

Sidoströmshydrolys och biologisk fosforavskiljning på svenska avloppsreningsverk

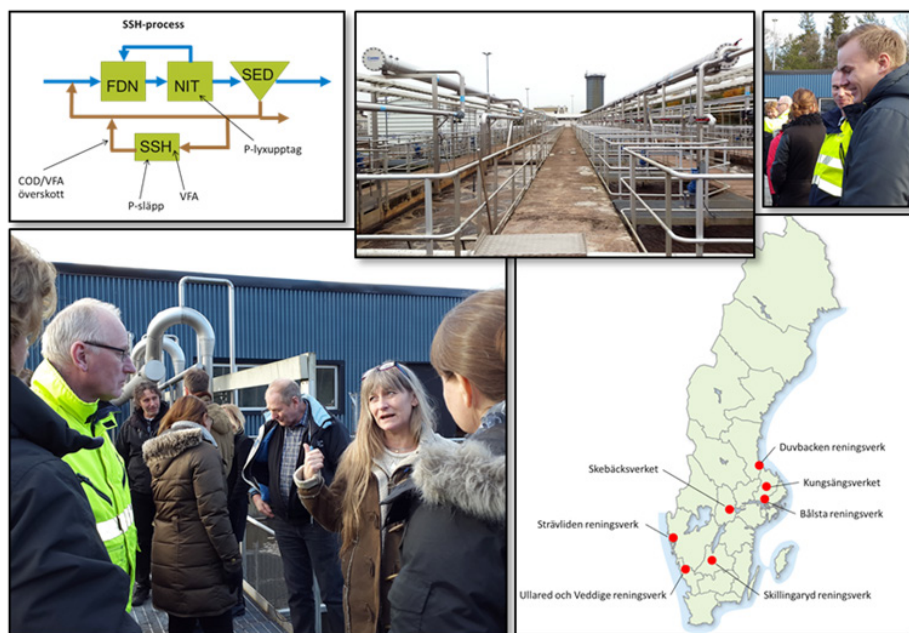
Tobias Salmonsson

Karin Jönsson

Sofia Andersson

Eva Bergslilja

Stefan Erikstam



Svenskt Vatten Utveckling

Svenskt Vatten Utveckling (SVU) är kommunernas eget FoU-program om kommunal VA-teknik. Programmet finansieras i sin helhet av kommunerna. Programmet lägger tonvikten på tillämpad forskning och utveckling inom det kommunala VA-området. Projekt bedrivs inom hela det VA-tekniska fältet under huvudrubrikerna:

Dricksvatten
Rörnät & Klimat
Avlopp & Miljö
Management

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

Anna Linusson, Ordförande
Daniel Hellström, Utvecklingsledare
Lena Blom
Tove Göthner
Bertil Johansson
Stefan Johansson
Johan Olanders
Lisa Osterman
Hans Bertil Wittgren
Carl-Olof Zetterman

Svenskt Vatten
Svenskt Vatten
Kretslopp och vatten, Göteborgs Stad
Sveriges Kommuner och Landsting
Norrvatten
Skellefteå kommun
Ovanåkers kommun
Örebro kommun
Sweden Water Research/VA SYD
SYVAB

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

Svenskt Vatten Utveckling
Svenskt Vatten AB
Box 14057
167 14 Bromma
Tfn 08-506 002 00
Fax 08-506 002 10
svensktvatten@svensktvatten.se
www.svensktvatten.se
Svenskt Vatten AB är servicebolag till föreningen Svenskt Vatten.

Rapportens titel:	Sidoströmshydrolys och biologisk fosforavskiljning på svenska avloppsreningsverk
Title of the report:	Side Stream Hydrolysis and Enhanced Biological Phosphorus Removal at Swedish Waste Water Treatment Plants
Författare:	Tobias Salmonsson, Håbo kommun; Karin Jönsson, Lunds Tekniska Högskola; Sofia Andersson, Sweco Environment AB; Eva Bergslilja, Sweco Environment AB; Stefan Erikstam, Sweco Environment AB
Rapportnummer:	2017-06
Antal sidor:	96
Sammandrag:	Projektet har sammanställt och utvärderat drifterfarenheter från svenska avloppsreningsverk som använder sidoströmshydrolys för biologisk fosforering och intern produktion av kolkälla. Syftet var att ta fram riktlinjer för dimensionering, drift och uppföljning.
Abstract:	An evaluation of design, operation and function of side stream hydrolysis at Swedish waste water treatment plants with the aim to develop guidelines for design, operation and monitoring.
Sökord:	Sidoströmshydrolys, biologisk fosforavskiljning, avloppsreningsverk, drift, design, funktion, dimensionering, uppföljning
Keywords:	Side stream hydrolysis, biological phosphorus removal, waste water treatment plant, operation, design, function, monitoring
Målgrupper:	Driftspersonal samt utvecklingsingenjörer, konsulter och forskare som jobbar med dimensionering och optimering av avloppsreningsprocesser
Omslagsbild:	Bildkollage med bilder tagna/framställda av projektgruppen
Rapport:	Finns att hämta hem som PDF-fil från Svenskt Vattens hemsida www.svensktvatten.se
Utgivningsår:	2017
Utgivare:	Svenskt Vatten AB © Svenskt Vatten AB
Om projektet	
Projektnummer:	14-126
Projektets namn:	Uppföljning och optimering av sidoströmshydrolyser på svenska reningsverk
Projektets finansiering:	Svenskt Vatten Utveckling, Sweco Environment AB, och Håbo kommun

Förord

Denna rapport beskriver arbetet som utförts inom projektet *Sidoströms-hydrolys (för bio-P) på svenska avloppsreningsverk – design, funktion och uppföljning*. Projektet finansierades av Svenskt Vatten Utveckling, Sweco Environment AB och Håbo kommun.

Projektet har utförts som ett samarbete mellan Tobias Salmonsson på Håbo kommun, Karin Jönsson på Lunds Tekniska Högskola och Sofia Andersson, Eva Bergslilja och Stefan Erikstam på Sweco Environment AB. En del av aktiviteterna inom projektet har skett inom ramen för Bio-P-nätverket.

Andra medverkande inom projektet som bidragit med arbetstid och analysmaterial är Gästrike Vatten, Stenungsunds kommun, Uppsala Vatten, Vaggeryds kommun, VIVAB och Örebro kommun.

Stort tack till alla medverkande för engagemang och ovärderliga bidrag till projektet: Hans Simonsson och Johnny Roslund på Gästrike Vatten, Ann Johansen och Christina Andersson på Stenungsunds kommun, Erik Cato och Mitra Monshi-Zadeh på Uppsala Vatten, Uno Johansson och Thomas Jakobsson på Vaggeryds kommun, Carol Banck och Lennart Svensson på VIVAB, Therese Sundvall och Tiina Kluge på Örebro kommun. Tack också till Carl Dahlberg på Sweco Environment AB för värdefulla diskussioner.

Innehåll

Förord	3
Sammanfattning	6
Summary	7
Nomenklatur	8
1 Inledning	9
1.1 Syfte och mål	9
2 Bakgrund	10
2.1 Biologisk fosforavskiljning.....	10
2.2 Faktorer som påverkar biologisk fosforavskiljning	11
2.3 Hydrolys av returslam.....	14
2.4 Faktorer som påverkar hydrolys av returslam	15
2.5 Processutformning för bio-P.....	16
2.6 SSH i världen	19
2.7 Riktlinjer för dimensionering och drift av SSH	21
2.8 Uppföljning av bio-P och hydrolys	27
2.9 Beskrivning av deltagande reningsverk	31
2.10 Jämförelse av utformning av deltagande reningsverk	36
3 Metod och genomförande	38
3.1 Delprojekt 1 - Kurs för drifts-/laborariepersonal	38
3.2 Delprojekt 2 - Insamling och utvärdering av processdata	38
3.3 Delprojekt 3 - Rapportering och återkoppling till deltagande reningsverk	43
4 Resultat och diskussion	44
4.1 Bio-P	44
4.2 Hydrolys	50
4.3 Dimensionering	53
5 Slutsatser och rekommendationer	58
5.1 Dimensionering och design	58
5.2 Drift och uppföljning	59
Referenser	60
Bilaga 1 - Kampanjprovtagning	65

Sammanfattning

Projektet har sammanställt och utvärderat drifterfarenheter från svenska avloppsreningsverk som använder sidoströmshydrolys för biologisk fosforering och intern produktion av kolkälla. Syftet var att ta fram riktlinjer för dimensionering, drift och uppföljning. Projektet har utförts i samarbete mellan Håbo kommun, Lunds tekniska högskola och Sweco Environment.

Vid biologisk fosforering gynnas mikroorganismer som kan lagra stora mängder fosfor i cellerna, så kallat lyxupptag av fosfor. Under anaeroba förhållanden tar bakterierna upp och lagrar flyktiga fettsyror (kolkälla), samtidigt som de släpper ut fosfat. Under aeroba förhållanden konsumerar bakterierna sedan den lagrade kolkällan för att tillväxa och åter ta upp ett överskott av fosfor från avloppsvattnet. Detta ger ett nettoupptag av fosfor som avskiljs genom uttag av slam. För att öka mängden kolkälla kan man producera sådan internt genom hydrolys av returslam i en sidoströmsreaktor (sidoströmshydrolys, SSH).

Inledningsvis hölls en kurs för personal från de deltagande reningsverken för att ge teoretiska kunskaper om biologisk fosforavskiljning (bio-P) och hydrolyprocesser samt praktiska kunskaper om provtagning och analys. Ett provtagnings- och analysprogram togs fram för varje reningsverk. Personalen utförde sedan provtagning och analys under två perioder. Data från provtagningsarna, driftdata samt data om reningsverkens utformning och funktion analyserades. Utformning, driftstrategi och driftresultat för de olika reningsverken jämfördes med gällande dimensioneringsriktlinjer.

För att utvärdera hur effektiv den biologiska fosforavskiljningen är visade det sig värdefullt att analysera halten fosfat och beräkna släpp och upptag av fosfor i reningsprocessen. Även fosforhalten i slammet ger en indikation på hur bra bio-P-processen är. Dessutom kan ett P-släppstest i labbskala användas för att klassificera slammet utifrån fosforavskiljande förmåga. Det är viktigt att ta hänsyn till eventuella fällningskemikalier som också avskiljer fosfor. På lång sikt kan kvoten mellan tillsatt mängd metall och avskild mängd fosfor ge en bra bild av effektiviteten i bio-P-processen. Hydrolysfunktionen i sidoströmmen utvärderas bäst genom att mäta överskottet av producerad kolkälla samt beräkna hur mycket kolkälla som förbrukats.

Hög fosforhalt in till biosteget verkar vara gynnsam för bio-P-bakterier. Därför är det fördelaktigt att undvika försedimentering och för- eller simultanfällning samt att separera recirkulationsflöden som innehåller fällningskemikalier. Försedimentering ger även lägre utbyte vid hydrolys. Om risken finns att stora mängder nitrat och/eller syre pumpas in till SSH-reaktorn är det fördelaktigt att begränsa flödet till reaktorn. Reningsverk som tillämpar kväverening verkar gynnas av att ha en extra bassäng före sin SSH-reaktor där nitraten i returslammet kan denitrifieras. Att ha en anaerob zon i huvudströmmen gynnar bio-P-processen. Ett högt hydrolysutbyte i sidoströmmen kan erhållas även om bio-P-funktionen är dålig.

Summary

This project was performed by Håbo Municipality, Lund University and Sweco Environment in cooperation with participants from eight Swedish Wastewater Treatment Plants (WWTPs). The aim of the project was to survey the design, operation and function of the return sludge side stream hydrolysis (SSH) processes for enhanced biological phosphorus removal (EBPR) present at the WWTPs participating in the study. Guidelines for design, operation and monitoring of SSH-processes should then be developed based on the survey results.

In the first phase of the project a course was given to staff at the participating WWTPs with the aim to provide theoretical knowledge of EBPR and SSH as well as practical knowledge of sampling, analysis and interpretation of results. Thereafter an individual programme for sampling and analysis was developed for each participating WWTP. The staff at the WWTPs performed sampling and analysis according to the programme during two campaign periods. Data from the campaign periods, operational data and data on configuration and function of each plant was collected and analysed. Configuration, operation strategy and treatment results were then compared with the prevailing design guidelines.

To evaluate EBPR efficiency the following parameters were found to be of importance: (i) analysis of phosphate concentration throughout the process in order to determine the uptake and release rates; (ii) the phosphorus content in sludge, which indicates the uptake efficiency (in absence of precipitation chemicals), (iii) lab-scale phosphorus release tests, which determines the presence and activity of polyphosphate accumulating organisms (PAO) in the sludge; and (iv) the ratio between the annual consumption of precipitation chemicals and the phosphorus removed over the WWTP, which is a good way to follow up the EBPR efficiency over the years. The function of the SSH process is best monitored by analysis of excess production of organic carbon over the SSH reactor combined with calculation of the organic carbon consumed for denitrification of nitrate and for phosphate uptake by PAO (based on analysis of $\text{NO}_3\text{-N}/\text{PO}_4\text{-P}$ in and out of the reactor).

The results from this project shows that both EBPR and hydrolysis efficiency is highly affected by the plant configuration and incoming wastewater composition. A high phosphate concentration in the incoming wastewater was shown to be beneficial for selection of PAO. Thus, pre- and/or simultaneous precipitation, primary clarification and internal recirculation of chemical-rich water should be avoided. Use of primary clarifier also results in lower yield of COD during hydrolysis. If the oxygen and/or nitrate concentration in the return sludge is high it is important to limit the inflow to the SSH reactor. Plants with biological nitrogen removal should implement a pre-hydrolysis tank for denitrification upstream of the SSH tank. For efficient EBPR it seems to be beneficial with an anaerobic zone in the main treatment line as a compliment to the SSH tank. Efficient hydrolysis can be achieved without EBPR activity.

Nomenklatur

ARP	Aktiv ReturslamsProcess, process där returslammet luftas intermittent (eller kontinuerligt) i slamhydrolysbassängen
Assimilerad P	Fosfor som binds i celler vid normal tillväxt
Bio-P	Utökad biologisk fosforavskiljning (det som på engelska definieras som EBPR = Enhanced Biological Phosphorus Removal)
BOD	Biochemical Oxygen Demand, mått på mängd syre som förbrukas vid fullständig biologisk nedbrytning av organiskt material
COD	Chemical Oxygen Demand, mått på mängd syre som förbrukas vid fullständig kemisk nedbrytning av organiskt material
HRT	Hydraulic Retention Time, hydraulisk uppehållstid
KP	Kampanjprovtagning
Lyxupptag	Den fosfat som binds som polyfosfat i bio-P-bakterier
NH ₄ -N	Ammoniumkväve
NO ₃ -N	Nitratkväve
PAO	Polyphosphate Accumulating Organism, en typ av bakterie som driver utökad biologisk fosforavskiljning (bio-P-bakterie)
pe	Personekvivalenter
PO ₄ -P	Fosfatfosfor
Q	Flöde
RAS	Return Activated Sludge, returslam
SRT	Solids Retention Time, slamålder
SS	Suspended Solids, slamhalt
SSH	Sidoströmshydrolys
TN	Totalkväve
TP	Totalfosfor
TS	Torrsubstans
VFA	Volatile Fatty Acids, lättflyktiga fettsyror
VSS	Volatile Suspended Solids, organisk slamhalt

1 Inledning

Sverige har idag krav på långtgående fosforavskiljning för landets avloppsreningsverk. Samtidigt finns krav från regeringen på hållbar återföring av näringsämnen, framförallt fosfor, från avlopp (Naturvårdsverket, 2010). Fosforavskiljning sker idag vanligtvis via kemisk fällning, även om ett tretiototal svenska reningsverk idag drivs med biologisk fosforavskiljning (bio-P) (Sjöstrand, 2007). På dessa reningsverk kan, i de flesta fall, kemikaliedosen minskas signifikant, och i vissa fall uteslutas helt. Förutom att ge minskad miljöpåverkan genom reducerad kemikalieförbrukning ger processer som drivs med bio-P ett slam med bättre slamegenskaper (la Cour Jansen et al., 2009; Andersson, 2005), minskad total slamproduktion samt möjligheten att utvinna fosfor ur slammet (Borglund, 2004).

Av de 30-talet reningsverk med biologisk fosforavskiljning som finns i Sverige idag har ett 15-tal en process som innefattar någon typ av sidostromshydrolys av returslammet (SSH). I många fall har hydrolysreaktorn anlagts i en överbliven befintlig volym och funktionen har inte följts upp mer än att det konstaterats ifall kemikalieförbrukningen sjunkit eller inte (Gustavsson et al., 2006). Det faktum att det är relativt enkelt och billigt att bygga om en befintlig processvolym till en SSH-reaktor gör att metoden har stor potential för implementering av bio-P på befintliga reningsverk. SSH-reaktorn ger utöver bio-P också en ökad fördenitrifikationspotential och kan därmed förbättra även kväveavskiljningen.

Bristen på kunskap om dimensionering och uppföljning av SSH-reaktorer i Sverige gör att det idag är oklart hur långtgående fosforavskiljning som faktiskt kan uppnås med en SSH-process och hur dimensionering av processen och optimering av driften bör göras.

1.1 Syfte och mål

Syftet med projektet är att:

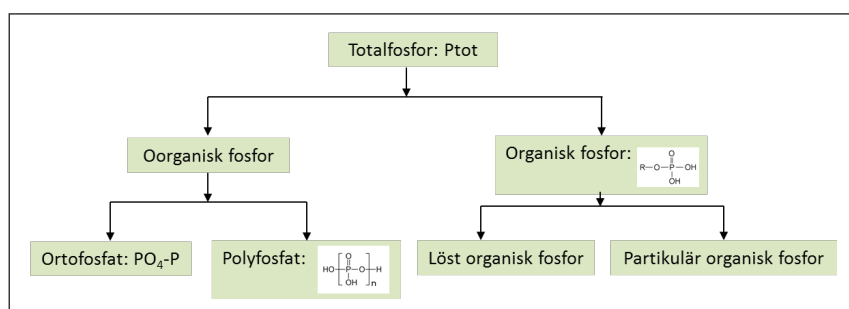
- Utbilda personal inom VA-organisationer hur de med hjälp av rätt provtagning och analys kan följa upp och optimera sin SSH-process.
- Kartlägga design, drift och funktion på de reningsverk med SSH-process som finns i Sverige idag.
- Ta fram riktlinjer för dimensionering och drift av SSH-processer samt att utreda hur en SSH-reaktor bör utformas och drivas för god biologisk fosforavskiljning och utökad kväveavskiljningskapacitet. Parametrar som utreds innefattar (men begränsas inte till); processvolym, uppehållstid, anaerob slamålder och andel av returslamflöde som behandlas.

Målet med projektet är framtagandet av nya riktlinjer för dimensionering och drift av SSH-processer samt en ökad kunskap om bio-P och SSH inom deltagande kommuners driftorganisationer.

2 Bakgrund

2.1 Biologisk fosforavskiljning

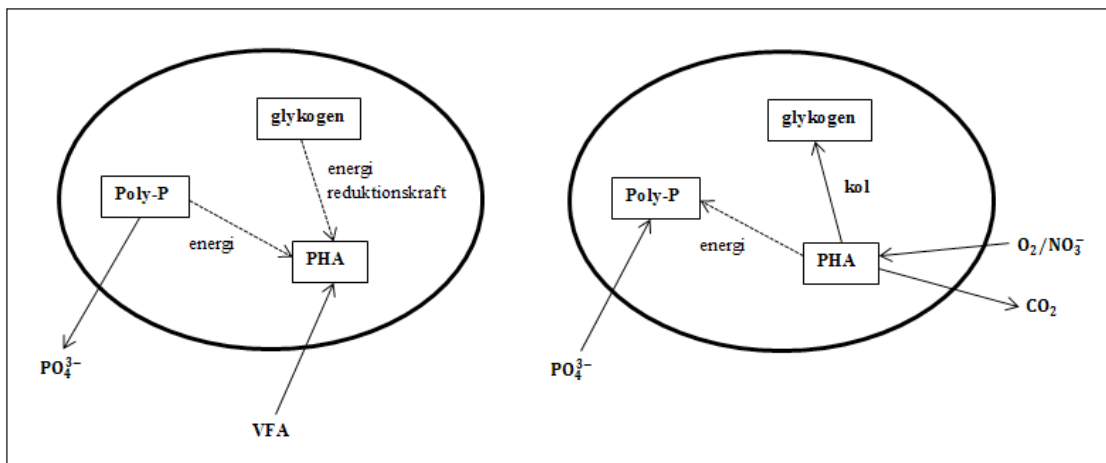
Fosfor förekommer både i organisk och i oorganisk form i avloppsvatten, se Figur 2-1. Oorganisk fosfor utgörs av ortofosfat ($\text{PO}_4\text{-P}$) och av polyfosfat (poly-P). Organisk fosfor förekommer i löslig och olöslig form och bryts oftast ner till ortofosfat i reningsverket. Avloppsvattnets innehåll av totalfosfor (TP) är den sammantagna mängden av ortofosfat, polyfosfat och organiskt bunden fosfor (Henze et al. 1997).



Figur 2-1 De former av fosfor som förekommer i avloppsvatten.

Fosfor avskiljs från avloppsvatten via flera olika processer (Tykesson & la Cour Jansen, 2005). I försedimentering och i biologisk rening avskiljs partikulärt bunden fosfor i form av slam. Om avloppsvattnet innehåller metalljoner, t.ex. vid kemisk fällning, kan en del fosfor även fällas ut som metallfosfater eller adsorberas till metallhydroxid och därmed avlägsnas från avloppsvattnet. Dessutom sker vid all biologisk rening assimilation av fosfor vid tillväxt av mikroorganismer (slam) som sedan kan avskiljas från vattenfasen i t.ex. en eftersedimentering eller membrantank. Det är dock inte denna fosforavskiljning som normalt brukar benämnas biologisk fosforavskiljning eller bio-P (Särner, 2007).

Med bio-P 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, så kallat lyxupptag av fosfor (på engelska Enhanced Biological Phosphorus Removal, EBPR) (Metcalf & Eddy, 2014). Dessa så kallade polyfosfatackumulerande organismer (PAO) tar under anaeroba förhållanden upp lättnedbrytbara organiska föreningar (VFA) som lagras som polyhydroxyalkanoater (PHA) i cellerna, samtidigt som de spjälkar polyfosfat i cellerna och frigör ortofosfat i ett så kallat P-släpp, vilket genererar energi. Under aeroba förhållanden konsumerar bio-P-bakterierna sedan den lagrade kolkällan, PHA, för att tillväxa och åter ta upp ett överskott av fosfor från omgivande vatten. Tillväxten av mikroorganismer ger ett nettoupptag av fosfor och genom uttag av överskottsslam med förhöjd fosforhalt avskiljs fosfor från avloppsvattnet.



Figur 2-2 Bio-P-bakteriernas, PAO, anaeroba (vänstra bilden) och aeroba (högra bilden) metabolism enligt Mino-modellen. Modifierad från Tykesson (2005).

Vid sidan av PAO finns andra bakteriegrupper som kan ta upp flyktiga fettsyror under syrefria förhållanden och som därmed konkurrerar med bio-P-bakterierna om VFA vilket kan ha en negativ inverkan på bio-P-processen (Metcalf & Eddy, 2014). Dessa s.k. glykogenackumulerande organismer (GAO) har en metabolism som i stort liknar den hos PAO (Mino et al., 1998), men skillnaden är att PAO spjälkar internt lagrat polyfosfat för att få energi till det anaeroba kolupptaget medan GAO använder glukos som de lagrat intracellulärt som energikälla. GAO tar därför inte upp fosfor aerobt och bidrar inte till processen med biologisk fosforavskiljning.

