



UPPSALA
UNIVERSITET

W13 042

Examensarbete 30 hp
Oktober 2013

Optimerad förfällning med hydrolysis och fermentation av primärslam för utvinning av kolkälla till efterdenitrifikation

Precipitation with hydrolysis of primary
sludge for carbon source production to denitrification

Katrin Bjarne

Referat

Optimerad förfällning med hydrolys och fermentation av primärslam för utvinning av kolkälla till efterdenitrifikation.

Katrin Bjarne

Att rena vatten är kostsamt, från både en ekonomisk och miljömässig synpunkt, då behovet av fällningskemikalier, kolkällor och energi är stort. Det är därför önskvärt att titta på alternativa lösningar som möjliggör reningsverk att bli mer självförsörjande och kretsloppsanpassande.

Hammarby Sjöstadverket är en pilotanläggning för avloppsvattenrening belägen i Stockholms sydöstra stadsdel i Henriksdal och ägs av IVL, Svenska Miljöinstitutet samt KTH. Sedan pilotanläggning byggdes år 2002, har flera olika reningstekniker utvärderats där fokus ligger på att sträva efter miljövänliga och kretsloppsanpassade system. Bland annat har en förfällningsteknik, så kallad trepunktsfällning utvärderats. Trepunktsfällningen innebär att ett metallsalt följt av två olika polymer tillsätts i flockningskammaren i inbördes ordning för att på så sätt kunna reducera en högre halt av det organiska materialet. Tidigare fällningsförsök på Hammarby Sjöstadverket, har visat på att trepunktsfällningen kan avskilja det organiska materialet med upp till 90 %, vilket kan jämföras med en avskiljning på endast 75 % med vanlig förfällning.

Detta examensarbete syftar till att validera redan framtagna resultat inom trepunktsfällning samt att genom biologisk hydrolys av primärslam, utvinna en kolkälla till efterdenitrifikationen innehållande så höga halter flyktiga fettsyror, Volatile Fatty Acids, (VFA) som möjligt samt undersöka kostnaderna för ett avloppsreningsverk med trepunktsfällning, biogasutvinning och uttag av intern kolkälla från primärslammet vid en uppskalning motsvarande 100 000 personekvivalenter.

Fällningsförsöken utfördes i pilotskala med fällningskemikalien PAX XL-36 kombinerat med en lågmolekylär organisk polymer, Purfix-120, följt av en högmolekylär oorganisk polymer Superflock C-494. Syftet med trepunktsfällningen var att validera redan framtagna resultat inom trepunktsfällning och på så sätt avskilja så stora mängder organiskt material som möjligt i förfällningen så att ett primärslam innehållande en hög halt Chemical Oxygen Demand (COD) erhålls. Två olika doseringar med PAX XL-36 testades, 145 respektive 193,5 g/m³. Bäst reduktion av COD och fosfor erhöles då 193 g/m³ PAX XL-36 kombinerades med 60 g/m³ Purfix-120 samt 0,025 g/m³ Superflock C-494. Då erhöles en COD-reduktion på 75 % samt en totalfosforreduktion på 83 %.

Genom hydrolys av primärslam i laboratorieskala undersöktes torrsubstanshalter (TS-halter) på 1, 2 respektive 3 % och uppehållstider på upptill åtta dagar. Syftet med hydrolysen var i detta fall att undersöka vilken torrsubstanshalt samt vilken uppehållstid som gav högst produktion av VFA. Försöken visade att en TS-halt på 3 % producerade högst andel VFA och att produktionen av VFA för samtliga TS-halter var som störst under dygn två. VFA- och COD-produktionen ökade linjärt för samtliga TS-halter fram till och med dygn fem. Efter dygn fem började produktionen av VFA och COD för TS-halterna 1 och 2 % avta något. TS 3 % visade dock inte samma avtagande trend för VFA. Även den dagliga ammoniumhalten och

pH undersöktes. Ammoniumhalten ökade i takt med att VFA-halten ökade. pH hade generellt sett en avtagande trend.

Fyra olika denitrifikationsförsök genomfördes i laboratorieskala med det uttagna hydrolysatet där den tillsatta COD-halten antingen var 3,3 eller 4 gånger den initiala nitratkvävekoncentrationen. Syftet med denitrifikationsförsöken var att utvärdera det framtagna hydrolysatets funktion som en kolkälla. Denitrifikationsförsöken uppvisade denitrifikationshastigheter mellan 4,3 och 7 mg NO₃-N/g volatile suspended solids*^h med kol-kvävekvoter (C/N-kvoter) mellan 3,9 och 12,3 mg COD/mg NO₃-N. Lägst C/N-kvot erhöill lägst denitrifikationshastighet. Dock kunde inte slutsatsen dras att högst C/N-kvot gav högst denitrifikationshastighet.

Även de ekonomiska aspekterna undersöktes i syfte att utreda kostnaderna för ett avloppsreningsverk med trepunktsfällning, biogasutvinning och uttag av intern kolkälla från primärslammet vid en uppskalning motsvarande 100 000 personekvivalenter. Uttaget av en intern kolkälla skulle trots förlust i biogasutvinning vara ekonomiskt gynnsamt. Vinsten, i form av att ej behöva inhandla en extern kolkälla, i detta fall etanol, motsvarar biogasförlustens belopp. Trepunktsfällningens fällningskemikaliekostnader var den största posten och uppgick till 8 060 000 kr. Denna kostnad kontra mindre energiförbrukning i biosteget undersöktes också. Här uppgick besparingarna i biosteget till ca 1/8 av fällningskemikaliekostnaderna. Då trepunktsfällningen endast kunde ge en 75-procentig COD-reduktion, vilket motsvarar en vanlig förfällning, anses trepunktsfällningen vara ekonomisk ogynnsam då den medför extra kostnader av polymerer. Istället borde trepunktsfällningen ersättas med en förfällning.

Sammanfattningsvis kan det konstateras att en intern kolkälla i form av hydrolyserat primärslam skulle kunna ersätta en extern kolkälla rent funktionsmässigt. Dock måste åtgärder göras för att minimera produktionen av ammonium under slamhydrolysen. Ur ett ekonomiskt perspektiv skulle utvinningen av en intern kolkälla endast vara ekonomisk gynnsam då trepunktsfällningen ersätts med förfällning.

Nyckelord: Trepunktsfällning, hydrolys av primärslam, VFA, efterdenitrifiering, ekonomiska aspekter

Abstract

Precipitation with hydrolysis of primary sludge for carbon source production to denitrification

Katrin Bjarne

Water treatment is costly, from both an economic and environmental point of view, since the need for precipitation chemicals, carbon sources and energy is high. It is therefore desirable to look for alternative solutions that enable plants to be more self-sustaining.

Hammarby Sjöstadsverket is a pilot plant for wastewater treatment located in Henriksdal, a southeastern neighborhood of Stockholm. The plant is owned by IVL, Svenska Miljöinstitutet and Kungliga Tekniska Högskolan (KTH). Since the pilot plant was built in 2002, several different cleaning techniques have been evaluated with focus on striving for eco-friendly and eco-adapted systems. For instance, a pre-precipitation technique, so-called three step precipitation have been evaluated. The three step precipitation implicates that a metal salt followed by two different polymers are added in the flocculation chamber in the particular order to thereby enable to reduce a higher content of the organic material. In previous precipitation tests at Hammarby Sjöstadsverket, one managed to remove up to 90 % of the organic material using the three step precipitation (IVL, Hammarby Sjöstadsverket, 2011). This can be compared to a removal of only 75 % with ordinary pre-precipitation.

This thesis aims to validate already obtained results within three step precipitation and with biological hydrolysis of primary sludge, extract a carbon source for post-denitrification containing as high concentrations of Volatile Fatty Acids (VFA) as possible and to investigate the cost of a wastewater treatment plant with three step precipitation, biogas generation and collection of internal carbon source from primary sludge at an upscaling corresponding to 100,000 person equivalents.

Precipitation experiments were carried out in pilot scale with the precipitation chemicals, PAX-XL 36, combined with a low molecular weight organic polymer, Purfix-120, followed by a high molecular weight inorganic polymer, Super Flock C-494. The purpose of the three step precipitation was to validate the already produced results within three step precipitation and thus separate as large amounts of organic material as possible in the precipitation so that a primary sludge containing a high chemical oxygen demand (COD) can be obtained. Two different dosages of Purfix-120 were tested: 45 and 60 g/m³. The best reduction of COD and phosphorus were obtained when 193 g/m³ PAX XL-36 was combined with 60 g/m³ Purfix-120 and 0.025 g/m³ Super Flock C-494. Hereby a COD reduction of 75 % and a total phosphorus removal of 83 % were obtained.

By hydrolysis of primary sludge in batch experiments Total Solid (TS) concentrations of 1, 2 and 3 % and residence times of up to eight days were examined. The purpose of the hydrolysis in this case was to investigate which TS concentration and residence time that gave the highest production of VFA. The experiments showed that a TS concentration of 3 % produced the highest amount of VFA and that the VFA production of the three different TS concentrations peaked at the second day. The VFA and COD production increased linearly for

the three TS concentrations up until day five. After day five the COD and VFA production, for the TS concentrations of 1 and 2 %, started to decrease slightly. However TS 3 % did not show the same declining trend for VFA. Furthermore the daily ammonium and pH were investigated. As the VFA and COD concentration increased the ammonium concentration increased as well. pH had overall a decreasing trend.

Four different denitrification tests were performed in batch experiments with the extracted hydrolyzate. The added COD content from the hydrolyzate was either 3.3 or 4 times the initial nitrate concentration. The denitrification tests showed denitrification rates between 4.3 and 7 mg NO₃-N / g volatile suspended solids * h with carbon-nitrogen ratios (C/N ratio) between 3.9 and 12.3 mg COD/mg NO₃-N. The lowest C/N ratio received the lowest denitrification rate. However, it could not be concluded that the maximum C/N ratio had the highest denitrification rate.

Furthermore the financial aspects were examined in order to investigate the cost of a wastewater treatment plant with three step precipitation, biogas generation and collection of internal carbon source from primary sludge at an upscaling corresponding to 100,000 person equivalents. The extraction of an internal carbon source would, despite loss of biogas production, be economically beneficial. Gain, in terms of not having to purchase an external carbon source, in this case ethanol, amounts to the amount of the biogas loss. The three step precipitation chemical costs were the largest item, amounting to 8,060,000 SEK. This cost versus less energy utilization in the biological step was also examined. In this case the savings in the biological step amounted to about 1/8 of precipitation chemical cost. Since the three step precipitation only managed to remove 75 % of the COD, a removal which corresponds to an ordinary pre-precipitation, the three step precipitation is considered to be economically unfavorable as it involves additional costs of polymers. Instead the three step precipitation should be replaced with a pre-precipitation.

In summary it can be stated that an internal carbon source in the form of hydrolyzed primary sludge could replace an external carbon source in a functional way. However, steps must be taken to minimize the production of ammonium during sludge hydrolysis. From an economic perspective, the extraction of an internal carbon source would only be economical favorable if the three step precipitation is replaced with pre-precipitation.

Keywords: Three step precipitation, hydrolysis of primary sludge, VFA, post-denitrification, economical aspects

Populärvetenskaplig sammanfattning

Övergödning är idag ett globalt problem som ger upphov till stora skador på akvatiska ekosystem i form av bland annat algbloomning. Kväve och fosfor är de näringsämnen som främst bidrar till övergödning. Dessa släpps ut i stora mängder i samband med bland annat gödsling och avloppsverksamhet. Samtliga reningsverk har därför krav på fosforrening och en majoritet av de större svenska reningsverken har krav på sig att rena avloppsvattnet från kväve innan det släpps ut till recipienten (SNFS, 1994). Dock innebär reningen en betydande kostnad för reningsverken då behovet av fällningskemikalier, kolkällor så som metanol och etanol samt energi är stort. Det är därför önskvärt att kunna reducera denna kostnad genom alternativa lösningar.

Detta examensarbete utfördes på en av Hammarby Sjöstadverkets processlinjer på IVL, Svenska Miljöinstitutet. Verket som är en pilotanläggning för avloppsvattenrening är belägen i Stockholms sydöstra stadsdel i Henriksdal. Sedan pilotanläggningen byggdes år 2002, har flera olika reningstekniker med fokus på miljö och kretslopp utvärderats.

Bland annat har en förfällningsteknik, så kallad trepunktsfällning utvärderats. Detta innebär att kemikalier i form av ett metallsalt samt polymerer i form av organiska eller oorganiska molekyler med olika laddning tillsätts direkt efter varandra i en flockningskammare. De olika laddningarna på fällningskemikalierna gör att organiskt material och fosfor kan flockulera och på så sätt avskiljas från vattnet genom sedimentation. De avskilda partiklarna bildar ett slam som kan användas för bland annat utvinning av biogas. Tidigare fällningsförsök på Hammarby Sjöstadverket, har visat på att trepunktsfällningen kan avskilja det organiska materialet med upp till 90 % (IVL, Hammarby Sjöstadverket, 2011). Detta kan jämföras med en avskiljning på endast 75 % med vanlig förfällning.

Beroende på vilken kombination och dosering av fällningskemikalier som används erhålls mer eller mindre avskiljning av organiskt material och fosfor. Genom att mäta Chemical Oxygen Demand (COD) kan halten organiskt material bestämmas. Tanken med trepunktsfällningen är att avskilja en så stor mängd COD som möjligt så att mesta möjliga mängd kan användas till t.ex. biogasutvinning och att utgående vatten från trepunktsfällningen är relativt rent från organiskt material och fosfor. Avskiljningen av COD medför även att nästkommande steg i processen, nämligen aktivslamsteget, kan göras mer effektivt.

I aktivslamsteget finns mikroorganismer som livnär sig på organiskt material, fosfor och kväve. Dessa måste ha syre för sin överlevnad. Därför pumpas luft in i bassängen, vilket medför att bassängen blir syresatt och omblandad. Detta kostar dock energi. Stora energibesparingar kan göras då trepunktsfällning används, tack vare att stora delar av det organiska materialet avskiljs innan aktivslamsteget. Dock finns fortfarande stora mängder kväve kvar i vattnet i form av ammonium, då assimilationen i aktivslamsteget endast reducerar en liten del samt att ammonium inte kan avskiljas med fällningskemikalier.

Det finns olika metoder för att avskilja kväve och i denna processlinje används en biologisk metod som kallas för efterdenitrifikation. Detta är en process som består av två separata steg, där det första steget omvandlar ammonium till nitrat med hjälp av särskilda mikroorganismer.

Det nitratrika vattnet förs sedan vidare till steg två, själva denitrifikationssteget, där nitraten omvandlas till kvävgas av andra mikroorganismer som livnär sig på en organisk kolkälla. Kvävgasen diffunderar sedan från vattnet till luften och vattnet är därmed renat från kväve.

För att steg två ska fungera krävs att mikroorganismerna får tillgång till en extern kolkälla då mycket av det organiska materialet redan har avlägsnats i trepunktsfällningen. Kolkällan brukar för det mesta bestå av etanol eller metanol och är en stor kostnad för reningsverken. Dock kan en intern kolkälla tas fram genom biologisk slamhydrolys. Detta innebär att slammet får genomgå en syrefri nedrytning, en så kallad biologisk hydrolys. I den biologiska hydrolysen bryts långa kolkedjor ned till kortare kolkedjor med hjälp av mikroorganismer. De nedbrutna produkterna som då bildas kallas för flyktiga fettsyror (VFA) och fungerar som en utmärkt kolkälla till denitrifikationen. Genom att mäta halten VFA och COD fås ett mått på hur stor del av det organiska materialet som utgörs av VFA.

Detta examensarbetet syftar till att validera redan framtagna resultat inom trepunktsfällning samt att genom biologisk hydrolys av primärslam, utvinna en kolkälla till efterdenitrifikationen innehållande så höga halter flyktiga fettsyror, Volatile Fatty Acids, (VFA) som möjligt samt undersöka kostnaderna för ett avloppsreningsverk med trepunktsfällning, biogasutvinning och uttag av intern kolkälla från primärslammet vid en uppskalning motsvarande 100 000 personekvivalenter.

Fällningsförsöken utfördes i pilotskala med fällningskemikalien PAX XL-36 kombinerat med en lågmolekylär organisk polymer, Purfix-120, följt av en högmolekylär oorganisk polymer Superflock C-494. Syftet med trepunktsfällningen var att validera redan framtagna resultat inom trepunktsfällning och på så sätt avskilja så stora mängder organiskt material som möjligt i förfällningen så att ett primärslam innehållande en hög halt COD erhålls. Två olika doseringar med PAX XL-36 testades, 145 respektive 193,5 g/m³. Bäst reduktion av COD och fosfor erhöles då 193 g/m³ PAX XL-36 kombinerades med 60 g/m³ Purfix-120 samt 0,025 g/m³ Superflock C-494. Då erhöles en COD-reduktion på 75 % samt en totalfosforreduktion på 83 %.

Hydrolysen testades i laboratorieskala med olika torrsbstanshalter (TS-halter) under åtta dagar. TS-halten anger procentuell andel fasta och lösta partiklar i slammet, där återstående del utgörs av vatten. Tre olika TS-halter testades: 1, 2 respektive 3 % TS. Syftet var att undersöka vilken av de tre TS-halterna som producerade mest VFA samt under vilken dag som produktionen var som störst. Testerna visade att TS 3 % producerade högst halt VFA och att produktionen var som störst under dag 2. Dock frigjordes stora mängder ammonium vilket inte är önskvärt eftersom detta leder till utsläpp av ammonium till recipienten.

Det framtagna hydrolysaten utvärderades i laboratorieskala med denitrifikationsförsök. Vid denitrifikationsförsöken togs ett hydrolysat ut som bestod av 58 % VFA. Detta tillsattes till vatten motsvarande första steget i efterdenitrifikationen. Ca 20 mg nitratkväve/l tillsattes till vattnet och ca 4 gånger så stor mängd COD bestående av hydrolysatet tillsattes. Därefter kunde kontinuerliga nitratkväveprover analyseras. Genom att plotta nitratkvävehalten mot tiden kunde denitrifikationshastigheter och kol-kväve-kvoter beräknas. Dessa faktorer fastställer den tillsatta kolkällans effektivitet. Den beräknade denitrifikationshastigheten var i

genomsnitt något lägre än motsvarande denitrifikationshastighet för etanol, medan kolkväkvotens var något högre. Detta innebär att större mängd COD behöver tillsättas till processen för att uppnå samma denitrifikationshastighet som för etanol.

Även de ekonomiska aspekterna undersöktes i syfte att utreda kostnaderna för ett avloppsreningsverk med trepunktsfällning, biogasutvinning och uttag av intern kolkälla från primärslammet vid en uppskalning motsvarande 100 000 personekvivalenter. Uttaget av en intern kolkälla skulle trots förlust i biogasutvinning vara ekonomiskt gynnsamt. Vinsten, i form av att ej behöva inhandla en extern kolkälla, i detta fall etanol, uppgår till biogasförlustens belopp. Trepunktsfällningens fällningskemikaliekostnader var den största posten och uppgick till 8 060 000 kr. Denna kostnad kontra mindre energiförbrukning i biosteget undersöktes också. Här uppgick besparingarna i biosteget till ca 1/8 av fällningskemikaliekostnaderna. Då trepunktsfällningen endast kunde ge en 75-procentig COD-reduktion, vilket motsvarar en vanlig förfällning, anses trepunktsfällningen vara ekonomisk ogynnsam då den medför extra kostnader av polymerer. Istället borde trepunktsfällningen ersättas med en förfällning.

Sammanfattningsvis kan det konstateras att en intern kolkälla i form av hydrolyserat primärslam skulle kunna ersätta en extern kolkälla rent funktionsmässigt. Dock måste åtgärder göras för att minimera produktionen av ammonium under slamhydrolysen. Ur ett ekonomiskt perspektiv skulle utvinningen av en intern kolkälla endast vara ekonomisk gynnsam då trepunktsfällningen ersätts med förfällning.

Förord

Detta examensarbete har utförts på uppdrag av Svenska Miljöinstitutet, IVL, där den huvudsakliga uppgiften har varit att ta fram en extern kolkälla till denitrifikationen. Försöken har utförts på Hammarby Sjöstadsverket.

Handledare under examensarbetet har varit Lars Bengtsson, IVL, utvecklingsingenjör på Hammarby Sjöstadsverket. Ämnesgranskare samt examinator från Uppsala Universitetet har varit Bengt Carlsson, professor i reglerteknik vid institutionen för informationsteknologi respektive Fritjof Fagerlund, universitetslektor vid institutionen för geovetenskaper, Luftvatten- och landskapslära.

Jag vill rikta ett stort tack till Lars Bengtsson för en rolig projektidé och en god handledning. Jag vill även tacka Bengt Carlsson för en givande återkoppling på projektet. Ett stort tack till Christian, Mila, Elin och Jesper samt övriga medarbetare på Sjöstadsverket, för all hjälp, goda råd och den mycket trevlig stämning ni bidragit med under projektets gång. Jag vill även tacka Jarl Söderholm och Gunnar Smith från Kemira samt Stefan Sjögren och Tore Holmqvist från BTC, för en pedagogisk genomgång av fällningskemikalier samt Mats Ek på IVL, för vägledning och råd vid denitrifikationsförsök. Slutligen vill jag även tacka Richard Lagerman på Kemetyl, Anders Ullman på Treatcon samt Lars Henell på Archemi för kostnadsuppgifter på externa kolkällor och polymerer.

Uppsala, juni 2013

Katrin Bjarne

Copyright © Katrin Bjarne och Institutionen för informationsteknologi, Uppsala universitet.
UPTEC W13 042, ISSN 1401-5765

Digitalt publicerat vid Institutionen för geovetenskaper, Uppsala universitet, Uppsala, 2013.

Ordlista

BOD: *Biochemical Oxygen Demand* anger hur mycket biologiskt nedbrytbara ämnen ett vatten innehåller. Aerob nedbrytningen sker med hjälp av mikroorganismer och BOD bestäms genom att mäta dess syreförbrukning under en viss tid. Då analys av BOD är tidskrävande (5 dygn eller 7 dygn), används vanligen COD istället. BOD mäts vanligen i enheten mg syre/l (Gillberg, m.fl., 2003).

C/N-kvot: Syftar i denna rapport till att beskriva en kolkällas effektivitet i denitrifikationsförsök; dvs. hur mycket kol det går åt för att reducera en viss mängd nitratkväve.

COD: *Chemical Oxygen Demand* är ett mått på kemisk syreförbrukning. COD är en snabb metod för att mäta halten organiska ämnen i vatten (Svenska vatten- och avloppsverksföreningen, VAV, 1984). COD-halten anger hur stor del av vattnets innehåll som kan oxideras med ett kemiskt oxidationsmedel.

PO₄-P: *fosfatfosfor*, utgör den oorganiska lösta formen av fosfatfosfor.

PO₄³⁻: *ortofosfat*, utgör den oorganiska lösta formen av fosfor.

P_{tot}: *Totalfosfor*, utgör både den oorganiska och den organiska delen av fosfor.

RBCOD: *Readily Biodegradable Chemical Oxygen Demand*, utgör den del av det organiska materialet som är lättnedbrytbart.

