För att klara dessa miljömål görs förberedelser för ett eget reningsverk i stadsdelen.

I Stockholm Vattens pilotanläggning Sjöstadsverket utvärderas en rad olika behandlingslinjer för rening av avloppsvatten från hushåll och syftet med detta examensarbete är att utvärdera en av dessa försökslinjer. Försökslinjen är anaerob och består av försedimentering, UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket), ett biologiskt poleringssteg för kvävereduktion, trumfilter samt omvänd osmos (RO). Utvärderingen har gjorts genom analyser av vattenprover längs försökslinjen.

Det är svårt att dra några slutsatser om linjen som helhet eftersom inte alla ingående komponenter varit igång samtidigt så som planerat. Gasproduktionen över UASB-systemet har varit relativt låg och det beror troligen på att en del av gasen löser sig i det utgående vattnet. Den biologiska poleringen för kvävereduktion är en känslig process som kommer att behöva pH-justeras för att klara att behandla vattnet från Sjöstaden. Med nuvarande utformning av anläggningen kan man inte med kemisk fällning av fosfor över trumfiltret komma ner under utsläppsgränserna. Med den befintliga RO-anläggningen kan inte både utsläppsvillkoren, för det utgående vattnet, och en önskad volymsreduktion uppnås på samma gång.

Nyckelord: UASB, vattenrening, Hammarby Sjöstad

Abstract

Evaluation of Anaerobic Treatment of Municipal Wastewater and Techniques for Post-Treatment

Catharina Gannholm

The continuous process of urbanization results in demands on research and development for ecological and sustainable city development. Because of this, the current systems for wastewater treatment may have to be improved. In order to evaluate new technologies for municipal wastewater treatment, a development project has been initiated for the new district Hammarby Sjöstad in Stockholm. The project is lead by the company Stockholm Water. High environmental standards have been put up for the district, as it must be twice as good as an ordinary new district. To achieve this goal, a new water treatment plant is planned to be build.

In the testing facility Sjöstadsverket, several new water treatment processes for municipal wastewater are being evaluated. This thesis is concerned with the evaluation of one of these processes. The process in question is anaerobic and consists of the following steps: pre-treatment, UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket), aerobic polishing for nitrogen reduction, a drum filter and reverse osmosis. The evaluation is performed by analysis of water sample taken from the whole process.

It is difficult to make any conclusions about the process as a whole, since not all of the individual parts have been in use at the same time. The production of gas in the UASB system has been quite low. The cause of this is probably that gas is dissolved in the effluent water. The aerobic polishing is sensitive and it will need adjustments of the pH-value in order to treat the water as planned. The use of chemical precipitation of phosphorus over the drum filter does not reduce the amount of phosphorus below the desired level. Furthermore, both the demands on the treated water and desired volume reduction cannot be reached at the same time with the use of reverse osmosis, at least not in its current implementation.

Keywords: UASB, wastewater treatment, Hammarby Sjöstad

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

ISSN 1401-5765

Förord

Detta examensarbete har utförts på uppdrag av Stockholm Vatten under handledning av Daniel Hellström och med Åke Nordberg, JTI, som biträdande handledare. Examensarbetet ingår i ett projekt som syftar till att utvärdera ny teknik för ett nytt lokalt reningsverk i Hammarby Sjöstad. Projektet är ett samarbete mellan Stockholm Vatten, konsultföretag och högskolor. Inom projektet för anaeroba processer har konsultföretagen representerats av Lars-Erik Olsson från Anox AB.

Examensarbetet finns i två versioner; en vid Uppsala universitet och en vid Stockholm Vatten. Skillnaden mellan versionerna är att avsnitten 5 och 6 har utökats något för Stockholm Vattens version.

Bengt Carlsson vid Institutionen för informationsteknologi vid Uppsala universitet har varit ämnesgranskare. Allan Rodhe vid Institutionen för geovetenskaper har fungerat som examinator.

Jag vill rikta ett tack till min handledare Daniel Hellström som alltid har haft tid för mina förvirrade frågor trots sin höga arbetsbelastning. Jag vill också tacka Lars Bengtsson och Fredrik Pettersson vid Sjöstadsverket för all hjälp och stöd. Tack även till alla andra exjobbare och praktikanter som har bidragit till den glada stämningen på Sjöstadsverket.

Uppsala, Maj 2005

Catharina Gannholm

1. INLEDNING	1
1.1 BAKGRUND	1
1.1.1 Hammarby Sjöstad.....	1
1.1.2 Sjöstadsverket	2
1.1.3 Projekt mål för Hammarby Sjöstad	3
1.1.4 Tidigare studier.....	4
1.2 SYFTE OCH PROBLEMFÖRMULERING	4
1.2.1 Syfte.....	4
1.2.2 Utförande	5
2. AVLOPPSVATTENRENING – METODER OCH KONCEPT.....	5
2.1 ANAEROB RENING	6
2.1.1 Beskrivning av UASB-tekniken	6
2.1.2 De olika stegen i den anaeroba processen	7
2.1.3 Hämmade faktorer för den anaeroba processen	8
2.1.4 För- och nackdelar med anaerobi	8
2.2 BIOLOGISK KVÄVEAVSKILJNING	8
2.2.1 Nitrifikation.....	9
2.2.2 Denitrifikation.....	10
2.3 TRUMFILTER	10
2.4 OMVÄND OSMOS	11
3. SYSTEMBESKRIVNING.....	12
3.1 PROCESSLINJE 4	12
3.2 KARAKTERISERING AV SJÖSTADSVATTNET	16
4. MATERIAL OCH METODER.....	17
4.1 PROVTAGNING	17
4.2 ANALYSERADE PARAMETRAR OCH ANALYSMETODER.....	18
4.2.1 Suspenderade ämnen (TSS) och glöddrest (VSS).....	18
4.2.2 COD.....	18
4.2.3 Kväve.....	19
4.2.4 Fosfor.....	19
4.2.5 pH.....	19
4.2.6 VFA	20
4.2.7 Alkalinitet.....	20
4.2.8 Mätning av löst syre.....	20
4.3 FELKÄLLOR.....	21
5. RESULTAT OCH OBSERVATIONER.....	21
5.1 INKOMMANDE FLÖDE	21
5.2 FÖRSEDIMENTERING	22
5.3 UASB-SYSTEMET	24
5.3.1 COD och TSS: belastning, reduktion och utgående halter.....	25
5.3.2 Gasproduktion.....	27
5.3.3 Temperatur och VFA.....	28
5.4 BIOLOGISK POLERING FÖR KVÄVEREDUKTION	29
5.5 BIOLOGISK POLERING SOM FÖRBEHANDLING TILL RO	31

5.6 TRUMFILTER: REDUKTION AV FOSFOR OCH SS	31
5.7 OMVÄND OSMOS	32
6. DISKUSSION.....	34
7. SLUTSATSER.....	36
7.1 FRAMTIDA ARBETE.....	36
REFERENSER.....	37
TRYCKTA KÄLLOR	37
MUNTliga REFERENSER	38
INTERNET.....	38
APPENDIX A	40
APPENDIX B – BIOLOGISKA POLERINGSSTEGET.....	41
APPENDIX C - TRUMFILTRET.....	47

1. Inledning

1.1 Bakgrund

Under 1860- och 1870-talen byggdes de första avloppsledningarna i Stockholm. Innan dess hade avloppsvattnet släppts direkt ut på gatorna för att rinna ner mot recipienten. När avloppsledningarna installerades minskade problemen med sjukdomar i staden men istället uppstod problem med lukt och syrebrist ute i recipienten. Tekniken för rening av avloppsvatten har sedan dess utvecklats successivt.

Numera bor närmare 80% av den svenska befolkningen i städer och tätorter (Nors, 2004) och utvecklingen går mot att allt fler flyttar in till tätorterna. Den ökade urbanisering har gjort att behovet av forskning och utveckling kring ekologiskt hållbar stadsutveckling har blivit större. Under 1990-talet växte sig kretsloppstanken stark och kravet på att återföra växtnäring till jordbruket ökade. Detta gjorde att de befintliga avloppssystemen ifrågasattes alltmer eftersom de generellt sett har haft svårt att klara dessa krav. Andra saker som kritiserades var den förbrukning av olika resurser som gick åt för att rena avloppsvattnet men också att rent dricksvatten används för spolning i toaletter (Söderberg, 1999). Kretsloppstanken innebär i korthet att det som utvinns ur naturen skall kunna användas, återanvändas och återvinnas på ett sätt som innebär minsta möjliga påverkan på miljön (Schylberg, 2004). Riksdagen har satt upp 15 miljö kvalitetsmål varav ett innebär att jordens resurser skall användas effektivare och så långt det är möjligt återföras till kretsloppet (Svenska miljömål, 1997).

Genom att inte blanda avloppsvatten av olika ursprung utan i stället ha skilda system för reningen av dessa, kan reningen ske på ett effektivare sätt och restprodukterna bli renare. Rena restprodukter (utan ett för stort innehåll av t ex tungmetaller) är en förutsättning för att dessa skall kunna återföras till kretsloppet. I jakten på att kretsloppsanpassa avloppssystemen får inte heller energi- eller resursanvändningen för vattenreningen vara för hög. Ett av Stockholms största stadsbyggnadsprojekt i modern tid, där kretsloppstanken är grundläggande, är projektet Hammarby Sjöstad.

1.1.1 Hammarby Sjöstad

Hammarby Sjöstad är ett tidigare industri- och hamnområde som sanerats och nu byggs om till en modern och ekologiskt hållbar stadsdel. Planeringen av stadsdelen började i och med Stockholms ansökan om OS 2004 och det var då tänkt att stadsdelen skulle fungera som OS-by med en starkt uttalad miljöprofil. Nu gick arrangemanget som bekant inte till Stockholm men de mål och riktlinjer som ställts upp för stadsdelen kvarstod ändå. Stockholms Stad ville försöka att skapa en modern och miljöanpassad stadsdel och har utformat speciellt ambitiösa miljömål för stadsdelen. I korthet innebär dessa att stadsdelen skall vara ”dubbelt så bra” som andra bostadsområden byggda på 1990-talet. Genom kampanjer och information till de boende samt genom att använda miljövänlig teknik och miljövänligare material i hus och vattenledningar försöker man minska halterna av miljöfrämmande och miljöskadliga ämnen i avloppsvattnet. Tanken är också att så småningom bygga ett lokalt reningsverk för behandling av avloppsvatten från Sjöstaden (beslut fattas 2008). Detta reningsverk beräknas vara dimensionerat för 15 000 personekvivalenter (pe).

1.1.2 Sjöstadsverket

För att ta fram den bästa tekniken för det framtida lokala reningsverket har ett utvecklingsprojekt för att utvärdera ny teknik inom slam- och avloppsvattenbehandling inletts. Utvecklingsprojektet fokuseras till fem olika huvudområden: membran- och filterteknik, aeroba processer, anaeroba processer, mätinstrument samt styrsystem och datahantering. De aeroba processerna respektive de anaeroba processerna drivs som två olika projekt där övriga delar (membran- och filterteknik etc.) ingår. Utifrån en litteraturstudie, utförd av Stockholm Vatten, över ovan angivna huvudområden har fem olika processlinjer, med tillhörande slamstabilisering, tagits fram. En del av den teknik som används i dessa linjer bygger på relativt ny och obeprövad teknik. Detta gäller framförallt för de anaeroba processerna där erfarenheten av behandling av kommunalt avloppsvatten är förhållandevis begränsad för vårt klimat.

Utvärderingen av de olika processlinjerna sker i en försöksanläggning som byggts i en gammal slamförtjockarbyggnad vid Henriksdals reningsverk. Utvecklingsprojektet startade hösten 2000 och själva driften av försöksanläggningen kom igång under våren och sommaren 2003. Driften kommer att pågå till och med 2007 och därefter skall resultaten från utvärderingarna av de olika behandlingslinjerna sammanställas och jämföras med den konventionella reningsmetod som används vid Henriksdals reningsverk. Utvärderingarna av de olika linjerna kommer sedan att fungera som beslutsunderlag för Hammarby Sjöstads framtida lokala reningsverk. Utvärderingen av de olika processlinjerna sker i flera etapper där olika examensarbeten utförs på olika delprocesser hos linjerna. De processlinjer som testas är:

1. Aerob rening med aktivslam och biologisk kväve- och fosforreduktion.
2. Aerob rening med membranbioreaktor och omvänd osmos (Reversed Osmosis, RO).
3. Anaerob rening med fluidiserad bädd och omvänd osmos.
4. Anaerob rening med UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) och omvänd osmos eller biologisk kvävereduktion och kemisk fosforreduktion.
5. Anaerob rening med membranbioreaktor och omvänd osmos.

De fyra första linjerna är parallella och tar alla emot samma flöde och belastning. Den femte linjen är betydligt mindre och har bara en kapacitet på cirka tio procent jämfört med de övriga. De fyra större linjerna är dimensionerade för ett flöde på vardera 1,2 m³/h vilket motsvarar ca 150 pe per linje. Denna kapacitet har valts för att det ger en enkel skalfaktor till det fullskaliga reningsverk som skall byggas, samt att randeffekter från väggar minimeras (Hellström *et al*, 2001). De stora linjerna behandlar hushållspillvatten (BDT-vatten och klosettavloppsvatten) från Hammarby Sjöstad, men kan även behandla blandat avloppsvatten från Henriksdals reningsverk. Linje 1 är uppbyggd enligt samma reningsprocess som finns i Henriksdals reningsverk (biologisk kväverening och kemisk fosforfällning) och kan därför även användas som en referens till övriga försök.

Till Sjöstadsverket kommer inget dagvatten utan detta separeras och renas lokalt i Hammarby Sjöstad. Reningen av dagvattnet sker antingen genom filtrering i markbäddar eller genom sedimentation och filtrering genom filtermoduler installerade i dagvattenbrunnarna (Hellström, personlig kommunikation 2005a). Det finns flera anledningar till att avskilja dagvattnet från det övriga avloppsvattnet men de

viktigaste är flödesutjämning och innehåll av tungmetaller. Med ett separat system för avlopps- respektive dagvatten fås ett någorlunda jämnt flöde samt en jämnare koncentration och temperatur in till linjerna. För att få en så bra kvalitet som möjligt på slammet är det önskvärt att detta är fritt från tungmetaller. Slammet från de olika linjerna behandlas i en gemensam anläggning där slam från aerobic linjer respektive anaeroba linjer behandlas var för sig. Förutom hushållsspillvatten kan de anaeroba linjerna även belastas med ett mer koncentrerat avlopp bestående av en blandning av klosettavlopp och matavfall. Utformningen av de anaeroba processerna har tagits fram i samarbete mellan Stockholm Vatten AB, Anox och JTI.

I utvecklingsprojektet ingår också en mätstation som analyserar halterna av skadliga organiska föreningar i inkommande vatten till både Sjöstadsverket och Henriksdals reningsverk. Syftet med analyserna från mätstationen är att samla in ett referensmaterial från Stockholms innerstad (analyser från Henriksdal) samt fungera som underlag vid olika kampanjer för minskat kemikalieanvändande i Hammarby Sjöstad. Mätstationen består av en automatisk provtagare, med provbearbetning och eventuell uppkoncentrering, samt en gaskromatograf och en masspektrometer. Ämnen som analyseras av mätstationen är framförallt Nonylfenol, Triclosan, PCB, PBDE, Ftalater, Bisfenol-A och PAH. Metaller analyseras på laboratorium en gång i veckan då en bedömning gjorts att dessa varierar mindre än de organiska ämnena i avloppsvattnet (Björleinius, 2003).

För reglering och styrning av processerna vid Sjöstadsverket har ett webbaserat styrsystem utvecklats. Detta system samlar också in viss utvald information genom on-linemätning (automatisk mätning och loggning av mätvärden).

1.1.3 Projektmål för Hammarby Sjöstad

Målet med det lokala reningsverket är att det behandlade avloppsvattnet från Hammarby Sjöstad skall innehålla hälften så mycket föroreningar som avloppsvatten behandlat på konventionellt sätt med avseende på fosfor, kväve och tungmetaller. I målsättningen för projektet ingår också att i så stor utsträckning som möjligt ta till vara och återföra näringsämnen till jordbruket. Vid jämförelsen mellan de olika reningslinjerna tas hänsyn till reningsgrader, grad av resursåtervinning och ytbehov, men även till investerings- och driftskostnader. Nedan följer en sammanfattning av de väsentligaste vattenrelaterade miljömålen för Hammarby Sjöstad:

- Kvävehalten ska högst vara 6 mg/l i det behandlade vattnet och om det är fördelaktigt ur ett LCA-perspektiv skall det avskiljda kvävet återföras till jordbruket.
- Fosforhalten i det behandlade vattnet får inte överstiga 0,15 mg/l och 95% skall kunna återföras till jordbruket.
- Vattenförbrukningen ska minska till 100 liter per person och dygn.
- Innehållet av tungmetaller i det inkommande avloppsvattnet skall halveras.
- Avloppsledningar skall vara helt täta.
- Dagvattnet skall behandlas separat.

1.1.4 Tidigare studier

Under utvecklingsprojektets inledning utfördes en litteraturstudie (Edström *et al*, 2001). De viktigaste slutsatserna för den anaeroba behandlingslinjen med UASB-konceptet (i fortsättningen kallad linje 4) var:

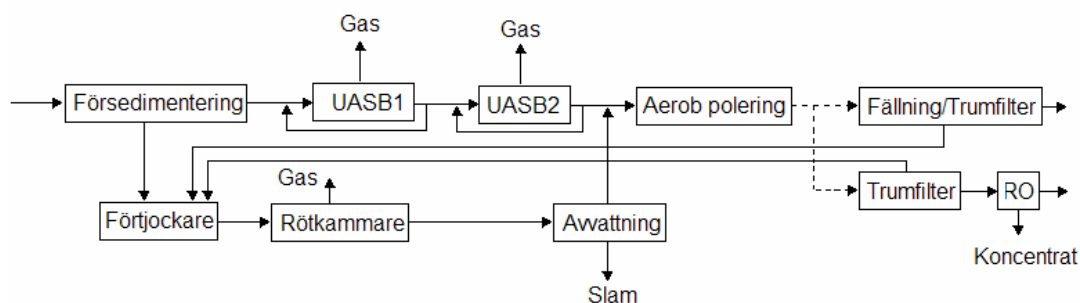
- Temperaturen i det inkommande avloppsvattnet har mycket stor betydelse för det efterkommande anaeroba stegets prestanda. På grund av detta finns det möjlighet att värma det inkommande avloppsvattnet ca 5 °C.
- Det är viktigt att avskilja suspenderat material innan anaerobsteget eftersom processens effektivitet annars kan minska.
- Behandling i två steg (d v s med seriekopplade reaktorer) har visat sig bättre än behandling med enbart en reaktor, då uppehållstiden är lika för båda strategierna.
- Vid lägre temperaturer ökar lösligheten för gaser vilket gör att en del av den biogas som produceras i UASB-reaktorerna löser sig i avloppsvattnet och på så sätt går förlorad.

Utifrån dessa slutsatser skapades ett antal examensarbeten. Tidigare examensarbeten som utförts på linje 4 har handlat om förbehandlingen till den anaeroba processen (Bengtsson, 2003), samt den anaeroba reningens temperaturberoende (Hesselgren, 2004). Bengtssons examensarbete syftade till att optimera avskiljningen av suspenderat material innan det anaeroba steget. Slutsatserna från dessa båda tidigare examensarbeten har lett fram till de driftsstrategier som tillämpats under detta examensarbets utförande. Från Bengtssons optimering av försedimenteringen kommer strategin att använda det stärkelsebaserade flockningsmedlet Purfix för ökad avskiljning av suspenderat material. Den viktigaste slutsatsen som Hesselgren kommer fram till är att psykofil anaerob rening med UASB skulle kunna vara ett alternativ för behandlingen av avloppsvattnet från Hammarby Sjöstad, dvs. fungerar bra även för utspädda hushållsavloppsvatten. Resultaten visar också på att UASB-processen vid Sjöstadsverket kan drivas parallellt, istället för som tidigare seriellt, med en bibehållen god COD-reduktion. Hesselgren trycker än en gång på vikten av att ha en väl fungerande förbehandling av vattnet så att suspenderat material inte stör den anaeroba behandlingen.

1.2 Syfte och problemformulering

1.2.1 Syfte

Syftet med detta examensarbete är att utvärdera processlinje fyra i kombination med olika efterbehandlingsmetoder bestående av biologisk polering, trumfilter och omvänd osmos (RO), se figur 1.



Figur 1. Schematisk figur över processlinje 4.

Dels studeras helheten av processlinjen, hur bra reningen av organiskt material är över linjen som helhet, dels hur efterbehandlingsmetoderna fungerar. Syftet med metoderna för efterbehandling är att förbättra kväve- och fosforreduktionen eftersom denna normalt är låg över det anaeroba UASB-steget i linje 4. Slutligen skall en bedömning göras om de hårda kraven på utgående vatten kan uppfyllas med den föreslagna systemlösningen. Utvärderingen av den biologiska poleringen skall göras för två olika driftsfall. I det första driftsfallet eftersträvas fullständig nitrifikation och denitrifikation så att miljömålen nås. I det andra driftsfallet kommer den biologiska poleringen bara att drivas i syfte att reducera överskott av organiskt material, d v s den drivs utan nitrifiering eller denitrifiering. Detta görs i syfte att undvika igensättning i membran hos RO:n (se systembeskrivning för en närmare detaljer om de båda driftsfallen). Även trumfiltret skall testas för två olika driftsfall. I det ena driftsfallet skall reduktionen av fosfor optimeras. Detta driftsfall är aktuellt då biologiska poleringen drivs för att optimera kväveavskiljningen genom nitrifikation och denitrifikation. Det andra driftsfallet, optimerad partikelreduktion, eftersträvas då biologiska poleringen endast körs i syfte att reducera överskott av organiskt material. Både kväve och fosfor skall då tas bort genom omvänd osmos. För den biologiska poleringen skall även behovet av kolkälla (då kväverening eftersträvas) undersökas samt luftningsbehovet uppskattas i det fall då endast reduktion av organiskt material krävs. Utvärderingen av RO respektive trumfilter sker i samarbete med två andra examensarbeten där fokus ligger på respektive delprocess. Detta examensarbete skall alltså redovisa hur de olika delprocesserna fungerar tillsammans.

