



UPPSALA  
UNIVERSITET

W13017

Examensarbete 30 hp  
Augusti 2013

# Utvärdering och optimering av sidoströmshydrolysen vid Duvbackens reningsverk

---

Eva Kumpulainen

## **REFERAT**

### **Utvärdering och optimering av sidoströmshydrolysen vid Duvbackens reningsverk**

*Eva Kumpulainen*

I Sverige förekommer strikta krav på fosforrening av avloppsvatten och detta har bidragit till att kemisk fällning har kommit att dominera som reningsmetod för fosfor vid svenska avloppsreningsverk. Fällningskemikalier är dyrt för reningsverken att köpa in och ger negativ påverkan på miljön vid tillverkning och transport. Strängare reningskrav har ökat behovet av nya reningsmetoder som på ett effektivt och miljövänligt sätt kan rena avloppsvatten från näringsämnen utan att kostnaderna för reningen blir för stora. Biologisk fosforavskiljning (bio-P) utnyttjar mikroorganismer som naturligt kan ackumulera fosfor i sina celler. En kritisk faktor för en väl fungerande biologisk fosforavskiljning är tillgången till kolkälla i form av flyktiga fettsyror (VFA). Kommunalt avloppsvatten innehåller vanligen för lite VFA för att tillgodose bio-P-processens behov. Den totala tillgången på organiskt material i avloppsvattnet är dock ofta stor och möjligheten finns därmed att genom biologisk slamhydrolys internt producera VFA. Vid biologisk hydrolys av slam utnyttjas mikroorganismers naturliga förmåga att under anaeroba förhållanden bryta ned organiskt material till mer lättomsättliga föreningar.

Duvbackens avloppsreningsverk i Gävle tillämpar biologisk fosforavskiljning och producerar VFA till bio-P-processen genom primärslamhydrolys och sidoströmshydrolys av returslam. I detta examensarbete har hydrolyscprocesserna vid reningsverket utvärderats med avseende på processernas förmåga att producera VFA till det biologiska reningssteget. Utvärderingen gjordes genom att mäta förändringen i halten organiskt material över hydrolysbassängerna samt genom att bedöma effektiviteten i bio-P-processen i fullskala och vid labskaleförsök. Möjligheten att stänga av primärslamhydrolysen vid verket undersöktes. Ett försök till att optimera driften av sidoströmshydrolysen gjordes genom att utföra hydrolysförsök i laboratorieskala.

Resultaten indikerade att produktionen av VFA i primärslamhydrolysen var begränsad och att processen därmed bör kunna stängas av. Innan detta görs bör dock kompletterande mätningar av halten löst COD över primärslamhydrolysen utföras. Vid samtliga mättillfällen uppmättes en betydande ökning i halten organiskt material över sidoströmshydrolysen. Baserat på detta och den i examensarbetet konstaterade effektiviteten i bio-P-processen drogs slutsatsen att sidoströmshydrolyscprocessen vid Duvbackens reningsverk var välfungerande. Hydrolysförsöken pekade på att ett större utbyte av VFA skulle erhållas om en kortare uppehållstid än den nuvarande användes i sidoströmshydrolysen. Detta bör vidare undersökas genom fullskaleförsök vid verket.

**Nyckelord:** avloppsvattenrening, biologisk fosforavskiljning (bio-P), slamhydrolys, flyktiga fettsyror (VFA)

*Institutionen för informationsteknologi, Uppsala universitet*

*Box 337, SE-751 05 Uppsala*

*ISSN 1401-5765*

## **ABSTRACT**

### **Evaluation and optimization of the sidestream hydrolysis process at Duvbacken wastewater treatment plant**

*Eva Kumpulainen*

The strong regulations concerning phosphorus removal from wastewater in Sweden has resulted in chemical precipitation being the most common treatment method for phosphorus at Swedish wastewater treatment plants (WWTP). Precipitation chemicals are expensive and have a negative environmental impact when produced and transported. More stringent wastewater treatment requirements have increased the need of new, eco-friendly treatment methods that effectively can remove nutrients from wastewater without being too expensive. Enhanced biological phosphorus removal (EBPR) utilizes microorganisms that have the natural capability of accumulating phosphorus in their cells. A critical factor for a well-functioning EBPR-process is the availability of carbon source in form of volatile fatty acids (VFA). Municipal wastewater normally contains too small amounts of VFA to satisfy the need of the EBPR-process. The total amount of organic matter in the wastewater is on the other hand large and the possibility consequently exists to internally produce VFA through sludge hydrolysis. Biological sludge hydrolysis takes advantage of the natural capability of microorganisms to degrade complex organic compounds into easily degradable organics.

Duvbacken WWTP in Gävle uses EBRP for phosphorus removal and produces carbon source through hydrolysis of primary sludge and sidestream hydrolysis of return sludge. In this master thesis the hydrolysis processes at the WWTP was evaluated with regard to the capacity of the processes to produce VFA to the biological treatment step. The evaluation was performed by measuring the change in organic material content over the hydrolysis basins and by estimating the effectiveness of the EBPR-process in full scale and by laboratory experiments. The possibility to turn off the primary sludge hydrolysis process was examined. An attempt to optimize the operation of the sidestream hydrolysis process was made by conducting hydrolysis experiments in laboratory scale.

The results indicated that the production of VFA by primary sludge hydrolysis was limited and that it thus would be possible to turn off the process. Before this is done complementary measurements of COD levels over the primary hydrolysis basin should be performed. At all times considerable increments in COD content was measured over the sidestream hydrolysis basin. Based on this and the in the thesis confirmed effectiveness of the EBRP-process the conclusion was drawn that the sidestream hydrolysis of return sludge at Duvbacken WWTP was well functioning. The hydrolysis experiments indicated that a larger VFA yield would be obtained if a shorter retention time than the present was used in the sidestream hydrolysis process. This should further be investigated by experiments in full scale at the WWTP.

**Keywords:** Wastewater treatment, enhanced biological phosphorus removal (EBPR), sludge hydrolysis, volatile fatty acids (VFA)

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

## FÖRORD

Detta examensarbete om 30 hp utgör den avslutande delen av civilingenjörsprogrammet i Miljö- och vattenteknik vid Uppsala universitet. Arbetet utfördes vid Duvbackens avloppsreningsverk i Gävle på uppdrag av Sweco Environment i Uppsala.Handledare under examensarbetet har varit Anders Selmer på Sweco. Bengt Carlsson på institutionen för informationsteknologi vid Uppsala universitet har varit ämnesgranskare och Fritjof Fagerlund på institutionen för geovetenskaper vid Uppsala universitet har varit examinator.

Jag vill börja med att tacka min handledare Anders Selmer för den tid du lagt ned under arbetets gång och för att du stöttat mig och kommit med uppmuntrande ord när jag stött på svårigheter. Jag vill även tacka Bengt Carlsson för ämnesgranskningen av examensarbetet och för att du skickat mig otaliga artiklar om biologisk fosforering. Tack till Hans Simonsson och Johnny Roslund på Duvbackens reningsverk för att ni gett svar på alla mina frågor och assisterat mig under laborationsarbetet, och tack Staffan på Uppsala Vattens vattenlab för lånet av vattenbadet till mina hydrolysförsök. Jag vill också tacka Allan Rodhe på institutionen för geovetenskaper vid Uppsala universitet som varit mitt bollplank under rapportskrivandet och svarat på många frågor. Jag vill dessutom tacka mina kollegor på Sweco-kontoret i Uppsala för att ni fått mig att känna mig så välkommen in i gänget.

Slutligen vill jag tacka Alexander – för att du alltid finns vid min sida.

Uppsala, 2013

Eva Kumpulainen

# POPULÄRVETENSKAPLIG SAMMANFATTNING

## Utvärdering och optimering av sidoströmshydrolysen vid Duvbackens reningsverk

*Eva Kumpulainen*

Avloppsvatten från hushåll och industrier innehåller ämnen som på ett eller annat sätt är skadliga för människors hälsa och för miljön. I ett avloppsreningsverk renas avloppsvattnet därför från fasta partiklar, organiskt material och näringsämnen såsom kväve och fosfor innan det släpps ut i naturen. De vanliga reningsstegen vid ett avloppsreningsverk omfattar mekanisk, biologisk och kemisk rening. Mekanisk rening av avloppsvatten utgörs ofta av filtrering genom galler och avskiljer främst fasta föremål och partiklar. Det biologiska reningssteget utformas ofta som en så kallad aktivslamprocess. Aktivslamprocessen utnyttjar mikroorganismer (aktivt slam) som naturligt kan bryta ned organiskt material i avloppsvattnet och avskilja kväve från vattnet genom att omvandla det till kvävgas. Vid kemisk rening används kemikalier för att avskilja näringsämnen. I samtliga reningssteg avskiljs fasta partiklar genom sedimentering, som är den process då tunga partiklar sjunker till botten till följd av gravitationskraften. Det slam som bildas genom sedimentering kallas för primärslam om det avskiljts före det biologiska reningssteget och bioslam om det avskiljts efter det biologiska reningssteget. En del av bioslammet pumpas tillbaka till den biologiska reningen för att återföra mikroorganismerna som finns i slammet till det biologiska reningssteget och detta slam utgör därmed så kallat returslam. Resten av bioslammet tas ut ur processen som överskottslam.

Utsläpp av näringsämnen kan leda till problem med övergödning av sjöar och hav. Resultatet av övergödningen blir ofta algbloomningar och syrebrist med påföljande bottendöd. Övergödningen utgör därmed ett hot mot den biologiska mångfalden i våra vatten. Fosfors roll som övergödande näringsämne har gjort att det i Sverige idag förekommer strikta reningskrav för fosfor. De stränga reningskraven har gjort att fosforreduktion genom användande av kemikalier har kommit att dominera vid svenska avloppsreningsverk. Fällningskemikalier är dock dyra för reningsverken att köpa in, och dessutom ger kemikalierna upphov till en negativ miljöpåverkan vid tillverkning och transport. Kemisk fällning av fosfor gör även att större mängder slam produceras vid reningsverken. Slam från reningsverk innehåller stora mängder näringsämnen, och det är önskvärt att dessa näringsämnen återförs till jordbruksmark. På senare tid har dock en omfattande debatt om oönskade ämnen i reningsverksslam pågått, och detta har gjort att slammet har blivit svårare för reningsverken att göra sig av med.

Strängare reningskrav har ökat behovet av nya reningsmetoder som effektivt och miljövänligt kan rena avloppsvatten från näringsämnen utan att kostnaderna för reningen blir för stora. Samtidigt innebär problem med den slutgiltiga hanteringen av slam från reningsverken att reningsmetoder som genererar minskade slammängder är eftertraktade. Biologisk fosforavskiljning (bio-P) utnyttjar mikroorganismer som naturligt kan ta upp fosfor från avloppsvattnet och lagra detta i sina celler. Biologisk fosforavskiljning ger till skillnad från traditionell kemisk fosforrening upphov till minskade slammängder och ett slam med en större andel växttillgängligt fosfor. Eftersom inga kemikalier behöver användas vid biologisk

fosforrening leder detta även till ekonomiska såväl som miljömässiga besparingar för reningsverken.

Bio-P-bakterierna tar under syrefria förhållanden upp lättillgängligt kol och lagrar detta i sina celler, samtidigt som de avger fosfor till omgivande vatten. De flesta mikroorganismer kan endast ta upp kol när de har tillgång till syre, och bio-P-bakterierna slipper därför konkurrera med andra bakterier om den tillgängliga kolkällan under syrefria förhållanden. När bio-P-bakterierna senare får tillgång till syre använder de kolet som de lagrat i cellerna till att tillväxa och ta upp fosfor från omgivande vatten. Nettotillväxten av mikroorganismerna gör att mer fosfor tas upp från avloppsvattnet under syrerika förhållanden än vad som släpptes under syrefria förhållanden, och fosfor avskiljs från avloppsvattnet genom sedimentering och uttag av överskottslam.

För att bio-P-bakterierna skall kunna ta upp fosfor från avloppsvattnet krävs tillgång till lättomsättlig kolkälla. Inkommande avloppsvatten innehåller vanligtvis för lite lättillgängligt kol för att tillgodose bio-P-bakteriernas behov, men eftersom den totala mängden organiskt kol i avloppsvattnet ofta är stor kan lättomsättligt kol produceras på reningsverket genom biologisk hydrolys av slam. Biologisk hydrolys är den process då mikroorganismer under syrefria förhållanden omvandlar svårnedbrytbart organiskt material till mindre, mer lättillgängliga kolföreningar.

Duvbackens avloppsreningsverk i Gävle tillämpar biologisk fosforavskiljning och producerar kolkälla till det biologiska reningssteget genom hydrolys av både primärslam och returslam. Hydrolysen av returslam är en så kallad sidoströmshydrolysisprocess, eftersom den syrefria hydrolysbassängen är placerad i en sidoström till den vanliga reningsprocessen. I detta examensarbete har hydrolysisprocesserna vid Duvbackens reningsverk utvärderats med avseende på processernas förmåga att producera lättillgängliga kolföreningar till det biologiska reningssteget. Utvärderingen har gjorts genom att mäta förändringen av halten organiskt material över hydrolysbassängerna samt genom att bedöma effektiviteten i bio-P-processen i fullskala och vid labskaleförsök. Möjligheten att stänga av primärslamshydrolysen vid verket undersöktes, med motivet att processen ger upphov till luktproblem och innebär en ekonomisk belastning för reningsverket. Slutligen gjordes ett försök till att optimera driften av sidoströmshydrolysen vid verket genom att utföra hydrolysförsök i laboratorieskala.

Resultaten indikerade att produktionen av kolkälla i primärslamshydrolysen var begränsad och att processen därmed bör kunna stängas av. Vid samtliga mättillfällen uppmättes en betydande ökning av halten organiskt material över sidoströmshydrolysbassängen. Utvärderingen av den biologiska fosforavskiljningen visade att processen fungerade bra och förmådde avskilja fosfor ned till en låg halt. Den konstaterade effektiviteten i bio-P-processen tillsammans med den uppmätta ökningen av halten organiskt material över hydrolysbassängen ledde fram till slutsatsen att sidoströmshydrolysen vid Duvbackens avloppsreningsverk var välfungerande. Hydrolysförsöken pekade på att en större produktion av lättillgängligt kol skulle fås i sidoströmshydrolysen om uppehållstiden för slammet i hydrolysbassängen skulle förkortas. Detta bör dock vidare undersökas genom fullskaleförsök vid verket med ändrad uppehållstid.

## ORDLISTA

<b>aerob</b>	miljö med tillgängligt syre
<b>aktivslamprocess</b>	reningsprocess där mikroorganismer (aktivt slam) utnyttjas
<b>anaerob</b>	miljö utan tillgång till syre
<b>anox</b>	miljö utan tillgång till rent syre, syre kan dock förekomma som t.ex. nitrat
<b>ARV</b>	avloppsreningsverk
<b>bio-P</b>	biologisk fosforavskiljning
<b>BOD<sub>7</sub></b>	<i>biological oxygen demand, 7 days</i> , mått på organiskt material
<b>COD</b>	<i>chemical oxygen demand</i> , mått på organiskt material
<b>DPAO</b>	denitrifierande polyfosfatackumulerande organismer
<b>GAO</b>	glykogenackumulerande organismer
<b>nitrifikation</b>	process då mikroorganismer omvandlar ammonium till nitrat
<b>NH<sub>4</sub>-N</b>	ammoniumkväve
<b>oxisk</b>	<i>se aerob</i>
<b>PAO</b>	polyfosfatackumulerande organismer
<b>pe</b>	personekvivalenter
<b>PHA</b>	polyhydroxyalkanoat
<b>poly-P</b>	polyfosfatfosfor
<b>PO<sub>4</sub>-P</b>	ortofosfat/fosfatfosfor
<b>PSH</b>	primärslamshydrolys
<b>slamålder</b>	medeltid som slammet uppehåller sig i biosteget
<b>SS</b>	<i>suspended solids</i> , mått på mängd suspenderat material
<b>SSH</b>	sidoströmshydrolys
<b>VFA</b>	<i>volatile fatty acids</i> , flyktiga fettsyror
<b>VS</b>	<i>volatile solids</i> , glödförlust, mått på förbränningsbar substans vid 550°C
<b>VSS</b>	<i>volatile suspended solids</i> , organisk andel av SS

# INNEHÅLLSFÖRTECKNING

1.	INLEDNING .....	1
1.1.	SYFTE.....	3
2.	TEORI .....	4
2.1.	BIOLOGISK FOSFORAVSKILJNING .....	4
2.1.1.	Biokemisk modell för bio-P-processen .....	4
2.1.2.	Mikroorganismer i bio-P-processen .....	6
2.1.3.	Faktorer som påverkar bio-P-processen .....	7
2.1.4.	Processutformning för biologisk fosforavskiljning.....	11
2.2.	SLAMHYDROLYS .....	13
2.2.1.	Hydrolyprocessen .....	14
2.2.2.	Primärslamhydrolysis .....	15
2.2.3.	Returslamhydrolysis .....	17
2.2.4.	Faktorer som påverkar slamhydrolysis .....	18
3.	MATERIAL OCH METODER.....	21
3.1.	OMRÅDESBESKRIVNING .....	21
3.1.1.	Reningsprocessen vid Duvbackens avloppsreningsverk.....	22
3.1.2.	Reningskrav och reningsresultat .....	23
3.2.	FÖRSÖKSUPPLÄGG .....	24
3.3.	UTVÄRDERING .....	24
3.3.1.	Befintlig mätdata .....	24
3.3.2.	Fosfatprofiler biosteg .....	24
3.3.3.	Fosforsläpps- och fosforupptagsförsök .....	25
3.3.4.	Hydrolysutbyte i primärslamhydrolysis .....	27
3.3.5.	Hydrolysutbyte i sidoströmshydrolysis av returslam .....	27
3.4.	OPTIMERING .....	28
3.4.1.	Hydrolysförsök i laboratorieskala .....	28
4.	RESULTAT.....	30
4.1.	UTVÄRDERING .....	30
4.1.1.	Befintlig mätdata .....	30
4.1.2.	Fosfatprofiler biosteg .....	31
4.1.3.	Fosforsläpps- och fosforupptagsförsök .....	33
4.1.4.	Hydrolysutbyte i primärslamhydrolysis .....	34
4.1.5.	Hydrolysutbyte i sidoströmshydrolysis av returslam .....	34
4.2.	OPTIMERING .....	36
4.2.1.	Hydrolysförsök i laboratorieskala .....	36
5.	DISKUSSION .....	39
5.1.	BEFINTLIG MÄTDATA .....	39
5.2.	BIO-P-PROCESSEN .....	40
5.3.	PRIMÄRSLAMSHYDROLYSEN .....	42
5.4.	SIDOSTRÖMSHYDROLYSEN .....	43
5.5.	AVSTÄNGNING AV PRIMÄRSLAMSHYDROLYSEN .....	44
5.6.	OPTIMERING AV SIDOSTRÖMSHYDROLYSEN .....	45



6.	SLUTSATSER .....	49
7.	REFERENSER .....	50
	BILAGA A – RENINGSPROCESSEN VID DUVBACKENS ARV .....	55
	BILAGA B – ANALYSMETODER.....	56
	BILAGA C – MÄTDATA FRÅN PROCESSÖVERVAKNINGSSYSTEM OCH LÖPANDE PROVTAGNING .....	57
	BILAGA D – MÄTDATA FRÅN FÖRSÖK .....	62

## 1. INLEDNING

Fosfor är ett livsnödvändigt ämne för allt liv på jorden, men förhöjda fosforhalter i sjöar och hav kan leda till problem med övergödning (Tykesson, 2005). Havs- och vattenmyndigheten (2012) nämner utsläpp från kommunala reningsverk som en av de största orsakerna till övergödningen av Östersjön och förklarar att resultatet av övergödningen ofta blir algblomningar och syrebrist i havet med påföljande bottendöd. Övergödningen utgör därmed ett hot mot den biologiska mångfalden i havet. Havs- och vattenmyndigheten (2012) anger vidare att de svenska utsläppen av övergödande näringsämnen har minskat sedan mitten på 1990-talet men att minskningen inte sker i tillräckligt snabb takt. Samtidigt ökar också utsläppen av näringsämnen från andra Östersjöländer.

De strikta kraven på fosforrening i Sverige har lett till att fosforreduktion genom användande av fällningskemikalier har kommit att dominera som fosforreningsmetod vid svenska avloppsreningsverk. Nyttjandet av fällningskemikalier leder dock till negativ miljöpåverkan vid tillverkning och transport av kemikalierna, samtidigt som avloppsreningsverken belastas ekonomiskt då kostnaderna för att köpa in fällningskemikalier ofta är stora (Jansen m.fl., 2009). Jansen m.fl. (2002) påpekar även att kemisk fällning av fosfor gör att ökade mängder slam genereras vid reningsverken, vilket ytterligare bidrar till att öka kostnaderna för avloppsreningsverken då större slammängder måste hanteras och transporteras.

Slam från reningsverk innehåller stora mängder näringsämnen och det är önskvärt att dessa återförs till produktiv mark. Speciellt viktigt är återförandet av fosfor, eftersom fosfor räknas som en ändlig resurs. Tykesson (2005) anger att användandet av slam från reningsverk som gödningsmedel på åkermark tidigare var vanligt i Sverige, men att svenska Jordbruksverket sedan 1999 rekommenderar sina medlemmar att undvika användning av avloppsslam som gödselmedel vid odling av mat och foder. Rekommendationen bygger på de risker för förhöjda halter av tungmetaller, rester av läkemedel och okända ämnen som kan förekomma i avloppsslam. Davidsson m.fl. (2008) förklarar att debatten om oönskade ämnen i slam från reningsverk har gjort att avloppsslammet blivit svårare för reningsverken att göra sig av med.

Strängare reningskrav har ökat behovet av nya metoder som på ett effektivt och miljövänligt sätt kan rena avloppsvatten från näringsämnen utan att kostnaderna för reningen blir för stora. Samtidigt innebär problem med den slutgiltiga hanteringen av slam från reningsverken att reningsmetoder som genererar mindre slam är eftertraktade (Davidsson m.fl., 2008). Biologisk fosforavskiljning (bio-P) utnyttjar mikroorganismer som naturligt kan ackumulera fosfor och ger i jämförelse med traditionell kemisk fosforrening minskade slammängder och ett slam med större andel växttillgängligt fosfor och bättre avvattningsförmåga (Jansen m.fl., 2002). Tykesson (2005) påpekar även att biologisk fosforrening inte innebär någon kemikalieanvändning, vilket leder till både ekonomiska och miljömässiga besparingar. Bio-P-bakterierna har förmågan att under anaeroba förhållanden ta upp lättillgängligt kol och lagra detta i cellerna, samtidigt som de bryter ned polyfosfat i cellerna för att få energi. När bio-P-bakterierna sedan utsätts för aeroba förhållanden utnyttjar de den lagrade kolkällan för att tillväxa och åter ta upp fosfor. Nettotillväxten av mikroorganismer gör att mer fosfor tas upp aerobt än vad som släpptes anaerobt. Fosfor avskiljs därmed från avloppsvattnet då slammet tillåts sedimentera och uttag av överskottslam görs (Davis, 2010).

Janssen m.fl. (2002) anger att en kritisk faktor för en väl fungerande biologisk fosforavskiljning är tillgången till kolkälla i form av flyktiga fettsyror (VFA). Davidsson m.fl. (2008) uppger att kommunalt avloppsvattens innehåll av lättnedbrytbart organiskt kol ofta är otillräckligt för en effektiv biologisk fosforreningsprocess. Den totala tillgången på organiskt material i avloppsvattnet är dock ofta stor och möjligheten finns därmed att genom biologisk slamhydrolys internt producera lättillgängligt organiskt material. Vid hydrolys av slam utnyttjas mikroorganismernas naturliga förmåga att biologiskt bryta ned organiskt material till mer lättomsättliga föreningar och om hydrolysen sker anaerobt blir slutprodukterna enligt Janssen m.fl. (2002) sådana att de lämpar sig som substrat för bio-P-processen. Jansen m.fl. (2009) uppger att hydrolys av både primärslam och returslam kan användas för att öka VFA-tillförseln till, och därmed effektivisera, bio-P-processen. Medan primärslammet har fördelen att det innehåller en större mängd organiskt material som kan hydrolyseras, finns returslammet att tillgå i större mängder vid reningsverken och därmed kan returslamshydrolys ge lika stor eller till och med större VFA-produktion än hydrolys av primärslam. Både Christensson m.fl. (1998) och Tykesson m.fl. (2005) har visat på de positiva effekter som primärslamshydrolys har haft på den biologiska fosforavskiljningsprocessen vid Öresundsverket i Helsingborg. Returslamshydrolys har testkörts vid Källby avloppsreningsverk i Lund och resulterat i en förbättrad bio-P-process (Särner m.fl., 2004). Petersen (2002) beskriver processen med sidoströmshydrolys av returslam som testats i fullskala vid många danska reningsverk och som gett positiva resultat på den biologiska fosforavskiljningen vid verken. Sidoströmshydrolys av returslam innebär att endast en delström av returslamflödet hydrolyseras innan det återförs till det biologiska reningssteget.

Duvbackens avloppsreningsverk i Gävle tillämpar sedan år 2004 biologisk fosforavskiljning (Simonsson, 2013, pers. kontakt). En studie genomförd av Örnmark (2007) fastslog att tillförseln av VFA med avloppsvattnet vid reningsverket till stor del är otillräcklig för att tillgodose bio-P-bakteriernas behov och som ett resultat av studien införde verket primärslamshydrolys för att internt producera VFA. En senare studie, även den genomförd av Örnmark (2010), hade som syfte att utröna hur bio-P-processen och hydrolysen av primärslam vid Duvbacken påverkades av höga flöden in till reningsverket. Det konstaterades att produktionen av VFA i primärslamshydrolysen var relativt ojämn och att hydrolysisprocessen under långvariga perioder med höga flöden hade en avsevärt lägre VFA-produktion än vid normalflöden. För att säkerställa god tillgång på VFA vid höga flöden föreslog Örnmark (2010) införandet av returslamshydrolys. År 2011 inleddes ombyggnationer vid Duvbackens reningsverk för införandet av sidoströmshydrolys av returslam och i början av 2012 togs sidoströmshydrolysen i drift (Simonsson, 2013, pers. kontakt). Enligt Simonsson (2013) sker för närvarande ingen reglering av hydrolysisprocessen av returslam och det är oklart hur väl sidoströmshydrolysen fungerar med avseende på VFA-produktion.

## 1.1. SYFTE

Syftet med examensarbetet var att:

- Utvärdera sidoströmshydrolysen av returslam vid Duvbackens avloppsreningsverk med avseende på hydrolysisprocessens förmåga att producera VFA till bio-P-processen
- Försöka optimera driften av sidoströmshydrolysisprocessen
- Utredda möjligheten att stänga av primärslamshydrolysen vid reningsverket

Avsikten med optimeringen av sidoströmshydrolysen var att stabilisera den biologiska fosforavskiljningen och således hålla fosforhalten ut ur reningsverket låga, så att de uppfyller gällande gränsvärde för fosforutsläpp. Förhoppningen var att en optimering av sidoströmshydrolysen skall leda till att behovet av att använda fällningskemikalier i reningsverket minimeras. Möjligheten att stänga av primärslamshydrolysen skulle undersökas eftersom detta skulle ge ekonomiska besparingar då behovet av att recirkulera primärslam minskar samtidigt som en utebliven primärslamshydrolysis kan innebära att utbytet av biogas vid rötning ökar. Primärslamshydrolysen vid Duvbackens reningsverk har även gett upphov till en del luktproblem, vilket ytterligare motiverar en avstängning av hydrolysisprocessen.

## **2. TEORI**

### **2.1. BIOLOGISK FOSFORAVSKILJNING**

Fosfor förekommer både i organisk och i oorganisk form i avloppsvatten. Oorganisk fosfor utgörs av ortofosfat ( $\text{PO}_4\text{-P}$ ), som är vattenlösligt, och av polyfosfat (poly-P), som uppträder i suspenderad form. Polyfosfat består av långa kedjor av ortofosfat och både polyfosfat och organiskt bunden fosfor i avloppsvatten bryts gradvis ned till ortofosfat och blir således vattenlösligt (Svenskt Vatten, 2010). Avloppsvattnets innehåll av totalfosfor (tot-P) syftar på vattnets totala innehåll av ortofosfat, polyfosfat och organiskt bunden fosfor (Davis, 2010).

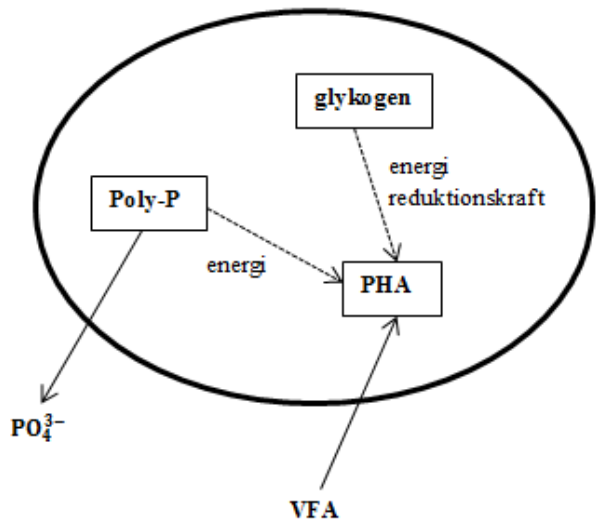
Tykesson (2005) beskriver att fosfor avskiljs från avloppsvattnet genom flera olika processer. I försedimenteringen och i den biologiska reningen frånskiljs partikulärt bunden fosfor och även en del organisk fosfor. Om avloppsvattnet innehåller metalljoner kan en del fosfor även fällas ut som metallfosfater och därmed avlägsnas från vattnet. Dessutom sker vid all biologisk rening en viss avskiljning av fosfor till följd av tillväxt av mikroorganismer. Särner (2007) förklarar att det inte är denna fosforreduktion som normalt brukar benämnas biologisk fosforavskiljning eller bio-P. Med biologisk fosforavskiljning åsyftas istället den process som avser att gynna en viss grupp mikroorganismer som har förmågan att lagra större mängder fosfor i cellerna än vad som behövs för cellsyntes och underhåll (Davis, 2010). Dessa så kallade polyfosfatackumulerande organismer (PAO) tar under anaeroba förhållanden upp lättlösliga kolföreningar samtidigt som de spjälkar polyfosfat i cellerna och frigör fosfor som ortofosfat. Under aeroba förhållanden konsumerar bio-P-bakterierna sedan den lagrade kolkällan för att tillväxa och åter ta upp fosfor från omgivande vatten. Tillväxten av mikroorganismer ger ett nettoupptag av fosfor och genom uttag av överskottslam avskiljs fosfor från avloppsvattnet.

#### **2.1.1. Biokemisk modell för bio-P-processen**

För en fungerande bio-P-process krävs enligt Tykesson (2005) att PAO utsätts för omväxlande anaeroba och aeroba (eller anoxiska) förhållanden. PAO tar upp kolföreningar i form av flyktiga fettsyror (VFA) anaerobt och lagrar detta kol som polyhydroxyalkanoater (PHA) i cellerna. En förutsättning för biologisk fosforavskiljning är därmed tillgång till lättnedbrytbara organiska föreningar i form av VFA. Upptaget av kolföreningar kräver tillgång till energi. Även tillgång till reducerande kraft är nödvändig eftersom PHA är en reducerad polymer (Janssen m.fl., 2002).

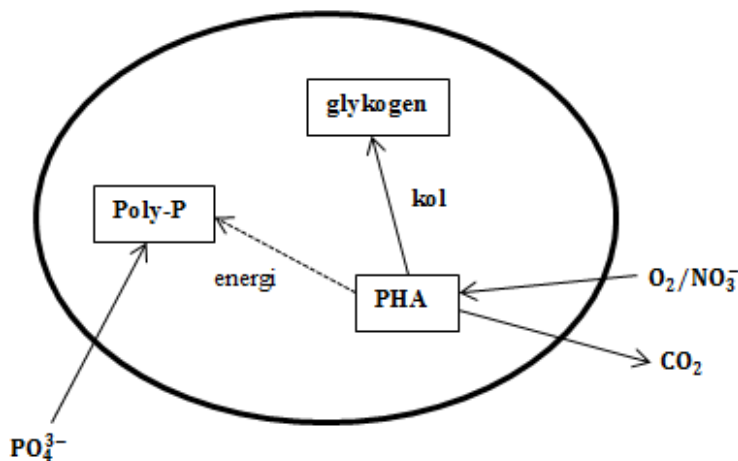
Tykesson (2005) förklarar att det i huvudsak finns två biokemiska modeller för det anaeroba steget i bio-P-processen och anger att dessa är Comeau/Wentzel-modellen och Mino-modellen. I en studie genomförd av Wentzel m.fl. (1991) jämförs de två modellerna med ytterligare en modell, den modifierade Mino-modellen. Studien slår fast att enligt samtliga biokemiska modeller så får PAO energi för upptag av flyktiga fettsyror genom att spjälka ackumulerat polyfosfat i cellerna till ortofosfat, som frigörs till vattenfasen. Modellerna skiljer sig dock åt gällande varifrån bio-P-bakterierna får den reducerande kraften nödvändig för att syntetisera PHA. Denna skillnad mellan Mino-modellen och Comeau/Wentzel-modellen diskuterar även Mino m.fl. (1998) i sin studie. Enligt Mino-modellen får mikroorganismerna tillgång till reducerande kraft genom att bryta ned glykogen som de lagrat i cellerna. Comeau/Wentzel-modellen beskriver istället att PAO får reducerande kraft från

citronsyrcykeln. Mino m.fl. (1998) drar i sin studie slutsatsen att bio-P-bakterierna får merparten av den reducerande kraften som krävs för att bilda PHA genom att bryta ned glykogen. Denna teori stärks bland annat av det faktum att citronsyrcykeln främst verkar under aeroba och anoxiska förhållanden. Studien ger därmed belägg för att Mino-modellen är den mest korrekta modellen för att beskriva biokemin bakom bio-P-processen. I studien påpekas dock att det inte kan uteslutas att citronsyrcykeln kan bidra med reducerande kraft då nedbrytningen av glykogen inte är tillräcklig. Figur 1 åskådliggör upptaget av VFA, bildandet av PHA och nedbrytningen av polyfosfat till ortofosfat som sker i det anaeroba steget i bio-P-processen enligt Mino-modellen.