2.2 Faktorer som påverkar biologisk fosforavskiljning

2.2.1 Tillgång på VFA

En förutsättning för en väl fungerande bio-P-process är tillgången på VFA. Dessa tillförs bio-P-processen med inkommande avloppsvatten eller skapas genom hydrolys av svårnedbrytbart organiskt material. Olika studier har visat att det krävs 10–20 mg COD i form av VFA för att avskilja 1 mg fosfor från avloppsvatten (Jönsson et al., 1996; Henze et al., 1997; Metcalf & Eddy, 2014). I typiskt svenskt avloppsvatten är mängden VFA för låg för god bio-P-funktion och mer VFA behöver skapas, t.ex. genom hydrolys (Tykesson, 2005).

Bio-P-processen påverkas, förutom av mängden VFA, även av variationer i VFA-tillförsel. Temmink et al. (1996) fann 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 medan bristen på PHA i cellerna gör att mikroorganismerna inte har den energimängd som behövs 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 någorlunda jämn tillförsel av VFA.

2.2.2 Anaeroba/aeroba förhållanden

En helt grundläggande förutsättning för biologisk fosforavskiljning är alternerande anaeroba och aeroba (eller anoxiska) zoner (Metcalf & Eddy, 2014). Därför är processen känslig för förekomsten av nitrat och syre i den anaeroba zonen. Om nitrat eller syre finns i den anaeroba zonen kan denitrifierare eller aeroba kolnedbrytande bakterier konkurrera med bio-P-bakterierna om tillgänglig VFA och eftersom kolkällan ofta finns i begränsad mängd kan detta vara kritiskt. Syre och nitrat kan tillföras den anaeroba zonen med inkommande vatten, men även via interna recirkulationsströmmar på reningsverket. För att undvika syre och nitrat i anaerob zon är därför processutformningen för bio-P-processen viktig.

Det är också viktigt med en god syrehalt i den aeroba zonen i bio-P-processen för att PAO effektivt ska kunna ta upp fosfor (Janssen et al., 2002). Brdjanovic et al. (1998) fastställer även att bio-P-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 inte 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. Bristen på PHA i cellerna hos PAO leder till ett mindre aerobt fosforupptag och ett mindre nettoupptag av fosfor i bio-P-processen totalt sett.

2.2.3 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 som konkurrerar om platsen i slammet, till exempel nitrifierare, påverkas av temperaturändringen. Janssen et al. (2002) sammanställde effekter på bio-P-processen av en minskning i temperatur, se Tabell 2-1.

Tabell 2-1 Effekter av en minskning i temperatur på bio-P-processen.
Modifierad från Janssen et al. (2002).

Påverkan av låg T	Resultat	Effekt på bio-P
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 VFA tillgängligt för PAO	Negativ

Erdal (2002) visade att bio-P-processen faktiskt kan fungera bättre vid lägre temperaturer än vid högre, till exempel vid 5° C jämfört med 25° C, vilket förklaras av att bio-P-processen presterar bättre till följd av att konkurrensen om substrat i de icke-oxiska zonerna minskar. Enligt Tykesson (2005) kan bio-P-processen fungera ned till så låga temperaturer som 4–5° C.

Lopez-Vazquez et al. (2009) modellerade hur temperaturen påverkar tillväxten av PAO och GAO och konkurrensen mellan organismerna. Vid låga temperaturer (10° C) är PAO de dominerande mikroorganismerna.

2.2.4 pH

Flera olika studier har visat att ett lågt pH (<6,5–7,0) ger ett lägre fosforsläpp (Metcalf & Eddy, 2014). Omvänt gäller också att ett högt pH är gynnsamt för bio-P-processen eftersom det ger ett större anaerobt fosforsläpp och följaktligen ett större aerobt fosforupptag. pH-optimum för PAO är 7,5 (Metcalf & Eddy, 2014).

2.2.5 Motjoner

Fosfatjoner är negativt laddade. För att en stabil bio-P-process ska kunna erhållas krävs tillgång på positivt laddade kalium- och magnesiumjoner, K^+ och Mg^{2+} (Barat et al. 2005). Dessa motjoner är nödvändiga vid transport av fosfat genom cellmembranet på bio-P-bakterierna. Brist på kalium och magnesium i inkommande vatten kan hämma bio-P-processen, även om de flesta kommunala avloppsvatten innehåller tillräckliga mängder motjoner (Metcalf & Eddy, 2014).

2.2.6 Kemisk fällning

Tykesson (2005) menade att biologisk fosforavskiljning ibland kombineras med kemisk fällning för att klara stränga utsläppskrav för fosfor. Om kemikalier faller ut en del av fosfor i avloppsvattnet blir mindre fosfor tillgänglig för bio-P-bakterierna. Om det samtidigt finns riklig tillgång på VFA kan detta på sikt leda till att PAO-populationen minskar och att GAO får konkurrensfördelar. Detta kan leda till att mer fällningskemikalier tvingas tillsättas vilket ger ytterligare negativ påverkan på bio-P-processen. Tillsats av fällningskemikalier till en reningsprocess med bio-P måste därför ske med försiktighet. Tykesson (2005) utvärderade tio års bio-P-drift vid Öresundsverket i Helsingborg och drog slutsatsen att låga utgående fosforhalter kan uppnås när bio-P-processen kombineras med kemisk fällning av fosfor.

När bio-P ska kombineras med kemisk fällning är det fördelaktigt att tillämpa efterfällning av fosfor eftersom fällningskemikalierna då tillsätts efter biosteget för att avskilja den fosformängd som bio-P-processen inte lyckats ta bort (Tykesson, 2005). Bioslam och kemslam kan därmed separeras och kemikaliernas negativa inverkan på bio-P-processen minskas. Dock recirkuleras ofta kemslam inom verket och kan nå biosteget via interna recirkulations- eller rejektivattenströmmar.

2.2.7 Slamålder

En låg slamålder är fördelaktigt för bio-P-processen. En ökning i organisk belastning och en åtföljande minskning av slamåldern leder till en större slamproduktion. Ett ökat överskottslamuttag ger ett ökat uttag av fosfor som assimilerats i slammet eller tagits upp via lyxupptag (Janssen et al., 2002).

Det aeroba eller anoxiska fosforupptaget är dock enligt Janssen et al. (2002) beroende av att nedbrytning av lagrat PHA i cellerna hos PAO hinner ske och slamåldern kan därmed inte vara alltför låg. Lägsta aeroba/anoxiska slamålder för att fosforupptag ska hinna ske uppges vara fyra dagar (Metcalf & Eddy, 2014).

Vid hög slamålder sker mer endogen nedbrytning vilket leder till ett lägre överskottslamuttag och därmed ett mindre uttag av fosfor via bio-P-bakterier i slammet. Dessutom förbrukar bio-P-bakterierna sina energidepåer i högre grad. Om glykogendepåerna tar slut försämras upptaget av VFA under anaeroba förhållanden vilket försämrar bio-P-funktionen i systemet (Metcalf and Eddy, 2014).

Ett sekundärt fosforsläpp kan ske om den anaeroba uppehållstiden blir för lång (Barnard, 1984). 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 anaerob slambehandling. Om rejektvattnet från slambehandlingen återförs till det biologiska reningssteget kan en rundgång av fosfor erhållas, vilket gör att fosforhalterna internt i verket ligger på en högre nivå, vilket i sin tur medför en högre risk vid eventuella störningar i processen.

2.3 *Hydrolys av returslam*

Hydrolys är egentligen endast det första steget i den naturliga men ganska komplicerade anaeroba nedbrytningsprocessen av organiska föreningar, men i VA-tekniska sammanhang innefattar begreppet hydrolys ofta flera nedbrytningssteg fram till att VFA eller acetat bildats. Slamhydrolys kan ske aerobt, anoxiskt eller anaerobt i reningsverk. Vid aerob hydrolys oxideras de bildade hydrolysisprodukterna direkt i den luftade zonen och den aeroba hydrolysen producerar därmed inget kvarvarande substrat som t.ex. bio-P-bakterier kan tillgodogöra sig. Vid anoxisk hydrolys kan hydrolysisprodukterna tas upp av denitrifierare och nyttjas som kolkälla för denitrifikation. Anoxisk hydrolys bidrar därmed till reduktion av nitrathalten i avloppsvattnet. Vid anaerob hydrolys stannar hydrolysisprodukterna kvar i vattnet, och de kan användas för flera ändamål i reningsprocessen, däribland till bio-P. En del av den bildade VFAn kan i så fall bidra till P-släpp redan i hydrolysis-tanken.

Det sista steget i anaerob nedbrytning av organiskt material är metanbildningsfasen. Syftet med slamhydrolys vid avloppsreningsverk är oftast att producera VFA som kan användas vid biologisk fosfor- och/eller kväveavskiljning. Det är därför önskvärt att stoppa den anaeroba nedbrytningsprocessen efter det att VFA och acetat bildats, så att metanbildning inte sker. Eftersom metanbildarna växer mycket långsamt, kan man begränsa eller t.o.m. hindra deras tillväxt genom att styra uppehållstiden i hydrolysisreaktorn så att den inte blir för lång i förhållande till temperaturen (Jarvis & Schnürer, 2009).

Både primärslam och bioslam (returslam) kan användas som utgångsmaterial vid hydrolys för VFA-produktion, processerna kallas primärslamshydrolys respektive returslamshydrolys. Primärslammet innehåller mer hydrolyserbart material räknat per mängd torrsubstans (TS) än bioslam-

met. Eftersom det organiska materialet i primärslam på många reningsverk utnyttjas för biogasproduktion kan det ändå vara mer fördelaktigt att hydrolysera returslam än primärslam. I denna rapport behandlas inte primärslamshydrolys vidare.

Vid returslamshydrolys på danska reningsverk erhöles ett utbyte av löst COD på ca 2,5 % av COD vid temperaturer i intervallet 8–17° C (Andreasen et al., 1997). Det är dock svårt att mäta hydrolysutbytet beroende på att mikroorganismerna i returslammet direkt tar upp den VFA som produceras vid hydrolysen (Jönsson & la Cour Jansen, 2006).

2.4 Faktorer som påverkar hydrolys av returslam

2.4.1 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 förekomst av försedimentering. Jönsson & la Cour 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 & Henze (2008) utförde laboratorieförsök 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 & la Cour 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. 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.

2.4.2 Temperatur

Slamhydrolys påverkas mycket av den temperatur vid vilken hydrolysen sker. Jönsson & la Cour Jansen (2006) 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 et al. (2011) visade att slamhydrolys inte är en tekniskt lämplig process vid temperaturen 4° C.

2.4.3 Uppehållstid i hydrolysbassäng

Uppehållstiden i hydrolysbassängen måste vara tillräckligt lång för att slammet ska hinna hydrolyseras men uppehållstiden får inte bli så lång att metanbildning hinner ske (Davidsson et al., 2008) eftersom producerad VFA då omvandlas till metangas. Xiong et al. (2012) visade att VFA-utbytet vid

returslamshydrolys ökade upp till en uppehållstid på 18 dagar och därefter avtog på grund av metanbildning. I samma studie visades att ett pH-värde i intervallet 6,75–7,10 gynnar metanogener och således är negativt för hydrolyprocessen. Samtidigt anges i Metcalf & Eddy (2014) att en population av metanogener kan upprätthållas om uppehållstiden överstiger 7,8 dygn vid 20° C.

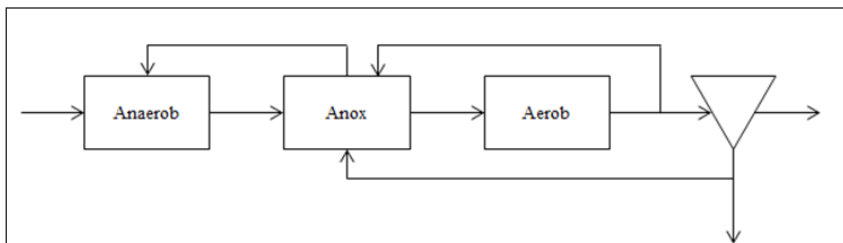
För att producera en viss mängd VFA krävs en kortare uppehållstid om hela returslamflödet hydrolyseras än om endast en delström av flödet ska genomgå hydrolys. Vid huvudströmshydrolys av returslam används generellt en uppehållstid på 3–6 timmar. Petersen (2002) uppger att optimal fosforavskiljning vid sidoströmshydrolys, då endast ett delflöde av returslammet går via hydrolystanken, uppnås om 4–7 % av returslamflödet hydrolyseras i den anaeroba hydrolysbassängen i 30–40 timmar. Vid fullskaleförsök med slamhydrolys 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, 2003a).

2.4.4 Omrörning

Yuan et al. (2011) belyser vikten av omrörning vid hydrolys av slam. Vid hydrolysförsök med returslam i laboratorieskala utförda vid olika temperaturer och med respektive utan omblandning var såväl VFA-produktionshastigheten som mängden producerad VFA betydligt lägre i samtliga reaktorer som saknade omrörning. Syftet med omblandning i hydrolyreaktorer är att hålla det organiska materialet suspenderat och att fördela substrat och produkter jämnt i reaktorn.

2.5 Processutformning för bio-P

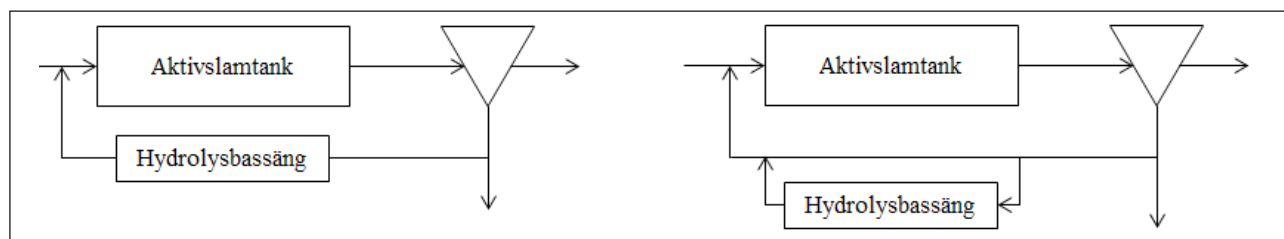
I en konventionell bio-P-process finns en anaerob och en aerob zon i huvudströmmen. I den anaeroba zonen sker fosforsläpp och i den aeroba zonen sker fosforupptag. Den VFA som krävs för fosforsläpp måste tillföras med inkommande avloppsvatten. En typisk processlösning för bio-P i huvudströmmen, kombinerad med biologisk kväveavskiljning, visas i Figur 2-3.



Figur 2-3 UCT-processen (University of Cape Town) för biologisk fosforavskiljning. Modifierad från Janssen et al. (2002).

Om inkommande avloppsvatten inte innehåller tillräckliga mängder VFA kan intern produktion av VFA genom hydrolys av returslam tilläm-

pas. Davidsson et al. (2008) beskriver att returslamshydrolys kan ordnas antingen som en huvudströmsprocess eller som en sidoströmsprocess (Figur 2-4). Vid returslamshydrolys i huvudströmmen leds hela returslamflödet till en anaerob hydrolysbassäng innan det återförs till aktivslamprocessen. Vid sidoströmshydrolys (SSH) av returslam leds endast en delström av returslamflödet till den anaeroba hydrolystanken. Några av fördelarna med att hydrolysera just returslammet är att syrehalten är låg och slamhalten hög efter sedimentering vilket gör processen platseffektiv. Dessutom kan slammet i en returslamshydrolysbassäng inte spolat ut vid högföden och/eller slamflykt och gör på så sätt hela reningsprocessen mer robust.



Figur 2-4 Vänster: Returslamshydrolys i huvudströmmen. Höger: Sidoströmshydrolys (SSH) av returslam. Modifierad från Davidsson et al. (2008).

Ett specialfall av sidoströmshydrolys är den så kallade aktiva returslamsprocessen (ARP) som utvecklades och patenterades i Danmark (Faxå et al. 2012). Processlösningen är likadan som den för SSH (Figur 2-4). ARP-reaktorn är dock mer avancerad än SSH-reaktorn och utrustats med möjlighet till luftning, omrörning och styrning. ARP-reaktorn kan således styras så att den är antingen aerob, anox eller anaerob vid olika tidpunkter. Därmed kan ARP-reaktorn användas för flera olika funktioner efter behov; (i) hydrolys av returslam på samma sätt som en SSH-reaktor för bättre bio-P eller fördenitrifikation, (ii) ökad nedbrytning av organiskt material (BOD/COD), (iii) nitrifikation genom luftning och tillsats av rötslamrejekt, (iv) omväxlande nitrifikation och denitrifikation. Genom möjligheten att använda ARP-reaktorn som valfri extra processvolym minskar reningsbehovet i huvudlinjen och slamhalten där kan sänkas. Detta ger en ökad hydraulisk kapacitet i eftersedimenteringen och därmed hela den biologiska reningen (Faxå et al. 2012).

Det är lätt att förväxla ovan beskrivna flexibla reaktor med den mer klassiska "ARP"-processen där en del av returslammet luftas tillsammans med ammoniumrikt rejektivatten från rötslamavvattning för att öka tillväxten av nitrifierare med minskat ytbehov. Huvudsyftet med processen är förbättrad nitrifikation via ökad luftad slamålder och "odling" av nitrifierare samt minskad luftförbrukning då syret används effektivare vid höga slamhalter. Denna typ av ARP har varit i drift på t.ex. Prags reningsverk sedan 1999 (Wanner et al., 2009).

En fördel med hydrolys av returslam jämfört med bio-P i huvudströmmen är att det ger en stabil tillförsel av VFA vilket är gynnsamt för bio-P-processen. Vollertsen et al. (2006) menade att sidoströmshydrolys av returslam gör bio-P-processen mindre beroende av kvaliteten på inkommande avlopps-

vatten och att processen har fördelen att den kan styras utefter behovet av kolkälla i bio-P-processen.

En nackdel med returslamshydrolys är dock att processen ger upphov till en frigörelse av ammonium och fosfor som belastar biosteget, vilket både Ucisik & Henze (2008) och Yuan et al. (2009) rapporterar.

Jönsson & la Cour Jansen (2006) angav att givet en viss mängd VFA 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) angav 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.

Med sidoströmshydrolys av returslam undviks istället problemet med hög fosforbelastning på biosteget som kan uppkomma vid höga inkommande flöden till verket då returslamshydrolys i huvudströmmen tillämpas (Petersen, 2003a).

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.

2.5.1 Sidoströmshydrolys

Vid sidoströmshydrolys leds ett delflöde av returslamflödet till en separat volym, där slammet under anoxiska och/eller anaeroba förhållanden hydrolyseras. Hydrolystanken är vanligtvis omrörd för att hålla slammet i suspension, men beroende på utformning kan tanken vara mer eller mindre totalomblandad. Beroende på om nitrifikation sker på reningsverket eller inte kan det finnas nitrat i SSH-reaktorn. Under anoxiska förhållanden kommer det bildade lättnedbrytbara materialet att tas upp av slammets denitrifikationsbakterier i samma takt som det bildas till dess att nitraten är slut. För att uppskatta produktionen av lättnedbrytbart kol kan man mäta minskningen i nitrathalt över hydrolysreaktorn. Denna typ av hydrolysreaktor kallas ibland för slamnox. På ett reningsverk där det finns bio-P-bakterier i slammet och där hydrolysreaktorn är strikt anaerob (d.v.s. att syre inte förekommer, varken i löst form eller i form av nitrit/nitrat) kommer bio-P-bakterierna att ta upp producerad VFA i samma takt som VFA bildas och samtidigt släppa fosfor. På liknande sätt som för slamnoxen kan man här uppskatta produktionen av lättnedbrytbart kol genom att mäta ökningen i fosforhalt över hydrolysreaktorn. Sidoströmshydrolys kan utformas med två eller flera separata volymer i serie där, i ett nitrifierande system, de första volymerna kommer att vara slamnoxer och de senare volymerna strikt anaeroba.

På grund av det fosforsläpp som sker i en SSH-reaktor kan den anaeroba zon som krävs för bio-P-funktion minskas i huvudströmmen eller t.o.m. helt uteslutas. En fördel med att den anaeroba zonen frikopplas från huvud-

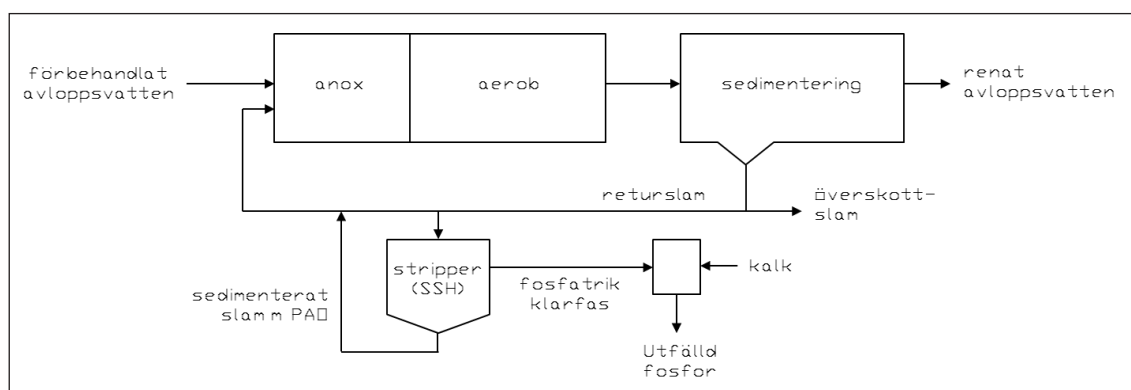
strömmen är att den blir oberoende av flödes- och koncentrationsvariationer i inkommande vatten. Den konkurrenssituation om lättnedbrytbart organiskt material som föreligger i huvudströmmen kan lättare undvikas i en väl styrd SSH-reaktor. Ytterligare en fördel är att slamkoncentrationen är högre i en SSH-reaktor, vilket gör att processen blir effektivare och att det totala volymsbehovet på reningsverket minskar.

2.6 SSH i världen

2.6.1 Historiskt perspektiv

Redan 1972 gjordes försök i pilotskala med hydrolys av en delström från slutet av den anoxiska zonen i en aktivslamprocess för kväverening och senare lade James Barnard¹ fram hypotesen om att en sådan sidoströmshydrolys under anaeroba förhållanden kunde ge upphov till ökat biologiskt fosforupptag. Detta skedde ungefär samtidigt som Fuhs och Chen lade fram teorin om fosfatackumulerande bakterier (PAO) år 1975. Upptäckten av hur PAO och bio-P fungerar ledde sedan vidare till utveckling av processlösningar med anaerob selektor/zon i huvudströmmen, vilket blivit den generella standarden för bio-P-processer i världen.

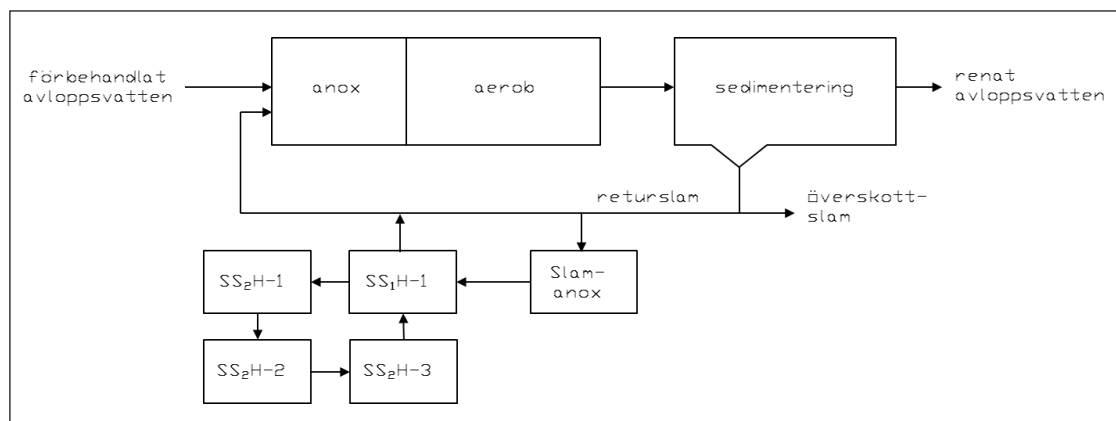
PhoStrip-processen patenterades av Levin redan 1966 och implementerades i fullskala på Seneca Falls reningsverk i New York 1973 (Levin & Sala, 1987). Processen var världens första fullskaleapplikation av en bio-P-process. PhoStrip-tekniken bygger på att en delström av returslammet leds till en så kallad strippertank där hydrolys och P-släpp sker, se Figur 2-5. Till skillnad från en SSH-reaktor, som är omrörd, så är strippertanken utformad som en gravitationsförtjockare vilket gör att slammets uppehållstid blir längre än den hydrauliska uppehållstiden (Metcalf & Eddy, 2014; Kaschka & Weyrer, 1999). Klarfasen blandas med fällningskemikalie så att fosfaten som släppts fälls ut (ca 40 % P_2O_5 i kemslammet). Med denna utformning avskiljs fosfor från avloppsvattnet både via överskottslamuttag och via kemslamuttag. Det finns varianter på processen där fosfor istället för att fällas ut kristalliseras i en fluidiserad bädd (Crystalactor®) (Giesen, 1998).