1.2.2 Utförande

För utvärderingen av linje 4 har stickprov och dygnsblandprov analyserats för ett antal provtagningspunkter längs linjen. Litteraturstudier och rapportskrivning har skett parallellt med utförandet av analyser och försök. Orsaken till detta tillvägagångssätt var att samla in ett så stort underlag av analysresultat som möjligt att arbeta med. Analysarbetet har pågått från och med vecka 40 hösten 2004 t o m vecka 11 våren 2005 med ca tre veckors uppehåll under jul och nyår. Två dygn i veckan har varit provtagningsdygn under vilka stickprov och dygnsblandprov tagits.

2. Avloppsvattenrening – metoder och koncept

Vid rening av avloppsvatten är det framförallt tre viktiga substanser man vill ta bort – partiklar, organiskt nedbrytbart material och närsalter. Den konventionella metoden för avloppsrening bygger på rening i tre steg. Dessa är mekanisk rening, biologisk rening (aktivslamprocess) och kemisk rening. Vid den mekaniska reningen tas stora partiklar och annat fast material bort från avloppsvattnet genom att vattnet får passera ett rensgaller och en försedimentering där stora partiklar kan sedimentera. Dessa skulle annars kunna störa den vidare behandlingen av vattnet. Syftet med den efterföljande biologiska reningen är att med hjälp av olika mikroorganismer omvandla lösta och nedbrytbara partikulära ämnen (näringämnen och organiskt material) till avskiljbara slutprodukter. I den kemiska reningen fälls fosfor ut till flockar med hjälp av olika fällningsmedel och tas bort genom sedimentering. För Hammarby Sjöstad har ny teknik utvecklats för den biologiska och kemiska reningen. Nedan följer en redogörelse för de olika reningsmetoderna som används i linje 4. Huvuddelen av

informationen i dessa avsnitt har hämtats från Metcalf (2003) om inte annat angivits. I avsnitt 3 kommer sedan själva systembeskrivningen för linjen.

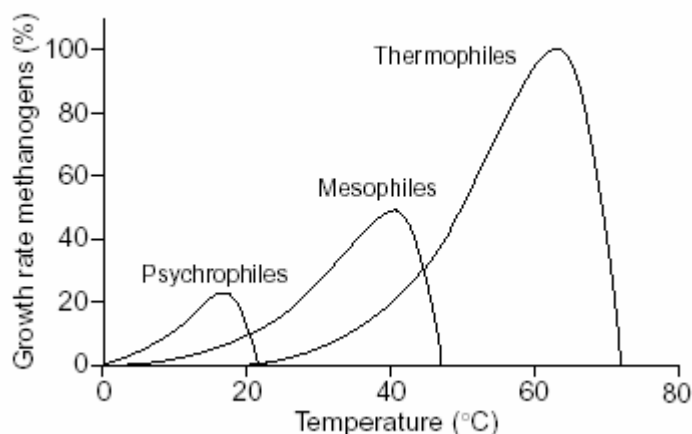
2.1 Anaerob rening

Anaerob rening innebär att organiskt material bryts ned i en syrefri miljö under bildandet av metangas och koldioxid, s k *biogas*. En teknik som blivit allt mer populär på senare år inom området anaerob rening är UASB-tekniken. Idén bygger på att vatten får flöda in nere i botten på en reaktor och upp genom en bädd av små slamgranuler. Granulerna är skiktade och består av olika typer av anaeroba bakterier (figur 2). Det är på och i dessa granuler som själva nedbrytningen av det organiska materialet sker. Det behandlade vattnet och den bildade biogasen lämnar till sist reaktorn vid reaktorns topp. UASB-behandling lämpar sig mycket bra för avloppsvatten med hög COD/BOD-halt och används därför mycket inom livsmedelsindustrin och vid pappersbruk. Eftersom dagvattnet från Hammarby Sjöstad behandlas separat och inte späder ut hushållspillvattnet från stadsdelen innehåller inkommande avloppsvatten till Sjöstadsverket en högre halt av organiskt material än vad som är vanligt för kommunala avloppsvatten.



Figur 2. Granuler i genomskärning (www.uasb.org).

Anaerob nedbrytning kan utföras av flera olika grupper av anaeroba mikroorganismer där varje grupp har ett optimalt temperaturintervall inom vilket de har snabbast tillväxt och metabolism. Utifrån dessa temperaturintervall brukar mikroorganismerna klassificeras som termo-, meso- eller psykofila (Lettinga *et al*, 2001). Gränserna mellan de olika grupperna är inte helt klara (se figur 3). Desto lägre temperatur



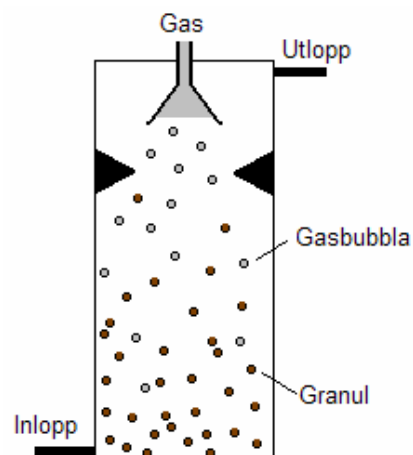
Figur 3. Temperaturintervall för olika anaeroba mikroorganismer (Lettinga *et al*, 2001).

den anaeroba processen har desto längre uppehållstider krävs emellertid för att få samma grad av rening som vid en högre temperatur. Erfarenheten av anaerob rening av hushållspillvatten med UASB är inte så stor i vårt klimat men tidigare studier (Lettinga *et al*, 2001; Hesselgren, 2004) visar att det fungerar även vid våra breddgrader.

2.1.1 Beskrivning av UASB-tekniken

UASB-tekniken utvecklades på 70-talet av Dr. Gatzte Lettinga och hans kollegor vid Wageningens universitet i Holland (www.uasb.org). Lettinga experimenterade med en typ av anaerobiskt filter där biomassan var fäst vid ett inert och poröst bärrmaterial.

Lettinga upptäckte att när en stor del av biomassan befann sig i ett uppåtströmmande flöde bildades spontant fristående aggregat och att det därför inte var nödvändigt med ett inert bärrmaterial för att hålla kvar en stor mängd aktivt slam i reaktorn. Endast de mikroorganismer som klarar av att fästa till varandra och bilda granuler stannar kvar medan de andra sköljs ut (figur 4). Granulerna är mellan 0,5-2 mm i diameter och sedimenterar snabbt, mellan 30-80 m/h, varför mikroorganismerna blir kvar i reaktorn även vid relativt höga flöden (www.uasb.org). Tack vare det uppåtriktade flödet fås en tillräckligt stor omrörning för att bakterierna ska få god kontakt med det inkommande substratet. Även gasproduktionen gör att det blir en bra omblandning av substratet då gasen bubblar upp genom reaktorn.



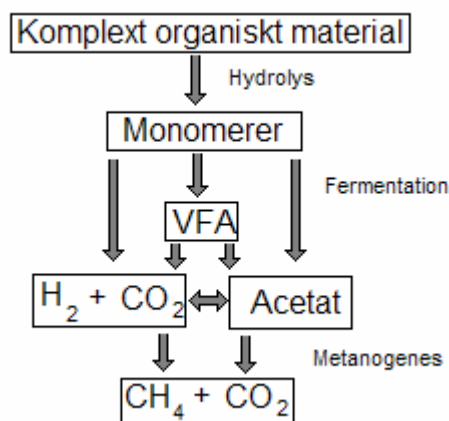
Figur 4. UASB-reaktor i genomskärning.

2.1.2 De olika stegen i den anaeroba processen

Den anaeroba nedbrytningen av organiskt material till biogas (metan och koldioxid) är en komplex process med flera ingående steg. För att processen skall fungera krävs ett samarbete mellan flera olika typer av mikroorganismer vilka alla har olika metabolisk kapacitet. De anaeroba mikroorganismerna är pH-känsliga och trivs bäst vid ett neutralt pH. Redan vid pH under 6,8 minskar metanbildningen. De olika stegen i den anaeroba processen är hydrolysis, fermentation och metanogenes (figur 5).

Hydrolysis

Mikroorganismer kan i allmänhet inte ta upp stora komplexa polymerer som proteiner, fetter och polysackarider. För att dessa skall vara tillgängliga för mikroorganismerna måste de först brytas ned till mindre beståndsdelar som aminosyror, olika sockerarter och fettsyror (Schnurer, 1995). Sönderdelningen av de större molekylerna sker genom att mikroorganismer utsöndrar extracellulära enzymer som bryter ner dem.



Figur 5. Schematisk figur över den anaeroba nedbrytningen.

Fermentation (acidogenes)

Härnäst sker en ytterligare nedbrytning av slutprodukterna från hydrolysen. Fermentationen kan ske på tre olika sätt av olika fermentativa mikroorganismer. I det första två fallen bildas antingen vätgas och koldioxid eller acetat direkt utan några mellansteg. I det tredje fallet bildas först propionat och butyrat, vilka är s k flyktiga fettsyror (Volatile Fatty Acids, VFA), som sedan fermenteras vidare till vätgas och koldioxid eller acetat. Den vidare fermentationen av propionat och butyrat avstannar om det omgivande vätgastrycket är för högt och då kan dessa flyktiga fettsyror ansamlas i processen med en eventuell sänkning av pH som följd. En annan anledning

till uppkomst av förhöjda VFA-halter kan vara att den organiska belastningen plötsligt ökar. De syrabildande mikroorganismerna växer då till snabbare än de efterföljande metanbildande mikroorganismerna, vilket kan få till följd att VFA ackumuleras (Hellström, personlig kommunikation 2005b).

Metanogenes

Under själva biogasproduktionen, metanogenesen, omvandlas väte, koldioxid och acetat till metangas. Omvandlingen kan ske på två olika sätt med hjälp av två olika mikroorganismer, vilka med ett gemensamt namn brukar benämnas metanogener. Den ena gruppen, acetotrofa metanogener, delar upp acetat till metan och koldioxid. Den andra gruppen, s k hydrogenotrofa metanogener, använder väte som elektrondonator och koldioxid som elektronacceptor för att producera metan. Denna grupp bidrar genom sin ”konsumtion” av vätgas till att sänka vätgastrycket, vilket underlättar reduktionen av fettsyror. Om dessa metanogener slås ut kan flyktiga fettsyror ansamlas i reaktorn, med en pH-sänkning som följd. Den största delen av metangasproduktionen, ca 70 %, produceras av de acetotrofa metanogenerna (Schnurer, 1995).

2.1.3 Hämmande faktorer för den anaeroba processen

Metanogenerna är mest känsliga för pH- och temperaturvariationer. Eftersom dessa återfinns i mitten av granulerna är de också bra skyddade vilket talar för att UASB-konceptet är tåligt mot variationer (Hellström 2001).

2.1.4 För- och nackdelar med anaerobi

Den största fördelen med anaerob rening är den låga energiförbrukningen eftersom ingen energikrävande luftning behövs. Ytterligare fördelar är produktionen av energirik biogas, samt en mindre produktion av biomassa jämfört med aerob behandling. Den mindre produktionen av biomassa innebär att mindre mängder av slam behöver hanteras. Den stora nackdelen med anaerob behandling är att kvalitén på det utgående vattnet inte blir lika hög som med aerob behandling. På grund av detta krävs ofta att den anaeroba processen följs av ett aerobt steg för reduktion av överblivet organiskt material som inte brutits ned i den anaeroba processen. Efterbehandling behövs också för att ta bort näringsämnen ur det behandlade vattnet då dessa inte reduceras (eller endast reduceras något) över det anaeroba steget (Luostarinen, 2005). Ytterligare en nackdel är att processen är relativt temperaturkänslig då den kräver en hög och jämn temperatur för att fungera optimalt. En sista nackdel är att processen har en lång uppstarttid, upp till ett par månader kan behövas innan processen fungerar optimalt.

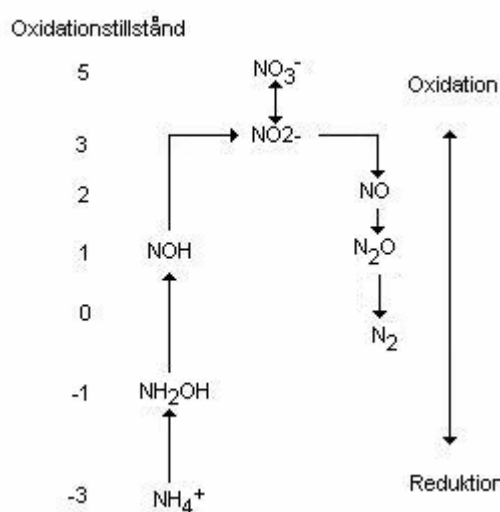
2.2 Biologisk kväveavskiljning

Skälen till att ta bort kväve från avloppsvattnet är flera. Kväve är en essentiell byggsten i syntesen av protein vilket gör att en hög koncentration av kväve i det utgående vattnet kan orsaka övergödning i recipienten. En eventuell övergödning leder så småningom till syrebrist när allt producerat växtmaterial bryts ned. Ytterligare skäl till att minska kväveutsläppen är att ammonium kan vara toxiskt för fisk samt att nitrat som läcker ner till grundvattnet är toxiskt för framförallt spädbarn. Den största källan till kväve i avloppsvattnet är främst av biologiskt ursprung. Huvuddelen av kvävet kommer från urin och fekalier (Vinnerås, 2002). I det obehandlade avloppsvattnet förekommer kväve främst som ammonium.

Mikroorganismer, framförallt bakterier, i avloppsvattnet kan antingen oxidera eller reducera kvävet beroende på om förhållandena är aeroba eller anaeroba (figur 6). Detta utnyttjas vid avloppsreningsverk för att åstadkomma biologisk kvävereduktion. Reduktionen sker i två steg - nitrifikation och denitrifikation - där tekniken bygger på att man genom att skapa rätt miljöer för bakterierna får dem att omvandla kvävet i avloppsvattnet till harmlös kvävgas som sedan kan avgå till atmosfären. Svårigheten när det gäller den tekniska utformningen av kvävereningen är att de olika bakterierna kräver helt olika miljöer. Nitrifierarna måste ha en aerob miljö med en inte alltför hög koncentration av organiskt material medan denitrifierarna däremot behöver en syrefattig miljö med stor tillgång på organiskt material.

2.2.1 Nitrifikation

Nitrifikationen sker i två delsteg där ammonium (NH_4^+) först oxideras till nitrit (NO_2^-) och nitrit sedan oxideras vidare till nitrat (NO_3^-). De två delstegen katalyseras av två olika grupper av aeroba autotrofa bakterier. Den vanligaste gruppen av bakterier som kan utvinna energi från oxidationen av ammonium till nitrit är *Nitrosomonas* men det finns även andra grupper som har den egenskapen (alla har prefixet Nitroso-). Oxidationen från nitrit till nitrat katalyseras vanligen av *Nitrobakter* men även här finns det andra grupper som kan katalysera reaktionen. Under nitrifikationen förbrukas både syre och alkalinitet varför det är viktigt att ha dessa parametrar under uppsikt.



Figur 6. Oxidationstillstånd vid nitrifikation och denitrifikation (Cloete, 1997).

Nitrifikationsprocessen beskrivs nedan:

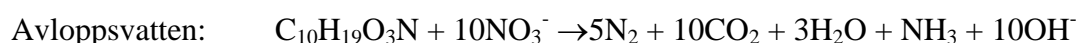
Nitrosomonas	$2\text{NH}_4^+ + 3\text{O}_2 \rightarrow 2\text{NO}_2^- + 4\text{H}^+ + 2\text{H}_2\text{O}$
Syrebehov	3,43 mg O_2 /mg N oxiderat
Alkalinitetsbehov	7,14 mg som CaCO_3 /mg N oxiderat
Nitrobakter	$2\text{NO}_2^- + \text{O}_2 \rightarrow 2\text{NO}_3^-$
Syrebehov	1,14 mg O_2 /mg N oxiderat
Total oxidationsreaktion	$\text{NH}_4^+ + 2\text{O}_2 \rightarrow \text{NO}_3^- + 2\text{H}^+ + 2\text{H}_2\text{O}$
Syrebehov	4,57 mg O_2 /mg N oxiderat
Alkalinitetsbehov	7,14 mg alk/ mg N oxiderat

Nitrifikationsbakterierna tillväxer långsamt (gäller både *Nitrosomonas* och *Nitrobakter*) och behöver därför långa uppehållstider. Nitrifikationsprocessen missgynnas i allmänhet av låga temperaturer samt höga halter av organiskt material

(Hellström, personlig kommunikation 2005c). Metaller som nickel, krom och koppar kan hämma processen helt men behövs också som spårämnen. Förutom dessa behöver nitrifierarna också koldioxid och fosfor för sin celluppbyggnad. Den koldioxid som finns i luften är ofta tillräcklig och fosfor är sällan en begränsande faktor i kommunala avloppsvatten. Nitrifikationen är pH-känslig och avtar kraftigt för pH lägre än ca 6,8. Optimal nitrifikation fås i intervallet 7,5-8.

2.2.2 Denitrifikation

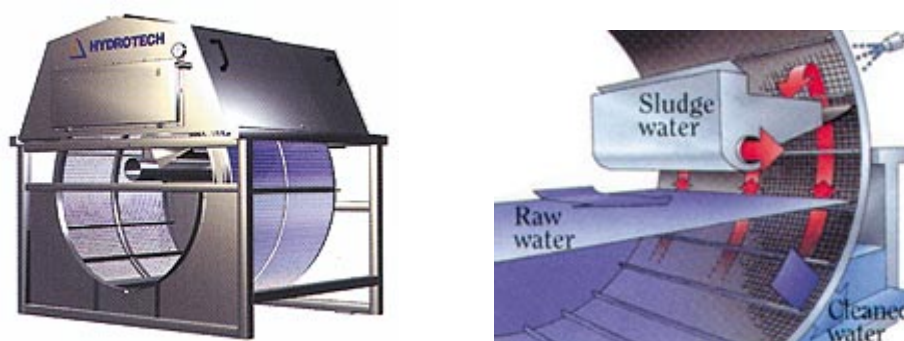
Denitrifikation är den process i vilken nitrat eller nitrit reduceras till kvävgas (se figur 6). Processen sker under anoxa förhållanden, d v s det finns inget löst syre i avloppsvattnet förutom det syre som är bundet till nitrat. Denitrifikationsbakterierna behöver syre för att oxidera organiskt material i avloppsvattnet. Bakterierna har svårare att reducera det syre som finns i nitraten men om det inte finns något tillgängligt löst syre i vattnet tvingas de att använda nitrat som elektronacceptor. För att denitrifikationsprocessen skall fortgå får halten av löst syre inte vara för hög och det måste finnas god tillgång på organiskt material. Ofta behövs någon form av extern kolkälla tillsättas. Reaktionsformlerna beskrivs nedan:



Formeln $C_{10}H_{19}O_3N$ används ofta för att representera biologiskt nedbrytbart organiskt material i avloppsvatten.

2.3 Trumfilter

Ett trumfilter är ett filter som används för att ta bort små suspenderade partiklar. Tidigare examensarbeten utförda vid Sjöstadsverket (Pettersson, 2004) har visat att filtrering med trumfilter kan ersätta konventionell sedimentering. Liksom vid vanlig sedimentering måste dock fällning av näringsämnet fosfor ske med hjälp av någon fällningskemikalie. I trumfilterprocessen avskiljs de suspenderade partiklarna genom att avloppsvattnet får passera en filterduk med mycket små porer (vanligen 10-30 μm). Filterduken är tillverkad av nylon och sitter uppspänd över en trumma i vilken det inkommande vattnet rinner in (figur 7).



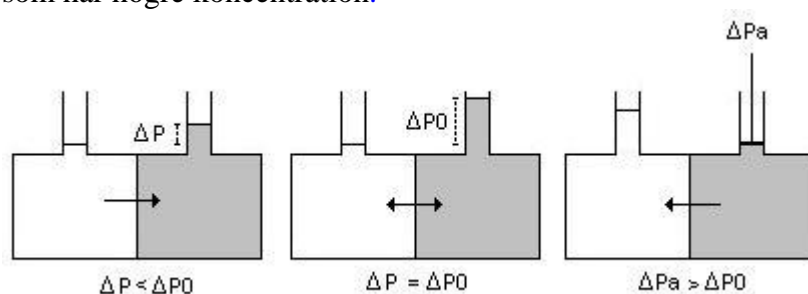
Figur 7. Trumfilter (Sernagiotto och Fish Helpline, 2005).

Från mitten av trumman rinner sedan vattnet ut genom filterduken som roterar. Med tiden byggs en slamkaka upp på insidan av filterduken. Slamkakan ökar filtrerings-

kapaciteten men måste tas bort med jämna mellanrum för att den inte skall bli för tjock och filtreringen gå för långsamt. När flödet genom slamkakan minskar stiger vattennivån i trumfiltret vilket initierar backspolning av filterduken (till höger i figur 7). Backspolningen kan antingen ske med vatten, som redan filtrerats, eller med tryckluft. Det bortspolade slammet fångas upp i en ränna på trumfiltrets insida och transporteras bort.

2.4 Omvänd osmos

Osmos är en naturlig process där koncentrationen mellan två lösningar, som står i kontakt med varandra genom ett halvigenomsläppligt membran, utjämnas (figur 8). Innan jämvikt har uppnåtts mellan de båda lösningarna kommer vatten från den lösning med lägst koncentration att flöda mot den sida av membranet som har högst koncentration. Under tiden vattnet flödar byggs ett tryck upp, ett s k *osmotiskt tryck*. Omvänd osmos innebär att vattnet flödar i motsatt riktning mot naturlig osmos. Detta åstadkoms genom att ett tryck, större än det osmotiska trycket, appliceras på den sida som har högre koncentration.