**Figur 1.** Bio-P-bakteriernas anaeroba metabolism enligt Mino-modellen. Modifierad från Tykesson (2005).

När PAO efter anaeroba förhållanden åter får tillgång till syre kan de enligt Tykesson (2005) utnyttja lagrat PHA som energi- och kolkälla för aerob tillväxt. Energin som fås vid nedbrytning av PHA utnyttjar mikroorganismerna även för att ta upp ortofosfat och återsyntetisera polyfosfat i cellerna. Enligt Mino-modellen åtgår en del av energin även till att fylla på cellernas förråd av glykogen. Figur 2 visar det i bio-P-processen aeroba upptaget av ortofosfat, syntetiseringen av polyfosfat och glykogen samt hur syre/nitrat tas upp och används för att omvandla lagrat PHA till energi som åtgår för tillväxt av biomassa.



**Figur 2.** Bio-P-bakteriernas aeroba metabolism enligt Mino-modellen. Modifierad från Tykesson (2005).

Janssen m.fl. (2002) klargör att PAO kan tillväxa och ta upp fosfor både vid aeroba och anoxiska förhållanden. Vid aeroba förhållanden används syre för att omvandla lagrat PHA till energi medan nitrat används vid anoxiska förhållanden.

Principen bakom bio-P-processen är enligt Janssen m.fl. (2002) att nettotillväxten av PAO gör att mer fosfor tas upp aerobt än vad som släpptes anaerobt. Genom sedimentering av slammet och uttag av överskottslam efter den aeroba zonen i bio-P-processen kan fosfor därmed avskiljas från avloppsvattnet. Den biomassa som inte tas ut som överskottslam återförs till det biologiska reningssteget med returslammet. Bio-P-processen är därmed en cyklisk process, där mikroorganismerna släpper och tar upp fosfor om vartannat (Henze m.fl., 1997).

### **2.1.2. Mikroorganismer i bio-P-processen**

Kern-Jespersen och Henze (1993) undersökte biologisk fosforavskiljning under aeroba och anoxiska förhållanden och fann då polyfosfatackumulerande bakterier som istället för syre kunde använda nitrat som elektronacceptor vid fosforupptag. PAO kan således delas in i två grupper, en grupp som använder syre för ett aerobt fosforupptag och en grupp som använder nitrat och tar upp fosfor anoxiskt. De mikroorganismer som använder nitrat som elektronacceptor avlägsnar således både fosfor och nitrat från avloppsvattnet. de Kreuk m.fl. (2005) uppger att dessa mikroorganismer kan denitrifiera nitrit och nitrat med användning av det kol de lagrat anaerobt. Dessa mikroorganismer utgör därmed så kallade denitrifierande polyfosfatackumulerande organismer (DPAO). I studien utförd av Kern-Jespersen och Henze (1993) drogs slutsatsen att fosforupptag sker snabbare aerobt än anoxiskt och förklaringen till detta är att både PAO och DPAO kan ta upp fosfor aerobt medan endast DPAO kan ta upp fosfor under anoxiska förhållanden. Kuba m.fl. (1996) uppger att det finns flera fördelar med att fosforupptag och denitrifikation kan ske simultant med samma kolkälla. Den totala åtgången av COD i reningen minskar, samtidigt som behovet av luftning blir mindre då den aeroba zonen i bio-P-processen ersätts av en anox zon. Slutligen blir slamproduktionen mindre då fosforupptag och denitrifikation sker samtidigt i jämförelse med vid konventionell biologisk fosforavskiljning och kväverening.

Vid sidan av PAO finns andra bakteriegrupper som kan ta upp flyktiga fettsyror anaerobt. Dessa mikroorganismer konkurrerar därmed med bio-P-bakterierna och kan ha en negativ inverkan på bio-P-processen (Tykesson, 2005). Cech och Hartman (1990) upptäckte en sådan bakteriegrupp vid försök i en reaktor med glukostillsats och kallade mikroorganismerna för G-bakterier. Dessa bakterier är idag mer kända som glykogenackumulerande organismer (GAO) och Mino m.fl. (1998) drar slutsatsen att GAO har en metabolism som till stor del liknar den hos PAO. Även GAO kan ta upp flyktiga fettsyror anaerobt och de konkurrerar därför med PAO om tillgänglig kolkälla. Skillnaden mellan bakteriegruppernas metabolism är att PAO spjätkar internt lagrat polyfosfat för att få energi till det anaeroba kolupptaget medan GAO använder glukos som de lagrat intracellulärt som energikälla. GAO tar därför följaktligen inte upp fosfor aerobt och bidrar därmed inte till processen med biologisk fosforavskiljning. Den reducerande kraften som krävs för VFA-upptaget får GAO, i likhet med PAO enligt Mino-modellen, från nedbrytningen av lagrat glykogen (Cech och Hartman, 1993). I avsnitt 2.1.3 diskuteras hur PAO och GAO samt konkurrensen mellan organismerna påverkas av en rad olika faktorer.

### **2.1.3. Faktorer som påverkar bio-P-processen**

#### ***Tillgång på VFA***

En förutsättning för en välfungerande bio-P-process är tillgången på lättnedbrytbara kolföreningar i form av flyktiga fettsyror. Abu-ghararah och Randall (1991) slog tidigt fast att det åtgår 20 mg COD i form av VFA för att ta bort 1 mg fosfor från avloppsvatten. Jönsson m.fl. (1996) visade senare i en studie på Öresundsverket i Helsingborg att 14 mg VFA är tillräckligt för att avskilja 1 mg fosfor medan Henze m.fl. (1997) rapporterar att endast 10 mg VFA är nödvändigt. Flyktiga fettsyror tillförs bio-P-processen med inkommande avloppsvatten. Henze m.fl. (1995) anger att VFA typiskt utgör 2–10 % av den totala mängden COD i avloppsvattnet. VFA bildas även i den anaeroba bassängen i processen genom nedbrytning av kolföreningar och enligt Henze m.fl. (1995) utgörs 10–20 % av den totala COD-mängden av lättnedbrytbart substrat som kan omvandlas till VFA anaerobt. Ytterligare VFA kan framställas genom hydrolys av slam (Tykesson, 2005), vilket förklaras närmare i avsnitt 2.2.

Förutom mängden tillgänglig VFA påverkas bio-P-processen av vilken typ av VFA som finns att tillgå. Tykesson (2005) anger att acetat och propionat oftast nämns som de flyktiga fettsyror som bio-P-bakterierna utnyttjar för biologisk fosforavskiljning. Oehmen m.fl. (2005) belyser i en studie att typen av tillgänglig fettsyra påverkar konkurrensen mellan PAO och GAO. Studien visar att PAO är mer anpassningsbara mikroorganismer än GAO när det gäller variationer i typ av tillgänglig kolkälla. Slutsatsen dras att PAO gynnas i konkurrensen med GAO om VFA i form av propionat finns tillgängligt eller om den dominanta VFA-typen i inkommande avloppsvatten regelbundet varierar. Lopez-Vazquez m.fl. (2009) visar i sin studie att typ av kolkälla är en mindre viktig faktor i konkurrensen mellan PAO och GAO än andra faktorer, som temperatur och pH. Vid låga temperaturer (10°C) är PAO de dominerande mikroorganismerna oavsett vilken typ av kolkälla som finns tillgänglig.

Bio-P-processen påverkas, förutom av mängden VFA och typ av VFA, även av variationer i VFA-tillförsel. Temmink m.fl. (1996) fann tidigt att bio-P-processen fungerar sämre när VFA-tillförseln ökar efter perioder med låg tillförsel. Förklaringen till detta är att den bristande VFA-tillförseln leder till att mikroorganismernas celler töms på PHA. När mer VFA tillförs processen återhämtar sig det anaeroba fosforsläppet direkt. Bristen på PHA i cellerna gör dock att mikroorganismerna inte kan tillgodose det energibehov som krävs för att ta upp tillräckligt med fosfat i den aeroba zonen och resultatet blir att mer fosfor släpps anaerobt än vad som tas upp aerobt. En välfungerande bio-P-process förutsätter därmed en jämn tillförsel av VFA. Tykesson (2005) förklarar att variationer i VFA-tillförsel även har en påverkan på konkurrensen mellan PAO och GAO, och således påverkar bio-P-processen på ytterligare ett plan. När VFA finns i överskott kan GAO tillväxa. I efterföljande perioder med låg VFA-tillgång konkurrerar GAO med PAO om tillgängligt kol vilket kan ha en negativ effekt på bio-P-processen.

#### ***Anaeroba/aeroba förhållanden***

En grundläggande förutsättning för processen med biologisk fosforavskiljning är förekomsten av alternerande anaeroba och aeroba zoner. En följd av detta är att processen är känslig för



förekomsten av nitrat och syre i den anaeroba zonen. Om nitrat finns i den anaeroba zonen kan denitrifierare konkurrera med bio-P-bakterierna om tillgänglig kolkälla (Tykesson, 2005). Janssen m.fl. (2002) anger att en långvarig tillförsel av nitrat till den anaeroba zonen i bio-P-processen kan leda till att denitrifierande organismer tillväxer och på sikt konkurrerar ut PAO. Tykesson (2005) belyser även det faktum att det kan ske ett anoxiskt fosforupptag i den anaeroba zonen istället för ett anaerobt fosforsläpp om nitrat finns tillgängligt. Detta följer av att nitrat kan fungera som elektronacceptor vid fosforupptag av DPAO och leder till ett mindre nettoupptag av fosfor i processen. Även förekomsten av syre i den anaeroba zonen påverkar bio-P-processen negativt. Syre i den anaeroba zonen leder till att andra mikroorganismer, som inte kan ta upp kol utan tillgång på syre, konkurrerar med PAO om kolkälla. Om syre finns närvarande kan dessutom ett aerobt fosforupptag istället för ett anaerobt fosforsläpp äga rum, vilket får effekten att ett mindre nettoupptag av fosfor från avloppsvattnet sker. Syre och nitrat kan tillföras den anaeroba zonen med inkommande vatten, men även genom intern recirkulation på reningsverket. För att undvika syre och nitrat i anaerob zon är därför processutformningen för bio-P-processen avgörande (avsnitt 2.1.4).

Det är viktigt med en god syrehalt i den aeroba zonen i bio-P-processen för att PAO effektivt skall kunna ta upp fosfor (Janssen m.fl., 2002), men Brdjanovic m.fl. (1998) fastställer även att processen kan påverkas negativt om den aeroba zonen överluftas. Överluftning kan ske om den organiska belastningen är låg, till exempel under helger eller vid häftiga regn, och luftningsprocessen ej regleras därefter. I en överluftad process oxideras den PHA som bio-P-bakterierna lagrat i cellerna och PAO får därmed brist på internt lagrad kolkälla. Janssen m.fl. (2002) anger att överluftning även leder till att glykogen oxideras. Eftersom glykogen behövs för att bilda PHA innebär detta att mindre PHA kan bildas. Bristen på PHA i cellerna hos PAO leder till ett mindre aerobt fosforupptag och ett mindre nettoupptag av fosfor i bio-P-processen.

### **Temperatur**

Temperaturens påverkan på bio-P-processen är komplex, eftersom temperaturändringar påverkar processen på många olika nivåer. En ändring i temperatur ger effekter på bio-P-processen och PAO direkt, men kan även indirekt påverka den biologiska fosforavskiljningen genom att andra mikroorganismer, till exempel nitrifierare, påverkas av temperaturändringen. En indirekt påverkan på den biologiska fosforavskiljningen kan även ske genom att förutsättningarna för andra processer ändras (Tykesson, 2005). Janssen m.fl. (2002) förklarar att en minskning i temperatur kan verka både positivt och negativt på den biologiska fosforavskiljningen (tabell 1).

**Tabell 1.** Effekter av en minskning i temperatur på bio-P-processen. Modifierad från Janssen m.fl. (2002).

<b>Påverkan</b>	<b>Resultat</b>	<b>Effekt på bio-P</b>
Lägre reaktionshastigheter	Minskat fosforsläpp och fosforupptag	Negativ
Minskad nedbrytning – ökad slamproduktion	Mer biomassa som kan lagra poly-P	Positiv
Minskad nitrifikation – mindre nitrat	Minskad konkurrens om substrat för PAO	Positiv
Minskad anaerob hydrolys	Mindre substrat tillgängligt för PAO	Negativ

Erdal (2002) menar att mycket av den forskning som finns angående temperaturens inverkan på bio-P-processen är motsägelsefull. Studien belyser att tidig forskning inom området visat att bio-P-processen är effektivare vid lägre temperaturer men att senare studier pekat på att reaktionshastigheterna i processen sjunker med temperaturen. Studiens syfte var att reda ut kontroversen kring hur temperaturen påverkar bio-P-processen. Resultaten visade att bio-P-processen verkligen fungerar bättre vid lägre temperaturer än vid högre, till exempel vid 5°C jämfört med 25°C. Erdal (2002) förklarar att reaktionshastigheterna förvisso är lägre vid låga temperaturer men att bio-P-processen ändå presterar bättre till följd av att konkurrensen om substrat i de icke-oxiska zonerna minskar. Tykesson (2005) klargör att bio-P-processen kan fungera ned till så låga temperaturer som 4–5°C.

Lopez-Vazquez m.fl. (2009) rapporterar om hur temperaturen inverkar på konkurrensen mellan PAO och GAO. I studien modellerades hur bland annat temperaturen påverkar tillväxten av PAO och GAO och konkurrensen mellan organismerna. Resultaten pekar på att PAO får konkurrensfördelar gentemot GAO vid låga temperaturer.

### ***pH***

Janssen m.fl. (2002) förklarar att bio-P-processen påverkas av pH, speciellt under den anaeroba fasen av processen. Vid lågt pH är det anaeroba fosforsläppet/upptagen kolkälla lägre än vid högt pH. Detta förklaras av att transporten av VFA över cellmembranet och in i cellen kräver mindre energi vid lågt pH än vid högt. Bio-P-bakterierna får energi genom att spjälka lagrat fosfor i cellerna. Eftersom behovet av energi är mindre vid lågt pH sker följaktligen ett mindre fosforsläpp då, vilket rapporteras av flera studier (Liu m.fl., 1996; Romanski m.fl., 1997; Pijuan m.fl., 2004). Ett högt pH är således gynnsamt för bio-P-processen eftersom det ger ett större anaerobt fosforsläpp och följaktligen ett större aerobt fosforupptag.

pH har även en inverkan på bio-P-processen genom att påverka konkurrensen mellan PAO och GAO. Filipe m.fl. (2001) anger att ett pH på 7,25 och högre är gynnsamt för PAO i förhållande till GAO. pH-reglering kan därmed vara en bra strategi för att reducera GAO-populationen och uppnå en god biologisk fosforavskiljning. Tykesson (2005) nämner dock att bio-P-processen kan vara självreglerande med avseende på pH och storleken på PAO- och GAO-populationerna. GAO höjer nämligen genom sin aktivitet pH-värdet i den anaeroba zonen, då de tar upp VFA (avlägsnar syror) utan att samtidigt frigöra fosfor. Det höjda pH-värdet gynnar PAO som kan tillväxa. Tykesson (2005) påpekar slutligen att trots att pH är en viktig påverkansfaktor för konkurrensen mellan PAO och GAO, och därmed ger stor inverkan på bio-P-processen, så är pH-reglering av processen inget lämpligt alternativ sett ur hållbarhetssynpunkt. En stor fördel med biologisk fosforavskiljning jämfört med konventionell fosforrening, som ofta sker genom kemisk fällning, är just att inga kemikalier måste användas i reningen och att metoden således kan anses mer hållbar och bättre för miljön.

### ***Kemisk fällning***

Tykesson (2005) förklarar att biologisk fosforavskiljning ibland måste kombineras med kemisk fällning för att klara stränga utsläppskrav för fosfor. Om kemikalier faller ut en del av

fosfor i avloppsvattnet blir mindre fosfor tillgängligt för bio-P-bakterierna. På sikt kan detta leda till att PAO-populationen minskar och att GAO får konkurrensfördelar och kan tillväxa. Tykesson m.fl. (2003) bekräftade detta vid experiment med tillsats av betydande mängder järnklorid till en bio-P-reaktor. Bio-P-aktiviteten minskade markant samtidigt som indikationer på en ökad GAO-population förekom. Tykesson (2005) nämner risken för att en ond cirkel uppstår då fällningskemikalier tillsätts. Om PAO-populationen minskar och GAO tillväxer kan mer fällningskemikalier tvingas tillsättas vilket ger ytterligare negativ påverkan på bio-P-processen. Tillsats av fällningskemikalier till en reningsprocess med biologisk fosforavskiljning måste därför ske med försiktighet. Tykesson m.fl. (2005) utvärderar tio års bio-P-drift vid Öresundsverket i Helsingborg och drar slutsatsen att goda reningsresultat kan uppnås när bio-P-processen kombineras med kemisk fällning av fosfor, trots bio-P-processens känslighet för fällningskemikalier.

Tykesson (2005) diskuterar de olika processalternativ som finns vid kemisk fällning av fosfor. När biologisk fosforavskiljning skall kombineras med kemisk fällning är det fördelaktigt att tillämpa efterfällning av fosfor. Fällningskemikalierna tillsätts då efter biosteget, om bio-P-processen ej lyckas avskilja tillräckligt med fosfor. Bioslam och kemslam kan separeras och kemikaliernas negativa inverkan på bio-P-processen minskas. Dock recirkuleras ofta kemslammet till försedimenteringsbassängen då efterfällning tillämpas. Om försedimentering saknas eller om processen är ineffektiv kan kemslam tillföras bio-P-processen och påverka denna negativt. Förfällning av fosfor, då fällningskemikalier tillsätts före biosteget, möjliggör inte på samma sätt användandet av kemfällningen som komplement till bio-P-processen. Vid simultanfällning av fosfor tillsätts fällningskemikalierna i biosteget och ger en direkt negativ påverkan på bio-P-processen.

### ***Slamålder***

Janssen m.fl. (2002) beskriver att slambelastningen på biosteget och följaktligen slamåldern har en inverkan på bio-P-processen. En ökning i slambelastning och en åtföljande minskning av slamåldern leder till en större slamproduktion. Ökade slammängder innebär att mer fosfor avlägsnas vattnet ”naturligt” genom assimilation i biomassan och överskottslamuttag. Mindre fosfor måste således avskiljas i bio-P-processen, varför en låg slamålder är positivt för processen. Därtill påverkar en lägre slamålder nitrifikationen negativt. Sämre nitrifikation innebär en mindre risk att nitrat inhiberar den biologiska fosforavskiljningen och är således positivt för bio-P-processen. Det aeroba eller anoxiska fosforupptaget är dock enligt Janssen m.fl. (2002) beroende av att nedbrytning av lagrat PHA i cellerna hos PAO hinner ske och slamåldern kan därmed ej vara för låg. Lägsta aeroba/anoxiska slamålder för att fosforupptag skall hinna ske uppges vara tre dagar. För reningsprocesser med nitrifikation är detta sällan en begränsande faktor då nitrifikationen kräver hög slamålder. För reningsverk som saknar kväverening kan dock den aeroba/anoxiska slamåldern vara en faktor som påverkar bio-P-processen.

En (mycket) hög slamålder ger enligt Janssen m.fl. (2002) en låg slamproduktion, vilket gör att lite fosfor avskiljs naturligt i biosteget och att mer måste avskiljas i bio-P-processen. Om regleringen av luftningsprocessen är undermålig kan den låga slamproduktionen leda till att

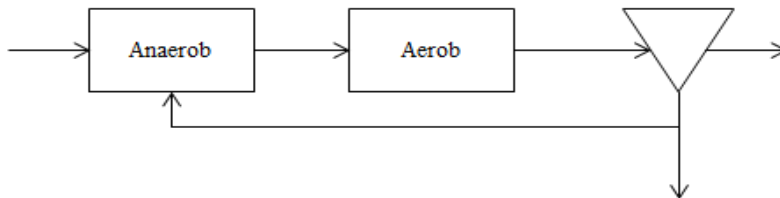
risken för överluftning ökar. Överluftning påverkar bio-P-processen negativt. Risken finns även att en hög slamålder ökar graden av mineralisering och att PAO bryts ned.

Stephens och Stensel (1998) påpekar slutligen att ett sekundärt fosforsläpp kan ske om den anaeroba uppehållstiden blir för lång. Detta fosforsläpp är inte förenat med något upptag av VFA och leder således inte till att PHA lagras i cellerna hos PAO. Bristen på energi gör att motsvarande mängd fosfor som släppts inte kan tas upp i den efterföljande aeroba zonen. Sekundärt fosforsläpp ger därmed en försämrad biologisk fosforavskiljning och bör undvikas, vilket kan göras genom att reglera den anaeroba uppehållstiden. Tykesson (2005) nämner även att ett sekundärt fosforsläpp kan ske i den anaeroba slambehandlingen. Om rejektvattnet från slambehandlingen återförs till det biologiska reningssteget kan en rundgång av fosfor erhållas, vilket givetvis bör undvikas.

#### 2.1.4. Processutformning för biologisk fosforavskiljning

##### *A/O*

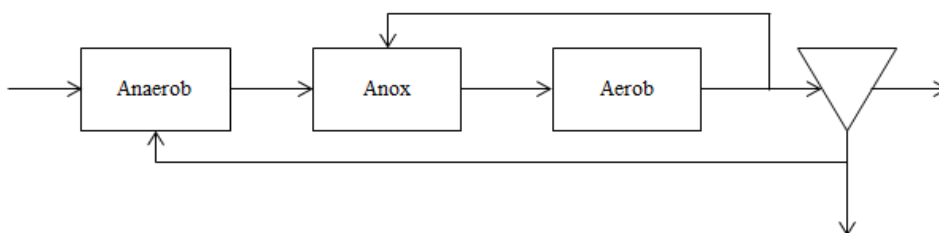
A/O-processen (Anaerobic/Oxic) är en enkel konfiguration av bio-P-processen och är uppbyggd av en anaerob zon med en efterföljande aerob zon (figur 3). Returslamflödet recirkuleras direkt till den anaeroba bassängen. A/O-processen tillämpas på reningsverk som ej har krav på kväverening och som därmed har en hög slambelastning och således en låg slamålder. Den låga slamåldern förhindrar nitrifikation och med A/O-processen renas avloppsvattnet därmed endast från organiskt material och fosfor (Janssen m.fl., 2002).



**Figur 3.** A/O-processen för biologisk fosforavskiljning. Modifierad från Janssen m.fl. (2002).

##### *A<sup>2</sup>/O*

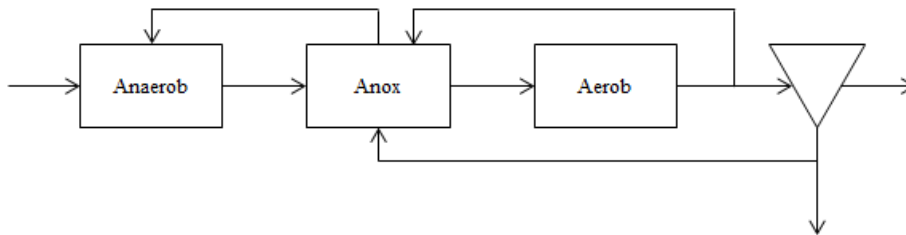
A<sup>2</sup>/O-processen (Anaerobic/Anoxic/Oxic) är en utveckling av A/O-processen (Janssen m.fl., 2002). Processen är uppbyggd av en anaerob zon följt av en anox zon innan den aeroba zonen (figur 4). Recirkulationen av returslamflödet sker direkt till den anaeroba bassängen. A<sup>2</sup>/O-processen används på reningsverk som förutom fosforrening även har krav på kväveavskiljning. Reningsverk med en A<sup>2</sup>/O-bio-P-process har lägre slambelastning och därmed högre slamålder, vilket möjliggör nitrifikation i den aeroba zonen. Nitratrikt utgående vatten från aerob zon recirkuleras till en anox bassäng där fördenitrifikation sker.



**Figur 4.** A<sup>2</sup>/O-processen för biologisk fosforavskiljning. Modifierad från Janssen m.fl. (2002).

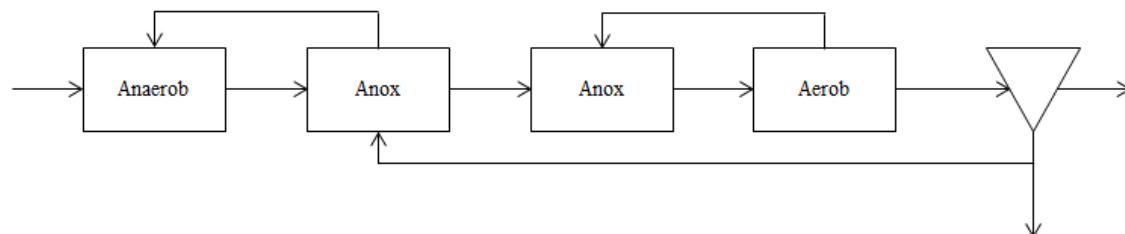
## UCT

UCT-processen (University of Cape Town) påminner enligt Davis (2010) om A<sup>2</sup>/O-processen och är också den uppbyggd av en anaerob zon följt av en anox zon och en aerob zon i serie (figur 5). Skillnaden från A<sup>2</sup>/O-processen är att returslammet recirkuleras till den anaeroba zonen via en anox bassäng, vilket möjliggör fördenitrifikation. Dessutom förhindrar detta att nitrat i returslammet förs till den anaeroba bassängen och stör bio-P-processen.



**Figur 5.** UCT-processen för biologisk fosforavskiljning. Modifierad från Janssen m.fl. (2002).

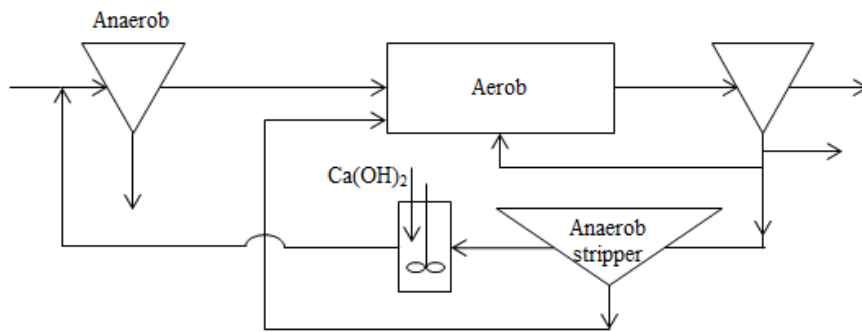
Janssen m.fl. (2002) presenterar den modifierade UCT-processen, i vilken den anaeroba zonen följs av två anoxiska zoner och en aerob zon (figur 6). Denna konfiguration säkerställer att inget nitrat tillförs den anaeroba zonen. En nackdel med UCT-processen kan vara att slammets sedimenteringsegenskaper försämras till följd av att den anoxiska uppehållstiden blir för lång. Den modifierade UCT-processen löser detta problem genom att förkorta den anoxiska uppehållstiden.



**Figur 6.** Den modifierade UCT-processen för biologisk fosforavskiljning. Modifierad från Janssen m.fl. (2002).

## Phostrip

Phostrip-processen (Phosphate Stripping) är enligt Janssen m.fl. (2002) ett exempel på en bio-P-process som är utformad som en sidoströmsprocess. Phostrip-processen kombinerar biologisk och kemisk fosforavskiljning genom att en del av returslammet förs via en ”stripper”, en förtjockare i en sidoström. I strippern råder anaeroba förhållanden, och fosfor släpper därför i strippern. Den fosforrika klarfasen tas ut och kalk tillsätts för att fälla ut fosfor. Den utfällda fosfor avlägsnas genom sedimentering i försedimenteringsbassängen. Huvudströmmen utgörs av en aerob zon till vilken slammet från strippern och det returslam som ej förs till strippern recirkuleras (figur 7). I den aeroba zonen avlägsnas ytterligare fosfor genom aerobt fosforupptag.



**Figur 7.** Phostrip-processen för biologisk fosforavskiljning. Modifierad från Janssen m.fl. (2002).

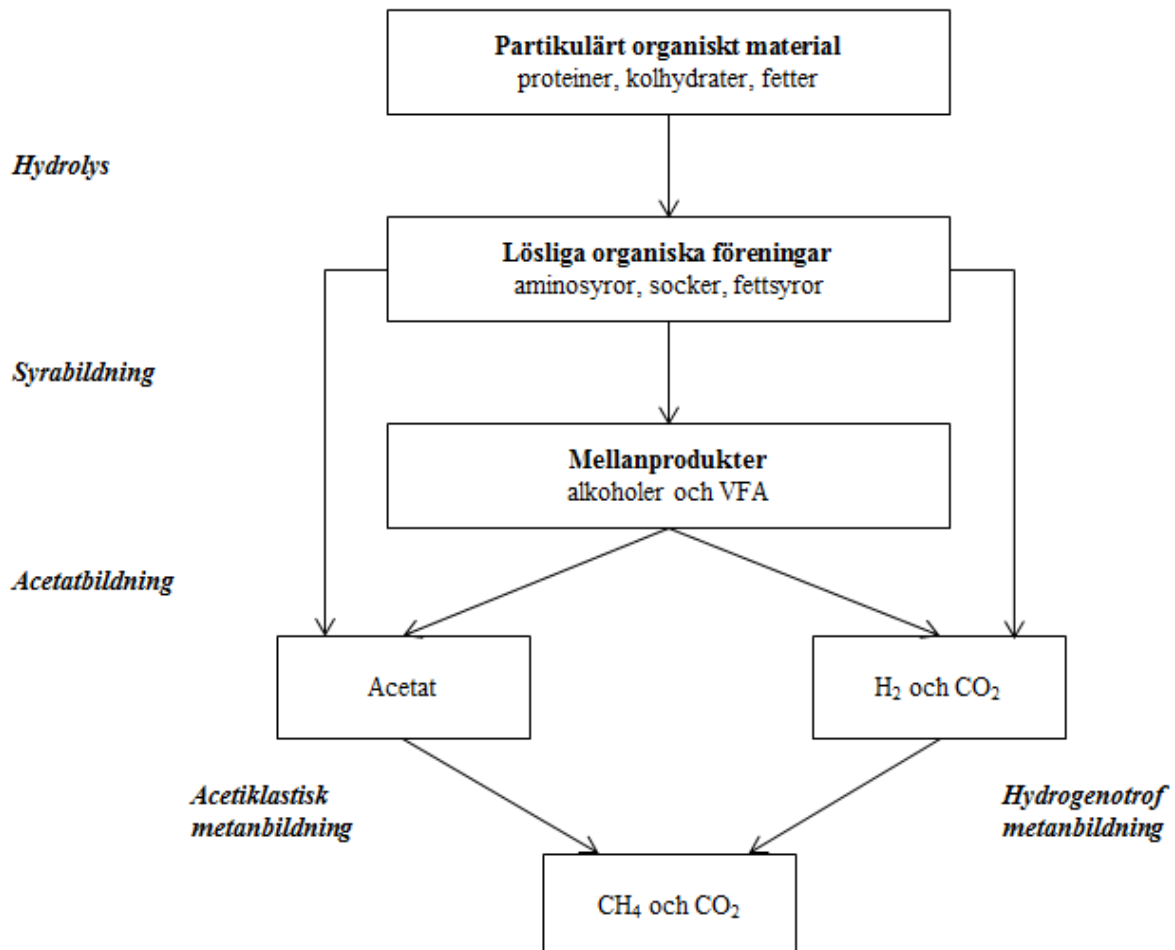
## 2.2. SLAMHYDROLYS

Hydrolys är det första delsteget i den anaeroba nedbrytningsprocessen av organiska föreningar (Jarvis och Schnürer, 2009). Davidsson m.fl. (2008) klarlägger att hydrolys av slam är en naturlig biologisk process då större svårnedbrytbara partiklar bryts ned till mindre, lösliga föreningar. Nedbrytningen sker med hjälp av extracellulära enzymer vilka utsöndras av mikroorganismer (Morgenroth m.fl., 2002). Förutom biologisk hydrolys av slam finns enligt Davidsson m.fl. (2008) mekaniska, termiska och kemiska metoder för att hydrolysera slam. I detta avsnitt behandlas dock endast biologisk slamhydrolys. Davidsson m.fl. (2008) förklarar att slamhydrolys kan ske aerobt, anoxiskt eller anaerobt i reningsverk. Vid aerob hydrolys oxideras de bildade hydrolysisprodukterna direkt och den aeroba hydrolysen producerar därmed inget substrat som mikroorganismerna i reningsprocessen kan tillgodogöra sig. En fördel med aerob hydrolys är dock att den leder till en minskad slamproduktion i reningsprocessen. Vid anox hydrolys kan hydrolysisprodukterna tas upp av denitrifierare och nyttjas som kolkälla för denitrifikation. Anox hydrolys bidrar därmed till reduktion av nitrathalten i avloppsvattnet. Davidsson m.fl. (2008) poängterar att det inom avloppsvattenrening främst är den anaeroba hydrolysen som är av intresse. Hydrolysisprodukterna som bildas vid anaerob hydrolys kan användas för flera ändamål i reningsprocessen, däribland till biologisk fosforavskiljning.