Figur 2-5 Utformning den enklaste varianten av PhoStrip-processen.

¹ James Barnard, Global Practice & Technology Leader Advanced Biological Treatment at Black & Veatch. E-postkonversation april 2016.

I USA tog Lamb patent på en SSH-process 1994, utformad som en flerstegsreaktor med slamanox följt av en anaerob hydrolysvolym varifrån ett delflöde tas ut för vidare hydrolys i tre steg innan det recirkuleras tillbaks till inloppet av den biologiska processen via den första hydrolystanken (Lamb, 1994), se Figur 2-6. Flera alternativa processer med hydrolys av en delström av returslammet utvecklades och testades i USA under 1990- och 2000-talet (Barnard et al., 2011).



Figur 2-6 Processutformning för Lambs SSH-process.

När de danska reningsverken fick upp ögonen för bio-P visade det sig att VFA-halten i inkommande avloppsvatten oftast var för låg för en traditionell process med anaerob selektor/zon i huvudströmmen. För att överkomma detta utvecklades SSH-processen ”på nytt” i dansk regim på 1990-talet. Den SSH-process som är vanligast förekommande på danska reningsverk är utformad som en omrörd enstegsreaktor som tar emot en andel av det sedimenterade returslammet. SSH-reaktorn utgör oftast den enda anaeroba zonen i processen. Samma utformning förekommer på svenska reningsverk.

I USA pågår nu en utveckling mot ”unmixed in-line fermenters”. Genom att stänga av luftare och omrörare i början av processen skapas en anaerob zon där slammet sedimenterar och får en högre uppehållstid än vattenfasen. Det sedimenterade slammet hydrolyseras, VFA produceras och P-släpp sker. Eftersom allt slam inte sedimenterar utgör zonen en sorts okontrollerad sidoströmshydrolysysreaktor integrerad i huvudströmmen. Tekniken används på bl.a. Kurt R. Segler reningsverk i Henderson, NV (Barnard et al., 2010).

2.6.2 Utbredning

I Sverige finns ett 15-tal reningsverk med SSH-process. Hammargårdens reningsverk i Kungälv var troligtvis först ut med processen år 2003. Utöver de 8 reningsverk som deltar i SVU-studien som presenteras i den här rapporten finns SSH-processen även på Hammargården (som omnämns ovan), Lerkil, Karlshamn (driftsättning 2016), Västra Stranden, Ljungby, Klippan och Busör reningsverk. SSH-processen, eller varianter på SSH-processen, kan finnas på fler svenska reningsverk som inte kartlagts inom ramen för detta projekt.

I Danmark drivs ett 50-tal reningsverk med biologisk fosforrening genom sidostromshydrolys (EnviDan, 2015). De flesta processer har dimensionerats av EnviDan eller Krüger. EnviDan har även varit drivande vid utveckling av processen och dimensioneringsriktlinjer för design (Andreasen et al., 1997; Petersen, 2003b; Vollertsen et al., 2006; Petersen et al., 2009).

Den första SSH-processen i Danmark togs i drift 1995 på Frederikssund reningsverk (Andreasen et al., 1997). Under 90-talet togs ytterligare en handfull SSH-processer i drift i Danmark och på 2000-talet ökade antalet snabbt. SSH-processerna på Aalborgs Östra respektive Västra reningsverk har varit med i flera väldokumenterade studier (Vollertsen et al., 2006; Albertsen et al., 2012; Albertsen et al., 2016). Många danska reningsverk med SSH för biologisk fosforavskiljning tillämpar även kemfällning för att nå utsläppskraven.

Det danska företaget EnviDan har designat och byggt SSH-processer eller kombinerade SSH/ARP-processer på fyra reningsverk i Kina på 2010-talet bl.a. på Wangjiachang, Ma An Shan och Huainan reningsverk, tre reningsverk i Australien och ett i Grekland (Risum Mikkelsen & Agertved Madsen, 2014; Faxå²).

I USA finns flera reningsverk med någon form av SSH implementerad, bl.a. McDowell Creek i Hunterville, South Carey Water Reclamation Facility i North Carolina och Robert W. Hite reningsverk i Colorado (Tremblay et al., 2005; Stroud & Martin, 2001; Cavanaugh et al., 2012). Utformningen av SSH-processen varierar dock kraftigt.

PhoStrip-varianten av SSH finns på sju amerikanska reningsverk (EPA, 2009; EPA, 1991). I Europa finns eller fanns PhoStrip-processen i drift på flera reningsverk i Österrike, Tyskland och Italien (Kaschka & Weyrer, 1999; Szpyrkowicz & Zilio-Grandi, 1995).

Även i England finns SSH-processen implementerad på flera reningsverk, t.ex. tio reningsverk som ägs och drivs av Seven-Trent Water, bl.a. Loughborough och Minworth, med en SSH-reaktor som behandlar omkring 6 % av RAS-flödet i 40-50 h för produktion av VFA för bio-P (Vale et al., 2008).

Det finns många olika varianter av SSH-processer. Dessa benämns på olika sätt i litteraturen vilket gör det svårt att skapa sig en fullständig bild över hur spridd tekniken är i världen. Vid sökning i internationell litteratur används vanligtvis termerna *hydrolysis* och *fermentation* för hydrolys och bl.a. *return activated sludge* (RAS), *return sludge*, *mixed liquor*, *mixed liquor suspended solids* (MLSS), *underflow* och *biosolids* för retur-/aktivslam samt *mainstream/fullstream* och *sidestream* för huvud- respektive sidostrom. Termen *stripper* tank förekommer även i vissa fall för en sidostromshydrolystank.

2.7 Riktlinjer för dimensionering och drift av SSH

2.7.1 Dimensioneringshandböcker

Det finns väldigt lite eller inget dokumenterat om dimensionering av SSH-processer i dimensioneringshandböcker för avloppsrening såsom *Wastewater treatment – biological and chemical processes* (Henze et al., 1997),

² Joakim Faxå, Processingenjör EnviDan A/S, Köpenhamn. E-postkonversation 2016-04-19.

Norsk Vanns dimensioneringshandbok (Ødegaard et al., 2009), Wastewater engineering – treatment and resource recovery (Metcalf & Eddy, 2014), Tyska dimensioneringsriktlinjer (ATV-DVWK, 2000) och Amerikanska dimensioneringsriktlinjer (EPA, 2009). Alla nämnda handböcker beskriver dimensionering av bio-P-processer i huvudlinjen och några nämner även möjligheten till intern produktion av VFA genom hydrolys av primär- eller aktivt slam. Men ingen av dem beskriver hur en SSH-reaktor fungerar eller ska dimensioneras.

Metcalf & Eddy (2014) beskriver mycket kort PhoStrip-processen (se figur 2-5) men ger ingen information om hur den ska dimensioneras. Processen uppges ha ett mer effektivt fosfatupptag i luftad zon jämfört med huvudströmsprocesser eftersom bio-P-bakterierna inte måste ta upp all fosfat som släpps i en anaerob huvudströmszon. Att bio-P-aktiviteten inte är beroende på mängden VFA i inkommande avloppsvatten nämns också som en fördel.

Amerikanska EPA (2009) nämner att sidoströmshydrolystekniker kan användas för intern VFA-produktion och att de är vanligast förekommande i processer utan försedimentering.

2.7.2 Dansk dimensionering

Vanliga tumregler för dimensionering av SSH-reaktorer, troligtvis baserade på driftdata från danska reningsverk, är att välja en hydraulisk uppehållstid (HRT) på ca 24–30 h och ett inflöde (Q) som motsvarar 5–10 % av returslamflödet. Utifrån dessa två driftparameterar kan den nödvändiga volymen (V) på SSH-reaktorn beräknas för en given process ($V = Q \times \text{HRT}$). Ibland nämns också att den anaeroba slamåldern i processen (SRT_{ANA}) bör vara högre än 2–3 dagar för att effektiv anaerob hydrolys ska erhållas men att den inte bör överstiga 7–8 d för att förhindra tillväxt av metanogener (Metcalf & Eddy, 2014). Metanogener omvandlar den VFA som produceras vid hydrolys till metangas, vilket hindrar bio-P (konkurrens om VFA) samt orsakar dålig arbetsmiljö och utsläpp av växthusgaser.

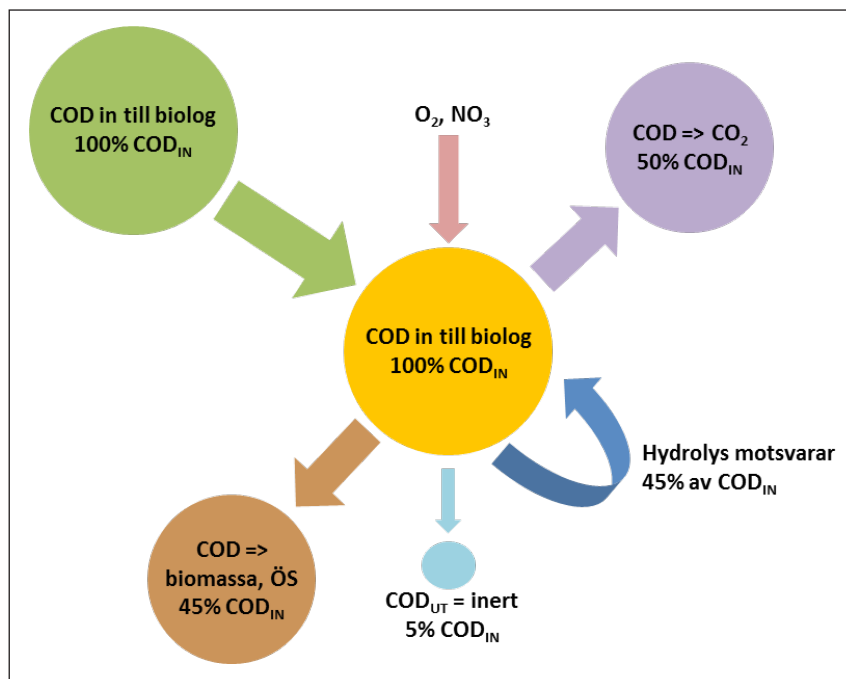
Gert Petersen på EnviDan har utvecklat metoder för dimensionering av SSH-processen som utgår från avloppsvattnets sammansättning in till biologin. I en artikel från 2003(b) redogör Petersen för hur en SSH-reaktor ska dimensioneras utifrån COD/TP-kvoten i inkommande avloppsvatten och förhållandet mellan anaerob och total slamålder. Denna metod beskrivs och diskuteras nedan.

SSH-reaktorn förutsätts utgöra den enda anaeroba reaktorn i processen. SSH-reaktorn har två syften; hydrolys för VFA-produktion och P-släpp för aktivering av PAO.

En förutsättning för Petersens metod är att inkommande organiskt material, COD_{IN} , kan delas upp i olika enheter utifrån vad det omvandlas till i processen. Detta ska inte blandas ihop med fraktionering av COD. Petersen (2003b) delade in inkommande COD på följande sätt:

- Inert lösligt: $0,05 \text{ g COD}_{\text{inert}}/\text{g COD}_{\text{IN}}$
- Lättlösligt: $0,05 \text{ g COD}_{\text{EDO}}/\text{g COD}_{\text{IN}}$
- Bioslam: $0,45 \text{ g COD}_{\text{slam}}/\text{g COD}_{\text{IN}}$
- Hydrolyserbart: $0,45 \text{ g COD}_{\text{hydrolys}}/\text{g COD}_{\text{IN}}$

Ett annat sätt att visualisera detta redovisas i Figur 2-7. Mängden COD som benämns ”hydrolyserbart” antas hydrolyseras anaerobt, anoxiskt eller oxiskt under uppehållstiden i bioprocessen.



Figur 2-7 Förenklad bild av vad som händer med inkommande COD vid biologisk rening i en aktivslamprocess (baserad på Petersen et al. 2009).

Den viktigaste faktorn för dimensionering av bio-P i allmänhet och SSH-reaktorn i synnerhet är COD/TP-kvoten in till biologin. För reningsverk utan försedimentering är detta samma kvot som i inkommande avloppsvatten. För reningsverk med försedimentering är det kvoten i försedimenterat avloppsvatten som gäller.

COD-mängden in till det biologiska reningssteget är direkt proportionell mot överskottslamproduktionen. Petersen antar att 45 % av inkommande COD omvandlas till överskottslam, d.v.s. den specifika slamproduktionen är $0,45 \text{ kg COD}_{\text{slam}}/\text{kg COD}_{\text{IN}}$ vilket är detsamma som $0,45 \text{ kg SS/kg COD}_{\text{IN}}$ under förutsättning att $1 \text{ g COD}_{\text{slam}}$ motsvarar ca $0,7 \text{ g VS}$ (Henze et al., 1997) samt att VS-halten i slam är ca 70 % av SS.

Överskottslamproduktion, ÖS:

$$\text{ÖS} = 0,45 \times \text{COD}_{\text{IN}} \quad (1)$$

Detta överensstämmer relativt väl med tyska riktlinjer (ATV-DVWK, 2000) där specifika slamproduktionen anges som en funktion av BOD_5/SS -kvoten in till biologin och den totala slamåldern i processen. Vid ”normal” svensk avloppsvattensammansättning, försedimentering och lång slamålder (kväverening) ansätts den specifika slamproduktionen ofta till $0,8\text{--}1,2 \text{ kg SS/kg BOD}_5$ vid dimensionering enligt ATV. Då COD-koncentrationen kan antas vara $2\text{--}2,5 \times \text{BOD}_5$ -koncentrationen blir den specifika slamproduktionen omvandlat till COD ca $0,45 \text{ kg SS/kg COD}_{\text{IN}}$.

Fosforhalten i slam från processer utan bio-P och kemfällning, d.v.s. den fosfor som assimilerats i cellerna för tillväxt, antas av Petersen utgöra 1,5 % av SS (standardvärde vid dimensionering då P-innehållet i mikroorganismer är relativt konstant) vilket motsvarar $0,00675 \times \text{COD}_{\text{IN}}$.

P-halten assimilerat i slam, $P_{\text{halt-ass}}$:

$$P_{\text{halt-ass}} = 0,015 \times \text{ÖS} = 0,015 \times 0,45 \times \text{COD}_{\text{IN}} = 0,00675 \times \text{COD}_{\text{IN}} \quad (2)$$

För att 100 % av fosfor in till biologin ska avskiljas via assimilering (utan bio-P eller kemfällning) måste därmed COD/TP-kvoten vara ≥ 148 :

$$P_{\text{ass}} = P_{\text{IN}} = 0,00675 \times \text{COD}_{\text{IN}} = > \text{COD}_{\text{IN}} / P_{\text{IN}} = 1 / 0,00675 = 148 \quad (3)$$

Eftersom det oftast räcker med 90–95 % avskiljning av fosfor över biologin innebär det att för reningsverk med en COD/TP-kvot ≥ 133 –140 behövs ingen bio-P-aktivitet. Tillräcklig P-avskiljning sker då via P-assimilering (överskottslamproduktion).

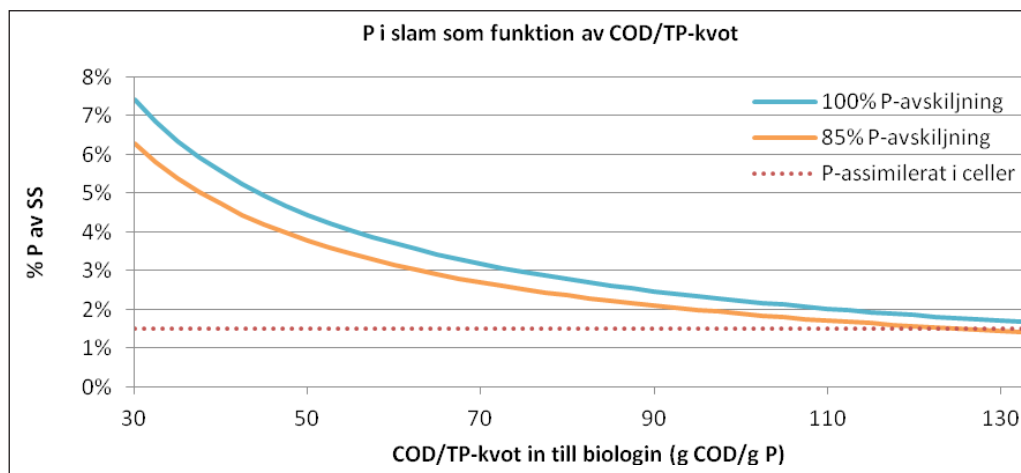
För att erhålla hög biologisk fosforavskiljning i processer med COD/TP-kvot < 133 krävs bio-P-aktivitet. Den fosforhalt som måste uppnås i slammet för X % avskiljning kan beräknas enligt:

$$P_{\text{IN}} \times X = P_{\text{halt-slam}} \times \text{ÖS} = P_{\text{halt-slam}} \times 0,45 \times \text{COD}_{\text{IN}} \rightarrow$$

$$P_{\text{halt-slam}} = \frac{X}{0,45 \times \text{COD}_{\text{IN}} / P_{\text{IN}}} \rightarrow$$

$$P_{\text{slam}} = P_{\text{halt-slam}} \times \text{ÖS} = \left(\frac{X}{\text{COD}_{\text{IN}} / P_{\text{IN}}} \right) \times \text{COD}_{\text{IN}} \quad (4)$$

Ekvation (4) redovisas i Figur 2-8 där fosforhalten i slam anges som en funktion av COD/TP-kvoten in till biologin.



Figur 2-8 Nödvändig fosforhalt i överskottslam som funktion av COD/TP-kvot in till biologin för avskiljning av 85–100 % av inkommande fosfor.

Mängden P som måste avskiljas via lyxupptag, alltså bio-P, (P_{lyx}) utgörs av skillnaden mellan den nödvändiga fosforhalten i slam för 85–100 % avskiljning och halten i slam vid assimilering, d.v.s. skillnaden mellan det blå eller orangea strecket och den röda prickade linjen i Figur 2-8. Fosforhalten och fosformängden i slam som utgörs av lyxupptag (100 % avskiljning) beräknas enligt:

$$P_{\text{halt-lyx}} = P_{\text{halt-slam}} - P_{\text{halt-ass}} = 1/(0,45 \times \text{COD}_{\text{IN}}/P_{\text{IN}}) - 0,0015 \quad (5)$$

$$P_{\text{lyx}} = P_{\text{halt-lyx}} \times \ddot{\text{O}}\text{S} \rightarrow$$

$$P_{\text{lyx}} = (1/(0,45 \times \text{COD}_{\text{IN}}/P_{\text{IN}}) - 0,015) \times 0,45 \times \text{COD}_{\text{IN}} \quad (6)$$

För att lyxupptag av fosfor ska ske krävs förekomst av VFA. Den mängd hydrolyserbart COD som blir tillgänglig för bio-P-bakterierna och driver på P-slippet är den andel av $\text{COD}_{\text{hydrolys}}$ som hydrolyseras anaerobt. Kvoten mellan anaerob slamålder (SRT_{ANA}) och total slamålder (SRT_{TOT}) motsvarar kvoten mellan mängden anaerobt slam och den totala slammängden. Mängden VFA som produceras i SSH-reaktorn kan därmed uttryckas som:

$$\text{COD}_{\text{VFA1}} = \text{COD}_{\text{hydrolys}} \times \text{SRT}_{\text{ANA}}/\text{SRT}_{\text{TOT}} = 0,45 \times \text{COD}_{\text{IN}} \times \text{SRT}_{\text{ANA}}/\text{SRT}_{\text{TOT}} \quad (7)$$

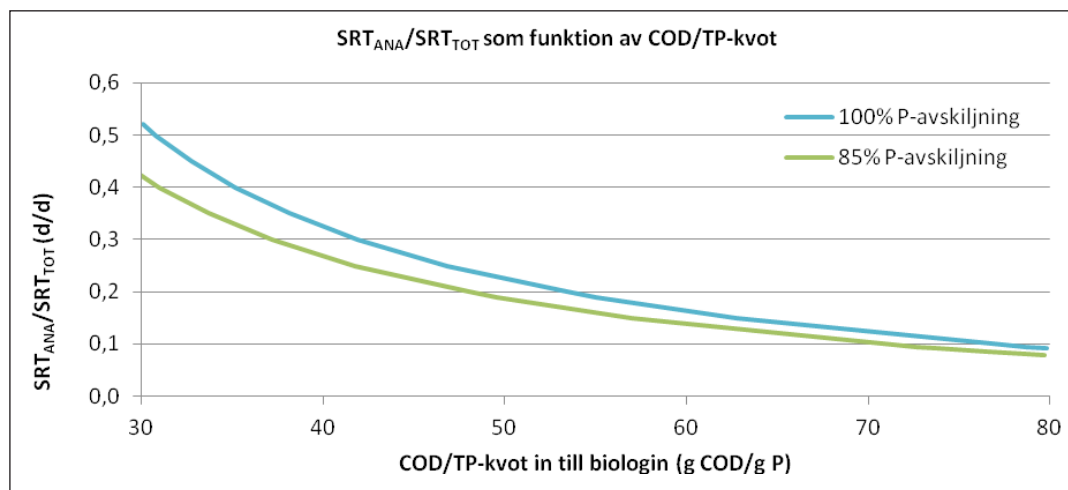
Utöver den COD_{VFA} som frigörs i den anaeroba zonen räknar Petersen med att en del av den COD_{VFA} som frigörs vid hydrolys i de anoxiska och aeroba zonerna, d.v.s. i den slammängd som inte är anaerob ($1 - \text{SRT}_{\text{ANA}}/\text{SRT}_{\text{TOT}}$), kan tillgodogöras i bio-P-processen. Faktorn 0,67 förklaras med att endast 2/3-delar av bio-P-bakterierna kan nyttja nitrat som elektronacceptor (denitrifiera).

$$\begin{aligned} \text{COD}_{\text{VFA2}} &= (1 - \text{SRT}_{\text{ANA}}/\text{SRT}_{\text{TOT}}) \times 0,67 \times (\text{COD}_{\text{hydrolys}} + \text{COD}_{\text{EDO}}) \times \text{SRT}_{\text{ANA}}/\text{SRT}_{\text{TOT}} = \\ &= (1 - \text{SRT}_{\text{ANA}}/\text{SRT}_{\text{TOT}}) \times 0,67 \times 0,5 \times \text{COD}_{\text{IN}} \times \text{SRT}_{\text{ANA}}/\text{SRT}_{\text{TOT}} \end{aligned} \quad (8)$$

Mängden COD_{VFA} som måste produceras för att tillgodose VFA-behovet för lyxupptag av fosfor anges av Petersen (2003b) till $12 \text{ g COD}_{\text{VFA}}/\text{g P}_{\text{lyx}}$. Utifrån detta kan följande ekvation ställas upp:

$$(6) \times 12 = (7) + (8) \quad (9)$$

Ekvation (9) visualiseras i Figur 2-9.