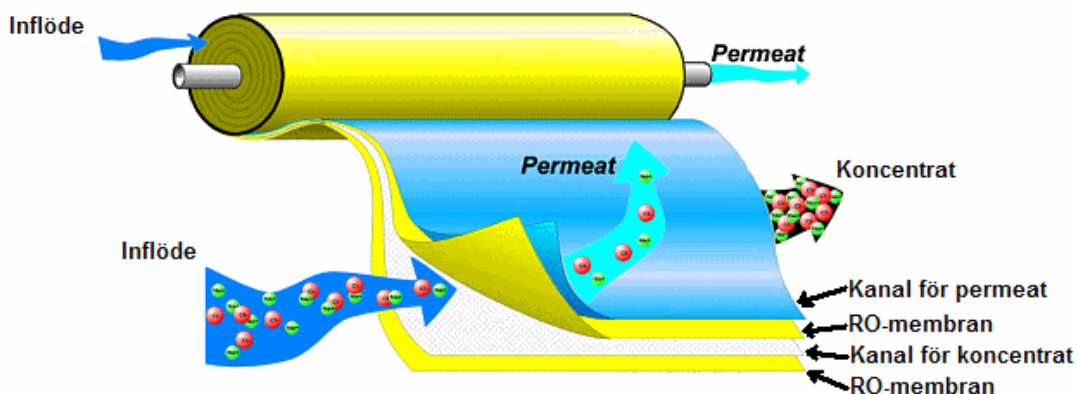
Figur 8. Principen för omvänd osmos. Den första figuren visar osmos innan jämvikt uppstått. Mittenbilden visar jämvikt – det osmotiska trycket är ΔP_0 . Genom att lägga på ett tryck, ΔP_a , större än ΔP_0 tvingas flödet åt motsatt håll mot naturlig osmos.

Vid Sjöstadsverket ses omvänd osmos som ett sista steg för att ta tillvara närsalter i avloppsvattnet och samtidigt rena bort dem. Omvänd osmos har använts inom avloppsvattenrening tidigare men då har det främst handlat om att ta vara på vatten, t ex i områden med vattenbrist. Att använda omvänd osmos för utvinning av närsalter är en relativt nytt tillämpningsområde.

Vid en vanlig filtreringsprocess får all vätska passera ett filter. Med tiden byggs en filterkaka upp som måste tas bort med jämna intervall för att filtreringen skall kunna fortsätta (jfr trumfilter). Vid RO-filtrering används s k cross-flowteknik vilket innebär att en del av flödet passerar igenom membranet medan resten fortsätter längs med det (figur 9). Det vatten som passerar filtret kallas permeat och det ofiltrerade kallas rejekt, eller koncentrat. Med cross-flowteknik byggs inte någon filterkaka upp eftersom den hela tiden sköljs bort. Rejektet återcirkuleras sedan och blir mer och mer koncentrerat. Ju mer koncentrerat, ju högre salthalt, desto högre måste det pålagda trycket vara för att flödet genom membranet skall kunna upprätthållas (Blennow, 2005). Detta betyder att vid en viss punkt måste en avvägning göras mellan energikostnaden för filtreringen och koncentrationen på rejektet.

Vid RO-anläggningar används spirallindade membranfilter med porer i storleksordningen 0,0001-1,0 μm . Detta betyder att inkommande vatten till RO-anläggningen inte får ha en för hög halt av suspenderat material eftersom membranet då sätts igen.

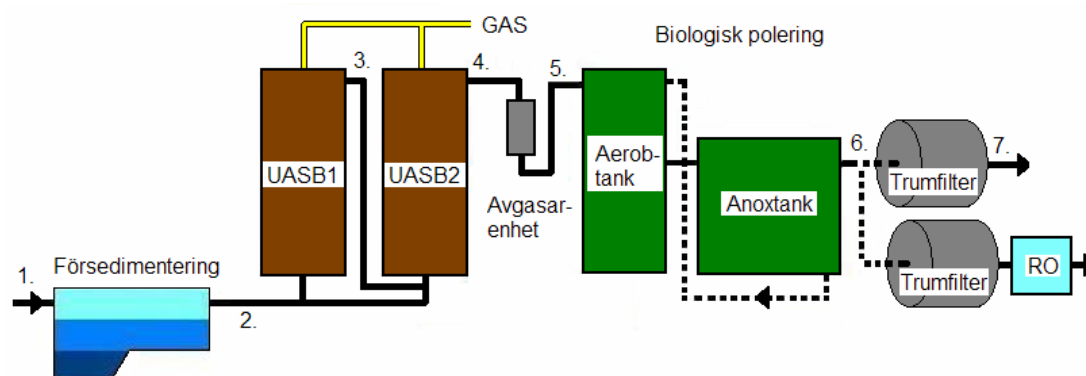
Igensättningar går dock inte att undvika helt, även om en bra förbehandling finns innan RO:n. Membranet måste därför tvättas med jämna intervall. En del igensättningar går emellertid inte att tvätta bort utan blir mer eller mindre irreversibla. Ju mer membranet används desto fler irreversibla igensättningar uppstår och till sist måste membranet bytas ut. En allt för hög tvättfrekvens innebär en onödigt stor energi- och kemikalieåtgång.



Figur 9. Spirallindat membran för RO. (Modifierad efter Eec Desal (2005)).

3. Systembeskrivning

Avloppsvattnet från Sjästadens reningsverk passerar först ett grovrengaller nere vid Henriksdals reningsverk och leds därefter upp till försöksanläggningen. Vid rengalleret finns en våg som kontinuerligt väger och registrerar mängden grovrens i vattnet. Uppe vid Sjästadsverket fördelas sedan vattnet till de olika linjerna och överblivet vatten bräddar tillbaka till Henriksdal. Efter respektive linje tas slammet omhand på konventionellt sätt genom förtjockning, rötning och avvattning. Slam från de aeroba linjerna respektive de anaeroba linjerna hålls isär så att kvaliteten hos de olika slamtyperna skall kunna analyseras men även för att kunna studera effekten av att återföra rejektivatten till respektive försökslinje. Behandlat vatten från försöksanläggningen leds idag till inloppet vid Henriksdals reningsverk.



Figur 10. Schematisk bild över den studerade linjen och dess olika avslut. Siffrorna anger de provtagningspunkter som använts.

3.1 Processlinje 4

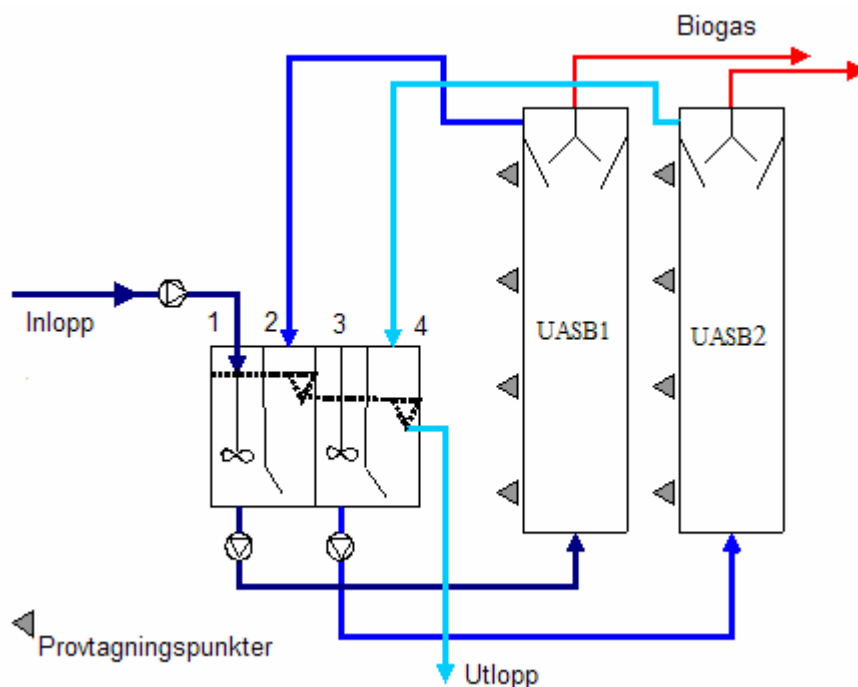
Försökslinjen startar med en vanlig konventionell försedimentering där tyngre partiklar får sedimentera. Om inte det suspenderade materialet skiljs av i tillräckligt hög grad innan UASB-steget kan detta ansamlas i reaktorn och hämma

metanogenernas aktivitet (Hesselgren, 2004). Ett flockningsmedel, Purfix 120, tillsätts därför i inloppsrännan till försedimenteringssteget för att ytterligare förbättra avskiljningen av suspenderat material. Purfix är en lågmolekylär katjonisk polymer baserad på potatisstärkelse (Kemira, 2004). Under försöksperioden tillsattes 35 mg Purfix per liter avloppsvatten.

Tabell 1. Tekniska data för försedimentering.

Försedimentering	Yta (m ²)	Flockningsmedel
	2,3	Fabrikat: Purfix 120
		Dosering: 35 mg/l

Från försedimenteringen pumpas vattnet vidare till en blandningstank som har en flödesutjämnande effekt och därefter vidare in i de båda UASB-reaktorerna. Blandningstanken består av fyra olika fack (figur 11). Avloppsvattnet pumpas först till fack 1 (längst till vänster i figuren). Därifrån internrecirkuleras en del av vattnet till den första reaktorn, UASB 1, medan resten kan brädda till fack 3. Utgående vatten från reaktorn leds till fack 2 som står i förbindelse med det första facket genom en öppning nere vid botten. Från fack 3 internrecirkuleras vattnet till den andra reaktorn och utgående leds sedan till fack nummer 4 varifrån det fortsätter vidare i linjen. Fack 3 och 4 står i förbindelse med varandra på motsvarande sätt som fack 1 och 2. Med hjälp av denna konstruktion kan flödet hållas konstant genom de båda reaktorerna oberoende av hur inflödet varierar eller om det upphör.



Figur 11. Schematisk figur över blandningstank och UASB-system (efter Hesselgren 2004). Notera de fyra nivåerna med stickprovsuttag som finns på sidan av UASB-reaktorerna.

Tabell 2. Tekniska data för UASB-systemet.

Komponent	Volym (m ³)	Diameter (m)	Höjd (m)
UASB-reaktorer	2,42	0,9	3,82
Blandningstank	1,44		

Enligt vad som kom fram i den litteraturstudie som gjordes i projektets inledande fas (Edström *et al*, 2001) uppnås bäst resultat med seriella UASB-reaktorer. Tidigare utförda examensarbeten på linjen (Hesselgren, 2004) tyder dock på att en semiparallell drift fungerar bättre för linje 4. Genom att ha ett lägre recirkulationsflöde till reaktor 1 och låta en större del av det inkommande vattnet brädda direkt över till fack tre kan en sådan semiparallell drift åstadkommas. Flödet till reaktor 1 har varit inställt på 0,6 m³/h och in till reaktor 2 har det varit 1,2 m³/h under försöksperioden.

Mellan UASB-systemet och den efterföljande biologiska poleringen passerar vattnet en avgasningsenhet. Avgasningen går till så att vattnet får perkolera ner över några fyllkroppar (av samma typ som i denitrifikationstanken, se tabell 3 nedan) i en liten behållare. Dropparna som bildas vid perkolationen möter ett relativt stort luftflöde som drar med sig den gas som finns löst i vattenfasen.

Det biologiska poleringssteget består av två seriekopplade tankar där den första tanken är luftad (nitrifikation) och den efterföljande endast har mekanisk omrörning utan luftning (denitrifikation). Möjlighet till recirkulation från denitrifikationstanken till nitrifikationstanken finns (se figur 10). I båda tankarna finns rörligt bärmaterial av plast på vilka biofilm kan växa. Syftet med bärmaterialet är dels att öka bakteriernas kontaktyta med substratet dels att hålla kvar en stor mängd biomassa i systemet även vid höga flöden. Tack vare bärmaterialet kan processen då göras mer kompakt. I nitrifikationstanken blandas bärmaterialet om i vertikal led med hjälp av luftning medan omblandningen i denitrifikationstanken sker horisontellt med en omrörare. För att optimera omrörningen av bärmaterialen, men också på de olika bakteriernas skilda behov, är bärmaterialen designade på olika sätt. Nitrifierarna behöver en mycket stor skyddad yta eftersom de har en långsam tillväxt och bärmaterialet i nitrifikationstanken är därför av typen biofilmchips som har en mycket stor skyddad inre yta (se figur 12 och tabell 3). I denitrifikationstanken finns



Figur 12. Bärmaterial för nitrifikation (nederst) och denitrifikation (överst).

bärrarmaterialet Natrix™ Optima som har en mindre yta men är mer robust och optimerad för den horisontella omblandningen. Det biologiska poleringssteget för kvävereduktion är utvecklad av Anox och bärrarmaterialet har tagits fram av Anox och Kaldnes.

Tabell 3. Fysikaliska data för biologiska poleringen.

Komponent	Yta (m ²)	Volym (m ³)	Bärrarmaterial
Nitrifikationstank	1,6	5,9	Typ: Biofilmchips Specifik yta: 1350 m ² /m ³
Denitrifikationstank	2,8	4,5	Typ: Natrix™ Optima Specifik yta: 300 m ² /m ³

Den biologiska poleringen har två olika driftsfall. I det första fallet optimeras processen för fullständig nitrifikation och denitrifikation genom tillräcklig luftning (minst 2 mg O₂/l) och tillsats av extern kolkälla. I det andra driftsfall sänks syrehalten under 2 mg O₂/l så att nitrifikation förhindras och heterotrofa bakterier kan ta över. I detta fall är det tänkt att det bara skall ske en reduktion av överblivet organiskt material i det biologiska poleringssteget.

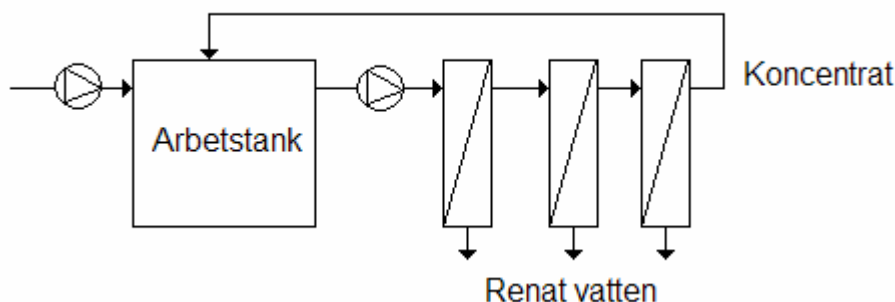
Efter den biologiska poleringen leds vattnet genom ett trumfilter som, beroende på hur den biologiska poleringen drivs, har två olika driftsfall. I det första fallet, då biopoleringen optimeras för fullständig nitrifikation och denitrifikation, sker fällning av fosfor över trumfiltret genom tillsats av någon fällningskemikalie. Även partiklar tas bort i det här steget men ingen ytterligare optimering av partikelreduktionen görs. I det andra driftsfall optimeras trumfiltret för reduktion av partiklar genom antingen tillsats av fällningskemikalier eller genom slamrecirkulation. Fosfor och kväve tas sedan tillvara med omvänd osmos. Backspolningen av trumfiltret i linje 4 görs med vatten.

Tabell 4. Fysikaliska data för trumfiltret.

Trumfilter	Filterduksyta (m ²)	Porstorlek (µm)
Levererat av Hydrotech	0,96	10-30 *

* Olika trumfilterdukar med olika stora porer (10, 20 respektive 30 µm) testades under försöksperioden.

Den RO-anläggning som använts på linje 4 är en ombyggd version av modellen ROKA 100. Anläggningen har levererats av Westlund processteknik AB (Vallentuna) och består av en matarpump, en arbetstank, en högtryckspump och tre seriekopplade spirallindade membran (figur 13).



Figur 13. Schematisk figur över RO-anläggningen (efter Blennow 2005).

När anläggningen är igång fylls först arbetstanken till en viss nivå. Därefter pumpas vattnet igenom de olika membranerna i tur och ordning. Det renade vattnet leds undan efterhand medan koncentratet leds vidare till nästa membran. Koncentratet från det sista membranet leds tillbaka till arbetstanken och processen börjar om. Anläggningen körs satsvis vilket innebär att inget nytt vatten pumpas in i arbetstanken förrän en viss förutbestämd koncentration har uppnåtts på koncentratet. Konstruktionen är dimensionerad för ett permeatflöde på 100 l/h, d v s den kan producera 100 liter renat vatten i timmen (Blennow, 2005).

3.2 Karakterisering av Sjöstadsvattnet

Vid designen av processer för rening av avloppsvatten är det viktigt att de olika stegen utformas utifrån det inkommande vattnets egenskaper. Avloppsvattnet från Sjöstaden innehåller som tidigare nämnts inget dagvatten, varför halten av organiskt material förutsätts hög och halten av tungmetaller förväntas vara låg. Nedan ges medelvärden från år 2004 på inkommande vatten från Hammarby Sjöstad efter grovrening (d v s precis innan det fördelas till de olika linjerna). Analyserna har utförts en gång per vecka av Stockholm Vattens ackrediterade laboratorium vid Torsgatan (hädanefter kallat SVAL).

Tabell 5. Koncentrationer i inkommande vatten till Sjöstadverket. Medelvärden för 2004.

Parameter	Konc. (mg/l)	Parameter	Konc. (µg/l)
Total-kväve	64	Bly (Pb)	2,5
Total-fosfor	12	Järn (Fe)	250
COD	575	Kadmium (Cd)	0,2
BOD7	320	Kobolt (Co)	<1
Suspenderat material	250	Koppar (Cu)	35
Kalcium (Ca)	30	Krom (Cr)	2,2
Kalium (K)	23	Kvicksilver (Hg)	0,1
Magnesium (Mg)	6,1	Mangan (Mn)	22
Natrium (Na)	68	Nickel (Ni)	6
		Silver (Ag)	3,5
		Zink (Zn)	92

Tabell 6. Koncentrationer i inkommande vatten till Henriksdals reningsverk (Stockholm Vatten, 2004a).

Parameter	Konc. (mg/l)	Parameter	Konc. (µg/l)
Total-kväve	42	Bly (Pb)	5 µg/l *
Total-fosfor	8,0	Kadmium (Cd)	0,2 µg/l *
TOC	150		
BOD7	240		
Suspenderat material	330		

* För inkommande vatten till Henriksdal finns inga metallanalyser. Sådana görs endast på slam och utgående vatten. Värdena för bly och kadmium har beräknats utifrån dessa data. Vid dylika beräkningar måste hänsyn tas till att vissa metaller tillförs slammet via fällningskemikalierna – detta gäller framförallt nickel. En annan faktor som påverkar mätningarna för inkommande vatten är att rejektvatten från slamcentrifuger återförs till avloppet innan provtagning på inkommande vatten. Detta gör att framförallt kvävehalten blir för hög (Hellström, personlig kommunikation 2005d)

I framtida försök på linjen kommer även svartvatten och matavfall att testas. Ursprungligen planerades för att ett område i Hammarby Sjöstad skulle vara anslutet till ett så kallat ”svartvattensystem”. Så blir dock inte fallet, utan försöken genomförs med avlopp och matavfall från annat håll.

4. Material och metoder

För utvärderingen av linje 4 har vattenprover från olika provtagningspunkter längs linjen analyserats kontinuerligt. Provtagningsdygnet har varit tisdagar och torsdagar och den provtagningsmetodik som använts har främst varit stickprov men även dygnsblandprov har analyserats. Provtagning och analys på inkommande vatten (efter grovrening men precis innan vattnet fördelas till de olika linjerna) har endast utförts av SVAL och har inte ingått som en egen provtagningspunkt i detta examensarbete. Prover från alla övriga provtagningspunkter har analyserats på Sjöstadsverket och för några provtagningspunkter har analyser utförts både vid Sjöstadsverket och vid SVAL. För aktuella provtagningspunkter, se figur 10 i avsnitt 3.1 samt tabell 7.

Tabell 7. Provtagningspunkter, typ av prov och analysplats.

Nr i figur 9	Provtagningspunkt	Typ av prov	Analysplats
1	Inkommande vatten	dygnsprov	SVAL
2	Utgående från försedimentering	dygnsprov	SVAL, Sjöstadsverket
3	UASB 1 & UASB 2	stickprov	SVAL, Sjöstadsverket
4	Utgående från avgasarenhet	stickprov	Sjöstadsverket
5	Nitrifikationstanken	stickprov	Sjöstadsverket
6	Efter biologisk polering	stickprov	Sjöstadsverket
7	Utgående från linjen *	dygnsprov	SVAL, Sjöstadsverket

* Provtagningspunkt ”Utgående från linjen” har varit utgående från trumfiltret sedan vecka 50.

Prover tagna under tisdagsdygnet har analyserats både vid Sjöstadsverket och vid SVAL. Prover från torsdagsdygnet har endast analyserats vid Sjöstadsverket. Stickprov från UASB-reaktorerna har tagits på den översta nivån i reaktorerna (se figur 11). Stickprover till SVAL har tagits ut i samband med transporten av dygnsprover, d v s på onsdagsmorgonen. Dessa har alltså *inte* tagits ut samtidigt som de stickprov som analyserats vid Sjöstadsverket och är därför inte direkt jämförbara. Vid Sjöstadsverket utfördes dessutom analyserna i direkt anslutning till provtagningen medan det tagit längre tid innan proverna analyserats vid SVAL.

4.1 Provtagning

Eftersom ett stickprov endast ger information om avloppsvattnets egenskaper vid själva provtagningsstillfället är dygnsblandprover det absolut bästa. Variationer i sammansättning och halter i avloppsvattnet antas dock vara så små att ett stickprov kan anses vara representativt. Dessutom har inte utrustning för att ta dygnsblandprov funnits tillgänglig för alla provpunkter varför provtagningspunkterna ”utgående från försedimentering” samt ”utgående från linjen” har prioriterats för dygnsprovtagning. Vid övriga punkter har endast stickprov tagits.

Dygnsprovtagningen har gjorts med en automatisk provtagare från Hach Lange och går till så att vattnet får flöda igenom en behållare ur vilken provtagaren suger upp en viss mängd prov med jämna tidsintervaller. Dygnsblandprovet består av stickprov om ca 100 ml taget var sjätte minut under ett helt dygn från klockan åtta på

provtagningsdygnets morgon till klockan åtta morgonen därpå. Dygnsprovtagningen är alltså inte flödesproportionell men flödet har varit inställt på att konstant ge 1,2 m³/h. Detta är dock en sanning med modifikation. Under en kort period, mellan en och ett par timmar, på natten upphör flödet eftersom nivån nere vid pumpstationen vid Hammarby Sjöstad blir för låg (se vidare avsnitt 5.1). Den automatiska provtagaren fortsätter dock att ta vatten ur behållaren tills flödet kommer igång igen. Den sammansättning vattnet hade precis innan flödet avstannande kommer alltså att få en för stor proportion. En flödesproportionell provtagning är givetvis bättre ur den synpunkten men någon sådan utrustning har inte funnits tillgänglig. Den automatiska provtagaren är försedd med en kylanordning så att provet står kallt under hela provtagningsdygnet. Dygnsblandproverna har analyserats dagen efter att de tagits.