Tillgång på VFA är en förutsättning för en väl fungerande bio-P-process, men även andra processer såsom denitrifikation kräver tillgång på kolkälla. Davidsson m.fl. (2008) menar att kommunalt avloppsvatten ofta innehåller för lite lättillgängligt organiskt kol för att tillgodose bio-P-processens behov men poängterar att den totala tillgången på organiskt material i vattnet ofta är stor. Tykesson (2005) beskriver att biologisk hydrolys av det organiska materialet i avloppsvattnet sker spontant i det anaeroba steget i bio-P-processen och leder till en produktion av VFA som kan användas för biologisk fosforavskiljning. Davidsson m.fl. (2008) belyser dock att den spontana hydrolysen i den anaeroba fasen sällan räcker till för att täcka behovet av VFA i bio-P-processen men att möjligheten finns att producera ytterligare VFA genom biologisk hydrolys av slam vid reningsverken. Jansen m.fl. (2009) förklarar att biologisk hydrolys kan ske antingen av primärslam eller av returslam. Medan innehåller av organiska föreningar är större i primärslammet än i returslammet finns det senare att tillgå i större mängder. Den stora tillgången på returslam medför att betydande mängder lättnedbrytbara organiska föreningar kan produceras genom returslamshydrolys.

### 2.2.1. Hydrolyprocessen

Jarvis och Schnürer (2009) anger att anaerob nedbrytning av organiska föreningar sker i fyra steg: hydrolys, fermentation, anaerob oxidation och acetotrof/hydrogenotrof metanogenes (figur 8). De fyra stegen kan enligt Davidsson m.fl. (2008) översättas till hydrolys, syrabildning, acetatbildning och acetiklastisk/hydrogenotrof metanbildning.



**Figur 8.** De olika stegen i den anaeroba nedbrytningen av organiska föreningar. Modifierad från Davidsson m.fl. (2008).

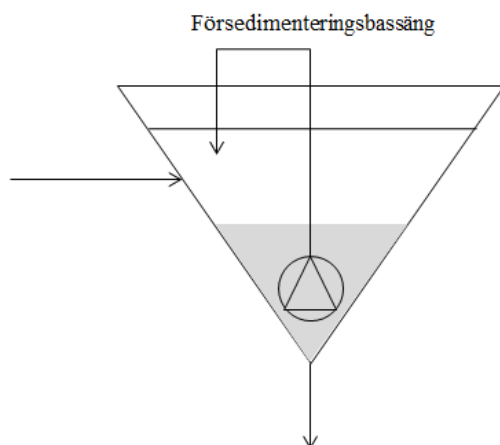
Det första steget i den anaeroba nedbrytningsprocessen är hydrolys. I hydrolysteget bryts partikulärt organiskt material i form av proteiner, kolhydrater och fetter ned till mer lösliga föreningar som aminosyror, socker och fettsyror (Davidsson m.fl., 2008). Jarvis och Schnürer (2009) anger att hydrolysteget är viktigt eftersom stora molekyler som ej kan tas upp direkt av mikroorganismerna och därför inte utnyttjas som kolkälla, vid hydrolys omvandlas till lösliga föreningar som kan fungera som substrat för mikroorganismerna. Nedbrytningen består av flera reaktioner och sker med hjälp av extracellulära hydrolytiska enzymer som har utsöndrats av mikroorganismer. Hydrolysteget är det hastighetsbegränsande steget i den anaeroba nedbrytningsprocessen eftersom partikulärt material är svårt att bryta ned. Hydrolyshastigheten är dock avhängande av karaktären på substratet. Om substratet som skall brytas ned är rikt på svårnedbrytbara beståndsdelar som cellulosa och hemicellulosa går hydrolysen långsammare än om substratet till stor del består av proteiner.

Vid det andra steget i den anaeroba nedbrytningsprocessen, fermentationen eller syrabildningen, bryts produkterna från hydrolysen ned till alkoholer och flyktiga fettsyror, men även till ammoniak, koldioxid och vätgas. I det tredje steget i den anaeroba nedbrytningen, acetatbildningen, bryts fermentationsprodukterna ned i anaeroba oxidationsreaktioner till koldioxid, vätgas och acetat. Metanbildningen utgör det fjärde och sista steget i den anaeroba nedbrytningsprocessen. Metanbildande mikroorganismer, så kallade metanogener, bildar metan och koldioxid ur främst vätgas, koldioxid och acetat. Metanbildare tillväxer långsamt vilket gör att det krävs en viss uppehållstid i slamhydrolysbassängen för att metanbildning skall hinna ske (Jarvis och Schnürer, 2009).

Davidsson m.fl. (2008) förklarar att syftet när slamhydrolys tillämpas vid avloppsvattenreningsverk oftast är att producera flyktiga fettsyror som kan användas vid biologisk fosfor- eller kväveavskiljning. Det är därför önskvärt att begränsa den anaeroba nedbrytningsprocessen till de första tre stegen, så att metanbildning ej sker. Detta kan göras genom att styra uppehållstiden så att denna inte blir för lång, och metanbildarna ej hinner tillväxa, eller genom att kontrollera temperaturen. När det talas om slamhydrolys inom avloppsvattenrening för att producera substrat för biologisk fosfor- och kväveavskiljning avses med begreppet hydrolys att de tre första stegen i den anaeroba nedbrytningen av organiskt material äger rum. Fortsättningsvis avses med begreppet hydrolys i denna rapport de tre delstegen hydrolys, syrabildning och acetatbildning i den anaeroba nedbrytningsprocessen.

### 2.2.2. Primärslamhydrolys

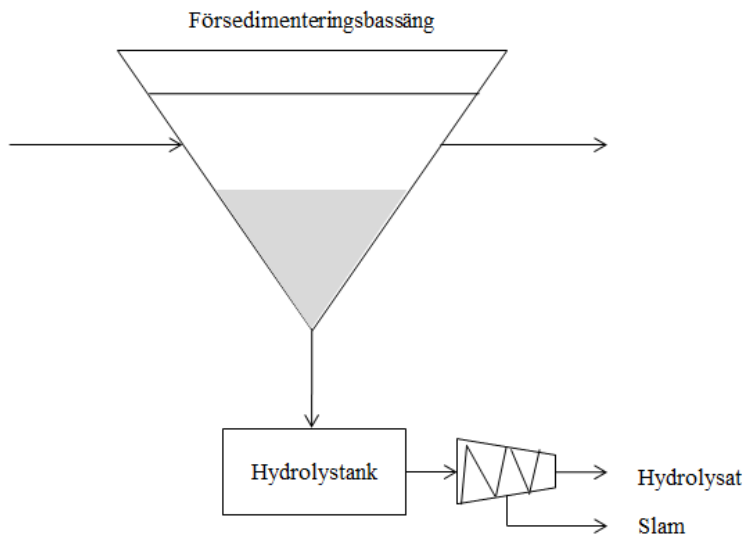
Davidsson m.fl. (2008) förklarar att primärslamhydrolys kan ske antingen i huvudströmmen i reningsprocessen eller i en sidoström till denna. När primärslamhydrolys sker i huvudströmmen utnyttjas försedimenteringsbassängen som en kombinerad hydrolys- och sedimenteringsbassäng. Upphållstiden i försedimenteringsbassängen ökas och ett slamlager byggs upp på botten av bassängen. I slamlagret råder anaeroba förhållanden och hydrolys sker därför. Genom recirkulation av det försedimenterade slammet upp till vattenytan tvättas hydrolysisprodukterna ur slammet och följer med avloppsvattnet till biosteget medan slammet åter tillåts sedimentera (figur 9).



**Figur 9.** Primärslamhydrolys i huvudströmmen. Modifierad från Davidsson m.fl. (2008).



Vid sidoströmshydrolys av primärslam utnyttjas en separat tank för hydrolys. Primärslammet pumpas till hydrolystanken där hydrolys sker och hydrolysatet separeras från slammet (figur 10). Separationen av hydrolysat och slam kan till exempel ske genom centrifugering.



**Figur 10.** Sidoströmshydrolys av primärslam. Modifierad från Davidsson m.fl. (2008).

Primärslamshydrolys i huvudströmmen är enkelt och kostnadseffektivt men kan leda till problem med ökad belastning av suspenderade partiklar och fosfor till biosteget, framförallt vid höga inkommande avloppsvattenflöden (Tykesson, 2005). Davidsson m.fl. (2008) menar att sidoströmshydrolys av primärslam är lättare att kontrollera och oberoende av inkommande flöde. Gynnsamma förhållanden för hydrolys kan ordnas i sidoströmshydrolystanken. Janssen m.fl. (2002) nämner till exempel möjligheten att reglera temperaturen i hydrolysbassängen vilket gör att hydrolysutbytet ökar. Davidsson m.fl. (2008) belyser även det faktum att sidoströmshydrolys av primärslam har fördelen att den producerade kolkällan kan doseras i valfri punkt och vid valfritt tillfälle, istället för att följa med vattenströmmen som vid huvudströmshydrolys. Doseringen av den producerade kolkällan kan således anpassas efter reningsprocessens kolbehov.

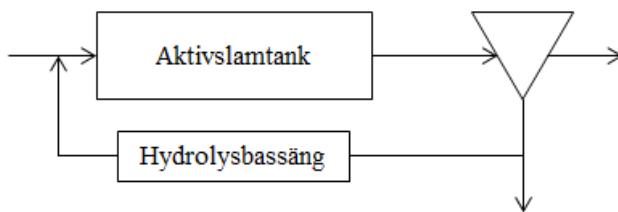
Christensson m.fl. rapporterade redan 1998 om fullskaleförsök där införandet av primärslamshydrolys i huvudströmmen resulterat i en markant ökning av bio-P-processens effektivitet. Sidoströmshydrolys av primärslam tillämpas bland annat på Öresundverket i Helsingborg sedan 1993 och Tykesson m.fl. (2005) rapporterar i en utvärdering av tio års bio-P-drift på Öresundverket att införandet av primärslamshydrolysen medförde en ökad effektivitet i den biologiska fosforavskiljningen på verket. Jönsson m.fl. (2008) utförde laboratorieexperiment med hydrolys av primärslam från Klagshamns avloppsreningsverk i Malmö. Resultaten visade att lättillgänglig kolkälla producerad genom primärslamshydrolys kunde ersätta ungefär hälften av den externa kolkälla som vid tidpunkten för försöken tillsattes reningsprocessen vid verket.

Petersen (2002) anger att en nackdel med primärslamshydrolys är att luktproblem kan uppstå till följd av svavelväteproduktion i hydrolysbassängen. Det kan även uppkomma problem med korrosion till följd av att pH i hydrolystanken sjunker då VFA produceras. Vollertsen m.fl. (2006) nämner också att primärslamshydrolys kan leda till att gasutbytet vid rötning av

primärslammet kan minska, eftersom organiskt material i slammet bryts ned och sköljs ur. Lägre biogasproduktion genom rötning ger ekonomiska förluster. Tykesson (2005) belyser slutligen att primärslamshydrolys kan ge en större belastning av suspenderat material och fosfor till den anaeroba fasen av bio-P-processen och anger att detta speciellt blir ett problem vid höga flöden.

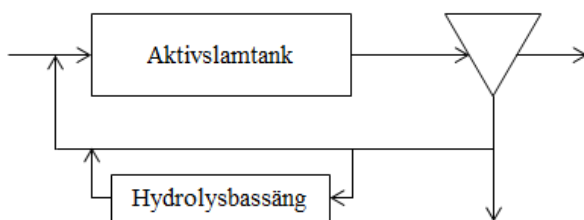
### 2.2.3. Returslamshydrolys

Davidsson m.fl. (2008) beskriver att returslamshydrolys, likt primärslamshydrolys, kan ordnas antingen som ett steg i huvudströmmen i reningsprocessen eller som en sidoströmsprocess. Vid returslamshydrolys i huvudströmmen leds hela returslamflödet till en anaerob hydrolysbassäng innan det återförs till aktivslamprocessen (figur 11).



**Figur 11.** Returslamshydrolys i huvudströmmen. Modifierad från Davidsson m.fl. (2008).

Vid sidoströmshydrolys av returslam leds endast en delström av returslamflödet till den anaeroba hydrolystanken (figur 12).



**Figur 12.** Sidoströmshydrolys av returslam. Modifierad från Davidsson m.fl. (2008).

Jönsson och Jansen (2006) anger att givet en viss mängd lättnedbrytbart organiskt material som skall produceras genom hydrolys krävs en kortare uppehållstid vid returslamshydrolys i huvudströmmen än om hydrolysen sker i en sidoström. En kortare uppehållstid minskar risken för problem med lukt till följd av svavelvätebildning och förhindrar att lättomsättligt kol går förlorat till följd av metanbildning. Petersen (2002) anger att ytterligare en fördel vid utnyttjande av returslamshydrolys i huvudströmmen är att det kan vara möjligt att avvara den anaeroba volymen i bio-P-processen. Det för processen nödvändiga fosforsläppet sker då istället i den anaeroba hydrolystanken. Vollertsen m.fl. (2006) menar å andra sidan att sidoströmshydrolys av returslam gör bio-P-processen mindre beroende av kvaliteten på inkommande avloppsvatten och att processen, liksom vid sidoströmshydrolys av primärslam, har fördelen att den kan styras utefter behovet av kolkälla i bio-P-processen. Med sidoströmshydrolys av returslam undviks också problemet med hög fosforbelastning på biosteget som kan uppkomma vid höga inkommande flöden till verket då returslamshydrolys i huvudströmmen tillämpas (Petersen, 2003).

Davidsson m.fl. (2008) nämner att returslamshydrolys har den fördelen gentemot primärslamshydrolys att slammet och hydrolyseringsprodukterna ej behöver separeras efter hydrolyseringsprocessen. Detta förenklar installationen av processen och dess drift, samt möjliggör fullt utnyttjande av den producerade kolkällan. Vid primärslamshydrolys går en del av den producerade kolkällan förlorad eftersom slam och hydrolysat måste åtskiljas. Petersen (2002) förklarar också att returslamshydrolys inte ger upphov till problem med korrosion på samma sätt som primärslamshydrolys. Anledningen till detta är att den VFA som produceras vid returslamshydrolys direkt tas upp av mikroorganismerna i hydrolystanken och således inte bidrar till att sänka pH-värdet i hydrolysbassängen.

Särner m.fl. (2004) rapporterar om införandet av returslamshydrolys i huvudströmmen vid Källby avloppsreningsverk i Lund och dess positiva effekt på bio-P-processen. Petersen (2002) beskriver att många danska reningsverk har infört sidoströmshydrolys av returslam med en stabilare bio-P-process, minskad kemikalieförbrukning och slamproduktion samt förbättrade slamegenskaper som följd. En nackdel med returslamshydrolys är dock att processen ger upphov till en frigörelse av ammonium och fosfor som belastar biosteget. Både Ucisik och Henze (2008) och Yuan m.fl. (2009) rapporterar om en hög frigörelse av näringsämnenammonium och fosfor vid hydrolys av returslam.

#### **2.2.4. Faktorer som påverkar slamhydrolys**

##### ***Primärslam eller returslam***

Jönsson och Jansen (2006) belyser svårigheten med att mäta hydrolysutbytet i form av löst COD eller VFA vid returslamshydrolys och förklarar att detta följer av att mikroorganismerna i returslammet direkt tar upp den VFA som produceras vid hydrolysen. Vid primärslamshydrolys är andelen mikroorganismer i slammet betydligt mindre och hydrolysutbytet kan därmed kvantifieras genom att analysera avloppsvattnets VFA-halt.

Hur mycket lättomsättliga kolföreningar som produceras vid slamhydrolys är bland annat avhängande av huruvida primärslam eller returslam hydrolyseras. Andreassen m.fl. (1997) utförde hydrolysförsök i fullskala på tre danska reningsverk. Resultaten från försöken visade att hydrolysutbytet, uttryckt i löst COD per totalt COD, är större vid primärslamshydrolys (9–16 % vid en temperatur på 20°C) än vid returslamshydrolys (2,5 % vid temperaturer i intervallet 8–17°C). Det bör dock noteras att en del av skillnaden i hydrolysutbyte kan följa av det faktum att hydrolysförsöken utförts vid olika temperaturer, eftersom slamhydrolys till stor del påverkas av temperaturen. Även Ucisik och Henze (2008) fann dock vid hydrolysförsök i laboratorieskala att hydrolys av primärslam ger en betydligt större VFA-produktion än returslamshydrolys, vilket styrker resultaten presenterade av Jönsson och Jansen (2006). Ucisik och Henze (2008) förklarar att primärslam innehåller en högre halt organiskt material än returslam. Dessutom är det organiska materialet i primärslammet mer lättillgängligt medan det i returslammet främst förekommer som mer svårnedbrytbara föreningar. I returslam ackumuleras cellulära restprodukter och inert material som ej kan brytas ned naturligt genom biologisk hydrolys. Ytterligare en orsak till att primärslamshydrolys ger ett större hydrolysutbyte än returslamshydrolys är att returslam innehåller en stor andel levande biomassa som är svårare att hydrolysera biologiskt.

Ucisik och Henze (2008) diskuterar även det faktum att sammansättningen av bildad VFA skiljer sig åt vid hydrolys av primärslam och returslam. Vid hydrolys av primärslam är propionat den dominerande fettsyran medan returslamshydrolys gör att acetat dominerar bland hydrolysisprodukterna. Eftersom PAO gynnas i den mikrobiella konkurrensen med GAO om propionat finns tillgängligt (avsnitt 2.1.3) ger primärslamshydrolys alltså ett substrat som är något lämpligare för biologisk fosforavskiljning.

### ***Slammets karaktär***

Sammansättningen av det organiska materialet i slammet beror delvis på karaktären hos inkommande avloppsvatten men påverkas också av processmässiga faktorer såsom slamåldern i reningsprocessen och huruvida försedimentering av slammet sker eller ej. Jönsson och Jansen (2006) fann vid hydrolysförsök i laboratorieskala med returslam från två svenska och två danska reningsverk att VFA-produktionen vid hydrolysen är större om returslammet kommer från ett verk utan försedimentering. Även Ucisik och Henze (2008) utförde laborieförsök med hydrolys av returslam från danska reningsverk och fann att försedimentering av slammet påverkar hydrolysutbytet negativt. Förklaringen till detta är att returslam från reningsverk utan försedimentering innehåller mer lättnedbrytbart organiskt material än returslam från verk med försedimentering.

Jönsson och Jansen (2006) uppger att hydrolysutbytet är större vid hydrolys av returslam från verk utan nitrifikation än från verk med nitrifikation. Detta förklaras av att reningsverk med nitrifikation kräver en högre slamålder i biosteget till följd av att nitrifierare tillväxer långsamt. I biosteget sker nedbrytning, mineralisering, av slammet. En högre slamålder medför att graden av mineralisering i slammet är högre när det når hydrolystanken. Det organiska material som når hydrolysbassängen är därmed mer svårnedbrytbart samtidigt som en större mängd inert material kan ha ackumulerats i slammet.

### ***Temperatur***

Slamhydrolys påverkas mycket av den temperatur vid vilken hydrolysen sker. Maharaj och Elefsiniotis (2001) fann vid hydrolysförsök med primärslam i laboratorieskala att högre temperaturer ger ett större VFA-utbyte. Resultaten av försöken visade dock att primärslamshydrolys fungerar väl även vid låga temperaturer, då VFA-produktion erhöles vid temperaturer ned till 8°C. Även Jönsson och Jansen (2006) utförde hydrolysförsök i laboratorieskala, med returslam, och fann att utbytet av löst COD blev lägre vid låg temperatur (10°C) än vid hög temperatur (20°C). Vid 10°C blev hydrolysutbytet endast 65 % av utbytet vid 20°C. Yuan m.fl. (2011) utförde labbskaleförsök med hydrolys av returslam vid 24,6°C, 14°C och 4°C. Högre temperatur vid hydrolysen fick den effekt att maximal VFA-produktion uppnåddes på kortast tid. I studien kunde slutsatsen dras att slamhydrolys ej är en tekniskt lämplig process vid så låga temperaturer som 4°C.

### ***Uppehållstid i hydrolysbassäng***

Särner (2007) anger att uppehållstiden i hydrolysbassängen vid slamhydrolys måste vara tillräckligt lång för att slammet skall hinna hydrolyseras men Davidsson (2008) varnar för att uppehållstiden inte får bli så lång att metanbildning hinner ske, ty då går de producerade organiska föreningarna förlorade som metangas. Xiong m.fl. (2012) bekräftade vid

returslamshydrolysförsök i laboratorieskala att det går att finna en maximal uppehållstid för hydrolysis och att en för hög uppehållstid riskerar att medföra metanbildning. Vid försöken ökade VFA-utbytet upp till en uppehållstid på 144 timmar och därefter avtog det samtidigt som pH uppnådde 6,75 och fortsatte öka – ett tecken på att metanbildning ägde rum i försöksreaktorn. Xiong m.fl. (2012) belyser att ett pH-värde i intervallet 6,75–7,10 gynnar metanogener och således är negativt för hydrolysisprocessen.

Hur lång uppehållstiden i hydrolystanken skall vara är, förutom av tidigare nämnda faktorer, beroende av huruvida det är primärslam eller returslam som skall hydrolyseras och om hydrolysen sker i huvudströmmen eller i en sidoström. Janssen m.fl. (2002) nämner att en lämplig uppehållstid för hydrolysis av primärslam är 2–3 dagar. När det gäller returslamshydrolysis krävs, som diskuterats i avsnitt 2.2.3, en kortare uppehållstid om hela returslamflödet hydrolyseras än om endast en delström av flödet skall genomgå hydrolysis. Särner (2007) diskuterar införandet av returslamshydrolysis i huvudströmmen vid Bergkvara avloppsreningsverk och föreslår en uppehållstid i hydrolystanken på 2 timmar. Avloppsreningsverket drivs utan kväveavskiljning och slammet som skall hydrolyseras har därför en låg grad av mineralisering och följaktligen ett högt innehåll av organiska föreningar som kan hydrolyseras. Henze m.fl. (2010) föreslår en uppehållstid på 3–6 timmar vid huvudströmshydrolysis av returslam. Petersen (2002) uppger att optimal drift av sidoströmshydrolysis av returslam uppnås om 4–7 % av returslamflödet hydrolyseras i den anaeroba hydrolysbassängen i 30–40 timmar. Vid fullskaleförsök med slamhydrolysis vid avloppsreningsverket Aalborg Vest i Danmark visade dock resultaten att en optimal uppehållstid i sidoströmshydrolysbassängen är 24–30 timmar under de förhållanden som normalt råder i Danmark (Petersen, 2003).

### ***Omrörning***

Yuan m.fl. (2011) belyser vikten av omrörning vid hydrolysis av slam. Vid hydrolysisförsök med returslam i laboratorieskala utförda vid olika temperaturer och under omblandning respektive icke-omblandning var såväl hastigheten i VFA-produktionen som mängden VFA som producerades kraftigt reducerad i samtliga reaktorer som saknade omrörning. Syftet med omblandning i hydrolysisreaktorer är att hålla det organiska materialet suspenderat och att jämnt fördela substrat i reaktorn.

### 3. MATERIAL OCH METODER

#### 3.1. OMRÅDESBESKRIVNING

Duvbackens avloppsreningsverk är lokaliserat i Gävle, mellan stadsdelarna Brynäs och Bomhus. Gävles kust utgörs av två någorlunda grunda fjärder: Inre fjärden med sötare vatten respektive Yttre fjärden som har något saltare vatten. Den Inre fjärden är recipient för det renade vattnet från Duvbackens avloppsreningsverk och utöver det tillförs fjärden vatten från åarna Gavleån och Testeboån. Avloppsreningsverket, Gavleån och Testeboån utgör tillsammans med Korsnäs massafabrik de stora belastningskällorna för tillförsel av näringsämnen till Inre fjärden. Vattnet i Gävles fjärder är näringsrikt med höga kvävehalter och växelvis låga och höga fosforhalter vintertid respektive sommartid. I Inre fjärden begränsas tillväxten troligen av fosfor medan Yttre fjärden växlar mellan att vara fosfor- och kvävebegränsad (Länsstyrelsen Gävleborg, 2001).

Simonsson (2013, pers. kontakt) anger att Duvbackens reningsverk togs i drift år 1967 och då omfattade mekanisk och biologisk rening med aktivslammetoden. Verket var ursprungligen dimensionerat för 110 000 pe. Under 70-talet infördes kemisk rening på verket och på 80-talet gjordes den kemiska reningen om till en förfällningsprocess. I och med ombyggnationen kunde en luftningslinje stängas av och denna byggdes då om till två underjordiska rötchammare. Den producerade biogasen nyttjades till en början för uppvärmning, men år 2003 byggdes en gasmotor vid verket och en del av biogasen kunde då användas för att producera el. Biologisk fosforavskiljning tillämpas på avloppsreningsverket sedan sommaren 2004. Då verket byggdes om från kemisk fällning till bio-P minskades den dimensionerande anslutningen till 100 000 pe. Belastningen in till reningsverket de senaste tre åren kan ses i tabell 2.

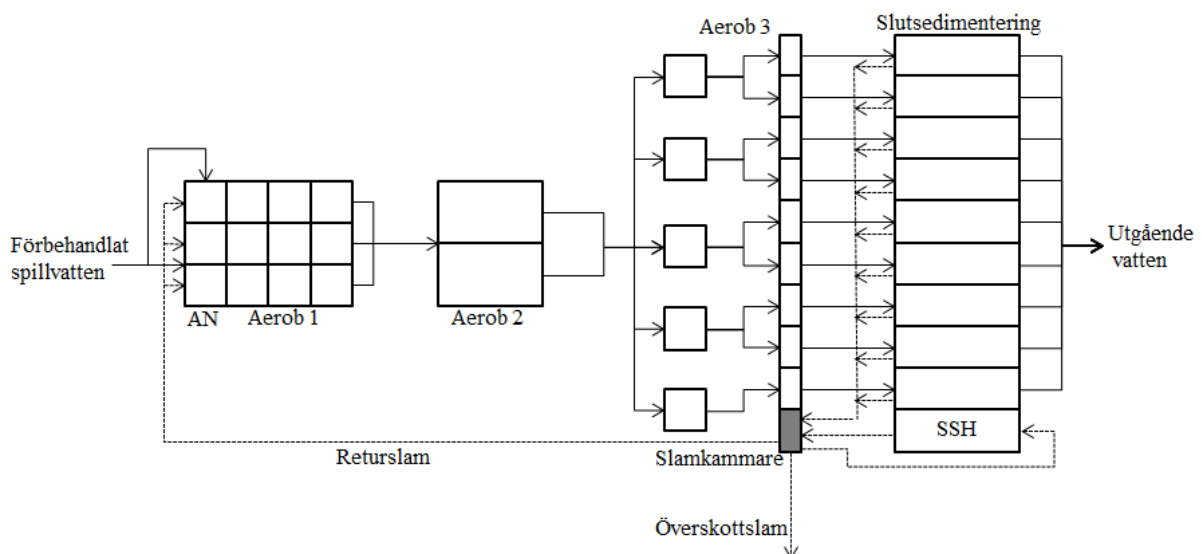
**Tabell 2.** Belastningshistorik vid Duvbackens ARV åren 2010–2012. Belastning uttrycks i pe och inkluderar industrier (Gästrike Vatten, 2012).

År	2010	2011	2012
Belastning, inkl. industrier (pe)	88 469	92 181	77 677

Örnmark (2007) konstaterade i en studie vid Duvbackens avloppsreningsverk att mängden lättillgängliga kolföreningar i form av flyktiga fettsyror som tillfördes reningsverket med inkommande avloppsvatten var otillräcklig för att tillgodose bio-P-processens behov. Som ett resultat av studien infördes primärslamshydrolys på Duvbackens reningsverk år 2007. I en senare studie, med syfte att undersöka hur höga flöden påverkade bio-P-processen och hydrolysen av primärslam vid Duvbacken, fastställde Örnmark (2010) att VFA-produktionen i primärslamshydrolysen var ojämn och känslig för höga flöden. Örnmark (2010) föreslog införandet av returslamshydrolys för att säkerställa en jämn tillgång av VFA i bio-P-processen. Under hösten 2011 började byggnationen av en sidoströmshydrolysisprocess för returslam vid Duvbacken och i januari 2012 togs sidoströmshydrolysen i drift. Det dröjde dock fram till februari/mars innan sidoströmshydrolysen uppvisade stabil drift (Simonsson, 2013, pers. kontakt).

### 3.1.1. Reningsprocessen vid Duvbackens avloppsreningsverk

Simonsson (2013, pers. kontakt) beskriver reningsprocessen vid Duvbackens reningsverk. Processen består av mekanisk rening, biologisk rening och slambehandling. En schematisk bild av reningsprocessen kan ses i bilaga A. Det inledande reningssteget utgörs av mekanisk rening bestående av rensgaller, sandfång och försedimentering. Försedimenteringen består av sex bassänger och i försedimenteringen tillämpas primärslamshydrolys. Slammet hydrolyseras i botten av bassängerna, pumpas upp och släpps i den inkommande vattenströmmen. Bildad VFA tvättas ur och följer med avloppsvattnet till det efterföljande biologiska reningssteget medan slammet åter sedimenterar. Primärslamshydrolysen vid reningsverket styrs enligt ett tidsschema. Pumparna som lyfter det hydrolyserade slammet till inkommande vattenström går i 48 timmar och står därefter still i 24 timmar, detta för att möjliggöra sedimentering av slammet. Pumparna i två av sex bassänger står stilla åt gången. I det biologiska reningssteget renas avloppsvattnet från fosfor genom biologisk fosforavskiljning. Dessutom renas vattnet från organiskt material. Bio-P-processen är utformad som en A/O-process (avsnitt 2.1.4) och åskådliggörs i figur 13. Den anaeroba zonen följs av tre aeroba zoner med efterföljande slutsedimentering. I en tidigare slutsedimenteringsbassäng sker hydrolys av returslam i en sidoström till bio-P-processen. Slam från slutsedimenteringsbassängerna pumpas till en slamkammare från vilken slammet pumpas vidare till den bakre änden av hydrolysbassängen. Sidoströmshydrolysbassängen är omrörd. Flödet in till hydrolysbassängen utgör ungefär 6 % av medelflödet av returslam vid Duvbackens reningsverk och uppehållstiden i sidoströmshydrolysen är ungefär 24 timmar. Det hydrolyserade slammet rinner från sidoströmshydrolysbassängen tillbaka till slamkammaren och från slamkammaren pumpas returslam in till biosteget medan överskottslam pumpas till slambehandlingen. Kemisk fällning tillämpas vid Duvbackens avloppsreningsverk endast som ett komplement vid de tillfällen då den biologiska processen inte avskiljer tillräckligt med fosfor för att uppfylla reningskraven. Slambehandlingen inleds med förtjockning i två stycken förtjockare, en för primärslam och en för bioslam, och följs av rötning, polymertillsats och avvattning i centrifug. Rejektvattnet från slamavvattningen leds till försedimenteringen.



**Figur 13.** Det biologiska reningssteget vid Duvbackens ARV. AN = anaerob, SSH = sidoströmshydrolys. Modifierad från Örnmark (2010).

### 3.1.2. Reningskrav och reningsresultat

Miljöprövningsdelegationen fastställde 2006 villkor för utsläpp till vatten från Duvbackens avloppsreningsverk (Gästrike Vatten, 2010). Riktvärden (uttryckta som kvartalsmedelvärden) och gränsvärden (för renat samt bräddat avloppsvatten från reningsverket) för utsläpp av totalfosfor och BOD<sub>7</sub> presenteras i tabell 3. Rikt- och gränsvärdet för utsläpp av fosfor från reningsverket skärptes från och med 1 januari 2012, dessförinnan gällde riktvärdet 0,4 mg/l och gränsvärdet 7 ton/år.

**Tabell 3.** Reningskrav för totalfosfor och BOD<sub>7</sub> vid Duvbackens ARV. Riktvärden anges som kvartalsmedelvärden och gränsvärden avser renat och bräddat avloppsvatten (Gästrike Vatten, 2010).

	Riktvärde (mg/l) <i>kvartalsmedelvärde</i>	Gränsvärde (ton/år) <i>renat + bräddat vatten</i>
Totalfosfor	0,3	5,25
BOD <sub>7</sub>	8	120

Duvbackens reningsverk har de senaste tre åren haft reningsresultat som uppfyllt gällande gränsvärden (tabell 4).

**Tabell 4.** Reningsresultat för totalfosfor och BOD<sub>7</sub> vid Duvbackens ARV år 2010–2012. Utsläpp anges i ton (Gästrike Vatten, 2012).

	Utsläpp 2010 (ton)	Utsläpp 2011 (ton)	Utsläpp 2012 (ton)
Totalfosfor	5,60	5,57	4,95
BOD <sub>7</sub>	66,1	71,9	70,2

Riktvärdet för utsläpp av BOD<sub>7</sub> har uppfyllts samtliga kvartal under åren 2010–2012 (tabell 5).

**Tabell 5.** Reningsresultat för BOD<sub>7</sub> vid Duvbackens ARV år 2010–2012. Utsläpp anges som kvartalsmedelvärden, kv = kvartal (Gästrike Vatten, 2012).