Figur 2-9 Den nödvändiga kvoten mellan anaerob och total slamålder, y, för att erhålla 85-100 % P-avskiljning som funktion av inkommande COD/TP-kvot.

Vid låga COD/TP-kvoter krävs ett stort lyxupptag av fosfat vilket förbrukar en stor mängd VFA. För att producera tillräckligt med VFA måste en stor mängd slam hydrolyseras i SSH-reaktorn vilket ger en hög kvot mellan den

anaeroba och totala slamåldern. Normalt är COD/TP-kvoten in till biologin känd. Utifrån denna kan den nödvändiga kvoten mellan anaerob och total slamålder för önskad P-avskiljning utläsas ur diagrammet (eller ekvation (9)). Utifrån kvoten kan sedan den nödvändiga SSH-volymen beräknas. Vid ett antagande att slamhalten i SSH-reaktorn är dubbelt så hög som slamhalten i huvudlinjen erhålls följande uttryck:

$$\text{SRT}_{\text{ANA}}/\text{SRT}_{\text{TOT}} = \frac{V_{\text{SSH}} \times \text{SS}_{\text{SSH}}/\ddot{\text{O}}\text{S}}{(V_{\text{BIO}} \times \text{SS}_{\text{BIO}} + V_{\text{SSH}} \times \text{SS}_{\text{SSH}})/\ddot{\text{O}}\text{S}} = \frac{V_{\text{SSH}} \times 2}{V_{\text{BIO}} + (V_{\text{SSH}} \times 2)} \rightarrow$$

$$V_{\text{SSH}} = \frac{(\text{SRT}_{\text{ANA}}/\text{SRT}_{\text{TOT}}) \times V_{\text{BIO}}}{2 - 2 \times (\text{SRT}_{\text{ANA}}/\text{SRT}_{\text{TOT}})} \quad (10)$$

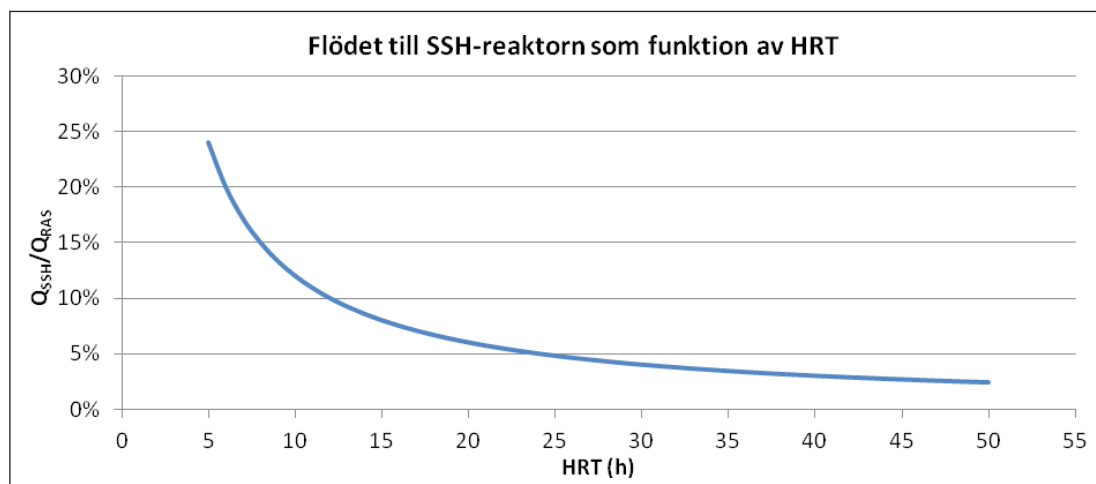
2.7.3 Flöde och uppehållstid

Utifrån den danska dimensioneringen kan den nödvändiga volymen beräknas. Inflödet, Q_{SSH} , och den hydrauliska uppehållstiden, HRT_{SSH} , bestäms däremot inte i Petersens (2003b) dimensionering.

P-släpp sker snabbt förutsatt anaeroba förhållanden och tillräcklig tillgång på VFA. Anaeroba zoner i huvudströmmen dimensioneras som regel med en hydraulisk uppehållstid på ca 1 h. Det är därmed hydrolysen som är begränsande för den uppehållstid som väljs.

Petersen (2003b) hävdar att hydrolys av aktivt slam med en hög slamålder sker med en mer eller mindre konstant hastighet i veckor. Detta påstående stöds till viss del av annan forskning som visat på en konstant hydrolyshastighet i 48–72 h (Jönsson & la Cour Jansen, 2006). Därmed produceras en lika stor mängd VFA i en reaktor oavsett flödet förutsatt att uppehållstiden understiger 48–72 h.

Generellt kan sägas att den viktigaste dimensioneringsparametern är SSH-reaktors volym som beräknas ur kvoten mellan anaerob och total slamålder enligt ovan. Flödet in till SSHn och den hydrauliska uppehållstiden blir sedan funktioner av varandra vid en specificerad volym. I Figur 2-10 visualiseras hur inflödet till SSH-reaktorn, i förhållande till returslamflödet, förändras vid olika hydrauliska uppehållstider om volymen hålls konstant



Figur 2-10 Flödet till SSH-reaktorn som funktion av HRT vid en bestämd SSH-volym (exempel).

(beräkningsexempel Bålsta reningsverk). Observera att kurvan inte blir identisk för alla reningsverk utan ska ses som ett typexempel. Mängden VFA som produceras blir teoretiskt sett lika stor vid HRT 10 h och ett inflöde motsvarande 13 % av returslamflödet som vid HRT 40 h och ett inflöde motsvarande 3 % av returslamflödet.

På många reningsverk med sidoströmshydrolys är SSH-reaktorn den enda anaeroba zonen och det är där som P-släpp sker. Om flödet är väldigt litet är det en mycket liten del av biomassan som passerar SSH-reaktorn och få bio-P-bakterier som "aktiveras" genom P-släpp för att sedan kunna genomföra ett lyx-upptag i den aeroba zonen. För att erhålla så stort P-släpp som möjligt bör flödet i teorin vara så stort som möjligt.

Ett högt flöde innebär dock en hög belastning av nitrat på SSH-reaktorn i de fall biologisk kväverening tillämpas. Nitraten denitrifieras i SSH-reaktorn med VFA som elektronacceptor. Detta innebär att en del av den VFA som produceras vid hydrolys kommer användas för denitrifikation och blir då inte tillgänglig för bio-P-bakterierna. Därmed bör flödet till SSH-reaktorn begränsas så mycket som möjligt i processer med hög nitrathalt (5–15 mg $\text{NO}_3\text{-N/l}$) i returslammet. Detta är även energibesparande i de fall som flödet pumpas in till SSH-reaktorn.

I en artikel där Petersen är medförfattare fastslogs att optimalt inflöde är 4–7 % av returslamflödet och optimal uppehållstid är 30–40 h (Vollertsen et al., 2006). EnviDan, där Petersen var aktiv, anger att "en liten andel av returslammet" ska skickas till SSH-reaktorn där uppehållstiden, HRT, bör vara 20–40 h (EnviDan, 2015). Senare dimensioneringar av SSH-processer visar på något kortare HRT, 20–30 h, och något högre flöde, >10 % av returslamflödet (Risum Mikkelsen & Agertved Madsen, 2014).

Under förutsättning att SSH-volymer dimensioneras på rätt sätt och att flödet in till SSH-reaktorn går att styra och justera kan optimering av uppehållstid och inflöde göras specifikt för respektive reningsverk utifrån de yttre förutsättningar, t.ex. nitrathalt i returslammet, som råder.

2.8 Uppföljning av bio-P och hydrolys

2.8.1 Yttre förutsättningar för bio-P

För att bio-P via SSH ska fungera i en reningsprocess finns flera yttre förutsättningar som måste uppfyllas. En del kan påverkas med en genomtänkt processdesign eller mer eller mindre enkla anläggningstekniska åtgärder medan andra, såsom avloppsvattnets sammansättning, är svårare att påverka.

COD/TP-kvot in till biologin:

Analys, COD och TP, bör göras på flödesproportionella dygns- eller veckoprover men om detta inte är möjligt används stickprov. Vid en hög COD/TP-kvot, >133, behövs ingen bio-P (kapitel 2.7.2). Då är överskottslamproduktionen så stor i förhållande till inkommande fosfor att assimilering av fosfor i slam vid normal tillväxt ger tillräcklig avskiljning. En låg kvot, 40–60, ger goda förutsättningar för bio-P då ett stort överskott av fosfor finns i processen vilket gynnar selektionen av bio-P-bakterier. COD/TP-kvoten kan i vissa fall ändras medvetet genom att förändra förfällningsstra-

tegi eller ytbelastning (ta en eller flera enheter ur drift) i reningsverk med försedimentering.

PO₄-P-halt in till biologin:

En väldigt låg halt fosfat in till biologin gynnar inte selektionen av bio-P-bakterier även om COD/TP-kvoten är låg. Bäst förutsättningar för bio-P har de reningsverk med relativt hög fosforhalt in till biologin.

Magnesium och Kalium in till biologin:

För att fosforsläpp och -upptag ska ske krävs motjonerna Mg och K. Halten in till biologin bör överskrida 0,3 mg Mg/mg TP och 0,4 mg K/mg TP för att tillgodose bio-P-bakterierna vid P-släpp (Tykesson & la Cour Jansen, 2005).

Nitrat och syre in till anaerob zon (SSH):

Förekomst av nitrat och syre gör att denitrifierare och andra heterotrofer konkurrerar med bio-P-bakterierna om VFA i anaerob zon (SSH och/eller i huvudströmmen). En hög nitrathalt i returslammet innebär att den VFA som frigörs vid hydrolys i SSH-reaktorn åtgår för denitrifikation och förutsättningarna för bio-P är därmed dåliga. Om detekterbara nitrathalter uppmäts ut ur SSHn finns med stor sannolikhet ingen VFA att tillgå för P-släpp eftersom mängden producerad COD inte räcker till för fullständig denitrifikation. Genom att anlägga en slamanox-zon/tank uppströms SSH-reaktorn kan nitrathalten in till SSHn minskas eller helt avlägsnas med hjälp av löst COD som frigörs vid hydrolys i slamanoxen.

Slamålder:

För att fosforupptag ska ske i den luftade zonen krävs en luftad slamålder som överstiger 4 dygn vid 10° C (Metcalf & Eddy, 2014). Processer med hög total slamålder ger generellt sett sämre förutsättningar för bio-P än processer med låg total slamålder.

2.8.2 Mått på bio-P-funktion

För att fastställa och/eller kvantifiera/utvärdera ett reningsverks bio-P-aktivitet finns olika metoder att tillgå. Nedan listas några olika parametrar som kan bestämmas utifrån processdata och labbanalyser vilka ger ett mått på bio-P-funktionen på ett reningsverk.

Fosforsläppstest (mg PO₄-P/g VSS, h):

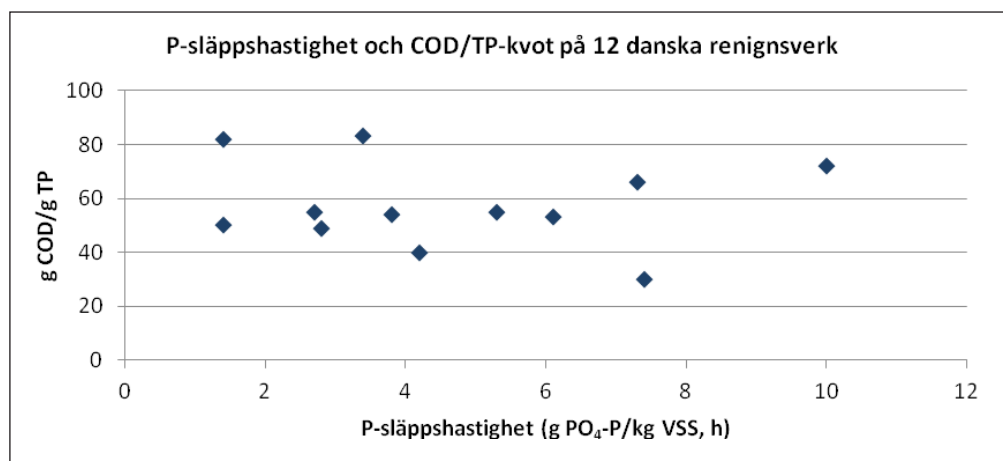
Slammets bio-P-potential, eller mängden aktiva bio-P-bakterier i slammet, mäts indirekt i detta labbtest (beskrivs i kapitel 3.2.1). Utifrån resultatet kan slammet klassificeras enligt Tabell 2-2.

Risum Mikkelsen & Agertved Madsen (2014) sammanställde P-släppshastigheter och COD/TP-kvoter uppmätta på 12 danska reningsverk. Resultaten varierade mellan 1,4 och 10 g PO₄-P/kg VSS, h och COD/TP-kvot 30–82. Inget samband kunde ses mellan P-släppshastigheten och COD/TP-kvoten, se Figur 2-11.

Tabell 2-2 Klassificering av bio-P-slam baserat på uppmätt P-släppshastighet vid fosforsläppsförsök (Janssen et al., 2002).

Klassificering	P-släppshastighet	
	mg PO ₄ -P/ g VSS, h	mg PO ₄ -P/g SS, h ¹
Medelmåttigt	<3	<2
Bra	3-7	2-5
Mycket bra	>7	>5

¹ Beräknat med förutsättning att VSS-halten är 70 % av SS



Figur 2-11 P-släppshastighet och COD/TP-kvot in till biologin på 12 danska reningsverk (utifrån data presenterade av Risum Mikkelsen & Agertved Madsen, 2014).

Metall/Fosfor-kvoten (mol/mol):

Beräknas genom att dividera totala mängden metall (järn/aluminium) i den fällningskemikalie som tillsätts processen i samtliga doseringspunkter med mängden avskild fosfor över processen. En tumregel inom branschen är att ett mol-förhållande <1 indikerar bio-P.

Fosforhalt i slam (% av TS):

Analysen bör utföras på överskottsslam eller prov taget nedströms den luftrade zonen då bio-P-bakterierna har högsta möjliga fosforhalt. Analysen skiljer inte på kemiskt och organiskt bunden fosfor. I processer utan simultanfällning (simultanfällning inkluderar recirkulation av kemikalier, tillflöde av vattenverksslam etc.) indikerar en halt på >1,5 % TP av TS att bio-P-aktivitet finns (Risum Mikkelsen & Agertved Madsen, 2014).

Fosforsläpp och -upptag i processen (kg PO₄-P/d):

Genom att analysera PO₄-P-halten in och ut ur anaerob zon kan ett eventuellt fosforsläpp identifieras och kvantifieras. Detta gäller såväl SSH-reaktorn som en anaerob zon i huvudströmmen. Släppet kan sedan jämföras med upptaget i aerob zon. Vid beräkningar bör halter räknas om till massflöden då mängden i olika flöden (Q_{SSH}, Q_{RAS}, Q_{IN} etc.) kan behöva summeras. Ett tydligt fosforsläpp i processen med ett efterföljande upptag som är större än släppet indikerar fungerande bio-P.

2.8.3 Yttre förutsättningar för hydrolys

Potentialen för att effektiv hydrolys ska ske i SSH-reaktorn beror på flera yttre faktorer. Vid dimensionering av ett nytt reningsverk kan utformningen väljas för att ge optimala förutsättningar för hydrolys. På befintliga anläggningar kan nedan nämnda faktorer övervakas och optimeras i den mån det är möjligt.

Anaerob slamålder:

Med en för hög anaerob slamålder, över 3,5–6 d beroende på temperatur, finns risk för tillväxt av metanproducerande arkéer som omvandlar VFA till metangas (Shah et al., 2014). Vid för låg anaerob slamålder produceras inte tillräckligt med VFA för att tillgodose bio-P-processen samtidigt som tillväxt och selektion av bio-P-bakterier blir dålig. Vad som är för lågt beror på hur stort lyxupptag som krävs, se kapitel 2.7.2.

Total slamålder:

En hög total slamålder, >20 d, medför en hög nedbrytningsgrad av COD vilket leder till ett sämre utbyte av löst COD vid hydrolys av aktivt slam (Jönsson & la Cour Jansen, 2006). Det är viktigt att hålla koll på slamåldern på reningsverket då många svenska reningsverk drivs vid onödigt hög slamålder. Slamåldern kan styras via överskottsslamuttaget och slamhalten i biologin.

Försedimentering:

Partikulärt COD avskiljs vid sedimentering och blir därmed inte tillgängligt för den biologiska processen. Adsorptionen av COD till slam blir mindre och utbytet av löst COD vid hydrolys av aktivt slam blir lägre för reningsverk med försedimentering (Jönsson & la Cour Jansen, 2006).

2.8.4 Mått på hydrolysfunktion

Målet med hydrolysen av aktivt slam i SSH-reaktorn är främst att producera VFA för att möjliggöra bio-P men också att producera ett överskott av lättlösligt COD (inklusive VFA) för förbättrad fördenitrifikation. Hydrolysens funktion kan mätas och kvantifieras på olika sätt.

COD-överskott (mg/l eller kg/d):

Genom att mäta den lösta COD-halten in till och ut ur SSH-reaktorn kan överskottsproduktionen av COD, d.v.s. mängden organiskt kol som kan användas vid fördenitrifikation, beräknas. Ett stort överskott indikerar god hydrolysfunktion men mätningen omfattar inte mängden COD/VFA som konsumerats i SSH-reaktorn av bio-P-bakterier och/eller denitrifierare. Olika studier har uppmätt utbytet av löst COD (d.v.s. produktionen av löst COD per enhet SS, VS eller COD_{tot} i reaktorn) vid anaerob hydrolys av aktivt slam till 1–13 % av COD_{tot} vilket motsvarar 0,7–9 % av VS eller ca 0,5–7 % av SS (Jönsson & la Cour Jansen, 2006; Andreassen et al., 1997). En tydlig koppling mellan utbytet och processutformning iaktogs av Jönsson och la Cour Jansen (2006) där försedimentering och hög slamålder var negativt för utbytet. Sämst utbyte återfanns i reningsverk med både försedimentering och hög slamålder. Andelen VFA i COD-överskottet låg mellan 5–50 %. Slam från bio-P-processer uppvisar som regel låg andel VFA per

COD-överskott, 1–5 %, samt ett lågt utbyte av löst COD, 1 %, till följd av VFA-upptag av bio-P-bakterier (Jönsson & la Cour Jansen, 2006; Voltertsen et al., 2006).

Konsumerat COD (mg/l eller kg/d):

Genom att mäta fosfat- och nitrathalten in till och ut ur SSH-reaktorn kan mängden COD som förbrukats för P-släpp och denitrifikation beräknas (se kapitel 3.2.2). Med hjälp av dessa värden kan den totala hydrolyshastigheten (g COD/kg VSS, h eller g COD/kg SS, h) uppskattas. Tidigare studier har redovisat hydrolyshastigheter på 0,3–1,9 mg COD/g VS, h vilket motsvarar ca 0,2–1,4 mg COD/g SS, h vid en VSS-halt på 70 % av SS (Jönsson & la Cour Jansen, 2006).

Ammoniumproduktion (mg/l eller kg/d):

Vid hydrolys frigörs inte bara lättillgänglig COD utan även ammonium produceras när t.ex. proteiner bryts ned. Produktionen av ammonium är proportionell mot produktionen av COD. Genom att analysera $\text{NH}_4\text{-N}$ in till och ut ur SSH-reaktorn kan den totala mängden COD som produceras vid hydrolys beräknas (se kapitel 3.2.2).

2.9 Beskrivning av deltagande reningsverk

Deltagande reningsverk i projektet var Bålsta, Duvbacken, Kungsängsverket, Skebäckverket, Skillingaryd, Strävliden, Ullared och Veddige. Reningsverken finns markerade på kartan i Figur 2-12. Nedan följer en kortare beskrivning av respektive verk. Mer information (processvolym, flöden m.m.) finns i Bilaga 1.



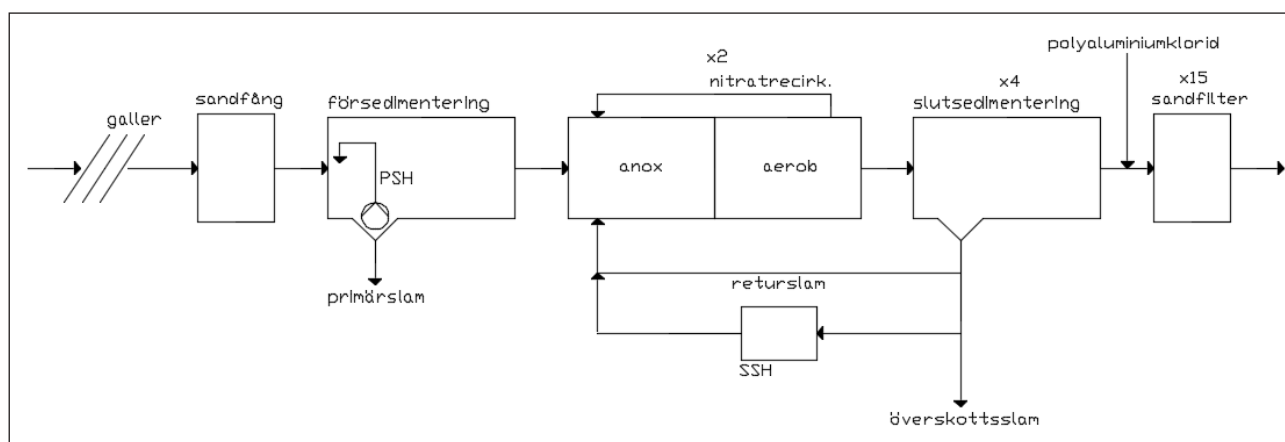
Figur 2-12
Karta över deltagande reningsverk.

2.9.1 Bålsta avloppsreningsverk (Håbo kommun)

Bålsta avloppsreningsverk är ett av två reningsverk i Håbo kommun. Reningsverket är dimensionerat för 30 000 pe. Nuvarande belastning är ungefär 13 000 pe och dygnsmedelflödet cirka 5 900 m³/dygn.

Reningskraven för Bålsta avloppsreningsverk är 0,3 mg TP/l (kvartalsmedelvärde) samt 10 mg BOD₇/l och 15 mg TN/l (årsmedelvärden).

Bålsta avloppsreningsverk är utformat enligt Figur 2-13 med rensgaller, sandfång, försedimentering med primärslamshydrolys, aktivslamprocess med biologisk kväverening genom fördenitrifikation och nitrifikation, biologisk fosforavskiljning i sidostromshydrolys samt efterfällning med Al³⁺ på sandfilter. Tvättvattnet från backspolning av sandfiltren renas i en separat sedimenteringsbassäng. Om partikelhalten i det renade tvättvattnet är hög recirkuleras tvättvattnet, med medföljande kemikalier, till inloppspumpstationen.



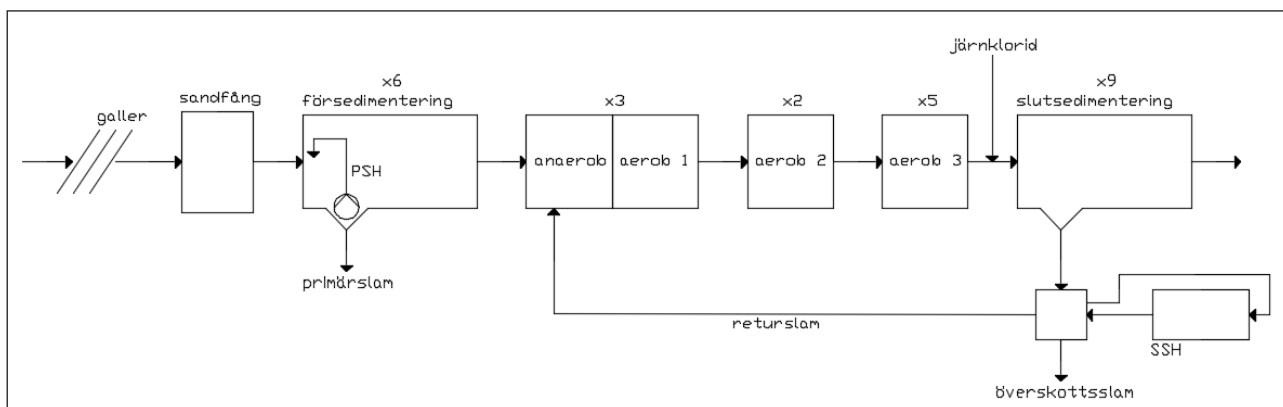
Figur 2-13 Processutformning vid Bålsta avloppsreningsverk, Håbo kommun.