Stickproven har så långt som möjligt tagits ut och analyserats under själva provtagningsdygnet. I några enstaka fall har stickproverna tagits tidigt nästföljande morgon, i de fall då det inte varit möjligt att genomföra några analyser under själva provtagningsdygnet. Tidpunkten för stickprovstagningen har försökt hållas konstant (mellan klockan 8 och 9 på provtagningsdygnets morgon).

4.2 Analyserade parametrar och analysmetoder

Ämnena i avloppsvatten klassificeras vanligen som oorganiska eller organiska. De oorganiska ämnena delas sedan in i näringsämnen, ickemetalliska ämnen, metaller, samt gaser. De viktigaste parametrarna som analyserats för denna utvärdering har varit suspenderat material/glödrest, COD, kväve (ammonium, nitrit och nitrat), fosfatfosfor, pH, VFA, alkalinitet, halten löst syre samt gasproduktion från UASB-systemet. Vid SVAL har även parametrar som BOD, TOC, DOC, totalfosfor, totalkväve och Kjeldahl-kväve analyserats.

4.2.1 Suspenderade ämnen (TSS) och glödrest (VSS)

Med suspenderat material menas partiklar i vattnet som är större än 1,6 µm (enligt svensk standard). Partiklar större än detta sedimenterar tack vare sin storlek relativt snabbt. Mängden suspenderat material analyseras genom att en viss volym vätska får filtrera genom ett torrt och vägt filter med den specificerade porstorleken (1,6 µm). Filtret torkas sedan i ugn i 105 °C i minst tre timmar. Efter att provet fått svalna i excikator vägs det igen och halten suspenderade ämnen beräknas. Vid bestämning av glödrest, dvs hur stor del av det suspenderade materialet som är organiskt, glödgas proverna sedan i 550 °C. Efter glödningen får proverna svalna i excikator varefter de vägs och VSS beräknas. Analyserna av TSS och VSS har vid Sjöstadsverket (och även SVAL) analyserats utifrån metodreferens SS EN 872-1 och SS 02 81 12-3.

4.2.2 COD

COD (Chemical Oxygen Demand) är ett indirekt mått på vattnets organiska innehåll. Organiskt material är viktigt att rena bort för att undvika att syrebrist uppstår ute i recipienten då detta bryts ned. De vanligaste metoderna för att analysera COD är tillsats av syra och dikromat samt kokning. På Sjöstadsverket analyserades COD, liksom många av de andra parametrarna, med Dr. Langes kyvetttester. Kyvetttesterna består av små provrör med färdig lösning där endast prov, eller prov plus något reagens, behöver tillsättas beroende på vilket test som skall göras. Kyvetterna behandlas sedan på lite olika sätt (skakas, kokas etc) och avläses slutligen i en spektrofotometer. Vid COD-analyserna har kyvett-test LCK 314 och LCK 514

använts (mätområde 15-150 mg COD/l respektive 100-2000 mg COD/l). Vid SVAL analyseras COD enligt SS 028142-2. På grund av att det fanns en skillnad mellan analysresultaten från SVAL och Sjöstadsverket (COD-värdena är något högre vid Sjöstadsverket) gjordes en jämförelse mellan de båda metoderna. Överrensstämelsen mellan de båda metoderna var mycket god (Appendix A). En trolig orsak till skillnaderna är att löst metan påverkar proverna vid Sjöstadsverket då de analyseras direkt efter provtagningen.

Vattnets COD-innehåll brukar delas in i olika fraktioner. Vid Sjöstadsverket har indelningen gjorts enligt:

Löst COD (eller COD_{filt}): partiklar < 0,45 µm

Kolloidalt COD: COD för fraktionen 0,45-1,6 µm.

Total COD (COD_{tot}): COD för ofiltrerat vatten

COD har analyserats för alla provtagningspunkter och till en början analyserades alla tre fraktionerna. Vecka 49 beslutades dock att inte längre analysera kolloidalt COD. Denna fraktion är inte särskilt stor och ansågs inte heller särskilt viktig för denna utvärdering (den var viktigare under tidigare utvärdering av enskilda komponenter på linjen).

4.2.3 Kväve

Kväve förekommer i olika former i avloppsvattnet. De viktigaste att analysera för detta examensarbete har varit ammonium-, nitrat- och nitritkväve. Dessa har analyserats med Dr. Langes kyvett-tester LCK 303 (2-47 mg NH₄-N/l), LCK 339 eller 340 (0,23-13,5 respektive 5-35 mg NO₃-N/l) samt LCK 342 (0,6-6 mg NO₂-N/l). Ammoniumanalyserna har gjorts för provtagningspunkterna ”utgående från avgasarenhet”, ”nitrifikationstanken”, ”utgående från biologiska poleringen” samt ”utgående från trumfiltret”. Nitrat-kväve analyserades för ovanstående punkter utom den första och nitrit analyserades endast i nitrifikationstanken. För en del fall har analysvärdena legat högre eller lägre än angivet mätområde. Detta gäller framförallt för nitritanalyserna. Kyvett-tester med annat mätområde har då inte funnits tillgängliga och det har dessutom varit viktigare att konstatera om nitrit funnits i nitrifikationsprocessen eller inte.

4.2.4 Fosfor

Den form av fosfor som analyserats vid Sjöstadsverket är ortofosfat (PO₄-P) eftersom denna är den mest biologiskt tillgängliga formen av fosfor. Vid Sjöstadsverket analyserades fosfatfosfor med Dr. Langes kyvett-test LCK 350 (2-20 mg PO₄-P/l). För både kväve- och fosforanalyserna filtreras provet först genom ett 1,6 µm filter för att inte de sedimenterbara partiklarna skall påverka analysresultatet.

4.2.5 pH

Vätejonkoncentrationen, pH, är en viktig parameter som reglerar en mängd kemiska reaktioner. Koncentrationen av vätejoner är avgörande för andra substansers koncentration och förekomstform i avloppsvattnet. Det pH-intervall som är mest lämpligt för biologiskt liv är ganska smalt, mellan 6-9 för de allra flesta organismer (Metcalf, 2003). För att biologisk rening skall vara möjlig måste pH därför ligga inom detta intervall. För alla provpunkter mättes pH med en pH-meter av märke WTW. För

den biologiska poleringen mättes pH även on-line men on-linemätningen installerades inte förrän så sent som vecka 9.

4.2.6 VFA

VFA står för Volatile Fatty Acids, flyktiga fettsyror, och kan ackumuleras i den anaeroba processen främst då förändringar sker. Mängden VFA analyserades genom fempunktstitering av ett veckfiltrerat prov och koncentrationen räknades sedan ut med hjälp av datorprogram (TITRA5.EXE). Analysen utfördes för att kontrollera processens stabilitet. VFA kan också analyserats med Dr. Langes kyvett-tester (LCK 365) men då det enda tillgängliga mätområdet är 50-2500 mg VFA/l har denna metod bara kunnat användas på försedimenterat vatten där VFA-halterna ligger runt 40-50 mg/l och inte för UASB-processen där den ligger runt 0 mg/l. VFA för det försedimenterade vattnet analyserades under en tid med båda metoderna men en skillnad i resultaten mellan metoderna fanns. Dr. Lange gav mellan 10-30 mg/l mer än titreringsmetoden. Dr. Langes metod är relativt ny och med tanke på att VFA-halterna för försedimenteringen låg omkring, eller strax under, metodens mätområde har den därför inte ansetts som tillräckligt pålitlig för VFA-analysen. Då även alkaliniteten (som CaCO₃) fås genom titreringsmetoden är det analysvärden från denna metod som ligger till grund för utvärderingen.

4.2.7 Alkalinitet

Alkaliniteten definieras som ett vattens förmåga att neutralisera tillsats av syror och motverka förändringar i pH (VAV, 1984). Ju högre alkaliniteten är desto bättre kan vattnet stå emot pH-sänkningar. Ett hushållsavloppsvatten är normalt alkaliskt p g a dess innehåll av alkaliska hushållskemikalier (tvätt- och diskmedel etc). Alkaliniteten bestämdes (då VFA inte samtidigt skulle analyseras) enligt den metod som finns angiven i VAV (1984) genom att titrera 100 ml av ett veckfiltrerat prov med 0,05 M HCl ner till pH 5,4. Alkaliniteten uttryckt som halten vätekarbonat (mg HCO₃/l) beräknades sedan som:

$$alk = \frac{M_{HCO_3} * C_{HCl} * V_{HCl}}{V_{prov}} \quad (1)$$

M_{HCO_3} = molvikt för vätekarbonat

C_{HCl} = saltsyrens koncentration (0,05 M)

V_{prov} = mängd prov som titrerats (100 ml)

V_{HCl} = volym saltsyra som tillsatts

Alkaliniteten har bestämts för prov tagna direkt i nitrifikationstanken samt för provtagningspunkten precis innan nitrifikationstanken för att avgöra om någon nitrifikation sker (se avsnitt 2.2.1 om alkalinitetsåtgång vid nitrifikation).

4.2.8 Mätning av löst syre

Mängden löst syre mättes i nitrifikations- respektive denitrifikationstanken och gjordes för hand med en O₂-meter från Hach Lange. Mätning gjordes direkt i tankarna i samband med provtagning.

4.3 Felkällor

Pipetterna vid Sjöstadsverket har inte varit helt tillförlitliga. Detta gör att det finns osäkerheter i de absoluta värdena från några av kyvett-testerna. En annan felkälla är att det inte funnits någon möjlighet till torkning (med t ex kvävgas) av filtreringsutrustningen. En viss utspädning kan då ha skett när t ex flera prov filtrerats efter varandra och utrustningen inte hunnit torka ordentligt mellan varven.

Vid några tillfällen har det varit mycket granuler i det utgående vattnet från den högsta nivån på UASB-reaktorerna. Detta kan påverka COD-analyserna då granulerna följer med upp i pipetten vid tillsatsen till kyvett-testet. Vissa extremvärden i COD-analyserna har troligen berott på att granuler följt med.

För TSS och VSS har dubbelprov alltid analyserats eftersom osäkerheterna för dessa analyser är förhållandevis stora. För övriga prover har endast enkelprover analyserats. Skillnaden mellan två dubbelprover med kyvett-testerna är relativt små och med tanke på alla andra felkällor (pipetter etc) har det inte känts motiverat att göra dubbelanalyser. Dessutom är kostnaden för varje kyvett-prov hög medan kostnaden för övriga analyser (VFA, alkalinitet, TSS/VSS) är låg.

5. Resultat och observationer

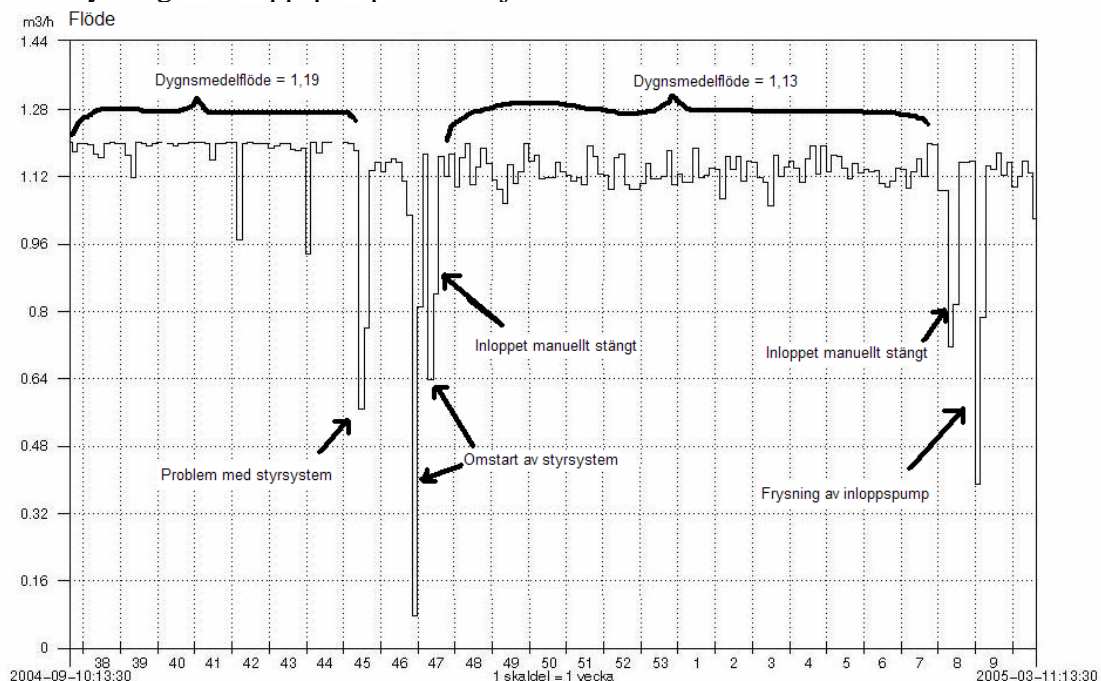
Analysarbetet har pågått mellan vecka 40 hösten 2004 och vecka 11 våren 2005 med ca tre veckors uppehåll under jul och nyår. Belastningen på och reningen över både försedimenteringen och UASB-systemet har varit stabil under perioden. Gasproduktionen för UASB-systemet har dock varit lägre än förväntat och för reaktor 2 har den varit betydligt lägre än för reaktor 1 trots i stort sett lika organisk belastning. Under veckorna 44 och 45 fungerade inte styrsystemet korrekt p g a hårdvarufel vilket innebar att inkommande flöde av färskt avloppsvatten var oregelbundet. Under denna period kunde därför inga analyser genomföras. Mellan vecka 41 och vecka 50 stod trumfiltret stilla i väntan på en ombyggnation. Till en början var inte heller den biologiska poleringen igång under denna tid eftersom det inte fanns någon enkel lösning för att leda undan vattnet mellan denitrifikationstanken och trumfiltret. Vecka 47 ordnades en tillfällig lösning så att biopoleringen kunde drivas även om trumfiltret stod stilla.

5.1 Inkommande flöde

Inkommande flöde till linje 4 har varit satt till 1,2 m³/h under försöksperioden. Natttid upphör emellertid inflödet till alla linjerna under en tidsperiod på en eller ett par timmar p g a att tillrinningen till pumpstationen nere vid Hammarby Sjöstad blir för låg och pumpen stängs av då vattennivån blir för låg. På grund av de nattliga flödesstoppen blir dygnsmedelflödet mindre än de förinställda 1,2 m³/h (figur 14).

Innan problemen med styrsystemet var dygnsmedelflödet in till linjen relativt konstant (1,19 m³/h). Efter haveriet har dygnsmedelflödet varit lägre (1,13 m³/h) och variationerna mellan olika dygn har blivit större än de var tidigare. Att dygnsmedelflödet blivit lägre beror både på att de nattliga flödesstoppen blivit fler men också på att den tidsperiod stoppen varar har blivit längre. Tidigare avstannade inte heller flödet varje natt, utan kanske bara någon natt i veckan. Det nattliga stoppet för inkommande flöde inträffar vanligen någon gång mellan klockan 2:30 och 6:00.

Förutom de störningar i inflödet, som uppstod i samband med styrsystemproblemen, har dygnsmedelflödet av olika anledningar varit lågt vid ytterligare några tillfällen. Vecka 46 tvingades man t ex stänga inloppet då höga halter av byggavfall upptäcktes i inkommande vatten. Andra orsaker till låga flöden har varit omstart av styrsystemet samt frysning av inloppspumpen till linjen.



Figur 14. Inkommande dygnsmedelflöde till linje 4 under försöksperioden.

Vid utvärderingen av linjens ingående komponenter antas att flödet genom hela linjen är lika stort som det inkommande flödet. Detta antagande måste göras eftersom det inte finns några andra flödesgivare (förutom för recirkulationsflödena) längs linjen. Det är ett rimligt antagande förutsatt att det inte inträffat någon bräddning någonstans. Bräddningar från linjen har skett t ex från blandningstanken i samband med att avgasarenheten satt igen eller frusit. Lyckligtvis har detta inte inträffat under några provtagningsdygn.

5.2 Försedimentering

Försedimenteringen har optimerats under tidigare försök (Bengtsson, 2003) och har inte ingått som en egen del i det här examensarbetet. Då dess prestation är viktig för det efterföljande anaeroba steget (reduktionen av suspenderat material) beskrivs här kort hur den fungerat under försöksperioden. För att öka avskiljningen av suspenderat material har 35 mg Purfix 120 doserats per liter avloppsvatten. Dygnsblandprover från försedimenteringen har analyserats på Sjöstadverket två gånger i veckan (en gång i veckan dubbelt med Stockholm vattens laboratorium). Ytan för försedimenteringen är 2,3 m² och flödet har under perioden varit 1,2 m³/h vilket innebär att ytbelastningen på försedimenteringen har varit ca 0,5 m/h.

$$Ytbelastning = \frac{q}{A} \quad (2)$$

q = flöde (m³/h)

A = försedimenteringens area (m²)

Belastningen av suspenderad substans och organiskt material har i medel legat runt 1,98 kg TSS/(m³ dygn) respektive 4,41 kg COD_{tot}/(m³ dygn). Koncentrationer för det inkommande vattnet under den undersökta perioden ses i tabell 8.

$$Belastning = Q * \frac{C}{V} \quad (3)$$

Q = flöde m³/dygn

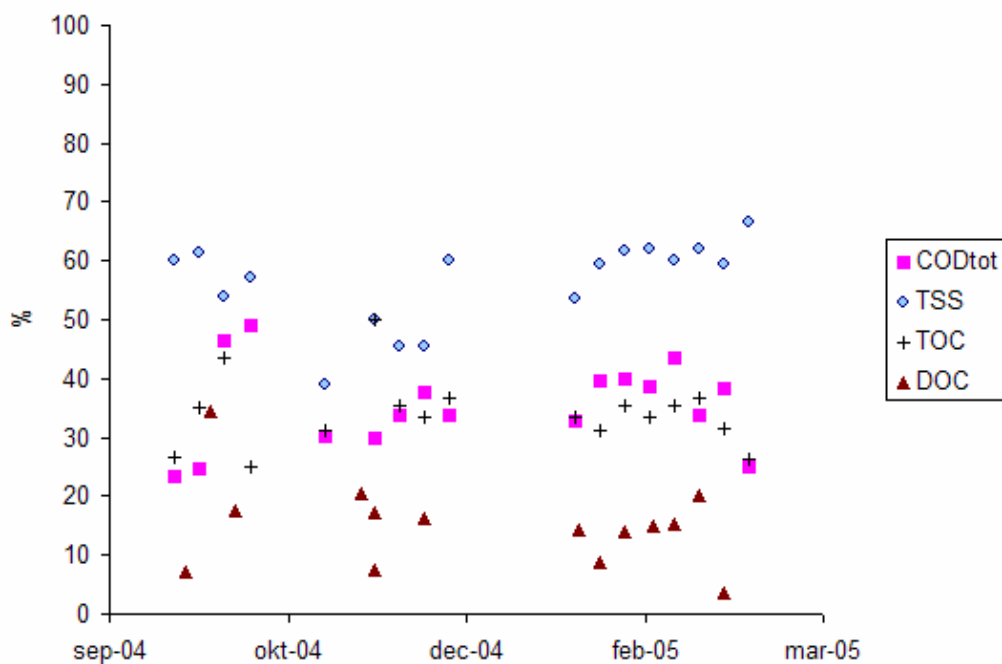
C = koncentration av det aktuella ämnet (kg/m³)

V = vätskevolym (m³)

Tabell 8. Koncentrationer för inkommande avloppsvatten (mg/l) under den undersökta perioden (vecka 40 2004 t o m vecka 11 2005).

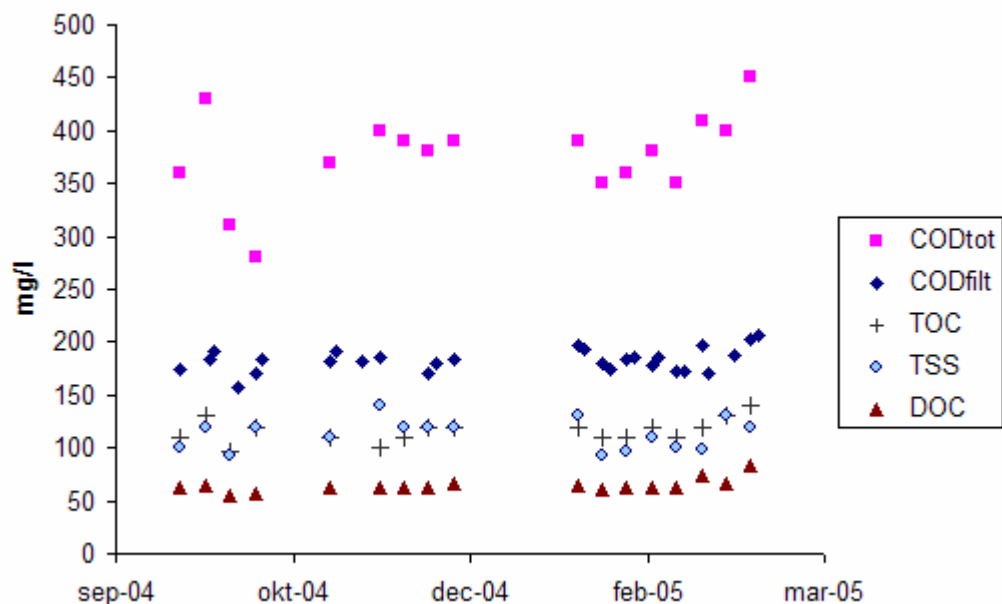
Parameter	Medelvärde	min	max
TSS	255	180	360
BOD	327	260	420
COD _{tot}	579	470	650
TOC	178	150	200
DOC	75	39	110
PO4-P	8,5	7,7	11,0
Total-P	11,3	10,0	13,0
Kj-N	66	62	72
NH4-N	52	48	58
TNb	64	54	75

Eftersom inkommande vatten inte har analyserats vid Sjöstadsverket har belastningar och reduktioner för försedimenteringen beräknats helt utifrån SVAL:s analysvärden.