SRT: *Solid Retention Time* anger uppehållstiden, vanligen i dagar, för partiklarna i aktiv slambassängen, men syftar i denna rapport på uppehållstiden för det hydrolyserade slammet.

SBCOD: *Slowly Biodegradable Chemical Oxygen Demand*, utgör den del av det organiska materialet som är svårnedbrytbart.

SS: *Suspenderad Substans* är ett mått på mängden uppslammade ämnen i en vätska (Svenska vatten- och avloppsverksföreningen, VAV, 1984).

Trepunktsfällning: Avser i denna rapport en typ av förfällning, där ett metallsalt följt av två olika polymerer tillsätts efter varandra för att uppnå en högre reduktion av COD.

TS: *Total Solids* är motsvarigheten till svenskans torrsubstans, vilket är ett mått på den totala föroreningsmängden i slam, d.v.s. summan av fasta och lösta ämnen (Svenska vatten- och avloppsverksföreningen, VAV, 1984).

VFA: *Volatile Fatty Acids* benämns som flyktiga fettsyror och bildas bland annat vid slamhydrolys.

VSS: *Volatile Suspended Solids* är ett mått på mängden organiskt material i den suspenderade substansen (Svenska vatten- och avloppsverksföreningen, VAV, 1984). Ofta utgör VSS ett mått på den organiska halten i det aktiva slammet (Gillberg, m.fl., 2003).

Innehållsförteckning

1	INLEDNING	3
1.1	Syfte	4
2	BAKGRUND	5
2.1	Fällning	5
2.1.1	Koagulering och flockulering	5
2.1.2	Metallsalter	6
2.1.3	Polymerer	8
2.1.4	Olika typer av fällning	9
2.1.5	Tidigare fällningsförsök på Hammarby Sjöstadverket	10
2.2	Anaerob nedbrytning	11
2.2.1	Nedbrytning av organiskt material	11
2.2.2	Metanbildningsprocessen	12
2.2.3	Hydrolysisprocessen	13
2.2.4	Tidigare hydrolysförsök	15
2.3	Kväverening	17
2.3.1	Nitrifikation	17
2.3.2	Denitrifikation	18
2.3.3	Tidigare denitrifikationsförsök	20
2.4	Ekonomiska aspekter	21
2.4.1	Kostnader för luftning i biosteget	21
2.4.2	Kostnader fällningskemikalier	22
2.4.3	Kostnader externa kolkällor	22
3	METOD	23
3.1	Fällningsförsök i pilotskala	23
3.2	Hydrolysförsök i laborationsskala	24
3.3	Denitrifikationsförsök i laboratorieskala	24
3.4	Ekonomiska aspekter	28
3.4.1	Kostnad för trepunktsfällning	28
3.4.2	Energibesparingar i biosteget	29
3.4.3	Förlust av biogasintäkter kontra kostnaden för extern kolkälla	29
4	RESULTAT	31

4.1	Fällningsförsök	31
4.2	Hydrolysförsök	33
4.3	Denitrifikationsförsök	37
4.4	Ekonomiska aspekter	41
4.4.1	Kostnaden för trepunktsfällning	41
4.4.2	Energibesparingar i biosteget	42
4.4.3	Förlust av biogasintäkter kontra kostnaden för extern kolkälla	42
5	DISKUSSION.....	44
5.1	Fällningsförsök	44
5.2	Hydrolysförsök	44
5.3	Denitrifikationsförsök	45
5.4	Ekonomiska aspekter	45
5.5	Felkällor	46
5.6	Förslag på framtida försök	46
6	SLUTSATS.....	47
7	LITTERATURFÖRTECKNING.....	48
	Appendix 1- Beräkningar	1
	Appendix 2- Analyser	3
	Appendix 3-Fällningsdata.....	4
	Appendix 4- Hydrolyldata	5
	Appendix 5- Denitrifikationsdata.....	7

1 INLEDNING

Övergödning är idag ett globalt problem som ger upphov till stora skador på akvatiska ekosystem. Kväve och fosfor är de näringsämnen som främst bidrar till övergödningen. Dessa släpps ut i stora mängder i samband med bland annat gödsling och avloppsverksamhet. Samtliga reningsverk har krav på fosforrening och en majoritet av de större svenska reningsverken har krav på sig att rena avloppsvattnet från kväve innan det släpps ut till recipienten (SNFS, 1994). Dock innebär denna rening en betydande kostnad för reningsverken.

Hammarby Sjöstad är en stadsdel belägen söder om Stockholms innerstad och ses som en förlängning på Södermalm. Byggandet av stadsdelen påbörjades 1996 och stort fokus låg på att skapa en stadsdel präglad av miljö- och kretsloppstänk. (Hammarby Sjöstads förening, 2012).

För att möjliggöra målen byggdes Hammarby Sjöstadsverket år 2002. Reningsverket bedrivs sedan 2008 av IVL, Svenska Miljöinstitutet och Kungliga Tekniska Högskolan (KTH). Den ursprungliga tanken om att framställa en hållbar reningsteknik, som kan utvecklas till fullskala för Hammarby sjöstad, har sedan IVL och KTH tog över verksamheten ändrat fokus och ligger i dagsläget på att visa upp svensk miljöteknik. Reningsverket fungerar istället som en pilotanläggning. Beläget i anslutning till det redan befintliga Henriksdalsverket, tar det emot en liten del av Henriksdalsverkets vatten motsvarande 1000 personekvivalenter (p.e.) men har även möjlighet att ta emot avloppsvatten direkt från Hammarby Sjöstad. Forskning bedrivs inom en mängd olika vattenreningstekniker och anläggningen har i dagsläget sex olika processlinjer bestående av aeroba och anaeroba reningstekniker (Blixt & Zetterberg, 2003).

Bland annat har en förfällningsteknik, så kallad trepunktsfällning utvärderats. Trepunktsfällningen innebär att ett metallsalt följt av två olika polymer tillsätts i flockningskammaren i inbördes ordning för att på så sätt kunna reducera en högre halt av det organiska materialet, varvid ett primärslam med hög COD-halt kan erhållas. Tidigare fällningsförsök på Hammarby Sjöstadsverket, har visat på att trepunktsfällningen kan avskilja det organiska materialet med upp till 90 % (IVL, Hammarby Sjöstadsverket, 2011). Detta kan jämföras med en avskiljning på endast 75 % med vanlig förfällning.

Ett konventionellt reningsverk inleds ofta med ett grovgaller följt av ett sandfång, där större material och sand avskiljs. Efter detta steg kan processlinjerna skilja sig åt med avseende på fällningsförfarande samt avskiljning av kväve och organiskt material. Då kvävereningens kostnad kan uppgå till 70 % av reningsverkets totala drift- och underhållskostnader, på grund av att externa kolkällor måste tillsättas till efterdenitrifikationen, är det önskvärt att reducera denna kostnad genom alternativa lösningar (Guangying, m. fl., 2012).

I denna rapport bestod den hypotetiska processlinjen av trepunktsfällning följt av ett biosteg med avslutande kväverening där uttag av primärslam, för utvinning av intern kolkälla och biogas, görs från trepunktsfällningen. Fokus låg på att validera redan framtagna resultat inom trepunktsfällning men även att försöka ta fram en intern kolkälla till efterdenitrifikationen genom biologisk hydrolys av primärslam samt undersöka kostnaderna för ett avloppsreningsverk med trepunktsfällning, biogasutvinning och uttag av intern kolkälla från primärslammet vid en uppskalning motsvarande 100 000 personekvivalenter.

1.1 Syfte

Projektet byggde vidare på redan framtagna resultat inom trepunktsfällning, där en kombination av fällningskemikalier och polymerer har lyckats avskilja det organiska materialet i försedimenteringen med upp till 90 % (IVL, Hammarby Sjöstadsverket, 2011)

För att undersöka huruvida en anläggning med trepunktsfällning är en tillförlitlig lösning, vilken också kan göras ekonomiskt gångbar hade syftet med projektet formulerats i följande två delar:

1. Att genom upprepade försök validera de redan framtagna fällningsresultaten.
2. Att därefter ta fram en lämplig internproducerad kolkälla innehållande hög halt flyktiga fettsyror, Volatile Fatty Acids (VFA).

Med en lämplig kolkälla avses här en kolkälla vilken uppfyller krav på funktionalitet och ekonomisk gynnsamhet.

För att uppfylla syftet formulerades följande kritiska moment för utförande av projektet:

- Genomförande av fällningsförsök i pilotskala med den redan existerande kombinationen av fällningskemikalier för att se vilken reduktion av COD och fosfor detta ger.
- Genom tester med biologisk slamhydrolys i laboratorieskala undersöka olika uppehållstider, Solid Retention Times (SRT), och torrsubstanshalter (TS-halter), och se vilken av dessa kombinationer som ger högst halt VFA och därmed kan vara en potentiell kolkälla.
- Testa hur väl kolkällan fungerar genom: denitrifikationsförsök i laboratorieskala, beräkning av denitrifikationshastigheter och C/N-kvoter samt undersöka vilken mängd kolkälla som krävs för att erhålla en tillräcklig kväveavskiljning.
- Ta fram en kostnadskalkyl över:
 - Hur mycket dagens fällningskemikalier skulle kosta vid en uppskalning motsvarande 100 000 personekvivalenter.
 - Biogasförlusten som uppstår som ett resultat utav att en intern kolkälla används vid en anläggning som inkluderar biogasproduktion.
 - Vad den eventuella vinsten/ förlusten blir av att använda en intern kolkälla i en anläggning med biogasproduktion och trepunktsfällning.

2 BAKGRUND

2.1 Fällning

2.1.1 Koagulering och flockulering

Det inkommande vattnet till reningsverket består efter grovgallringen av små partiklar av varierande storlek och benämns olika beroende på partikelstorlek. Partiklarna kan variera från några millimeter till några mikrometer, se tabell 1. Indelningen av partiklar kan även göras med avseende på om de är organiska eller oorganiska. Det oorganiska materialet utgörs till största delen av lösta ämnen, medan de organiska partiklarna är fördelade mellan lösta, kollodiala och suspenderade partiklar med ca en tredjedel i vardera form (Gillberg, m.fl., 2003).

Tabell 1. Partikelstorlek för lösta kollodiala, suspenderade samt avsättbara partiklar. Källa: (Gillberg, m.fl., 2003).

	Lösta	Kollodiala	Suspenderade	Avsättbara suspenderade
Partikelstorlek, μm	< 0,1	0,1-1,0	1-100	>100

De allra minsta partiklarna är mycket svåra att sedimentera och avskilja från vattnet då de är för lätta för att sjunka. Ju högre densitet en partikel har desto snabbare sedimenterar den. Detta brukar för det mesta hänga ihop med partiklens storlek; ju större partikel desto större densitet (Svenskt Vatten AB, 2010). Ibland kan dock stora luftfyllda partiklar bildas, vilka i vissa fall sedimenterar långsammare än mindre mer kompakta partiklar som väger mer. En viktig avgörande faktor som bestämmer vilka aggregat av partiklar (flockar) som bildas är det inkommande vattnets sammansättning. Ett vatten innehållande mycket organiskt material med större partiklar, t.ex. lerpartiklar, har en förmåga att lättare bilda tunga flockar som sedimenterar snabbt. Därför är det bland annat lättare att få till tyngre flockar vid en förfällning än vid exempelvis en efterfällning, eftersom det vid förfällningen finns mer organiskt material att bygga upp tunga flockar med än vad det gör vid efterfällningen (Sjögren, 2013).

Ett matematiskt samband som beskriver en partikels sjunkhastighet är Stokes lag. Lagen gäller för sfäriska partiklar som sjunker sakta samt då koncentrationen partiklar är så pass låg att ingen interaktion mellan dem sker. Eftersom partiklarna sällan är helt sfäriska är formeln sällan praktisk tillämpbar men visar på vilka faktorer som styr sjunkhastigheten för en partikel. Utifrån en partikels densitet, storlek samt vattnets viskositet beskrivs sedimentationshastigheten enligt följande (Svenskt Vatten AB, 2010):

$$v_s = \frac{g}{18} (\sigma_s - \sigma_l) \frac{d^2}{\mu} \quad (1)$$

där

v_s = partikelns sjunkhastighet (m/s)

g = tyngdkraftsaccelerationen (m/s^2)

σ_s = partikelns densitet (kg/m^3)

σ_l = vätskans (avloppsvattnets) densitet (kg/m^3)

d = partikelns diameter (m)

μ = vätskans (avloppsvattnets) viskositet (Ns/m^2)

Tillsättning av fällningskemikalier i form av metallsalter och eventuellt polymerer görs för att möjliggöra avskiljningen av det organiska materialet samt löst och partikelbundet fosfor (Gillberg, m.fl., 2003). Detta sker förenklat genom två olika processer: koagulering och flockulering. Genom de båda processerna bildas flockar det vill säga aggregat av partiklar, som slutligen är stora nog att sedimentera. Koaguleringen och flockuleringen kan i sin tur ske på tre olika sätt, nämligen: partikelutfällning, fosfatutfällning samt hydroxidfällning.

Vattnets partiklar är till största delen negativt laddade och repellerar därför varandra i vattnet. Genom att tillsätta positivt laddat metallsalt kan partiklarnas yta neutraliseras genom att det positivt laddade metallsaltet adsorberas till partiklarnas yta. Neutralisationen av partiklarnas yta kallas för koagulering (Alley, 2007). Tack vare koaguleringen kan en partikelutfällning ta vid då partiklarna i vattnet kan binda till varandra med så kallade Van der Waals-bindningar och på så sätt växa till och bli större, det vill säga flockulera (Hansen, 1997).

Förutom partikelutfällning kan bildandet av flockar även ske genom fosfatutfällning. Fosfatutfällningen sker då den lösta organiska fosfor i vattnet, ortofosfat (PO_4^{3-}) reagerar med metallsalterna och bildar svårslösliga fosfatsalter. Partikel- och fosfatutfällningar kan enbart ske inom loppet av en sekund efter det att ett metallsalt har tillsatts. Därför krävs en snabb omblandning för att metallsaltet ska hinna reagera med partiklarna och ortofosfatet. I nästa skede, i tidsintervallet 1-7 sekunder, sker den så kallade hydroxidfällningen, vilket innebär att metallsaltet istället reagerar med vattnet. Produkten som bildas verkar som ett nät som sveper in mindre föroreningar, såsom organiskt bunden fosfor och suspenderat material, under tiden det sedimenterar. Det är först efter fällningen som större flockar kan byggas upp. Denna process är betydligt långsammare, och sker i en flockningskammare med långsam omrörning. Den långsamma omrörningen innebär att flockarna kan växa till och stabiliseras utan att slås sönder för att bli tillräckligt stora för att kunna sedimentera (Svenskt Vatten AB, 2010).

2.1.2 Metallsalter

Det finns många olika typer av metallsalter som kan används vid kemisk fällning. Beroende på vattnets pH och organiska sammansättning lämpar sig olika metallsalter mer eller mindre bra. En avgörande faktor som skiljer metallsalternas egenskaper från varandra är dess laddning och man brukar därför skilja på högladdade metallsalter, så

kallade polyaluminiumprodukter, samt mindre laddade metallsalter, såsom aluminiumsulfat, aluminiumklorid, järnklorid och järnsulfat.

De vanligaste metallsalterna är aluminium- eller järnsalter med varierande laddning. Ju högre laddning metallsalterna har desto större avskiljning av det organiska materialet erhålls och desto mindre mängd fällningskemikalie åtgår. Den lägsta laddningen för aluminium är Al^{3+} medan den lägsta laddningen för järn är Fe^{2+} . Då Fe^{2+} används kan endast fosfor avskiljas och därför brukar man oxidera Fe^{2+} till Fe^{3+} för att även kunna avskilja det organiska materialet. Aluminium kan oxideras upp till Al^{7+} . Den höga laddningen gör att den effektivt kan koagulera partiklarna i vattnet. Dock fungerar inte dessa höga laddningar speciellt bra för att avskilja fosfor och därför brukar laddning av storleken 3+ användas för att även kunna avskilja fosfor (Hansen, 1997). Tabell 2 visar några vanliga förekommande fällningskemikalier och dess förkortningar (Gillberg, m.fl., 2003).

Tabell 2. Förkortningar och metallinnehåll på vanligt använda fällningskemikalier.
Källa: Gillberg, m.fl., 2003

Fällnings- kemikalie	Sammansättning	Densitet (kg/L)	Metallinnehåll (%)	Mol/kg
AVR	Al- och Fe(III)- sulfat	1	Al 8,2 Fe 0,8	3,1
PIX	FeClSO_4 FeCl_3 $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$	1,4-1,5	Fe 11,5-14	2,0-2,5
PAX	Polymeriserade Al-salter	1,2-1,4	Al 5-10	1,9-3,7
Järn(II)- sulfat	$\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$	1,2	Fe 18	3,2
Kalk	$\text{Ca}(\text{OH})_2$	0,6		

För att en fällning med metallsalter ska lyckas är det viktigt att ha rätt pH på vattnet, då olika metallsalter verkar under olika pH-intervall. Fel pH på vattnet innebär att metallsaltet enbart reagerar med vattnet istället för med partiklarna i vattnet. Lösligheten för aluminium med vatten är som lägst mellan pH 6,2-6,7 och för järn mellan pH 5,0-5,5 samt runt pH 8. Med andra ord eftersträvas dessa pH intervall på vattnet för att uppnå en god fällning (Hansen, 1997).

Ofta används andra mindre pH-känsliga metallsalter vilka kan användas inom ett betydligt bredare pH-intervall, från pH 5-8,5. Exempel på sådana koagulanter är de mer högladdade polyaluminiumprodukter så som PAX (polyaluminiumklorid), PAS (polyaluminiumsulfat) och PAN (polyaluminiumnitrat) (Gillberg, m.fl., 2003). Dessa verkar heller inte pH-sänkande såsom rena metallsalter gör. Polyaluminiumprodukterna fokuserar mer på att neutralisera partiklar än att bilda hydroxidfällningar och är därmed bättre på att avlägsna suspenderad substans och däribland partikulärt fosfor (Hansen, 1997).

Nackdelen med polyaluminiumprodukter är att de kräver betydligt högre doser, upp till det dubbla, jämfört med vanliga metallsalter för att erhålla samma reduktionsgrad av löst fosfor. I teorin krävs det 1 mol (27 g) aluminium för att fälla 1 mol fosfatfosfor (31 g). Detta innebär att 1 g löst fosfor erfordrar 0,87 g aluminium. Då aluminium även reagerar med andra föreningar i vattnet krävs i praktiken 1-1,5 mol Al/mol P, vilket motsvarar 0,87-1,3 Al/g P (Gillberg, m.fl., 2003).

2.1.3 Polymerer

För att effektivisera flockbildningen kan även en eller flera polymer eller så kallade hjälpkoagulanter tillsättas. Dessa tillsätts vanligtvis i kombination med en fällningskemikalie och tillsätts efter det att fällningskemikalien tillsatts. Polymerer hjälper till att öka flockstyrkan genom att dels neutralisera partiklars laddning, dels koppla ihop laddade partiklar och därmed ge en produkt som är lättare att avskilja (Svenskt Vatten AB, 2010).

Polymerer kan förekomma antingen som organiska eller oorganiska. De oorganiska polymererna kan i sin tur delas in i låg- respektive högmolekylära beroende på antalet hopbundna monomerer de består av. Ju högre molekylvikt polymeren har desto starkare bryggbildning sker mellan flockarna. Även dess laddning och laddningstäthet kan klassificera ett polymer och avgör då bindningsstyrkan samt ifall den är katjonisk eller anjonisk (Svenskt Vatten AB, 2010).

Anjoniska polymerer har många fördelar då de fungerar som en bryggbildare mellan positivt laddade flockar och binder på så sätt samman dem samtidigt som vatten pressas ut från flockarna. Detta medför att de anjoniska polymererna inte bidrar med någon extra slambildning, såsom metallsalterna gör, då slammets vattenhalt minskar. Resultatet blir att tätare och starkare flockar bildas i betydligt snabbare takt, vilket innebär en halvering av koagulerings- och flockuleringstiden. De bildade flockarna sjunker snabbare och därmed ökar även sedimentationshastigheten. Vanliga förekommande anjoniska polymer är polyakrylamid med hög molekylvikt (Gillberg, m.fl., 2003).

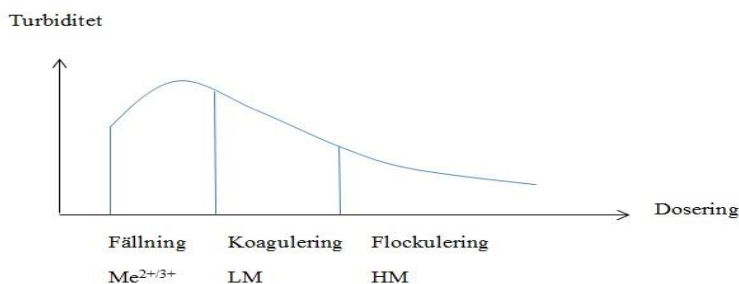
Katjoniska polymerer används precis som metallsalter för att neutralisera partiklarnas negativa laddningar. Fördelen är att mindre mängd metallsalt erfordras då en kombination av de båda används (Gillberg, m.fl., 2003). Purfix-120 är ett exempel på ett lågmolekylärt katjoniskt organiskt polymerpreparat och är bra i det avseendet att den är stärkelsebaserad och därmed inte utgör något miljögift vid eventuell spridning av slammet. Den fungerar även bra i den anaeroba efterbehandlingen då den har en positiv inverkan på den anaeroba nedbrytningen (Anon., 2004). Superflock C-494 är också en polyakrylamid men är ett exempel på en högmolekylär katjonisk polymer. Fördelen är att mycket små mängder av produkten behövs för att uppvisa goda resultat, vilket gör den ekonomisk gynnsam (Kemira, 2011).

2.1.4 Olika typer av fällning

Det finns olika typer av fällning som kan tillämpas och namnges utifrån var i processen fällningskemikalierna tillsätts. De olika typerna benämns som förfällning, direktfällning, simultanfällning samt efterfällning. Vid förfällning tillsätts fällningskemikalien i reningsprocessens början efter grovgallring och sandfång. Tack vare förfällningen kan en hög reduktion av organiskt material och fosfor ske. Typiska reduktionsvärden vid förfällningen brukar ligga över 90 % för Suspended Solids (SS), Biochemical Oxygen Demand (BOD) och totalfosfor (P_{tot}) och ca 25 % för totalkväve (N_{tot}). Liknande reduktioner fås även för simultanfällning och efterfällning. Endast direktfällning uppger något lägre reduktion för BOD (Gillberg, m.fl., 2003). En för hög reduktion av fosfatfosfor är dock inte önskvärd i förfällningsteget då ingående vatten till biosteget bör ha en fosfatfosforhalt på ca 0,8 mg PO_4 -P/l för att fosforbrist inte ska uppkomma för mikroorganismerna (Sjögren, 2013).