År	Riktvärde (mg BOD <sub>7</sub> /l)	Utsläpp kv.1 (mg BOD <sub>7</sub> /l)	Utsläpp kv.2 (mg BOD <sub>7</sub> /l)	Utsläpp kv.3 (mg BOD <sub>7</sub> /l)	Utsläpp kv.4 (mg BOD <sub>7</sub> /l)
2010	8	3,9	3,2	3,8	3,8
2011	8	5,0	5,0	7,0	4,0
2012	8	5,0	5,0	5,0	4,0

Riktvärdet för utsläpp av totalfosfor har överskridits ett antal kvartal under de senaste tre åren, 2010–2012 (tabell 6).

**Tabell 6.** Reningsresultat för totalfosfor vid Duvbackens ARV år 2010–2012. Utsläpp anges som kvartalsmedelvärden, kv = kvartal (Gästrike Vatten, 2012).

År	Riktvärde (mg tot-P/l)	Utsläpp kv.1 (mg tot-P/l)	Utsläpp kv.2 (mg tot-P/l)	Utsläpp kv.3 (mg tot-P/l)	Utsläpp kv.4 (mg tot-P/l)
2010	0,4	0,46	0,41	0,21	0,28
2011	0,4	0,48	0,25	0,44	0,48
2012	0,3	0,41	0,38	0,29	0,24



### 3.2. FÖRSÖKSUPPLÄGG

Försök vid Duvbackens avloppsreningsverk utfördes februari–april år 2013 enligt det försöksschema som presenteras i tabell 7. En beskrivning av de analysmetoder som användes vid försöken återfinns i bilaga B.

**Tabell 7.** Försöksschema vid Duvbackens ARV för perioden februari–april 2013.

Period	Syfte	Analyser
Utvärdering (18/2 – 26/3)	Utvärdera bio-P-processen	Analys av mätdata för 2012 Fosfatprofil biosteg Fosforsläpps- och upptagsförsök
	Utvärdera primärslamhydrolysen	Analys av mätdata för 2012 Mätning av VFA in till och ut från försed Beräkning av VFA/P-kvot efter PSH
	Utvärdera sidoströmshydrolysen	Analys av mätdata för 2012 Mätning av VFA, COD, PO <sub>4</sub> -P och NH <sub>4</sub> -N in till och ut från SSH
Optimering (5/3 – 26/3)	Hitta optimal uppehållstid i SSH	Hydrolysförsök returslam i laboratorieskala

### 3.3. UTVÄRDERING

#### 3.3.1. Befintlig mätdata

Befintlig mätdata från Duvbackens avloppsreningsverk för år 2012 analyserades för att undersöka om dessa kunde användas för att utvärdera den biologiska fosforavskiljningen vid reningsverket samt hydrolyprocesserna för primärslam och returslam. Mätdata från reningsverkets onlinemätare inhämtades från processövervakningssystemet UniView. Mätdata från den löpande provtagningen vid reningsverket tillhandahölls av laboratorieingenjören vid avloppsreningsverket.

#### 3.3.2. Fosfatprofiler biosteg

För att utvärdera fosforavskiljningen i bio-P-processen i fullskala gjordes fosfatprofiler över biosteget vid Duvbackens avloppsreningsverk. Fosfatprofilerna togs fram genom att halten av löst fosfor mättes i inkommande vatten, efter försedimenteringen, i den anaeroba zonen och i de efterföljande aeroba zonerna i bio-P-processen samt före och efter sidoströmshydrolysen och i returslammet. Provet inkommande till sidoströmshydrolysen utgjordes av en blandning av stickprover (lika volym) som insamlades från slutet av varje slutsedimenteringsbassäng. Returslamprovet togs i slamkammaren. Vid framtagandet av en fosfatprofil över biosteget bör fosfatfosforhalten i den anaeroba zonen vara hög. En hög fosfatfosforhalt i den anaeroba zonen innebär att ett stort VFA-upptag skett anaerobt och att ett stort fosforupptag därmed är möjligt i efterföljande aeroba zon (Borglund, 2004). Örnmark (2010) menar att en anaerob fosfatfosforhalt på över 10 mg/l pekar på en välfungerande bio-P-process. Fosfatfosforhalten i den sista aeroba zonen i bio-P-processen bör givetvis vara låg.

Data över utgående fosfatfosfor- respektive totalfosforhalt, uttryckta som dygnsmedelvärden, hämtades från processövervakningssystemet UniView för de dagar då fosfatprofilerna över biosteget gjordes.

### 3.3.3. Fosforsläpps- och fosforupptagsförsök

Vid två tillfällen utfördes fosforsläpps- och fosforupptagsförsök på slammet från bio-P-processen vid Duvbackens avloppsreningsverk. Syftet med försöken var att utvärdera slammets förmåga att avskilja fosfor. Principen bakom fosforsläpps- och fosforupptagsförsök är att aktivt slam först utsätts för anaeroba förhållanden, med tillgång till kolkälla, och därefter för aeroba förhållanden medan koncentrationen av löst fosfor mäts över tiden. Under anaeroba förhållanden släpper bakterierna i slammet fosfor och fosfatkoncentrationen ökar. Därefter tas fosfor upp aerobt och fosfatkoncentrationen minskar (Tykesson och Jansen, 2005).

Tykesson och Jansen (2005) beskriver metodiken bakom försöket. Nödvändig materiel inkluderar en behållare för slammet, en omrörare (till exempel en magnetomrörare), ett vattenbad för att möjliggöra att temperaturen hålls konstant, utrustning för att tillföra syrgas och kvävgas, termometer, pH-elektrod och syrgaselektrod, natriumacetat samt möjlighet att analysera fosfatfosfor, SS, VSS och VFA. Vid utförande av fosforsläpps- och upptagsförsöken vid Duvbackens avloppsreningsverk fanns samtlig uppräknad utrustning att tillgå. Kvävgas tillfördes dock inte vid försöken, ty syftet med detta är att säkerställa anaeroba förhållanden och anaerob miljö gick att uppnå utan gastillförsel. Ett vattenbad användes inte heller, istället reglerades temperaturen manuellt med kallvatten och kylklampar (figur 14).



**Figur 14.** Försöksuppställning vid det andra fosforsläpps- och fosforupptagsförsöket vid Duvbackens ARV, 28 februari 2013.

Slammet som skall användas vid fosforsläpps- och upptagsförsök bör tas från slutet av den aeroba zonen i bio-P-processen, detta för att säkerställa att bio-P-bakterierna har tagit upp maximalt med fosfor. Vid försöken vid Duvbackens avloppsreningsverk togs 1 800 ml slam ut från den tredje aeroba zonen i bio-P-processen. Försöksperioden delades in i tre faser:

förluftsfas (0,5–1 timme), anaerob fas under vilken fosforsläppet mättes (3 timmar) och aerob fas då upptaget av fosfor mättes (3 timmar). Under förluftsfasen luftades slammet under omrörning, med syftet att maximera fosforupptaget hos bio-P-bakterierna och att oxidera bort den VFA som eventuellt fanns närvarande. I början av den anaeroba fasen tillsattes kolkälla, i form av natriumacetat. Tillsats av natriumacetat till en koncentration på 300 mg COD/l är oftast tillräckligt för att kolkälla skall finnas i överskott och ej begränsa fosforsläppet under den anaeroba perioden. Vid försöken vid Duvbackens avloppsreningsverk användes en stamlösning av natriumacetat med 26,625 g NaAc/l vilket motsvarar 20 000 mg COD/l. Således tillsattes 27 ml stamlösning i början av den anaeroba fasen för att ge en koncentration av kolkälla på 300 mg/l i 1 800 ml slam. Anaeroba förhållanden kunde säkras utan kvävgastillförsel. Syrgas tillfördes för att skapa aeroba förhållanden. För att säkerställa att slammet ej sedimenterade omrördes slammet med en magnetomrörare. Vid försöken togs 15 ml prov ut före start av den anaeroba perioden, direkt efter tillsats av natriumacetat och därefter var 15:e minut under hela den anaeroba och aeroba fasen. Proven filtrerades och analyserades på fosfatfosfor. Före start av den anaeroba fasen och i slutet av den aeroba fasen togs 25 ml prov ut för analys av SS och VSS. Dessutom togs 50 ml prov ut i slutet av den anaeroba fasen för analys av VFA. Temperatur, pH och syrehalt i försöksbehållaren kontrollerades under hela försökets gång. Temperaturen bör hållas konstant under fosforsläpps- och upptagsförsök eftersom bio-P-bakterierna påverkas mycket av temperatur. pH bör ej överstiga 7 under försöket eftersom detta kan leda till att kalciumfosfater fälls ut vilket gör att uppmätt fosfatkoncentration avviker från verklig. Analys av VSS-halten är enligt Tykesson och Jansen (2005) nödvändig för att kunna jämföra slam från olika reningsverk och slam från samma reningsverk vid olika tidpunkter. VSS utgör den organiska delen av SS och är ett översiktligt mått på mängden bakterier i slammet. Medan SS-halten varierar med tiden under försöket är VSS-halten mer konstant.

Tykesson och Jansen (2005) beskriver att utvärdering av fosforsläpps- och upptagsförsök sker genom att fosfatfosforhalten plottas mot tiden. Maximalt fosforsläpp respektive fosforupptag kan därefter beräknas som skillnaden i fosfatfosforkoncentration mellan den högsta och lägsta koncentrationen under anaerob respektive aerob period. Fosforsläppshastigheten ger ett mått på storleken hos PAO-populationen och beräknas för den linjära delen av kurvan för fosfatfosforhalt enligt

$$v_{släpp} = \frac{P_2 - P_1}{(t_2 - t_1) \cdot VSS} \quad (1)$$

där  $P_1$  och  $P_2$  är fosfatfosforkoncentrationen (i mg/l) vid tidpunkterna  $t_1$  och  $t_2$  (uttryckt i timmar) i ett slam med den initiala slamkoncentrationen  $VSS$  (g/l). Fosforsläppshastigheten uttrycks i mg  $PO_4\text{-P}/(g \text{ VSS} \cdot h)$  och är vanligtvis högst i början av den anaeroba perioden. Den initiala delen av kurvan för fosfatfosforhalt används därför oftast för beräkning av fosforsläppshastigheten. Ibland kan dock fosforsläppshastigheten vara högre i ett senare skede av den anaeroba fasen, till exempel på grund av att syre eller nitrat finns närvarande i början av den anaeroba perioden och hämmar fosforsläppet. Det är av högsta vikt att vara konsekvent vid beräkning av fosforsläppshastigheten om beräknad hastighet skall kunna jämföras för olika försök. Fosforupptagshastigheten beräknas helt analogt med fosforsläppshastigheten. Vid försöken på Duvbackens avloppsreningsverk beräknades fosforsläpps- och fosforupptagshastigheterna för de första 45 minuterna av den anaeroba respektive den aeroba

fasen. Janssen m.fl. (2002) förklarar att bio-P-slam kan klassificeras som medelmåttigt, bra alternativt väldigt bra beroende på fosforsläpps- eller fosforupptagshastigheten hos slammet (tabell 8).

**Tabell 8.** Klassificering av bio-P-slam baserat på slammets fosforsläpps- eller fosforupptagshastighet. Modifierad från Janssen m.fl. (2002).

Släpp- eller upptagshastighet (mg PO <sub>4</sub> -P/(g VSS · h))	Klassificering
<3	Medelmåttigt
3–7	Bra
>7	Mycket bra

### 3.3.4. Hydrolysutbyte i primärslamhydrolysen

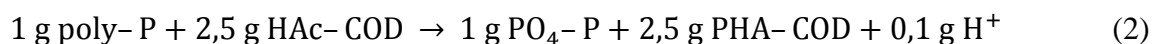
VFA-produktionen i primärslamhydrolysen vid Duvbackens avloppsreningsverk utvärderades genom att mäta VFA-halten i inkommande vatten och i försedimenterat vatten (efter primärslamhydrolysen) och beräkna skillnaden.

10–20 mg VFA krävs för att avskilja 1 mg P (avsnitt 2.1.3) och därmed är den nödvändiga VFA/P-kvoten in till biosteget minst 10. För att avgöra om inkommande avloppsvatten och primärslamhydrolysen tillsammans kunde förse biosteget med tillräckligt mycket VFA för en välfungerande bio-P-process beräknades VFA/P-kvoten efter försedimenteringen för de mätillfällen då fosfatprofiler över biosteget bestämts (och värden på fosforkoncentration efter primärslamhydrolysen fanns att tillgå).

### 3.3.5. Hydrolysutbyte i sidoströmshydrolysen av returslam

Hydrolysutbytet vid returslamhydrolys är svårt att kvantifiera i termer av producerad VFA till följd av att den VFA som bildas vid hydrolysen direkt tas upp av mikroorganismer i returslammet (avsnitt 2.2.4). Vid försöken vid Duvbackens avloppsreningsverk gjordes dock ett försök att mäta VFA-halten in till och ut från sidoströmshydrolysbassängen för att undersöka om det var möjligt att direkt kvantifiera hydrolysutbytet i sidoströmshydrolysen på detta sätt. Hypotesen var dock att en mycket låg eller obefintlig VFA-halt skulle uppmätas.

Bio-P-bakterierna släpper fosfor samtidigt som de tar upp COD i form av VFA vilket gör att producerad mängd löst COD vid hydrolys av returslam kan uppskattas om fosfatfosforkoncentrationen mäts. Särner (2013, pers. kontakt) anger att polyfosfatfosfor (poly-P) under anaeroba förhållanden och vid tillgång på VFA (till exempel i form av ättiksyra, HAC-COD) bryts ned till ortofosfatfosfor (PO<sub>4</sub>-P) enligt



Om koncentrationen av löst fosfor mäts kan det antas att för varje gram PO<sub>4</sub>-P som bildats har 2,5 g HAC-COD förbrukats. COD-produktionen i returslamshydrolyprocessen kan då uppskattas ur sambandet

$$\text{Löst COD producerat genom hydrolys} = \Delta\text{COD} + 2,5\Delta\text{PO}_4\text{-P} \quad (3)$$

vilket bekräftas av flera källor (Andersen, 2013, pers. kontakt; Petersen, 2013, pers. kontakt). För att utvärdera utbytet i sidoströmshydrolysen av returslam vid Duvbackens avloppsreningsverk analyserades därför prov insamlade från inloppet till och utloppet från sidoströmshydrolysbassängen på halten löst COD och fosfatfosfor.

Vid nedbrytning av proteiner vid bakteriell hydrolys frigörs ammonium ( $\text{NH}_4\text{-N}$ ) och mängden löst COD som producerats genom hydrolys skall enligt flera källor (Andersen, 2013, pers. kontakt; Petersen, 2013, pers. kontakt) därför gå att uppskatta även ur mätningar av ammoniumkoncentration enligt sambandet

$$\text{Löst COD producerat genom hydrolys} = 11,4\Delta\text{NH}_4\text{-N} \quad (4)$$

För att uppskatta hur mycket löst COD som producerats genom sidoströmshydrolys av returslam vid Duvbackens avloppsreningsverk mättes halten ammoniumkväve in till och ut från sidoströmshydrolysbassängen.

### 3.4. OPTIMERING

#### 3.4.1. Hydrolysförsök i laboratorieskala

För att försöka optimera driften av sidoströmshydrolysprocessen vid Duvbackens avloppsreningsverk utfördes hydrolysförsök i laboratorieskala på returslam från verket vid tre tillfällen. Hydrolysförsöken genomfördes i enlighet med den metodik som Jönsson och Jansen (2006) beskriver. Vid samtliga tillfällen startades två hydrolysreaktorer upp. Vid det första och tredje försöket startades en reaktor upp på morgonen och en på kvällen. Syftet med detta var att få information om hydrolysutbytet efter det antal timmar som annars skulle ha inträffat nattetid. Vid det andra hydrolysförsöket startades båda reaktorerna upp samtidigt och kördes därefter parallellt. Avsikten var att undersöka hur väl hydrolysförloppet i de båda reaktorerna överensstämde. Returslam samlades in från slutet av slutsedimenteringsbassängerna i biosteget vid Duvbackens avloppsreningsverk. Slammet hälldes upp i tvåliters glasbehållare som förslöts och placerades i vattenbad i laboratoriet för konstanthållning av temperaturen. figur 15 visar uppställningen av det andra hydrolysförsöket.



**Figur 15.** Försöksuppställning vid det andra hydrolysförsöket vid Duvbackens ARV, 11-12 mars 2013.

Det vattenbad som användes vid de två första hydrolysförsöken kunde inte nyttjas nattetid (ty vattenbadet var något defekt) och reaktor R1.2 placerades därför i ett svalt rum på natten. Vid det sista hydrolysförsöket användes ett egentillverkat vattenbad bestående av en plasthink

med utloppsslang som placerades under vattenkranen, detta möjliggjorde användande av vattenbad även nattetid. Försökstemperaturen sänktes något genom att kylpåsar placerades i plasthinken, dessa byttes ut mot nya med jämna mellanrum. Manuell omrörning respektive omblandning med magnetomrörare tillämpades för att motverka sedimentering av slammet. I början av hydrolysförsöken togs prov ut för bestämning av SS-halt och VSS-halt. Under försöksförloppet togs prov sedan ut med jämna mellanrum. Provet filtrerades och analyserades på VFA, COD, PO<sub>4</sub>-P och NH<sub>4</sub>-N. Anaeroba förhållanden säkerställdes genom manuell tillförsel av kvävgas ovanför vätskefasen vid varje provtagningstillfälle. Förutsättningarna för respektive hydrolysförsök kan ses i tabell 9.

**Tabell 9.** Beskrivning av de tre hydrolysförsöken som utfördes vid Duvbackens ARV i mars 2013. R = reaktor.

	Hydrolysförsök		
	1	2	3
Datum	5–6 mars	11–12 mars	25–26 mars
Antal reaktorer	2: R1.1 & R1.2	2: R2.1 & R2.2	2: R3.1 & R3.2
Provtagningsfrekvens	Varje timme	Varje timme	Var fjärde timme
Tidsintervall provtagn.	R1.1: 1–10 h R1.2: 13–20 h	R2.1: 1–10 h R2.2: 1–10 h	R3.1: 4–12, 24–36 h R3.2: 12–24 h
Temperatur (°C)	11,0 ± 0,5 ~7,5 (R1.2 0–13 h)	11,0 ± 0,4	11,6 ± 1,1
Omrörning	Manuell vid provtagn.	Manuell vid provtagn.	Magnetomrörare
Kvävgastillförsel	Manuell vid provtagn.	Manuell vid provtagn.	Manuell vid provtagn.

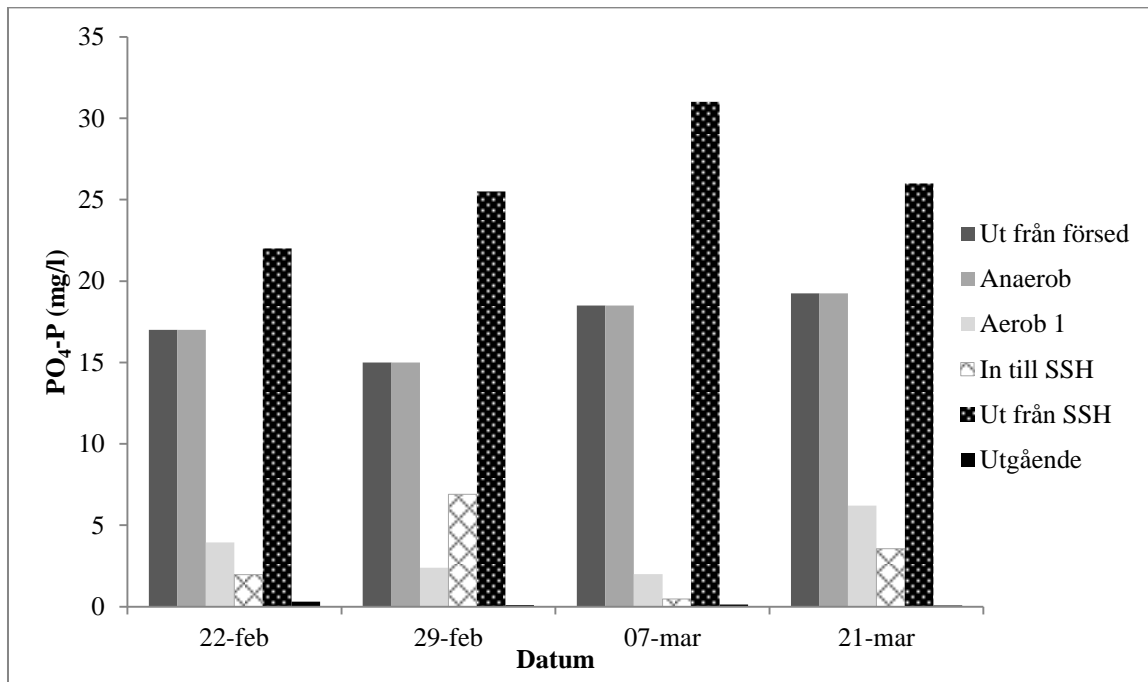
Flera källor rapporterar om resultat från hydrolysförsök med returslam i laboratorieskala. Jönsson och Jansen (2006) utförde försök med hydrolysis av returslam under nio dagar och uppmätte, för ett verk med försedimentering samt avsaknad av kväverening och bio-P, en initial hydrolyshastighet på 0,67 mg löst COD/(g VS · h). Magnusson och Skult (2012) uppmätte en konstant hydrolyshastighet på 0,65 mg löst COD/(g VSS · h) vid ett tio dagar långt hydrolysförsök med returslam från Torekovs avloppsreningsverk, ett verk med både biologisk fosforavskiljning och kväveavskiljning. Gustavsson (2005) utförde hydrolysförsök med returslam vid Smålandsstenar avloppsreningsverk, som saknar krav på kväverening men tillämpar biologisk fosforering. Försöket pågick i ungefär sex dagar och en initial hydrolyshastighet på 6,47 mg löst COD/(g VSS · h) uppmättes. Vid samtliga presenterade hydrolysförsök skedde provtagning en eller två gånger per dygn. Vid hydrolysförsöken vid Duvbackens avloppsreningsverk utfördes försöken under betydligt kortare tid än vid de ovan nämnda försöken. Orsaken till detta var att sidoströmshydrolysen vid Duvbacken enligt teorin bör kunna ha en kort uppehållstid, eftersom verket saknar kväveavskiljning.

## 4. RESULTAT

### 4.1. UTVÄRDERING

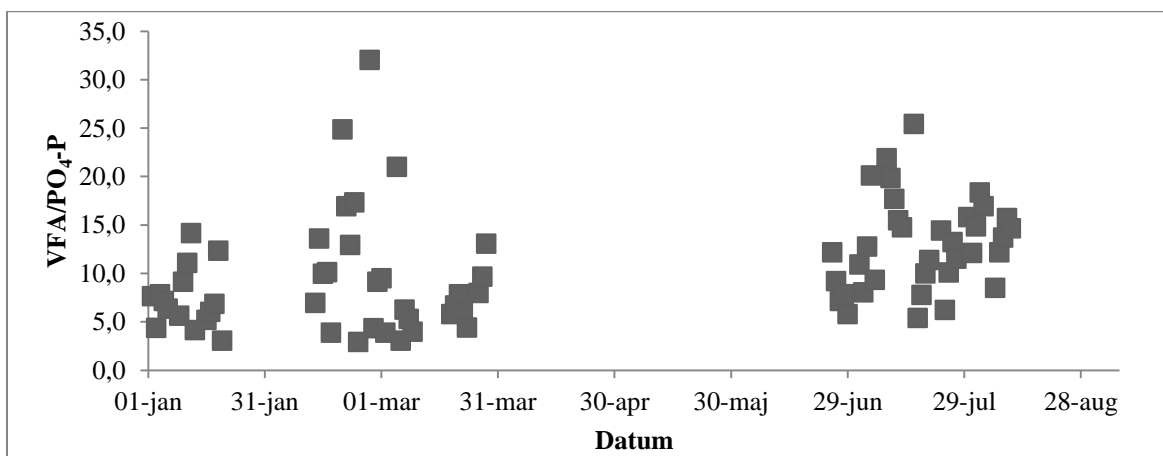
#### 4.1.1. Befintlig mätdata

Fyra fosfatprofiler över det biologiska reningssteget vid Duvbackens avloppsreningsverk för tidsperioden februari–mars 2012 ses i figur 16. Fosfatprofilerna visar en hög fosfatfosforhalt i bio-P-processens anaeroba zon och en mycket hög halt ut från sidoströmshydrolysbassängen. Utgående fosfatfosforhalt är i samtliga fosfatprofiler mycket låg, i storleksordningen 0,08–0,31 mg/l.



**Figur 16.** Fosfatprofil (uppmätt halt löst fosfat) över biosteget vid Duvbackens ARV vid fyra tillfällen i februari–mars 2012. SSH = sidoströmshydrolysis.

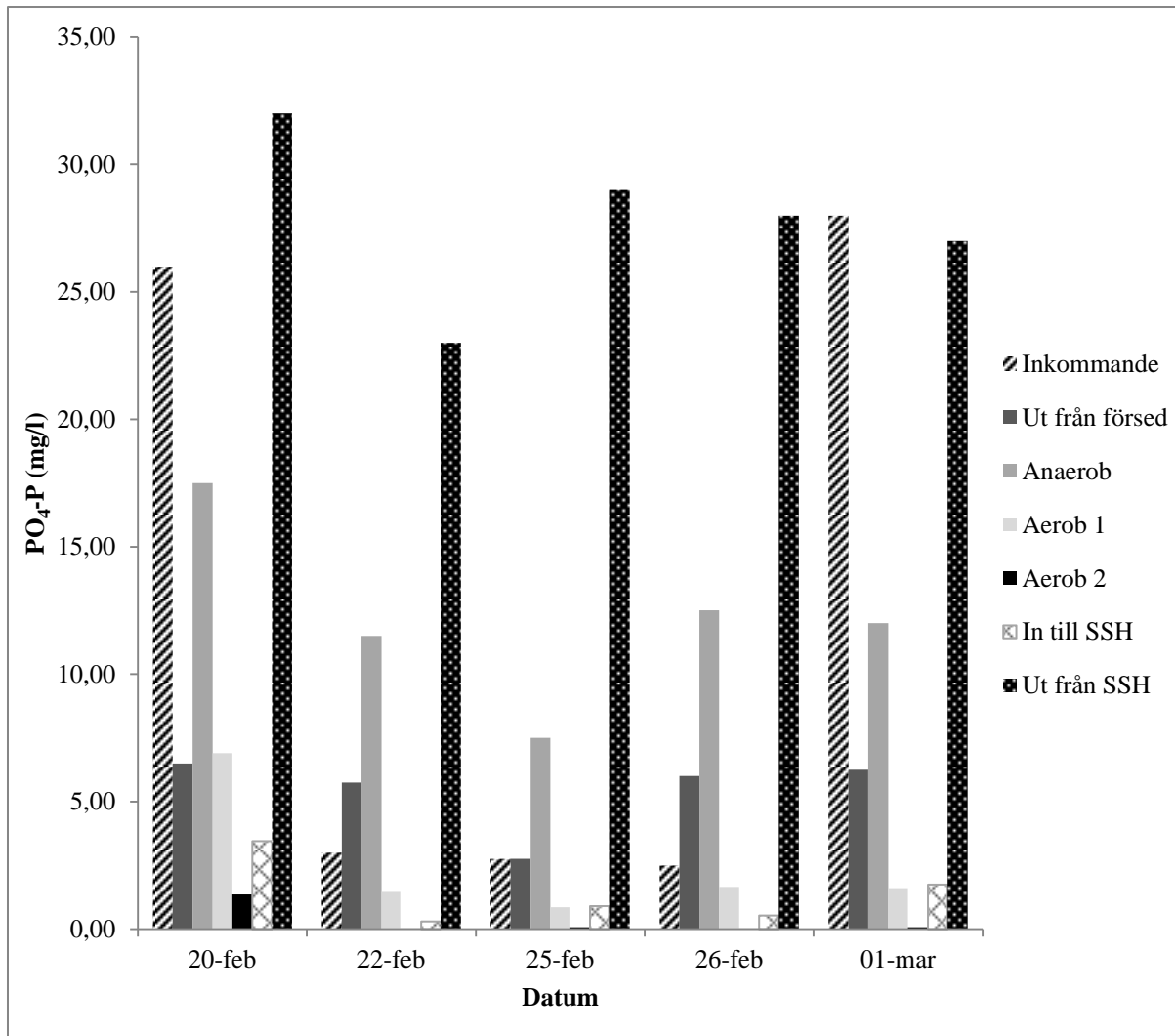
VFA/PO<sub>4</sub>-P-kvoten efter primärslamhydrolysen varierade mycket mellan olika mättillfällen för perioderna januari–mars och juni–augusti 2012 (figur 17). Vid en del tillfällen var kvoten långt över det rekommenderade värdet 10, medan kvoten vid andra mättillfällen var betydligt lägre än 10.



**Figur 17.** VFA/PO<sub>4</sub>-P-kvot efter primärslamhydrolysen vid Duvbackens ARV vid mättillfällen i januari–mars samt juni–augusti 2012.

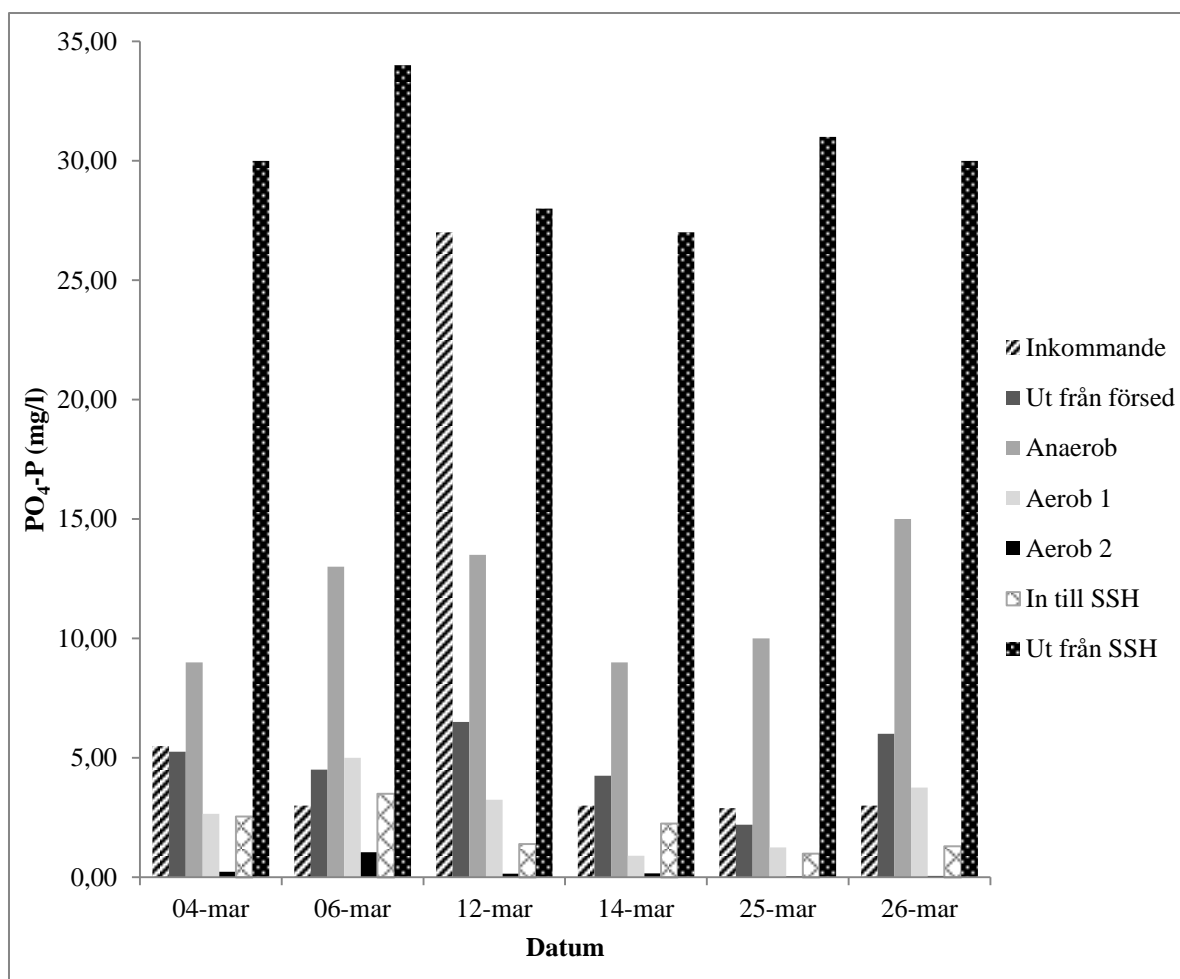
#### 4.1.2. Fosfatprofiler biosteg

Elva fosfatprofiler, framtagna inom ramen för examensarbetet under februari–mars 2013, över biosteget vid Duvbacken kan ses i figur 18 och figur 19. Fosfatprofilerna visar på en hög anaerob fosfatfosforhalt och en låg eller mycket låg (knappt synlig i figurerna, i storleksordningen 0,02–1,36 respektive 0,04–1,05 mg/l i figur 18 och figur 19) fosfathalt i den andra aeroba zonen i bio-P-processen. Den uppmätta fosfathalten i sidostromshydrolysen var vid samtliga tillfallen mycket hög och i storleksordningen 30 mg/l.