Figur 15. Reduktion över försedimenteringen.

För de återstående komponenterna har belastningar och reduktioner beräknats utifrån analyserna gjorda vid Sjöstadsverket. Reduktionen av suspenderat material över försedimenteringen har legat på ca 56% (figur 15) med en utgående halt förhållandevis konstant mellan 110-120 mg/l (figur 16). Reduktionen av COD_{tot} har i medeltal varit ca 35% med en utgående halt runt 400-410 mg/l.



Figur 16. Utgående halter från försedimenterat vatten.

Reduktioner beräknas som

$$\text{Reduktion} = \frac{C_{in} - C_{ut}}{C_{in}} * 100$$

C_{in} = koncentration i inkommande vatten

C_{ut} = koncentration i utgående vatten

Någon reduktion av ammoniumkväve eller fosfatfosfor kan inte förväntas över försedimenteringen då dessa förekommer i löst form. Analyserna bekräftar att ingen reduktion av dessa substanser skett.

5.3 UASB-systemet

De båda UASB-reaktorerna behandlas här i första hand som ett enhetligt system. Detta innebär att reduktioner har beräknats mellan utgående vatten från försedimentering och vatten utgående från avgasningsenheten. Reduktionen över reaktor 1 kommer att beräknas under avsnittet om gasproduktion (avsnitt 5.3.2 nedan). Över reaktor 2 kan inga reduktionsberäkningar göras eftersom det då behövs analyser från blandningstanken (sammansättningen på vattnet i fack 3) för att bestämma hur mycket som går in i reaktorn. Några sådana analyser har inte gjorts då möjligheterna att ta stickprov där är begränsade. Belastningar och reduktioner för UASB-systemet är beräknade för analysvärden från Sjöstadsverket.

5.3.1 COD och TSS: belastning, reduktion och utgående halter

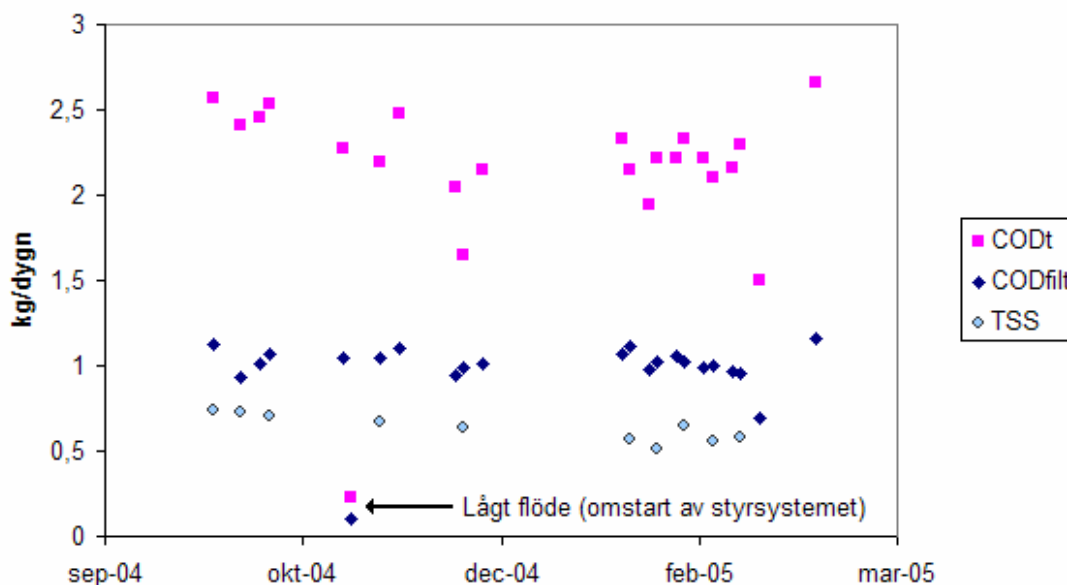
Belastningen av COD och suspenderat material har varit ganska jämn på UASB-systemet under försöksperioden. COD-belastningen har i medeltal legat på 2,15 kg/(m³ dygn) för den ofiltrerade fraktionen och 0,98 kg/(m³ dygn) för löst COD. Medelbelastningen av suspenderat material (tabell 9 och figur 17) har varit 0,64 kg/(m³ dygn). Analyserna vid Sjöstadverket har utförts två gånger i veckan jämfört med en gång i veckan för analyserna vid SVAL.

Tabell 9. Belastning på UASB-systemet samt koncentrationer för inkommande avloppsvatten. Både Sjöstadverkets och SVAL:s värden redovisas.

Belastning på UASB-systemet (kg/(m ³ d))				Koncentrationer in i UASB-systemet (mg/l)			
Sjöstadverket			Sjöstadverket				
	medel	min	max		medel	min	max
TSS	0,64	0,51	0,75	TSS	112	87	126
COD _{tot}	2,15	0,23*	2,68	COD _{tot}	405**	300	487
COD _{filt}	0,98	0,10	1,16	COD _{filt}	183	157	206
SVAL			SVAL				
	medel	min	max		medel	min	max
TSS	0,63	0,35	0,83	TSS	113	92	140
COD _{tot}	2,09	1,45	2,58	COD _{tot}	376	280	450
TOC	0,65	0,43	0,80	TOC	116	96	140
DOC	0,36	0,26	0,48	DOC	64	55	83

* Skillnaden i min-värden mellan Sjöstadverkets analyser och analyser utförda vid SVAL beror troligen på att fler prov analyserats vid Sjöstadverket och att spridningen därför är större.

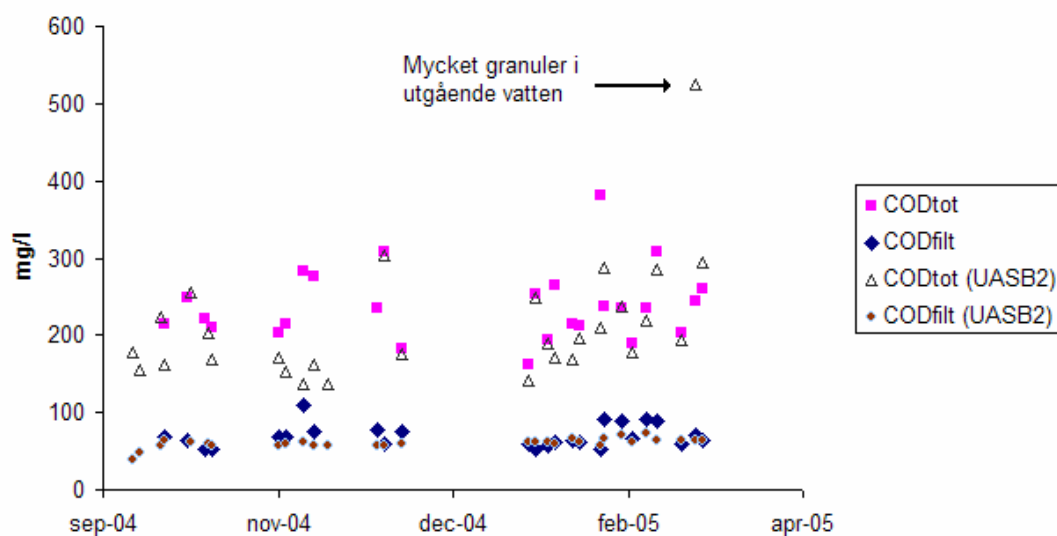
**För förklaring av skillnaderna i COD_{tot} - se avsnitt 4.2.2.



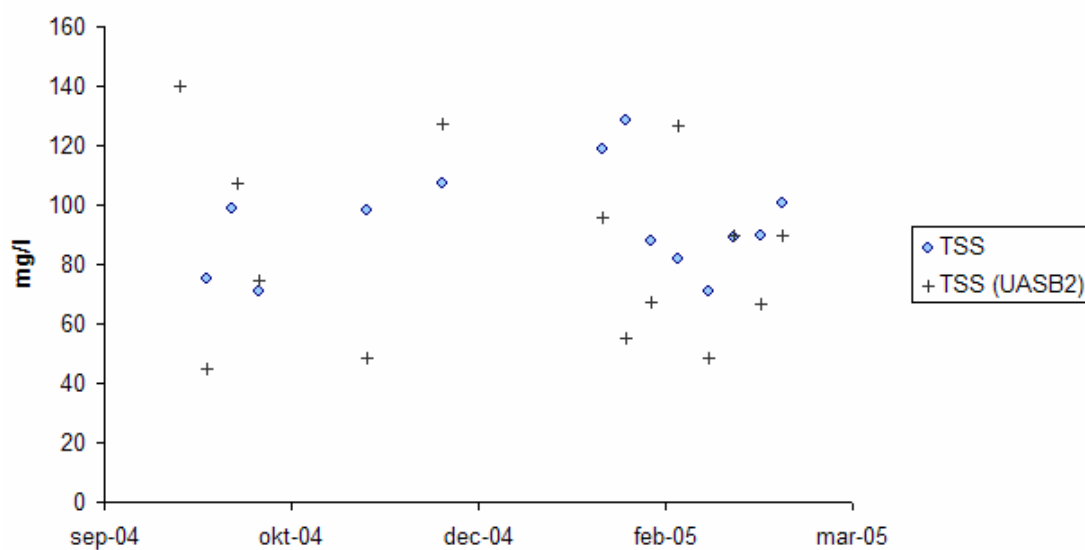
Figur 17. COD- och TSS-belastningen från försedimenteringen på UASB-systemet.

Utgående halter av COD (figur 18) från UASB-systemet och UASB-reaktor 2 har varit relativt stabila. En genomgående trend är dock att COD_{tot} är något högre ut från hela systemet än vad det är ut från reaktor 2 (vid de flesta analystillfällena). Utgående vatten från reaktor 2 borde vara lika rent som vattnet efter avgasningsenheten om systemet beter sig som det skall. Detta kan tyda på att en viss del av vattnet smiter

förbi UASB-reaktorerna via bräddning i blandningstanken. Detta fenomen märks också för TSS-halterna (se figur 19 och tabell 10).



Figur 18. Utgående COD-halter från UASB-systemet och reaktor 2.



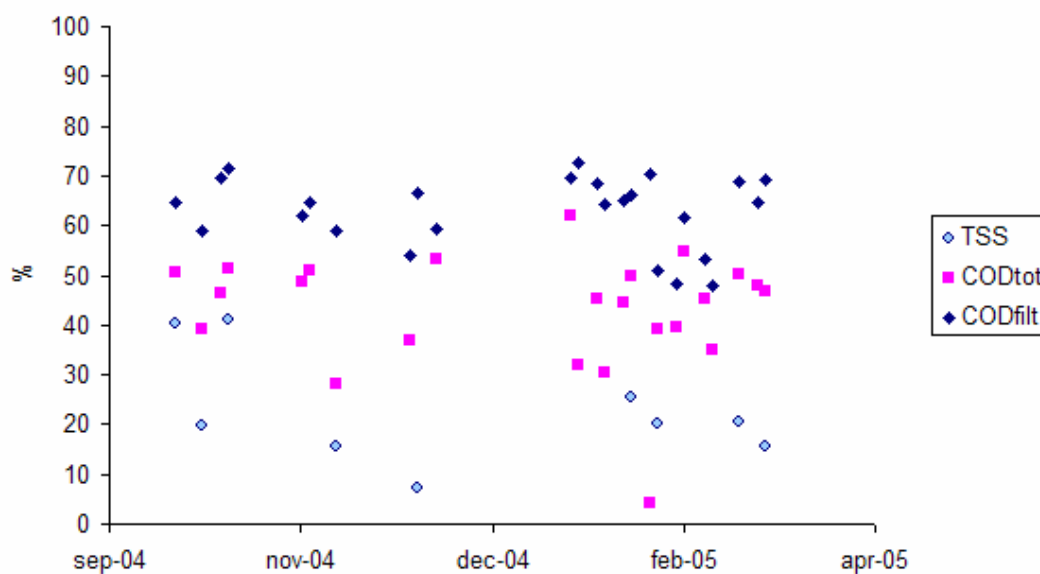
Figur 19. Utgående halter av suspenderat material från UASB-systemet och UASB-reaktor 2.

Tabell 10. Utgående halter från UASB-reaktor 1 och 2 respektive utgående halter efter avgasning. (TOC och DOC analyserat vid SVAL).

Parameter	Koncentration (mg/l)		
	UASB1	UASB2	Ut UASB
TSS	85,8	84,3	93,7
COD _{tot}	223,8	211,2	238,2
COD _{filt}	61,6	60,2	69,4
TOC	46,2	47,4	-
DOC	18,5	18,8	-

Orsakerna till de högre värdena ut från UASB-systemet jämfört med utgående halter från reaktor 2 kan vara att internrecirkuleringen inte varit tillräckligt stor och att en del orenat vatten bräddat över från blandningstanken direkt till avgasaren. I slutet av mars 2005 upptäcktes ett fel på recirkulationspumpen för reaktor 2. Andra teorier har varit påväxt av biomassa i blandningstanken eller att pumpen från försedimenteringen orsakat tillfälliga flödestoppar då den fungerat oregelbundet. Den troligaste förklaringen är nog att internrecirkulationen inte har fungerat som den ska och att vatten bräddat därför.

Reduktionsgraderna för hela UASB-systemet blir i medel bara 43% med avseende på COD_{tot} och 62% med avseende på löst COD (figur 20). Eftersom löst COD ingår i COD_{tot} innebär detta att den största reduktionen sker för det lösliga fraktionen. Andelen suspenderat material reducerades med i medeltal 27% över det anaeroba steget.



Figur 20. Reduktionsgrader över UASB-steget.

5.3.2 Gasproduktion

Medelproduktionen av biogas för reaktor 1 har varit 20,1 dm³/h. Metanhalten har legat på 83,5%. För reaktor 2 har gasproduktionen varit lägre med endast 6,0 dm³/h och metanhalten 82,6%.

Nedan följer en grov jämförelse mellan teoretisk metangasproduktion och observerad gasproduktion, dels för hela systemet, dels för UASB1. Den teoretiska metangasproduktionen för standardförhållanden (0 °C och 1 atm) ligger på 0,35 liter CH₄/g COD reducerat (Metcalf, 2003). För de förhållanden som råder i UASB-reaktorerna (trycket har uppskattats till 1 atm och medeltemperaturen har varit 20 °C under försöksperioden) ger detta en teoretisk produktion på 0,38 liter CH₄/g COD. Beräkningarna görs för löst COD (COD_{filt}) eftersom det är det som mikroberna kan ta till sig.

Gasproduktion för UASB-systemet (medelvärden)

COD_{filt} ut från försedimenteringen: 183,0 mg/l

COD_{filtr} efter avgasarenheten: 69,4 mg/l

Flöde: 1,2 m³/h

Mängd COD_{filtr} reducerat per dygn: $(183,0-69,4)*1,2*24 = 3271,7$ g COD_{filtr}/dygn

Total biogasproduktion över systemet (reaktor 1 + 2): $(20,1+6,0)*24 = 626,4$ l/dygn.

Av detta är 83,3 % metangas vilket ger att metangasproduktionen är 0,16 l CH₄/g COD_{filtr} för hela systemet, d v s mindre än hälften av den teoretiska produktionen.

Gasproduktion för UASB1 (medelvärden)

COD_{filtr} ut från försedd: 183,0 mg/l

COD_{filtr} ut från UASB1: 61,6 mg/l

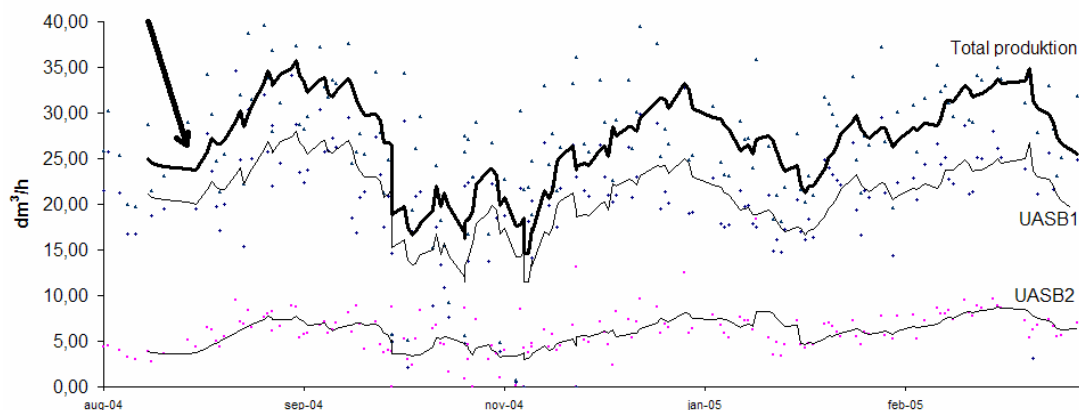
Flöde: 0,6 m³/h

Mängd COD_{filtr} reducerat per dygn: $(183,0-61,6)*0,6*24 = 1748,2$ g COD_{filtr}/dygn

Total biogasproduktion över reaktor 1: $20,1*24 = 482,4$ l/dygn.

Med en metangashalt på 83,5% ger detta en produktion på 0,23 l CH₄/g COD_{filtr} reducerat. UASB 1 producerar alltså ca 60% av vad den teoretiskt skulle kunna och för systemet som helhet är motsvarande siffra ca 40%. Detta är dock en grov uppskattning eftersom beräkningarna baseras på medelvärden för hela perioden.

I slutet av augusti 2004 ställdes linjen om till semiparallell drift. Den tidpunkt då omställningen genomfördes har markerats i figur 21. Vid omställningen sänktes recirkulationsflödet för UASB 1 från 1,2 m³/h till 0,6 m³/h medan recirkulationsflödet för UASB 2 låg kvar på 1,2 m³/h. Ur de mätdata som finns från perioden innan omställningen, och efter, går inte att dra några direkta slutsatser om hur gasproduktionen påverkats. Den mätperiod som finns innan omställningen är för kort för att utesluta att de variationer som syns är naturliga.



Figur 21. Gasproduktionen över de båda reaktorerna (glidande medelvärde för 7 på varandra följande mätningar).

5.3.3 Temperatur och VFA

Temperaturen i UASB-reaktorerna har följt temperaturen på inkommande vatten ganska väl. Processtemperaturen har under hela försöksperioden legat högre än 18 °C även vid tillfälliga köldknäppar. Processerna har varit stabila med ingen (eller endast tillfällig) ackumulering av VFA.

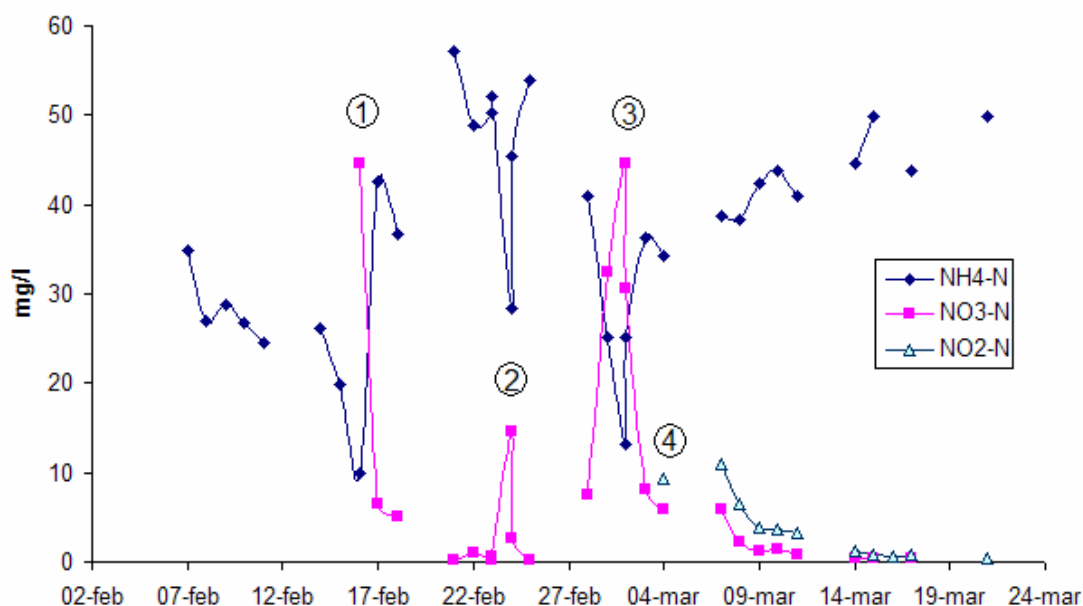
5.4 Biologisk polering för kvävereduktion

Den biologiska efterbehandlingen är dimensionerad för fullständig nitrifikation samt fullständig denitrifikation. Vid det dimensionerade flödet på $1,2 \text{ m}^3/\text{h}$ har det bedömts att nitrifikations- respektive denitrifikationstanken behöver vara fylld till 50% med rörligt bärrmaterial för att uppnå detta. Det biologiska steget för kvävereducering klarar då att reducera 1,5 kg ammoniumkväve per dag vilket motsvarar en inkommande koncentration på $52 \text{ mg NH}_4\text{-N/l}$ (Stockholm Vatten, 2004b). Vid beräkningarna användes en nitrifikationshastighet på $15 \text{ g NH}_4\text{-N}/(\text{m}^3 \text{ h})$.