De fällningskemikalier som lämpar sig bäst vid förfällning är bland annat Kemwater PIX, AVR och PAX, se tabell 2. Kalk och järnsulfat kan ej användas, då järnsulfat bestående av tvåvärt järn endast kan fälla fosfor och inget organiskt material. Oxidation till trevärt järn hinner inte ske under förfällningen. Kalk ger främst enbart utfällning av ortofosfat och kräver högt pH. För ett vatten med låg alkalinitet lämpar sig PAX bra, då denna har en liten inverkan på pH jämfört med ett trevärt fällningssalt som verkar pH-sänkande. Speciell hänsyn till eventuella pH-sänkningar måste tas då efterföljande reningssteg utgörs av nitrifikation (Gillberg, m.fl., 2003).

Trepunktsfällning är en typ av förfällning där en kombination av en fällningskemikalie samt två polymerer tillsätts i förfällningssteget. Då används ett metallsalt eller en polyaluminiumprodukt som fällningskemikalie i kombination med en lågmolekylär och en högmolekylär polymer. Dessa tillsätts i inbördes ordning i en flockningskammare. Metallsaltet eller polyaluminiumprodukten har till uppgift att fälla ut partiklar och fosfor, medan den lågmolekylära polymeren ger upphov till koaguleringen. I den sista flockningskammaren tillsätts slutligen det högmolekylära polymeret som bygger upp flockarna. Fördelen med att använda sig av en trepunktsfällning är att mindre fällningskemikalier oftast behövs och att mer stabila flockar kan byggas upp. Metoden ger stor avskiljning av det organiska materialet (Sjögren, 2013). Figur 1 visar schematiskt en förenklad bild av de olika komponenternas roller.



Figur 1. Visar principen över de olika stegen i trepunktsfällning och hur turbiditeten minskar efter dosering med respektive fällningskemikalie respektive polymer.

Vid användning av en fällningskemikalie följt av ett katjoniskt respektive anjoniskt polymer är det lämpligt att inte använda en fällningskemikalie innehållande polymerer så som PAX-XL36, då effekten av flockuleringen försämras. Bättre effekt fås då rena metallsalter används (Sjögren, 2013).

2.1.5 Tidigare fällningsförsök på Hammarby Sjöstadsverket

Tidigare fällningsförsök på Hammarby Sjöstads pilotanläggning har genomförts i två olika projekt. Bland annat har olika kombinationer av fällningskemikalier och polymerer testats där främsta syftet var att hitta en kombination av fällningskemikalier och polymerer som reducerade så hög halt suspenderade ämnen som möjligt samtidigt som fosforhalten inte understeg 1 mg/l och halten COD inte blev allt för låg för bakteriernas tillväxt i biosteget. Även kostnaden för de olika fällningskemikalierna togs hänsyn till. De olika resultaten sammanfattas i tabell 3 (Bengtsson, 2003).

Tabell 3. Sammanfattning av tidigare fällningsförsök gjorda på Hammarby Sjöstadsverket.

Produkt	Tillsatt mängd (mg/l)	Reduktion COD (%)	Övrig kommentar
PAX XL-36 (Al ³⁺)	4,6	45	Liten dos krävdes → ekonomiskt gynnsamt. Ingen förbättring vid kombination med anjoniska polymerer
Ekomix 1091 (Al ³⁺ +Fe ³⁺)	10,6	59	
Baga 10 (5%Al ³⁺ ,0,5%Fe ³⁺)	8,3	45	
Katjonisk org. polymer: Purfix-120	50	60	Högre dos krävs än för de oorganiska polymererna. Dock erhöles mindre slamproduktion.
PIX-111 + Superflock C-577	25 5	58	Mer ekonomiskt gynnsamt än PAX XL-36. Runt 70 % COD-reduktion med anjonisk polymer

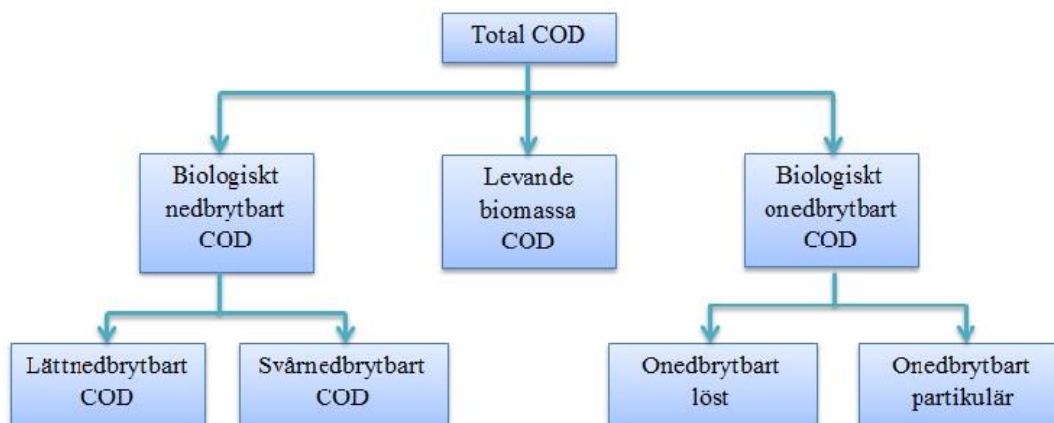
Samtliga kombinationer rekommenderades att provas i kombination med en anjonisk polymer, då försök visade på att de anjoniska polymererna bildade stora flockar, vilket påskyndade partikelavskiljningen. Generellt erhöles även att ju mer anjoniska polymerer som användes desto större flockar bildades. Endast en liten (0,25 mg/l) mängd behövde tillsättas för att uppnå önskvärd effekt. De anjoniska polymererna påverkade heller inte slamproduktionen (Bengtsson, 2003).

Ytterligare fällningsförsök har genomförts på Hammarby Sjöstadsverkets pilotanläggning. I denna studie användes två olika metallsalter, PAX-XL36 och PIX-111, tillsammans med olika mängder av främst Purfix 120 och den katjoniska polyakrylamiden SNF Nordfloc C-192. Även försök med den högladdade anjoniska polyakrylamiden gjordes men försöken begränsades till laboratorieskala. Då PIX-111 användes tillsammans med Purfix 120 och NSF Nordfloc C-192 blev resultaten bra i laboratorieskala men otillfredsställande i fullskala. Goda resultat erhöles istället då PIX-111 byttes ut mot PAX-XL36. Bäst partikel- och fosforreducering erhöles med molförhållande 1,5:1 PAX-XL36 tillsammans med 5 g/m^3 Purfix 120 och $0,25 \text{ g/m}^3$ SNF Nordfloc C-192 (Larsson, 2006).

2.2 Anaerob nedbrytning

2.2.1 Nedbrytning av organiskt material

Anaerob nedbrytning eller rötning är en process som blir allt mer förekommande vid avloppsreningsverk. Den utgörs av nedbrytning av organiskt material i en syre- och nitratfri miljö (Gillberg, m.fl., 2003). Genom anaerob nedbrytning kan svårnedbrytbart organiskt material brytas ned (hydrolyseras) till mer lättnedbrytbart löst organiskt material. Chemical Oxygen Demand (COD) är ett mått på det totala organiska innehållet i avloppsvatten och slam. COD kan i inkommande kommunalt avloppsvatten delas in i tre huvudfraktioner: biologiskt nedbrytbart COD, biologiskt inert COD samt levande biomassa, se figur 2 (Wentzel, m. fl., 1995).



Figur 2. Schematisk bild över de olika former som COD kan förekomma.

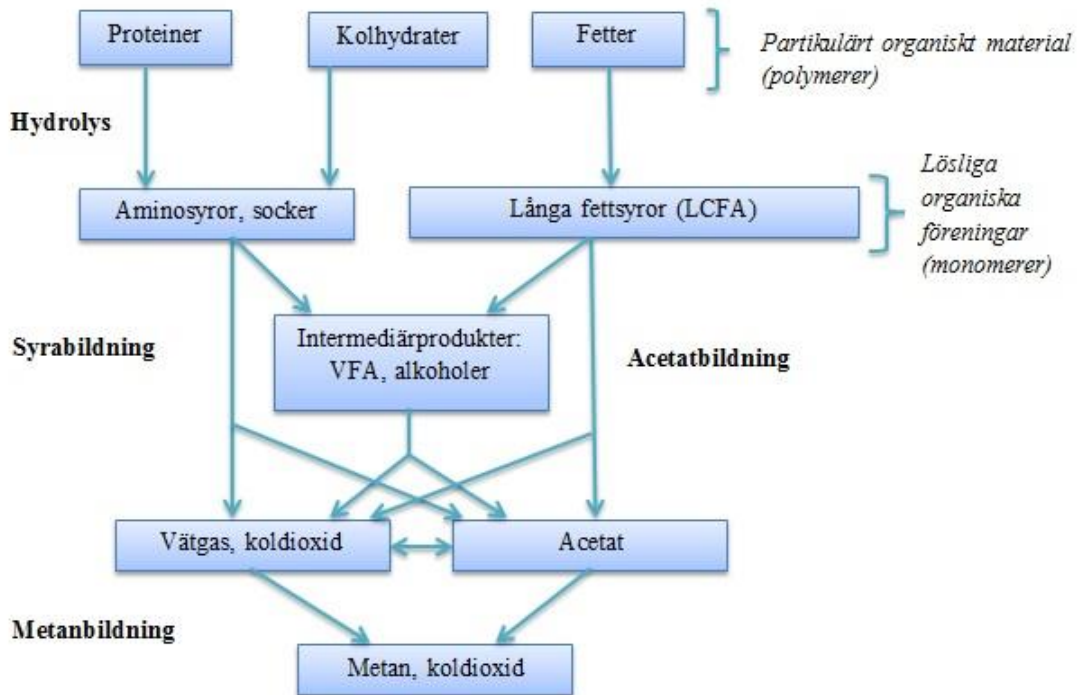
Det biologiskt nedbrytbara materialet kan vidare delas in i lättnedbrytbart, Readily Biodegradable Chemical Oxygen Demand (RBCOD) respektive svårnedbrytbart, Slowly Biodegradable Chemical Oxygen Demand (SBCOD) organiskt material. RBCOD består av relativt små molekyler, vilka kan passera mikroorganismers cellmembran utan föregående nedbrytning. SBCOD å andra sidan består av större och mer komplexa molekyler och måste på grund av detta genomgå intercellulär nedbrytning (hydrolys), innan upptagning och användning av dessa kan ske av

mikroorganismer. För att uppskatta andelen SBCOD samt RBCOD kan filtrering användas. Genom att filtrera avloppsvatten som genomgått flockulation av kolloidalt material kan ett 0,45 µm filter användas för att uppskatta andelen RBCOD. Om vattnet inte genomgått någon kemisk förbehandling kan filter med porstorleken 0,1 µm användas istället (Wentzel, m. fl., 1995). Eftersom mikroorganismerna kan tillgodogöra sig RBCOD direkt utgör denna del av det organiska materialet en god kolkälla till denitrifikationen. SBCOD kan genom hydrolys brytas ned till RBCOD som till största delen består av Volatile Fatty Acids (VFA). Till de lättnedbrytbara substanserna hör fetter, proteiner samt kolhydrater. Dessa ämnen utgör födan för mikroorganismerna i den så kallade anaeroba nedbrytningen (Rennerfelt & Ulmgren, 1975).

2.2.2 Metanbildningsprocessen

Den anaeroba nedbrytningen består av flera olika nedbrytningsprocesser i vilken flera olika bakterier medverkar. De olika bakterierna brukar delas in i fyra olika grupper, vilka består av primära och sekundära fermentationsbakterier samt två olika sorters metanogener. De olika mikroorganismerna arbetar under syntrofiska förhållanden, vilket innebär att de är starkt beroende av att de andra mikroorganismernas processer sker för att kunna genomföra sin egen (Schink, 1997). Den syrefria nedbrytningen av organiskt material kan delas in i fyra successiva steg, se figur 3 (Henze, m. fl., 2008).

- *Hydrolysen* innebär att primära fermentationsbakterier omvandlar komplext olösligt material till mindre komplext lösligt material med hjälp av extracellulära hydrolytiska enzymer. Härigenom sker nedbrytning av proteiner, kolhydrater och fetter till socker, aminosyror, långa fettsyra kedjor och alkoholer. Detta steg är ofta det hastighetsbegränsande steget då det organiska materialet till största delen är i partikulär form (Davidsson, m. fl., 2008).
- *Syrabildningen* innebär ytterligare nedbrytning av de bildade hydrolysisprodukterna inuti de primära fermentationsbakterierna. Härigenom utsöndras främst acetat, koldioxid och vätgas samt andra VFA så som ättiksyra, propionsyra och butansyra (Eastman & Ferguson, 1981). Här frigörs även ammonium koldioxid och svavelväte tillsammans med andra biprodukter (Appels, m. fl., 2008).
- *Acetatbildningen och Metanbildningen*- oxiderar längre fettsyror (LCFA) och alkoholer till acetat, med hjälp av sekundära fermentationsbakterier. Under denna process använder de sig av vätejoner och koldioxid som elektronacceptorer vilka reduceras till vätgas och format. Acetat samt de intermediära produkterna från syrabildningen omvandlas slutligen till metan och koldioxid. Beroende på vilken typ av metanogener som jobbar används antingen acetat som substrat eller vätgas och koldioxid som slutligen omvandlas till metan, koldioxid och vatten (Henze, m. fl., 2008).



Figur 3. Schematisk bild över de anaeroba nedbrytningsstegen.

Förutom att rötningen genererar energi i form av metangas fås även en stor reducering av slammängden (Henze, m. fl., 2008). Ungefär 90 % av det nedbrutna organiska materialet omvandlas till gas och endast 10 % går till syntes av ny cellvävnad (Cheremisinoff, 1995). Med andra ord går det åt 1 kg COD för att mikroorganismen ska kunna bygga upp 0,1 kg biomassa (Gillberg, m.fl., 2003). Gasen som bildas består till ca 70 % av metan och 30 % av koldioxid samt spår av andra gaser (Cheremisinoff, 1995). För att producera 1 gram metan åtgår ca 4 gram COD (van Haandel & van der Lubbe, 2012). Uppskattningsvis bildas ca 0,6 m³ gas per kg tillfört organiskt material. Då den anaeroba nedbrytningen sker under mesofila (ca 35 °C) eller termofila (ca 48 °C) förhållanden åtgår en del av den producerade energin till uppvärmning av rötgaskammaren (Rennerfelt & Ulmgren, 1975).

2.2.3 Hydrolysisprocessen

De två första stegen i den anaeroba nedbrytningen, nämligen hydrolysen och syrabildningen, utgör den så kallade biologiska slamhydrolysen. Denna process utnyttjas då man enbart vill producera lättillgängligt organiskt material i form av monomerer och dimerer utan någon produktion av metan och koldioxid (Davidsson, m. fl., 2008).

Principen för biologisk slamhydrolys är att en obalans i rötningen skapas då belastningen av fermentabelt substrat blir för stort. Då bildas intermediärprodukterna i större utsträckning än normalt, vilket resulterar i en överproduktion av vätejoner medförande en pH-sänkning (Schink, 1997). Optimalt pH för rötning ligger mellan 6,5-7 (Cloete & Muyima, 1997). Då pH sjunker under 6,2 hämmas metanogenerna och dör

av helt om pH sjunker till 5,5. Detta resulterar i en stor ansamling av fettsyror (VFA), vilka fungerar som en utmärkt kolkälla till denitrifikationen (Schink, 1997).

Vid hydrolys av slam frigörs ammonium och fosfat då organiskt bunden nitrat och fosfat bryts ned. Höga halter av framförallt ammonium är oönskade då man vill utnyttja hydrolysaten som kolkälla till efterdenitrifikationen. Då det i efterdenitrifikationen inte kan ske någon nitrifikation av ammonium till nitrat, kommer ammonium i hydrolysaten att följa med utgående vatten till recipienten och där eventuellt bidra till övergödning (Henze & Ahmed, 2008).

Det finns främst fyra olika faktorer som påverkar den biologiska hydrolysprocessen. Dessa är avgörande för hur snabbt hydrolysen sker samt hur mycket RBCOD som bildas. De fyra faktorer som påverkar den biologiska slamhydrolysen är: temperatur, torrsubstanshalt, Solid Retentions Time (SRT) och pH. De olika parametrarnas inverkan förklaras nedan:

Temperatur- Hastigheten på den anaeroba nedbrytningen är temperaturberoende och ökar exponentiellt med ökad temperatur enligt ekvation (2) (Henze, m. fl., 1995):

$$R(T) = R(20) * \exp(\kappa(T - 20)) \quad (2)$$

där

$R(T)$ = nedbryningshastigheten vid temperaturen T °C. Ligger vanligen i intervallet $4-8 \text{ d}^{-1}$.

$R(20)$ = nedbryningshastigheten vid 20 °C.

κ = temperaturkonstant som ligger mellan $0,06-0,1 \text{ } ^\circ\text{C}^{-1}$

Högre temperaturer har flera fördelar vid hydrolysen. Ju högre temperatur desto snabbare sker nedbrytning av det organiska materialet och desto snabbare övergår det från partikulär till löst form. Temperaturen har även en inverkan på biologiska-och kemiska reaktionshastigheter, vilka ökar med ökad temperatur (Appels, m. fl., 2008).

Torrsubstanshalt (TS-halt)- Ju högre TS-halt desto mer organiskt material, vilket i sin tur innebär en större ansamling av VFA.

Solid Retention Time (SRT)- har en stor inverkan på produktionen av VFA under den biologiska slamhydrolysen. Under de första fem dagarna ökar VFA produktionen på grund av ”washout” av metanogenerna. Koncentrationen av VFA håller sig därefter relativt konstant till och med dag åtta, på grund av ofullständig nedbrytning av lipider. Under dag åtta till tio inleds en stabil nedbrytning, vilket innebär att lipider bryts ned och VFA-koncentrationen minskar. Efter tio dagar har nedbrytningen stabiliserats helt (Appels, m. fl., 2008).

pH- Fermentationsbakterierna som verkar under hydrolysen är avsevärt mindre känsliga för pH och kan verka i ett betydligt större pH-intervall jämfört med metanogenerna som endast kan verka i intervallet 6-8 (Henze, m. fl., 1995). Fermentationsbakteriernas pH-intervall sträcker sig från pH 4-8,5. pH avgör dock vilken typ av VFA som bildas. Vid

låga pH bildas främst ättiksyra och butansyra, medan det vid högre pH främst bildas ättiksyra och propionsyra (Appels, m. fl., 2008).

Primärslamhydrolys kan i praktiken anordnas på två olika sätt. Ett sätt är att använda så kallad huvudströmshydrolys. Detta görs genom att hålla kvar slammet i försedimenteringstanken längre tid än normalt så att ett slamlager bildas på botten. I den anaeroba miljön på botten kan hydrolysen ske. För att sedan separera de lösta föreningarna från slammet lyfts slammet upp till precis under vattenytan, där de lösta föreningarna tvättas ut. Upplyftningen kan förslagsvis göras med en dränkbar pump. De lösta föreningarna kan då följa med vattenströmen till nästa steg varpå slammet åter sedimenterar. Dock kommer inte avskiljningen av slammet att kunna bli fullständig varför en ökad halt suspenderad material är att räkna med i det försedimenterade vattnet (Davidsson, m. fl., 2008).

Ett annat alternativ är att använda en så kallad sidströmshydrolys där primärslammet pumpas till en separat hydrolystank. Hydrolysatet avskiljs sedan från slammet med hjälp av t.ex. centrifugering. Denna metod är enklare att hantera då sidströmsflödet drivs oberoende av vattenflödet och doseringen av hydrolysatet kan på så sätt anpassas (Davidson, m.fl., 2008).

2.2.4 Tidigare hydrolysförsök

Tidigare studier av slamhydrolys har utförts världen över. Nedan följer en kort presentation av fem olika försök där faktorer såsom temperatur, TS-halt, slamsort och uppehållstid har iakttagits.

Hydrolysförsök av primärslam har gjorts på Hammarby Sjöstadsverket i både pilot-och laboratorieskala. Här testades tre olika TS-halter (0,5, 1,0 samt 1,4 %) med tre olika temperaturer (13, 23 samt 29 °C). Av försöken i laboratorieskala kunde det konstateras att ju högre temperatur och ju högre TS-halt desto större produktion av VFA. Dock hade temperaturen mindre inverkan vid högre TS-halter, vilket eventuellt kunde förklaras av att de höga TS-halterna bidrar till en maxkapacitet vad det gäller organiskt material och att temperaturen därför har mindre inverkan vid högre TS-halter. pH visade sig vara en bra indikator på VFA-produktionen. Ju mer VFA som producerades desto lägre blev pH (Elfving, 2005).

Tidigare hydrolysstudier har gjorts på avloppsslam från sex olika avloppsreningsverk i Danmark. Här jämfördes produktionen av VFA från hydrolys av primärslam, aktivt slam och blandslam. Fermentation av slamsorterna pågick i laboratorieskala med 0,25 L hinkar med SRT på 5 dygn och med en konstant temperatur på omkring 20 °C. Resultatet visade att primärslam erhöll högst andel VFA, samt störst produktion av COD och VFA jämfört med de andra två slamsorterna oavsett vilket ursprung primärslammet hade. Efter 5 dygn erhöles en VFA-produktion av primärslammet och det aktiva slammet på 255 mg COD/ g VSS respektive 197,2 g COD/g VSS. Andelen löst COD i förhållande till totalt COD uppgick i 8,1–12,6 % för primärslammet vilket kan jämföras med endast 1,9–5,6 % för det aktiva slammet. Andelen löst COD som bestod av VFA uppgick till 99-100% för primärslammet men endast 22-92% för aktivt

slam. Med andra ord bestod nästan allt löst COD i primärslammet av VFA. För primärslammet utgjordes VFA till ca 80 % av acetat och propionsyra där acetat eller propionsyra var det dominerande beroende på primärslammets ursprung. Resterande andelen VFA utgjordes av ca 15 % butansyra samt övriga flyktiga fettsyror (Henze & Ucisik, 2008).

I laboratorieförsöken visade det sig att halten näringsämnen i hydrolysaten från primärslammet var lägre än för det aktiva slammet. En anledning till att VFA produktionen i primärslammet var betydligt högre i jämförelse med de andra slamtyperna, trots samma TCOD/VSS förhållande, torde bero på att primärslammet innehåller mer lättnedbrytbart organiskt material och inte lika stor mängd inert material samt levande biomassa som i fallet med aktivt slam. Dessa komponenter är betydligt mer svårnedbrytbara och därför kan inte lika stor produktion av VFA erhållas (Henze & Ahmed, 2008).

Ytterligare hydrolysförsök har gjorts i laboratorieskala på primärslam med olika TS-halter från fyra olika reningsverk i Johannesburg. Här undersöktes halten löst ammonium och fosfat i vattenfasen efter sex dagars hydrolys av primärslammen. Hydrolysförsöken utfördes i femlitershinkar med omrörning i rumstemperatur (18-28 C°). Halterna uppgick till 0,03 mg P/mg VFA respektive 0,10 mg N/mg VFA. Högsta halterna av ammonium och fosfor erhöles efter 3 till 6 dagars SRT. Olika halter erhöles beroende dels på koncentrationen av avloppsvattnets partiklar och sammansättning, dels på uppehållstiden. Även temperaturen och omrörningen kan påverka lösligheten av fosfor och kväve. Vertikal omrörning kan öka lösligheten av fosfor i vattenfasen. De högsta halterna av ammonium och fosfor erhöles för de högsta TS-halterna. Ammonium- och fosforhalterna ökade i takt med att VFA-halterna ökade och lösligheten för näringsämnena verkade följa första ordningens kinetik. Tillsättning av kalk visade sig vara ett effektivt sätt att ta bort löst fosfor från vätskefasen och minimerar även läckage av fosfor från det fermenterade slammet (Banister, m. fl., 1998).