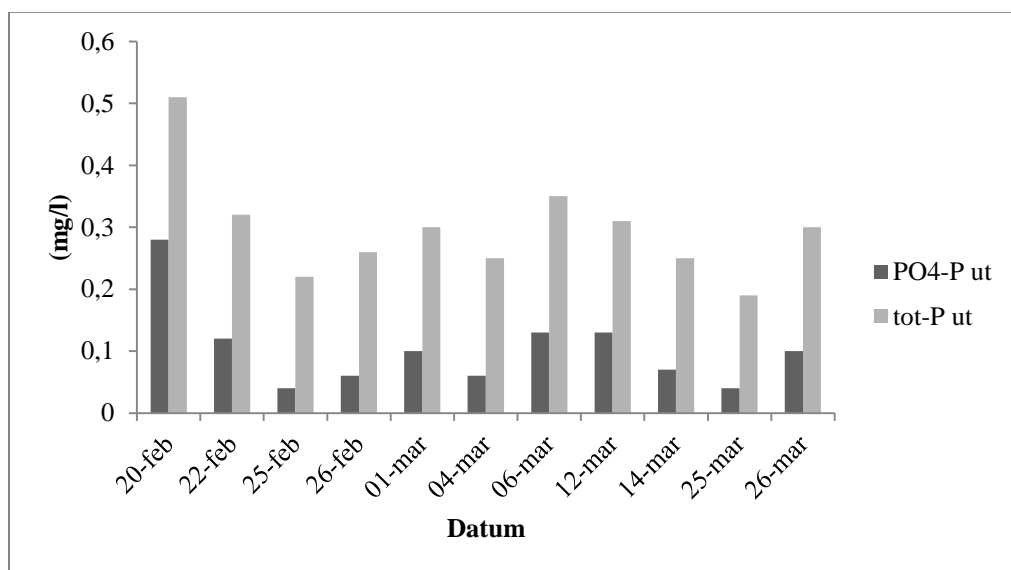
**Figur 18.** Fosfatprofil (uppmätt halt löst fosfat) över biosteget vid Duvbackens ARV vid fem tillfällen i februari–mars 2013. SSH = sidostromshydrolysis.





**Figur 19.** Fosfatprofil (uppmätt halt löst fosfat) över biosteget vid Duvbackens ARV vid sex tillfällen i mars 2013. SSH = sidostömshydrolys.

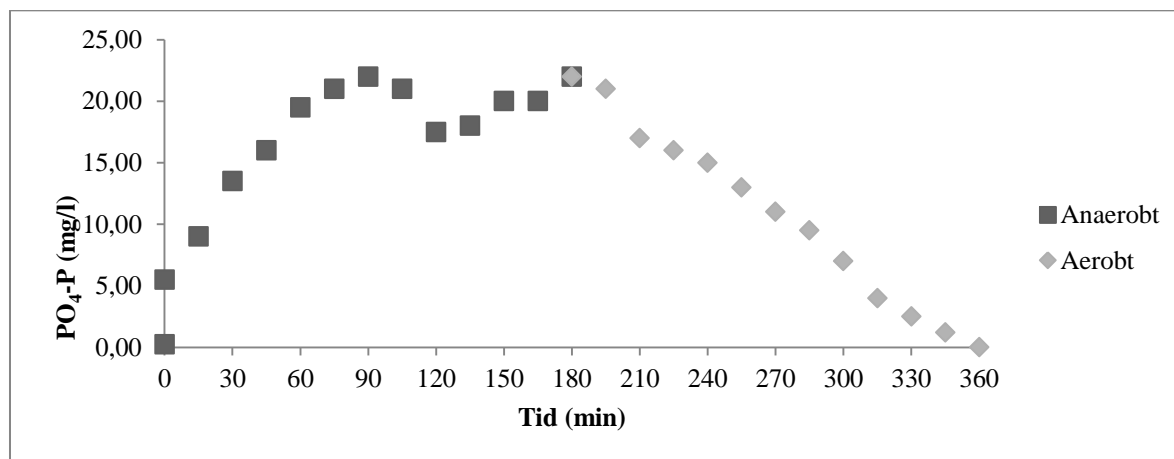
Utgående fosfatfosfor- respektive totalfosforhalt (dygnsmedelvärden) från Duvbackens avloppsreningsverk ses i figur 20, för samma datum som fosfatprofilerna i figur 18 och figur 19 är framtagna.



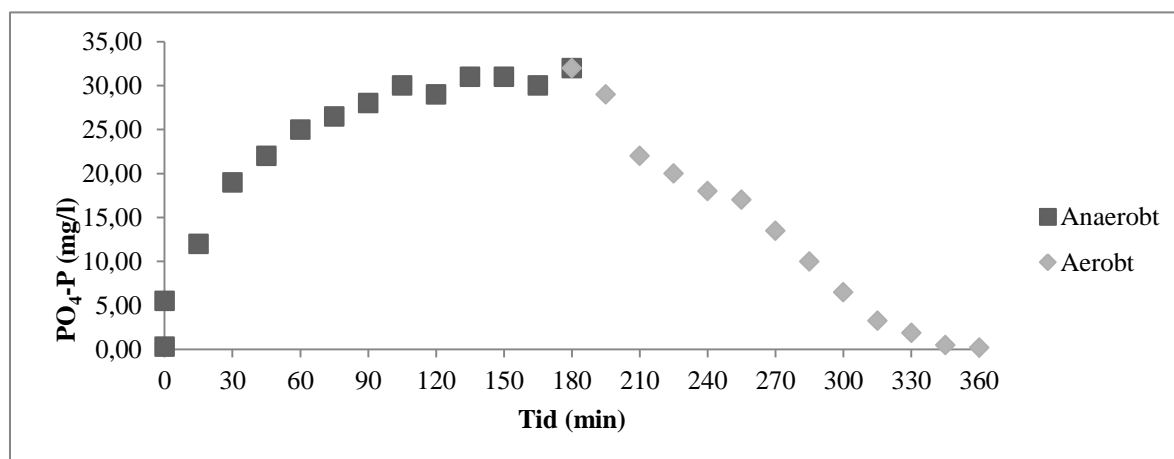
**Figur 20.** Utgående fosfatfosfor- respektive totalfosforhalt (dygnsmedelvärden) från Duvbackens ARV elva dagar i februari–mars 2013.

### 4.1.3. Fosforsläpps- och fosforupptagsförsök

De två fosforsläpps- och fosforupptagsförsök som utfördes på returslam från Duvbackens avloppsreningsverk visade båda ett tydligt fosforsläpp följt av ett klart fosforupptag hos returslammet då slammet utsattes för anaeroba respektive aeroba förhållanden i tre timmar vardera (figur 21 och figur 22). Försöken utfördes 21 respektive 28 februari 2013.



**Figur 21.** Uppmått halt löst fosfor över tiden vid det första fosforsläpps- och fosforupptagsförsöket vid Duvbackens ARV (21 februari 2013).



**Figur 22.** Uppmått halt löst fosfor över tiden vid det andra fosforsläpps- och fosforupptagsförsöket vid Duvbackens ARV (28 februari 2013).

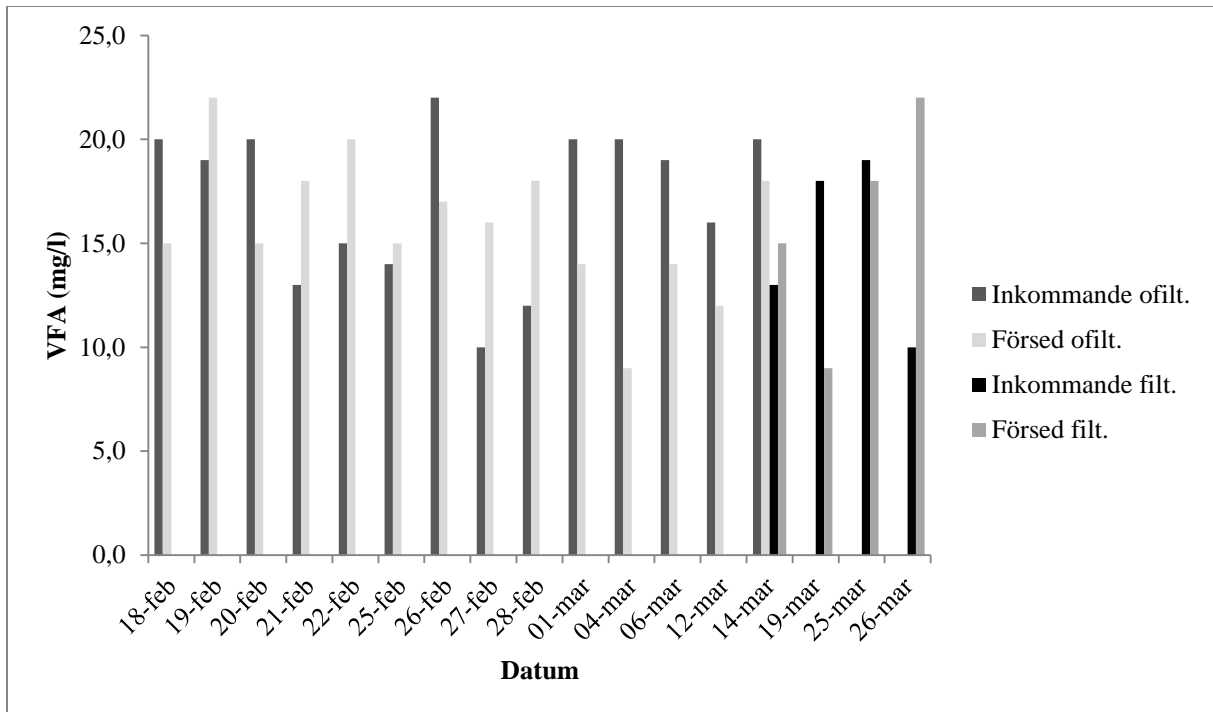
Fosforsläpps- och fosforupptagshastigheten hos returslammet beräknades enligt ekvation 1 vid de två försöken och presenteras i tabell 10. Beräkningen gjordes för de 45 första minuterna av de anaeroba respektive de aeroba perioderna av försöken.

**Tabell 10.** Beräknade fosforsläpps- och fosforupptagshastigheter vid de två fosforsläpps- och fosforupptagsförsöken vid Duvbackens ARV.

Försök	Datum	Temperatur (°C)	Fosforsläppshastighet (mg P/ (g VSS · h))	Fosforupptagshastighet (mg P/ (g VSS · h))
1	21 feb 2013	15,6–17,7	11,3	5,2
2	28 feb 2103	20,2–21,3	16,4	7,7

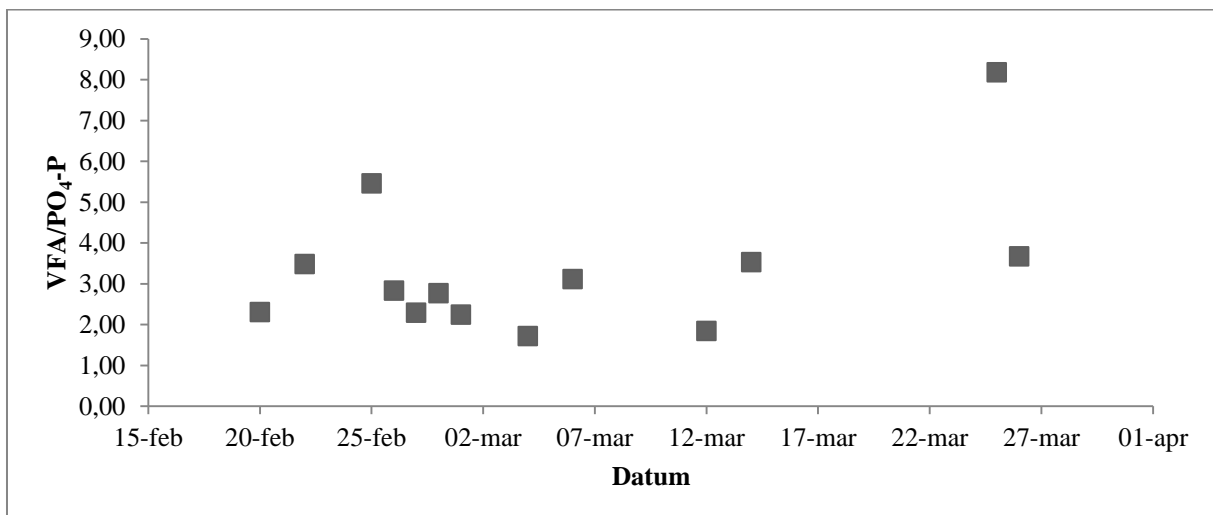
#### 4.1.4. Hydrolysutbyte i primärslamshydrolysen

Mätningarna av VFA-halt i inkommande respektive i försedimenterat vatten indikerar att VFA-halten omväxlande ökar och omväxlande minskar över primärslamshydrolyssteg (figur 23).



Figur 23. VFA-halt i inkommande och försedimenterat vatten vid Duvbackens ARV vid 17 mättillfällen i februari–mars 2013. Beteckningarna ofilt och filt motsvarar mätningar på ofiltrerade respektive filtrerade prover.

Figur 24 visar VFA/PO<sub>4</sub>-P-kvoten efter primärslamshydrolysen. I figuren kan ses att kvoten vid samtliga mättillfällen underskred 10.

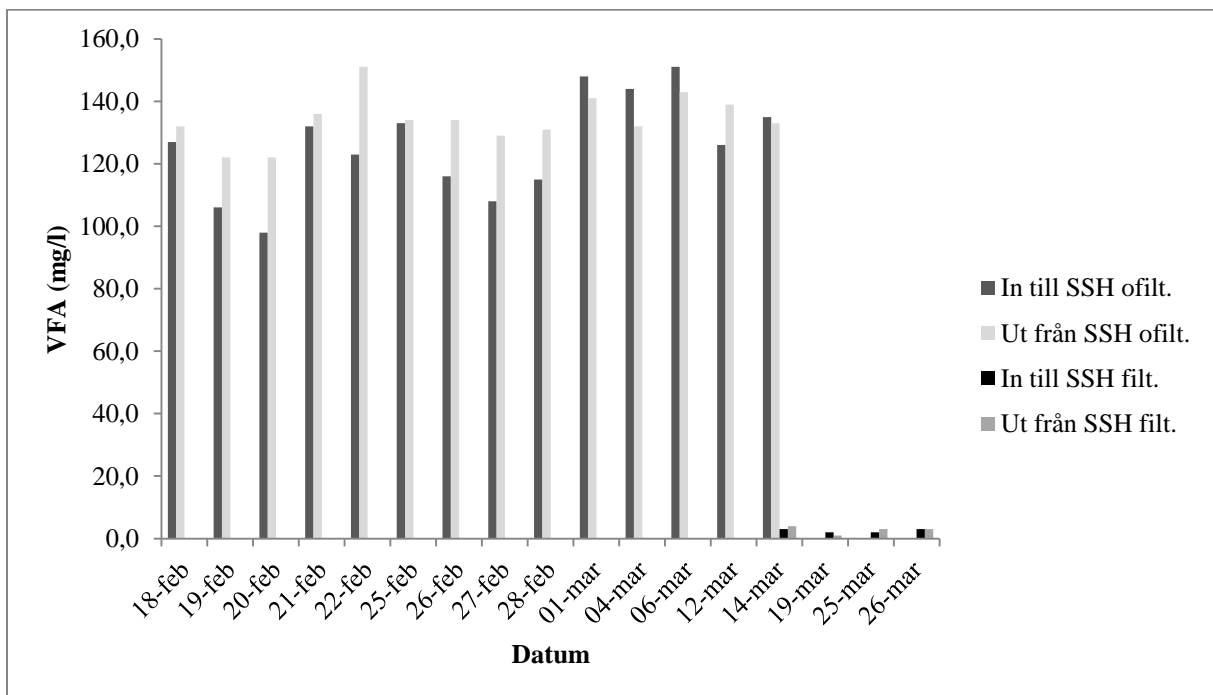


Figur 24. VFA/PO<sub>4</sub>-P-kvot efter primärslamshydrolysen vid Duvbackens ARV vid 13 mättillfällen i februari–mars 2013.

#### 4.1.5. Hydrolysutbyte i sidoströmshydrolysen av returslam

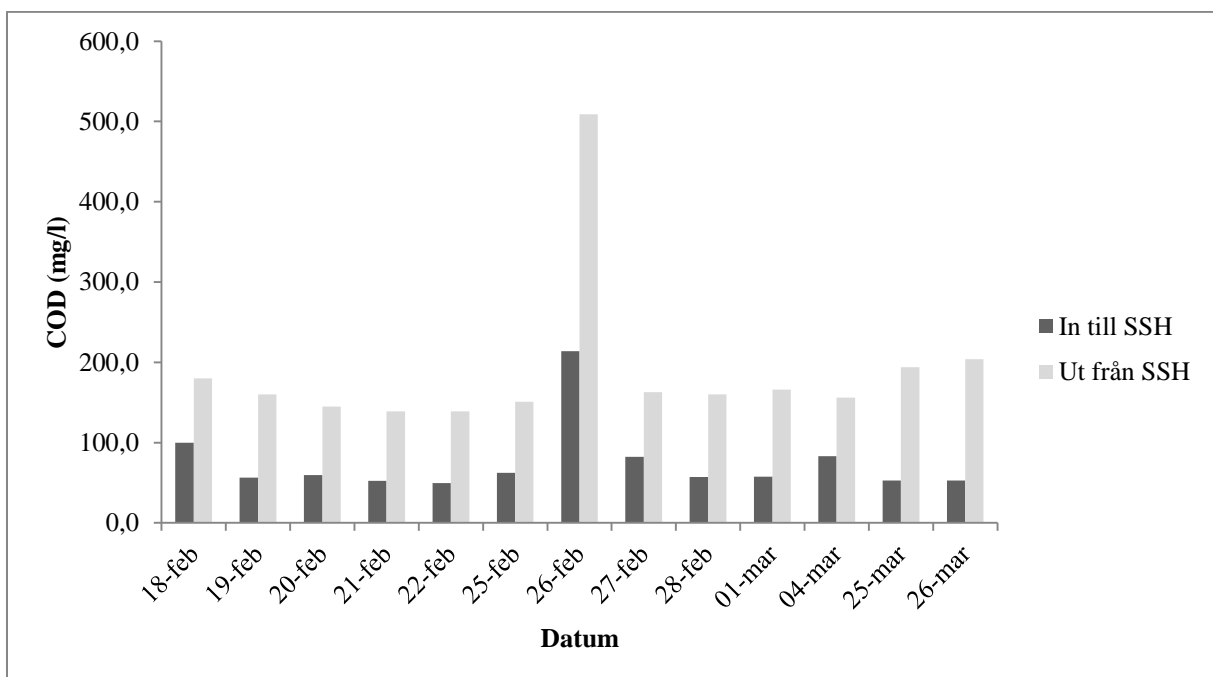
Mätningarna av VFA-halt in till respektive ut från sidoströmshydrolysbassängen antyder att VFA-halten omväxlande ökar och omväxlande minskar över sidoströmshydrolyssteg (figur

25). I figuren syns tydligt att den uppmätta VFA-halten skiljer sig mycket åt beroende på om mätningen görs på ett filtrerat eller ofiltrerat prov. Vid mätning på ett ofiltrerat prov erhålls alltid en betydligt högre VFA-halt än vid mätning på ett filtrerat prov.



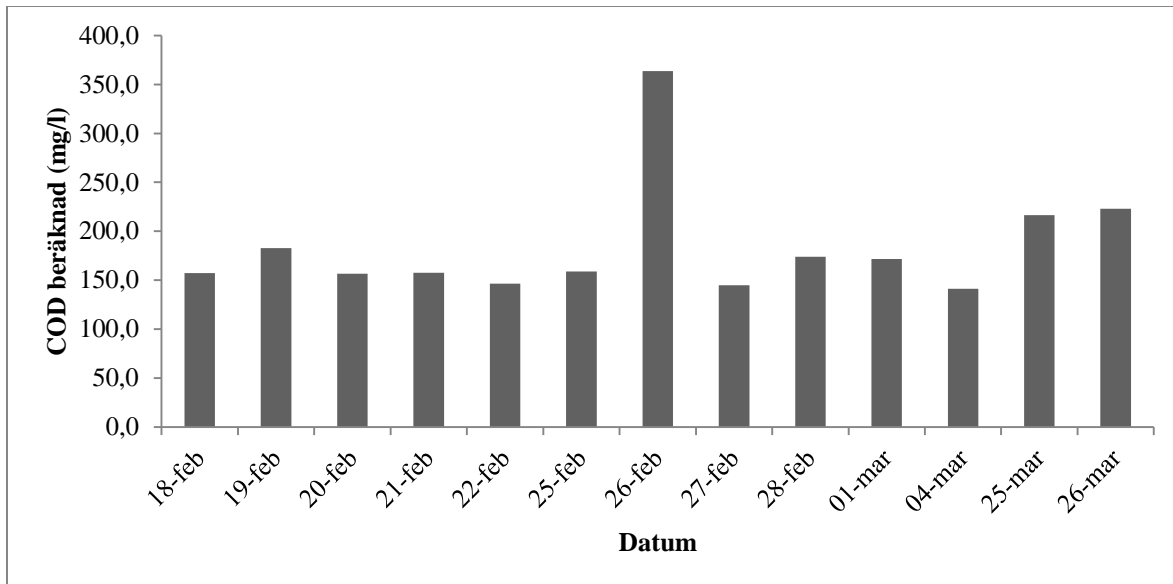
**Figur 25.** VFA-halt i vatten in till och ut från sidostromshydrolysbassängen vid Duvbackens ARV vid 17 mättillfällen i februari–mars 2013. Beteckningarna ofilt och filt motsvarar mätningar på ofiltrerade respektive filtrerade prover.

Vid samtliga mättillfällen uppmättes en ökning av halten löst COD över sidostromshydrolysteget vid Duvbackens avloppsreningsverk (figur 26).



**Figur 26.** Uppmätt halt löst COD i vatten in till och ut från sidostromshydrolysbassängen vid Duvbackens ARV vid 13 mättillfällen i februari–mars 2013.

Om ekvation 3 används för att beräkna mängden löst COD som produceras genom hydrolys, ur mätningar av löst COD och fosfatfosfor, erhålls de COD-mängder som visas i figur 27. I figuren kan ses att det i sidoströmshydrolysbassängen vanligtvis bildas i storleksordningen 150–200 mg löst COD/l.



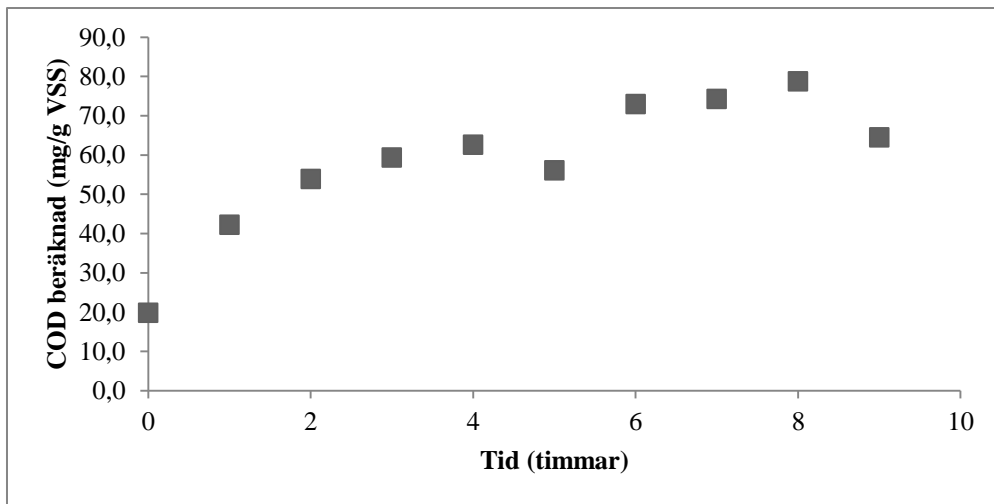
**Figur 27.** Löst COD som producerats genom hydrolys av returslam vid Duvbackens ARV, beräknat ur mätningar av COD- och  $\text{PO}_4\text{-P}$ -halt (ekvation 3) in till och ut från sidoströmshydrolysbassängen vid 13 tillfällen i februari–mars 2013.

Ur mätningarna av förändringen i ammoniumkvävehalt över sidoströmshydrolysbassängen kunde ses att ammoniumhalten både ökade och minskade över sidoströmshydrolyssteg (bilaga D). Ekvation 4 kunde därför inte användas för att beräkna mängden löst COD som producerats genom hydrolys och resultaten av dessa mätningar presenteras därför ej mer ingående.

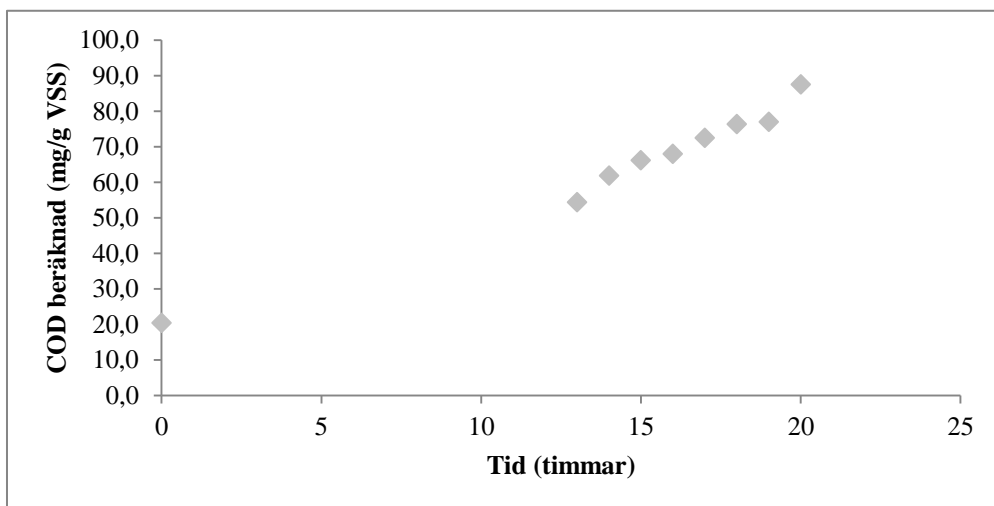
## 4.2. OPTIMERING

### 4.2.1. Hydrolysförsök i laboratorieskala

Mängden löst COD producerad genom hydrolys beräknades med ekvation 3 ur mätningar av COD-halt och  $\text{PO}_4\text{-P}$ -halt för samtliga hydrolysförsök. Det då erhållna hydrolysutbytet adderades till den ursprungliga COD-halten vid hydrolysförsöken. Resultatet av beräkningarna presenteras i figur 28 och figur 29 (beräkningarna presenteras i bilaga D). Vid det första hydrolysförsöket avstannade hydrolysförloppet av resultaten att döma redan efter några timmar i reaktor R1.1 (figur 28), medan resultaten från reaktor R1.2 tyder på att hydrolysutbytet ökade relativt linjärt upp till 20 timmar varefter försöket avbröts (figur 29).

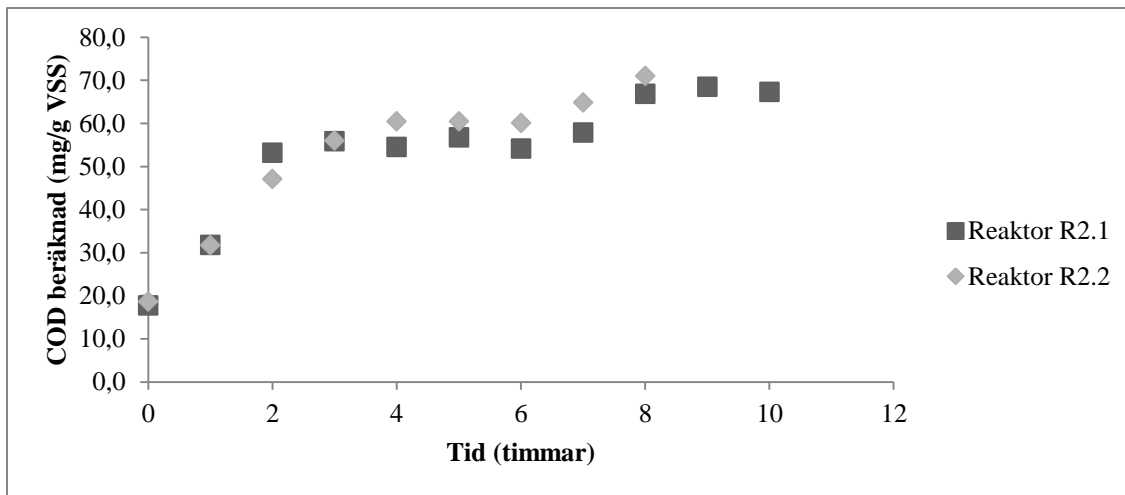


**Figur 28.** Löst COD i hydrolysisreaktor R1.1 vid det första hydrolysisförsöket (5–6 mars 2013). COD producerad genom hydrolysis har beräknats med ekvation 3 ur mätningar av COD- och  $\text{PO}_4\text{-P}$ -halt och adderats till den initiala COD-halten i reaktorn.



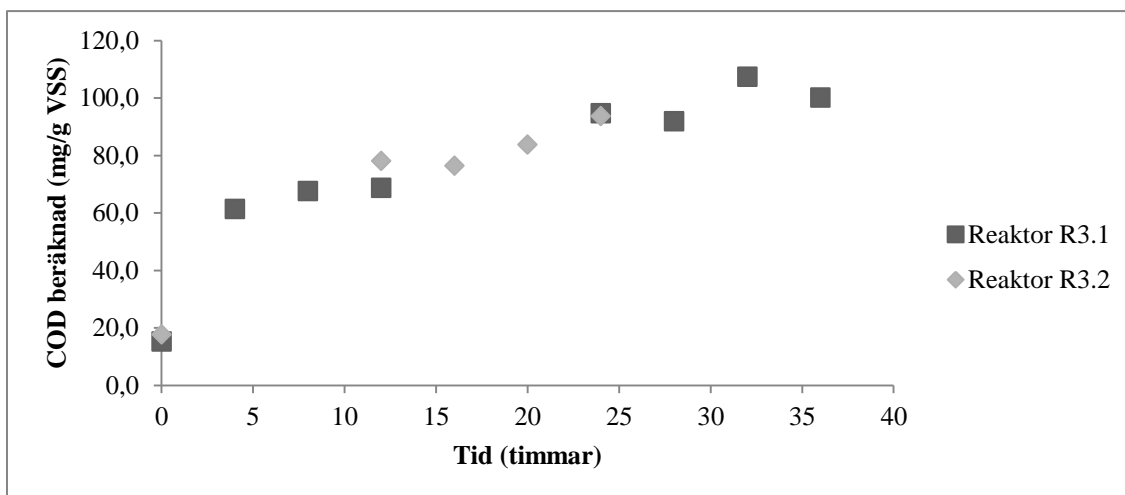
**Figur 29.** Löst COD i hydrolysisreaktor R1.2 vid det första hydrolysisförsöket (5–6 mars 2013). COD producerad genom hydrolysis har beräknats med ekvation 3 ur mätningar av COD- och  $\text{PO}_4\text{-P}$ -halt och adderats till den initiala COD-halten i reaktorn.

Vid det andra hydrolysisförsöket, med parallella reaktorer, fortskred hydrolysisförloppet i de två reaktorerna ungefär likartat (figur 30). Figuren visar att mängden löst COD som producerats genom hydrolysis, uttryckt som mg löst COD/g VSS, ökade kraftigt under de första timmarna i båda försöken. Hydrolysisförloppet avstannade dock enligt mätningarna redan efter några timmar i de båda reaktorerna: efter två timmar i reaktor R2.1 och efter ungefär fyra timmar i reaktor R2.2.



**Figur 30.** Löst COD i hydrolysreaktorerna vid det andra hydrolysförsöket (11–12 mars 2013). COD producerad genom hydrolys har beräknats med ekvation 3 ur mätningar av COD- och  $\text{PO}_4\text{-P}$ -halt och adderats till den initiala COD-halten i reaktorerna.

Resultaten från det tredje hydrolysförsöket, som utfördes under en längre tid och med mindre frekvent provtagning än de två tidigare hydrolysförsöken, pekar även de på att hydrolysen sker snabbt under de första timmarna av försöken (figur 31). I figuren ses att hydrolysutbytet ökar kraftigt från starten av hydrolysförsöket i reaktor R3.1 fram tills det första provtagningstillfället efter fyra timmar. Vid det påföljande provtagningstillfället, efter åtta timmar, har mängden löst COD som producerats vid hydrolysen bara marginellt ökat. Mätningarna i reaktor R3.2, som startades på kvällen av den första försöksdagen, visar att hydrolysutbytet i reaktorn efter 12 respektive 24 timmar stämmer relativt väl överens med utbytet i reaktor R3.1 och en relativt god bild av det fullständiga hydrolysförloppet under tidsperioden 0–36 timmar ses därmed i figur 31.



**Figur 31.** Löst COD i hydrolysreaktorerna vid det tredje hydrolysförsöket (25–26 mars 2013). COD producerad genom hydrolys har beräknats med ekvation 3 ur mätningar av COD- och  $\text{PO}_4\text{-P}$ -halt och adderats till den initiala COD-halten i reaktorerna.

Vid de tre hydrolysförsöken mättes, förutom löst COD, även fosfatfosfor, ammonium och VFA. Resultaten av mätningarna återfinns i bilaga D och resultaten diskuteras vidare i avsnitt 5.6.