2.9.2 Duvbackens avloppsreningsverk (Gästrik Vatten)

Duvbackens avloppsreningsverk behandlar kommunalt avloppsvatten från Gävle med ytterområden. Reningsverket är dimensionerat för 100 000 pe. År 2014 hade reningsverket en belastning på ungefär 73 400 pe (baserat på en belastning om 70 g BOD₇/pe, dygn) och ett dygnsmedelflöde på cirka 31 900 m³/dygn.

Reningskraven för Duvbackens avloppsreningsverk är 0,3 mg TP/l och 8 mg BOD₇/l (riktvärden, kvartalsmedelvärden).

Duvbackens reningsverk är utformat enligt blockschemat i Figur 2-14 med rensgaller, sandfång, försedimentering med primärslamshydrolys samt aktivslamprocess utformad för biologisk fosforavskiljning i huvudströmmen och i sidostromshydrolys. Möjligheten för simultanfällning finns och tillämpas då utgående fosfathalt från biosteget är hög. Reningsverket är inte utformat för kväverening.



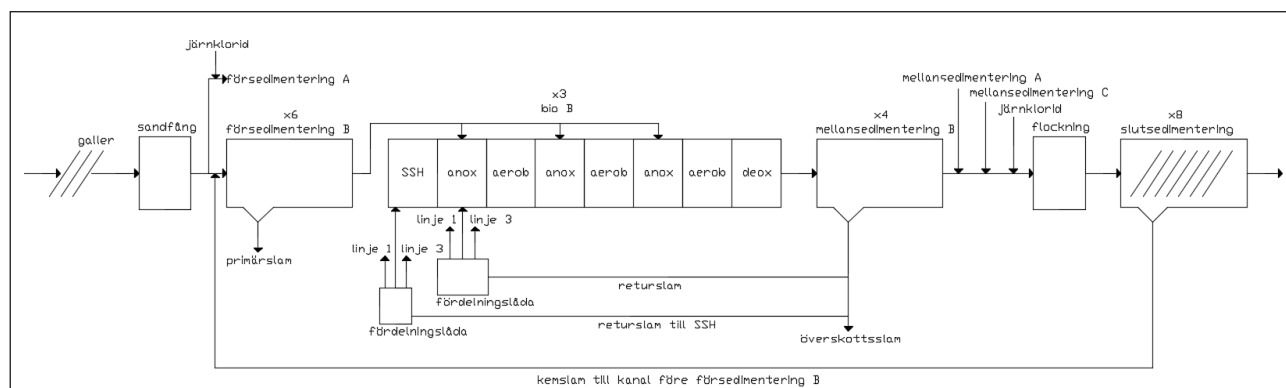
Figur 2-14 Processutformning vid Duvbackens avloppsreningsverk, Gävle kommun.

2.9.3 Kungsängsverket (Uppsala Vatten)

Kungsängsverket behandlar avloppsvatten från Uppsala stad. Reningsverket är dimensionerat för 200 000 pe. År 2014 hade reningsverket en belastning på ungefär 148 700 pe (baserat på en belastning om 70 g BOD₇/pe, dygn) och ett dygnsmedelflöde på cirka 50 400 m³/dygn.

Reningskraven för Kungsängsverket är 0,25 mg TP/l (riktvärde som kvartalsmedelvärde och gränsvärde för årsmedelvärde), 10 mg BOD₇/l (riktvärde, kvartalsmedelvärde) och 15 mg TN/l (riktvärde, årsmedelvärde).

Vid Kungsängsverket sker mekanisk, biologisk och kemisk behandling av inkommande avloppsvatten. Anläggningsdelarna för mekanisk och biologisk rening är indelade i tre block: A, B och C. Utformningen av block B visas i Figur 2-15. I block B renas avloppsvattnet med rens-galler, sandfång försedimentering, i aktivslamprocess med biologisk kväverening med fördenitrifikation (kaskadrening) och genom biologisk fosforavskiljning i sidostromshydrolys. Avloppsvattnet från block A, B och C kemfälls gemensamt genom efterfällning. Kems-lammet recirkuleras tillbaka in i processen.



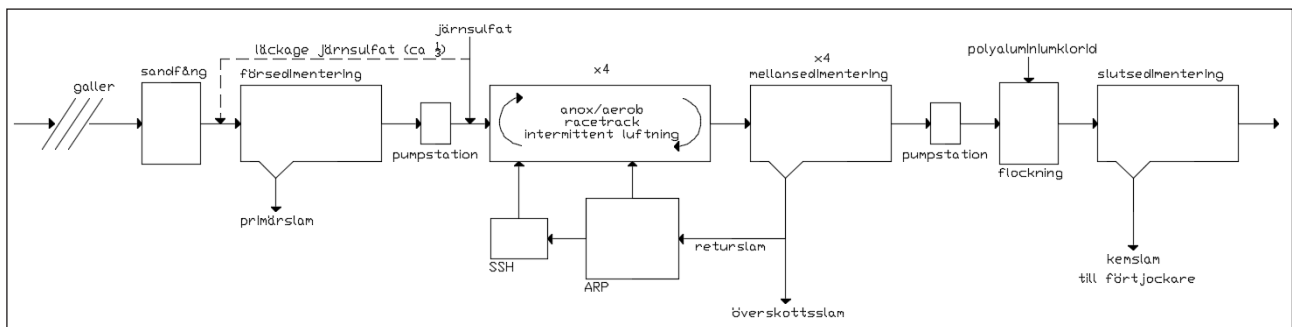
Figur 2-15 Processutformning för block B vid Kungsängsverket, Uppsala kommun.

2.9.4 Skebäcksverket (Örebro kommun)

Skebäcksverket är det största avloppsreningsverket i Örebro kommun. Reningsverket är dimensionerat för 180 000 pe. År 2014 hade reningsverket en belastning på ungefär 114 000 pe (baserat på en belastning om 70 g BOD₇/pe, dygn) och ett dygnsmedelflöde på cirka 46 200 m³/dygn.

Reningskraven för Skebäckverket är 0,25 mg TP/l (riktvärde, kvartalsmedelvärde) och 0,30 mg TP/l (riktvärde, månadsmedelvärde) samt 8 mg BOD₇/l (gränsvärde, kvartalsmedelvärde) och 10 mg BOD₇/l (gränsvärde, månadsmedelvärde). Slutgiltiga krav för utsläpp av kväve har ej fastställts.

Skebäckverkets utformning visas i Figur 2-16. Avloppsvattnet renas med rengaller, sandfång, försedimentering, simultanfällning med järnsulfat samt i aktivslamprocess med biologisk kväverening i intermittant luftad process och i en ARP. Biologisk fosforering i sidoströmshydrolys tillämpas. Möjlighet till efterfällning finns.



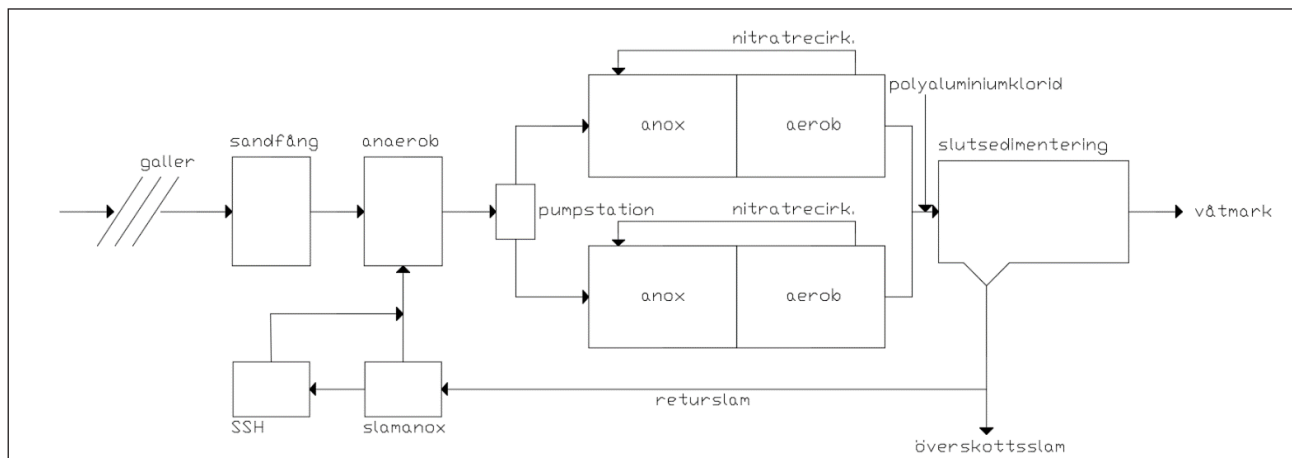
Figur 2-16 Processutformning vid Skebäckverket, Örebro kommun.

2.9.5 Skillingaryds avloppsreningsverk (Vaggeryds kommun)

Skillingaryds avloppsreningsverk är det största reningsverket i Vaggeryds kommun. Reningsverket är dimensionerat för 10 000 pe. Nuvarande belastning uppgår till ungefär 7 600 pe och dygnsmedelflödet är cirka 2 900 m³/dygn.

Reningskraven för Skillingaryds reningsverk är 0,3 mg TP/l, 10 mg BOD₇/l och 15 mg TN/l.

Skillingaryds reningsverk är utformat enligt blockschemat i Figur 2-17. Avloppsvattnet renas med rengaller, sandfång samt i aktivslamprocess med biologisk kväverening genom fördenitrifikation och med biologisk fosforering i huvudströmmen och i sidoströmshydrolys. Säsongsvis sker simultanfällning av avloppsvattnet. Retur slammet leds tillbaka till huvudströmmen och till sidoströmshydrolysen via en slamnox.



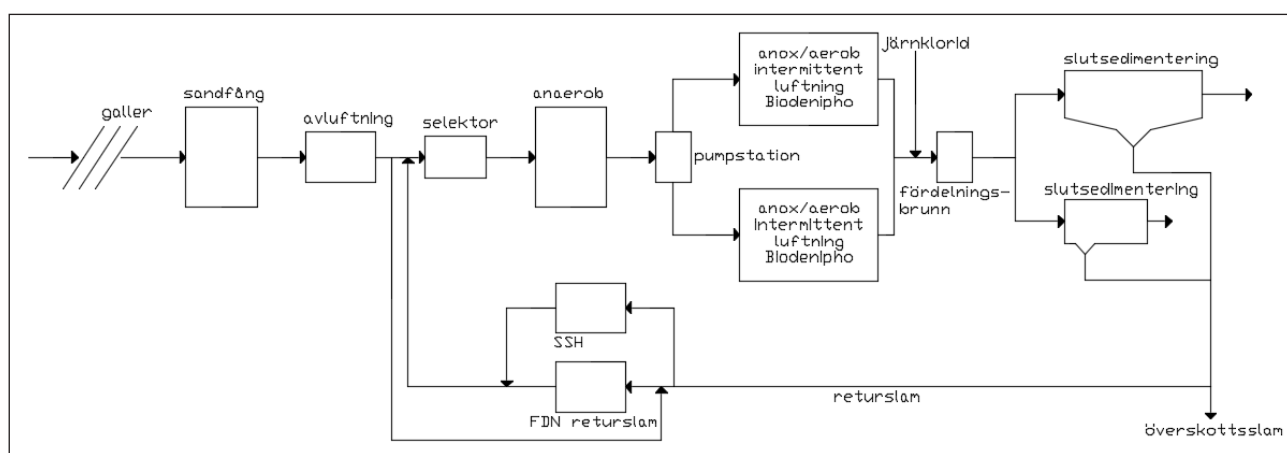
Figur 2-17 Processutformning vid Skillingaryds avloppsreningsverk, Vaggeryds kommun.

2.9.6 Strävlidens avloppsreningsverk (Stenungsunds kommun)

Strävlidens avloppsreningsverk behandlar avloppsvatten från Stenungsunds kommun. Reningsverket är dimensionerat för 20 000 pe. Nuvarande belastning är ungefär 15 500 pe och dygnsmedelflödet är cirka 6 400 m³/dygn.

För Strävlidens reningsverk gäller följande reningskrav: 0,4 mg TP/l (riktvärde, månadsmedelvärde), 0,5 mg TP/l (gränsvärde, årsmedelvärde), 10 mg BOD₇/l (riktvärde som kvartalsmedelvärde och gränsvärde för årsmedelvärde) och 15 mg TN/l (riktvärde, kvartalsmedelvärde).

Strävlidens avloppsreningsverk är utformat enligt Figur 2-18. Avloppsvattnet renas med rengaller, sandfång samt i aktivslamprocess utformad för kväverening och biologisk fosforering. Biosteget är utformat som en BioteniphoTM-process med en anaerob zon i huvudströmmen följt av bas-sånger med intermittent luftning för att erhålla nitrifikation, denitrifikation och biologisk fosforering. Processen är även utformad med sidoströms-hydrolys. Simultanfällning tillämpas. Därtill sker fördenitrifikation med returslammet.



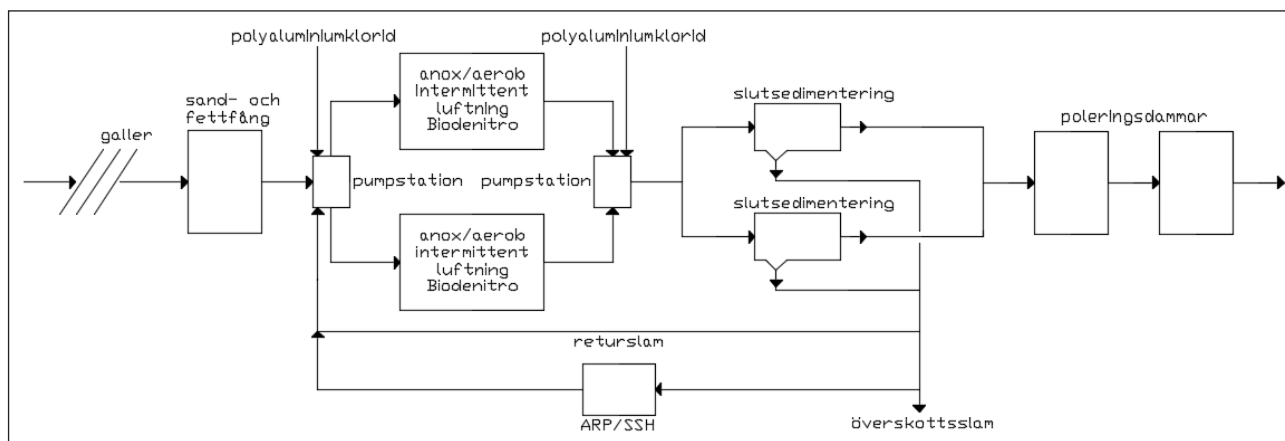
Figur 2-18 Processutformning vid Strävlidens avloppsreningsverk, Stenungsunds kommun.

2.9.7 Ullareds avloppsreningsverk (VIVAB)

Ullareds avloppsreningsverk är dimensionerat för 7 400 pe. Nuvarande belastning uppgår till 3 200 pe och dygnsmedelflödet är cirka 900 m³/dygn.

Gällande reningskrav för Ullareds reningsverk är 0,3 mg TP/l, 10 mg BOD₇/l och med krav på nitrifikation ned till 3 mg NH₄-N/l under sommarhalvåret (juni–oktober).

Utformningen av Ullareds avloppsreningsverk visas i Figur 2-19. Rening av avloppsvattnet sker i rengaller, sand- och fettfång och i aktivslamprocess utformad som en BiotenitroTM-process med intermittent luftning för att erhålla nitrifikation och denitrifikation. Biologisk fosforering sker genom sidoströmshydrolys. Sidoströmshydrolysen kan även drivas som en ARP (aktiv returslamprocess) för att få ökad kväverening. Denna driftstrategi tillämpas då belastningen på reningsverket är hög. Möjlighet till för- och efterfällning finns. Vattnet slutpoleras i dammar.



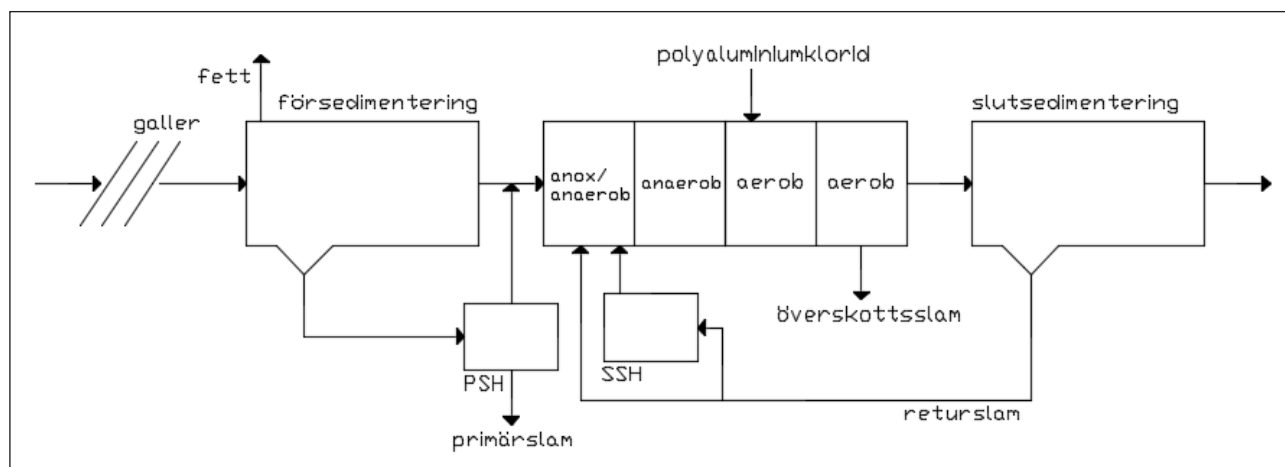
Figur 2-19 Processutformning vid Ullareds avloppsreningsverk, Falkenbergs kommun.

2.9.8 Veddige avloppsreningsverk (VIVAB)

Veddige avloppsreningsverk i Varbergs kommun är dimensionerat för 3 700 pe. Nuvarande belastning uppgår till ungefär 3 500 pe och dygnsmedelflödet är cirka 1 000 m³/dygn.

För Veddige avloppsreningsverk gäller följande reningskrav: 0,5 mg TP/l och 15 mg BOD₅/l (riktvärden som kvartalsmedelvärden och gränsvärden för årsmedelvärden). Reningskrav för kväve saknas.

Veddige reningsverk är utformat enligt Figur 2-20 med rens-galler, förse-dimentering med primärslamshydrolys, aktivslamprocess med simultanfällning och sidostömshydrolys för biologisk fosforavskiljning. Processen är inte utformad för kväverening.



Figur 2-20 Processutformning vid Veddige avloppsreningsverk, Varbergs kommun.

2.10 Jämförelse av utformning av deltagande reningsverk

En jämförelse av processutformningen för de reningsverk som deltog i projektet ges i Tabell 2-3.

Tabell 2-3 Jämförelse av processutformning för reningsverk som deltog i projektet. Kryssen motsvarar förekomsten av angivet processteg.

	Bålsta	Duvback.	Kungsäng.	Skebäcksv.	Skillingar.	Strävliden	Ullared	Veddige
Förbehandling								
Försedimentering	X	X	X	X				X
Primärslamshydrolys	X	X						X
Biologi								
Biologisk kväverening	X		X	X	X	X	X	
Anaerob volym i huvudström		X			X	X		X
Intermittent luftning biosteg				X		X	X	
Returslam/SSH								
Slamanox före SSH				(X) ¹	X			
Intermittent luftad SSH							X	
Kemisk fällning								
Förfällning							X	
Simultanfällning		X		X	X	X		X
Efterfällning	X	X	X	X			X	

¹ Intermittent luftad ARP före SSH kan eventuellt fungera som slamanox.

3 Metod och genomförande

Projektet bestod av tre delprojekt. Genomförandet av dessa samt metod för genomförandet redovisas i detta kapitel.

3.1 *Delprojekt 1 - Kurs för drifts-/laboratoriepersonal*

I samarbete med Håbo kommun hölls en tvådagarskurs på Bålsta avloppsreningsverk i april 2015 med syfte att ge deltagarna teoretiska kunskaper om hur en hydrolysisprocess fungerar och hur olika sidoströmshydrolysisprocesser kan vara utformade. Kursen syftade även till att ge deltagarna praktiska kunskaper med provtagningar på en fullskaleprocess samt tillhörande analyser och tolkning av analysresultaten. Tjugo personer från tio olika VA-organisationer deltog på kursen.

Inför kursen fick deltagarna förbereda sig genom att ta fram dimensioner, flöden, slamhalter och andra driftsparametrar för sin egen process. Kursen innefattade förutom teoretisk genomgång av biologisk fosforavskiljning och sidoströmshydrolys även räkneövningar med det egna reningsverket som utgångspunkt. Provtagning och analyser på Bålsta avloppsreningsverks SSH-process genomfördes. Under kursen gavs även tid för övergripande diskussioner om biologisk fosforavskiljning och hydrolysisprocesser där deltagarna utbytte erfarenheter. Slutligen påbörjades även framtagande av ett provtagningsprogram för det egna verkets sidoströmshydrolysisprocess under kursen.

3.2 *Delprojekt 2 - Insamling och utvärdering av processdata*

Under Delprojekt 2 togs ett slutgiltigt provtagnings- och analysprogram för respektive deltagande reningsverk fram, i samarbete med Sweco och LTH. Provtagningsprogrammet anpassades även efter personalens tillgängliga tid och möjlighet att utföra analyser i eget eller externt laboratorium.

Driftspersonalen vid reningsverken utförde sedan provtagning och analys under två kampanjprovtagningar som vardera pågick ungefär en vecka.

Alla reningsverk ombads samla in data vid tre tillfällen under en period på sju dagar. Första provtagningsomgången genomfördes sommaren 2015. Proverna togs i maj på Strävlidens reningsverk, i juni på Skillingaryds reningsverk, Bålsta reningsverk, Duvbackens reningsverk, Veddige reningsverk och Ullareds reningsverk, i juli på Kungsängsverket och i augusti på Skebäcksverket.

En andra provtagningsomgång genomfördes under hösten 2015. Proverna togs i september på Skillingaryds reningsverk, Kungsängsverket, Duvbackens reningsverk, Skebäcksverket och Veddige reningsverk, i oktober på Bålsta reningsverk och i december på Ullared reningsverk. Strävlidens reningsverk uteblev från den andra provtagningsomgången på grund av anläggningstekniska problem.

Data från provtagningarna, driftsdata samt data om reningsverkens utformning och funktion samlades in och analyserades av projektgruppen. Utformning, driftstrategi och driftsresultat för de olika reningsverken jämfördes med de rådande dimensioneringsriktlinjerna.

3.2.1 Kampanjprovtagning

En provtagningsmall skapades för de driftsdata och de analyser som ansågs relevanta för att utvärdera sidoströmshydrolysprocessen. Samtliga parametrar skrevs in i mallen vid varje provtagningstillfälle. Provtagningsprogrammen för alla deltagande reningsverk med komplett sammanställning av de data som efterfrågats återfinns i Bilaga 1. En generell sammanställning av efterfrågad data följer nedan.