Undersökningar från Kina visade att lösligheten av ammonium samt totalkväve minskade med 85 respektive 75 % då hydrolys av primärslam injicerades med nitrit från nitrifikationen. Även lösligheten av fosfor minskade. Tillsatsen av nitrit påskyndade även hydrolyprocessen. Primärslammet kunde sedan användas som en kolkälla till denitrifikationen (Zhang, m. fl., 2013).

Undersökningar av olika interna kolkällor till denitrifikationen har även gjorts på ett reningsverk i Barcelona. Resultatet visade att hydrolyserat primärslam var den överlägset bästa kolkällan med tanke på dess höga halt löst COD och VFA. Det hydrolyserade primärslammet gav samma effekt som metanol och skulle innebära besparingar motsvarande 0,2-0,3 euro/kg renad kväve (Gali, m. fl., 2006).

2.3 Kväverening

Ungefär 60 % av det kväve som kommer in till reningsveken utgörs av ammonium och resterande del av organiskt bundet kväve. Ca 10-30 % av det inkommande kvävet avskiljs vanligtvis i det biologiska steget genom assimilering. Genom att införa ett så kallat biologiskt kväverenningssteg kan större delen av det inkommande kvävet avskiljas. Detta görs genom att koppla ihop ett nitrifikationssteg med ett denitrifikationssteg (Svenskt Vatten AB, 2010). Denitrifikationen kan komma före eller efter nitrifikationen och benämns då för- respektive efterdenitrifikation. Även andra kombinationer kan förekomma så som simultan- och diskontinuerlig denitrifikation (Gillberg, m.fl., 2003). Resultatet blir att kväve avgår från vattnet till luften tack vare att speciella bakterier oxiderar och reducerar olika former av kväve (Svenskt Vatten AB, 2010).

2.3.1 Nitrifikation

Nitrifikationen består av två olika delreaktioner som båda utförs av två typer av autotrofa bakterier. Processen omvandlar upp till 98 % av inkommande ammonium till nitrat (Cheremisinoff, 1995). Vid nitrifikationen omvandlar ammoniumoxiderande bakterier ammoniumjoner till nitritjoner. Denna oxidation följs av att nitritoxiderande bakterier omvandlar nitrit till nitrat, se reaktionsförlopp 3-5. Tillgång på syre är ett måste för att dessa oxidationer ska kunna ske (Svenskt Vatten AB, 2010).

Förloppet beskrivs schematiskt genom följande reaktionsformler:

Ammoniumoxidation:



Nitritoxidation:



Totalförloppet kan sammanfattas som:



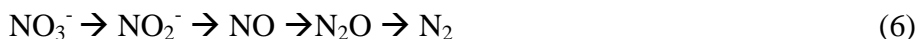
I ammoniumoxidationen och nitritoxidationen får autotrofa bakterier sin energi genom att oxidera ammonium till nitrit respektive nitrit till nitrat. De måste dock fortfarande ha en kolkälla att bygga upp sina celler med vilka de får genom upptag av koldioxid (Svenskt Vatten AB, 2010). Detta är en energikrävande process vilket gör att de autotrofa bakterier inte kan växa till i samma takt som de heterotrofa bakterier vilka livnär sig på en organisk kolkälla. Det är därför viktigt att det inkommande vattnet till nitrifikationen har genomgått en viss reduktion av organiskt material så att de autotrofa bakterierna inte blir utkonkurrerade av de heterotrofa bakterier vilka tillväxer i betydligt snabbare takt (Svenskt Vatten AB, 2010).

Parametrar så som pH, temperatur, ammonium- och syrehalt påverkar nitrifikationshastigheten. Bakterierna gynnas av högre temperaturer, ammonium- och syrehalter. Syrehalten bör ej understiga 2 mg/L och pH bör ligga runt 7,5 – 8,6 för att

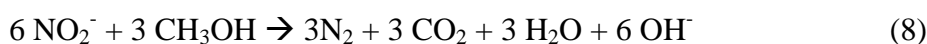
erhålla en optimal nitrifikation (Svenskt Vatten AB, 2010). Eftersom vätejoner frigörs i reaktionen är det också viktigt att ha en god alkalinitet på vattnet för att inte riskera att pH understiger 7,5 och därmed hämmar nitrifikationen (Cheremisinoff, 1995). Över pH 9 tar de nitrifierande bakterierna upp ammoniak istället för ammonium då ammonium vid detta pH omvandlas till ammoniak. Under pH 5,5 kommer nitrifikationen avstanna helt (Gillberg, m.fl., 2003).

2.3.2 Denitrifikation

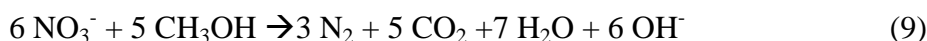
I denitrifikationen reduceras nitrat till kvävgas samtidigt som organiskt material oxideras. Avskiljningen av nitrat brukar i denna process uppgå till 70-90 % (Cheremisinoff, 1995). Processen utförs av fakultativa heterotrofa bakterier i flera olika steg i en anoxisk miljö. Att bakterierna är fakultativa innebär att reduktionen av nitrat endast utförs av bakterierna om det inte finns tillgång på fritt syre. Följande reduktionssteg uträttas (Henze, m. fl., 1995):



Samtliga tre intermediärer i reduktionssteget är oönskade produkter, då de är giftiga för människan men kan dock bildas vid brist på kolkälla eller näringsämnen (Henze, m. fl., 1995). Den anoxiska miljön tvingar bakterierna att använda kväve i olika former istället för syre för sin respiration. Energikällan får de genom nedbrytning eller oxidation av organiskt material. Då mycket av det organiska materialet avskiljs med försedimenteringen krävs vanligen en extern kolkälla vid efterdenitrifikationen. Förloppet kan beskrivas schematiskt genom följande reaktionsformler, där kolkällan i detta fall är metanol (Svenskt Vatten AB, 2010):



Totalreaktionen blir då:



Tillgången på nitrat samt frånvaro av syre är grundförutsättningarna för att denitrifikationen ska kunna ta vid. Faktorer som påverkar denitrifikationshastigheten, dvs. hur snabbt bakterierna kan respirera, är:

Syrehalten- denna bör understiga 0,5 mg/L i aktivt slam, för att undvika att nitrifierarna använder syre istället för nitrat som elektronacceptator (Lie & Welander, 1994).

Temperaturen- denitrifikationshastigheten ökar med ökad temperatur och temperaturens inverkan följer för det mesta Arrhenius lag, vilken beskrivs av följande exponentiella samband (Henze, m. fl., 1995):

$$R(T) = R(20) * \exp(\mu(T - 20)) \quad (10)$$

där

$R(T)$ = nedbryningshastigheten vid temperaturen T °C. Ligger vanligen i intervallet $4-8 \text{ d}^{-1}$.

$R(20)$ = nedbryninghastigheten vid 20 °C.

κ = temperaturkonstant som ligger mellan $0,06-0,1 \text{ }^\circ\text{C}^{-1}$

Detta innebär att en temperatur på 20 °C har 5 gånger snabbare denitrifikationshastighet jämfört med en temperatur på 5 °C (Dawson & Murphy, 1972).

pH - Bör ligga mellan 7 och 9 för att denitrifikationen ska fungera optimalt (Henze, m. fl., 1995). *pH* över 9 resulterar i nitritackumulering (Dodd & Bone, 1975). *pH* under $6,5$ ökar produktionen av lustgas (N_2O) (Dawson & Murphy, 1972). Till skillnad från nitrifikationen, som har en *pH*-sänkande effekt, har denitrifikationen istället en *pH*-höjande effekt då koldioxid och vatten dissocieras till divätekarbonat.

Hämmande ämnen - Förekomsten av hämmande ämnen är inte alls lika betydelsefull som förekomsten av nitrifierare. Enbart några få ämnen kan hämma denitrifikationen varav Acetylen är den vanligaste, vilken hindrar omvandlingen av lustgas till kvävgas.

Kolkällan - Denitrifikationen kräver en lättnedbrytbar kolkälla. Vanligen används acetat, alkoholer, stärkelse eller hydrolyserat primärslam (Gillberg, m.fl., 2003). Principen är att ju kortare kolkedjan är, desto lättare kan denitrifikationsbakterierna tillgodogöra sig den och desto effektivare sker denitrifikationen (Guangying, m. fl., 2012). Flera studier visar på att denitrifikationshastigheten ökar proportionellt med COD-halten upp till en viss koncentration (Dawson & Murphy, 1972). Tabell 4 visar denitrifikationshastigheter och COD-innehåll för några vanligt förekommande kolkällor (Gillberg, m.fl., 2003).

Tabell 4. Denitrifikationshastigheter samt COD-innehåll för några vanligt förekommande kolkällor.

Källa: (Gillberg, m.fl., 2003) och (Lagerman, 2013)

Produkt	Denitrifikationshastighet $\text{g NO}_3^- \text{N/kg VSS} \cdot \text{h}$	COD-innehåll $\text{g O}_2/\text{l}$
Glykol	7-10	1400
Ättiksyra	12-16	800
Propoylenglykol	16-17	1580
Acetat/metanol	10-15	1110
Etanol	18-25	1650

Majoriteten av reningsverken i Sverige använder sig av metanol eller etanol. Denitrifikationshastigheten för etanol är ca tre gånger så hög som för metanol då etanol har högre COD-innehåll än metanol, $2,1 \text{ g COD/g etanol}$ respektive $1,5 \text{ g COD/g metanol}$ (Nikolic & Sundin, 2006). En fördel med etanolen jämfört med metanolen är att den denitrifierarna inte behöver någon tillvänjningstid vid uppstart av denitrifikationen. Vid användandet av metanol krävs vanligen $6-7$ veckors uppstartningstid, innan denitrifikationen kan ta vid. Detta innebär att kolkällan måste

tillföras kontinuerligt och att inga avbrott kan göras utan att processen avstannar (Lagerman, 2013). På de kommunala verken kan det uppstå kolbrist periodvis, exempelvis under natten, men det är ytterst sällan som man behöver dosera en kolkälla kontinuerligt vilket omöjliggör användandet av metanol. Ytterligare en stor fördel med etanolen jämfört med metanolen är att den inte är giftig (Ullman, 2013). En intern kolkälla brukar dock användas i så stor utsträckning som möjligt för att hålla kostnaderna nere. Den interna kolkällan kan dock skilja sig mycket åt i kvalitet, beroende på hur stor andel av det organiska materialet som är i löst form (Gillberg, m.fl., 2003).

Ett mått på hur effektiv en kolkälla är kan bestämmas genom att beräkna kolkvävekvoten (C/N-kvoten). Denna anger hur effektiv en kolkälla är på att reducera kväve. En hög kvot innebär att kolkällan är mindre effektiv än en låg kvot (Blondeau, 2005). Mer ingående beskrivning av kvoten kommer att presenteras i avsnitt 3.3.

2.3.3 Tidigare denitrifikationsförsök

Tidigare denitrifikationsförsök har utförts på GRYAAB:s reningeverk i Göteborg. Här undersöktes olika kolkällors denitrifierande egenskaper och C/N-kvoter i laboratorieskala. Vid en jämförelse mellan överskottsslam, etanol, primärslam, blandslam, acetat och propanol erhöles liknande denitrifikationshastigheter för samtliga kolkällor förutom överskottsslam vars hastighet var betydligt lägre. Även C/N-kvoterna med avseende på filtrerat COD, visade likande resultat förutom för överskottsslam där C/N-kvoten var betydligt högre än de övriga. Jämfördes C/N-kvoterna istället för VFA, erhöles betydligt mindre skillnad mellan de olika kolkällorna. Slutsatsen i detta fall var att både primärslam och blandslam är potentiella kolkällor som kan bytas ut mot etanol och att en jämförelse mellan C/N-kvoterna för de olika kolkällorna borde göras med avseende på VFA och inte COD. Tabell 5 visar jämförelsen mellan överskottsslam, etanol och primärslam (Blondeau, 2005).

Tabell 5. Denitrifikationshastigheter och C/N-kvoter för etanol samt hydrolysat från överskottsslam och primärslam. Källa: (Blondeau, 2005).

Kolkälla	Denitrifikationshastighet (gN/kgVSS*h)	C/N-kvot m.a.p. COD	C/N-kvot m.a.p. VFA
Överskottsslam	3,5	18,6	6,0
Etanol	7,3	3,7	3,7
Primärslam	7,2	8,9	4,9

Även andra studier av denitrifikationshastigheter i laboratorieskala har gjorts på GRYAAB i Göteborg, där bakgrundsdenitrifikationshastigheter och slutliga denitrifikationshastigheter har uppmätts med etanol som kolkälla. Här varierade de bakgrundsdenitrifikationshastigheterna mellan 2 till 3,7 g N/kgVSS*h. Vid tillsats av etanol steg denitrifikationshastigheten till mellan 10 och 13,6. I detta fall låg C/N-kvoten på omkring 5,3 (Skogsberg, 1999).

Denitrifikationsstudier i laboratorieskala visade på att den mest förekommande VFA:n i hydrolysat från primärslam var ättiksyra följt av butansyra och propionsyra. Det var ättiksyra som konsumerades i första hand innan de andra två konsumerades. I sista hand konsumerades mjölksyra. Överlag föredrog denitrifierarna VFA framför andra mer komplexa lösta organiska föreningar (Elefsiniotisa, m. fl., 2004).

2.4 Ekonomiska aspekter

Kostnaderna för rena ett vatten är många. De huvudsakliga kostnaderna i ett avloppsvattenreningsverk utgörs av energiförbrukning i form av luftning i biosteget, inköp av fällningskemikalier och externa kolkällor till efterdenitrifikationen. Det är därför av intresse att undersöka hur vissa åtaganden och förändringar kan reducera dessa.

2.4.1 Kostnader för luftning i biosteget

Energiförbrukning i form av luftning i biosteget kan vara en betydande kostnad för avloppsreningsverken. Då förfällning används fördelas den organiska substansen annorlunda och hamnar till största delen i försedimenteringen istället för i biosteget. Detta spar energi då endast 15 % av det organiska materialet avskiljs i biosteget jämfört med hela 60 % utan förfällning. För att rena 1 kg BOD i aktivslamsteget åtgår ca 1,3 kWh, vilket motsvarar 20 kWh per person och år vid konventionell biologisk rening utan förfällning. Med förfällning krävs endast 5 kWh per person och år, vilket medför energibesparingar motsvarande ca 75 % i aktivslamsteget jämfört med konventionell biologisk rening. Dessutom kan avloppsvattnets kolkälla utnyttjas betydligt bättre för biogasutvinning och till intern kolkälla då ca 75-90 % jämfört med endast 30 % av det organiska materialet avskiljs redan i försedimenteringen. Tabell 6 visar skillnaderna i fördelningen av det organiska materialet med förfällning och konventionell rening.

Tabell 6. Skillnader i avskiljning av organiskt material för konventionell biologisk rening med och utan förfällning samt med trepunktsfällning.

Källa: (Gillberg, m.fl., 2003).

	Försedimenteringen Avskiljning Org. mat. (%)	Biologiska steget Avskiljning org. mat.(%)	Utgående vatten Org. mat (%)
Konventionell biologisk rening	30	60	10
Biologisk rening med förfällning	75	15	10
Trepunktsfällning	80-90	10-20	≤ 10

Vid konventionell rening omvandlas en del av det organiska materialet som inte avskiljs vid försedimenteringen i nästkommande steg till koldioxid och kan därför inte utnyttjas vid eventuell rötning av det aktiva slammet. Större mängd biogas kan således fås ut vid rötning av primärslam då det inte hunnit ske någon omvandling till koldioxid av detta slam. Därmed fås en större andel biogas ut från primärslam jämfört med blandslam (Gillberg, m.fl., 2003).

2.4.2 Kostnader fällningskemikalier

Nackdelen med förfällning och trepunktsfällning är den stora kostaden av fällningskemikalier. Kemikalier som användes i ett projekt för Bromma reningsverk, 2011-07-08, hade följande kostnader (Grundestam, 2013):

Tabell 7. Kostnader för fällningskemikalier för Bromma reningsverk år 2011.

Kemikalie	Kostnad (kr/ton)
FeSO ₄	500
FeClSO ₄	1 500
FeCl ₃	1 450
Anjonisk polymer	25 000
Katjonisk polymer	25 000
PAC	1 900

Enligt återförsäljaren av Purfix-120, Archemi AB, ligger kostnaden för denna betydligt lägre än ovanstående polymer. Kostanden för Purfix-120 uppgår till ca 15 500 kr /ton (Henell, 2013). Dock krävs avsevärt större mängd av den jämfört med andra oorganiska polymerer vilket gör den betydligt dyrare.

2.4.3 Kostnader externa kolkällor

Även kostnader för externa kolkällor varierar beroende på vilken typ av kolkälla som används. Kostnaden för metanol ligger kring 4 kr/kg. Kostnaden för etanol varierar, men kan reduceras då produkten inhandlas efter det att den använts i ett annat syfte. Vanligen erhålls då en 85-procentigt etanol som ligger runt 6,70 kr/kg (Lagerman, 2013). Då etanolen har högre COD-innehåll per kilo än metanolen blir skillnaden i kostnad per kilo COD något mindre: 4 kr/kg COD för etanol samt 2,7 kr/kg COD för metanol. För beräkning av kostnad per kg COD se Appendix 1.

3 METOD

Metoden för genomförandet av de olika momenten presenteras i följande fyra avsnitt: fällningsförsök i pilotskala, hydrolysförsök i laboratorieskala, denitrifikationsförsök i laboratorieskala samt ekonomiska aspekter. Kapitlet inleds med fällningsförsök i pilotskala där tester med trepunktsfällning görs för att validera redan framtagna fällningsresultat inom trepunktsfällning. Hydrolysförsöken i laboratorieskala ämnar till att erhålla en funktionell kolkälla till efterdenitrifikationen genom hydrolys av primärslam med olika TS-halter. Därefter beskrivs denitrifikationsförsöken i laboratorieskala där syftet är att testa den framtagna kolkällans effektivitet, genom att bestämma denitrifikationshastigheter och C/N-kvoter. Slutligen presenteras beräkningarna av de ekonomiska aspekterna vid en uppskalning av ett reningsverk motsvarande 100 000 p.e.

3.1 Fällningsförsök i pilotskala

För att undersöka trepunktsfällningens effektivitet undersöktes totala mängden COD, löst COD, totalfosfor, samt fosfatfosfor i ingående vatten till fällningssteget vilket jämfördes med utgående vatten från sedimenteringen. För att undersöka löst COD och fosfatfosfor på utgående och inkommande vatten filtrerades vattnet genom ett 0,45µm filter.

Resultaten baserades på dygnsprover, där provtagning av inkommande respektive utgående vatten togs var sjätte minut under ett dygn. Analyserna gjordes med WTW-kyvetter avsedda för respektive mätområde, se Appendix 2. Resultat kunde sedan avläsas med hjälp av spektrofotometer. Provtagningarna gjordes under tre olika dygn där doseringen av fällningskemikalierna var densamma för de två första dygnen för att sedan öka dosering av PAX XL-36 under dygn 3 med ca 30 %, se tabell 8. Ökningen av PAX XL-36 gjordes för att få en bättre COD-avskiljning, då reduktionen av COD inte var tillräcklig under de två första dygnen. I detta fall kunde endast en förbättrad COD-reduktion erhållas genom att öka doseringen av PAX XL-36, vilken har till uppgift att bygga upp flockarna. Polymererna fungerar endast som hjälpämnen i flockbildningsprocessen och för att dessa ska kunna förbättra avskiljningen av COD krävs att det finns uppbyggda flockar att binda till. I detta fall var det flockbildningsprocessen som inte fungerade och därför valdes att öka doseringen av PAX XL-36. Molförhållandet mellan tillförd fällningskemikale och inkommande fosfatfosfor beräknades under dygn 3 till 4,7:1 samt 3,5:1 under dygn 1 och 2.

Tabell 8. Dosering av fällningskemikalie samt polymerer vid trepunktsfällning.

Fällningskemikalie	Dosering dygn 1 och 2 (l/m ³)	Dosering dygn 3 (l/m ³)
PAX XL-36	0,11	0,15
Purfix-120	0,037	0,037
Superflock C-494 (0,1-procentig)	0,025	0,025

Den procentuella reduktionen av löst- och totalt COD samt fosfatfosfor och totalfosfor beräknades och plottades för de tre dygnen, se figur 5 och 6.

3.2 Hydrolysförsök i laborationsskala

För hydrolysförsöken valdes att variera TS-halterna och att hålla temperaturen konstant vid rumstemperatur omkring 16-17 °C. Då tanken var att utföra hydrolystester med olika TS-halter: 1, 2 respektive 3 %, krävdes vissa åtaganden för att få fram dessa. För att få en tillräckligt hög TS-halt på det sedimenterade primärslammet, ställdes pumpningen från sedimentationstanken om så att mindre uttag gjordes per timme. På så sätt kunde en TS-halt på 2,76 uppnås. TS-halten bestämdes genom att en viss mängd slam torkades vid 105°C i ca 20 timmar varefter återstoden vägdes. Därefter kunde TS-halten beräknas genom att dividera provets torrsvikt med provets våtvikt, se Appendix 1 för utförligare beskrivning. TS-halten på 2,76 % späddes därefter med utgående vatten från Linje 1 på Hammarby Sjöstadsverket, för att åstadkomma torrsustanser i närheten av 2 respektive 1 %. De spädda proverna erhöLL efter torrsustansanalys TS-halter på 1,81 respektive 0,91 %. De tre olika torrsustanshalterna ansågs ligga tillräckligt nära de önskade torrsustanshalterna 1, 2 och 3 %.

Tvålitersbunkar med de tre olika TS-halterna fylldes och slöts med lock för att uppnå anaerob miljö. De tre bunkarna fick sedan stå med magnetorrörare (700 varv/min) i åtta dagar, varpå pH och temperatur mättes två gånger dagligen och löst COD, VFA och ammonium 1 en gång per dag med undantag för dag 6 och 7 då inga prover togs. Dag 6 och 7 inföll under en helg då det inte fanns något tillträde till verket.

pH mättes för att få en snabb indikation på att hydrolyprocessen var igång, eftersom pH gradvis sjunker under syrabildningsprocessen. Temperaturen mättes då den anaeroba nedbrytningen är temperaturberoende och målet var att temperaturen i detta fall skulle hållas konstant, för att kunna avgöra de olika TS-halternas inverkan på bildningen av VFA, COD och ammonium.

Resultaten för de tre olika TS-halterna plottades sedan för COD, VFA, VFA/COD, ammonium, NH_4^+ /VFA, pH och temperatur, se figur 7-15.