## 5. DISKUSSION

### 5.1. BEFINTLIG MÄTDATA

Syftet med att analysera befintlig mätdata för 2012 från Duvbackens avloppsreningsverk var att utvärdera hydrolysprozesserna vid verket och deras förmåga att producera VFA till bio-P-processen. Utifrån den mätdata som fanns att tillgå var det svårt att dra slutsatser om hur väl hydrolysprozesserna fungerade under år 2012, vilket framförallt grundades i att den mätdata som fanns att tillgå var begränsad. Uppmätta halter fosfatfosfor och VFA i det biologiska reningssteget fanns endast för tidsperioderna januari–mars respektive juni–augusti 2012, och tillgänglig data var i vissa fall ofullständig. Den anaeroba fosfatfosforhalten i biosteget analyserades vid samtliga mättillfällen i de nämnda tidsperioderna, medan halten ut från sidoströmshydrolysen endast mättes i januari–mars. Utgående fosfatfosforhalt mättes endast i februari–mars vid den löpande provtagningen på verket. Data över utgående totalfosfor- och fosfatfosforhalt fanns visserligen att tillgå från det övergripande processövervakningssystemet UniView vid reningsverket, men eftersom utgående fosforhalter redan presenterats när reningsresultaten vid verket diskuterats under avsnitt 3.1.2 analyserades dessa halter inte närmare. Med bakgrund av ovanstående valdes endast att presentera ett litet urval av mätdata från 2012. Den huvudsakliga utvärderingen hydrolysprozesserna vid Duvbacken och deras inverkan på bio-P-processen baseras på de försök som utförts inom detta arbete.

De fyra fosfatprofiler som presenterats för 2012 (figur 16) visar en hög anaerob fosfatfosforhalt, vilket indikerar en välfungerande bio-P-process. Halten är i alla fyra fosfatprofiler högre än det av Örnmark (2010) rekommenderade värdet på 10 mg/l. Den höga anaeroba fosfatfosforhalten i fosfatprofilerna i figur 16 är representativ. I mätdata i bilaga C kan ses att halten var hög vid samtliga mättillfällen i januari–mars 2012 och något lägre, men fortfarande hög, i juni–augusti 2012. Att den biologiska fosforavskiljningen fungerar bra indikeras även genom att utgående fosfatfosforhalt i samtliga fosfatprofiler är låg. Vid mättillfället den 22 februari var utgående fosfatfosforhalt dock 0,31 mg/l, vilket överskrider riktvärdet (observera att det avser kvartalsmedelvärde) för utgående totalfosforhalt för Duvbackens avloppsreningsverk. I reningsresultaten för fosfor år 2012 (tabell 6) kan ses att Duvbacken överskred gällande riktvärde för utsläpp av totalfosfor (kvartalsmedelvärde) de två första kvartalen år 2012. Sidoströmshydrolysen av returslam togs i drift i januari 2012 och hade stabiliserats i februari/mars 2012. Det är dock svårt att uttala sig om de bättre reningsresultaten i slutet av år 2012 grundas på införandet av sidoströmshydrolysisprocessen eller om andra faktorer, till exempel årstidsskiftning eller variationer i sammansättning av inkommande avloppsvatten, ligger till grund för de lägre utgående fosforhalterna från verket under det tredje och fjärde kvartalet år 2012.

Ut från sidoströmshydrolysisbassängen uppmättes höga fosfatfosforhalter i januari–mars 2012, vilket åskådliggörs i fosfatprofilerna i figur 16 och i mätdata i bilaga C. Det stora fosforsläppet i hydrolysisbassängen indikerar god tillgång på lättillgänglig kolkälla, vilken bör ha bildats i själva hydrolysisprocessen om det antas att ingen VFA tillförs hydrolysisbassängen med returslammet. All VFA som tillförs bio-P-processen med inkommande vatten och till följd av hydrolysisprocesserna bör förbrukas i biosteget, varför det är rimligt att anta att



returslammet innehåller små eller inga mängder VFA. Den höga fosfatfosforhalten i sidoströmshydrolysbassängen indikerar då en välfungerande hydrolyprocess.

Den beräknade VFA/PO<sub>4</sub>-P-kvoten efter primärslamshydrolysen (figur 17) varierade mycket mellan olika mättillfällen för perioderna januari–mars och juni–augusti 2012. Vid en del tillfällen var kvoten långt över det rekommenderade värdet 10, medan kvoten vid andra mättillfällen var betydligt lägre än 10. Kvoten var generellt något högre under sommarmånaderna än under januari–mars, vilket till exempel kan bero på att temperaturen vid hydrolysen var högre under sommaren. I de fall då kvoten uppgår till 10 skall alltså inkommande mängd VFA och den VFA som producerats genom primärslamshydrolysen enligt teorin vara tillräcklig för att tillgodose VFA-behovet i bio-P-processen. Med bakgrund av den osäkerhet som under arbetet upptäcktes gällande VFA-mätningarna (diskuteras vidare i avsnitt 5.3 nedan) bör dock inte alltför stor tillförlit läggas på de uppmätta VFA-halterna.

## **5.2. BIO-P-PROCESSEN**

De elva fosfatprofiler (figur 18 och figur 19) som gjordes över biosteget vid Duvbackens avloppsreningsverk i februari–mars 2013 visade att bio-P-processen vid verket fungerar bra och förmår avskilja fosfor från avloppsvattnet effektivt. Fosfatfosforhalten i den anaeroba zonen i bio-P-processen var vid samtliga mättillfällen hög och uppnådde eller överskred vid merparten av tillfällena det av Örnmark (2010) rekommenderade värdet 10 mg/l. Fosfathalten i den andra aeroba zonen var vid samtliga mättillfällen låg och vid de flesta tillfällen mycket låg (<0,1 mg/l). Att bio-P-processen förmår avskilja fosfor ned till en så låg fosfatfosforhalt tyder på att tillgången på VFA i processen är tillräckligt god. Den höga fosfatfosforhalten i sidoströmshydrolysen (i storleksordningen 30 mg/l) visar att ett stort fosforsläpp sker i hydrolysbassängen. Detta indikerar en god tillgång på VFA även i sidoströmshydrolysen enligt resonemanget i avsnitt 5.1 om att ingen VFA tillförs hydrolysbassängen med returslammet.

Under försöken antogs att det slam som skulle hydrolyseras i sidoströmshydrolysen pumpades direkt från slutet av slutsedimenteringsbassängerna in till hydrolysbassängen. Därför samlades stickprov in från slutet av varje slutsedimenteringsbassäng för att analysera fosfatfosforhalten in till sidoströmshydrolysen. I efterhand visade det sig dock att processutformningen vid Duvbackens avloppsreningsverk ser ut som visas i figur 13. Slammet från slutsedimenteringsbassängerna förs via slamkammaren till sidoströmshydrolysbassängen. Eftersom det hydrolyserade slammet rinner från sidoströmshydrolysbassängen tillbaka till slamkammaren innebär det att det slam som pumpas in till sidoströmshydrolysen utgörs av en blandning av returslam och hydrolyserat slam. Det kan därför ej anses helt korrekt att analysera inkommande halter till sidoströmshydrolysen på stickprover från slutsedimenteringen, utan dessa halter borde istället ha analyserats för prover insamlade från slamkammaren. Denna felkälla antas dock ej ha påverkat resultatet i betydande grad, detta eftersom flödet genom sidoströmshydrolysbassängen endast utgör ungefär 6 % av det totala returslamflödet vid reningsverket. Majoriteten av slammet i slamkammaren består därmed av slam från slutsedimenteringsbassängerna. Om sidoströmshydrolysen ej varit i drift skulle returslammet dessutom ha haft det innehåll som uppmätts på stickproverna från slutsedimenteringsbassängerna. Därför ger mätningarna, trots felaktigt vald provpunkt in till

sidoströmshydrolysen, ändå ett mått på bidraget av fosfatfosfor och löst COD från hydrolyprocessen.

Riktvärdet för utsläpp av fosfor från Duvbackens reningsverk, uttryckt som kvartalsmedelvärde, avser totalfosforhalt och är satt till 0,3 mg/l. I figur 20 kan ses att utgående totalfosforhalt uppfyller riktvärdet sju av elva dagar. Värt att notera är att utgående fosfatfosfor- respektive totalfosforhalt i figuren är uttryckta som dygnsmedelvärden medan fosfatfosforhalterna i fosfatprofilerna (figur 18 och figur 19) avser ett mättillfälle, som för samtliga fosfatprofiler inträffade på förmiddagen. Eftersom utgående totalfosforhalt vid de flesta mättillfällen uppfyller riktvärdet för utsläpp från Duvbackens avloppsreningsverk får detta anses som en god indikation på att den biologiska fosforavskiljningen är effektiv.

I fosfatprofilerna (figur 18 och figur 19) kan ses att ordentliga toppar i inkommande fosfatfosforhalt förekommit vid tre av elva mättillfällen (20 februari, 1 mars samt 12 mars). Vid samtliga av dessa tillfällen var utgående totalfosforhalt hög och vid två av tre tillfällen (20 februari och 12 mars) överskreds gällande riktvärde för utgående totalfosforhalt, 0,3 mg/l (figur 20). Riktvärdet avser visserligen kvartalsmedelvärdet för utgående totalfosforhalt, men slutsatsen kan ändå dras att topparna i inkommande fosfatfosforhalt är förknippade med höga utgående fosforhalter. Orsaken till dessa höga inkommande fosforhalter bör därför undersökas och möjligheten till någon typ av uppströmsarbete utredas. Topparna i inkommande fosfatfosforhalt har inte vidare utretts inom ramen för detta examensarbete.

Kemisk fällning förekom vid ett antal tillfällen under försöksperioden, bland annat i samband med den höga inkommande fosforhalten den 20 februari (data över kemflödet återfinns i bilaga C). I fosfatprofilerna har ingen märkbar påverkan från fällningskemikalierna på bio-P-processen kunnat ses.

Fosforsläpps- och fosforupptagsförsöken som utfördes med retur slam från Duvbackens avloppsreningsverk visar ett stort fosforsläpp följt av ett fullgott fosforupptag vid försöken (figur 21 och figur 22). De beräknade fosforsläpps- och fosforupptagshastigheterna (tabell 10) innebär att bio-P-slammet vid reningsverket kan klassificeras som bra eller mycket bra enligt tabell 8. Det bör dock poängteras att försöken utfördes vid relativt höga temperaturer, vilket är gynnsamt för bio-P-processen. Det första fosforsläpps- och fosforupptagsförsöket utfördes vid en temperatur på 15,6–17,7°C och uppvisade lägre fosforsläpps- och fosforupptagshastighet än det andra försöket, som utfördes vid en högre temperatur på 20,2–21,3°C. Detta överensstämmer väl med teorin, då en högre temperatur leder till högre reaktionshastigheter i bio-P-processen. Enligt teorin skall bio-P-processen visserligen fungera bättre vid lägre temperaturer, men detta följer framförallt av att konkurrensen om substrat mellan PAO och denitrifierare minskar då temperaturen sjunker. Den minskade konkurrensen är en följd av att mindre nitrat finns tillgängligt, vilket i sin tur beror på att nitrifikationen försämras vid låga temperaturer. Vid fosforsläpps- och fosforupptagsförsök i laboratorieskala bör denna effekt ej märkas av, ty ingen betydande nitrifikation förväntas äga rum. Den rådande temperaturen vid reningsverket var vid försökstillfällena lägre än temperaturen i försöken, och det är därmed möjligt att de verkliga fosforsläpps- och fosforupptagshastigheterna i bio-P-processen var lägre. Utrustning för att utföra försöken vid lägre temperaturer saknades dessvärre, varför det inte

helt gick att efterlikna de verkliga förhållandena vid reningsverket. Eftersom de beräknade släpps- och upptagshastigheterna vid försöken i tre av fyra fall gjorde att gränsen för ett mycket gott bio-P-slam uppnåddes är det dock rimligt att anta att bio-P-slammet vid lägre temperaturer åtminstone skulle klassas som bra.

### 5.3. PRIMÄRSLAMSHYDROLYSEN

Mätningarna av förändringen i VFA-halt över försedimenteringsbassängen tydde inte på någon entydig ökning av VFA-halt till följd av hydrolysen av primärslam vid Duvbackens avloppsreningsverk. Mätresultaten indikerar istället att VFA-halten omväxlande ökar och omväxlande minskar över primärslamshydrolyssteg (figur 23). VFA/PO<sub>4</sub>-P-kvoten efter primärslamshydrolysen underskred vid samtliga mättillfällen 10 (figur 24). Detta innebär att mängden VFA som tillfördes biosteget via inkommande avloppsvatten och till följd av primärslamshydrolysis under mätperioden därmed var otillräcklig för att uppfylla behovet i bio-P-processen.

Det bör dock poängteras att det finns en stor osäkerhet i mätningarna av VFA-halt. När en stor del av försöksperioden förflutit upptäcktes att analysmetoden som använts för VFA-mätningarna varit felaktig. VFA-halten hade analyserats på ofiltrerade prover, men eftersom det är löst VFA som är av intresse för bio-P-processen borde analyserna ha utförts på filtrerade prover. Det suspenderade materialet i proverna tros också ha stört VFA-analyserna. Vid de sista fyra mättillfällena på primärslamshydrolysen mättes därför VFA-halten på filtrerade prover av inkommande och försedimenterat vatten för att försöka utröna hur mycket VFA som producerades. Vid det första av dessa fyra tillfällen (14 mars) analyserades VFA-halten både på ofiltrerade och filtrerade prover för att se hur dessa skiljde sig åt. Resultatet av mätningarna visade att VFA-halten skiljde sig åt mellan ofiltrerade och filtrerade prover, och vid det enda mättillfället då både ofiltrerade och filtrerade prover analyserades gav de filtrerade proverna en lägre VFA-halt än de ofiltrerade. Skillnaden i VFA-halt var större mellan det ofiltrerade och det filtrerade provet på inkommande vatten än mellan ofiltrerat och filtrerat prov på försedimenterat vatten (figur 23). Förekomsten av suspenderat material i provet som skall analyseras på VFA-halt tycks alltså störa mätningen och resultaten pekar på att en högre VFA-halt uppmäts när provet innehåller mycket partiklar. Försedimenterat vatten innehåller mindre suspenderat material än inkommande vatten, vilket förklarar varför skillnaden i VFA-halt mellan ofiltrerat och filtrerat prov var mindre för försedimenterat vatten än för inkommande vatten.

Med bakgrund av osäkerheten i VFA-mätningarna är det möjligt att en del av de höga VFA-halter som uppmäts i inkommande vatten orsakats av höga halter suspenderat material i vattnet. Detta skulle i sin tur innebära att en del av de stora minskningar i VFA-halt som enligt figur 23 noterats över primärslamshydrolysen borde reduceras. Enligt samma resonemang är det alltså möjligt att det vid en del av mättillfällena borde ha uppmäts en större ökning i VFA-halt över försedimenteringsbassängen. Mätningarna på filtrerade prover visar dock samma mönster som analyserna av de ofiltrerade proverna – en omväxlande ökning och minskning i VFA-halt över primärslamshydrolysen. Eftersom skillnaden i VFA-halt är relativt liten mellan ofiltrerade och filtrerade prover borde slutsatsen kunna dras att det inte sker någon entydig ökning av VFA-halt över primärslamshydrolysen.

Uppmätt VFA/PO<sub>4</sub>-P-kvot efter primärslamhydrolysen skulle även den ha ändrats om VFA-mätningarna utförts på filtrerade prover istället för ofiltrerade. Dock gäller att om resonemanget att filtrerade prover ger en lägre VFA-halt än ofiltrerade stämmer så skulle den verkliga VFA/PO<sub>4</sub>-P-kvoten vid samtliga mättillfällen vara lägre än den som presenteras i figur 24. Den uppmätta VFA/PO<sub>4</sub>-P-kvoten underskred vid samtliga tillfällen det rekommenderade värdet 10. Om VFA-halten i verkliga fall var lägre än den uppmätta kan slutsatsen dras att inkommande vatten och primärslamhydrolysen inte på långa vägar bidrar med tillräcklig mängd VFA för en välfungerande bio-P-process. Under 2012 var VFA/PO<sub>4</sub>-P-kvoten vid flera tillfällen mycket hög. Även dessa VFA-analyser utfördes dock på ofiltrerade prover, vilket innebär att den verkliga kvoten vid samtliga mättillfällen borde vara lägre än den som presenteras i figur 17.

#### 5.4. SIDOSTRÖMSHYDROLYSEN

Att förekomsten av suspenderat material stör analysen av VFA-halt syns ännu tydligare för proverna tagna in till och ut från sidoströmshydrolysbassängen (figur 25) än för proverna tagna över primärslamhydrolysen. Uppmätt VFA-halt på ofiltrerade prover var i storleksordningen 100–150 mg/l, medan de filtrerade proverna gav VFA-halter på 1–4 mg/l. Den betydande skillnaden i uppmätt VFA-halt gör att VFA-mätningarna får anses som opålitliga och därmed bör ingen slutsats om hydrolysutbytet i sidoströmshydrolysbassängen dras baserat på dessa mätningar. VFA-mätningarna på filtrerade prover tycks dock bekräfta den presenterade hypotesen om att nästan ingen VFA borde gå att detektera i sidoströmshydrolysbassängen, eftersom uppmätt VFA-halt var mycket låg. Baserat på kunskapen om att mikroorganismerna i returslammet tar upp VFA under anaeroba förhållanden kan slutsatsen dras att de ofiltrerade proverna gav orimligt höga VFA-halter i hydrolysbassängen.

Gällande mätningarna av löst COD över sidoströmshydrolysbassängen får antas att den felaktiga provpunkt som valdes för mätningar av inkommande halt till hydrolysbassängen ej påverkat resultatet i större grad (vilket diskuterats mer utförligt under avsnitt 5.2). Halten löst COD ökade vid samtliga mättillfällen över sidoströmshydrolysbassängen (figur 26), vilket är en god indikation på att hydrolysen av returslam i bassängen fungerar väl. De avvikande värden i COD-halt in till och ut från sidoströmshydrolysen som uppmättes den 26 februari avlästes av personal på reningsverket. Eftersom samtliga övriga mätvärden ligger samlade i storleksordning antas värdena från den 26 februari vara icke-representativa. Om de uppmätta COD-värdena korrigeras för det upptag av COD som sker till följd av fosforsläpp med hjälp av ekvation 3 kan ses (figur 27) att det produceras i storleksordningen 150–200 mg/l löst COD i sidoströmshydrolysbassängen. Även här får det beräknade värdet för den 26 februari anses icke-representativt. Hydrolysutbytet var något större vid de två sista mättillfallen, 25 respektive 26 mars, vilket tros bero på att temperaturen då hade ökat något i jämförelse med de tidigare mättillfallen. Utbytet i sidoströmshydrolysen är enligt figur 27 någorlunda konstant över tiden. Enligt teorin är en jämn tillförsel av VFA gynnsamt för bio-P-processen både för att det säkerställer att cellerna hos PAO ej töms på PHA och för att det motverkar en stor tillväxt av GAO som senare, vid brist på VFA, kan konkurrera med PAO.

I fosfatprofilerna (figur 16, figur 18 och figur 19) kan ses att ett stort fosforsläpp sker i sidoströmshydrolysbassängen. Det är viktigt att notera att detta fosforsläpp innebär en ökad belastning av fosfor på biosteget vid Duvbackens avloppsreningsverk. Hydrolys av returslam kan enligt teorin även innebära att belastningen av ammonium på biosteget ökar. Vid analys av ammoniumhalten in till och ut från sidoströmshydrolysbassängen kunde dock ingen märkbar frigörelse av ammonium till följd av hydrolysen detekteras (bilaga D). Det samband mellan COD producerad genom hydrolys och ökning i ammoniumhalt som ekvation 4 beskriver kunde därmed inte användas för att utvärdera sidoströmshydrolysen. En tänkbar förklaring till varför ammoniumhalten över sidoströmshydrolysbassängen ej ökar är att returslammet vid Duvbackens avloppsreningsverk, till följd av verkets frånvaro av kväverening och därmed korta slamålder, innehåller mycket lättnedbrytbart organiskt material. Ammonium frigörs vid bakteriell hydrolys då proteiner bryts ned. Det är möjligt att den bakteriella hydrolysen vid Duvbacken är begränsad till följd av att det finns mycket organiskt material i returslammet som är lätthydrolyserbart.

Med bakgrund av ökningen i halten löst COD över sidoströmshydrolysbassängen, det stora fosforsläpp som sker i bassängen och de relativt goda reningsresultat för fosfor som uppmätts vid Duvbackens avloppsreningsverk bör slutsatsen kunna dras att hydrolysutbytet från sidoströmshydrolysen av returslam är fullgott för att säkerställa en välfungerande bio-P-process. Höga utgående fosfatfosforhalter tycks, baserat på resultaten i detta arbete, i en större grad bero på höga inkommande fosforhalter än en dåligt fungerande bio-P-process.

## **5.5. AVSTÄNGNING AV PRIMÄRSLAMSHYDROLYSEN**

Det faktum att VFA-halten omväxlande ökar och minskar över försedimenteringsbassängen (även för filtrerade prover, se figur 23) indikerar att primärslamshydrolysen skulle kunna stängas av utan att detta skulle ge en negativ påverkan på bio-P-processen. Variationer i tillförsel av VFA till bio-P-processen är enligt teorin negativt för bio-P-processen eftersom det gynnar GAO i konkurrensen med PAO och dessutom töms cellerna hos PAO på PHA i perioder med låg VFA-tillförsel. Det är troligt att sidoströmshydrolysen av returslam ensam skulle kunna tillföra det biologiska reningssteget tillräckliga mängder VFA för att tillgodose bio-P-processens behov. Det är dock viktigt att ta hänsyn till att endast VFA-halten har analyserats för primärslamshydrolysen medan både VFA-halten och COD-halten analyserats för sidoströmshydrolysen av returslam. Tanken var att hydrolysutbytet för primärslamshydrolysen skulle gå att undersöka enbart genom mätningar av VFA-halt, eftersom primärslammet inte innehåller några bio-P-bakterier som tar upp bildad VFA. Alla diskussioner kring utbytet från primärslamshydrolysen grundar sig således på de något osäkra VFA-analyserna. Som en följd av detta är det en god idé att vidare undersöka primärslamshydrolysen vid Duvbackens avloppsreningsverk genom att mäta halten löst COD in till och ut från försedimenteringsbassängen. Förändringen i COD-halt kan därefter jämföras med den över sidoströmshydrolysbassängen. Om hänsyn tas till flödet genom bassängerna bör en rättvis jämförelse av utbytet från de två hydrolyprocesserna kunna göras. Inga mätningar av COD-halten över primärslamshydrolysbassängen hann göras inom ramen för arbetet. Detta berodde dels på att problemen med VFA-mätningarna upptäcktes sent under examensarbetets

gång och dels på att de kyvetter som användes vid COD-analys (bilaga B) tog slut under försöksperioden och att det tog lång tid att få nya kyvetter levererade.

Om det, efter mätningar av COD-halten, visar sig att hydrolysutbytet i primärslamshydrolysen är litet bör primärslamshydrolysen stängas av och effekterna av detta på bio-P-processen undersökas. Påverkan på bio-P-processen kan utvärderas genom att, efter en tid med avstängd primärslamshydrolys, göra fosfatprofiler över biosteget och utföra fosforsläpps- och fosforupptagsförsök i laboratorieskala. Om den biologiska fosforeringen fungerar bra utan primärslamshydrolys är detta positivt, eftersom en avstängd primärslamshydrolys minskar luktproblemen vid Duvbackens reningsverk och dessutom gör att verket kan spara energi genom att slippa pumpa runt primärslam i försedimenteringsbassängen. Därtill kan en avstängd primärslamshydrolys leda till ekonomiska vinster genom att öka biogasutbytet vid rötning av primärslammet.

Slutligen kan det dock vara värt att belysa att primärslamshydrolys enligt teorin ger ett substrat som är något lämpligare för biologisk fosforavskiljning än vad returslamshydrolys gör (avsnitt 2.2.4). Även om något större mängder VFA produceras i sidoströmshydrolysen kan därmed en bibehållen primärslamshydrolys vara viktig ur den aspekten att processen tillför mer VFA i form av propionat (som är gynnsamt för PAO i konkurrensen med GAO) till det biologiska reningssteget än vad sidoströmshydrolysen gör. En möjlighet är att ha kvar primärslamshydrolysen som en hydrolysisprocess i reserv och köra denna då extra mycket VFA behövs i bio-P-processen, till exempel vid höga flöden.

## **5.6. OPTIMERING AV SIDOSTRÖMSHYDROLYSEN**

Uppehållstiden i sidoströmshydrolysen av returslam vid Duvbackens avloppsreningsverk är idag ungefär 24 timmar. Valet av uppehållstid har gjorts baserat på erfarenheter från danska reningsverk som tillämpar returslamshydrolys. Resultaten från hydrolysförsöken tyder nästan uteslutande på att en betydligt kortare uppehållstid skulle kunna användas i sidoströmshydrolysen, då utbytet av löst COD avstannade redan efter några timmar i de flesta försöksreaktorerna (figur 28, figur 29, figur 30 och figur 31). Undantaget är reaktor R1.2 vid det första hydrolysförsöket (figur 29). I denna reaktor fortskred hydrolysförloppet linjärt upp till 20 timmar varefter försöket avbröts. Den stora skillnaden mellan denna försöksreaktor och övriga reaktorer är den temperatur vid vilken hydrolysen ägde rum. Temperaturregleringen vid hydrolysförsöken var något problematisk. Det vattenbad som användes vid de två första hydrolysförsöken kunde inte utnyttjas nattetid och reaktor R1.2, som startades upp på kvällen den 5 mars, fick därför placeras i ett svalt rum på natten. Detta medförde att temperaturen i reaktorn under de första 13 timmarna av hydrolysförloppet blev betydligt lägre, ungefär 7,5°C, än den önskade försökstemperaturen på kring 11°C. Valet av försökstemperatur gjordes baserat på kunskap om den verkliga temperaturen vid reningsverket, som enligt personal på reningsverket i perioden januari–mars brukar vara 10–12°C. Temperaturen är en stor påverkansfaktor för hydrolysisprocessen (avsnitt 2.2.4) och det är därför troligt att den lägre försökstemperaturen under de första 13 timmarna i reaktor R1.2 ledde till att hydrolysen fortskred långsammare i reaktorn under denna tidsperiod än i de andra försöksreaktorerna i samma tidsintervall. Resultaten från denna hydrolysisreaktor kan inte anses representativa eftersom så låga vattentemperaturer som 7,5°C enligt uppgifter från personalen vid

Duvbacken inte brukar förekomma vid reningsverket. Vid det tredje hydrolysförsöket utnyttjades ett egentillverkat vattenbad bestående av en plasthink med utloppsslang som placerades under vattenkranen. Detta möjliggjorde användande av vattenbad nattetid för reaktor R3.1. Temperaturregleringen blev dock något sämre än med det riktiga vattenbadet, varför försökstemperaturen varierade något mer vid det tredje hydrolysförsöket än vid de två första försöken. Även omrörningen av reaktorerna skiljde sig åt mellan hydrolysförsöken. Enligt teorin leder brist på omrörning vid hydrolysis till ett kraftigt reducerat hydrolysutbyte (avsnitt 2.2.4). Vid de två första hydrolysförsöken tillämpades manuell omrörning med glasstav och reaktorerna rörde om varje timme vid provuttag. Reaktor R1.2 kunde dock inte omröras under de första 13 timmarna av hydrolysförloppet (ty detta tidsintervall inträffade nattetid) och det är troligt att detta påverkat hydrolysen i reaktorn negativt och reducerat hydrolyshastigheten. Vid det tredje hydrolysförsöket rörde försöksreaktorerna om kontinuerligt med en magnetomrörare. Kontinuerlig omrörning får anses som det mest lämpliga vid hydrolysförsök i laboratorieskala, eftersom detta i störst utsträckning liknar de verkliga förhållandena i hydrolysbassängen. Ytterligare en felkälla vid hydrolysförsöken var närvaron av syre i försöksreaktorerna. Utrustning saknades för att tillföra kvävgas kontinuerligt till reaktorerna, istället tillfördes kvävgas manuellt vid varje provtagningstillfälle varefter försöksreaktorerna tillslöts. Trots detta gick det ej att uppnå helt syrefria förhållanden i reaktorerna, låga halter av syre detekterades då syrehalten kontrollmättes för att säkerställa anaeroba förhållanden (bilaga D). Eftersom det vid fosforsläpps- och fosforupptagsförsöken gick att uppnå helt anaeroba förhållanden utan att försluta försöksreaktorerna kan det tyckas märkligt att låga halter av syre förekom vid hydrolysförsöken då reaktorerna både förslöts och kvävgas tillfördes. Slutligen kan nämnas att det vid hydrolysförsöken förekom en del problem med brist på laborationsutrustning. De kyvetter som används för att analysera COD-halt (bilaga B) tog slut, och därför kunde COD-halten inte mätas vid samtliga tidpunkter vid hydrolysförsöken.

Hydrolysförsöken vid Duvbackens avloppsreningsverk utfördes under relativt kort tid om jämförelse görs med de tidigare hydrolysförsök som presenterats (avsnitt 3.4.1), vilka pågått under 6–10 dagar. Dessutom var provtagningen vid försöken vid Duvbacken relativt frekvent i förhållande till de tidigare hydrolysförsöken. Det är därför svårt att göra en jämförelse av resultaten från de olika försöken. Förhållandena på de olika avloppsreningsverken vid vilka försöken utförts skiljer sig dessutom mycket från varandra, vilket ytterligare försvårar en jämförelse. Hydrolysutbytet avstannar snabbt för returslammet från Duvbackens reningsverk, medan Magnusson och Skult (2012) rapporterar om en hydrolysisprocess som fortskrider linjärt i upp till tio dagar vid hydrolysförsök med slam från Torekovs avloppsreningsverk. Å andra sidan uppmättes betydligt högre COD-halter vid hydrolysförsöken vid Duvbackens avloppsreningsverk än vid Torekovs. Vid det tredje hydrolysförsöket vid Duvbacken uppmättes en COD-halt i mg COD/g VSS efter fyra timmar som var lika hög som den som uppmättes av Magnusson och Skult (2012) efter 48 timmar. Vid Duvbackens avloppsreningsverk tillämpas ingen kväverening och därmed är slamåldern i verket låg. Enligt teorin innebär detta att potential för större hydrolysutbyte vid returslamshydrolysis finns, eftersom returslammet innehåller mer lättnedbrytbart material. Torekovs avloppsreningsverk har kväverening och därmed en mycket högre slamålder än den vid Duvbacken. Med

bakgrund av detta är det rimligt att anta att resultaten från de olika försöken inte är jämförbara. Storleksordningen på det uppmätta hydrolysutbytet vid Duvbacken är mer jämförbart med resultaten som Gustavsson (2005) erhållit vid försök med slam från Smålandsstenar avloppsreningsverk. Orsaken till detta är troligen att förhållandena på Duvbackens och Smålandsstenar avloppsreningsverk överensstämmer någorlunda väl. Ur figur 31 kan avläsas att den initiala hydrolyshastigheten vid det tredje hydrolysförsöket vid Duvbacken var ungefär 25 mg COD/(g VSS · h). Hydrolyshastigheten skiljer sig visserligen relativt mycket från den hastighet på 6,47 mg COD/(g VSS · h) som Gustavsson (2005) rapporterar om. Viktigt att beakta är dock att COD-halten i figur 31 avser beräknad COD-halt, då korrigering har skett för den mängd COD som bio-P-bakterierna tagit upp samtidigt som de släppt fosfor. Gustavsson (2005) tar ej hänsyn till att en viss mängd hydrolyserad COD tas upp direkt av mikroorganismer i returslammet. Om initial hydrolyshastighet för det tredje hydrolysförsöket vid Duvbacken skulle beräknas i enlighet med Gustavssons (2005) metodik skulle mer jämförbara värden på hydrolyshastigheten erhållas. De uppmätta COD-halterna för hydrolysförsöken vid Duvbacken återfinns i bilaga D.

Vid de tre hydrolysförsöken mättes, förutom löst COD, även fosfatfosfor, ammonium och VFA. Uppmätt halt löst fosfatfosfor över tiden vid försöken ses i bilaga D. Fosfatfosforhalten ökade relativt linjärt med tiden i samtliga hydrolyreaktorer, undantaget halten i hydrolyreaktor R3.1 som uppvisade en något mindre linjär förändring med tiden. Fosfatfosforhalten i hydrolyreaktorerna var högt vid en jämförelse med dem uppmätta av Gustavsson (2005) och Magnusson och Skult (2012), vilket tyder på en god tillgång på VFA i hydrolyreaktorerna. Ur mätningarna av fosfatfosforhalt vid hydrolysförsöken kan ingen direkt slutsats dras om hur hydrolyprocessen fortskrider med tiden och vad som vore en lämplig uppehållstid i sidoströmshydrolysen. Med bakgrund av detta har inte fosfathalterna diskuterats mer ingående. Ökningen i fosfatfosforhalt är dock förknippad med ett upptag av VFA, och således har hänsyn indirekt tagits till fosfatmätningarna genom att korrigera de uppmätta COD-halterna enligt ekvation 3. Mätningarna av ammonium och VFA gav ingen värdefull information om hydrolysförloppet i försöksreaktorerna.