Den biologiska poleringen stod till en början stilla. När den sedan startades, omkring vecka 46, upptäcktes att ammoniumhalterna efter nitrifikationen var högre än förväntat. Processen är dimensionerad för fullständig nitrifikation men ändå fanns mellan 15-20 $\text{mg NH}_4\text{-N/l}$ kvar efter nitrifikationssteget. De orsaker som diskuterades var att alkaliniteten inte var tillräcklig för nitrifikationen eller att reaktorn på något sätt var överbelastad. Efter mätning konstaterades att det fanns alkalinitet kvar i processen och att det inte kunde vara det som begränsade nitrifikationen. Det visade sig senare att endast 25% av det bärrmaterial som skulle ha varit ihällt vid uppstarten, ett år tidigare, var tillsatt. Reaktorn var därför överbelastad eftersom det inte fanns tillräckligt med biomassa som hölls kvar i processen. Beslut togs då om att hålla i mer bärrmaterial men inte allt som var tänkt från början eftersom processen visat sig bättre än väntat (med tanke på den låga mängden bärrmaterial). I inkommande vatten ligger ammoniumhalten runt 49 mg/l i medel (medelvärden från SVAL:s analyser på inkommande vatten). Det lägsta uppmätta värdet är 40 mg/l och det största 56 mg/l . Över försedimenteringen och det anaeroba steget händer i stort sett inget med ammoniumkvävet utan koncentrationen in i nitrifikationssteget kan antas vara lika med den inkommande koncentrationen. Detta innebär att så mycket som 29-34 $\text{mg NH}_4\text{-N/l}$ reducerades med endast 25% av den beräknade mängden bärrmaterial.

Efter att mer bärrmaterial hållits i (motsvarande en fyllnadsgrad på 40%) kom en relativt snabb respons från nitrifikationen. Efter knappt två veckor sjönk ammoniumhalterna markant medan nitralternerna ökade (se figur 22 tidpunkt 1). Denna snabba start av nitrifikation ledde även till en kraftig och mycket snabb alkalinitets- och pH-sänkning. När detta upptäcktes var pH redan nere på 5,35 vilket är negativt för mikroberna. En del av den alkalinitet som förbrukas vid nitrifikationen fås tillbaka i den efterföljande denitrifikationen varför recirkulation från detta steg startades som en åtgärd att öka pH. Det var antagligen ingen vidare fart på denitrifikationen i det skedet eftersom ingen kolkälla doserades men pH ökade i alla fall. Av försiktighetsskäl startades inte dosering av kolkälla förrän efter ett par dagar och när doseringen väl kom igång doserades endast kolkälla motsvarande denitrifiering av $10 \text{ mg NO}_3\text{-N/l}$. Processen var redan i obalans och genom att tillföra för mycket löst COD (kolkälla) till nitrifikationen via recirkulationen från denitrifikationen skulle nitrifierarna kunna konkurreras ut av heterotrofa mikroorganismer. Denna försiktighetsstrategi hjälpte emellertid inte och efter surchocken har nitrifikationsprocessen avstannat. Då processen drivs som en "batch" (in- och utflöde stängs av) svarar den dock relativt snabbt, inom ca en halvtimme, med ökande nitralter samt minskade ammoniumhalter och pH. Vid tidpunkt 2 i figur 22 stoppades inflödet till nitrifikationstanken av misstag och vid tidpunkt 3 drevs processen avsiktligt som en batch. Tyvärr var batchförsöket tvunget att avbrytas efter ett tag eftersom pH sjönk för mycket och det inte fanns möjlighet till pH-

justering i detta skede. Vid tidpunkt 4 upptäcktes höga nitrithalter i processen. Detta indikerar att det första steget, oxidation av ammonium till nitrit, fungerar men att det efterföljande steget, oxidation av nitrit till nitrat, på något sätt hämmats.



Figur 22. Variationerna av de olika kväveformerna i nitrifikationstanken.

Vid nitrifiering åtgår 7,14 mg CaCO_3 -alk/mg $\text{NH}_4\text{-N}$ nitrifierat vilket innebär att nitrifikationen i linje 4 orsakar en alkalinitetsåtgång på 350 mg/l (om ammoniumhalten är 49 mg/l). Enligt Lena Jonsson (november 2004) vid Stockholm Vatten avstannar dock nitrifikationen om alkaliniteten är lägre än ca 25 mg/l. Inkommande alkalinitet (efter avgasaren) ligger på 360 mg/l. Detta betyder att alkaliniteten behöver höjas med 15 mg/l för att en fullständig nitrifikation. Men vid extremvärdena (56 mg $\text{NH}_4\text{-N/l}$) kan så mycket som 65 mg alkalinitet behöva tillsättas per liter avloppsvatten. Alkalinitetshöjningen kan ske t ex genom tillsats av lut (NaOH).

Innan bärarmaterialet hölldes i nitrifikationen för att optimera reduktionen av $\text{NH}_4\text{-N}$ gjordes försök med tillsats av kolkälla i denitrifieringen för att få fullständig denitrifikation. Som kolkälla valdes natriumacetat. Acetat är ett bra substrat eftersom det är direkt biotillgängligt och inte behöver brytas ner innan det kan tas upp av mikroberna. Natriumacetat är dock en förhållandevis dyr kolkälla och är inte att rekommendera i längden. Syftet med kolkälle-försöket var emellertid bara att undersöka om det går att få ner nitrathalten till acceptabla nivåer och inte att optimera valet av kolkälla. Därför användes en så effektiv kolkälla som möjligt. Kolkälle-försöket var lyckat eftersom den mängd nitrat som då fanns i processen i stort sett kunde plockas bort helt. Eftersom nitrifikationen inte var fullständig vid detta försök bör ytterligare försök göras då nitrifikationen kommit gång. Vid dosering av kolkälla ökar halten av suspenderat material ut från den biologiska poleringen. Detta betyder att även reduktion av partiklar över trumfilter kan behöva optimeras även för det här driftsfallet. Tyvärr finns det vid detta examensarbets slut inga resultat från stabil drift att redovisa då problemen nitrifikationen fortfarande finns kvar, men försök med att dosera lut för att få igång den har inletts.

5.5 Biologisk polering som förbehandling till RO

Någon utvärdering av den biologiska poleringens andra driftsfall har inte kunnat göras på alla problem med det första driftsfallet. Det andra driftsfallet innebär att syrehalten sänks under 2 mg/l så att ingen nitrifikation sker i nitrifikationstanken. Istället sker endast en reduktion av överblivet organiskt material (se avsnitt 2.1.4). På detta sätt behålls närsalterna i vattenlösningen och kan tas tillvara genom omvänd osmos.

5.6 Trumfilter: reduktion av fosfor och SS

Försök med kemisk fällning över trumfiltret har utförts av Jonas Karlsson vars examensarbete bestod i att utvärdera om tillsats av fällnings- eller flockningsmedel kan öka reduktionen av suspenderad substans och fosfatfosfor. Försöken inleddes i laboratorieskala med en s.k. screening för att ta fram de kombinationer av filterdukar och kemikalier som gav bäst resultat. Metallsalter med relativt hög metallhalt samt högmolekylära polymerer prioriterades. Screeningen omfattade 25 flocknings- och filtreringsförsök på 30 µm filterduk. De fällningskemikalier som ingick i screeningen presenteras i tabell 11. Mätvärden och resultat från screeningen finns i appendix C, tabell 1.

Tabell 11. Fällningskemikalier och deras olika egenskaper, screening för trumfilter på linje 4 (Karlsson, 2005).

Benämning	Innehåll	Densitet (g/ml)	Metallhalt Vikt-%	Polymerhalt Vikt-%	Tillverkare	Konc. (mg/ml)
PIX 111	Järnklorid	1,39	13,6		Kemira	189,04
PAX-XL60	Polyaluminium- klorid	1,32	7,3		Kemira	96,36
ALS	Aluminiumsulfat	1,33	4,3		Kemira	57,19
Ekoflock 71	Polyaluminium- klorid	1,375	9,3		CDM	127,875
PurFal 362	1:1 järnsulfat/ aluminiumsulfat	1,4	7,83		Archemi	109,62
Magnafloc 919	Polyakrylamid, högmolekylär, anjon	1		0,5	CDM	0,1
Magnafloc 342	Polyakrylamid, högmolekylär, anjon	1		0,5	CDM	0,1

Resultaten från screeningen visar att fosfatreduktionen är relativt låg för samtliga försök samt att det finns problem med dålig flockbildning (sköra flockar). De överlägset bästa resultaten erhöles genom en kombination av PurFal 362 och Magnafloc 342 varför endast dessa valdes för vidare optimering. Syftet med optimeringen var att hitta den optimala doseringen, av de båda fällningskemikalierna, för vattnet från linje 4. Se resultat i appendix C, tabell 2. Vid optimeringen kunde en maximal SS-reduktion på 80 %, samt en maximal fosforreduktion på 60 % erhållas. Medelreduktionen för de genomförda optimeringsförsöken var dock mycket lägre (34 respektive 21 %). Spridningen för försöken var dock stor.

Vattnet från Hammarby Sjöstad är svårt att flocka, troligen för att det finns så mycket små partiklar i vattnet (Karlsson, 2005). Under optimeringssteget undersöktes därför även effekterna av att tillsätta slam eller bentonitlera (Hydrocol SH och Cedesorb 100) för att öka flockbildningen. Försöken visar att reduktionen av fosfatfosfor respektive turbiditet (vilken mättes istället för SS) ökar vid tillsats av slam och bentonit jämfört med de försök då ingen tillsats sker.

Under fullskaleförsöken på linje 4 låg fosfatreduktionen runt 20-30 %. Vid en ökad dosering av metallsalt kunde en reduktion på upp mot 40 % erhållas, appendix C tabell 3. Vid vissa provtagningstillfällen var reduktionen mycket låg eller till och med negativ. Då inkommande halter av fosfatfosfor ligger på 8,8 mg/l är detta långt ifrån de uppsatta målen på 0,15 mg P/l.

Reduktionen av turbiditet var under fullskaleförsöket ca 30 % i medeltal. Detta gällde för både försök med och utan tillsats av fällningskemikalier (dvs. kemfällning förbättrar inte SS-reduktionen). En trolig orsak till detta skulle kunna vara att trumfiltret bräddar vid tillsats av fällningskemikalier. Slamrecirkulering visade sig inte ha någon positiv inverkan på reduktionsgraden av SS/turbiditet, till skillnad mot resultaten från laboratorieförsöken.

Försöken i fullskala på linje 4 visade dessutom att trumfilterduken sätter igen mycket snabbt vid tillsats av kemikalier. Denna igensättning orsakar en mer frekvent backspolning vilket inte är bra vare sig ur energisynpunkt eller ur reningssynpunkt. Dessutom blir slammets TS-halt för låg om vatten används vid backspolningen. När filterduken är nyspolad släpper den igenom mer suspenderat material än då en bra slamkaka har hunnits byggas upp vilket gör att reningen blir sämre med avseende på suspenderat material vid en allt för tät backspolning. Storleken på filterdukens porer var vid fullskaleförsöket 25 µm. För mätvärden från fällningsförsök samt från den kontinuerliga driften under perioden, se Appendix C.

5.7 Omvänd osmos

Försök med omvänd osmos på linje 4 har bara gjorts en enda dag och några långtgående slutsatser om linje 4 som förbehandling till RO kan inte dras (Blennow, 2005). Enbart ett trumfilter räcker dock inte som sista steg innan RO-behandlingen varför ytterligare ett förfilter måste användas innan RO-anläggningen eftersom vattnet innehåller så pass mycket partiklar att patronfiltret före RO:n satte igen. Däremot förekom inget tryckfall över membranen, vilket annars skulle kunna tyda på igensättningar av själva membranen. Ju mer koncentrerat rejektet blir desto större blir det osmotiska trycket (se avsnitt 2.4). Detta innebär att ett högre mottryck måste läggas på efterhand för att upprätthålla ett kontinuerligt flöde genom membranen. En igensättning skulle innebära att det osmotiska trycket minskar.

Då försöket på linje 4 utfördes skedde ingen (kemisk) fällning över trumfiltret och kolkälletillsatsen till denitrifikationssteget stoppades tillfälligt för att undvika tillförsel av nybildad biomassa från denitrifikationssteget. Syrehalten i nitrifikationssteget sänktes däremot inte till under 2 mg/l så som det var tänkt. Detta berodde på att det inte gick att reglera luftflödet på ett smidigt sätt. Enligt den driftsstrategi som tagits fram för RO-körningen på linje 4 skall syrehalten sänkas till under 2 mg/l för att förhindra nitrifikation men ändå bibehålla en reduktion av överblivet organiskt material. De resultat som Blennow kommit fram till i sin undersökning pekar dock på

att det är bättre att även i detta driftsfall sträva efter fullständig nitrifikation eftersom avskiljningsgraden generellt sett är högre för nitrat än för ammonium. Dessa resultat är dock något osäkra eftersom endast ett fåtal mätningar gjorts för ammoniumavskiljningen.

De körningar som gjordes på linje 4 var satsvisa i den meningen att inget koncentrat kontinuerligt tagits ut från arbetstanken. Däremot har nivån i arbetstanken hållits konstant genom kontinuerlig tillförsel av avloppsvatten. Ju längre RO-processen pågår desto högre blir salthalten (konduktiviteten) i arbetstanken och därmed även i permeatet (Blennow 2005). Detta innebär att det sista permeatet för varje körning har högre halter än det första permeatet i körningen. Gränsvärdena på 6 mg N/l och 0,15 mg P/l gäller som viktat medelvärde för hela permeatflödet under den satsvisa körningen.

Uppkoncentreringen i arbetstanken, vid en given tidpunkt, bestäms som arbetstankens aktuella konduktivitet genom arbetstankens konduktivitet vid start. En kompromiss mellan graden av uppkoncentrering i arbetstanken och gränsvärdena i permeatet måste göras. Generellt för de försök med RO som gjordes på Sjöstadverket, under den aktuella tidsperioden, gäller att en tillräckligt hög koncentration inte kunde uppnås på koncentratet utan att gränserna för det samlade permeatet överskreds.

Generellt avskiljs flervärda joner lättare än envärda eftersom de interagerar mer med membranet. Detta innebär att avskiljningen av fosfat är högre än för nitrat. På Sjöstadverket verkar dock fosfatkoncentrationen vara en begränsande faktor för hur mycket kväve som kan tas bort (Blennow 2005). När uppkoncentreringen av fosfat i arbetstanken inte kan göras högre utan att gränserna för permeatet överskrids så finns fortfarande mycket kväve kvar. Detta har att göra med att gränserna för fosfat (0,15 mg/l) är så mycket mindre än gränsvärdena för kväve (6 mg/l). Mätvärdena som dessa resultat bygger på kommer från mätningar på linje 2 men gäller troligtvis även för linje 4 eftersom gränsvärdena är samma för de båda linjerna.

I tabell 12 ses mätvärden från den RO-körning som gjordes på linje 4 under den aktuella tidsperioden. Alla analyser är gjorda för stickprov där permeaten är uttagna direkt efter de olika membranen. De gråmarkerade rutorna i tabellen indikerar att mätvärdet ligger under mätområdet för den använda analysmetoden. Analyser för totalkväve och ammoniumkväve saknas.

Tabell 12. Fosfat- och nitratkoncentrationer (mg/l) i koncentratet respektive permeat för RO-körning på linje 4, 050112 (gråmarkerade värden indikerar att det aktuella mätvärdet låg under mätområdet för analysmetoden).

	PO4-P			NO3-N		
	09:55	11:20	15:00	09:55	11:20	15:00
Koncentrat	9,3	14,66	33,04	26,50	42,6	76,1
Permeat 1	0,001	0,009	0,012	0,200	0,359	0,799
Permeat 2	0,007	0,016	0,025	0,203	0,339	0,811
Permeat 3	0,000	0,008	0,022	1,730	3,22	6,54
Medel permeat	0,003	0,011	0,020	0,711	1,306	2,717

I tabell 12 ses att fosfor uppkoncentreras ungefär 3,5 gånger (33,04/9,3) medan uppkoncentreringen av nitratkväve är ca 2,9 gånger (76,1/26,5).

Tabell 13. Driftdata för RO-körning på linje 4, 050112.

Körning nr.	Drifttid (h)	Tryck (bar)	Slutkonduktivitet ($\mu\text{S}/\text{cm}$)
21	10	16-22	3350

Konduktiviteten i den biologiska poleringen ligger runt $500 \mu\text{S}/\text{cm}$. Detta innebär att den totala uppkoncentreringsgraden är omkring 6-7 ggr ($3350/500$). Detta är dock en grov uppskattning av uppkoncentreringsgraden eftersom nytt avloppsvatten tillförs arbetstanken under processens gång.

6. Diskussion

De ursprungliga planerna för linje 4 gick ut på att den skulle inledas med en flotationsprocess. Anledningen till att en vanlig försedimentering istället används är att flotationen inte fungerade då linjen togs i drift under våren och sommaren 2003. Om flotationen på Sjöstadsverket fås att fungera är det troligen en bra förbehandling till det anaeroba steget eftersom man med en sådan process kan ta bort finare och mer svårsedimenterbara partiklar på kortare tid (Metcalf, 2003). Den största delen av det organiska materialet som reduceras över det anaeroba steget är den del som är löst och troligen kan en större del av det partikulära organiska materialet plockas bort i förbehandlingen till linjen. Dessutom kan den anaeroba processen eventuellt fungera bättre än idag om det finns mindre partikulärt material närvarande. Anledningen till att resultaten ser ut så som de gör är att driftförutsättningarna är något unika i jämförelse med andra anläggningar. Skillnaderna ligger i att flödena är relativt höga och att systemet föregås av en försedimentering. Dessa två driftbetingelser gör att en stor del av det partikulärt material dels tas bort innan systemet och dels att det lättare sköljs ut ur systemet tack vare den höga uppåtflödes hastigheten.

Metanproduktionen för UASB-systemet har varit klart lägre än den teoretiska produktionen och orsaken till detta är ännu inte helt utredd. En trolig orsak till det låga utbytet är att en stor del av metanet löser sig i vattnet (vid de temperaturer som processen körs) och försvinner med utgående vatten. Detta skulle i så fall också kunna förklara de något högre COD-resultaten som fås vid Sjöstadsverket jämfört med SVAL (se avsnitt 4.2.2). En teori är att en del av metanet hinner avdunsta från de prover som analyseras vid SVAL då tiden mellan provtagning och analys är längre än vid Sjöstadsverket. Dessa teorier har dock inte undersökts närmare. Att ha en allt för stor andel metan som löser sig i det utgående vattnet är inte heller bra ur miljösynpunkt eftersom metan är en växthusgas som är ungefär 25 gånger kraftigare än den koldioxid som bildas då den förbränns (Börjesson, 2003).

Gasproduktionen har under hela försöksperioden varit betydligt blygsammare i reaktor 2 än i reaktor 1. Detta trots att de båda reaktorerna teoretiskt sett har samma organiska belastning sedan det interna recirkulationsflödet halverades för reaktor 1 (figur 21). Omställningen gjordes för att göra reaktorerna semiparallella. Till den första reaktorn kommer nu $0,6 \text{ m}^3/\text{h}$ och även reaktor 2 får $0,6 \text{ m}^3$ färskt avloppsvatten per timme. Den andra reaktorn får dessutom $0,6 \text{ m}^3$ redan behandlat vatten från den första reaktorn. Detta ökar inte den organiska belastningen på UASB 2 (förutsatt att det organiska materialet i vattnet från UASB 1 inte går att bryta ned ytterligare) men uppehållstiden över den andra reaktorn är kortare eftersom det totala flödet är högre. Upphållstiden är dock samma som den var innan omställningen så gasproduktionen

borde ha ökat markant om reaktorn tidigare var underbelastad. Däremot borde gasproduktionen för reaktor 1 ha halverats eftersom den organiska belastningen sänkts med 50%. Dessutom skiljer sig de utgående halterna av TSS, COD_{tot}, COD_{filt}, DOC och TOC inte särskilt mycket mellan de båda reaktorerna (se åter tabell 10) vilket de borde göra om aktiviteten var mindre i den andra reaktorn. Ur figur 21 kan inte några direkta trender ses om huruvida gasproduktionen ändrats efter omställningen av recirkulationsflödena eftersom mätserien innan förändringen inte är tillräckligt lång. Mätserien startade den 12 augusti 2004 och flödena ställdes om i slutet av samma månad. För att utreda varför reaktor 2 producerar mycket mindre gas än reaktor 1 trots den likvärdiga organiska belastningen gjordes en läcksökning vid de mest troliga läckpunkterna (skarvar och rörkrökar etc). Ingen gasläcka kunde konstateras och korskoppling av gasmätarna visade att även dessa fungerade korrekt.

Om den biologiska poleringen för kvävereduktion kan sägas att om den kommer igång och börjar fungera stabilt kommer den troligen att behöva pH-justeras därför att alkaliniteten kan vara en begränsande faktor för nitrifikationen. Detta innebär en åtgång av något alkalinitets- och pH-höjande medel. I vanliga aktivslamanläggningar är det troligen inte så vanligt med alkalinitetsproblem eftersom kvävehalterna i det inkommande vattnet är lägre (på grund av utspädning av dagvatten). Dessutom är alkaliniteten i vanliga avloppsvatten antagligen också högre på grund av dagvattnets innehåll av mineral.

Strategin med att först plocka bort organiskt material i den anaeroba processen och sedan behöva tillsätta kolkälla för att få denitrifikation kan ifrågasättas. Troligen måste en kompromiss göras om både gas skall produceras och kväve tas bort ur avloppsvattnet. De anaeroba processerna skulle kanske kunna utformas så att inte allt (löst) organiskt material blir reducerat. Då nitrifikationen kan störas om det finns för mycket organiskt material i vattnet kan en strategi med fördenitrifiering vara ett bättre alternativ.

Då det visat sig att fosforfällning över trumfiltret inte fungerar så som tänkt kan det istället bli aktuellt med en flerpunktsfällning. Då skulle en del fosfor fällas över försedimenteringen och resten i slutet av processen. Detta är en bra strategi eftersom det är osäkert att fälla ut all fosfor i förbehandlingssteget då det kan uppstå fosforbrist i de efterföljande biologiska stegen. Flockbildningen för Sjöstadsvattnet har inte varit bra och en bättre inblandning av kemikalier före trumfiltret behövs för att bilda stabilare flockar. Detta skulle kunna åstadkommas med en flockningskammare i anslutning till trumfiltret. Uppehållstiden i kammaren bör vara några minuter. Den inblandningstid som råder nu är bara ca 10 sekunder och det räcker inte för att det skall bildas bra flockar. En annan strategi för att optimera fällningen över trumfilter är att seriekoppla flera trumfilter där det första har en filterduk med större porstorlek än det efterföljande trumfiltret och att kemfällning inte sker över alla filtren. För att optimera avskiljningen av suspenderat material och fosfor kanske ett sandfilter är en bättre strategi.