3.3 Denitrifikationsförsök i laboratorieskala

Efter genomförda hydrolysförsök togs nytt slam ut, där TS-halten eftersträvades att ligga på 3 %. Då det var svårt att få exakt 3 % togs ett hydrolyserat slam med en TS-halt på 3,8 % med SRT på 5 respektive 9 dagar ut. Detta filtreades genom ett veckfilter för att på så sätt avskilja slamfasen från klarfasen (hydrolysatet). Från hydrolysatet gjordes COD och VFA analyser, se Appendix 2.

Från den sista luftade aktivslambassängen på linje 1, togs sedan vatten som späddes med kranvatten så att en önskvärd SS-halt på ungefär 1 500 mg/l uppnåddes (blandning 1). Denna koncentration valdes för att hinna med samtliga provtagningar under denitrifikationsförsöken. Är SS-halten betydligt högre går denitrifikationsförsöken för snabbt för att kunna avgöra någon denitrifikationshastighet. Se Appendix 1 för beräkning av SS. Mer korrekt hade varit att ta vatten från nitrifikationsbassängen, men då detta steg var ”ur funktion”, togs istället vatten från sista steget i aktivslambassängen. Nitratkväve tillsattes för att efterlikna en vanligt förekommande nitratkvävehalt i nitrifikationssteget.

Totalt genomfördes sex olika denitrifikationsförsök varav fyra erhöll relativt representativa resultat, vilka senare redovisas som försök 1, 2, 3 och 4. Av blandning 1 hälldes 845 ml i en glasbehållare som sattes på omrörning med hjälp av en magnetomrörare. Glasbehållaren slöts med en plastfolie och bubblades med kvävgas. Kvävgas tillsattes för att erhålla en anaerob miljö och omrörningen gjordes för att få till en homogen miljö för mikroorganismerna. Syrgasprover togs då och då under försökets gång för att säkerställa en anaerob miljö. För försök 1 och 2 bubblades det endast i början av försöket och sporadiskt under försökets gång. Då försök 1 och 2 visade på ej helt anaeroba miljöer ändrades försöksmetodiken för försök 3 och 4, där kvävgas tillsattes under hela försöket.

En stamlösning bestående av 1000 mg natriumnitrat/L tillreddes. 155 ml av stamlösningen tillsattes så att den totala volymen i glasbehållaren blev 1 liter. Då erhöles den önskade nitratkvävehalten på ca 20 mg/L. Detta gjordes då den existerande nitratkvävehalten var alldeles för låg för att kunna utföra några denitrifikationsförsök med. Följande beräkningar gjordes för att erhålla den önskade nitratkvävehalten på 20 mg/l:

Stamlösning: 1000 mg NaNO_3^- /l

Sökt koncentration: 20 mg $\text{NO}_3\text{-N}$ /l

Då NaNO_3^- löses i vatten fås molförhållande 1:1 enligt följande reaktionsformel:



$\text{NO}_3\text{-N}$ och NaNO_3^- har följande molmassor:

$$M(\text{NO}_3\text{-N}) = 14 \text{ g/mol}$$

$$M(\text{NaNO}_3^-) = 84,96 \text{ g/mol}$$

Enligt ekvation (12) kan den volym av natriumnitratlösning som ska tillsättas till det aktiva slammet beräknas för att få den önskade koncentrationen på 20 mg $\text{NO}_3\text{-N}$ /l:

$$C_1 \cdot V_1 = C_2 \cdot V_2 \quad (12)$$

där

$$C_1 = \frac{0,02 \text{ g/L}}{14 \text{ g/mol}} = 0,000322 \text{ mol NO}_3\text{-N/L}$$

$$C_2 = \frac{1 \text{ g/L}}{84,96 \text{ g/mol}} = 0,01177 \text{ mol NaNO}_3^-/\text{L}$$

V_1 = Önskade volym på det aktiva slammet, L. (I detta fall satt till 1 L).

V_2 = Sökt volym på NaNO_3^- -lösningen, L.

Detta ger:

$$V_2 = \frac{C_1 \cdot V_1}{C_2} = 0,0137 \text{ L} = 121 \text{ ml}$$

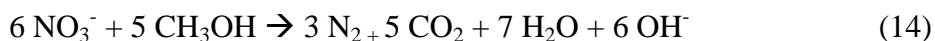
I verkligheten krävdes lite större mängd natriumnitratlösning för att vara säker på att erhålla en nitratkvävekoncentration på minst 20 mg/l. Därför tillsattes 155 ml NaNO₃-lösning istället, så att totalvolymen i detta fall blev 1 liter.

När en anaerob miljö (O₂ < 0,2 mg/L) hade fastställts i glasbehållaren och natriumnitratet hade tillsatts kunde denitrifikationsförsöken påbörjas. Tre vattenprov togs efter det att natriumnitratet tillsattes, i tidsintervallen 5, 15 samt 25 minuter. Varje prov som togs bestod av ca 30 ml och filtrerades genom ett 0,45 µm filter. Filtratet bevarades i kylskåp för senare analys på nitrat och COD samma dag. Efter 30 min tillsattes en kolkälla bestående av hydrolysaten. Hydrolysaten späddes så att de tillsatta COD-koncentrationerna blev 3,3 – 4 gånger större än nitratkvävehalten. Dosering av hydrolysaten till denitrifikationsförsöken kunde enkelt beräknas genom att beräkna andelen tillsatt COD till det aktiva slammet. Följande beräkningar gjordes:

Ekvation (13) anger förloppet då metan oxideras till koldioxid och vatten av denitrifikationsbakterierna. Molmassan för kolet i metan och molmassan för syre i denna ekvation blir totalt 32 g/mol respektive 48 g/mol. Detta innebär att det går åt 1,33 st syre för varje kolatom som ska oxideras.



Ekvation (14) är resultatet av tidigare tvåstegsreaktioner för denitrifikationen. Här uppgår kvävet molmassa i nitraten till 84 g/mol medan kolet i metanolens molmassa uppgår till 180 g/mol. Totalt sätt går det därmed åt 240 gram metanol (1,33*180 g/mol). För varje reducerat nitratkväve åtgår därmed 240/84 = 2,8 g COD (Ek, 2013).



I praktiken åtgår mer COD på grund av att denitrifikationsmiljön inte är helt anaerob och man brukar därför räkna med 3,3 – 4 g COD/ g NO₃-N (Ek, 2013).

Ekvation (12) användes återigen för att erhålla korrekt volym tillsatt hydrolysat:

där

C₁= Sökt koncentration, mg COD/L. (I detta fall 3,3-4 gånger större än nitratkvävehalten).

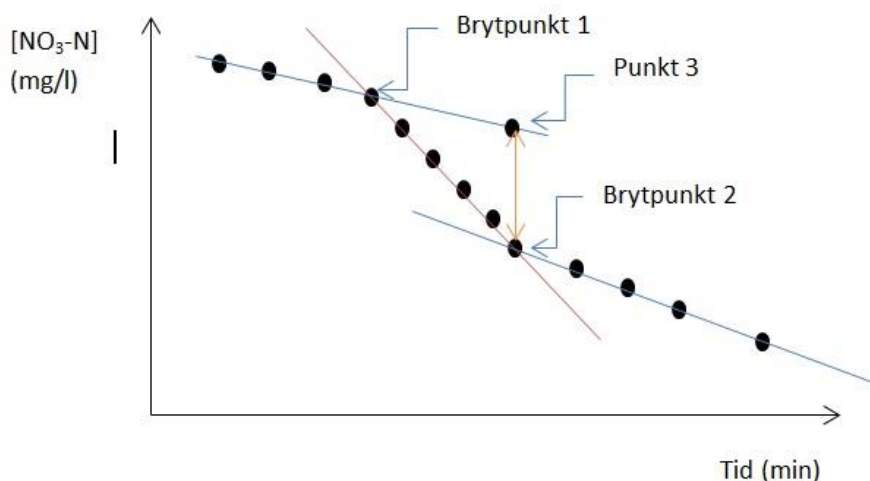
V₁ = Önskad aktivslamvolym, L. (I detta fall 1000ml- (30*3)ml = 0,91L)

C₂ = Koncentration på hydrolysaten, mg/L. (I detta fall 2967 respektive 4 513,5 mg/L)

V₂ = Sökt volymen på hydrolysaten, L.

Därefter togs ytterligare fyra prov med femminutersintervall och ett prov med 15 respektive 20 minutersintervall, för att sedan avsluta med fem prov med 30 minutersintervall. Även dessa filtrerades och sattes in i kylskåp för senare analys av nitratkväve och COD.

Genom att plotta nitratkvävehalten mot tiden, se figur 4, kunde beräkningar av denitrifikationshastigheten göras enligt ekvation (15) (Blondeau, 2005). Linjen innan brytpunkt 1 representerar den bakgrundsdenitrifikation som sker innan tillsatts av kolkälla. Den största lutningen på kurvan, mellan brytpunkt 1 och 2, representerar denitrifikationshastigheten och är mer eller mindre brant beroende på val och mängd av kolkälla. Linjen efter brytpunkt 2 anger denitrifikationshastigheten då kolkällan börjar ta slut (Blondeau, 2005).



Figur 4. Schematisk plott som erhålls vid denitrifikationsförsök i labororieskala. Då tiden plottas mot nitratkvävehalten kan två brytpunkter visualiseras, vars data används vid beräkning av denitrifikationshastigheten.

$$v_{den} = \frac{([N(t1)] - [N(t2)])}{((t2 - t1) * [VSS])} \quad (15)$$

där

V_{den} = Denitrifikationshastigheten, mg NO₃-N/g VSS*h

[VSS] = Koncentrationen av volatile suspended solids vid t=0, g VSS/L¹

[N(t1)] = Koncentrationen av nitrat vid första brytpunkten, mg NO₃-N/L

[N(t2)] = Koncentrationen av nitrat vid andra brytpunkten, mg NO₃-N/L

t2 = tiden vid brytpunkt 2, h

t1 = tiden vid brytpunkt 1, h

På samma sätt som för denitrifikationshastigheten kunde en kolkällas effektivitet bestämmas genom att göra en plott enligt figur 4 samt genom att använda ekvation (16). En kolkällas effektivitet är ett mått på hur effektiv en kolkälla är på att reducera kväve och anger alltså hur mycket kol det går åt för att reducera en viss mängd nitratkväve (Blondeau, 2005). I denna rapport kommer en kolkällas effektivitet att refereras till som en kol-kväveknot (C/N-kvot), då ekvation (16) representerar detta.

(1) För uträkning av VSS, se Appendix 1.

Punkt 3 i figur 4 är en extrapolering utav bakgrundsdenitrifikationens linje, till den punkt i vertikalled, där efterdenitrifikationen tar vid. Då den tillsatta mängden COD divideras med skillnaden i nitratkvävekoncentrationen mellan punkt 3 och brytpunkt 2 erhålls kolkällans effektivitet, eftersom vattnets bakgrundsdenitrifiering då elimineras (Skogsberg, 1999). Denna skillnad har i detta fall beräknats med hjälp av nämnaren i ekvation (16) (Blondeau, 2005).

$$\frac{c}{N} = \frac{[C_{tillsatt}]}{([N(t1)]-[N(t2)])-\left(\frac{t2-t1}{t1-t0}\right)*([N(t0)]-[N(t1)])} \quad (16)$$

där

$[C_{tillsatt}]$ = Koncentrationen av tillsatt kol, mg COD/l

$[N(t0)]$ = Initiala koncentrationen av nitrat, mg NO_3 -N/l

$[N(t1)]$ = Koncentrationen av nitrat vid brytpunkt 1, mg NO_3 -N/l

$[N(t2)]$ = Koncentrationen av nitrat vid brytpunkt 2, mg NO_3 -N/l

$t1$ = tiden vid brytpunkt 1, h

$t0$ = tiden vid denitrifikationsförsökets början, h

Resultatet plottades därefter enligt figur 4 och denitrifikationshastigheten och C/N-kvoten beräknades enligt ekvation (15) och (16). C/N-kvoter beräknades dels för den uppmätta COD-halten och dels för den beräknade COD-halten.

3.4 Ekonomiska aspekter

Tillvägagångssättet för beräkningar av fällningskemikaliekostnader, energibesparingar, förlust av biogasintäkter kontra kostnader för användandet av extern kolkälla redovisas i följande tre avsnitt. Samtliga beräkningar bygger på en uppskalning av verket motsvarande 100 000 p.e. Uppskalningen baseras på antagandet att varje person använder 170 liter vatten per dygn vilket resulterar i en rening av 6,2 miljoner m^3 vatten varje år.

3.4.1 Kostnad för trepunktsfällning

För att avgöra kostnaden för trepunktsfällningen vid en eventuell uppskalning av verket motsvarande 100 000 p.e. mättes doseringen av metallsalt och polymerer för trepunktsfällningen den under dygn 3, den 6:e mars. Doseringen av fällningskemikalierna uppskattades genom att mäta hur stor mängd av respektive fällningskemikalie som pumpades ut i en mätcylinder under sex minuter. Genom att multiplicera den uppmätta mängden med 10 erhöles antalet ml per timme. Därefter kunde den tillsatta mängden fällningskemikalier till inkommande vatten beräknas genom att dividera den uppmätta mängden fällningskemikalier med mängden inkommande vatten som i detta fall uppgick till 0,8 m^3 per timme. Genom att veta densiteten för fällningskemikalierna kunde den förbrukade mängden fällningskemikalie beräknas.

Därefter beräknades hur många ton av respektive fällningskemikalie som förbrukas under ett år vid en uppskalning motsvarande 100 000 p.e. Prisuppgifter från avsnitt 2.4.2 användes för att beräkna kostnaden per år för respektive fällningskemikalie.

3.4.2 Energibesparingar i biosteget

Beräkningar för energibesparingar i biosteget vid en uppskalning motsvarande 100 000 p.e. gjordes med hänsyn till de uppgifter som redovisas i avsnitt 4.2.1. Här uppges att energiförbrukningen för luftningen i biosteget per person och år uppgår till 20 kWh då förfällning inte används. Då förfällning eller trepunktsfällning används kan energiförbrukningen reduceras med 75 %. Vidare antogs priset per kWh uppgår till 1 kr. Genom att beräkna vad kostnaden för luftningen skulle uppgå till utan förfällning kunde kostnadsbesparingen med förfällning beräknas genom att anta en 75-procentig energibesparing.

3.4.3 Förlust av biogasintäkter kontra kostnaden för extern kolkälla

Uttag av hydrolysat till efterdenitrifikationen skulle innebära förluster i biogasutvinning. För att kunna beräkna vad denna förlust skulle uppgå till vid en uppskalning motsvarande 100 000 p.e. gjordes vissa jämförelser och antaganden.

För att kunna uppskatta vad kostnaden skulle bli i förlust av biogas jämfört med kostnaden i att inhandla en extern kolkälla, i detta fall etanol, gjordes beräkningar på biogasförluster med utgångspunkt från resultatet i denitrifikationsförsök 4 och resultatet från tidigare denitrifikationsförsök gjorda på GRYAAB i Göteborg, se tabell 5. Resultatet för GRYAAB:s denitrifikationsförsök med etanol jämfördes med denitrifikationsförsök 4 i denna studie, då GRYAAB:s försök uppvisade liknande denitrifikationshastigheter för både primärslam och etanol.

Med utgångspunkt från det fjärde denitrifikationsförsökets C/N-kvot skulle en tre gånger så hög halt COD behövas för att erhålla samma resultat som för etanol. Detta innebär att motsvarande mängd COD för etanol skulle bli 94/3 mg COD/l, vilket resulterar i 31,3 mg COD/l.

I tabell 9 redovisas två olika beräkningsmetoder för intäktsförluster av biogas på grund av uttag av intern kolkälla. De båda beräkningarna utgår från den mängd COD (94 mg COD/l) som skulle behövas för att verka lika effektivt som etanol samt att ersättningen för rågas ligger på 2,5 kr/Nm³ (Gunnarsson & Lygnegård, 2008). Vidare utgår beräkningsmetod 1 från att 4 kg COD ger 1 kg metangas. Division med densiteten för metangas ger den uppskattade metangasproduktionen och kan därefter räknas om till rågas. Beräkningsmetod 2 utgår från att varje kilo COD ger 0,6 m³ rågas, se tabell 9.

Tabell 9. Beräkningar av biogasaförlust vid uttag av kolkälla till denitrifikationen. (*) avser uträkning baserad på att varje person förbrukar 170 l vatten/dygn.

	COD tillsatt:	0,94	kg/m ³
	COD/år mots. 100 000 p.e.*:	583 270	kg COD/år
	Pris rågas	2,5	kr/Nm ³
<i>Beräkningsmetod 1:</i>	4 kg COD--> 1 kg metangas, ger:	145 817,5	kg metan/år
	Densitet metan:	0,717	kg/Nm ³
	Förlust metan	203 371,7	Nm ³ /år
	Rågas består av 70 % metan och 30 % koldioxid, ger:		
	Förlust rågas	264 383,2	Nm ³ /år
<i>Beräkningsmetod 2:</i>	0,6 m ³ rågas/kg COD, ger:	349962	m ³ rågas/år

Motsvarande kostnader för användning av en extern kolkälla, i detta fall 85-procentig etanol, beräknades genom att använda den mängd COD (31,33 mg COD/l) som motsvarades av den internproducerade kolkällans effektivitet och hastighet i denitrifikationsförsök 4. Beräkningarna utgick från avsnitt 2.4.3, där kostnaden för 85-procentig etanol uppgår till 4 kr/kg COD.

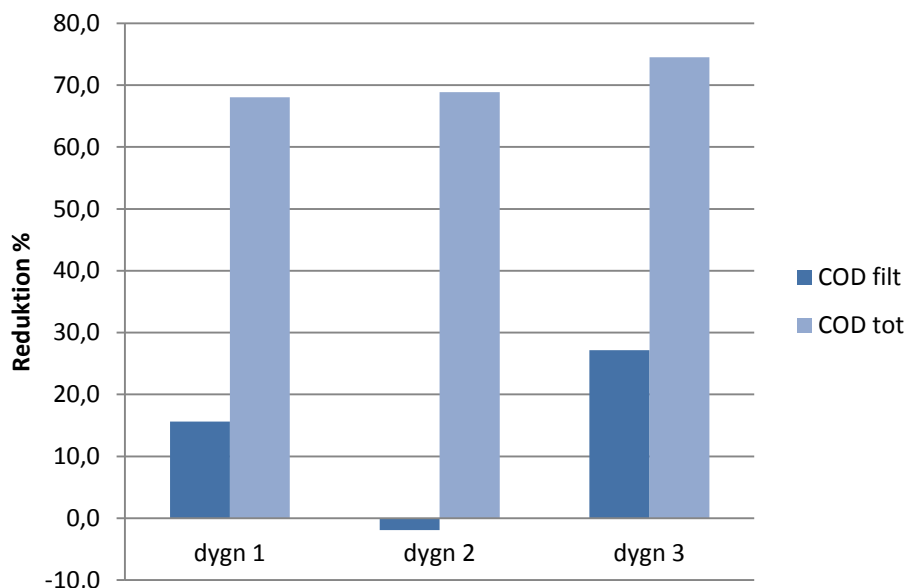
4 RESULTAT

I följande kapitel presenteras resultaten av fällningsförsöken i pilotskala, hydrolysförsöken och denitrifikationsförsöken i laboratorieskala för att sedan avslutas med resultaten kring de ekonomiska aspekterna.

4.1 Fällningsförsök

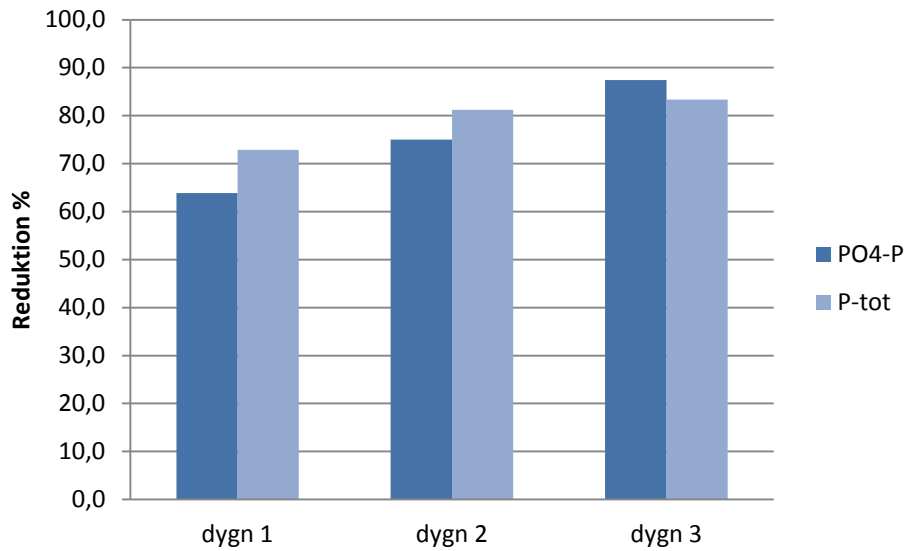
Resultatet av de tre fällningsförsöken kan åskådliggöras i figur 5 och 6. Här har fällningsförsöken under de tre dygnen plottats med avseende på reduktionen av den totala mängden COD (COD tot) och fosfor (P-tot), löst COD (COD filt) samt fosfatfosfor (PO₄-P).

Vid fällningsförsök med PAX XL-36, Purfix-120 samt Superflock C-494, uppnås den största reduktion av total samt löst COD under dygn 3, se figur 5. Här uppgår reduktionen av total och löst COD till 75 respektive 27 %. Se Appendix 3 för rådata av fällningsförsöken.



Figur 5. Den procentuella reduktionen av totala koncentrationen COD samt COD filtrerat med 0,45 mikrometersfilter (COD filt). För dygn 1 och 2 användes samma mängd fällningskemikalier. För dygn 3 ökades halten PAX XL-36 med 30 %.

För reduktionen av totalfosfor och fosfatfosfor erhålls även här störst reduktion för dygn 3, se figur 6. Reduktionen för total- och fosfatfosfor uppgår då till 83 respektive 87 %. Fosfatfosforhalten för dygn 1, 2 och 3 uppgick till 1,3, 0,8 respektive 0,4 mg/l på utgående vatten.

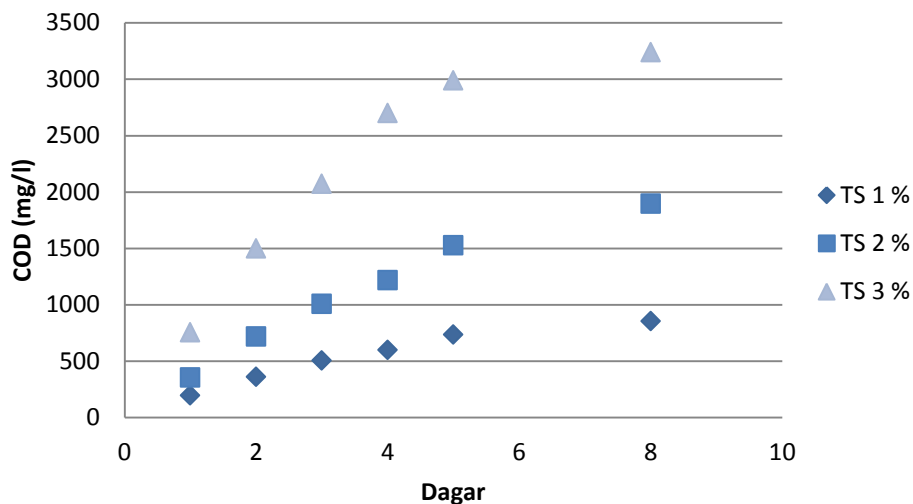


Figur 6. Den procentuella reduktionen av totalfosfor (P-tot) och fosfatfosfor (PO₄-P). För dygn 1 och 2 användes samma mängd kemikalier. För dygn 3 har halten PAX XL-36 ökats med 30 %.