I avsnitt 2.2.4 har en rekommenderad uppehållstid vid returslamshydrolys på 24–30 timmar presenterats. Denna uppehållstid är baserad på danska förhållanden och det är utifrån denna rekommendation som uppehållstiden i sidoströmshydrolysen vid Duvbackens reningsverk har valts. I Danmark hör det dock till det vanliga att reningsverken har kväverening. Upphållstiden i sidoströmshydrolysen vid Duvbacken bör därför kunna väljas så att denna är kortare än 24 timmar. Teorin stärker således det som indikeras av resultaten från hydrolysförsöken, att en betydligt kortare uppehållstid skulle kunna hållas i sidoströmshydrolysbassängen vid Duvbackens avloppsreningsverk. Om hydrolyshastigheten är som högst de första timmarna av hydrolyprocessen så lönar det sig att ha en större omsättning av returslam i hydrolysbassängen och alltså en kortare uppehållstid för slammet i bassängen, eftersom detta maximerar VFA-produktionen.

Baserat på hydrolysförsöken går det inte att säga exakt vilken uppehållstid som skall väljas för returslammet i sidoströmshydrolysbassängen. Resultaten från hydrolysförsöken bör anses som något osäkra, eftersom felkällorna är många. Temperaturregleringen vid försöken innebar



problem och vid de två första försöken tillämpades ej konstant omrörning. Det är osäkert hur stor inverkan på resultaten förekomsten av syre i hydrolysreaktorerna haft. Vid labbskaleförsök kan de verkliga förhållandena vid reningsverket aldrig helt efterliknas och därför är fullskaleförsök alltid att föredra. Ursprungligen var tanken att inom ramen för examensarbetet utföra fullskaleförsök på sidoströmshydrolysen. Att detta inte gjordes berodde framförallt på att problemen med VFA-mätningarna gjorde att tiden inom försöksperioden inte räckte till, men också på att det var praktiskt svårt att utforma ett fullskaleförsök. Det bästa sättet att undersöka effekterna av en ändrad uppehållstid i en hydrolysprocess skulle vara att mäta hydrolysutbytet i två parallella hydrolysbassänger och ändra uppehållstiden i den ena. På så sätt skulle omvärldsfaktorer som exempelvis variationer i returslammets sammansättning och temperaturförändringar kunna uteslutas. Vid Duvbackens avloppsreningsverk finns dock enbart en sidoströmshydrolysbassäng. Även om tiden hade räckt till att utföra försök då uppehållstiden i bassängen ändrades är det möjligt att det, till följd av de många faktorer som påverkar hydrolysen, ändå skulle vara svårt att dra slutsatser om hur den ändrade uppehållstiden påverkat hydrolysutbytet.

En rekommendation för framtida arbete vid Duvbackens reningsverk är att utföra ytterligare något hydrolysförsök i laboratorieskala, då stor vikt läggs vid att hålla konstant temperatur, tillämpa konstant omrörning och säkerställa anaeroba förhållanden. Utifrån resultaten vid försöket bör därefter fullskaleförsök med en ändrad uppehållstid utföras vid verket. Den nya uppehållstiden bör väljas utifrån resultaten från hydrolysförsöket, men det är troligt att den kan väljas betydligt kortare än 24 timmar. Utvärderingen av effekterna av den ändrade uppehållstiden bör i första hand baseras på mätningar av halten löst COD in till och ut från sidoströmshydrolysbassängen, då dessa mätningar är betydligt mer pålitliga än VFA-mätningarna vid Duvbacken. Vid fullskaleförsöken bör hänsyn även tas till förändringen i fosfatfosforhalt över hydrolysbassängen, då fosforsläppet som sker i bassängen är förknippat med ett upptag av kolföreningar. Innan uppehållstiden ändras bör några kompletterande mätningar av COD-halt in till och ut från sidoströmshydrolysen göras för att erhålla representativa COD-halter för de rådande förhållandena vid fullskaleförsöken att jämföra med.

## 6. SLUTSATSER

- Sidoströmshydrolysen av returslam vid Duvbackens avloppsreningsverk visade på ett högt hydrolysutbyte. Baserat på effektiviteten i den biologiska fosforavskiljningen verkar utbytet i hydrolysisprocessen fullgott för att tillgodose VFA-behovet i bio-P-processen.
- Hydrolysförsöken med returslam som utförts vid reningsverket indikerar att en kortare uppehållstid i sidoströmshydrolysen skulle medföra att en större mängd VFA tillfördes det biologiska reningssteget och således vara gynnsamt för bio-P-processen. Den nya uppehållstiden bör kunna väljas betydligt kortare än den uppehållstid på 24 timmar som idag används i hydrolysisprocessen.
- Övervakade fullskaleförsök med kortare uppehållstid i sidoströmshydrolysbassängen bör utföras för att säkerställa att en ändrad uppehållstid inte påverkar bio-P-processen negativt.
- Mätningarna på primärslamshydrolysen indikerar att hydrolysutbytet från processen är litet och att processen därmed bör kunna stängas av. Innan primärslamshydrolysen stängs av är det dock en god idé att mäta halten löst COD över hydrolysbassängen och jämföra skillnaden i COD-halt med den som uppmätts över sidoströmshydrolysen.
- Duvbackens avloppsreningsverk bör se över sina rutiner för mätning av VFA-halt, speciellt om analyserna skall göras på prover med hög slamhalt. Vidare bör de toppar i inkommande fosforhalt som förekommer med jämna mellanrum utredas, då de tycks ha en stor skuld i höga utgående fosforhalter från verket.

## 7. REFERENSER

- Abu-gharah, Z.H. och Randall, C.W., 1991. The effect of organic compounds on biological phosphorus removal. *Water Science and Technology*, vol.23, nr.4-6, s.585-594.
- Andreasen, K., Petersen, G., Thomsen, H. och Strube, R., 1997. Reduction of nutrient emission by sludge hydrolysis. *Water Science and Technology*, vol.35, nr.10, s.79-85.
- Borglund, A.M., 2004. *Kombinerad kemisk och biologisk fosforrening på Käppalaverket, Lidingö*. VA-forsk rapport nr.2004-06, Svenskt Vatten AB.
- Brdjanovic, D., Slamet, A., van Loosdrecht, M.C.M., Hoojimans, C.M., Alaerts, G.J. och Heijnen, J.J., 1998. Impact of excessive aeration on biological phosphorus removal from wastewater. *Water Research*, vol.32, nr.1, s. 200-208.
- Cech, J.S. och Hartman, P., 1990. Glucose induced break down of enhanced biological phosphate removal. *Environmental Technology*, vol.11, nr.7, s.651-656.
- Cech, J.S. och Hartman, P., 1993. Competition between polyphosphate and polysaccharide accumulating bacteria in enhanced biological phosphate removal systems. *Water Research*, vol.27, nr.7, s. 1219-1225.
- Christensson, M., Lie, E., Jönsson, K., Johansson, P. och Welander, T., 1998. Increasing substrate for polyphosphate-accumulating bacteria in municipal wastewater through hydrolysis and fermentation of sludge in primary clarifiers. *Water Environment Research*, vol.70, nr.2, s.138-145.
- Davidsson, Å., Jönsson, K., Jansen, J. la C. och Särner, E., 2008. *Metoder för slamhydrolys*. SV-utveckling, rapport nr.2008-09, Svenskt Vatten AB.
- Davis, M.L., 2010. *Water and wastewater engineering - Design principles and practice*. New York: McGraw-Hill.
- de Kreuk, M.K., Heijnen, J.J. och van Loosdrecht, M.C.M., 2005. Simultaneous COD, nitrogen and phosphate removal by aerobic granular sludge. *Wiley InterScience*. [elektronisk] Tillgänglig på: <http://onlinelibrary.wiley.com/doi/10.1002/bit.20470/pdf> (2013-04-03).
- Erdal, U.G., 2002. *The effects of temperature on system performance and bacterial community structure in a biological phosphorus removal system*. PhD-thesis, Virginia Polytechnic Institute and State University. Tillgänglig på: <http://scholar.lib.vt.edu/theses/available/etd-03082002-154444/> (2013-04-03).
- Filipe, C.D.M., Daigger, G.T. och Grady Jr, C.P.L., 2001. pH as a key factor in the competition between glycogen-accumulating organisms and phosphorus-accumulating organisms. *Water Environment Research*, vol.73, nr.2, s.223-232.
- Gustavsson, D., 2005. *Biologisk fosforavskiljning – en studie av bio-P-processen och slamhydrolys samt en utvärdering av Smålandsstenar avloppsreningsverk*. Examensarbete vid avdelningen för vattenförsörjnings- och avloppsteknik, Lunds universitet.

- Gästrike Vatten, 2010. *Miljörapport 2010 – Duvbackens reningsverk, Gävle kommun*.  
[elektronisk] Tillgänglig på:  
<http://www.gastrikevatten.se/files/2/12/duvbacken%20miljorapport%202010.pdf> (2013-04-15).
- Gästrike Vatten, 2012. *Miljörapport 2012 – Duvbackens reningsverk, Gävle kommun*.  
[elektronisk] Tillgänglig på:  
<http://www.gastrikevatten.se/files/2/12/59/duvbacken%20miljorapport%202012%20dnr%2013gvab12.pdf.pdf> (2013-04-15).
- Havs- och vattenmyndigheten, 2012. *Övergödning - Kunskap om våra vatten - Havs- och vattenmyndigheten*. [elektronisk] Tillgänglig på: <https://www.havochvatten.se/Kunskap-om-vara-vatten/miljohot/overgodning/nagra-fakta-om-overgodning-och-ostersjon.html> (2013-04-23).
- Henze, M., Gujer, W., Mino, T., Matsuo, T., Wentzel, M.C. och Marais, G.v.R., 1995. Wastewater and biomass characterization for the Activated Sludge Model No. 2: Biological phosphorus removal. *Water Science and Technology*, vol.31, nr.2, s.13-23.
- Henze, M., Harremoës, P., Jansen, J. la C. och Arvin, E., 1997. *Wastewater treatment - Biological and chemical processes*. Berlin Heidelberg: Springer Verlag.
- Henze, M., Petersen, G., Kristensen, G.H. och Höök, B., 2010. *Drift av renseanlæg – Teknik*. [elektronisk] Tillgänglig på:  
<http://www.cok.dk/sites/default/files/Drift%20af%20renseanlaeg,%20Teknik.pdf> (2013-01-31) (på danska)
- Jansen, J. la C., Särner, E., Tykesson, E., Jönsson, K. och Jönsson, L-E., 2009. *Biologisk fosforavskiljning i Sverige - Uppstart och drift*. SV-utveckling, rapport nr.2009-08, Svenskt Vatten AB.
- Janssen, P.M.J., Meinema, K. och van der Roest, H.F., 2002. *Biological phosphorus removal - Manual for design and operation*. London: IWA Publishing.
- Jarvis, Å. och Schnürer, A., 2009. *Mikrobiologisk handbok för biogasanläggningar*. Svenskt Gastekniskt Center. [elektronisk] Tillgänglig på:  
<http://www.sgc.se/ckfinder/userfiles/files/SGC207.pdf?PHPSESSID=997cdf4204d127ad51c868eeabec94a5> (2013-04-08)
- Jönsson, K., Johansson, P., Christensson, M., Lee, N., Lie, E. och Welander, T., 1996. Operational factors affecting enhanced biological phosphorus removal at the wastewater treatment plant in Helsingborg, Sweden. *Water Science and Technology*, vol.34, nr.1-2, s.67-74.
- Jönsson, K., Pottier, A., Dimitrova, I. och Nyberg, U., 2008. Utilising laboratory experiments as a first step to introduce primary sludge hydrolysis in full-scale. *Water Science and Technology*, vol.57, nr.9, s.1397-1403.

- Jönsson, K. och Jansen, J. la C., 2006. Hydrolysis of return sludge for production of easily biodegradable carbon - Effect of pre-treatment, sludge age and temperature. *Water Science and Technology*, vol.53, nr.12, s.47-54.
- Kern-Jespersen, J.P. och Henze, M., 1993. Biological phosphorus uptake under anoxic and aerobic conditions. *Water Research*, vol.27, nr.4, s.617-624.
- Kuba, T., van Loosdrecht, M.C.M. och Heijnen, J.J., 1996. Phosphorus and nitrogen removal with minimal COD requirement by integration of denitrifying dephosphatation and nitrification in a two-sludge system. *Water Research*, vol.30, nr.7, s.1702-1710.
- Liu, W-T., Mino, T., Matsuo, T. och Nakamura, K., 1996. Biological phosphorus removal processes - Effect of pH on anaerobic substrate metabolism. *Water Science and Technology*, vol.34, nr.1-2, s.25-32.
- Lopez-Vazquez, C.M., Oehmen, A., Hooijmans, C.M., Brdjanovic, D., Gijzen, H.J., Yuan, Z. och van Loosdrecht, M.C.M., 2009. Modeling the PAO–GAO competition: Effects of carbon source, pH and temperature. *Water Research*, vol.43, nr.2, s.450-462.
- Länsstyrelsen Gävleborg, 2001. *Tillstånd enligt miljöbalken till avloppsrening*. Diariennr/Dossnr 246-3575-01 80-001. Datum 2001-12-14.
- Magnusson, L. och Skult, F., 2012. *Biologisk fosforavskiljning vid Källby ARV – betydelsen av returslamhydrolyys*. Examensarbete vid institutionen för kemiteknik, Lunds universitet.
- Maharaj, I. och Elefsiniotis, P., 2001. The role of HRT and low temperature on the acid-phase anaerobic digestion of municipal and industrial wastewaters. *Bioresource Technology*, vol.76, nr.3, s.191-197.
- Mino, T., van Loosdrecht, M.C.M. och Heijnen, J.J., 1998. Microbiology and biochemistry of the enhanced biological phosphate removal process. *Water Research*, vol.32, nr.11, s.3193-3207.
- Morgenroth, E., Kommedal, R. och Harremoës, P., 2002. Processes and modeling of hydrolysis of particulate organic matter in aerobic wastewater treatment - a review. *Water Science and Technology*, vol.45, nr.6, s.25-40.
- Oehmen, A., Yuan, Z., Blackall, L.L. och Keller, J., 2005. Comparison of acetate and propionate uptake by polyphosphate accumulating organisms and glycogen accumulating organisms. *Wiley InterScience*. [elektronisk] Tillgänglig på: <http://www.ncbi.nlm.nih.gov/pubmed/15892052> (2013-03-20).
- Petersen, G., 2002. Biologisk slamhydrolyse af aktiv slam. *Spildevandsteknisk tidsskrift*, nr.4. (på danska).
- Petersen, G., 2003. *Slamhydrolyseforsøg, Aalborg Vest 2002/2003*. Danmark: EnviDan A/S. (på danska).

- Pijuan, M., Saunders, A.M., Guisasola, A., Baeza, J.A., Casas, C. och Blackall, L.L., 2004. Enhanced biological phosphorus removal in a sequencing batch reactor using propionate as the sole carbon source. *Wiley InterScience*. [elektronisk] Tillgänglig på: <http://www.ncbi.nlm.nih.gov/pubmed/14705012> (2013-04-03).
- Romanski, J., Heider, M. och Wiesmann, U., 1997. Kinetics of anaerobic orthophosphate release and substrate uptake in enhanced biological phosphorus removal from synthetic wastewater. *Water Research*, vol.31, nr.12, s.3137-3145.
- Stephens, H.L. och Stensel, H.D., 1998. Effect of operating conditions on biological phosphorus removal. *Water Environment Research*, vol.70, nr.3, s.362-369.
- Svenskt Vatten, 2010. *Avloppsvattenteknik 2- Reningsprocessen*. Andra upplagan. Svenskt Vatten publikation U2.
- Särner, E., Jonasson, C. och Petersson, M., 2004. Hydrolys av returslam för förbättrad biologisk fosforavskiljning. *Vatten*, vol.60, nr.4, s.231-238.
- Särner, E., 2007. *Biologisk fosforavskiljning med hydrolys av returslammet och utan anaerob volym i huvudströmmen*. SV-utveckling, rapport nr.2007-07, Svenskt Vatten AB.
- Temmink, H., Petersen, B., Isaacs, S. och Henze, M., 1996. Recovery of biological phosphorus removal after periods of low organic loading. *Water Science and Technology*, vol.34, nr.1-2, s.1-8.
- Tykesson, 2005. *Enhanced biological phosphorus removal – processes, competing substances and tools for operation of wastewater treatment plants*. PhD-thesis, Department of Water and Environmental Engineering, Lund University.
- Tykesson, E., Jönsson, L-E. och Jansen, J. la C., 2005. Experience from 10 years of full-scale operation with enhanced biological phosphorus removal at Öresundsverket. *Water Science and Technology*, vol.52, nr.12, s.151-159.
- Tykesson, E. och Jansen, J. la C., 2005. Evaluation of laboratory batch tests for enhanced biological phosphorus removal. *Vatten*, vol.61, nr.1, s.43-50.
- Ucisik, A.S. och Henze, M., 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, nr.14, s.3729-3738.
- Wentzel, M.C., Lötter, L.H., Ekama, G.A., Loewenthal, R.E. och Marais, G.v.R., 1991. Evaluation of biochemical models for biological excess phosphorus removal. *Water Science and Technology*, vol.23, nr.4-6, 567-576.
- Vollertsen, J., Petersen, G. och Borregaard, V.R., 2006. Hydrolysis and fermentation of activated sludge to enhance biological phosphorus removal. *Water Science and Technology*, vol.53, nr.12, 55-64.

Xiong, H., Chen, J., Wang, H. och Shi, H., 2012. Influences of volatile solid concentration, temperature and solid retention time for the hydrolysis of waste activated sludge to recover volatile fatty acids. *Bioresource technology*, vol.119, s.285-292.

Yuan, Q., Sparling, R. och Oleszkiewicz, J.A., 2009. Waste activated sludge fermentation: Effect of solids retention time and biomass concentration. *Water Research*, vol.43, nr.20, s.5180-5186.

Yuan, Q., Sparling, R. och Oleszkiewicz, J.A., 2011. VFA generation from waste activated sludge: Effect of temperature and mixing. *Chemosphere*, vol.82, nr.4, s.603-607.

Örnmark 2007. *Utvärdering, problemlidentifiering och optimering av den biologiska fosforavskiljningen vid Duvbackens reningsverk - Mikrobiologiska, processtekniska och externa aspekter*. Examensarbete vid institutionen för ekologi, miljö och geovetenskap, Umeå universitet.

Örnmark 2010. *Biologisk fosforavskiljning och primärslamshydrolys under perioder med höga flöden*. Examensarbete, Umeå universitet.

## **PERSONLIG KOMMUNIKATION**

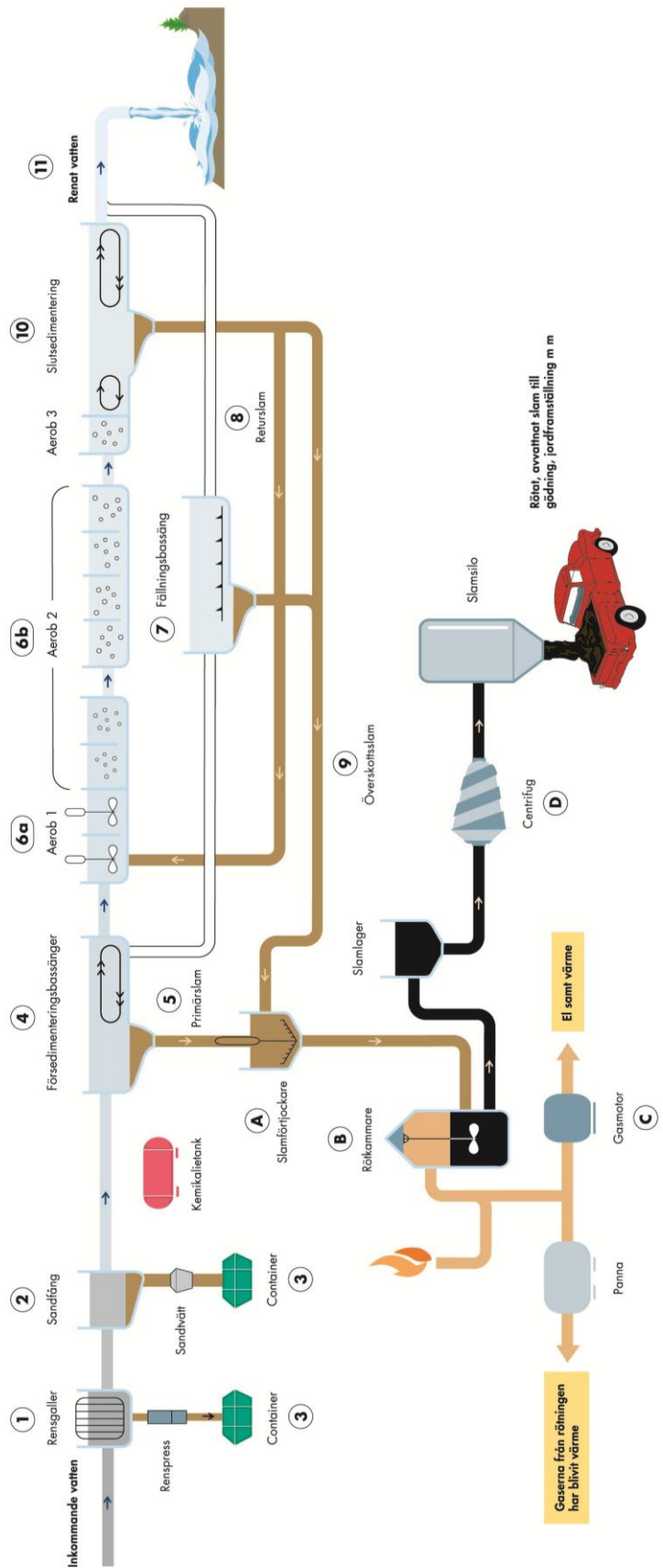
Andersen, Henrik, 2013. Professor på Technical University of Denmark. *E-postkontakt, 2013-02-04*.

Petersen, Gert, 2013. Envidan A/S Danmark. *E-postkontakt, 2013-02-05*.

Simonsson, Hans, 2013. Processtekniker Duvbackens avloppsreningsverk. *2013-01-23*.

Särner, Erik, 2013. Professor på Institutionen för kemiteknik, Lunds universitet. *E-postkontakt, 2013-02-14*.

# BILAGA A – RENINGSPROCESSEN VID DUVBACKENS ARV



Figur A1. Schematisk bild över reningsprocessen vid Duvbackens ARV.



## **BILAGA B – ANALYSMETODER**

### **Ammoniumkväve**

Prover filtrerades genom Munktell veckfilter, typ V120H. Analys utfördes med Hach Langekyvetter typ LCK 303, mätområde 2,0–47,0 mg/l. Avläsning gjordes med Hach Lange spektrofotometer, typ DR 2800.

### **COD**

Prover filtrerades genom Munktell veckfilter, typ V120H. Analys utfördes med Hach Langekyvetter typ LCK 114, mätområde 150–1000 mg/l O<sub>2</sub>. Avläsning gjordes med Hach Lange spektrofotometer, typ DR 2800.

### **Fosfatfosfor**

Prover filtrerades genom Munktell veckfilter, typ V120H. Analys skedde enligt en metodik baserad på analysmetod SS-EN ISO 6878:2005. Först späddes proverna för att motsvara en fosfatfosforhalt på 0,2–0,3 mg/l. Därefter tillsattes 1 ml askorbinsyralösning och 1 ml molybdatlösning och efter 20 minuter avlästes fosfatfosforhalten med Hach Lange spektrofotometer, typ DR 2800.

### **pH**

pH mättes med pH-meter av märke WTW 340i SET.

### **Syrehalt och temperatur**

Syrehalt och temperatur mättes med en Hach Lange HQ440d multi med sensor LDO101.

### **SS**

Provet filtrerades genom ett glasfiberfilter med användande av vakuum och torkades därefter i 105°C i ugn, varefter SS-halten bestämdes genom vägning.

### **VFA**

VFA analyserades genom fempunktstitrering med en Mettler Toledo T70-titrator. Vid titreringen användes 0,05 M saltsyra. VFA-halten beräknades i programvaran LabX Light med programmet VFA Cal.

### **VSS**

SS-provet glödgades i 550°C och därefter vägdes återstoden för att bestämma VSS-halten.

## BILAGA C – MÄTDATA FRÅN PROCESSÖVERVAKNINGSSYSTEM OCH LÖPANDE PROVTAGNING

**Tabell C1.** Mätdata från processövervakningssystemet UniView för januari–mars 2013.

**Kommentar:** *Mätdata från processövervakningssystem UniView*

<b>Datum</b>	<b>Inkommande flöde (m<sup>3</sup>/h)</b>	<b>Utgående P-tot (mg/l)</b>	<b>Utgående PO<sub>4</sub>-P (mg/l)</b>	<b>Kemflöde (l/h)</b>
2013-02-01	1677,9	0,35	0,17	17,5
2013-02-02	1642,3	0,29	0,13	0,9
2013-02-03	1625,9	0,26	0,10	0,1
2013-02-04	1615,8	0,21	0,05	0,1
2013-02-05	1658,3	0,23	0,06	0,1
2013-02-06	1635,0	0,26	0,08	0,1
2013-02-07	1611,7	0,32	0,13	0,1
2013-02-08	1576,2	0,25	0,06	0,1
2013-02-09	1604,8	0,27	0,09	0,1
2013-02-10	1616,8	0,23	0,05	0,1
2013-02-11	1578,3	0,13	0,04	0,1
2013-02-12	1535,4	0,20	0,05	1,8
2013-02-13	1514,6	0,34	0,12	4,9
2013-02-14	1531,3	0,41	0,22	29,8
2013-02-15	1515,1	0,31	0,11	0,1
2013-02-16	1538,1	0,34	0,13	0,1
2013-02-17	1553,2	0,29	0,09	0,1
2013-02-18	1544,5	0,23	0,05	0,1
2013-02-19	1519,2	0,25	0,05	0,1
2013-02-20	1547,5	0,51	0,28	62,6
2013-02-21	1517,8	0,39	0,21	27,7
2013-02-22	1502,1	0,32	0,12	0,2
2013-02-23	1484,6	0,31	0,11	0,1
2013-02-24	1473,4	0,27	0,08	0,1
2013-02-25	1456,9	0,22	0,04	0,1
2013-02-26	1466,5	0,26	0,06	0,1
2013-02-27	1517,8	0,44	0,23	28,2
2013-02-28	1529,4	0,33	0,15	11,9
2013-03-01	1568,1	0,30	0,10	0,1
2013-03-02	1509,2	0,30	0,10	0,1
2013-03-03	1533,2	0,20	0,04	0,1
2013-03-04	1536,9	0,25	0,06	0,1
2013-03-05	1545,1	0,34	0,12	0,1
2013-03-06	1568,7	0,35	0,13	0,1
2013-03-07	1561,9	0,35	0,11	0,1
2013-03-08	1561,5	0,27	0,08	3
2013-03-09	1552,8	0,30	0,11	8,1
2013-03-10	1558,9	0,23	0,05	0,1
2013-03-11	1522,2	0,22	0,05	0,1
2013-03-12	1529,7	0,31	0,13	0,1
2013-03-13	1545,4	0,36	0,13	1,9
2013-03-14	1488,0	0,25	0,07	0,1
2013-03-15	1477,2	0,25	0,06	0,1
2013-03-16	1443,1	0,25	0,05	0,1

2013-03-17	1468,7	0,23	0,05	0,1
2013-03-18	1470,4	0,26	0,06	0,1
2013-03-19	1508,4	0,29	0,09	0,1
2013-03-20	1470,8	0,32	0,13	10,2
2013-03-21	1447,4	0,36	0,19	22,9
2013-03-22	1423,0	0,23	0,06	0,1
2013-03-23	1381,3	0,26	0,07	0,1
2013-03-24	1382,3	0,21	0,06	0,1
2013-03-25	1441,3	0,19	0,04	0,1
2013-03-26	1506,4	0,30	0,10	0,1
2013-03-27	1558,1	0,33	0,15	16,1
2013-03-28	1522,2	0,27	0,08	0,1
2013-03-29	1551,4	0,26	0,06	0,1
2013-03-30	1491,9	0,21	0,04	0,1
2013-03-31	1469,1	0,15	0,03	0,1

**Tabell C2.** Uppmätta fosfatfosforhalter över biosteget vid Duvbackens ARV i januari–mars och juni–augusti 2012.

<b>Parameter:</b>	PO <sub>4</sub> -P						
<b>Enhet:</b>	mg/l						
<b>Provpunkter:</b>	efter försedimentering (FS), anaerob (AN), aerob 1 (A1) in till SSH (SSH in), ut från SSH (SSH ut), returslam (RS), utgående (UT)						
<b>Kommentar:</b>	<i>filtrerade prover, protagning utförd av laboratorieingenjör vid Duvbacken ARV</i>						
<b>Datum</b>	<b>FS</b>	<b>AN</b>	<b>A1</b>	<b>SSH in</b>	<b>SSH ut</b>	<b>RS</b>	<b>UT</b>
2012-01-02	2,25	9,50	5,45			4,80	
2012-01-03	2,00	6,25	2,60		34,30	1,75	
2012-01-04	4,50	9,25	4,00		50,00	3,80	
2012-01-05	3,50	7,00	3,30		76,00	2,95	
2012-01-06	3,75	7,75	4,15		45,25	2,68	
2012-01-09	4,00	8,50	5,00		14,50	2,40	
2012-01-10	6,00	12,50	7,40		21,50	3,15	
2012-01-11	4,50	12,50	5,00		19,00	1,65	
2012-01-12	4,00	13,30	5,00		14,00	1,65	
2012-01-13	4,25	10,75	2,50		14,00	1,25	
2012-01-16	5,25	12,75	4,55		48,30	1,65	
2012-01-17	5,13	12,88	3,93		48,55	1,55	
2012-01-18	5,00	13,00	3,30		48,80	1,45	
2012-01-19	4,75	13,25	5,00	0,80	13,50	0,80	
2012-01-20	5,25	11,50	3,35	0,25	13,50	1,80	
2012-02-13	4,10	11,50	2,40	1,63	22,65	1,10	
2012-02-14	3,00	11,50	1,50	3,00	31,80	0,45	
2012-02-15	7,00	17,50	6,90	0,29	30,50	3,15	
2012-02-16	7,30	16,80	4,50	0,50	25,00	12,40	
2012-02-17	8,30	16,50	3,30	1,59	25,00	3,60	
2012-02-20	3,00	13,50	1,00	1,00	20,30	2,10	0,19
2012-02-21	4,50	15,30	2,50	1,50	21,20	2,80	0,25
2012-02-22	6,00	17,00	3,95	1,95	22,00	3,40	0,31
2012-02-23	4,80	19,50	6,95	4,35	26,80	7,00	0,33
2012-02-24	7,00	11,00	0,90	0,80	28,00	1,90	0,27

---

2012-02-27	2,50	13,00	0,70	2,50	24,50	1,65	0,07
2012-02-28	7,75	14,50	1,35	3,10	23,00	1,85	0,10
2012-02-29	7,30	15,00	2,40	6,90	25,50	4,35	0,10
2012-03-01	6,00	11,80	1,05	0,70	23,00	2,85	0,13
2012-03-02	7,00	12,30	0,85	0,16	34,00	1,90	0,02
2012-03-05	2,00	16,00	2,15	0,16	34,00	3,65	0,02
2012-03-06	6,50	13,00	0,55	0,42	31,50	1,80	0,03
2012-03-07	7,75	18,50	2,00	0,47	31,00	2,20	0,14
2012-03-08	9,00	16,50	0,95	0,07	34,00	2,50	0,06
2012-03-09	6,50	12,30	0,50	0,35	30,00	3,20	0,24
2012-03-19	7,50	23,25	3,80	2,80	25,00	4,40	0,11
2012-03-20	6,88	21,25	5,00	3,18	25,50	5,88	0,10
2012-03-21	6,25	19,25	6,20	3,55	26,00	7,35	0,08
2012-03-22	6,50	15,50	4,25	2,85	26,25	6,50	0,10
2012-03-23	6,75	12,00	2,25	2,15	26,50	5,60	0,12
2012-03-26	5,25	16,50	4,45	1,35	32,00	3,55	0,07
2012-03-27	3,90	15,00	4,60	4,50	35,00	4,00	0,20
2012-03-28	2,55	13,50	4,80	7,60	38,00	4,45	0,07
2012-06-25	2,30	9,65					
2012-06-26	3,20	9,00					
2012-06-27	4,45	11,50					
2012-06-28	5,00	10,75					
2012-06-29	5,60	10,75					
2012-07-02	3,10	3,75					
2012-07-03	4,25	11,75					
2012-07-04	3,50	11,75					
2012-07-05	2,75	11,75					
2012-07-06	5,50	15,50					
2012-07-09	2,25	9,75					
2012-07-10	2,50	10,25					
2012-07-11	2,60	10,25					
2012-07-12	2,75	10,25					
2012-07-13	2,00	6,75					
2012-07-16	1,75	6,00					
2012-07-17	3,25	6,75					
2012-07-18	3,38	7,88					
2012-07-19	3,50	9,00					
2012-07-20	3,50	11,00					
2012-07-23	3,50	11,75					
2012-07-24	3,00	8,25					
2012-07-25	3,38	10,00					
2012-07-26	3,75	11,75					
2012-07-27	3,25	9,50					
2012-07-30	3,25	12,75					
2012-07-31	3,75	12,75					
2012-08-01	3,38	13,50					
2012-08-02	3,00	14,25					
2012-08-03	3,00	12,25					
2012-08-06	5,50	11,75					
2012-08-07	4,00	14,25					
2012-08-08	3,50	13,13					
2012-08-09	3,00	12,00					
2012-08-10	3,50	11,50					

---

**Tabell C3.** Uppmätta VFA-halter över biosteget samt beräknad VFA/PO<sub>4</sub>-P-kvot efter försedimenteringen vid Duvbackens ARV januari–mars och juni–augusti 2012.