Även för driftfallet med omvänd osmos ställer fosfor till problem. På grund av att graden av uppkoncentrering begränsas av fosfatkoncentrationen i arbetstanken är det nödvändigt att antingen fälla en del fosfor tidigare i linjen alternativt att använda en tvåstegs-RO för att nå målen. Det bästa är också om kvävet i det till RO:n inkommande vattnet förekommer som nitrat och inte som ammonium eftersom

avskiljningen för nitrat är högre. Dessa slutsatser dragits utifrån analyser utförda på linje 2, men gäller troligtvis även för linje 4 eftersom det är samma RO-anläggning som används.

För att det skall vara miljömässigt lönsamt att ersätta konstgödsel med RO-koncentrat bör koncentrationen av kväve och fosfor i koncentratet vara ungefär samma som för humanurin. Typiska koncentrationer på fosfor och kväve i humanurin är 0,3 g/l respektive 3 g/l (Hellström, 2005e). Detta innebär en uppkoncentrering på 34 gånger för fosfor (från 9 mg PO₄-P/l) och 43 gånger för kväve (från ca 70 mg NO₃-N/l vilket är startkoncentrationen om ingen nitrifikation sker före RO:n). Vilken koncentration som kan uppnås på koncentratet och utan att gränserna för permeatet överskrids är något som bör undersökas närmare. Eventuellt bör försök med en tvåstegs-RO göras (Blennow 2005).

7. Slutsatser

Det är svårt att dra några slutsatser om linjen som helhet eftersom inte alla komponenter samtidigt körts som planerat. Om nitrifikationen t ex hade fungerat så som det var tänkt skulle troligen de efterföljande delarna (trumfiltret och RO:n) påverkats genom den ökade slambildningen vid nitrifikationen och denitrifikationen.

Gasproduktionen över UASB-systemet är lägre än förväntat. Orsakerna till den låga produktionen över systemet är dels den låga produktionen över reaktor 2 dels att en del av gasen löser sig i vattnet och försvinner ut ur systemet med utgående vatten.

Den biologiska poleringen för kvävereduktion är en känslig process som kommer att behöva pH-justeras för att klara att behandla vattnet från Sjöstaden. Några slutsatser om huruvida miljömålen kan nås med avseende på kväverening kan inte göras i nuläget eftersom det inte finns några resultat från stabil drift. On-linemätning av pH, syre-, ammonium- och nitrathalter skulle underlätta den vidare utvärderingen av processen.

Slutsatserna från trumfilterförsöken är att med nuvarande systemlösning är kemfällning över trumfilter inte lönt att använda för ökad reduktion av vare sig suspenderat material eller fosfat. Antingen bör andra strategier, som flerpunktsfällning av fosfor, testas eller en helt ny strategi tas fram.

För linje 4 räcker det inte med enbart ett trumfilter före RO-anläggningen utan vattnet måste filtreras mer. Utsläppsgränserna kan inte nås med den RO som finns på Sjöstadsverket idag.

7.1 Framtida arbete

Nitrifikationshastigheten bör kunna beräknas för den biologiska poleringen om den drivs som en batch och ammoniumhalterna mäts med jämna intervaller. Under ett sådant försök bör dock pH hållas konstant så att inte processen påverkas negativt.

Vidare undersökning om varför UASB-reaktor 2 producerar så lite gas jämfört med reaktor 1 bör göras. Hur stor mängd gas som löser sig i vattnet och försvinner ut ur systemet är en annan sak som bör utredas.

Referenser

Tryckta källor

- Bengtsson, J., (2003). *Förbehandling av kommunalt avloppsvatten före anaerob rening*. Master's Thesis no 2003-03, Avdelningen för vattenförsörjnings- och avloppsteknik, Lunds universitet.
- Björleinius, B., (2003). *Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad – etapp I*. Projektöversikt för Stockholm Vatten.
- Blennow, K., (2005). *Återvinning av näringsämnen från hushållspillvatten med omvänd osmos*. Examensarbete i miljö- och vattenteknik, Uppsala universitet, UPTEC W 05 018, ISSN 1401-5765.
- Börjesson, P. & Berglund M., (2003). *Miljöanalys av biogassystem*, Rapport nr 45, Miljö- och energisystem, Lunds Tekniska Högskola, Lunds Universitet.
- Cloete, T.E and Muyima, N.Y.O. (1997). Microbial community analysis: The key to the design of biological wastewater treatment systems, Scientific and Technical Report No.5. *International Association on Water Quality*, London, England.
- Edström, M., Hellström, D., Nordberg, Å., Olsson L.-E., (2001). *Anaeroba processer - En förstudie för projekt Lokalt reningsverk för Hammarby Sjöstad, etapp 1*, projektpublikation nr 2, SVAB rapport nr 30.
- Hellström, D., Edström, M., Nordberg, Å., Olsson, L., (2001). *Projekt Hammarby Sjöstad, Anaerob behandling av avloppsvatten: Förstudie- Processrapport*. Stockholm Vatten.
- Hesselgren, F., (2004). *Anaerob behandling av hushållsavloppsvatten i UASB – utvärdering av kapaciteten hos en två-stegs UASB-reaktor för behandling av hushållsavloppsvatten*. Examensarbete i miljö- och vattenteknik, Uppsala universitet, UPTEC W 04 016, ISSN 1401-5765.
- Karlsson, J., (2005). *Optimering av trumfilter för behandling av avloppsvatten*. Examensarbete i miljö- och vattenteknik, Uppsala universitet, UPTEC W 05 027, ISSN 1401-5765.
- Kemira (2004). Produktblad Purfix, versionsdatum: 2004-09-17.
- Lettinga G., Rebac S., Zeeman G., (2001). *Challenge of psychrophilic anaerobic wastewater treatment. Review - Trends in Biotechnology*, Vol. 19, no 9.
- Luostarinen, S. A., Rintala, J. A., (2005). Anaerobic on-site treatment of black water and dairy parlour wastewater in UASB-septic tanks at low temperatures. *Water Research* 39, pp 436-448.
- Metcalf & Eddy, Inc., (2003). *Wastewater Engineering – treatment and reuse*, 4:th ed., McGraw-Hill, New York.

Nors, Linda, (2004). *Den ekologiskt hållbara staden – en diskursanalytisk studie av styrningspraktiker i Hammarby Sjöstad*. Magisteruppsats från Utbildningsprogrammet för Samhälls- och kulturanalys. Linköpings Universitet, institutionen för tematisk utbildning och forskning.

Petterson F., (2004). *Mikrosilning som förbehandlingsmetod av hushållsavloppsvatten*. KTH (ej tryckt).

Schnürer, A., (1995). *Syntrophic acetate oxidation in ammonium-enriched methanogenic systems-organisms and pathways (avsnitt: Microbiology in the biogas process)*. Rapport 62, Department of Microbiology, Swedish University of Agricultural Sciences, Uppsala.

Schylberg, K., (2004). *Hushållning med naturresurser – indikatorer i fysisk planering och utvärdering*. Boverket, Karlskrona.

Stockholm Vatten, (2004a). *Miljörapport 2004*, SVAB rapport regnr 240-439.

Stockholm Vatten, (2004b). *Allmänt anaeroba behandlingslinjer*, internt arbetsdokument.

Söderberg, H., (1999). *Recycling municipalities - The change of sewage treatment from reduction to resource management (Kommunerna och Kretsloppet – avloppssektorns förändring från rening till resurshantering)*. Linköping: The Tema Institute, Dept. of Water and Environmental Studies, Linköping University, Doctoral Thesis 194.

VAV, (1984). *Enkla analysmetoder för driftkontroll vid avloppsreningsverk*. Svenska vatten- och avloppsverksföreningen, VAV P54, Stockholm.

Vinnerås, B., (2002). *Possibilities for Sustainable Nutrient Recycling by Faecal Separation Combined with Urine Diversion*. PhD thesis, Acta Universitatis Agriculturae Sueciae, Agraria 353, SLU, Department of Agricultural Engineering, Uppsala.

Muntliga referenser

Hellström, Daniel. Projektansvarig för anaeroba processer vid Sjöstadsverket. Personlig kommunikation, maj 2005 (2005a), april 2005 (2005b, 2005c och 2005d), oktober 2005 (2005e).

Jonsson, Lena. Stockholm vatten. Personlig kommunikation (november 2004).

Internet

Anaerobic Granular Sludge Bed Technology Pages
www.uasb.org (2004-11-01)

Eec Desal
http://www.eecusa.com/reverse_osmosis.htm (2005-04-28)

Fish Helpline

www.fish-helpline.co.uk/ponds/big_ponds.html (2005-04-28)

Sernagiotto

<http://www.sernagiotto.it/acque.htm> (2005-04-28)

Svenska miljömål - Sammanfattning av regeringens proposition 1997

<http://www.regeringen.se/sb/d/108/a/20038> (2005-04-04)

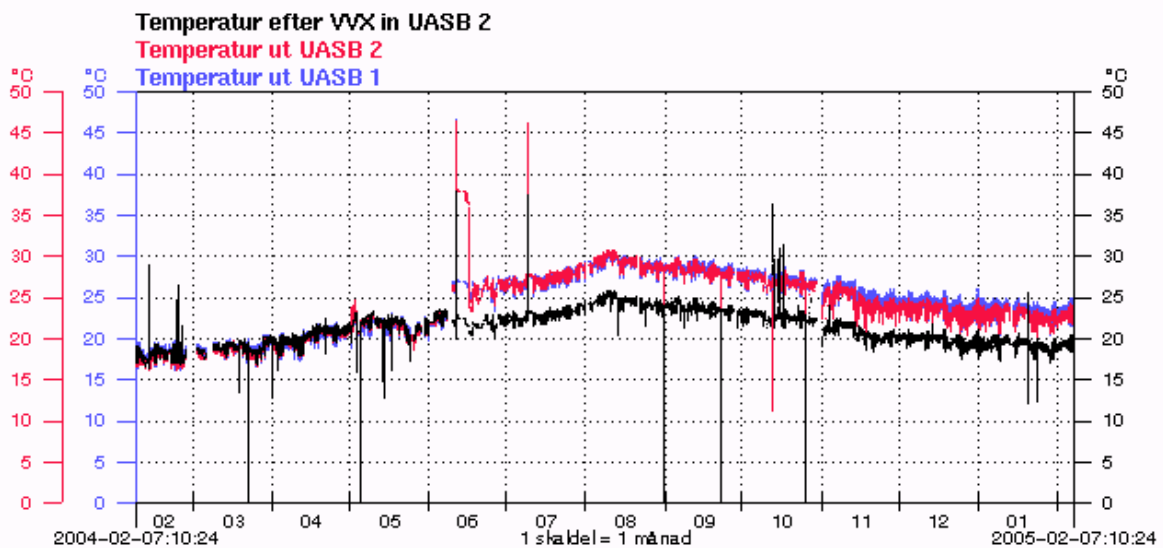
Appendix A

Tabell 1. Jämförelse av COD-analyser vid SVAL och Sjöstadsverket.

Standard	prov nr 1	prov nr 2	medel
25	24,4	24,5	24,45
50	48,9	47,4	48,15

Analyserna är gjorda på den standard som används som referens vid SVAL. Koncentrationerna på den undersökta standarden var 25 respektive 50 mg COD/l. Vid Sjöstadsverket användes de kyvettester som beskrivits i avsnitt 4.2.2. Försöket tyder på att det är god överensstämmelse mellan de båda analysmetoderna och att orsaken till skillnaderna i resultaten är av annan natur.

Tabell 2. Temperaturkurva för UASB-processen.



Hoppet i kurvan i juni 2004 beror på ett skalfel hos en givare som uppstod i samband med kalibrering av temperaturgivarna. Skalfelet innebar att temperaturkurvorna för UASB1 och UASB2 försköts uppåt med ett par grader. Grafen visar ändå att temperaturen i processen följer temperaturen hos inkommande vatten mycket väl.

Appendix B – biologiska poleringssteget

Tabell 1. Mätvärden från stickprov tagna efter denitrifieringssteget. Sida 1 av 2.

Vecka	Datum	Tid	Temp	COD (mg/l)	CODfilt(1,6) (mg/l)	CODfilt(0,45) (mg/l)
40	2004-09-28	08:20	-	179	44,5	39,1
40	2004-09-30	08:20	-	155	44,7	42,3
41	2004-10-06	08:15	-	177,6	44,4	41,7
43	2004-10-22	09:00	-	171	83,9	82,1
46	2004-11-09	11:00	-	164	45,1	46,4
46	2004-11-11	09:30	22,0	109	43,9	46,1
47	2004-11-19	dp 8-8	-	117	39,2	40,7
48	2004-11-22	14:05	19,1	291	-	-
48	2004-11-23	dp 8-8	-	119	38,3	38,9
50	2004-12-07	09:40	20,8	101	-	46,9
50	2004-12-09	09:20	20,6	125	-	53,6
51	2004-12-14	09:10	20,6	204	-	38,8
3	2005-01-19	08:40	20,4	176	-	41,8
3	2005-01-21	09:30	20,0	283	-	41,2
4	2005-01-25	08:50	19,6	179	-	38,5
4	2005-01-27	09:25	19,4	159	-	38,8
5	2005-02-01	08:25	19,5	233	-	37,3
5	2005-02-03	09:20	19,1	191	-	38,5
6	2005-02-09	08:45	20,6	108	-	46,4
6	2005-02-10	10:05	20,6	194	-	49,8
7	2005-02-15	08:20	20,0	209	-	47,7
7	2005-02-18	08:05	19,8	124	-	62,7
8	2005-02-22	08:50	20,0	159	-	44,8
8	2005-02-25	08:40	19,5	290	-	84,1
9	2005-03-04	08:20	19,3	192	-	47,8
10	2005-03-08	08:45	19,7	201	-	43,7
10	2005-03-10	09:15	19,8	218	-	45,5
11	2005-03-15	09:30	19,4	208	-	43,6
11	2005-03-16	13:05	19,9	208	-	42,2

Tabell 1. forts. Sida 2 av 2.

Vecka	Datum	Tid	pH	NH4-N (mg/l)	NO3-N (mg/l)	SS (mg/l)
40	2004-09-28	08:20	-			
40	2004-09-30	08:20	7,23	49	0,177	92
41	2004-10-06	08:15	7,20			
43	2004-10-22	09:00	6,34	12	38	57
46	2004-11-09	11:00	6,17	12,8	37,7	
46	2004-11-11	09:30	6,42	12,4	32,6	47
47	2004-11-19	dp 8-8	6,89	19,4	31,7	36
48	2004-11-22	14:05	-	15,4	14	
48	2004-11-23	dp 8-8	-	19,5	30,9	-
50	2004-12-07	09:40	8,29	11,2	7,85	
50	2004-12-09	09:20	8,49	8,95	1,21	-
51	2004-12-14	09:10	6,94	19,1	8,52	
3	2005-01-19	08:40	6,83	23,1	-	
3	2005-01-21	09:30	7,02	22,4	21,6	160
4	2005-01-25	08:50	6,82	20,8	26	
4	2005-01-27	09:25	6,81	21,5	26,1	81
5	2005-02-01	08:25	6,89	24,2	25,4	
5	2005-02-03	09:20	6,86	22,6	21,5	104
6	2005-02-09	08:45	6,90	22,8	21,7	
6	2005-02-10	10:05	6,71	21	26,2	100
7	2005-02-15	08:20	6,55	16,6	27,3	
7	2005-02-18	08:05	7,01	39,3	5,51	51
8	2005-02-22	08:50	7,14	48,9	0,962	
8	2005-02-25	08:40	7,15	53	0,186	99
9	2005-03-04	08:20	7,08	32,4	3,52	94
10	2005-03-08	08:45	7,26	36,1	0,763	
10	2005-03-10	09:15	7,35	37,4	0,119	116
11	2005-03-15	09:30	7,35	47,3	0,266	
11	2005-03-16	13:05	7,29	48,9	0,16	-

Tabell 1. Mätvärden från stickprov tagna i nitrifikations- resp. denitrifikationstankarna. Sida 1 av 3.

Vecka	Datum	Tid	Temp	pH	Alk	NH4-N (mg/l)	NO3-N (mg/l)	Summa	NO2-N (mg/l)	Syrehalt		Luftflöde nitr. (m ³ /h)	Rec. Flöde (m ³ /h)	Kolkälla	
										nitr. (mg/l)	denitr. (mg/l)			tillsats (ml/min)	konc. (g COD/l)
46	04-11-11	09:30	22,0	6,9	6	14,5	30,7	45,20	-	-	-	-	-	-	-
46	04-11-12	09:30	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
47	04-11-16	11:30	21,0	-	-	22,7	23,2	45,90	-	-	-	-	-	-	-
47	04-11-19	08:30	20,7	7,0	45	18,8	29,1	47,90	-	-	-	-	-	13,17	113,58
47	04-11-20	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	13,17	113,58
47	04-11-21	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	13,17	113,58
48	04-11-22	14:10	20,3	-	-	23	37,8	60,80	-	-	-	-	-	13,17	113,58
48	04-11-24	10:30	20,6	-	11	15,1	19,8	34,90	-	-	-	-	-	-	-
50	04-12-06	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	34,50	113,58
50	04-12-07	09:45	20,8	6,6	32	16,6	29,9	46,50	-	-	-	-	-	34,50	113,58
50	04-12-09	09:25	21,1	5,8	6	7,91	39,6	47,51	-	-	-	-	-	-	-
50	04-12-10	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	13,17	295,32
50	04-12-11	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	13,17	295,32
50	04-12-12	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	13,17	295,32
51	04-12-13	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	13,17	295,32
51	04-12-14	09:35	20,6	7,2	-	25,2	24,1	49,30	-	-	-	-	-	27,45	113,58
51	04-12-15	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	27,45	113,58
51	04-12-20	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	27,45	149,93
3	05-01-19	08:50	20,5	7,2	-	24,6	-	-	-	-	-	ca 11	-	-	-
3	05-01-21	09:35	20,0	-	116	27,7	-	-	-	-	-	ca 11	-	-	-
4	05-01-25	09:00	19,9	7,1	104	24,1	-	-	-	-	-	ca 12	-	-	-
4	05-01-26	09:25	19,7	7,2	107	-	-	-	-	-	-	ca 12	-	-	-
5	05-02-01	09:00	19,6	7,2	127	27,4	-	-	-	8,6	-	ca 11,5	-	-	-
5	05-02-02	09:20	19,9	7,3	116	-	-	-	-	8,6	-	ca 11,5	-	-	-
5	05-02-03	09:35	19,6	7,2	124	27	-	-	-	8,5	-	ca 12	-	-	-

Tabell 1. Mätvärden från stickprov tagna i nitrifikations- resp. denitrifikationstankarna. Sida 2 av 3.

Vecka	Datum	Tid	Temp	pH	Alk	NH4-N (mg/l)	NO3-N (mg/l)	Summa	NO2-N (mg/l)	Syrehalt		Luftflöde nitr. (m ³ /h)	Rec. Flöde (m ³ /h)	Kolkälla	
										nitr. (mg/l)	denitr. (mg/l)			tillsats (ml/min)	konc. (g COD/l)
5	05-02-04	08:55	20,0	7,1	129	27,1	-	-	-	8,4	-	-	-	-	-
6	05-02-07	15:10	20,1	7,3	136	34,9	-	-	-	8,3	-	-	-	-	-
6	05-02-08	00:00	20,4	7,2	110	26,9	-	-	-	-	-	-	-	-	-
6	05-02-09	13:45	20,8	7,2	103	28,7	-	-	-	7,9	-	-	-	-	-
6	05-02-10	12:20	21,3	7,0	96	26,8	-	-	-	7,6	-	-	-	-	-
6	05-02-11	12:00	21,1	7,0	85	24,6	-	-	-	7,8	-	-	-	-	-
7	05-02-14	15:00	20,2	6,9	77	26,1	-	-	-	7,6	-	-	-	-	-
7	05-02-15	09:05	20,2	6,8	67	19,9	-	-	-	8	-	-	-	-	-
7	05-02-16	14:00	19,1	5,4	0	9,97	44,6	54,57	-	8,1	-	-	3,08	-	-
7	05-02-17	-	-	7,0	-	42,5	6,44	48,94	-	6	-	2,46	3,08	-	-
7	05-02-18	08:15	19,7	7,1	215	36,7	5,09	41,79	-	4,4	-	2,69	3,08	-	-
8	05-02-21	09:40	20,1	7,2	326	57,1	0,292	57,39	-	5,4	-	2,71	3,08	-	-
8	05-02-22	09:50	20,0	7,2	301	48,8	1,06	49,86	-	6,8	-	2,41	3,08	-	-
8	05-02-23	09:00	19,7	7,3	300	50,3	0,208	50,51	-	4	-	2,36	3,08	-	-
8	05-02-23	16:00	-	7,2	-	52,1	0,514	52,61	-	-	-	-	3,08	-	-
8	05-02-24	08:25	18,7	6,8	116	28,3	14,6	42,90	-	5,4	-	2,37	1,4	-	-
8	05-02-24	14:40	-	7,2	250	45,5	2,7	48,20	-	3,5	-	-	1,4	-	-
8	05-02-25	09:20	19,6	7,2	315	54	0,174	54,17	-	0,2	-	2,19	1,4	-	-
9	05-02-28	14:25	18,7	7,2	214	40,9	7,51	48,41	-	7,2	-	3,54	1,4	-	-
9	05-03-01	10:05	17,3	6,8	80	25,2	32,4	57,60	-	6,6	4,5	3,59	1,4	29,20	7,95
9	05-03-02	08:55	17,0	6,2	15	13,2	44,5	57,70	-	8	0,5	-	1,4	29,20	7,95
9	05-03-02	em.	-	-	-	25,2	30,6	55,80	-	-	-	-	1,4	29,20	7,95
9	05-03-03	14:25	19,5	7,0	193	36,2	8,13	44,33	-	4,1	0,4	-	1,4	29,20	7,95
9	05-03-04	08:35	19,6	7,0	210	34,3	5,78	40,08	9,38	4,9	0,4	-	1,4	13,99	124,95
10	05-03-07	08:35	19,9	7,1	235	38,7	5,88	44,58	11,00	4,2	0,2	-	1,4	13,99	124,95

Tabell 1. Mätvärden från stickprov tagna i nitrifikations- resp. denitrifikationsstankarna. Sida 3 av 3.