Driftsdata:

Den efterfrågade driftsdatan omfattade primärt volymer, flöden och slamhalter (från givare). Volymen inkluderade anaeroba zoner, anoxiska zoner, aeroba zoner, biosedimentering, SSH samt ARP och slamnox (se kapitel 2.9 för respektive reningsverks utformning). Flöden inkluderade returslamflöde, överskottslamflöde, flöde till SSH och inkommande flöde till reningsverket. Slamhalterna som efterfrågades var slamhalterna i biologi, SSH, ARP, returslam och överskottslam. Tack vare volymerna, flödena och slamhalterna kunde slamåldrar beräknas. Flödena var även viktiga för att kunna beräkna massbalanser för framför allt fosfor men även för COD, NO_3 och NH_4 .

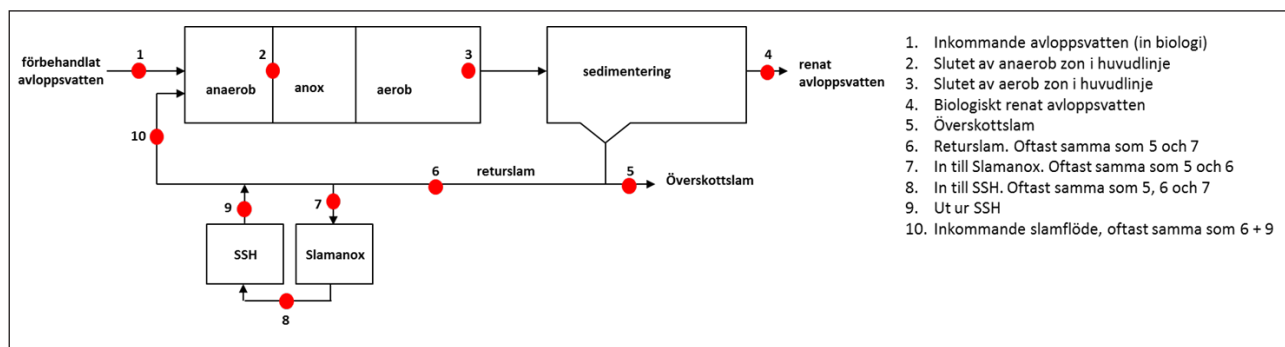
Övrig driftsdata som efterfrågades (om givare fanns) var temperatur i processen, $\text{NO}_3\text{-N}$ i SSH, konduktivitet i SSH och O_2 i SSH. Temperaturen påverkar tillväxt- och reaktionshastigheter i processen och är därför viktig för att kunna jämföra de olika provtagningstillfällena sinsemellan. $\text{NO}_3\text{-N}$ och O_2 i SSH var intressant för att kunna avgöra om volymen var helt syrefri.

Projektgruppen ville även veta hur stor mängd och vilken typ av fällningskemikalie som användes. Detta för att veta hur mycket kemikalier som cirkulerade i systemet samt för att möjliggöra beräkningen av metall/fosfor-kvoten. En stor mängd katjoner i bioslammet skulle exempelvis binda upp fosfat direkt efter ett fosforsläpp och göra det svårt att kvantifiera P-släppet och analysera P-släppshastighet.

Provtagning:

Provtagningspunkter som ansågs viktiga för att kunna utvärdera processen visas i Figur 3-1. Då de olika reningsverken har olika utformning är provtagningspunkternas placering lite olika vid de olika reningsverken. I vissa fall behövde provtagningspunkter läggas till eller tas bort och i andra fall kunde flera punkter ersättas av en gemensam punkt. Se Bilaga 1 för slutgiltiga provtagningsprogram.

Samtliga prover var stickprover.



Figur 3-1 Översiktlig bild över provtagningspunkter i kampanjprovtagningarna.

Analys:

$\text{PO}_4\text{-P}$ mättes i samtliga punkter för att kunna ställa upp massbalanser över fosfat samt beräkna fosforflöde, fosforupptag och fosforhalten i slam. $\text{NH}_4\text{-N}$ och $\text{NO}_3\text{-N}$ mättes i punkt 8 och 9 i syfte att ställa upp massbalanser för $\text{NH}_4\text{-N}$ och $\text{NO}_3\text{-N}$ över SSH-bassängen. COD mättes i punkt 1, 8 och 9 för beräkning av COD/TP-kvot in till biologin samt för att kvantifiera COD-produktionen i SSH-reaktorn. In till biologin, punkt 1, mättes även kalium, magnesium och TP för beräkning av COD/TP-kvot samt för att säkerställa att inte kalium eller magnesium var begränsande för bio-P-aktiviteten genom beräkning av K/TP- och Mg/TP-kvoterna.

I slutet av den luftade zonen i den biologiska volymen, punkt 3, analyserades SS (om pålitlig givare inte fanns) och VSS (om möjlighet till VSS-analys fanns) för att fastställa slamhalten i biologin. Här togs även prov för genomförande av P-släpptest. I korthet genomförs ett P-släpptest genom att kolkälla tillsätts slamprovet och fosfathalten därefter mäts över tiden vid anaeroba förhållanden. Detaljerad instruktion finns i Tykesson och la Cour Jansen (2005). Från P-släpptestet erhöles P-släpphastighet och maximalt P-släpp.

I returslammet, punkt 6, mättes $\text{PO}_4\text{-P}$ för att se om halten skiljde sig från $\text{PO}_4\text{-P}$ -halten i utgående från biosedimentering, punkt 4. Detta för att säkerställa att inget sekundärt P-släpp inträffade i slamfickan.

I överskottslammet analyserades fosfor som procent av TS. Detta för att jämföra med det teoretiskt beräknade innehållet av TP i slam.

3.2.2 Dataanalys och beräkningar

Med insamlad data som grund kunde processparametrar som påverkar sidoströmshydrolysens och/eller bio-P-processens funktion beräknas. De parametrar som beräknades var slamålder, hydrolyshastighet, COD-utbyte, massbalans för fosfat samt kvoterna COD/TP, K/TP och Mg/TP i förbehandlat avloppsvatten.

Slamålder:

Slamålder, SRT (d) har beräknats med ekvation (11).

$$\text{SRT}_{\text{TOT}} = \frac{V_A \times \text{SS}_A + V_B \times \text{SS}_B + V_C \times \text{SS}_C \dots}{Q_{\text{OS}} \times \text{SS}_{\text{OS}} + Q_{\text{in}} \times \text{SS}_{\text{ut-bio}}} \quad (11)$$

Där:

V_A	biologisk volym A, t.ex. biologin i huvudvattenlinjen (m^3)
SS_A	slamhalten i biologisk volym A, t.ex. biologin i huvudvattenlinjen (kg/m^3)
V_B	biologisk volym B, t.ex. SSH-bassängen (m^3)
SS_B	slamhalten i biologisk volym B, t.ex. i SSH-bassängen (kg/m^3)
V_C	biologisk volym C, t.ex. ARP eller slamanox (m^3)
SS_C	slamhalten i biologisk volym C, t.ex. ARP eller slamanox (kg/m^3)
Q_{OS}	överskottslamflöde (m^3/d)
SS_{OS}	slamhalten i överskottslammet (kg/m^3)
Q_{in}	flöde in till biologin (m^3/d)
SS_{ut-bio}	SS-halten ut ur mellan-/slutsedimentering (kg/m^3).

Vid beräkning av total slamålder har alla biologiska volymer som finns i processen tagits med i beräkningen; volymen för biologin i huvudvattenlinjen samt eventuella volymer för sidoströmsbehandling (SSH, ARP, slamanox).

Vid beräkning av anaerob slamålder har alla anaeroba volymer tagits med i beräkningen (SSH, slamanox, anaerob zon i huvudvattenlinjen). Vid intermittent drift av en ARP/SSH-volym har slammängden i volymen multiplicerats med en faktor som speglar den andel av tiden som volymen är oluftad.

Vid beräkning av anaerob slamålder i SSH-rektorn har endast SSH-volymen tagits med i beräkningen.

Hydrolyshastighet:

Den teoretiska hydrolyshastigheten i SSH-rektorn har beräknats på två alternativa sätt, (a) utifrån producerad och konsumerad COD och (b) utifrån koncentrationsökningen av ammonium som förväntas frigöras då celler och annat organiskt material bryts ner.

Normalt anges hydrolyshastigheten i enheten g COD/kg VSS, h. Efter-som projektet inte hade tillgång till data från glödrestanalyser normaliseras hastigheten mot kg SS istället för kg VSS.

a) Hydrolyshastighet från producerad och konsumerad COD:

COD som produceras vid hydrolys i SSH-rektorn antas i första hand konsumeras vid denitrifikation av inkommande nitrat (COD_{den}), i andra hand tas upp av PAO vid P-släpp (COD_{PAO}) och i tredje hand producera ett överskott av löst COD i vattenfasen (COD_+).

Mängden COD (kg/d) som konsumeras vid denitrifikation kan beräknas med ekvation (12).

$$COD_{den} = (NO_3-N_{IN} - NO_3-N_{UT}) \times Q_{SSH} / 1000 \times 4 \quad (12)$$

Där:

NO_3-N_{IN}	nitrathalten in till SSH-rektorn (mg/l)
NO_3-N_{UT}	nitrathalten ut ur SSH-rektorn (mg/l)
4	teoretiskt COD-behov för denitrifikation ($kg\ COD/kg\ NO_3-N_{denitrifierat}$).

Mängden COD (kg/d) som konsumeras vid fosfatsläpp kan beräknas med ekvation (13).

$$\text{COD}_{\text{PAO}} = (\text{PO}_4\text{-P}_{\text{UT}} - \text{PO}_4\text{-P}_{\text{IN}}) \times Q_{\text{SSH}} / 1000 \times 2,3 \quad (13)$$

Där:

$\text{PO}_4\text{-P}_{\text{UT}}$ fosfathalten ut ur SSH-reaktorn (mg/l)
 $\text{PO}_4\text{-P}_{\text{IN}}$ fosfathalten in till SSH-reaktorn (mg/l)
 2,3 teoretiskt COD_{VFA} -upptag för fosforsläpp
 (kg COD/kg $\text{PO}_4\text{-P}_{\text{upptaget av PAO}}$)
 (Tykesson och Jansen 2005).

Mängden COD (kg/d) som produceras som ett överskott vid hydrolysen kan beräknas med ekvation (14).

$$\text{COD}_+ = (\text{COD}_{\text{UT}} - \text{COD}_{\text{IN}}) \times Q_{\text{SSH}} / 1000 \quad (14)$$

Där:

COD_{UT} COD-halten i utloppet från SSH-reaktorn (mg/l)
 COD_{IN} COD-halten i inloppet till SSH-reaktorn (mg/l).

Hydrolyshastigheten (g COD/kg SS, h) i SSH-reaktorn kan sedan beräknas utifrån mängden producerad och konsumerad COD med ekvation (15).

$$\text{Hydrolyshastighet} = \frac{(\text{COD}_+ + \text{COD}_{\text{PAO}} + \text{COD}_{\text{den}}) \times 1000}{V_{\text{SSH}} \times \text{SS}_{\text{SSH}} \times 24} \quad (15)$$

b) Hydrolyshastighet från frigjord ammonium:

Vid hydrolys bryts celler och annat organiskt material ned till mindre enheter varvid ammonium frigörs. Tidigare studier³ har visat att det finns ett linjärt samband mellan produktion av COD och ammonium vid hydrolys. Den teoretiska hydrolyshastigheten (g COD/kg SS, h) kan beräknas ur ekvation (16).

$$\text{Hydrolyshastighet} = \frac{(\text{NH}_4\text{-N}_{\text{ut}} - \text{NH}_4\text{-N}_{\text{in}}) \times Q_{\text{SSH}} / 24 \times 11,4}{V_{\text{SSH}} \times \text{SS}_{\text{SSH}}} \quad (16)$$

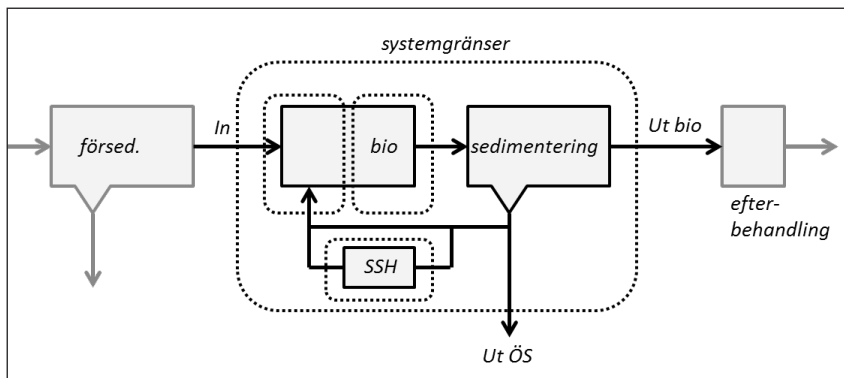
Där:

$\text{NH}_4\text{-N}_{\text{ut}}$ ammoniumhalten i utloppet från SSH-reaktorn (mg/l)
 $\text{NH}_4\text{-N}_{\text{in}}$ ammoniumhalten i inloppet till SSH-reaktorn (mg/l)
 11,4 teoretisk mängd producerad COD per mängd frisläppt ammonium i SSH-reaktorn (kg COD/kg $\text{NH}_4\text{-N}_{\text{frisläppt}}$).⁵

Massbalans fosfor:

En massbalans över den biologiska reningen ställdes upp för att på så sätt beräkna mängden fosfor i slammet. Massbalanser ställdes även upp över den anaeroba zonen i huvudlinjen och SSH-reaktorn för att kvantifiera fosforsläpp, hydrolysutbyte, denitrifikation av nitrat och ammoniumproduktion. En massbalans över luftad zon ställdes upp för beräkning av fosforupptaget. Systemgränser för massbalanserna redovisas i Figur 3-2.

³ Personlig kommunikation med Gert Petersen, EnviDan i Danmark, februari 2013.



Figur 3-2 Systemgränser för massbalanser.

Massbalansen för beräkning av fosforhalten i slammet redovisas nedan. Övriga balanser redovisas inte här men baseras på samma grundprincip. Massbalansen är beräknad i enheten kg TP/d och baseras på ekvation (17) till (20).

$$In = Ut_{bio} + Ut_{ÖS} \quad (17)$$

$$In = \frac{TP_{in} \times Q_{in}}{1000} \quad (18)$$

$$Ut_{bio} = (PO_4 - P_{ut-bio} + SS_{ut-bio} \times X_{antagen}) \times \frac{Q_{in}}{1000} \quad (19)$$

$$Ut_{ÖS} = SS_{ÖS} \times Q_{ÖS} \times X \quad (20)$$

Där:

TP_{in} totalfosforhalten in till biologin (mg/l)
 $PO_4 - P_{ut-bio}$ fosfathalten i utloppet från mellan-/slutsedimenteringen (mg/l)
 X andelen fosfor i slam, enhet är kg TP/kg SS eller % av TS
 $X_{antagen}$ andel fosfor i slam, antaget värde som uppdateras om $X_{antagen} \neq X$ (iteration)

3.3 Delprojekt 3 - Rapportering och återkoppling till deltagande reningsverk

Resultaten från projektet sammanställdes i föreliggande rapport.

En avslutande workshop med deltagande reningsverk hölls i Vaggeryd 9 mars 2016, där resultaten från projektet redovisades och deltagarna gavs möjlighet att diskutera resultaten och sina erfarenheter från projektet.

4 Resultat och diskussion

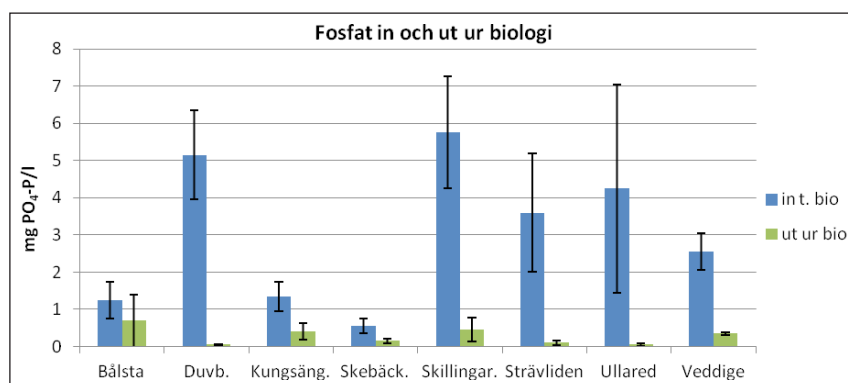
Detta kapitel fokuserar på delprojekt 2, insamling och utvärdering av processdata (se kapitel 3.2) från de åtta deltagande reningsverken. Data från respektive reningsverk utgörs av analysresultat från två kampanjprovtagningar som genomfördes på sommaren och hösten 2016 samt driftsdata (onlineinstrument) från tidpunkterna för provtagningarna. Data har sedan använts i massbalanser och beräkningar för att utvärdera reningsprocessernas bio-P- och hydrolysfunktion samt för att relatera detta till processdesignen.

I föreliggande studie har inte utretts huruvida insamlad data är representativa för respektive process över tid. De resultat som redovisas för kampanjprovtagningarna utgörs av ett medelvärde av tre stickprover tagna på tre olika dagar under en vecka och det är osäkert om värdena är representativa för hela dygnet, speciellt när det gäller provtagningspunkter som normalt har stor dygnsvariation som inkommande avloppsvatten. Osäkerheten i data bör beaktas när resultaten utvärderas.

I Bilaga 1 redovisas rådata från analyser, process- och driftsdata från samtliga kampanjprovtagningar.

4.1 Bio-P

För att ge en bild av fosforavskiljningen över biologin på de deltagande reningsverken redovisas inkommande och utgående fosfatfosforhalter i Figur 4-1. De flesta reningsverk har en reduktionsgrad över biologin på 90–100 % av inkommande fosfat och uppfyller sina utgående krav (0,3 mg/l som kvartals- eller årsmedel för alla utom Veddige som har 0,5 mg/l och Kungsängsverket som har 0,25 mg/l) vid samtliga provtagningsstillfällen. Bålsta reningsverk visade på onormalt höga fosfathalter ut vid kampanjprovtagning 2 och Kungsängsverket hade något förhöjda halter ut under kampanjprovtagning 1, vilket ger lägre reduktionsgrad för de två reningsverken. Båda reningsverken klarade ändå kraven på kvartalmedelvärden år 2015. Även Skebäcksverket har en låg reduktionsgrad, 72 %, som medelvärde. Detta beror dock på de låga inkommande fosforhalterna.



Figur 4-1 Uppmätt fosfathalt in till och ut ur biologin, medelvärde kampanjprovtagning 1 och 2 (n=6, för Strävliden är n=3).

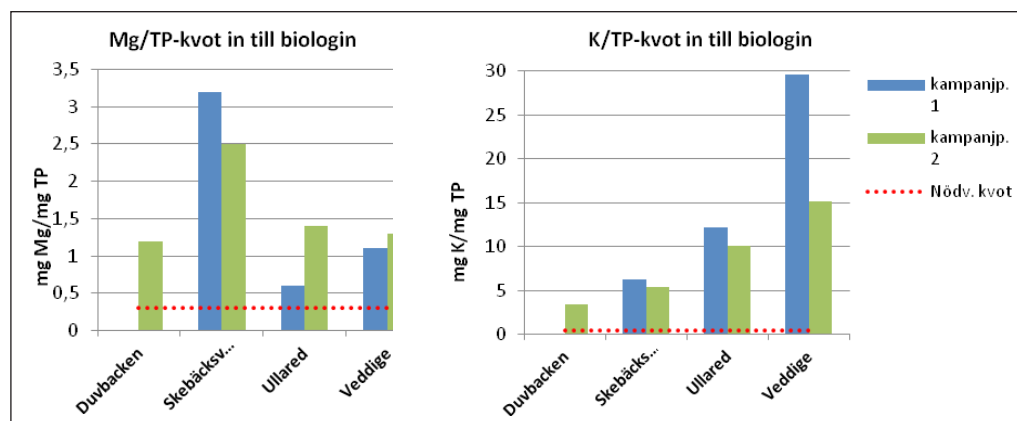
En god reduktion av fosfat över biologen innebär dock inte att reningsverket har en god bio-P-funktion. De flesta reningsverk tillämpar någon form av simultanfällning, kontinuerligt eller vid behov, vilket bidrar till fosforreduktionen. Reningsverk med en hög COD/TP-kvot kan dessutom uppnå reningskraven för fosfor genom enbart assimilering av fosfor till slam (se kapitel 2.7.2). I Tabell 4-1 redovisas halten av totalfosfor, fosfatfosfor och COD i inflödet till biologin samt COD/TP-kvoten. Samtliga reningsverk har en COD/TP-kvot som understiger 130 vilket enligt teorin innebär att enbart assimilering inte är tillräckligt för att uppnå reningskraven. Duvbacken har en väldigt låg COD/TP-kvot, 36, vilket innebär att en stor andel av fosfor måste avskiljas via lyxupptag (bio-P) eller kemfällning. Detta borde vara gynnsamt för utvecklingen av en livskraftig PAO-population i konkurrens med andra mikroorganismer. Kungsängsverket, Skebäcksverket och Skillingaryd har höga COD/TP-kvoter, 92–95. En relativt sett mindre andel fosfor finns därmed tillgänglig för lyxupptag vilket inte bör gynna PAO-tillväxt och selektion på samma sätt.

Tabell 4-1 Sammanställning av avloppsvattnet in till biologin, medelvärden (n=6).

Reningsverk	TP (mg/l)	PO ₄ -P (mg/l)	COD (mg/l)	COD/TP
Bålsta	2,5 ± 0,8	1,1 ± 0,5	165 ± 18	66
Duvbacken	8,3 ± 0,8	6,0 ± 1,2	295 ± 62	36
Kungsängsverket	2,7 ± 0,8	1,3 ± 0,4	245 ± 24	92
Skebäcksverket	2,2 ± 0,3	0,6 ± 0,2	210 ± 23	95
Skillingaryd	7,1 ± 1,1	5,7 ± 1,5	660 ± 42	93
Strävliden ¹	6,9 ± 2,3	3,6 ± 1,6	430 ± 198	62
Ullared	6,4 ± 3,7	4,3 ± 2,8	365 ± 69	57
Veddige	4,4 ± 0,5	3,0 ± 0,5	270 ± 61	61

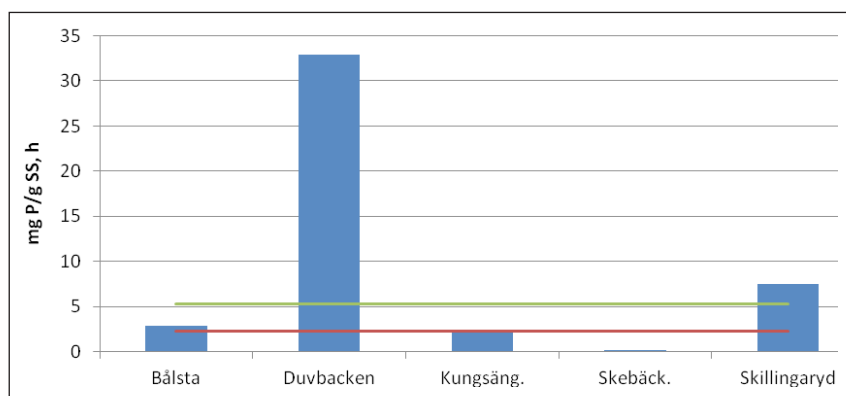
¹ n=3

För att fosforsläpp ska kunna ske krävs tillgång på motjonerna magnesium, Mg, och kalium, K. Fyra av de deltagande reningsverken analyserade Mg och K in till biologin (Figur 4-2). I samtliga fall uppmättes halter som ligger långt över de nödvändiga för att erhålla en Mg/TP- eller K/TP-kvot som är hög nog att inte begränsa bio-P-funktionen.