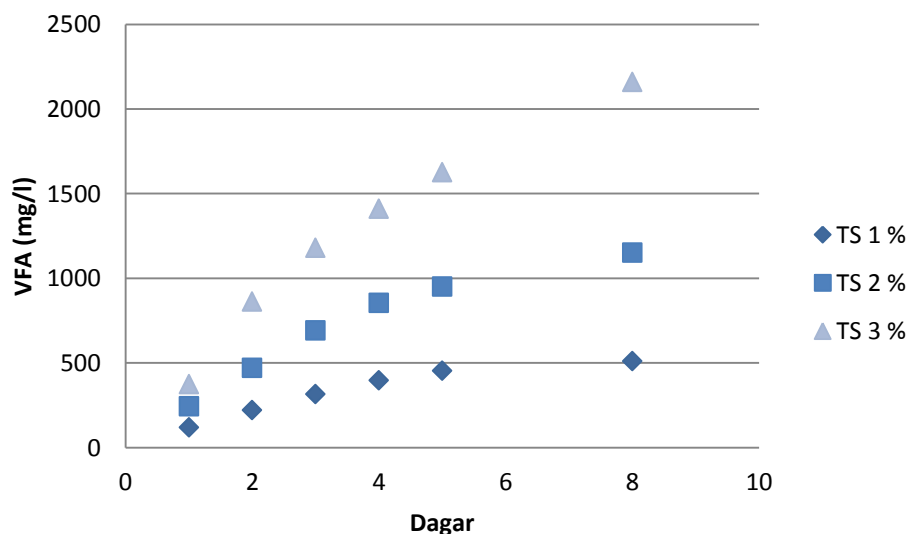
4.2 Hydrolysförsök

Resultatet av hydrolysen för de tre olika TS-halterna kan åskådliggöras i figur 7-15. De tre olika TS-halterna har plottats med avseende på COD och VFA under åtta dagar. Även andelen VFA per COD, ökningen av ammonium samt förändringar i pH och temperatur kan åskådliggöras. Slutligen presenteras den dagliga VFA produktionen samt den procentuellt dagliga ökningen av VFA för de tre olika TS-halterna. Se Appendix 4 för rådata över hydrolysförsöken.

Hydrolysen av primärslam erhöll högst produktion av COD och VFA för TS 3 % och lägst för TS 1 %, se figur 7 och 8. COD- och VFA-produktionen för samtliga TS-halter verkar följa ett linjärt samband fram till och med dag 5 för att därefter avta.

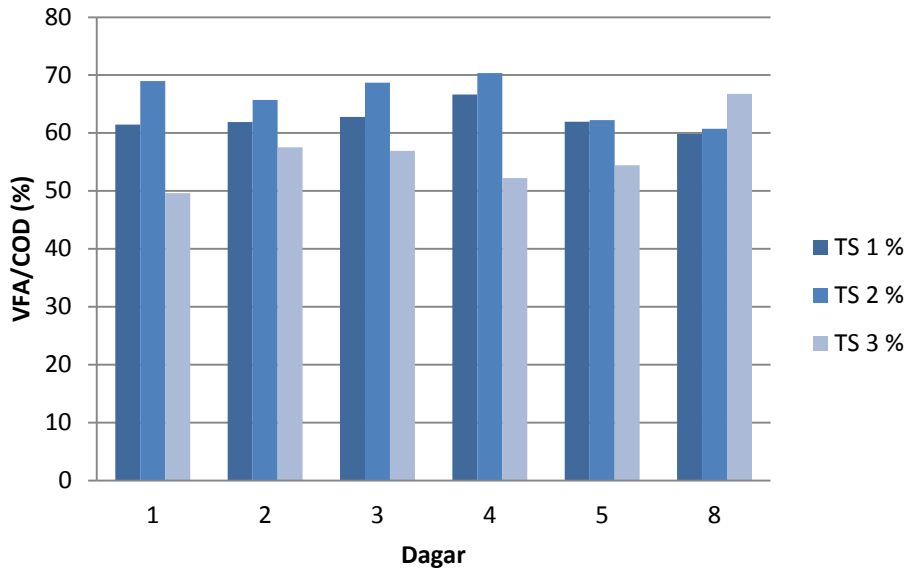


Figur 7. Koncentrationen COD i mg/l under åtta dagars hydrolysis av primärslam med TS-halter 1, 2 respektive 3 %.



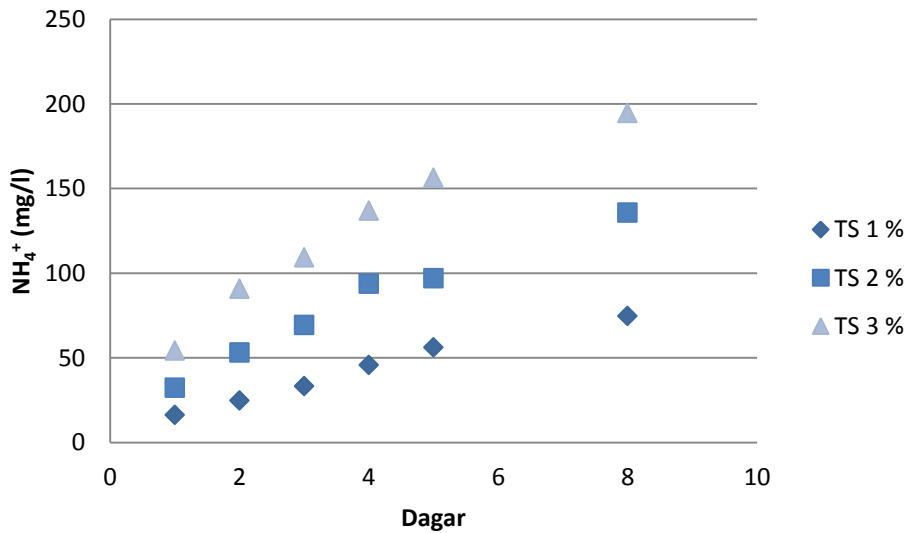
Figur 8. Koncentrationen VFA i mg/l under åtta dagars hydrolysis av primärslam med TS-halter 1, 2 respektive 3 %.

I figur 9 visas hur stor del av filtrerat COD som utgörs av VFA. Störst andel VFA erhålls för TS 2 % med undantag för dag 8.



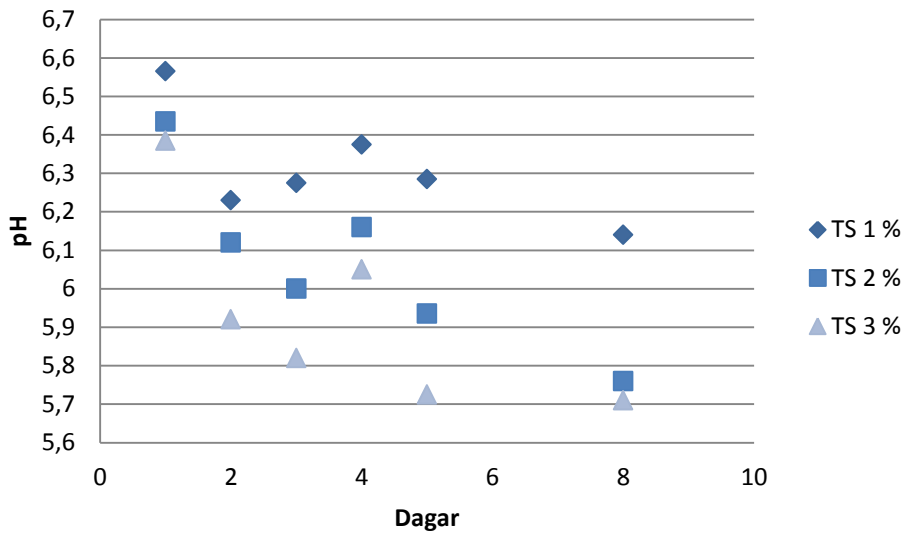
Figur 9. Procentuell andel VFA/COD för TS-halterna 1, 2 respektive 3 %.

Under hydrolysen ökar halten ammonium för samtliga TS-halter, för att sedan avta efter ca åtta dagar, se figur 10.



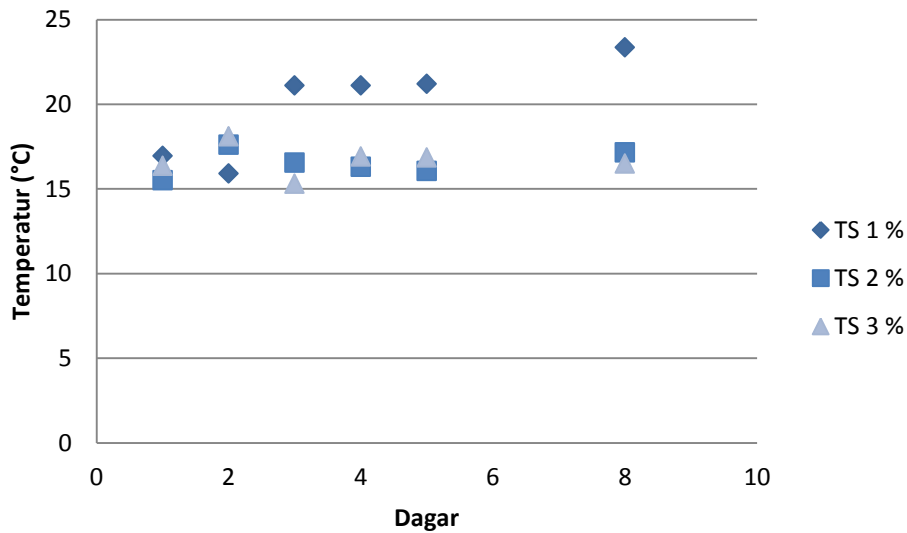
Figur 10. Koncentrationen ammonium i mg/l under åtta dagars hydrolysis av primärslam med TS-halter 1, 2 respektive 3 %.

pH har en överlag avtagande trend för samtliga TS-halter, se figur 11. Dock ses en ökning av pH under dag tre och fyra för TS 1 och 2 % och en ökning under dag fyra för TS 3 %.



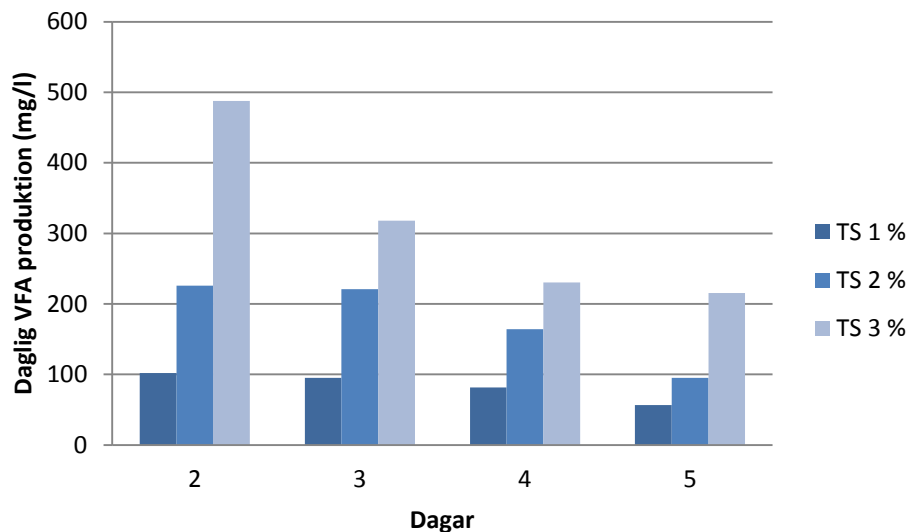
Figur 11. Förändringen i pH under åtta dagars hydrolys av primärslam med TS-halterna 1, 2 respektive 3 %.

För TS-halterna 2 och 3 % hölls temperaturen på en ganska konstant nivå med medeltemperaturer på 16,5 respektive 16,7. För TS 1 % erhöles en temperaturökning på 7,5 °C, se figur 12.

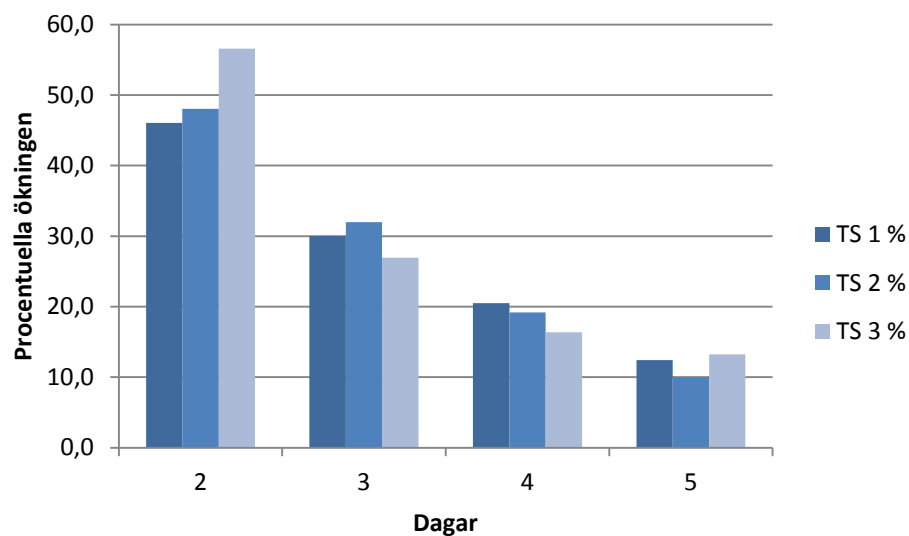


Figur 12. Temperaturvariationen under åtta dagars av hydrolys av primärslam med TS-halterna 1, 2 respektive 3 %.

För samtliga TS-halter erhöles störst produktion av VFA under dag två för att sedan avta de nästkommande dagarna, se figur 13 och 14. Störst är ökningen under dag två för TS 3 %, medan den minsta ökningen ses för TS 1 %. Den procentuella ökningen är dock större för TS 1 och 2 % under dag tre och fyra jämfört med TS 3 %.

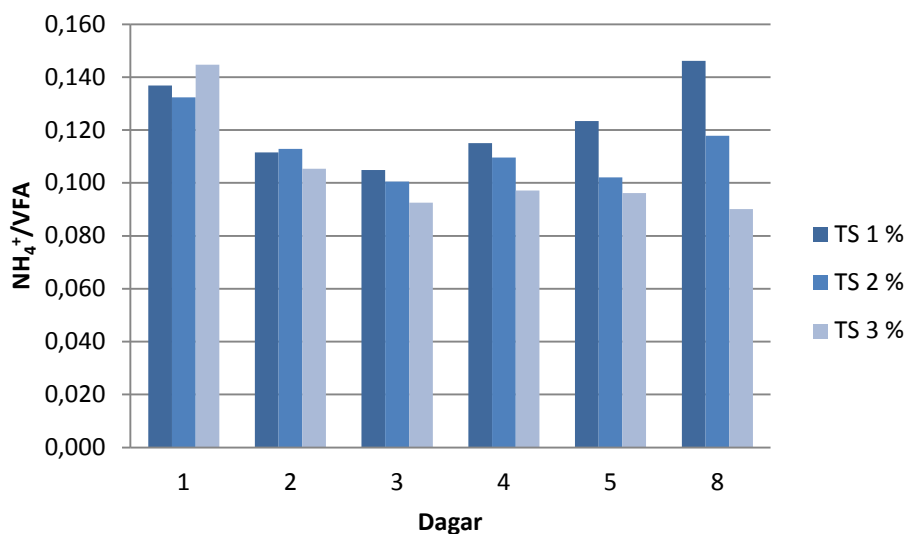


Figur 13. Dagliga produktionen av VFA under fem dagar från slamhydrolys med TS-halterna 1, 2 respektive 3 %.



Figur 14. Den procentuella dagliga ökningen av VFA under fem dagar från hydrolys av primärslam med TS-halterna 1, 2 respektive 3 %.

Minst andel producerad NH_4^+ /VFA erhölls under dag tre för TS 1 och 2 % respektive dag åtta för TS 3 %, se figur 15.



Figur 15. Andelen producerad NH_4^+ /VFA för TS-halterna 1, 2 och 3 %.

4.3 Denitrifikationsförsök

Resultaten av denitrifikationsförsöken inleds med en presentation av de två olika hydrolysater som använts under denitrifikationstesterna, se tabell 10. Därefter presenteras bland annat den uppmätta och den beräknade initiala COD-koncentrationen samt den uppmätta initiala nitratkvävehalten vid de fyra olika försöken, se tabell 11. I figur 16-19 kan sedan de olika denitrifikationsförsöken åskådliggöras. Därefter visas en sammanfattning av de fyra olika försökens C/N-kvoter och denitrifikationshastigheter i tabell 12.

Tabell 10 visar hydrolysatets COD-, VFA- samt ammonium- och ammoniumkvävekoncentrationen efter 5 (sats 1) respektive 9 (sats 2) dagars SRT. För denitrifikationsförsök 1 och 2 användes sats 1, medan sats 2 användes för denitrifikationsförsök 3 och 4.

Tabell 10. COD-, VFA- samt ammoniumkoncentrationer av hydrolysater från primärslam med 5 (sats 1) respektive 9 (sats 2) dagars SRT.

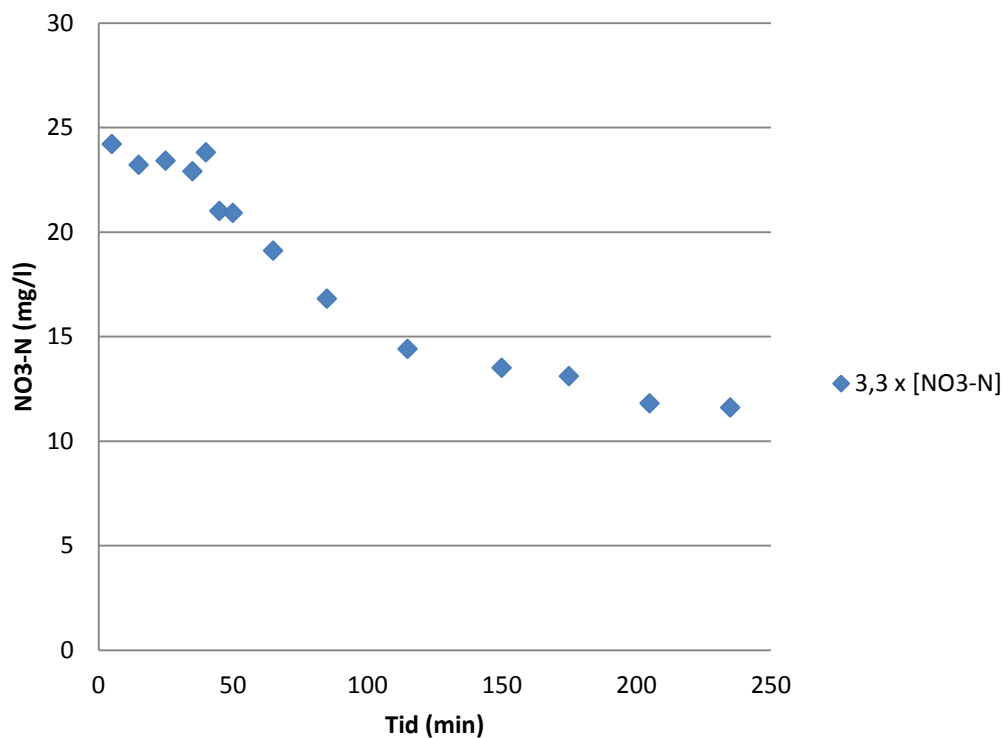
	SRT (dagar)	COD-tot (mg/l)	VFA (mg/l)	Andel VFA (%)	NH_4 (mg/l)	$\text{NH}_4\text{-N}$ (mg/l)
Sats 1	5	2 967	1 720,5	58	171,6	132
Sats 2	9	4 513,5	2 575,5	57	378	298,2

Utifrån hydrolysatens COD-koncentration och denitrifikationsförsökens initiala nitratkvävehalt beräknades tillsatta volymer av hydrolysater till de olika försöken. De tillsatta volymerna hydrolysater motsvarade COD-halterer 3,3 respektive 4 gånger större än den initiala nitratkvävehalten, se tabell 11.

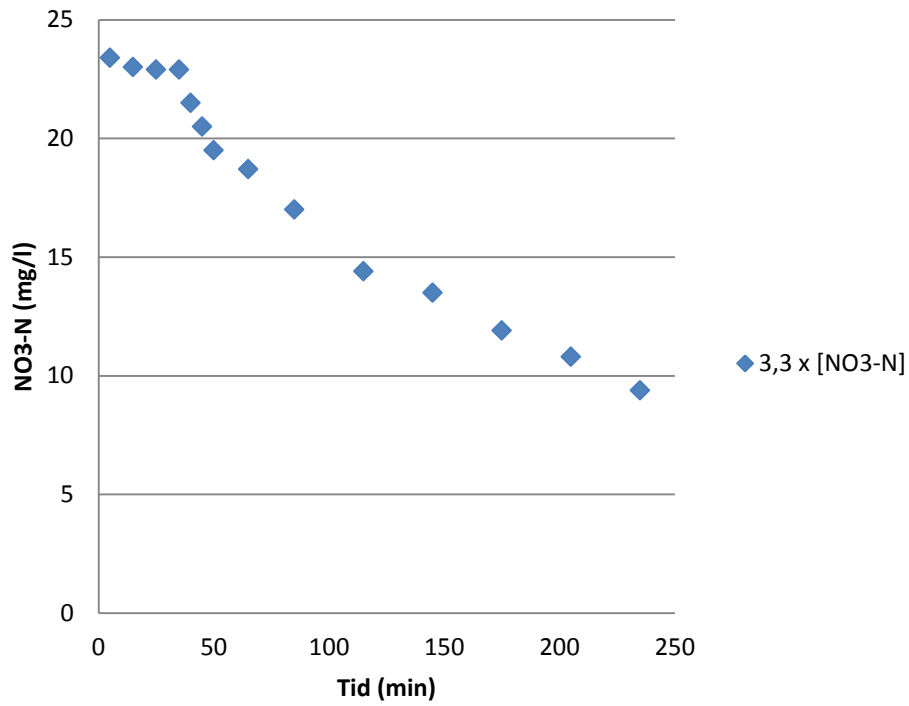
Tabell 11. Anger de fyra olika denitrifikationsförsökens tillsatts av hydrolysat, initial nitratkvävehalt samt beräknad och uppmätt COD-halt.