<b>Parameter:</b> VFA					
<b>Enhet:</b> mg/l					
<b>Provpunkter:</b> efter försedimentering (FS) in till SSH (SSH in), ut från SSH (SSH ut), returslam (RS)					
<b>Kommentar:</b> ofiltrerade prover, provtagning utförd av laboratorieingenjör vid Duvbacken ARV					
<b>Datum</b>	<b>FS</b>	<b>SSH in</b>	<b>SSH ut</b>	<b>RS</b>	<b>FS VFA/PO<sub>4</sub>-P</b>
2012-01-02	17,2		223,7	223,7	7,6
2012-01-03	8,7		268,4	175,0	4,4
2012-01-04	35,3		327,9	205,8	7,8
2012-01-05	25,0		343,0	305,0	7,1
2012-01-06	23,8		309,4	249,5	6,3
2012-01-09	22,5		275,7	194,0	5,6
2012-01-10	54,8		266,5	254,3	9,1
2012-01-11	49,8		272,7	259,8	11,1
2012-01-12	56,6		283,4	272,8	14,2
2012-01-13	17,6		258,9	229,9	4,1
2012-01-16	27,3		250,8	266,6	5,2
2012-01-17	30,8		250,2	256,0	6,0
2012-01-18	34,3		249,6	245,4	6,9
2012-01-19	58,5	186,3	263,7	216,4	12,3
2012-01-20	15,9	184,6	251,2	226,0	3,0
2012-02-13	28,4	248,9	237,3	213,0	6,9
2012-02-14	40,8	313,1	223,3	199,0	13,6
2012-02-15	69,7	221,0	243,5	201,3	10,0
2012-02-16	73,9	368,6	258,6	253,3	10,1
2012-02-17	32,2	215,5	244,4	226,0	3,9
2012-02-20	74,6	248,7	234,9	288,1	24,9
2012-02-21	76,1	220,5	240,0	244,0	16,9
2012-02-22	77,6	192,2	245,1	198,9	12,9
2012-02-23	83,1	193,2	203,0	263,9	17,3
2012-02-24	20,3	287,8	292,5	218,7	2,9
2012-02-27	80,1	343,8	272,4	197,4	32,0
2012-02-28	33,6	269,0	257,9	199,5	4,3
2012-02-29	66,7	274,3	347,5	225,3	9,1
2012-03-01	56,9	227,5	209,0	211,0	9,5
2012-03-02	27,2	234,7	259,7	201,3	3,9
2012-03-05	42,0	176,8	206,0	163,5	21,0
2012-03-06	19,7	204,5	327,5	165,7	3,0
2012-03-07	48,4	238,3	226,1	192,2	6,2
2012-03-08	47,6	300,7	221,7	195,1	5,3
2012-03-09	25,9	205,2	203,0	206,0	4,0
2012-03-19	43,4	191,8	222,1	235,3	5,8
2012-03-20	46,0	257,0	235,0	228,0	6,7
2012-03-21	48,9	321,1	248,1	220,8	7,8
2012-03-22	39,3	256,6	257,6	222,8	6,0
2012-03-23	29,7	192,0	267,0	224,8	4,4
2012-03-26	41,9	175,3	263,7	201,7	8,0

---

2012-03-27	37,6	192,0	250,5	228,2	9,6
2012-03-28	33,3	208,7	237,3	254,6	13,1
2012-06-25	28,0				12,2
2012-06-26	29,4				9,2
2012-06-27	31,8				7,1
2012-06-28	39,1				7,8
2012-06-29	32,4				5,8
2012-07-02	33,8				10,9
2012-07-03	34,1				8,0
2012-07-04	44,7				12,8
2012-07-05	55,3				20,1
2012-07-06	51,2				9,3
2012-07-09	49,2				21,9
2012-07-10	49,6				19,8
2012-07-11	46,0				17,7
2012-07-12	42,5				15,5
2012-07-13	29,5				14,8
2012-07-16	44,5				25,4
2012-07-17	17,5				5,4
2012-07-18	26,3				7,8
2012-07-19	35,0				10,0
2012-07-20	39,8				11,4
2012-07-23	50,5				14,4
2012-07-24	18,6				6,2
2012-07-25	34,1				10,1
2012-07-26	49,6				13,2
2012-07-27	37,4				11,5
2012-07-30	51,4				15,8
2012-07-31	45,4				12,1
2012-08-01	50,2				14,9
2012-08-02	55,0				18,3
2012-08-03	50,8				16,9
2012-08-06	46,8				8,5
2012-08-07	48,7				12,2
2012-08-08	47,9				13,7
2012-08-09	47,1				15,7
2012-08-10	51,2				14,6

---

## BILAGA D – MÄTDATA FRÅN FÖRSÖK

### Provtagning

**Tabell D1.** Uppmätta fosfatfosforhalter över biosteget vid Duvbackens ARV februari–mars 2013.

<b>Parameter:</b>	PO <sub>4</sub> -P							
<b>Enhet:</b>	mg/l							
<b>Provpunkter:</b>	inkommande (IN), efter försedimentering (FS), anaerob (AN), aerob 1 (A1), aerob 2 (A2), in till SSH (SSH in), ut från SSH (SSH ut), returslam (RS)							
<b>Kommentar:</b>	<i>filtrerade prover, fosfatprofiler framtagna då prover tagits i AN, A1, A2, RS</i>							
<b>Datum</b>	<b>IN</b>	<b>FS</b>	<b>AN</b>	<b>A1</b>	<b>A2</b>	<b>SSH in</b>	<b>SSH ut</b>	<b>RS</b>
2013-02-18	2,25					2,15	33,00	
2013-02-19	4,25					1,85	33,50	
2013-02-20	26,00	6,50	17,50	6,90	1,36	3,45	32,00	4,70
2013-02-21	4,25					0,50	29,00	
2013-02-22	3,00	5,75	11,50	1,45	0,02	0,30	23,00	1,45
2013-02-25	2,75	2,75	7,50	0,85	0,07	0,90	29,00	1,55
2013-02-26	2,50	6,00	12,50	1,65	0,02	0,54	28,00	1,50
2013-02-27	2,50	7,00				1,35	27,00	
2013-02-28	3,00	6,50				1,55	30,00	
2013-03-01	28,00	6,25	12,00	1,60	0,07	1,75	27,00	2,65
2013-03-04	5,50	5,25	9,00	2,65	0,23	2,55	30,00	2,55
2013-03-06	3,00	4,50	13,00	5,00	1,05	3,50	34,00	3,25
2013-03-12	27,00	6,50	13,50	3,25	0,15	1,40	28,00	2,35
2013-03-14	3,00	4,25	9,00	0,90	0,17	2,25	27,00	7,75
2013-03-25	2,90	2,20	10,00	1,25	0,04	1,00	31,00	2,50
2013-03-26	3,00	6,00	15,00	3,75	0,05	1,30	30,00	1,95

**Tabell D2.** Uppmätta VFA-halter över biosteget vid Duvbackens ARV februari–april 2013.

<b>Parameter:</b>	VFA							
<b>Enhet:</b>	mg/l							
<b>Provpunkter:</b>	inkommande (IN), efter försedimentering (FS), in till SSH (SSH in), ut från SSH (SSH ut), returslam (RS)							
<b>Kommentar</b>	VFA/PO <sub>4</sub> -P-kvot beräknad då värden på PO <sub>4</sub> -P efter försedimentering finns							
<b>Datum</b>	<b>IN</b>	<b>FS</b>	<b>SSH in</b>	<b>SSH ut</b>	<b>RS</b>	<b>Kommentar</b>	<b>PO<sub>4</sub>-P FS</b>	<b>VFA/PO<sub>4</sub>-P</b>
2013-02-18	20,0	15,0	127,0	132,0	121,0	ofiltrerat		
2013-02-19	19,0	22,0	106,0	122,0	121,0	ofiltrerat		
2013-02-20	20,0	15,0	98,0	122,0	103,0	ofiltrerat	6,50	2,3
2013-02-21	13,0	18,0	132,0	136,0	134,0	ofiltrerat		
2013-02-22	15,0	20,0	123,0	151,0	126,0	ofiltrerat	5,75	3,5
2013-02-25	14,0	15,0	133,0	134,0	125,0	ofiltrerat	2,75	5,5
2013-02-26	22,0	17,0	116,0	134,0	123,0	ofiltrerat	6,00	2,8
2013-02-27	10,0	16,0	108,0	129,0	135,0	ofiltrerat	7,00	2,3
2013-02-28	12,0	18,0	115,0	131,0	127,0	ofiltrerat	6,50	2,8
2013-03-01	20,0	14,0	148,0	141,0	136,0	ofiltrerat	6,25	2,2
2013-03-04	20,0	9,0	144,0	132,0	131,0	ofiltrerat	5,25	1,7
2013-03-06	19,0	14,0	151,0	143,0	126,0	ofiltrerat	4,50	3,1
2013-03-12	16,0	12,0	126,0	139,0	132,0	ofiltrerat	6,50	1,8
2013-03-14	20,0	18,0	135,0	133,0	114,0	ofiltrerat	4,25	4,2
	13,0	15,0	3,0	4,0	3,0	filtrerat		
	22,0	17,0	144,0	132,0	136,0	ofiltrerat		
	24,0	19,0	142,0	134,0	139,0	ofiltrerat		
2013-03-19	18,0	9,0	2,0	1,0		filtrerat		
2013-03-25	19,0	18,0	2,0	3,0		filtrerat	2,20	8,2
2013-03-26	10,0	22,0	3,0	3,0		filtrerat	6,00	3,7
2013-04-10	19,0	6,0				ofiltrerat		
	11,0	8,0				filtrerat		

**Tabell D3.** Uppmätta COD-halter över biosteget vid Duvbackens ARV februari–april 2013.

<b>Parameter:</b>	COD					
<b>Enhet:</b>	mg/l					
<b>Provpunkter:</b>	in till SSH (SSH in), ut från SSH (SSH ut)					
<b>Kommentar:</b>	filtrerade prover, beräkning av COD från SSH med ekvation 3					
<b>Datum</b>	<b>SSH in</b>	<b>SSH ut</b>	<b>ΔPO<sub>4</sub>-P SSH</b>	<b>ΔCOD SSH</b>	<b>COD fr SSH</b>	
2013-02-18	100,0	180,0		30,9	80,0	157,1
2013-02-19	56,3	160,0		31,7	103,7	182,8
2013-02-20	59,6	145,0		28,6	85,4	156,8
2013-02-21	52,5	139,0		28,5	86,5	157,8
2013-02-22	49,4	139,0		22,7	89,6	146,4
2013-02-25	62,3	151,0		28,1	88,7	159,0
2013-02-26	214,0	509,0		27,5	295,0	363,7
2013-02-27	82,2	163,0		25,7	80,8	144,9
2013-02-28	57,1	160,0		28,5	102,9	174,0
2013-03-01	57,6	166,0		25,3	108,4	171,5
2013-03-04	83,2	156,0		27,5	72,8	141,4
2013-03-25	52,6	194,0		30,0	141,4	216,4
2013-03-26	52,9	204,0		28,7	151,1	222,9



**Tabell D4.** Uppmätta ammoniumhalter över biosteget vid Duvbackens ARV februari–mars 2013.

---

<b>Parameter:</b>	NH <sub>4</sub> -N	
<b>Enhet:</b>	mg/l	
<b>Provpunkter:</b>	in till SSH (SSH in), ut från SSH (SSH ut)	
<b>Kommentar:</b>	<i>filtrerade prover</i>	
<b>Datum</b>	<b>SSH in</b>	<b>SSH ut</b>
2013-02-18	21,7	28,3
2013-02-19	20,9	25,3
2013-02-20	30,3	28,1
2013-02-21	32,0	31,2
2013-02-22	28,0	29,8
2013-02-25	22,3	29,4
2013-02-26	28,3	28,0
2013-02-27	25,7	27,7
2013-02-28	28,1	28,8
2013-03-01	30,1	29,7
2013-03-04	25,5	24,4
2013-03-06	27,4	29,8
2013-03-12	22,0	23,2
2013-03-25	20,8	25,8
2013-03-26	25,7	25,0

---

## Fosforsläpps- och fosforupptagsförsök

**Tabell D5.** Mätdata från det första fosforsläpps- och fosforupptagsförsöket vid Duvbackens ARV, 21 februari 2013.

<b>Datum: 2013-02-21</b>							
<b>Period</b>	<b>Tid (minuter)</b>	<b>PO4-P (mg/l)</b>	<b>Temp (°C)</b>	<b>pH</b>	<b>Syrehalt (mg/l)</b>	<b>VSS (g/l)</b>	<b>VFA (mg/l)</b>
<b>Anaerobt</b>	0	0,24	15,60	7,71	0,03	1,85	
	0	5,50	15,90	7,69	0,01		
	15	9,00	16,70	7,07	0,00		
	30	13,50	17,20	7,06	0,00		
	45	16,00	16,90	7,05	0,00		
	60	19,50	16,90	7,06	0,00		
	75	21,00	17,00	7,07	0,00		
	90	22,00	17,10	7,09	0,00		
	105	21,00	17,10	7,12	0,00		
	120	17,50	17,20	6,99	0,00		
	135	18,00	16,90	7,07	0,00		
	150	20,00	16,40	7,06	0,00		
	165	20,00	16,40	7,10	0,00		
	180	22,00	16,40	7,12	0,00		248
	<b>Aerobt</b>	180	22,00	16,40	7,12	0,00	
195		21,00	16,90	7,68	5,21		
210		17,00	17,10	7,98	5,37		
225		16,00	17,50	7,53	5,31		
240		15,00	17,40	7,56	5,48		
255		13,00	17,30	7,91	5,48		
270		11,00	17,10	7,47	6,47		
285		9,50	17,10	7,78	7,28		
300		7,00	17,30	7,59	7,32		
315		4,00	17,50	7,16	7,61		
330		2,50	17,70	7,51	7,60		
345	1,20	17,70	7,71	7,73			
360	0,00	17,40	7,76	7,83	1,55		

**Tabell D6.** Beräkningar av SS- och VSS-halt vid det första fosforsläpps- och fosforupptagsförsöket vid Duvbackens ARV, 21 februari 2013.

<b>Enhet</b>	<b>ml</b>	<b>mg</b>	<b>mg</b>	<b>mg</b>	<b>g/m3</b>	<b>%</b>	<b>g/l</b>
<b>Prov</b>	<b>Prov volym</b>	<b>Tomvikt</b>	<b>Torrsvikt</b>	<b>Glödsikt</b>	<b>Susp</b>	<b>GF</b>	<b>VSS</b>
Före start	25	1020,54	1074,45	1028,1	2,1564	85,98	1,85
<b>Prov</b>	<b>Prov volym</b>	<b>Tomvikt</b>	<b>Torrsvikt</b>	<b>Glödsikt</b>	<b>Susp</b>	<b>GF</b>	<b>VSS</b>
Aerobt 180 min	25	1013,56	1058,72	1020,04	1,8064	85,65	1,55

**Tabell D7.** Mätdata från det andra fosforsläpps- och fosforupptagsförsöket vid Duvbackens ARV, 28 februari 2013.

<b>Datum: 2013-02-28</b>							
<b>Period</b>	<b>Tid (minuter)</b>	<b>PO4-P (mg/l)</b>	<b>Temp (°C)</b>	<b>pH</b>	<b>Syrehalt (mg/l)</b>	<b>VSS (g/l)</b>	<b>VFA (mg/l)</b>
<b>Anaerobt</b>	0	0,31	20,2	7,75	0,04	1,77	
	0	5,5	20,2	7,71	0,02		
	15	12,0	20,4	7,51	0,00		
	30	19,0	20,7	7,43	0,00		
	45	22,0	20,6	7,40	0,00		
	60	25,0	20,9	7,37	0,00		
	75	26,5	21,2	7,36	0,00		
	90	28,0	20,8	7,36	0,00		
	105	30,0	21,1	7,34	0,00		
	120	29,0	20,6	7,33	0,00		
	135	31,0	20,2	7,33	0,00		
	150	31,0	20,6	7,33	0,00		
	165	30,0	20,9	7,30	0,00		
	180	32,0	20,8	7,30	0,00		263
	<b>Aerobt</b>	180	32,0	20,8	7,30	0,00	
195		29,0	20,4	7,86	3,43		
210		22,0	20,9	8,15	4,83		
225		20,0	21,3	8,04	4,68		
240		18,0	20,9	7,96	4,76		
255		17,0	20,3	7,89	5,04		
270		13,5	20,7	8,01	6,21		
285		10,0	20,6	7,66	6,38		
300		6,5	20,8	7,91	6,45		
315		3,25	21,0	7,49	6,51		
330		1,85	20,4	7,94	6,77		
345	0,50	20,8	7,65	6,83			
360	0,18	21,3	7,66	6,82	1,56		

**Tabell D8.** Beräkningar av SS- och VSS-halt vid det andra fosforsläpps- och fosforupptagsförsöket vid Duvbackens ARV, 28 februari 2013.

<b>Enhet</b>	<b>ml</b>	<b>mg</b>	<b>mg</b>	<b>mg</b>	<b>g/m3</b>	<b>%</b>	<b>g/l</b>
<b>Prov</b>	<b>Prov volym</b>	<b>Tomvikt</b>	<b>Torrsvikt</b>	<b>Glödsikt</b>	<b>Susp</b>	<b>GF</b>	<b>VSS</b>
Före start	25	1015,52	1067,75	1023,56	2,0892	84,61	1,77
<b>Prov</b>	<b>Prov volym</b>	<b>Tomvikt</b>	<b>Torrsvikt</b>	<b>Glödsikt</b>	<b>Susp</b>	<b>GF</b>	<b>VSS</b>
Aerobt 180min	25	1018,88	1063,91	1024,8	1,8012	86,85	1,56

## Hydrolysförsök

**Tabell D9.** Mätdata från hydrolysförsök 1 vid Duvbackens ARV, 5-6 mars 2013, för hydrolyreaktor 1.

---

**Hydrolysförsök: 1**  
**Datum: 5-6 mars**  
**Reaktor: 1**

Klockslag	Tid (h)	PO <sub>4</sub> -P (mg/l)	NH <sub>4</sub> -N (mg/l)	VFA (mg/l)	COD (mg/l)	Temp (°C)	SS (g/l)	VSS (g/l)	Syrehalt (mg/l)
08.40	0	1,95	29,7	140,0	66,9	11,5	4,10	3,38	
09.40	1	5,50	30,0	201,0	134,0	11,2			
10.40	2	9,25	29,0	126,0	164,0	11,2			
11.40	3	11,00	29,4	120,0	178,0	11,4			
12.40	4	13,00	29,6	200,0	184,0	11,2			
13.40	5	15,00	28,8	128,0	157,0	11,3			
14.40	6	17,00	29,6	113,0	209,0	11,0			0,11
15.40	7	26,00	29,6	120,0	191,0	11,1			
16.40	8	18,00	29,7	235,0	226,0	11,2			
17.40	9	20,00	29,1	120,0	173,0	11,3			
18.40	10	22,00	30,1	201,0		11,1			

---

**Tabell D10.** Mätdata från hydrolysförsök 1 vid Duvbackens ARV, 5-6 mars 2013, för hydrolyreaktor 2.

---

**Hydrolysförsök: 1**  
**Datum: 5-6 mars**  
**Reaktor: 2**

Klockslag	Tid (h)	PO <sub>4</sub> -P (mg/l)	NH <sub>4</sub> -N (mg/l)	VFA (mg/l)	COD (mg/l)	Temp (°C)	SS (g/l)	VSS (g/l)	Syrehalt (mg/l)
18.00	0	0,6	32,0	116,0	63,0	10,5	3,73	3,09	
07.00	13	15,0	31,8	265,0	132,0	7,5			
08.00	14	19,0	31,5	111,0	145,0	11,1			
09.00	15	18,0	31,7	139,0	161,0	10,9			
10.00	16	21,0	31,4	120,0	159,0	11,0			
11.00	17	23,0	31,8	127,0	168,0	11,2			
12.00	18	25,0	32,8	125,0	175,0	11,1			
13.00	19	27,0	34,7	182,0	172,0	11,2			
14.00	20	30,0	31,7	122,0	197,0	11,2			0,15

---

**Tabell D11.** Mätdata från hydrolysförsök 2 vid Duvbackens ARV, 11-12 mars 2013, för hydrolyreaktor 1.

---

**Hydrolysförsök: 2**  
**Datum: 11-12 mars**  
**Reaktor: 1**

Klockslag	Tid (h)	PO <sub>4</sub> -P (mg/l)	NH <sub>4</sub> -N (mg/l)	VFA (mg/l)	COD (mg/l)	Temp (°C)	SS (g/l)	VSS (g/l)	Syrehalt (mg/l)
8.10	0	0,95	19,6	141,0	56,9	10,9	3,92	3,20	
9.10	1	3,00	20,2	139,0	96,8	11,0			0,25
10.10	2	5,50	20,2	152,0	159,0	11,1			
11.10	3	7,75	20,0	184,0	162,0	11,1			
12.10	4	8,00	19,5	123,0	157,0	11,2			
13.10	5	10,50	20,4	124,0	158,0	11,2			
14.10	6	11,50	20,4	198,0	147,0	11,3			
15.10	7	13,50	19,8	115,0	154,0	11,1			
16.10	8	15,00	20,1	136,0	179,0	11,2			
17.10	9	17,50	20,6	149,0	178,0	11,1			
18.10	10	18,00	20,5	133,0	173,0	11,0			

---

**Tabell D12.** Mätdata från hydrolysförsök 2 vid Duvbackens ARV, 11-12 mars 2013, för hydrolyreaktor 2.

---

**Hydrolysförsök: 2**  
**Datum: 11-12 mars**  
**Reaktor: 2**

Klockslag	Tid (h)	PO <sub>4</sub> -P (mg/l)	NH <sub>4</sub> -N (mg/l)	VFA (mg/l)	COD (mg/l)	Temp (°C)	SS (g/l)	VSS (g/l)	Syrehalt (mg/l)
8.10	0	1,15	19,7	181,0	57,8	10,9	3,90	3,10	
9.10	1	3,25	20,5	140,0	93,1	11,0			0,27
10.10	2	5,50	20,8	116,0	135,0	11,1			
11.10	3	7,75	20,3	135,0	157,0	11,1			
12.10	4	8,50	19,8	142,0	169,0	11,2			
13.10	5	10,50	20,5	120,0	164,0	11,2			
14.10	6	12,00	20,5	152,0	159,0	11,3			
15.10	7	13,50	20,4	133,0	170,0	11,1			
16.10	8	15,50	20,1	114,0	184,0	11,2			
17.10	9	17,50	20,6	125,0		11,1			
18.10	10	18,00	20,1	155,0		11,0			

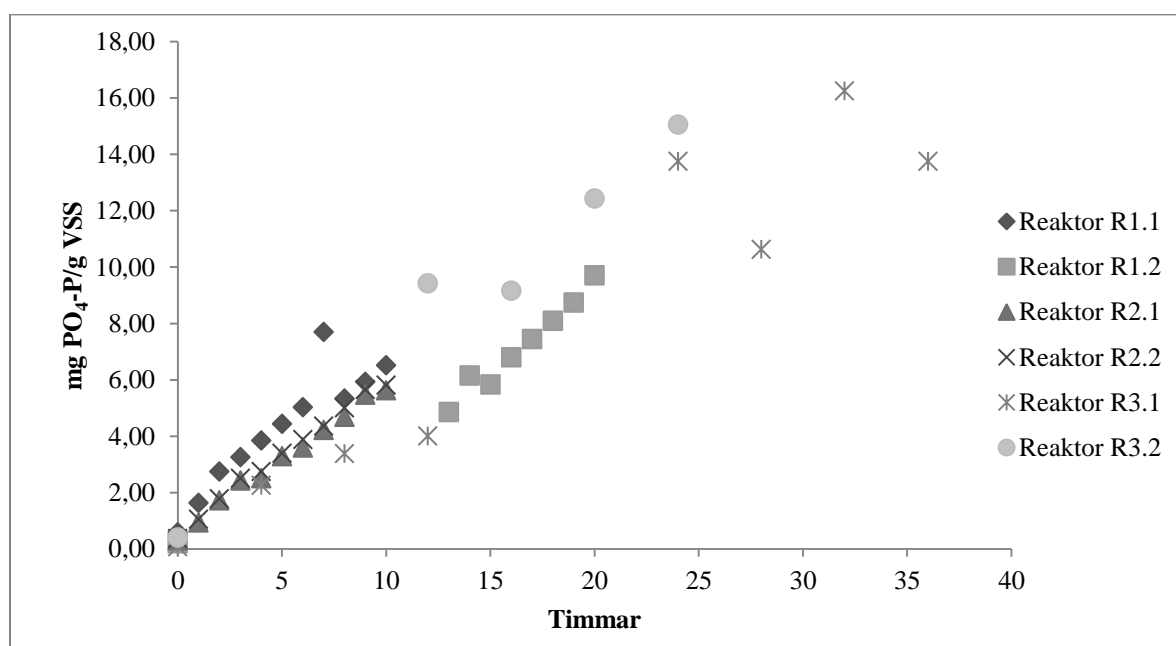
---

**Tabell D13.** Mätdata från hydrolysförsök 3 vid Duvbackens ARV, 25-26 mars 2013, för hydrolyreaktor 1.

<b>Hydrolysförsök: 3</b>										
<b>Datum: 25-26 mars</b>										
<b>Reaktor: 1</b>										
Klockslag	Tid (h)	PO <sub>4</sub> -P (mg/l)	NH <sub>4</sub> -N (mg/l)	VFA (mg/l)	COD (mg/l)	Temp (°C)	SS (g/l)	VSS (g/l)	Syrehalt (mg/l)	pH
08.00	0	0,30	20,4	2,0	46,5	11,1	3,65	3,06		
12.00	4	9,00	19,9	1,0	166,0	12,0			0,23	
16.00	8	13,50	19,9	2,0	174,0	12,2			0,24	6,90
20.00	12	16,00	20,0	3,0	171,0	12,7				
08.00	24	55,00	21,6	2,0	153,0	12,7			0,26	
12.00	28	42,50	21,7	3,0	176,0	11,7				
16.00	32	65,00	22,2	2,0	167,0	10,7				6,92
20.00	36	55,00	21,3	4,0	170,0	12,0				

**Tabell D14.** Mätdata från hydrolysförsök 3 vid Duvbackens ARV, 25-26 mars 2013, för hydrolyreaktor 2.

<b>Hydrolysförsök: 3</b>										
<b>Datum: 25-26 mars</b>										
<b>Reaktor: 2</b>										
Klockslag	Tid (h)	PO <sub>4</sub> -P (mg/l)	NH <sub>4</sub> -N (mg/l)	VFA (mg/l)	COD (mg/l)	Temp (°C)	SS (g/l)	VSS (g/l)	Syrehalt (mg/l)	pH
20.00	0	1,55	23,9	4,0	67,5	10,6	4,66	3,82		
08.00	12	36,00	23,5	4,0	212,0	12,0			0,22	
12.00	16	35,00	23,9	4,0	208,0	12,0				6,75
16.00	20	47,50	24,9	2,0	205,0	10,8				6,66
20.00	24	57,50	24,8	2,0	218,0	12,2				



**Figur D1.** Uppmätt halt löst PO<sub>4</sub>-P (mg PO<sub>4</sub>-P/g VSS) över tiden vid alla tre hydrolysförsök vid Duvbackens ARV i mars 2013.

## Beräkningar hydrolysförsök

Tabell D15. Beräkningar för hydrolysförsök 1 vid Duvbackens ARV, 5-6 mars 2013, för hydrolyreaktor 1.

---

**Hydrolysförsök: 1**  
**Datum: 5-6 mars**  
**Reaktor: 1**  
*Beräkningar*

Tid (h)	$\Delta\text{PO}_4\text{-P}$ (mg/l)	$\Delta\text{COD}$ (mg/l)	COD ber (mg/l)	COD ber (mg/g VSS)
0	0,00	0,0	66,9	19,8
1	3,55	67,1	142,9	42,3
2	7,30	97,1	182,3	53,9
3	9,05	111,1	200,6	59,4
4	11,05	117,1	211,6	62,6
5	13,05	90,1	189,6	56,1
6	15,05	142,1	246,6	73,0
7	24,05	124,1	251,1	74,3
8	16,05	159,1	266,1	78,7
9	18,05	106,1	218,1	64,5
10	20,05			

---

Tabell D16. Beräkningar för hydrolysförsök 1 vid Duvbackens ARV, 5-6 mars 2013, för hydrolyreaktor 2.

---

**Hydrolysförsök: 1**  
**Datum: 5-6 mars**  
**Reaktor: 2**  
*Beräkningar*

Tid (h)	$\Delta\text{PO}_4\text{-P}$ (mg/l)	$\Delta\text{COD}$ (mg/l)	COD ber (mg/l)	COD ber (mg/g VSS)
0	0,00	0,0	63,0	20,4
13	14,40	69,0	168,0	54,3
14	18,40	82,0	191,0	61,8
15	17,40	98,0	204,5	66,2
16	20,40	96,0	210,0	67,9
17	22,40	105,0	224,0	72,5
18	24,40	112,0	236,0	76,3
19	26,40	109,0	238,0	77,0
20	29,40	134,0	270,5	87,5

---

**Tabell D17.** Beräkningar för hydrolysförsök 2 vid Duvbackens ARV, 11-12 mars 2013, för hydrolyreaktor 1.

---

**Hydrolysförsök: 2**  
**Datum: 11-12 mars**  
**Reaktor: 1**  
*Beräkningar*

<b>Tid</b>	<b><math>\Delta\text{PO}_4\text{-P}</math></b>	<b><math>\Delta\text{COD}</math></b>	<b>COD ber</b>	<b>COD ber</b>
<b>(h)</b>	<b>(mg/l)</b>	<b>(mg/l)</b>	<b>(mg/l)</b>	<b>(mg/g VSS)</b>
0	0,00	0,0	56,9	17,8
1	2,05	39,9	101,9	31,8
2	4,55	102,1	170,4	53,2
3	6,80	105,1	179,0	55,9
4	7,05	100,1	174,6	54,5
5	9,55	101,1	181,9	56,8
6	10,55	90,1	173,4	54,1
7	12,55	97,1	185,4	57,9
8	14,05	122,1	214,1	66,8
9	16,55	121,1	219,4	68,5
10	17,05	116,1	215,6	67,3

---

**Tabell D18.** Beräkningar för hydrolysförsök 2 vid Duvbackens ARV, 11-12 mars 2013, för hydrolyreaktor 2.

---

**Hydrolysförsök: 2**  
**Datum: 11-12 mars**  
**Reaktor: 2**  
*Beräkningar*

<b>Tid</b>	<b><math>\Delta\text{PO}_4\text{-P}</math></b>	<b><math>\Delta\text{COD}</math></b>	<b>COD ber</b>	<b>COD ber</b>
<b>(h)</b>	<b>(mg/l)</b>	<b>(mg/l)</b>	<b>(mg/l)</b>	<b>(mg/g VSS)</b>
0	0,00	0,0	57,8	18,7
1	2,10	35,3	98,4	31,8
2	4,35	77,2	145,9	47,1
3	6,60	99,2	173,5	56,0
4	7,35	111,2	187,4	60,5
5	9,35	106,2	187,4	60,5
6	10,85	101,2	186,1	60,1
7	12,35	112,2	200,9	64,9
8	14,35	126,2	219,9	71,0
9	16,35			
10	16,85			

---



**Tabell D19.** Beräkningar för hydrolysförsök 3 vid Duvbackens ARV, 25-26 mars 2013, för hydrolysreaktor 1.

---

**Hydrolysförsök: 3**  
**Datum: 25-26 mars**  
**Reaktor: 1**  
*Beräkningar*

<b>Tid</b>	<b><math>\Delta\text{PO}_4\text{-P}</math></b>	<b><math>\Delta\text{COD}</math></b>	<b>COD ber</b>	<b>COD ber</b>
<b>(h)</b>	<b>(mg/l)</b>	<b>(mg/l)</b>	<b>(mg/l)</b>	<b>(mg/g VSS)</b>
0	0,00	0,0	46,5	15,2
4	8,70	119,5	187,8	61,3
8	13,20	127,5	207,0	67,6
12	15,70	124,5	210,3	68,6
24	54,70	106,5	289,8	94,6
28	42,20	129,5	281,5	91,9
32	64,70	120,5	328,8	107,3
36	54,70	123,5	306,8	100,1

---

**Tabell D20.** Beräkningar för hydrolysförsök 3 vid Duvbackens ARV, 25-26 mars 2013, för hydrolysreaktor 2.

---

**Hydrolysförsök: 3**  
**Datum: 25-26 mars**  
**Reaktor: 2**  
*Beräkningar*

<b>Tid</b>	<b><math>\Delta\text{PO}_4\text{-P}</math></b>	<b><math>\Delta\text{COD}</math></b>	<b>COD ber</b>	<b>COD ber</b>
<b>(h)</b>	<b>(mg/l)</b>	<b>(mg/l)</b>	<b>(mg/l)</b>	<b>(mg/g VSS)</b>
0	0,00	0,0	67,5	17,7
12	34,45	144,5	298,1	78,0
16	33,45	140,5	291,6	76,3
20	45,95	137,5	319,9	83,7
24	55,95	150,5	357,9	93,6

---