Figur 4-2 Kvoten mellan magnesium och totalfosfor, Mg/TP, samt mellan kalium och totalfosfor, K/TP, i avloppsvatten in till biologin.

Tabell 4-1 och Figur 4-2 visar att alla deltagande reningsverken har en avloppsvattensammansättning som ger förutsättningar för bio-P. För att ta reda på om reningsverken har bio-P-aktivitet utvärderades resultat från P-släppstest på slam samt kvoten mellan tillsatt mängd fällningskemikalie och avskild fosfor. P-släppstest genomfördes på fem av de deltagande reningsverken, resultaten presenteras i Figur 4-3. Resultaten för Duvbacken och Skillingaryd visar på mycket bra bio-P-aktivitet i slammet enligt Tabell 2-2. Bålsta och Kungsängsverket har medelmåttig bio-P-aktivitet i slammet. Skebäcksverket uppvisar inte någon bio-P-aktivitet alls vilket inte heller var väntat då SSH-processen under försöksperioden drevs med syfte att producera kolkälla till denitrifikation och primärt inte är dimensionerad eller var optimerad för bio-P.



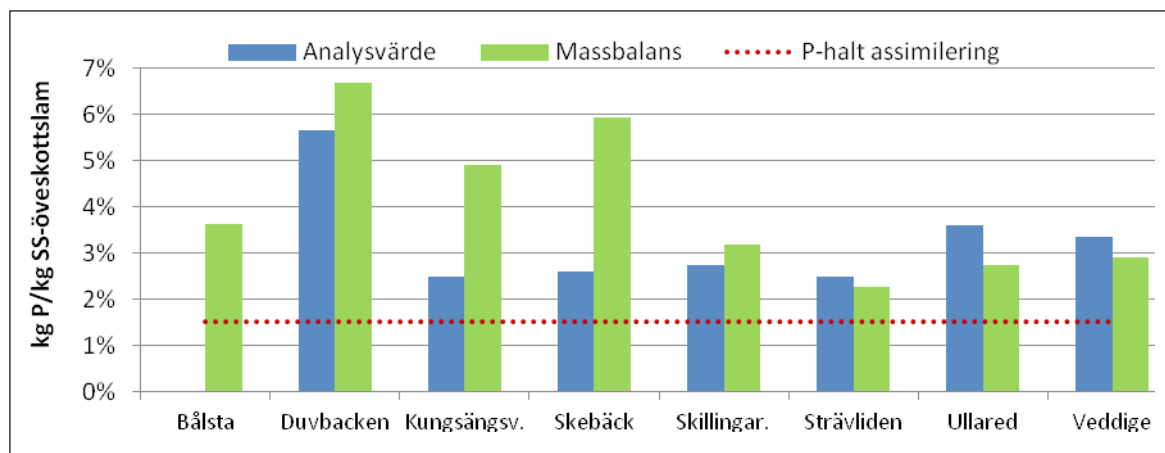
Figur 4-3 P-släppshastighet uppmätt vid labbttest. Medelvärden (n=2) utom för Bålsta och Kungsängsverket (n=1). Undre linje = medelmåttig bio-P. Övre linje = mycket bra bio-P.

P-släppstestet kan ge falska negativa resultat om metalljoner (Me) från fällningskemikalier finns i tillräckligt höga halter i slammet. Som komplement till P-släppstestet kan därför Me/TP-kvoten användas för utvärdering av bio-P-funktion. I Tabell 4-2 redovisas Me/TP-kvoten för de deltagande reningsverken tillsammans med en beskrivning av fällningsstrategin. Duvbacken, Skillingaryd, Strävliden, Ullared och Veddige tillsätter alla väldigt lite metall i förhållande till avskild fosfor vilket tydligt indikerar bio-P-aktivitet. Bålsta, Kungsängsverket och Skebäcksverket förbrukar relativt sett mer metall för att avskilja fosfor vilket tyder på låg eller obefintlig bio-P-aktivitet.

Tabell 4-2 Kvoten mellan tillsatt metall och avskild fosfor över reningsverken (årsmedelvärden).

Reningsverk	Me/TP (mol/mol)	Kemfällning
Bålsta	1,2	Efterfällning Al på filter. Spolvatten recirkulerades ej under KP1 men under KP2.
Duvbacken	0,3	Simultanfällning Fe(III) under KP1 men inte KP2.
Kungsängsverket	1,8	Förfällning och efterfällning Fe(III), kemslam recirkuleras.
Skebäcksverket	1,4	Simultanfällning Fe(II). Efterfällning Al, utan recirkulation av kemslam.
Skillingaryd	0,4	Simultanfällning Al under KP1 men inte KP2.
Strävliden	0,2	Simultanfällning Fe(III).
Ullared	0,2	För- och efterfällning Al vid behov, ej under KP1 och KP2.
Veddige	0,3	Simultanfällning Al vid behov, ej under KP1 och KP2.

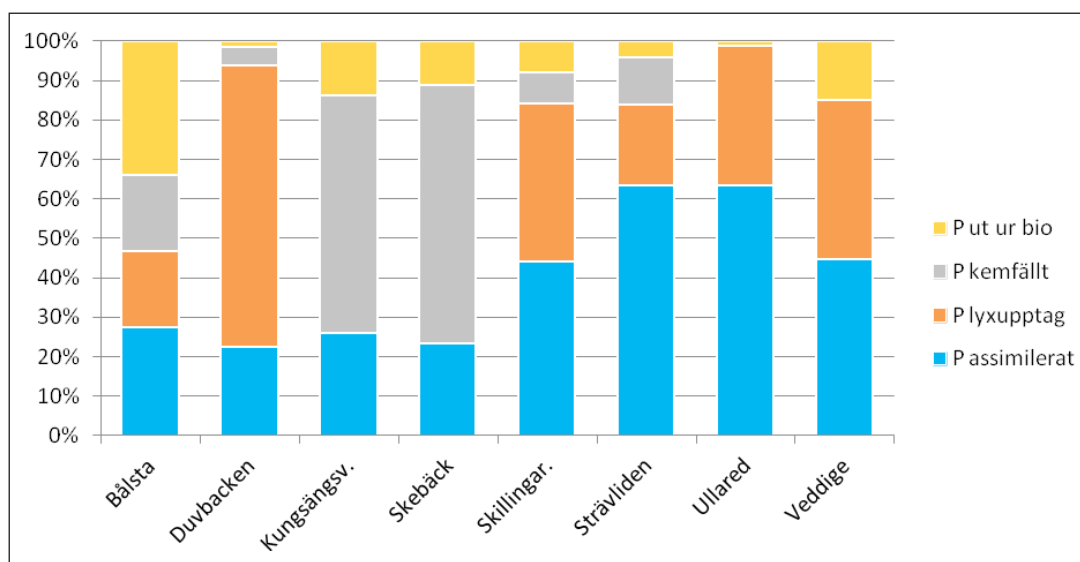
Mängden fosfor i slam samt delmängden som tas upp av bio-P-bakterier som lyxupptag kan uppskattas utifrån en enkel massbalans (se kapitel 2.7.2 och 3.2.2). Den beräknade fosforhalten i överskottslammet (% av SS) motsvarar summan av assimilering, lyxupptag och kemfälld fosfor dividerat med mängden överskottslam. Sju av de deltagande reningsverken analyserade även fosforinnehållet i slammet. Resultat från massbalans och analys redovisas i Figur 4-4.



Figur 4-4 Fosforhalt i slam, beräknat och analyserat. Medelvärden (n=2).

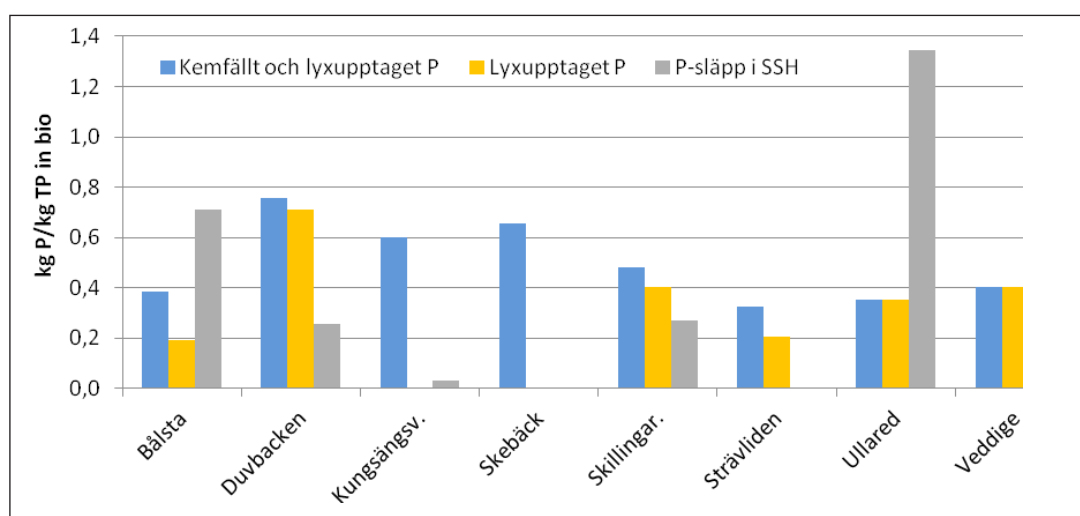
Halten som beräknats i massbalansen stämmer relativt väl överens med den uppmätta för alla reningsverken utom Kungsängsverket och Skebäcksverket (Bålsta analyserade inte halten TP i slam). För Veddige var det angivna överskottsslammuttaget orimligt högt (motsvarande en slamproduktion på ca 1,5 g SS/g COD_{IN}, "normalt" designvärde ca 0,45 g SS/g COD_{IN}, övriga reningsverks slamproduktion var 0,2–0,6 g SS/g COD_{IN}). Reningsverket har ingen flödesmätning på överskottsslammet utan angivet flöde baseras på pumpkurvan och är därmed troligtvis inte särskilt tillförlitligt. I massbalansen användes i stället ett beräknat värde på överskottsslammet baserat på inkommande COD och en slamproduktion på 0,5 g SS/g COD_{IN}.

Den totala mängden fosfor i slam kan delas upp på assimilerad fosfat, kemiskt fälld fosfor och lyxupptag av bio-P-bakterier. Mängden fosfor som kemfälls är svår att beräkna för reningsverk med både bio-P-aktivitet och simultanfällning. I balansen har en grov uppskattning gjorts och det finns därmed stora osäkerheter i de redovisade resultaten gällande storleken på andelen fosfor som kemfälls och andelen som tas upp av PAO (lyxupptag). I Figur 4-5 redovisas förhållandet mellan de olika sätten med vilka fosfor avskiljs från avloppsvattnet. Duvbacken, som har en låg COD/TP-kvot (lite assimilerad fosfor), en låg kemikaliedosering (mycket lite kemfälld fosfor) och hög P-släppshastighet (bra bio-P-aktivitet i slammet) visar också på ett stort lyxupptag. Även Skillingaryd, Ullared och Veddige visar på relativt stora lyxupptag. Strävliden avskiljer över 60 % av inkommande fosfor via assimilering trots att COD/TP-kvoten in till biologin är 62 vilket inte är särskilt högt. Enligt Figur 2-8 bör ungefär hälften av fosfor i slammet utgöras av lyxupptag vid COD/TP-kvoten 62. Det är oklart om diskrepansen beror på otillförlitliga data (stickprover) eller att teorin inte stämmer i detta fall.



Figur 4-5 Förhållandet mellan utgående fosforfraktioner enligt teoretiska beräkningar (fosforbalans).

I Figur 4-6 redovisas förhållandet mellan det lyxupptag av fosfor som beräknats fram i massbalanserna (se Figur 4-5) och mängden fosfor som släpps i SSH-reaktorn (beräknat utifrån analysdata). Även summan av lyxupptaget och den kemfällade fosfor redovisas då detta utgör det potentiellt maximala lyxupptaget. Ur figuren framgår att fosforsläppet i SSH-reaktorn på Bålsta och Ullared är större än det maximala lyxupptaget vilket innebär att en ytterligare anaerob zon inte är nödvändig. Duvbacken, Skillingaryd och Veddige visar på tydligt P-släpp i SSH-reaktorn. Släppet motsvarar dock inte hela det lyxupptag som sedan krävs vilket gör att en ytterligare anaerob zon för P-släpp är nödvändig för att erhålla tillräcklig biologisk fosforavskiljning. För Skillingaryd är skillnaden inte så stor och det skulle eventuellt gå att öka P-släppet i SSH:n genom att ändra driftinställningarna, t.ex. genom att öka flödet till SSH-reaktorn från 5 % av returslamsflödet till 10 % förutsatt att slamanoxen har kapacitet att denitrifiera en motsvarande



Figur 4-6 Fosfor som avskilts vid kemfällning och lyxupptag (beräknade värden från massbalans) samt P-släpp i SSH-reaktorn (analysdata). Mängder är normaliserade mot inkommande TP.

ökad mängd nitrat. Strävliden har inte mätt fosfatsläppet i SSH-reaktorn och både Kungsängsverket och Skebäcksverket redovisar inget eller mycket lågt P-släpp. Alla reningsverk utom Bålsta, Kungsängsverket, Skebäcksverket och Ullared har anaerob zon i huvudströmmen (se Tabell 2-3).

Tabell 4-3 redovisar siffror från massbalanser för fosfor (medelvärden från kampanjprovtagning 1 och 2) samt fosforsläpp och upptag i processen. P-upptag aerob är beräknat via massbalans över den luftade zonen baserad på analysdata. Teoretiskt bör P-upptaget i aerob zon plus "TP ut: biorenat avlopp" motsvara summan av inkommande fosfor, P-släpp i SSH och P-släpp i anaerob zon. Siffrorna från de två balanserna stämmer relativt väl överens. De reningsverk som har en anaerob zon i huvudlinjen visar på betydligt större P-släpp i anaerob zon än i SSH-reaktorn. Detta är väntat då allt slam passerar en anaerob zon på dessa reningsverk istället för omkring 5–10 % av slammet i processer med enbart SSH-reaktor som anaerob zon.

Reningsverken med anaerob zon i huvudströmmen uppvisar ett mycket högt P-släpp och P-upptag i förhållande till inkommande fosfor. Det innebär att stora mängder löst fosfor cirkulerar i biologin. På reningsverken med SSH-reaktor som enda anaeroba volym och en mer eller mindre fungerande bio-P-process, d.v.s. Ullared och i viss mån Bålsta, motsvarar P-släppet i högre grad mängden fosfor som faktiskt ska avskiljas biologiskt. Därmed sker inte någon extra cirkulation av löst fosfor i biologin.

Inget av reningsverken uppvisade fosforsläpp i slamfickan i efter-/slutsedimenteringsbassängen.

Tabell 4-3 Data från massbalans för fosfor samt uppmätta fosforsläpp och -upptag. Enhet kg P/d. – indikerar att volymen saknas, x indikerar att data saknas.

Parameter	Bålsta	Duvb.	Kungsäng.	Skebäck.	Skillingar.	Strävlid.	Ullared	Veddige
Övergripande balans								
TP in: förbeh. avlopp	14,8	260,5	37,8	21,0	18,9	41,8	5,4	4,4
TP ut: i slam	9,9	256,7	32,6	17,3	17,4	40,1	5,3	3,8
-varav assimilerat	4,1	59,0	9,9	4,9	8,3	26,5	3,4	2,0
-varav kemfällt	2,9	12,5	22,7	12,4	1,5	5,0	0,0	0,0
-varav lyxupptag	2,9	185,2	0,0	0,0	7,6	8,6	1,9	1,8
TP ut: biorenat avlopp	5,0	3,8	5,2	3,6	1,5	1,7	0,1	0,6
PO₄-P-släpp/upptag								
P-släpp SSH	10,5	66,3	1,1	0,1	5,1	x	7,2	0,5
P-släpp anaerob ¹	-	805	-	-	35,5	x	-	4,7
P-upptag aerob	21,7	1 113	34,0	18,0	52,0	x	12,2	8,5

¹ Anaerob zon i huvudlinjen

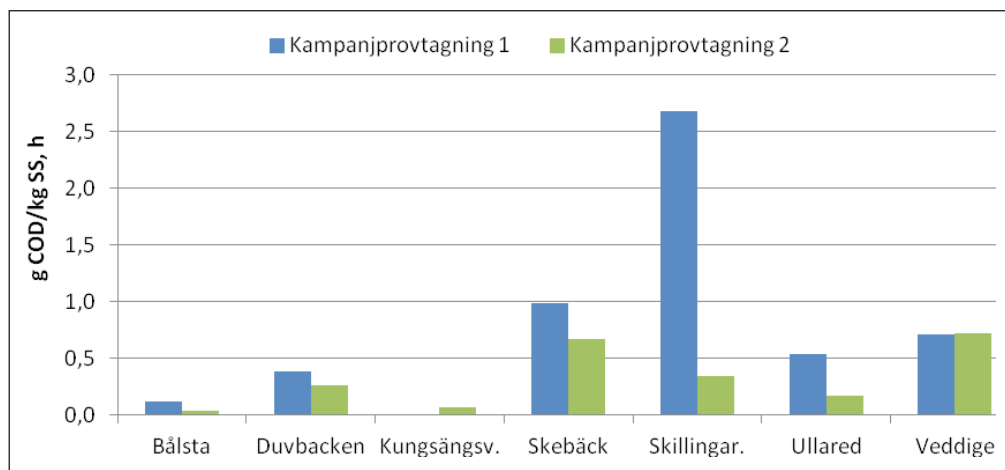
I Tabell 4-4 sammanfattas de olika indikatorerna på bio-P-aktivitet som diskuterats ovan för de deltagande reningsverken. Slutsatsen är att fem av åtta deltagande reningsverk (Duvbacken, Skillingaryd, Strävliden, Ullared och Veddige) uppvisar bra bio-P-funktion. Bålsta uppvisar viss bio-P-funktion men en väldigt instabil och dålig sådan. Kungsängsverket och Skebäcksverket uppvisar ingen bio-P-funktion.

Tabell 4-4 Sammanställning av resultat från ovan specificerade mätbara indikatorer på bio-P-aktivitet för deltagande reningsverk. Röd = dåligt för bio-P, grönt = bra för bio-P, gult = mitt emellan bra och dåligt.

Indikator	Bålsta	Duvb.	Kungsäng.	Skebäck.	Skillingar.	Strävlid.	Ullared	Veddige
Fosfatavskiljning bio	Låg	Hög	Låg	Låg	Hög	Hög	Hög	Hög
COD/TP-kvot	Medel	Låg	Hög	Hög	Hög	Medel	Medel	Medel
TP-halt in till bio	Låg	Hög	Låg	Låg	Hög	Hög	Hög	Medel
Mg och K in till bio	Hög	Hög	Hög	Hög	Hög	Hög	Hög	Hög
P-släppshastighet	Låg	Hög	Låg	Ingen	Hög	-	-	-
Me/TP-kvot	Hög	Låg	Hög	Hög	Låg	Låg	Låg	Låg
Beräknat lyxupptag	Lågt	Högt	Inget	Inget	Högt	Lågt	Högt	Högt
Bio-P-funktion	Dålig	Bra	Ingen	Ingen	Bra	Bra	Bra	Bra

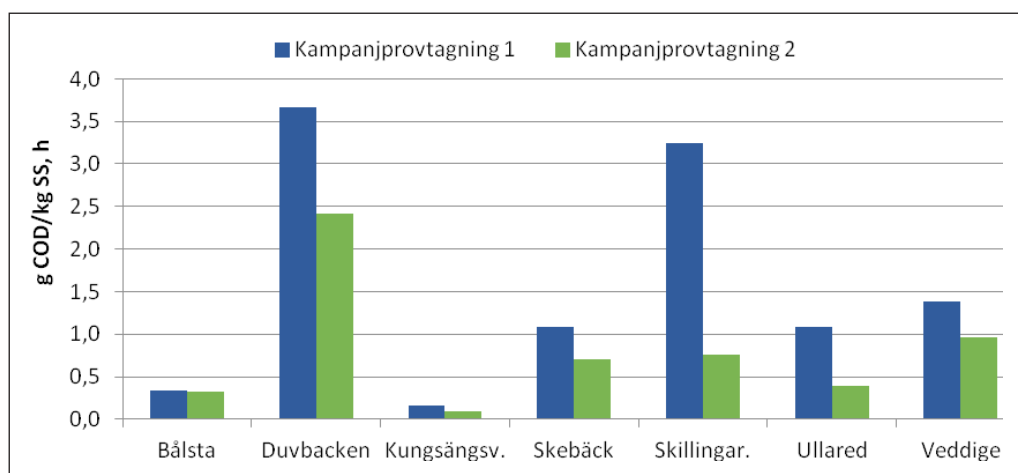
4.2 Hydrolys

Samtliga reningsverk som mätte halten löst COD in till och ut ur sidoströmshydrolysen uppmätte en ökning i den lösta COD-halten över hydrolysbassängen (Figur 4-7), vilket visar att hydrolys sker i reaktorn och att ett överskott av kolkälla produceras. För Strävlidens reningsverk saknas data på COD-halter varför resultat från reningsverket inte finns presenterat i detta kapitel. I Figur 4-7 är COD-produktionen normaliserad mot mängden slam i hydrolysbassängen och visualiseras som en hastighet för att möjliggöra en jämförelse mellan reningsverken. Resultaten kan jämföras med tidigare studier där hydrolyshastigheter motsvarande 0,5–1,5 g COD/kg SS, h redovisades (Jönsson & la Cour Jansen 2006) vilket är i samma storleksordning som de beräknade hastigheterna i denna studie.



Figur 4-7 Bruttoproduktion av löst COD över SSH-reaktorn.

Mängden COD som frigörs vid hydrolys utgörs dock inte enbart av det mätbara överskottet. En del COD konsumeras vid denitrifikation av nitrat i returslammet och en del tas upp av bio-P-bakterierna vid fosforsläpp. Om dessa faktorer tas med i beräkningen (se kapitel 3.2.2) erhålls de hydrolyshastigheter som redovisas i Figur 4-8.

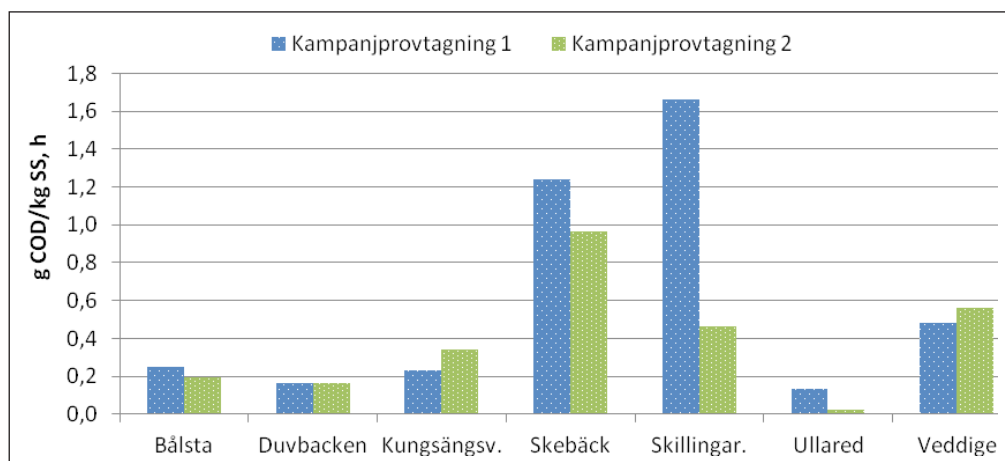


COD ₊	24%	46%	26%	93%	74%	62%	60%
COD _{den}	22%	0%	57%	7%	0%	5%	2%
COD _{PAO}	53%	54%	17%	1%	26%	33%	38%

Figur 4-8 Beräknad total hydrolyshastighet i SSH-reaktorerna samt fördelning av producerad COD mellan överskott (+), COD förbrukad vid denitrifikation (den) och COD upptaget vid P-släpp (PAO). Alla värden är beräknade utifrån analysdata enligt kapitel 3.2.2.