	Försök 1	Försök 2	Försök 3	Försök 4
Hydrolysat tillsatt (ml)	24,5	23	18,3	20
Initial NO ₃ -N-halt (mg/l)	24,2	23,4	23	24,7
COD-halt (X*[NO ₃ -N])	3,3	3,3	4	4
Beräknad initial COD-koncentraion (mg/l)	80	77,2	91,2	98,8
Uppmätt löst COD (mg/l)	62	27,8	96,2	93,9

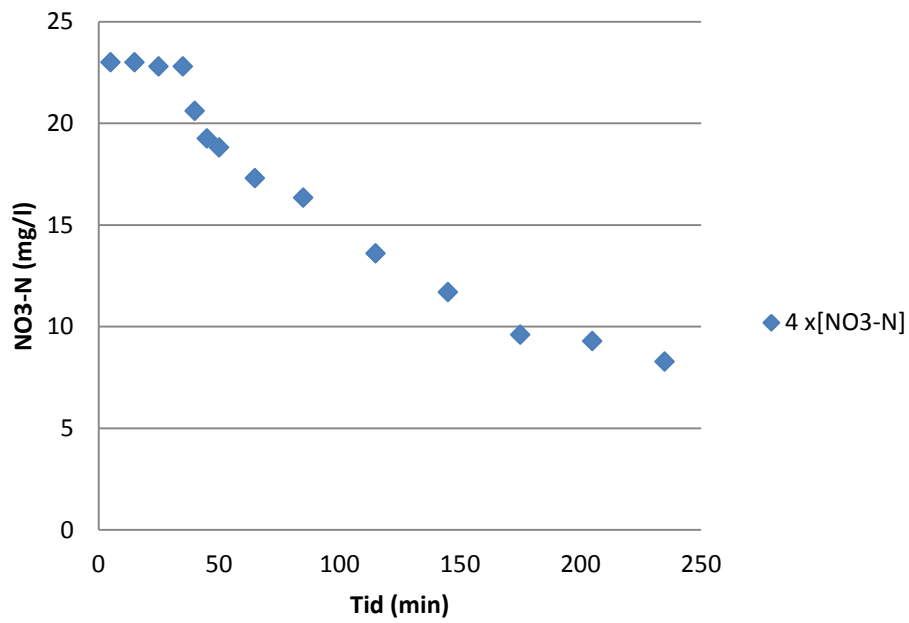
Resultaten från samtliga fyra denitrifikationsförsök presenteras nedan i figur 16 till 19 med 3,3 respektive 4 gånger den initiala nitratkvävehalten. Se Appendix 5 för rådata.



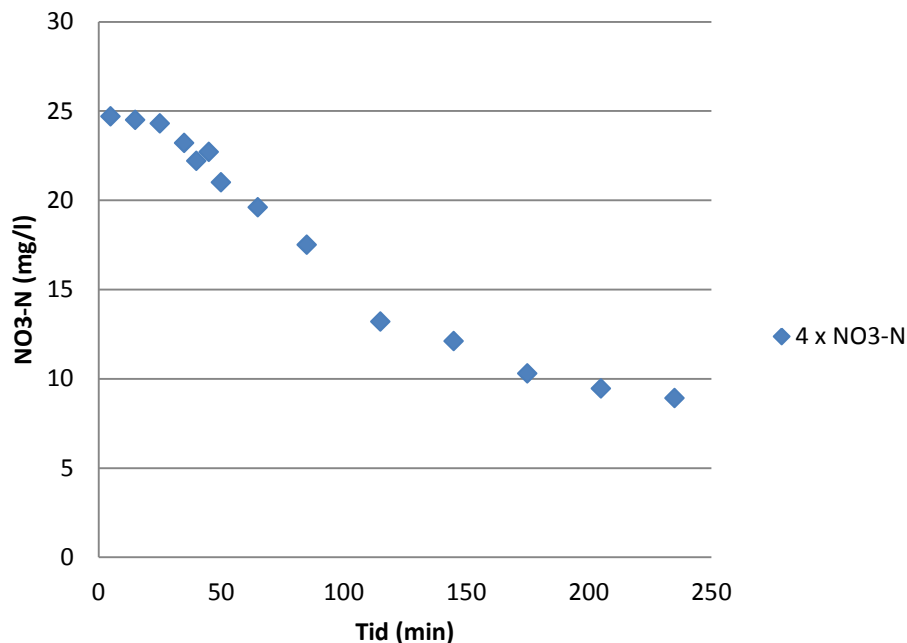
Figur 16. Denitrifikationsförsök med sats 1, försök nummer 1.



Figur 17. Denitrifikationsförsök med sats 1, försök nummer 2.

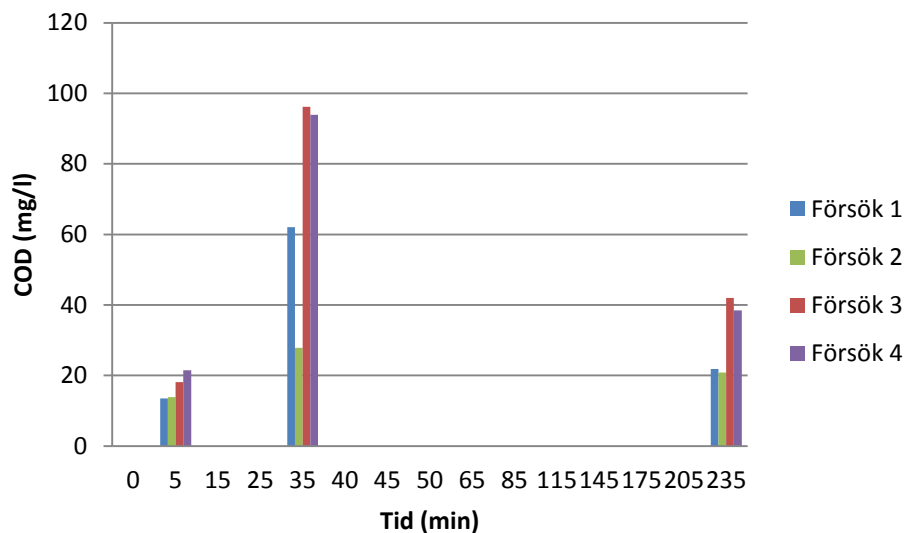


Figur 18. Denitrifikationsförsök med sats 2, försök nummer 3.



Figur 19. Denitrifikationsförsök med stas 2, försök nummer 4.

Den uppmätta filtrerade COD-halten varierade mellan försöken, se figur 20. 35 minuter motsvarar den tid precis efter det att kolkälla tillsattes och borde varit högre för försök 2.



Figur 20. COD-koncentrationerna för de fyra olika försöken vid tre olika mätpunkter: innan tillsats av kolkälla, precis efter tillsats av kolkälla samt halten COD vid försökens slut.

Denitrifikationshastigheter och C/N-kvoterna för de fyra olika försöken presenteras i tabell 12. C/N-kvoter beräknades dels för den uppmätta COD-halten och dels för den beräknade COD-halten, vilka skiljer sig avsevärt åt i försök 2.

Tabell 12. Anger denitrifikationshastigheterna och C/N-kvoterna för de olika försöken. C/N-kvot* är den uppmätta COD halten för filtrerat COD, medan C/N-kvot är den beräknade COD-halten.

	Denitrifikationshastighet (mg NO ₃ -N/g VSS*h)	C/N-kvot (g COD/g NO ₃ -N)	C/N-kvot* (g COD/g NO ₃ -N)	VSS (g/l)
Försök 1	5,65	15,87	12,3	1,13
Försök 2	4,32	10,77	3,9	1,09
Försök 3	5,24	7,43	7,8	1,08
Försök 4	7,00	10,62	10,1	1,06
Medel	5,6	11,2	8,5	1,09

4.4 Ekonomiska aspekter

Resultaten för trepunktsfällningens kostnad, energibesparingen i biosteget samt förlusterna i biogasintäkter kontra kostnaden för användandet av en extern kolkälla redovisas i följande tre avsnitt.

4.4.1 Kostnaden för trepunktsfällning

Uppmätt mängd fällningskemikalie och polymer samt beräkning av förbrukad mängd fällningskemikalie och polymer redovisas i tabell 13.

Tabell 13. Dosering av fällningskemikalier för trepunktsfällningen den 6:e mars på Hammarby sjöstadverket. (*) avser i detta fall en spädning av Superflock C-494 till 0,1%.

	Uppmätt mängd (l/h)	Tillsatt mängd kemikalie (l/m ³)	Densitet (g/dm ³)	Förbrukad mängd kemikalie (g/m ³)
PAX-XL 36	0,12	0,15	1290	193,5
Purfix-120	0,03	0,0375	1600	60
Superflock C-494	0,02	0,025*	1000	0,025

I tabell 14 redogörs för hur många ton av respektive fällningskemikalie som förbrukas under ett år. De tre fällningskemikaliernas kostnad vid en uppskalning motsvarande 100 000 p.e. uppgår till 8 060 000 kr/år.

Tabell 14. Uppskattade kostnader för fällningskemikalier och polymerer vid en uppskalning motsvarande 100 000 p.e.

	Förbrukad kemikalie (ton/år)	Kostnad (kr/ton)	Kostnad (kr/år)
PAX-XL 36	1 200,7	1 900	2 280 000
Purfix-120	372,3	15 500	5 770 000
Superflock C-494	0,16	25 000	3 880
Total kostnad:			8 060 000

4.4.2 Energibesparingar i biosteget

Energibesparingen i biosteget vid en uppskalning motsvarande 100 000 p.e. som erhålls vid förfällning resulterar i kostnadsbesparingar motsvarande 1,5 miljoner kronor per år, se tabell 15.

Tabell 15. Beräknade energibesparingar i biosteget då förfällning används i ett reningsverk motsvarande 100 000 pe.

Energiförbrukning/person och år	20	kWh/person*år
100 000 pe motsvarar:	2 000 000	kWh/år
Kostnad/kWh	1	kr/kWh
Total kostnad utan fällning:	2 000 000	kr/år
Besparing med förfällning:	1 500 000	kr/år

4.4.3 Förlust av biogasintäkter kontra kostnaden för extern kolkälla

Den totala årliga förlusten i rågasproduktion för beräkningsmetod 1 och 2 uppgår till ca 265 000 m³ respektive 350 000 m³. Detta skulle motsvara intäkter på ca 661 000 respektive 875 000 kronor/år baserat på en ersättning för rågas på 2,5 kr/Nm³, se tabell 16.

Tabell 16. Den beräknade förlusten i biogasintäkter i kr/år vid uppskalning motsvarande 100 000 p.e. för beräkningsmetod 1 och 2.

	Förlust rågasproduktion (m ³)	Förlust i biogasintäkter (kr/år)
Beräkningsmetod 1	265 000	661 000
Beräkningsmetod 1	350 000	875 000

Motsvarande kostnader för användning av en extern kolkälla, i detta fall etanol, beräknades och kostnaden för att använda etanol istället för en internproducerad kolkälla skulle då uppgå till ca 777 700 kr/år, se tabell 17.

Tabell 17. Motsvarande kostnader för användandet av etanol

Kostnad etanol:	4	kr/kg COD
COD etanol	31,33	mg COD/l
COD etanol	0,0313	kg COD/m ³
kg etanol/år	194 423	kg etanol/år
Kostnad/år	777 700	kr/år

Sammanfattningsvis kan det kostateras att trepunktsfällningen utgör den största kostnaden. Vinsten i att producera en intern kolkälla motsvarar ungefär samma belopp som en biogasproduktion med försäljning av rågas skulle ge, se tabell 18.

Tabell 18. Redogörelse för samtliga kostnader och besparingar som uppkommer då en processlinje använder trepunktsfällning med uttag av intern kolkälla.

Kostnad trepunktsfällning:	8 060 000 kr/år
Energibesparing i biosteget på grund av förfällning:	1 500 000 kr/år
Förlust av biogasintäkter:	768 000 kr/år
Vinsten i att producera en intern kolkälla jämfört med att inhandla en extern:	777 700 kr/år

5 DISKUSSION

5.1 Fällningsförsök

Trepunktsfällningen gav inte den önskvärda reduktionen på 80-90% av organiskt material. Reduktionen blev endast marginellt bättre då doseringen av PAX XL-36 ökades. Halten reducerad total- och fosfatfosfor ökade. Dock blev reduktionen fosfatfosfor vid en 30 procentig ökning av PAX XL-36 något för hög, då utgående vatten erhöll ett värde på 0,4 mg PO₄-P/l. Önskvärt är att halten fosfatfosfor in till biosteget ligger på 0,8 mg PO₄-P/l.

5.2 Hydrolysförsök

VFA och COD-koncentrationerna ökade under hydrolysens gång som förväntat. Ju högre TS-halt desto större produktion av COD och VFA erhöles, se figur 7 och 8. En avtagande trend av COD kunde ses efter ca fem dagar för samtliga TS-halter. Samma trend kan även ses för VFA. Dock var denna trend svagare för TS 3 % där VFA fortsätter att tillta till och med dag åtta. Detta kan bero på att en högre TS-halt innebär mer lättnedbrytbart organiskt material (RBCOD) och att det därmed tar längre tid innan detta tar slut eller att svårnedbrytbart material (SBCOD) i detta fall har brutits ned. Med tanke på att filtrerat COD avtar borde det senare resonemanget vara troligt. Detta stämmer även bra överrens med det faktum att TS 2 % utgör störst andel VFA/COD med undantag för dag 8 då TS 3 % erhåller störst andel. Detta skulle kunna betyda att en högre TS-halt har större potential att bryta ned SBCOD och att VFA/COD-kvoten därmed ökar, dock efter en längre SRT.

Den optimala TS-halten skulle enligt denna studie vara TS 3 % då halten erhöil högst andel VFA och utgör på så sätt den bästa kolkällan jämfört med de andra två TS-halterna. Optimal SRT kan diskuteras, då ökningen av VFA var som störst dag två men fortsatte öka fram till dag åtta. Dock kan en liten avtagande trend ses runt dag 8, vilket indikerar att uppehållstiden inte bör vara längre än så. Med tanke på att långa uppehållstider i processlinjen kräver större förvaringsvolymmer och därmed är mer kostsamma jämfört med mindre förvaringsvolymmer, är troligtvis en uppehålltid på tre till fem dagar mest ekonomiskt gynnsam.

Gällande produktionen av ammonium ses överlag en ökande trend för samtliga TS-halter, se figur 10. Ju högre TS-halt desto högre halt ammonium producerades. Kvoten NH₄⁺/VFA var dock som lägst för TS 3 %, vilket innebär att denna TS-halt producerade minst ammonium i förhållande till producerad VFA, se figur 15. Generellt sätt verkar en lägre TS-halt ge en större NH₄⁺/VFA-kvot. För TS 3 % minskade även kvoten ju längre tiden gick, vilket inte var fallet för de övriga två TS-halterna. Andelen producerad NH₄⁺/VFA stämmer även bra överrens med tidigare hydrolysförsök gjorda i Johannesburg, se avsnitt 2.2.4.

Den procentuella dagliga ökningen av VFA var även störst för TS 3 % och minskade med minskad TS-halt, se figur 14. Produktionen av VFA var även som störst under dygn två vilket tyder på att längre SRT än tre till fem dagar inte är nödvändig.

För pH ses en överlag avtagande trend med undantag för dag fyra då pH ökar, se figur 11. En förklaring till detta kan vara mätfel i form av fel på mätutrustning eller kalibreringsfel. En annan mindre trolig förklaringen till detta kan vara att en viss metanbildning har skett då pH från början var större än sex. Metanbildningen innebär konsumtion av vätejoner, vilket höjer pH. Detta verkar dock underligt med tanke på att uppehållstiden normalt sätt är betydligt längre innan metanbildning kan ta vid.

5.3 Denitrifikationsförsök

Denitrifikationshastigheterna varierade mellan 4,3 till 7 mg NO₃-N/g VSS*h med ett medel på 5,6 mg NO₃-N/g VSS*h, se tabell 12. Den uppmätta C/N-kvoten och den beräknade C/N-kvoten överensstämde inte med varandra utan hade ett medel på 8,5 g C/g NO₃-N respektive 11,2 g C/g NO₃-N. Orsaken till detta beror främst på att C/N-kvoterna för försök två skilde sig mycket åt. Orsaken till detta är oklar, men kan bero på en snabb upptining av hydrolystatet under varmt vatten vilket lett till att en viss nedbrytning hunnit ske, då hydrolystatet antog en betydligt högre temperatur än avsett.

Jämfört med tidigare studiers denitrifikationsförsök på GRYAAB med primärslam, ligger hastigheten något lägre men med en likvärdig C/N-kvot. Försök 4 ger dock en denitrifikationshastighet som är likvärdig med GRYAAB:s denitrifikationsförsök med primärslam och etanol. Dock är C/N-kvoten jämfört med etanol nära 3 gånger så hög, vilket innebär att en tre gånger så stor mängd hydrolysat behövs för att uppnå samma resultat som med etanol.

Mängden tillsatt COD (3,3 samt 4 gånger nitratkvävehalten) verkar inte i detta fall avgörande för denitrifikationshastigheterna eller C/N-kvoterna. Endast i försök 2 ses en marginell skillnad i hastighet och uppmätt C/N-kvot. Troligtvis behövs en större skillnad i mängden tillsatt COD för att kunna åskådliggöra någon större skillnad i denitrifikationshastigheterna och C/N-kvoterna.

5.4 Ekonomiska aspekter

Uttaget av en intern kolkälla till efterdenitrifikationen medför en minskning i biogasproduktion motsvarande en inkomstförlust på ca 770 000 kr/år. Detta skulle dock inte innebära en förlust då motsvarande kostnad för en extern kolkälla skulle bli ungefär den samma. I kostnadsberäkningarna har ingen hänsyn tagits till att en viss del av biogasproduktionen åtgår till uppvärmning av rötgaskammaren. Detta medför att den egentliga vinsten för uttag av en intern kolkälla är större, då all producerad rågas inte kommer att medföra en inkomst.

Fällningskemikaliekostaden uppgår till ca 8 060 000 kr/år och skulle troligtvis minska då endast förfällning används. Då reduktionen av COD inte blev högre än 75 % för trepunktsfällningen och denna siffra går att uppnå vid vanlig förfällning, bör trepunktsfällningen slopas och ersättas av vanlig förfällning. Energibesparingen i biosteget uppgick till 1,5 miljoner kr/år och eftersom denna siffra är framräknad baserad på förfällning skulle denna besparing fortfarande kunna erhållas.

5.5 Felkällor

För denitrifikationsförsöken finns osäkerheter vid beräkning av denitrifikationshastigheterna och C/N-kvoterna, då det ibland var svårt att urskilja de olika brytpunkterna.

Även pH-mätningarna i hydrolysförsöken kan det finnas mätosäkerheter för då samma pH-meter inte alltid användes samt att kalibreringen av pH-metern kan ha varit felaktig. Detta kan ha resulterat i de oförklarliga pH-svängningarna under hydrolysen.

Temperaturökningen för TS 1 % var betydligt högre än de övriga två TS-halterna och berodde i detta fall på att magnetomröraren för TS 1 % genererade värme i form av friktionsvärme. Detta skedde på grund av att magnetomröraren var trasig. Detta kan ha bidragit till en betydligt högre produktion av VFA än vad fallet skulle vara utan temperaturökningen.

Även siffrorna för fällningskemikaliekostnaderna och energibesparingarna i aktivslamsteget är mycket ungefärliga då exakta kostnaderna kan variera mycket beroende på individuella avtal etc. Likaså produktionen av biogas är i detta fall endast teoretiskt framräknad och tester i fullskala måste göras för att styrka dessa beräkningar.

5.6 Förslag på framtida försök

I nuläget består den beprövade kombinationen av fällningskemikalien PAX XL-36 följt av två katjonska polymerer. Kombinationen av tre stycken katjonsbaserade koagulanter och polymerer innebär en stor instabilitet i flockbildningen. Systemet kan bli känsligt vid tillsatts av högre doser fällningskemikalier. Istället borde försök med en anjonisk polymer i sista fällningssteget testas för att erhålla mer stabilitet och därmed större reduktion av COD. Då anjonisk polymer tillsätts som sista steg, bör även PAX XL-36 bytas ut mot ett rent metallsalt, för att förbättra flockuleringen.

För att komma till bukt med frigörandet av ammonium under hydrolysens gång skulle tester kunna göras där slammet behandlas med kalk eller nitrit och på så sätt undkomma problematiken med höga halter ammonium i utgående vatten till recipienten.

6 SLUTSATS

Efter projektets genomförande kan det konstateras att trepunktsfällningen inte erhöll den reduktion av COD som tidigare försök erhållit på Hammarby Sjöstadverket. Under de genomförda fällningsförsöken låg samtliga reduktioner av total COD ca 20 procentenheter lägre, vilka därmed kan anses vara otillräckligt ur ett kostnadsperspektiv. Noterbart är att när fällningskemikalien PAX-XL36 ökades till 193 mg/l erhöles en marginellt bättre avskiljning av COD. Reduktionen av fosfatfosfor blev även för hög, vilket kan resultera i näringsbrist i det efterföljande aktivslamsteget.

Det kan även konstateras att en intern kolkälla i form av hydrolyserat primärslam kan ersätta en extern kolkälla med avseende på funktionalitet. Dock måste slammet behandlas med kalk eller nitrit under hydrolysens gång för att förhindra att ammoniumhalterna i hydrolystatet inte blir för höga. Ett primärslam med en TS-halt på 3 % gav störst produktion av VFA och utgör på så sätt den mest lämpade kokällan. En uppehålltid på tre till fem dagar skulle ge en hög produktion av VFA, utan att ge allt för stora förvaringsvolymmer av hydrolyserat primärslam. I denna studie där trepunktsfällningens COD-reduktion var otillräcklig är det ur ett ekonomiskt perspektiv endast gynnsamt med en internproducerad kolkälla, då trepunktsfällningen ersätts av förfällning. Då åtgår mindre fällningskemikalier och därmed även kostnaderna för dessa. Uttag av en intern kolkälla skulle även vara ekonomiskt gynnsamt trots förlust av eventuella biogasintäkter.

7 LITTERATURFÖRTECKNING

Alley, E. R., 2007. *Water Quality Control Handbook*. Alexandria: The McGraw-Hill Companies, Inc.

Archemi AB., 2012. *Säkerhetsdatablad för Purfix-120*.

Appels, L., Baeyens, J., Degève, J. & Dewil, R., 2008. Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge. *Elsevier*, Vol. 34 (5), pp. 755-781.

Tillgänglig: <http://dx.doi.org/10.1016/j.peccs.2008.06.002> (2013-03-16).

Banister, S., Pitman, A. & Pretorius, W., 1998. The solubilisation of N and P during primary sludge acid fermentation and precipitation of the resultant P. *Water SA*, Vol. 24 (4), pp. 337-342. Tillgänglig:

http://www.wrc.org.za/Pages/DisplayItem.aspx?ItemID=4274&FromURL=%2fPages%2fKH_AdvancedSearch.aspx%3fdt%3d%26ms%3d%26d%3dThe+solubilisation+of+N+and+P+during+primary+sludge+acid+fermentation+and+precipitation+of+the+resultant+P%26start%3d1 (2013-03-17).