Vecka	Datum	Tid	Temp	pH	Alk	NH4-N (mg/l)	NO3-N (mg/l)	Summa	NO2-N (mg/l)	Syrehalt		Luftflöde nitr. (m ³ /h)	Rec. Flöde (m ³ /h)	Kolkälla	
										nitr. (mg/l)	denitr. (mg/l)			tillsats (ml/min)	konc. (g COD/l)
10	05-03-08	09:00	19,7	7,1	258	38,4	2,32	40,72	6,56	3,5	0,2	-	1,4	13,99	124,95
10	05-03-09	09:25	20,0	7,2	284	42,4	1,13	43,53	3,88	4,1	0,4	-	1,4	13,99	124,95
10	05-03-10	09:45	19,7	7,2	285	43,7	1,32	45,02	3,68	4,2	0,3	-	1,4	13,99	124,95
10	05-03-11	09:05	19,8	7,2	301	40,9	0,753	41,65	3,19	-	-	-	1,4	13,99	124,95
11	05-03-14	15:35	18,0	7,3	276	44,5	0,44	44,94	1,19	4,3	0,3	-	1,4	13,99	124,95
11	05-03-15	10:35	19,6	7,3	319	49,9	0,354	50,25	0,81	4,7	0,2	-	1,4	13,99	124,95
11	05-03-16	13:15	20,1	7,3	319	-	-	-	0,65	4,5	0,3	-	1,4	13,99	124,95
11	05-03-17	10:35	19,8	7,4	324	43,8	0,319	44,12	0,75	4,6	-	-	1,4	13,99	124,95
12	05-03-21	09:00	20,0	7,3	334	49,9	-	-	0,38	4,7	0,3	-	1,4	-	-

Tabell 3. Kolkälledosering och motsvarande reduktion av NO3-N/l.

Kolkälledosering		Motsvarande reduktion av NO3-N (mg/l)
tillsats (ml/min)	konc. (g COD/h)	
13,2	113,6	16,3
34,5	113,6	42,6
13,2	295,3	33,9
27,5	113,6	33,9
27,5	149,9	44,7
29,2	8,0	2,5
14,0	125,0	19,0

Tabell 4. COD för stickprov tagna i nitrifikationstanken.

Vecka	Datum	Tid	COD (mg/l)	COD(filt 1,6) (mg/l)	COD(filt 0,45) (mg/l)
46	04-11-12	09:30	148	58,8	53,4
47	04-11-16	11:30	139	57,7	58
47	04-11-19	08:30	125	42,2	44
48	04-11-22	14:10	223	-	-
50	04-12-09	09:25	166,8	-	38,8
51	04-12-14	09:35	170	-	39,9
8	05-02-25	09:20	275	115	79,9
10	05-03-08	09:00	187	47,7	48,1
10	05-03-09	09:25	191	46,2	46,1
10	05-03-10	09:45	217	49,4	45,6
11	05-03-15	10:35	190	52	44,5
11	05-03-16	13:15	187	48,9	40,4

Tabell 5. Kolkälledosering – flödesbaserat. Exempel på uträkningar som görs i Exceldokument.

	Värde	Enhet	Beskrivning
Nitrat att reducera:	20	g/m ³ , mg/l	Hur mycket nitrat skall reduceras?
Flöde:	1,0	m ³ /h	Vilket flöde är det genom linjen?
Reducera:	20,0	g NO ₃ -N/h	Nitratreduktion per timme.
COD-åtgång:	92,0	g COD/h	COD-åtgång för den aktuella reduktionen.
åtgång NaAc:	195,745	g NaAc/h	4,6g COD/g NO ₃ -N reducerat. Åtgång NaAc. COD-innehåll för natriumacetatet: g COD/g NaAc = 0,47
åtgång NaAc:	0,135	liter NaAc/h	Räknar om NaAc-åtgången i liter/h. Densitet för natriumacetat: 1450 kg/m ³
dosering antal timmar:	72	timmar	Under hur många timmar skall doseringen ske?
total NaAc-åtgång:	9,720	liter NaAc	Total åtgång beräknat för den angivna nitratreduktionen och antalet timmar doseringen skall pågå.
Volym att dosera:	60	liter	Doseringstankens volym.
Koncentration:	0,162	liter NaAc/ liter H ₂ O	Räknar ut den aktuella koncentrationen. Om koncentrationen skall ändras och det finns kolkälla kvar fylls den gamla koncentrationen i här.
tidigare koncentration:	0,162	liter NaAc/ liter H ₂ O	
Volym kvar:	0	liter	Läs av hur mycket kolkälla som finns kvar ute i
Liter NaAc kvar:	0,000	liter	Räknar ut hur mycket NaAc som finns kvar i doseringskärlet.
Liter NaAc att tillsätta:	9,720	liter	Tillsätt uträknad mängd NaAc och fyll kärlet till 60 l – arkeringen.
Pumpinställningar ml/minut:	14	ml/minut	Lämplig pumpinställning räknas ut.

Appendix C - trumfiltret

Tabell 1. Resultat från flockningsförsök (screening) med inkommande vatten till TF L4 (Karlsson, 2005). Sid 1 av 2.

Datum	Flockningsmedel 1	Konc. Me (mg/ml)	Volym (ml)	Flockningsmedel 2	Volym (ml)	Filterduk (µm)	Turb. Inkommande (NTU)	Turb. Filtrat (NTU)	Reduktion av turb. (%)
2004-10-15						30	101	32,5	68
2004-10-15	PAX-XL60	96,4	0,04			30	101	31,65	69
2004-10-15	ALS	57,2	0,04			30	101	35	65
2004-10-15	Akoflock 71	127,9	0,04			30	101	35,6	65
2004-10-15	PurFal 362	109,6	0,04			30	101	38,15	62
2004-10-15	PIX 111	189	0,04			30	101	41,45	59
2004-10-15	PAX-XL60	96,4	0,025	Magnafloc 342	1,5	30	101	17,25	83
2004-10-15	ALS	57,2	0,025	Magnafloc 342	1,5	30	101	19,45	81
2004-10-15	Akoflock 71	127,9	0,025	Magnafloc 342	1,5	30	101	19,1	81
2004-10-15	PurFal 362	109,6	0,025	Magnafloc 342	1,5	30	101	20,8	79
2004-10-15	PIX 111	189	0,025	Magnafloc 342	1,5	30	101	20,8	79
2004-10-18					1,5	30	76,6	45,05	41
2004-10-18	PAX-XL60	96,4	0,04	Magnafloc 342	1,5	30	76,6	20,2	74
2004-10-18	ALS	57,2	0,04	Magnafloc 342	1,5	30	76,6	27,95	64
2004-10-18	Akoflock 71	127,9	0,04	Magnafloc 342	1,5	30	76,6	22,75	70
2004-10-18	PurFal 362	109,6	0,04	Magnafloc 342	1,5	30	76,6	24,95	67
2004-10-18	PIX 111	189	0,04	Magnafloc 342	1,5	30	76,6	25,55	67
2004-10-18	PAX-XL60	96,4	0,025	Magnafloc 919	1,5	30	76,6	29,3	62
2004-10-18	ALS	57,2	0,025	Magnafloc 919	1,5	30	76,6	28,65	63
2004-10-18	Akoflock 71	127,9	0,025	Magnafloc 919	1,5	30	76,6	27,95	64
2004-10-18	PurFal 362	109,6	0,025	Magnafloc 919	1,5	30	76,6	30,65	60
2004-10-18	PIX 111	189	0,025	Magnafloc 919	1,5	30	76,6	33,3	57
2004-10-18	PAX-XL60	96,4	0,04	Magnafloc 919	1,5	30	76,6	29,2	62
2004-10-18	ALS	57,2	0,04	Magnafloc 919	1,5	30	76,6	29,05	62
2004-10-18	Akoflock 71	127,9	0,04	Magnafloc 919	1,5	30	76,6	30,15	61
2004-10-18	PurFal 362	109,6	0,04	Magnafloc 919	1,5	30	76,6	29,6	61
2004-10-18	PIX 111	189	0,04	Magnafloc 919	1,5	30	76,6	33,5	56

Tabell 1, forts. Sid 2 av 2.

Datum	PO4-P ink. (mg/l)	PO4-P i filtrat (mg/l)	Filtratvolym (ml)	Tid till igen- sättning (s)	Medelflöde (m3/h)	Teoretisk backspolnings- frekvens (ggr/h)	PO4-P-reduktion (%)	Molförhållande (mol Me/mol P)
2004-10-15	8,31	7,79	300	80	1,1	48	6	0
2004-10-15	8,31	2,85	200	80	0,8	72	66	0,81
2004-10-15	8,31	3,11	200	60	1,0	72	63	0,51
2004-10-15	8,31	2,88	200	50	1,2	72	65	1,08
2004-10-15	8,31	2,73	250	60	1,3	58	67	0,56
2004-10-15	8,31	2,71	200	50	1,2	72	67	0,75
2004-10-15	8,31	2,96	150	50	0,9	96	64	0,52
2004-10-15	8,31	2,97	100	40	0,8	144	64	0,31
2004-10-15	8,31	3,08	200	50	1,2	72	63	0,7
2004-10-15	8,31	2,67	300	80	1,1	48	68	0,35
2004-10-15	8,31	2,98	200	50	1,2	72	64	0,49
2004-10-18	10,82	10,1	250	50	1,5	58	7	0
2004-10-18	10,82	7,21	200	40	1,5	72	33	1,23
2004-10-18	10,82	7,65	200	40	1,5	72	29	0,83
2004-10-18	10,82	7,47	280	40	2,1	52	31	1,75
2004-10-18	10,82	7,61	330	45	2,2	44	30	0,97
2004-10-18	10,82	7,25	220	40	1,7	66	33	1,17
2004-10-18	10,82	7,7	220	40	1,7	66	29	0,89
2004-10-18	10,82	7,63	330	50	2,0	44	29	0,51
2004-10-18	10,82	7,64	300	50	1,8	48	29	1,15
2004-10-18	10,82	7,81	340	50	2,0	42	28	0,65
2004-10-18	10,82	7,49	280	40	2,1	52	31	0,79
2004-10-18	10,82	7,45	160	40	1,2	90	31	1,31
2004-10-18	10,82	7,75	300	60	1,5	48	28	0,86
2004-10-18	10,82	7,59	260	50	1,6	56	30	1,82
2004-10-18	10,82	7,68	330	50	2,0	44	29	0,99
2004-10-18	10,82	7,52	220	50	1,3	66	30	1,27

Tabell 2. *Optimering av valda kemikalier (Karlsson, 2005). Sida 1 av 3.*

Datum	Flockningsmedel 1	Volym Flockningsmedel 1 (ml)	Flockningsmedel 2	Volym Flockningsmedel 2 (ml)	Filterduk (µm)	SS ink. (mg/ml)
2004-10-20					30	43,5
2004-10-20	PurFal 362	0,05	Magnafloc 342	0,5	30	43,5
2004-10-20	PurFal 362	0,075	Magnafloc 342	0,5	30	43,5
2004-10-20	PurFal 362	0,1	Magnafloc 342	0,5	30	43,5
2004-10-20	PurFal 362	0,125	Magnafloc 342	0,5	30	43,5
2004-10-20	PurFal 362	0,15	Magnafloc 342	0,5	30	43,5
2004-10-20	PurFal 362	0,05	Magnafloc 342	1	30	43,5
2004-10-20	PurFal 362	0,075	Magnafloc 342	1	30	43,5
2004-10-20	PurFal 362	0,1	Magnafloc 342	1	30	43,5
2004-10-20	PurFal 362	0,125	Magnafloc 342	1	30	43,5
2004-10-20	PurFal 362	0,15	Magnafloc 342	1	30	43,5
2004-10-20	PurFal 362	0,05	Magnafloc 342	1,5	30	43,5
2004-10-20	PurFal 362	0,075	Magnafloc 342	1,5	30	43,5
2004-10-20	PurFal 362	0,1	Magnafloc 342	1,5	30	43,5
2004-10-20	PurFal 362	0,125	Magnafloc 342	1,5	30	43,5
2004-10-20	PurFal 362	0,15	Magnafloc 342	1,5	30	43,5
2004-10-22					30	64,2
2004-10-22	PurFal 362	0,05	Magnafloc 342	0,5	30	64,2
2004-10-22	PurFal 362	0,075	Magnafloc 342	0,5	30	64,2
2004-10-22	PurFal 362	0,05	Magnafloc 342	1,5	30	64,2
2004-10-22	PurFal 362	0,075	Magnafloc 342	1,5	30	64,2

Datum	Flockningsmedel 1	Volym Flockningsmedel 1 (ml)	Flockningsmedel 2	Volym Flockningsmedel 2 (ml)	Filterduk (µm)	Turb. ink. (NTU)
2004-12-17					30	65,1
2004-12-17					30	65,1
2004-12-17	PurFal 362	0,075	M 342	0,4	30	65,1
2004-12-17	PurFal 362	0,075	M 342 + Hydroscol SH	0,4 + 0,2	30	65,1
2004-12-17	PurFal 362	0,075	M 342 + Hydroscol SH	1 + 1	30	65,1
2004-12-17	PurFal 362	0,075	M 342 + Cedesorb 100	0,4 + 0,2	30	65,1
2004-12-17	PurFal 362	0,075	M 342 + Cedesorb 100	1 + 1	30	65,1
2004-12-17	PurFal 362	0,075	M 342 + slam	0,4 + 20	30	65,1
2004-12-17	PurFal 362	0,075	M 342 + slam	1 + 40	30	65,1
2004-12-17	PurFal 362	0,075	M 342 + slam	1 + 80	30	65,1

Tabell 2, forts. Sida 2 av 3.

Datum	SS filtrat (mg/l)	PO4-P i ink. (mg/l)	PO4-P i filtrat (mg/l)	Filtratvolym (ml)	Tid till igensättning (s)
2004-10-20	30,8	8,8	8,68	600	90
2004-10-20	38,1	8,8	8,72	500	90
2004-10-20	41,5	8,8	7,76	360	70
2004-10-20	48,4	8,8	7,58	370	80
2004-10-20	44,8	8,8	5,76	230	60
2004-10-20	37,9	8,8	5,02	130	50
2004-10-20	8,3	8,8	8,5	440	70
2004-10-20	36,8	8,8	7,92	320	70
	För liten				
2004-10-20	volym	8,8	7,28	30	40
2004-10-20	33,3	8,8	6,06	230	50
	För liten				
2004-10-20	volym	8,8	3,82	40	40
2004-10-20	16,4	8,8	8,36	370	70
2004-10-20	33	8,8	8,08	200	70
2004-10-20	53,8	8,8	7,62	100	50
	För liten				
2004-10-20	volym	8,8	4,78	40	40
	För liten				
2004-10-20	volym	8,8	3,62	30	40
2004-10-22	29,1	10,36	9,26	640	110
2004-10-22	37,4	10,36	8,78	440	70
2004-10-22	45,8	10,36	8,06	340	80
2004-10-22	28,4	10,36	8,8	390	70
2004-10-22	38,3	10,36	8,02	250	40

Datum	Turb. Filtrat (NTU)	P4-P	PO4-P i filtrat (mg/l)	Filtratvolym (ml)	Tid till igensättning (s)
2004-12-17		7,56	ej uppmätt		
2004-12-17	33	7,56	ej uppmätt	200	60
2004-12-17	23,9	7,56	6,28	50	20
2004-12-17	32,5	7,56	ej uppmätt	50	20
2004-12-17	19,3	7,56	4,46	30	10
2004-12-17	21,4	7,56	ej uppmätt	50	20
2004-12-17	13,2	7,56	3,7	30	10
2004-12-17	24,6	7,56	ej uppmätt	100	30
2004-12-17	17,3	7,56	5,38	200	60
2004-12-17	14,5	7,56	4,32	180	50

Tabell 2, forts. Sida 3 av 3.

Datum	Medelflöde (m ³ /h)	Teoretisk back-spolningsfrekvens (ggr/h)	Förhållande (mol Me/mol P)	PO ₄ -P-reduktion (%)	SS-reduktion (%)
2004-10-20	2	24	0	1	29
2004-10-20	1,7	29	48,8	1	12
2004-10-20	1,5	40	5,63	12	4,5
2004-10-20	1,4	39	6,4	14	
2004-10-20	1,2	63	3,21	35	
2004-10-20	0,8	111	3,1	43	13
2004-10-20	1,9	33	13,01	3	81
2004-10-20	1,4	45	6,65	10	15
2004-10-20	0,2	481	5,14	17	
2004-10-20	1,4	63	3,56	31	23
2004-10-20	0,3	361	2,35	57	
2004-10-20	1,6	39	8,87	5	62
2004-10-20	0,9	72	8,13	8	24
2004-10-20	0,6	144	6,62	13	
2004-10-20	0,3	361	2,43	46	
2004-10-20	0,2	481	2,26	59	
2004-10-22	1,7	23	0	11	55
2004-10-22	1,9	33	2,47	15	42
2004-10-22	1,3	42	2,55	22	29
2004-10-22	1,7	37	2,5	15	56
2004-10-22	1,9	58	2,5	23	40

Datum	Medelflöde (m ³ /h)	Teoretisk back-spolningsfrekvens (ggr/h)	Förhållande (mol Me/mol P)	PO ₄ -P-reduktion (%)	SS-reduktion (%)
2004-12-17					
2004-12-17	1	72			49
2004-12-17	0,75	289	4,57	17	63
2004-12-17	0,75	289			50
2004-12-17	0,9	481	1,89	41	70
2004-12-17	0,75	289			67
2004-12-17	0,9	481	1,52	51	80
2004-12-17	1	144			62
2004-12-17	1	72	2,69	29	73
2004-12-17	1,08	80	1,81	43	78

Tabell 3. Fullskaleförsök på linje 4 (Karlsson, 2005).

	Turbiditet		Turb		PO4-P	Reduktion turb.	Turb.	Reduktion PO4-P
Klockslag	PO4-P (mg/l)	(NTU)	Turb./5	(biopolering)	(biopolering)	(%)	(biopolering)/10	(%)
13	5,01	69	13,8	103	7,86	33	10,3	36,3
14	6,43	71,9	14,4	103	7,86	30,2	10,3	18,2
15	8,35	474,8	15	117	7,61	36,1	11,7	-9,7
16	9,09	70,9	14,2	117	7,61	39,4	11,7	-19,4
17	4,71	72,4	14,5	114	8,78	36,5	11,4	46,4
18	7,26	75	15	114	8,78	34,2	11,4	17,3
19	6,25	73,2	14,6	117	7,87	37,4	11,7	20,6
20	7,99	76,2	15,2	117	7,87	34,9	11,7	-1,5
21	6,39	77,8	15,6	121	7,79	35,7	12,1	18
22	5,8	75,6	15,1	121	7,79	37,5	12,1	25,5
23	8,11	74,2	14,8	117	7,69	36,6	11,7	-5,5
24	5,65	74,7	14,9	117	7,69	36,2	11,7	26,5
1	6,7	79,1	15,8	119	7,82	33,5	11,9	14,3
2	6,69	87,3	17,5	119	7,82	26,6	11,9	14,5
3	4,88	91,5	18,3	112	7,53	18,3	11,2	35,2
4	5,05	89,5	17,9	112	7,53	20,1	11,2	32,9
5	10	83,1	16,6	120	8,06	30,8	12	-24,1
6	6,35	84,2	16,8	120	8,06	29,8	12	21,2
7	5,81	86,5	17,3	116	7,77	25,4	11,6	25,2
8	5,17	67,5	13,5	116	7,77	41,8	11,6	33,5
9	5,15	65,5	13,1	Inga data	Inga data			
10	7,963	58,7	11,7	Inga data	Inga data			
11	6,2	59	11,8	Inga data	Inga data			
12	6,04	62,1	12,4	Inga data	Inga data			

Tabell 4. Utgående värden från trumfiltret på linje 4 under hela försöksperioden.

Vecka	Datum	Dag	COD (mg/l)	CODfilt(1,6) (mg/l)	CODfilt(0,45) (mg/l)	pH	NH4-N (mg/l)	NO3-N (mg/l)	PO4-P (mg/l)	SS (mg/l)
40	2004-09-28	ti	63,1	49	45,4	-				
40	2004-09-30	to	77,4	45	44,0	7,6	51,2	0,4	8,2	30
41	2004-10-05	ti	73,6	42,3	42,2	7,6				
50	2004-12-09	ti	125	-	48,4	7,8	11,5	11,0	7,7	47
3	2005-01-18	ti	94,3	-	45,8	7,3				
3	2005-01-21	to	116	-	36,7	7,2	23,3	22,6	11,5	55
4	2005-01-25	ti	162	-	41,4	7,1				
4	2005-01-27	to	105	-	35,7	7,1	22,8	25,5	8,1	41
5	2005-02-01	ti	111	-	38,7	7,3				
5	2005-02-03	to	95	-	39,3	7,3	25,8	22,3	8,4	31
6	2005-02-08	ti	98,8	-	40,7	7,3				
6	2005-02-10	to	99,9	-	46,3	7,1	21,2	26,0	8,7	35
7	2005-02-15	ti	84,3	-	48,3	6,8				
7	2005-02-18	fr	64,4	-	45,4	7,6	40,2	5,9	8,6	12
8	2005-02-22	ti	68,2	-	45,8	7,6				
8	2005-02-24	to	150	-	60,0	7,4	43,9	3,6	9,0	48
9	2005-03-03	to	77	-	50,6	7,7	33,6	4,0	8,7	20
10	2005-03-08	ti	76	-	45,3	7,8				
10	2005-03-10	to	79,4	-	49,3	7,8	40,5	0,9	9,0	23
11	2005-03-15	ti	85,4	-	63,6	7,8				

På tisdagar analyserades vanligen COD_{tot}, kolloidalt COD, COD_{filt} samt pH. På torsdagar analyserades även ammoniumkväve, nitratkväve, fosfatfosfor och suspenderad substans. Ingen kemfällning skedde under dessa provtagningsdygn. Från och med vecka 50 analyserades inte kolloidalt COD. Observera de långa uppehållen mellan vecka 41-50 samt vecka 50-03. Det första uppehållet berodde på ombyggnation av trumfiltret. Det andra uppehållet var över jul och nyår.