Bengtsson, J., 2003. *Förbehandling av kommunalt avloppsvatten före anaerob behandling*. Lunds Tekniska Högskola & Lunds Universitet. Avdelningen för vattenförsörjnings- och avloppsteknik (Examensarbete: 2013-03)

Blixt, K. & Zetterberg, O., 2003. *Sammanfattning av Miljöredovisning för Hammarby Sjöstad 2002/2003*, Stockholm: Gatu- och fastighetskontoret.

Blondeau, S., 2005. *Hydrolysis of primary sludge and excess activated sludge- lab scale experiments*, Göteborg: Gryaab (Gryaab Rapport, 2005:11).

Cheremisinoff, P. N., 1995. *Handbook of Water and Wastewater Treatment Technology*. New York: Marcel Decker, INC..

Cloete, T. & Muyima, M., 1997. *Microbial Community Analysis: The key to the design of biological wastewater treatment systems*. 5 ed. London: International Association on Water Quality.

Davidsson, Å., Karin, J., La Cour Jansen, J. & Särner, E., 2008. *Metoder för slamhydrolys*, Lund: Svenskt Vatten AB. (Svenskt Vatten AB Rapportserie, 2008:09) Tillgänglig: vav.griffel.net (2013-04-21).

Dawson, R. N. & Murphy, K. L., 1972. The temperature dependency of biological denitrification. *Water research Pergamon Press*, Vol 6 (1), pp. 71-83. Tillgänglig: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/0043135472901741> (2013-03-05).

Dodd, D. J. R. & Bone, D. H., 1975. Nitrate reduction by denitrifying bacteria in single and two stage continuous flow reactors. *Water research*, Vol 9 (3), pp. 323-328.

Tillgänglig: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/0043135475900548> (2013-04-02).

- Eastman, J. A. & Ferguson, J. F., 1981. Solubilization of particulate organic carbon during the acid phase of anaerobic digestion. *Water Pollution Control Federation*, Vol. 53 (3), Part I, pp. 352-366. Tillgänglig: <http://www.jstor.org/discover/10.2307/25041085?uid=2&uid=4&sid=21102835283033> (2013-03-05).
- Elefsiniotisa, P., Warehamb, D. & Smith, M., 2004. Use of volatile fatty acids from an acid-phase digester for denitrification. *Journal of Biotechnology*, Vol 114 (3) pp. 289-297. Tillgänglig: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0168165604001166> (2013-03-17).
- Elfving, E., 2005. *Hydrolys av primärslam för förbättrande av biologisk fosforreduktion vid behandling av hushållsavloppsvatten*, Linköpings Universitet. Institution för tema vatten i natur och samhälle. (Examensarbete/Stockholm Vatten Rapport, 2005:18)
- Fränne, L., 2007. *Miljöprogram för Hammarby Sjöstad- inriktningsmål 2008-10*, Stockholm: Stockholm stad- Exploateringskontoret.
- Gali, A., Dosta, J. & Mata-Alvarez, J., 2006. Use of Hydrolyzed Primary Sludge as Internal Carbon Source for Denitrification in a SBR Treating Reject Water via Nitrite. *Ind. Eng. Chem. Res.* Vol. 45, pp. 7661-7666 Tillgänglig: <http://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/ie060409i?journalCode=iecred> (2013-03-27).
- Gillberg, L., Hansen, B., Karlsson, I., Nordström, E., A., Pålsson, A., 2003. *Konsten att rena vatten*. Helsingborg: Kemira Kemwater.
- Guangying, L., Huanzhen, Z., Wei, L. & Xin, Z., 2012. Advances of External Carbon Source in Denitrification. *Advanced Materials Research*, Volym 518-523, pp. 2319-2323. Tillgänglig: <http://www.scientific.net/AMR.518-523.2319> (2013-04-05).
- Gunnarsson, M. & Lygnegård, T., 2008. *Östergötland biogasring- Möjlighet till lokal biogasproduktion i Östergötland län*, Östergötland län: Swedish Biogas International AB. Tillgänglig: www.lansstyrelsen.se/ostergotland/.../ostergotland_biogasring.pdf (2013-06-17).
- Hammarby Sjöstads förening (2012-05-30). *Miljö*. <http://www.hammarbysjostad.se/> [2013-02-28].
- Hansen, B., 1997. Grundkurs i kemisk fällning 1. *Vattenspegeln*, Vol. 1, pp. 1-3. Tillgänglig: <http://webcache.googleusercontent.com/search?q=cache:SqYAIoDXkQAJ:www.kemira.com/regions/sweden/se/media/kemiskf%25C3%25A4llning/grundkurs/Documents/Grundkurskemiskf%25C3%25A4llning1.pdf+%&cd=1&hl=sv&ct=clnk&gl=se> (2013-03-02)
- Henze, M. & Ahmed, S. U., 2008. Biological hydrolysis and acidification of sludge under anaerobic conditions: The effect of sludge type and origin on the production and

- composition of volatile fatty acids. *Water Research*, Vol. 42, pp. 3729-3738 .
Tillgänglig: <http://www.ncbi.nlm.nih.gov/pubmed/18703214> (2013-03-25).
- Henze, M., Harremoës, P., La Cour Jansen, J. & Arvin, E., 1995. *Wastewater Treatment, Biological and Chemical Processes*. New York: Springer-Verlag.
- Henze, M. & Ucisik, A. S., 2008. Biological hydrolysis and acidification of sludge under anaerobic conditions: the effect of sludge type and origin on the production and composition of volatile fatty acids. *Water Research*, 42(14), pp. 3729-3738. Tillgänglig: <http://europepmc.org/abstract/MED/18703214> (2013-03-27).
- Henze, M., van Loosdrecht, M., Ekama, G. & Brdjanovic, D., 2008. *Biological Wastewater Treatment- Principles, Modelling and Design*. London: IWA publishing.
- Kemira, 2010. *Produktblad Superflock C-490 serien*.
- Koinberg Henrikson, K. & Gliveson, P., 2011. *Metodutveckling för kenitikkbestämning av denitrifierade biofilm i MBBR*. Lunds Universitet. Institutionen för Kemiteknik/Vattenförsörjnings- och avloppsteknik (Examensarbete: 2012-02).
- Larsson, E., 2006. *Kemisk fällning och flockning av avloppsvatten med flotation som förbehandling till omvänd osmos*, Stockholm Vatten (Examensarbete/Stockholm Vatten Rapport, 2006:20)
- Lie, E. & Welander, T., 1994. Influence of dissolved oxygen and oxidation-reduction potential on the denitrification rate of activated sludge. *Water Science and Technology*, Vol 30 (6) , p. 91–100. Tillgänglig: <http://www.iwaponline.com/wst/03006/wst030060091.htm> (2013-03-26)
- Mahmoud, N., Zeeman, G., Gijzen, H. & Lettinga, G., 2004. Anaerobic stabilisation and conversion of biopolymers in primary sludge—effect of temperature and sludge retention time. *Water Research*, Vol. 38 (4), pp. 983-991. Tillgänglig: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0043135403005839>
- Nikolic, A. & Sundin, A. M., 2006. Teknik för förbättrad kväverening i Sverige – resultat av landsomfattande enkätundersökning. *Vatten*, Vol. 62, pp. 313-322. Tillgänglig: <http://www.tidskriftenvatten.se/article.asp?articleID=2149> (2013-03-12)
- Rennerfelt, J. & Ulmgren, L., 1975. *Vattenreningsteknik*. Stockholm: Ingenjörsläroverket AB.
- Schink, B., 1997. Energetics of Syntrophic Cooperation in Methanogenic Degradation., *Microbiology and molecular biology reviews*, Vol. 61 (2), pp. 262-280. Tillgänglig: <http://mmbr.asm.org/content/61/2/262.short> (2013-04-25).
- Skogsberg, J., 1999. *Denitrifikationsförsök i laboratorieskala*, Göteborg: GRYAAB (GRYAAB Rapport, 1998:8).

Kungörelse med föreskrifter om rening av avloppsvatten från tätbebyggelse (1994), Stockholm: (SNFS 1994:7).

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

Svenskt Vatten AB, 2010. *Avloppsteknik 2, Reningsprocessen*. Stockholm: Svenskt Vatten AB.

van Haandel, A. & van der Lubbe, J., 2012. *Handbook of Biological Waste Water Treatment- Design and Optimisation of Activated Sludge Systems*. London: IWA publishing.

Wentzel, M., Mbewe, A. & Ekama, G., 1995. Batch test for measurement of readily biodegradable COD and active organism concentrations in municipal waste waters. *Water SA*, Vol 21 (2), pp. 117-124. Tillgänglig: http://www.wrc.org.za/Pages/KH_AdvancedSearch.aspx?t=Batch+test+for+measurement+of+readily+biodegradable+COD+and+active+organism+concentrations+in+municipal+waste+waters&start=1&o=1&as=1

Zhang, L. o.a., 2013. Enhanced biological nutrient removal in a simultaneous fermentation, denitrification and phosphate removal reactor using primary sludge as internal carbon source. *Chemosphere*, Vol. 91 (5), pp. 635-640. Tillgänglig: <http://www.ncbi.nlm.nih.gov/pubmed/23411089>

Icke publicerat material:

Ek, M., 2013. *Tillvägagångssätt för denitrifikationsförsök i laboratorieskala* [Intervju] (08 april 2013).

Grundestam, J., 2013. *Kostnader för fällningskemikalier* [Mailkonversation] (3 Maj 2013).

Henell, L., 2013. *Kostnadsförfrågan angående Purfix-120* [Mailkonversation] (20 Maj 2013)

IVL, Hammarby Sjöstadverket, 2011. *Flotation unit experiment, Renowaste*. Stockholm: IVL.

Lagerman, R., 2013. *Pris på externa kolkällor* [Intervju och mailkonversation] (22 Maj 2013).

Sjögren, S., 2013. *Förslag på fällningskemikalier till trepunktsfällning* [Intervju] (22 februari 2013).

Smith, G., 2013. *Principen för trepunktsfällning* [Intervju] (22 Februari 2013).

Ullman, A., 2013. *Uppgifter om metanolen och etanolens för- och nackdelar*
[Mailkonversation] (17 oktober 2013).

Appendix 1

Beräkningar

Beräkning av kostnaden för 85-procentig etanol per kg COD:

Pris: 6,70 kr/kg

Densiteten för 85-procentig etanol: 845,18 kg/m³.

COD-innehållet för 85-procentig etanol: 1662 g COD/kg

Detta resulterar i att 85-procentig etanol innehåller:

$$1,662 \text{ kg} \frac{\text{COD}}{\text{kg}} * 845,18 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 1404 \text{ kg} \frac{\text{COD}}{\text{m}^3} = 1,404 \text{ kg} \frac{\text{COD}}{\text{l}}$$

$$6,70 \frac{\text{kr}}{\text{kg}} * 845,18 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 5831,74 \frac{\text{kr}}{\text{m}^3} = 5,662 \frac{\text{kr}}{\text{l}}$$

$$\frac{5,662 \text{ kr/l}}{1,404 \text{ kg COD/l}} = 4,035 \frac{\text{kr}}{\text{kg}} \text{COD}$$

Beräkning av kostnaden för metanol per kg COD:

Pris: 4 kr/kg

Densitet: 791,8 kg/m³

COD-innehåll metanol: 1500 g COD/kg

Detta resulterar i att metanol innehåller:

$$1,500 \text{ kg} \frac{\text{COD}}{\text{kg}} * 791,8 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 1187,7 \text{ kg} \frac{\text{COD}}{\text{m}^3} = 1,1877 \text{ kg} \frac{\text{COD}}{\text{l}}$$

$$4 \frac{\text{kr}}{\text{kg}} * 791,8 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 3167,2 \frac{\text{kr}}{\text{m}^3} = 3,1672 \frac{\text{kr}}{\text{l}}$$

$$\frac{3,1672 \text{ kr/l}}{1,1877 \text{ kg COD/l}} = \frac{2,66 \text{ kr}}{\text{kg}} \text{COD}$$

Beräkning av SS:

Halten suspenderad substans bestäms genom att en viss väteskvolym filtreras genom ett vägt glasfiberfilter. Filtret torkas vid 105°C i ca 1 timme, varefter det får svalna. Filter med filterrest vägs. Viktökningen utgör mängden SS.

$$SS = \frac{1000 * (b - a)}{V}$$

där

SS= suspenderad substans, mg/l

a= formen och filtrets tomvikt, mg

b= vikten av formen med filter och filterrest efter 105°C i ugn, mg

V= provvolym, ml

Beräkning av VSS:

Bestäms genom att det filter med prov som redan analyserats på SS nu glödgas vid 550°C. Efter avsvälning vägs filtret. Viktminskningen utgör glödförlusten.

$$VSS = \frac{1000 * (b - C)}{V}$$

där

B= vikt av form med filter och suspenderad substans, mg.

C= vikt av samma form med filter efter glödning, mg

V= provvolymen, ml

Beräkning av torrsubstans (TS):

Provets torrsubstanshalt bestäms genom att en viss mängd slam torkas vid 105°C i ca 20 timmar varefter återstoden vägs.

$$TS = \frac{100 * (\text{provets torrsvikt})}{(\text{provets våtsvikt})}$$

Där

TS = torrsubstans, %

Provets torrsvikt = vikten av torkat slam, g

Provets våtsvikt = vikten av det våta slammet, g

Appendix 2

Analyser

Analys av COD:

Vid analys av COD användes WTW- eller Dr Lange- kyvetter. Vid tillsats av provlösning oxiderar dikromaten i kyvetterna med organiska och oorganiska ämnen, varvid en färgförändring inträder. Genom spektrofotometer kan mängden mg COD/l avläsas.

Oxiderbara ämnen reagerar med svavelhaltig kaliumdikromatlösning och med silversulfat som katalysator. Klorid maskeras med kvicksilversulfat. Grönfärgningen på Cr^{3+} mäts sedan i mg/l i fotometer.

Analys av VFA:

På samma sätt som för bestämning av COD användes WTW- eller Dr Lange-kyvetter. De organiska syrorna reagerar i sur miljö med dioler och bildar fettsyrastrar. Efter reduktion med järn-III-salt bildas ett rödfärgat komplex, som mäts med spektrofotometer i mg $\text{CH}_3\text{COOH/l}$.

Analys av $\text{NH}_4^+/\text{NH}_4\text{-N}$

Dr Lange-kyvetter användes för det mätområde som avsetts. Halten $\text{NH}_4^+/\text{NH}_4\text{-N}$ kunde därefter läsas av i spektrofotometer.

Analys av tot-P/ $\text{PO}_4\text{-P}$

WTW-kyvetter användes för det mätområde som avsetts. Halten tot-P/ $\text{PO}_4\text{-P}$ kunde därefter läsas av i spektrofotometer.

Analys av $\text{NO}_3\text{-N}$

Dr Lange-kyvetter användes för det mätområde som avsetts. Halten $\text{NO}_3\text{-N}$ kunde därefter läsas av i spektrofotometer.

Appendix 3

Fällningsdata

	Filtrerad	Ofiltrerad		
	Fosfatfosfor (PO4-P) mg/l Mätområde: 0,25-25 mg/l WTW P7/25	Totalfosfor (PO4) mg/l Mätområde: 1,5-76,5 mg/l WTW P7/25	COD filt. mg/l Mätområde: 25-1 500 mg/IO ₂ WTW C4/25	COD ofilt. mg/l Mätområde: 25-15 000 mg/IO ₂ WTW C4/25
Utgående vatten				
Dygn 1	1,3	1,9	178	216
Dygn 2	0,8	1,2	160	190
Dygn 3	0,4	1	150	180
Ingående vatten				
Dygn 1	3,6	7	211	676
Dygn 2	3,2	6,4	157	610
Dygn 3	3,18	6	206	706
Reduktion (%)				
Dygn 1	63,9	72,9	15,6	68,0
Dygn 2	75	81,3	-1,9	68,9
Dygn 3	87,4	83,3	27,2	74,5

Appendix 4

Hydrolyldata

	Måndag 18/3			Tisdag 19/3			Onsdag 20/3			Torsdag 21/3			Fredag 22/3			Måndag 25/3		
	1%	2%	3%	1%	2%	3%	1%	2%	3%	1%	2%	3%	1%	2%	3%	1%	2%	3%
VFA 1 (veckfilter)	119	245	367	222	468	857	315	693	1154	396	861	1425	461	954	1606	511	1167	2142
VFA 2	120	244	382	221	473	867	318	690	1206	400	850	1396	448	947	1646	370	1137	2179
VFA medel (mg/l) LCK 365	119,5	244,5	374,5	221,5	470,5	862	316,5	691,5	1180	398	855,5	1410,5	454,5	950,5	1626	511	1152	2160,5
Löst COD 1 (veckfilter + 0,45µm filter)	197	354	755	358	716	1498	495	1008	2071	597	1216	2700	729	1536	3000	854	1896	3234
Löst COD 2	192	355	754	358	716	1500	513	1005	2074	597	1216	2700	738	1518	2976	-	-	3240
Medel COD	194,5	354,5	754,5	358	716	1499	504	1006,5	2072,5	597	1216	2700	733,5	1527	2988	854	1896	3237
NH4+1 (veckfilter + 0,45µm filter)	12,5	24,8	42,1	18,9	40,6	69,6	24,75	53,4	84,9	36,3	74	105,2	42	72	120	55,2	102,6	148,2
NH4+ 2	12,6	25	41,3	19,1	41,1	70,1	26,28	53,4	83,1	34,2	70,4	105,6	44,4	77,4	120,6	59,7	106,2	151,2
Medel NH4+-N	12,55	24,9	41,7	19	40,85	69,85	25,515	53,4	84	35,25	72,2	105,4	43,2	74,7	120,3	57,45	104,4	149,7
ammonium 1	16,4	32,3	54,3	23,9	52,2	91	32,34	67,4	110,6	44,6	94,4	136,6	56,2	95,3	155,3	74,2	135,2	193,5
ammonium 2	16,3	32,4	54,1	25,5	54	90,6	34,07	71,55	107,9	47	93,2	137,4	56	98,8	157,4	75,1	136,3	195,7
Medel ammonium	16,35	32,35	54,2	24,7	53,1	90,8	33,205	69,475	109,25	45,8	93,8	137	56,1	97,05	156,35	74,65	135,75	194,6
TS	0,91	1,81	2,76										0,9	1,72	2,6			
pH (morgon)	6,52	6,49	6,44	6,23	6,14	5,9	6,24	5,93	5,73	6,31	6,15	6,03	6,17	5,95	5,66	6,1	5,71	5,67
Temp (morgon)	15,2	14,9	14,8	15,2	15,2	16,6	20,9	16,4	16,7	20,8	16,1	16,4	21	15,8	16,1	22,8	17,2	17,7
pH (eftermiddag)	6,61	6,38	6,33	6,23	6,1	5,94	6,31	6,07	5,91	6,44	6,17	6,07	6,4	5,92	5,79	6,18	5,81	5,75
Temp 2 (eftermiddag)	18,7	16,1	15,8	16,6	20	17,2	21,3	16,7	17	21,4	16,5	16,6	21,4	16,3	16,6	23,9	17,1	18,5
ph medel	6,565	6,435	6,385	6,23	6,12	5,92	6,275	6	5,82	6,375	6,16	6,05	6,285	5,935	5,725	6,14	5,76	5,71
Temp medel	16,95	15,5	15,3	15,9	17,6	16,9	21,1	16,55	16,85	21,1	16,3	16,5	21,2	16,05	16,35	23,35	17,15	18,1
Daglig produktion VFA	119,5	244,5	374,5	102	226	487,5	95	221	318	81,5	164	230,5	56,5	95	215,5	56,5	201,5	534,5

Daglig ammonium produktion	12,55	24,9	41,7	6,45	15,95	28,15	6,515	12,55	14,15	9,735	18,8	21,4	7,95	2,5	14,9	14,25	29,7	29,4
Procentuella ökningen från dag till dag av VFA	0	0	0	46,0	48,0	56,6	30,0	32,0	26,9	20,5	19,2	16,3	12,4	10,0	13,3	11,1	17,5	24,7
VFA/NH4-N	9,521	9,819	8,980	11,657	11,517	12,340	12,404	12,949	14,047	11,290	11,849	13,382	10,520	12,724	13,516	8,8946	11,034	14,432
VFA/COD	61,43	68,97	49,63	61,871	65,712	57,505	62,797	68,703	56,936	66,666	70,353	52,240	61,963	62,246	54,417	59,836	60,759	66,743
VFA/NH4+	7,3088	7,557	6,909	8,9676	8,8606	9,4933	9,5316	9,9532	10,800	8,6899	9,1204	10,295	8,1016	9,7939	10,399	6,8452	8,4861	11,102
NH4+/VFA	0,137	0,132	0,145	0,112	0,113	0,105	0,105	0,100	0,093	0,115	0,110	0,097	0,123	0,102	0,096	0,146	0,118	0,090

Appendix 5

Denitrifikationsdata

Försök 1

tid (min)	NO3-N (mg/l)	pH	temp (°C)	COD-filt (mg/l)	syrgashalt (mg/l)
0		6,79	17,9		
5	24,2	7,44	18,3	13,5	0,66
15	23,2				
25	23,4				
35	22,9			62	
40	23,8				
45	21				
50	20,9				
65	19,1	7,72	18,8		
85	16,8	7,98	19,3		0,43
115	14,4				
150	13,5	8,18	20		
175	13,1				
205	11,8				
235	11,6	8,07	21,5	21,8	0,36

Försök 2

tid (min)	NO3-N (mg/l)	pH	temp (°C)	COD (mg/l)	syrgashalt (mg/l)
0		7,24	18,6		0,67
5	23,4			13,8	
15	23				
25	22,9	7,5	18,5		
35	22,9			27,8	
40	21,5				
45	20,5				
50	19,5	7,75	19,1		
65	18,7				
85	17				0,64
115	14,4				
145	13,5	8,11	20,9		
175	11,9				0,2
205	10,8	8,08	22,2		
235	9,38	8,18	22,2	20,8	

Försök 3

tid (min)	NO3-N (mg/l)	pH	temp (°C)	COD (mg/l)	syrgashalt (mg/l)
0		7,68	19,1		0,09
5	23			18,1	
15	23				
25	22,8				
35	22,8			96,2	
40	20,6				
45	19,26				
50	18,82				
65	17,3				
85	16,34				
115	13,6				
145	11,7				
175	9,6	8,79	18,2	50,9	0,22
205	9,28				
235	8,28	8,83	18,5	42	0,17

Försök 4

tid (h)	tid (min)	NO3-N (mg/l)	pH	temp C	COD (mg/l)	syrgashalt (mg/l)
	0		7,38	19		0,14
0,083333	5	24,7			21,5	
	15	24,5				
0,416667	25	24,3				
	35	23,2			93,9	
	40	22,2				
	45	22,7				
	50	21				
	65	19,6				
	85	17,5				
1,916667	115	13,2	8,37	19,4	47,1	0,23
	145	12,1				
	175	10,3				
	205	9,45	8,45	20,4		0,16
	235	8,91			38,4	