Samtliga reningsverk uppvisar högre hydrolyshastigheter vid kampanjprovtagning 1 än kampanjprovtagning 2. Detta kan bero på att temperaturen var lägre vid kampanjprovtagning 2 och att redovisade siffror inte är temperaturkompenserade. Duvbacken och Skillingaryd uppvisar bäst hydrolysfunktion. Bålsta reningsverk och Kungsängsverket förbrukar båda en stor andel av den producerade kolkällan till att denitrifiera nitrat. Trots att båda reningsverken visar på en överskottsproduktion av löst COD är det rimligt att anta att P-släppet i de båda SSH-reaktorerna begränsas av tillgången på VFA (COD₊ behöver inte innehålla någon VFA alls).

Hydrolyshastigheten kan också beräknas utifrån mängden frigjord ammonium i SSH-reaktorn vilket redovisas i Figur 4-9. I beräkningen har samma omvandlingsfaktor, 11,4 g COD/g NH₄-N, använts för alla processer. Detta tillvägagångssätt kan ifrågasättas då t.ex. Jönsson och Jan-



Figur 4-9 Beräknad hydrolyshastighet i SSH-reaktorn baserat på mängden frigjord ammonium.

sen (2006) redovisat olika omvandlingsfaktorer i storleksordning 7–37 g COD/g $\text{NH}_4\text{-N}$, beroende på slamtyp (slamålder, försedimentering etc.). Resultaten i Figur 4-9 stämmer relativt väl överens med överskottsproduktionshastigheten för COD som presenteras i Figur 4-7.

Teoretiskt bör siffrorna i Figur 4-9 dock överensstämja med den totala hydrolyshastigheten (Figur 4-8) då mängden frigjord ammonium är proportionell mot den totala nedbrytningen av organiskt material och inte bara delen som utgör ett överskott. Störst avvikelse återfinns i resultaten för Duvbacken och Ullared där mängden frigjord ammonium är betydligt lägre än den totala mängden producerad löst COD i SSH-reaktorn (160–220 g COD/g $\text{NH}_4\text{-N}$). På Duvbacken sker ingen kväverening vilket innebär att halten ammonium in till SSH-reaktorn är hög. Detta kan göra det svårt att detektera en relativt sett liten ökning i halten över SSH-reaktorn vid analys. Ullared har långtgående kväverening men inkommande ammoniumbelastning varierar oerhört mycket över dygnet och året vilket kan ge otillförlitliga resultat vid beräkningar baserade på stickprover.

Analys av ammonium är enkel och snabb och metoden att uppskatta hydrolyshastigheten utifrån ökningen i ammoniumhalt över SSH-reaktorn kan användas för att övervaka och kontrollera hydrolysfunktionen. På så sätt behöver inte den miljöovänliga och långsammare COD-analysen användas. Varje reningsverk bör dock ta fram en COD/ $\text{NH}_4\text{-N}$ -kvot som är relevant för just sin process samt fastställa att kvoten är relativt stabil över tid. Det bör förtydligas att alla reningsverk inte uppvisar en repeterbar COD/ $\text{NH}_4\text{-N}$ -kvot och därför inte kan tillämpa denna metod.

Ett annat sätt att visualisera hydrolysens funktion är genom att beräkna utbytet av löst COD som % av total COD (vilket motsvarar COD i form av slam, SS eller VS). I Tabell 4-5 redovisas COD-utbytet baserat på enbart överskottsproduktion av COD (COD_+) och det totala utbytet (COD_{tot}) som även inkluderar COD som åtgått vid denitrifikation och COD upptaget av bio-P-bakterier. Utbytet av överskotts-COD ligger mellan 0,2 och 4,4 % på deltagande reningsverk. Jönsson och Jansen (2006) redovisar utbyten mellan 1 och 13 % vilket är i samma storleksordning. I samma studie framgick att processutformningen på reningsverket inverkade tydligt på resultaten med sämre utbyte vid förekomst av försedimentering och kväverening (hög slamålder).

Bålsta reningsverk och Kungsängsverket uppnår sämst utbyte av löst COD. Båda reningsverken har försedimentering och kväverening samt saknar slamox. Även Skebäckverket har samma utformning men uppvisar ändå ett mycket bättre utbyte av COD. Skillnaden är att processen drivs vid en lägre anaerob slamålder och vid en högre uppehållstid med mindre inflöde. Skillnaden innebär att en mindre mängd nitrat belastar SSH-reaktorn samtidigt som den lägre slamåldern säkerställer att metanogener inte kan växa till och omvandla producerad VFA till metan. Skebäckverket har även en intermittent luftad ARP-volym uppströms sin SSH-reaktor som eventuellt kan fungera som en slamox när den inte luftas.

Tillsammans med Skebäckverket är det Duvbacken och Skillingaryd som uppvisar bäst utbyte av löst COD. Gemensamt för Duvbacken och Skillingaryd är att de har en anaerob slamålder på 2–3 d, en hydraulisk uppehållstid runt 20 h samt ingen inkommande nitrat (Duvbacken saknar kväverening

och Skillingaryd har en slamålder). Skillnaderna mellan reningsverken är att Duvbacken inte utför kväverening och därmed har en låg total slamålder, <8 d, och att Skillingaryd inte har någon försedimentering.

Ullared och Veddige uppvisar relativt låga utbyten av löst COD. Ullared har ett stort flöde in till SSH-reaktorn i kombination med kväverening vilket skulle kunna medföra en stor nitratbelastning på SSH-reaktorn. Så är dock inte fallet då kvävereningen vid provtagningsstillfällena var långtgående med låga utgående nitrathalter, ca 3 mg/l, vilket verifieras i Figur 4-8 där det framgår att endast 5 % av producerad COD åtgår för denitrifikation. Den extremt långa anaeroba slamåldern på Ullareds reningsverk, 13 d, kan vara en orsak till det låga COD-utbytet då denna främjar tillväxt av metanogener som förbrukar VFA. Veddige reningsverk har tvärtom Ullared en väldigt kort anaerob slamålder i SSH-reaktorn (då anaerob zon i huvudströmmen inte medräknas) vilket kan begränsa hydrolysen i SSH-reaktorn.

Tabell 4-5 COD-utbyte samt data för processparametrar som inverkar på hydrolysfunktionen.

Reningsverk	Utbyte COD ₊	Utbyte COD _{tot}	SRT _{ANA}	SRT _{SSH}	HRT _{SSH}	Q _{SSH} /Q _{RAS}
Bålsta	0,2 %	0,9 %	10 d	10 d	29 h	9 %
Duvbacken	2,8 %	5,8 %	2 d	1 d	19 h	8 %
Kungsängsverket	0,2 %	0,3 %	9 d	9 d	29 h	14 %
Skebäcksverket	4,4 %	4,8 %	3 d	3 d	54 h	2 %
Skillingaryd	3,4 %	4,6 %	4 d	3 d	23 h	5 %
Ullared	1,0 %	1,5 %	13 d	13 d	12 h	40 %
Veddige	0,9 %	1,4 %	3 d	1 d	28 h	4 %

I Tabell 4-6 sammanfattas de olika indikatorer på hydrolysfunktion som diskuterats ovan för de deltagande reningsverken. Av de sju reningsverk som gått att utvärdera uppvisade tre stycken, Duvbacken, Skebäcksverket och Skillingaryd, mycket bra hydrolysfunktion. Ullared och Veddige uppvisar en tydlig hydrolysfunktion men inte lika bra som de tre ovan nämnda reningsverken. Bålsta och Kungsängsverket uppvisar dålig hydrolysfunktion.

Tabell 4-6. Sammanställning av resultat från ovan specificerade mätbara indikatorer på hydrolysfunktion.
Röd = dåligt för hydrolys, grönt = bra för hydrolys, gult = mitt emellan bra och dåligt.

Indikator	Bålsta	Duvb.	Kungsäng.	Skebäck.	Skillingar.	Strävlid.	Ullared	Veddige
Hydrolyshastighet tot	Låg	Hög	Låg	Hög	Hög	-	Hög	Hög
COD-utbyte tot	Lågt	Högt	Lågt	Högt	Högt	-	Medel	Medel
NO ₃ -N in till bio	Hög	Inget	Hög	Låg	Inget	-	Låg	Låg
Försedimentering	Ja	Ja	Ja	Ja	Nej	-	Nej	Ja
Total slamålder	Hög	Låg	Hög	Hög	Hög	-	Hög	Låg
Anaerob slamålder	Hög	Medel	Hög	Medel	Medel	-	Hög	Medel
Hydrolysfunktion	Dålig	Bra	Dålig	Bra	Bra	?	Ok	Ok

4.3 Dimensionering

I Tabell 4-7 jämförs värden beräknade utifrån faktiska processdata från kampanjprovtagning 1 och 2 med de dimensionerande värden som erhålls

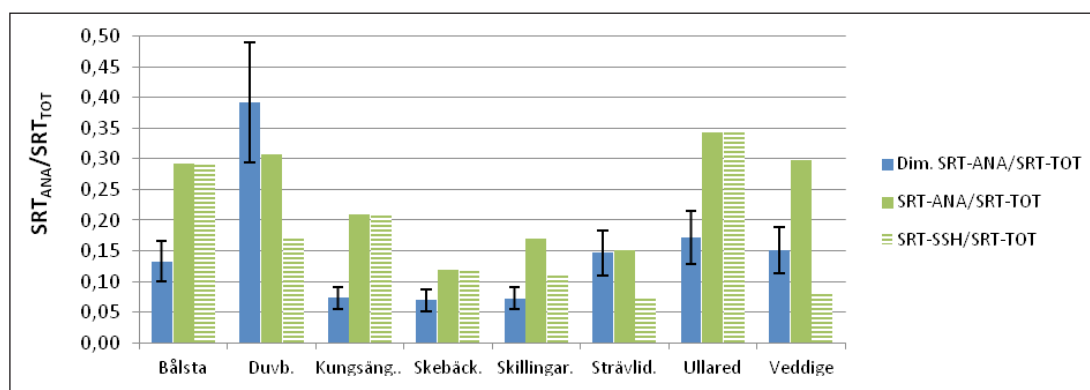
utifrån COD/TP-kvoten enligt Petersens metod (2003b), se kapitel 2.7.2. I Figur 4-10 redovisas i tillägg data för kvoten mellan anaerob och total slamålder för reningsverken tillsammans med dimensionerande värden. Alla reningsverken har en verklig SRT_{ANA}/SRT_{TOT} -kvot som är högre än den som krävs enligt dimensioneringsriktlinjerna utom Duvbacken som har en något lägre kvot. Skillnaden är dock liten (< 25 % diskrepans) och osäkerheten i indata är stor. Redovisade slamåldrar ska ses som riktvärden och inte absoluta tal då beräkningarna baseras på momentana data och inte medelvärden över tid såsom är brukligt. Därför bedöms värden inom 25 % avvikelse från framräknat dimensionerat värde som korrekta.

Tabell 4-7 Jämförelse mellan processdata och dimensionerande data.

Parameter	Bålsta	Duvb.	Kungsäng.	Skebäck.	Skillingar.	Strävlid.	Ullared	Veddige
Enligt processdata:								
COD/TP-kvot (mg/mg)	66	36	92	95	93	62	57	61
SRT_{TOT} (d)	35,4	6,5	44,2	28,0	25,6	13,0	37,5	8,9
SRT_{ANA} (d)	10,3	2,0	9,2	3,3	4,3	2,0	12,9	2,7
SRT_{SSH} (d)	10,3	1,1	9,2	3,3	2,8	0,9	12,9	0,8
SRT_{ANA}/SRT_{TOT} (d/d)	0,29	0,31	0,21	0,12	0,17	0,15	0,34	0,30
SRT_{SSH}/SRT_{TOT} (d/d)	0,29	0,17	0,21	0,12	0,11	0,07	0,34	0,08
TP i slam (% av SS)	3,6 %	5,7 %	2,5 %	2,6 %	2,8 %	2,5 %	3,6 %	3,4 %
$V_{ANAEROB-ZON}$ (m ³)	0	2 355	0	0	229	570	0	67
V_{SSH} (m ³)	860	1 300	1 300	200	115	190	360 ¹	26
Beräknat utifrån COD/TP-kvot enligt dansk dimensionering:								
SRT_{ANA}/SRT_{TOT} (d/d)	0,13	0,39	0,07	0,07	0,07	0,15	0,17	0,15
TP i slam (% av SS)	3,4 %	6,2 %	2,4 %	2,3 %	2,4 %	3,6 %	3,9 %	3,6 %
V_{SSH}^2 (m ³)	390	2 980	460	120	150	390	180	46

¹ SSH-volymen utgör även ARP-volym och luftades under provtagningsperioderna 20–25 % av tiden, d.v.s. $SSH = 0,75 \times 476 = 357 \text{ m}^3$

² Här beräknas hur stor SSH-volymen bör vara för respektive reningsverk under förutsättning att ingen anaerob zon i huvudströmmen finns.

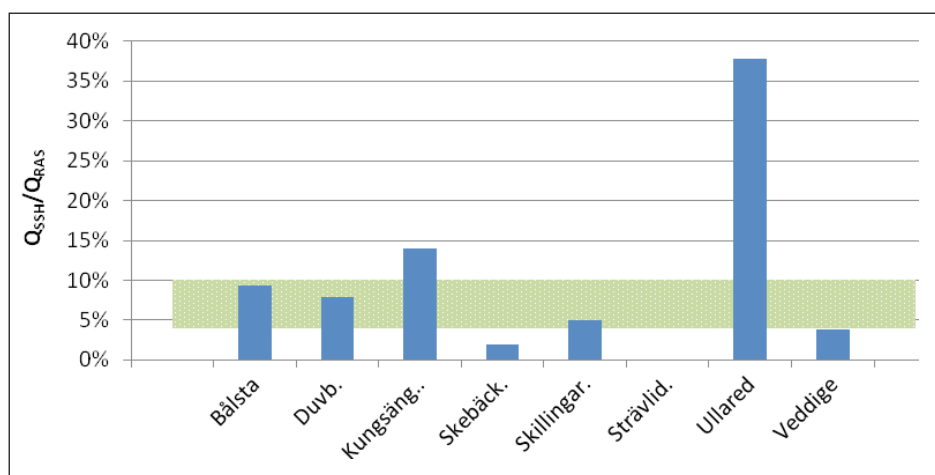


Figur 4-10 Kvoten mellan anaerob ($SRT_{ANA} = SSH + \text{anaerob zon i huvudlinje}$, $SRT_{SSH} = \text{enbart SSH}$) och total slamålder på reningsverken samt önskat värde enligt dimensionerande beräkningar (Dim.). Felstaplar på Dim. SRT_{ANA}/SRT_{TOT} markerar 25 % avvikelse åt vardera hållet.

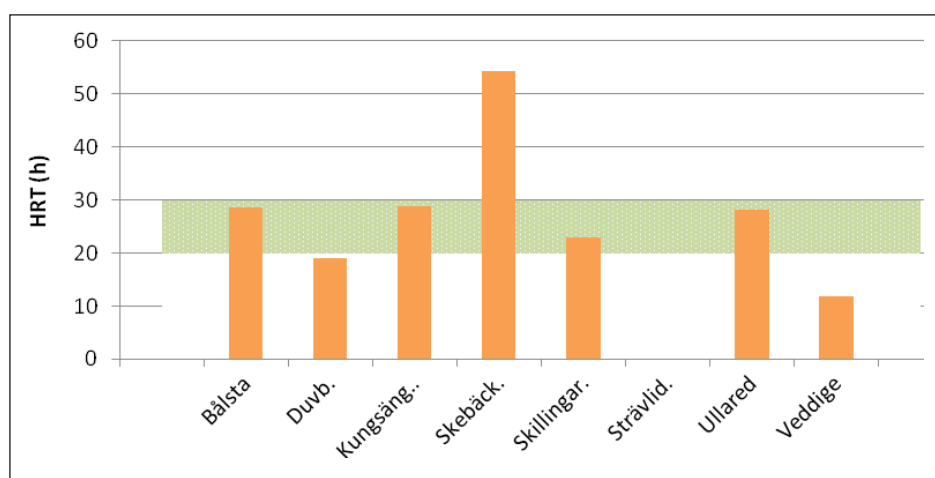
Den fosforhalt i slam som erhålls utifrån de dimensionerande beräkningarna stämmer väl överens med uppmätta värden (4–14 % avvikelse) för alla reningsverk utom Strävliden där skillnaden mellan värdena uppgår till 44 % (Tabell 4-7).

Utifrån den dimensionerande SRT_{ANA}/SRT_{TOT} -kvoten har den nödvändiga SSH-volymen beräknats (Tabell 4-7). I beräkningen antas slamhalter och överskottslamuttag vara detsamma som under kampanjprovtagningen och SSH-volymen antas vara den enda anaeroba volymen i processen. Resultaten visar att Bålsta, Kungsängsverket, Skebäcksverket och Ullared, d.v.s. de reningsverk som saknar anaerob zon i huvudlinjen, har SSH-reaktorer som är i storleksordningen dubbelt så stora som den framräknade nödvändiga SSH-volymen. Övriga reningsverk har en SSH-reaktor som har mindre volym än den nödvändiga volymen enligt dimensionerande beräkningar. Detta uppvägs genom att reningsverken istället har en anaerob zon också i huvudströmmen. Resultaten kan jämföras med Figur 4-6 där det framgår att Bålsta och Ullared har ett tillräckligt stort P-släpp i SSH-reaktorn för att erhålla fullständig biologisk fosforering vilket överensstämmer med att SSH-volymen är mer än tillräckligt stor. Att Kungsängsverket och Skebäcksverket inte uppvisar samma överensstämmelse beror troligtvis på yttre faktorer. Kungsängsverket får med stor sannolikhet in en okontrollerad stor mängd nitrat i SSH-reaktorn via en kortslutningsström av returslam vilket hämmar P-släpp. Skebäcksverket pumpade under försöksperioden in slam till SSH-reaktorn via en intermittent luftad ARP-volym på ett sätt som inte tar hänsyn till syrehalten i slammet vilket medför att P-släpp troligtvis hämmas av syrgas. De fyra reningsverk som enligt Tabell 4-7 har för liten SSH-volym visar även i Figur 4-6 att P-släppet i SSH-reaktorn inte är tillräckligt för fullständig biologisk fosforering.

I Figur 4-11 och Figur 4-12 redovisas flödet in till SSH-reaktorn (som andel av returslamflödet) och uppehållstiden i SSH-reaktorn tillsammans med rekommenderade dimensionerande värden. För Strävliden saknas data på flödet in till SSH-reaktorn vilket innebär av Q_{SSH}/Q_{RAS} -kvot och HRT inte kunnat beräknas. Skebäcksverket har inflöde som är lägre än rekommenderat och en uppehållstid som är högre än rekommenderat. Detta beror till viss del på begränsningar i kapaciteten på installerade pumpar. Ullared leder närmare 40 % av returslammet genom SSH-reaktorn vilket är betydligt högre än de rekommenderade värdena. Eftersom nitrathalten i returslammet är låg bör detta inte ha en negativ effekt på vare sig hydrolys eller bio-P. Om nitrathalten stiger bör dock flödet justeras ner. Även Kungsängsverket har ett högt inflöde till SSH-reaktorn. För Kungsängsverkets del kan detta ha en negativ effekt på bio-P eftersom returslammet innehåller relevanta mängder nitrat (ca 8 mg NO_3-N/l). Veddige har ett lågt inflöde, dock inom ramen för dimensioneringsrekommendationerna, i kombination med en i sammanhanget mycket kort uppehållstid. För att öka uppehållstiden måste inflödet minskas vilket innebär att det hamnar utanför de rekommenderade värdena. Enda sättet för Veddige att hamna inom de rekommenderade intervallen för både flöde och uppehållstid är att öka SSH-volymen.



Figur 4-11 Andelen av returslammet som leds genom SSH-reaktorn (flöde SSH). Grönt område markerar rekommenderade dimensionerande värden.



Figur 4-12 Hydraulisk uppehållstid i SSH-reaktorn. Grönt område markerar rekommenderade dimensionerande värden.

I Tabell 4-8 jämförs bio-P- och hydrolysfunktionen med hur väldimensionerade reningsverken är i enlighet med de riktlinjer som anges i kapitel 2.7.2 och som diskuterats ovan. Ur tabellen framgår att Duvbacken och Skillingsryd har bra bio-P- och hydrolysfunktion. Båda processerna är dimensionerade och drifas i enlighet med dimensioneringsriktlinjerna med undantag av SRT_{SSH}/SRT_{TOT} -kvoten i Duvbacken som är för låg. Då reningsverket har en anaerob zon i huvudströmmen fungerar bio-P-processen bra ändå. Ullared och Veddige har bra bio-P-funktion och något begränsad hydrolysfunktion i SSH-reaktorn. Veddige har en anaerob zon i huvudströmmen som bidrar till bio-P-funktionen. Däremot kan den begränsade hydrolysfunktionen eventuellt förklaras av den låga SRT_{SSH}/SRT_{TOT} -kvoten och den korta uppehållstiden. För förbättrad hydrolys krävs troligtvis en större SSH-volym. Det är svårare att analysera Ullared då belastningen på reningsverket varierar kraftigt på både dygns- och säsongsbasis. Jämfört med dimensioneringsriktlinjer är det endast flödet in till reaktorn som avviker från rekommenderade värden men data från kampanjprovtagningen bedöms vara otillräcklig för att fastlägga varför hydrolysfunktionen inte är bättre än

den är. Kungsängsverket och Bålsta har dålig eller ingen bio-P- och hydrolysfunktion. SSH-reaktorn på Bålsta är korrekt dimensionerad. Att funktionen inte är god kan eventuellt bero på internrecirkulering av Al^{3+} -rikt filterspolvatten men också på att fosforhalten i inkommande avloppsvatten är låg. Kungsängsverkets dåliga funktion kan bero på det höga inflödet av nitratrikt returslam till SSH:n i kombination med låg inkommande fosforhalt och störande kortslutningsströmmar. Skebäckverket uppvisar ingen bio-P-funktion men god hydrolysfunktion. Detta beror sannolikt på det låga inflödet i kombination med inpumpning av luftat slam.

Tabell 4-8 Jämförelse mellan funktion (enligt Tabell 4-4 och Tabell 4-6) och överensstämmelse med riktlinjer/rekommendationer för dimensionering. Hög = högre än dimensioneringsvärde. Låg = lägre än dimensioneringsvärde. Ok = inom ramen för dimensioneringsvärden.

Indikator	Bålsta	Duvb.	Kungsäng.	Skebäck.	Skillingar.	Strävlid.	Ullared	Veddige
Bio-P-funktion	Dålig	Bra	Ingen	Ingen	Bra	Bra	Bra	Bra
Hydrolysfunktion	Dålig	Bra	Dålig	Bra	Bra	?	Ok	Ok
SRT_{ANA}/SRT_{TOT}	Hög	Ok	Hög	Hög	Hög	Ok	Hög	Hög
SRT_{SSH}/SRT_{TOT}	Hög	Låg	Hög	Hög	Hög	Låg	Hög	Låg
TP i slam	Ok	Ok	Ok	Ok	Ok	Hög	Ok	Ok
Q_{SSH}/Q_{RAS}	Ok	Ok	Hög	Låg	Ok	-	Hög	Ok
HRT	Ok	Ok	Ok	Hög	Ok	-	Ok	Låg

5 Slutsatser och rekommendationer

Nedan följer de slutsatser och rekommendationer som kommit ur detta projekt.

5.1 Dimensionering och design

Baserat på presenterade resultat och diskussioner i kapitel 4 kan följande slutsatser dras gällande dimensionering och drift av SSH-reaktorer:

- Innan en SSH-reaktor dimensioneras bör syftet med SSHn klargöras. Om syftet med SSH-reaktorn är att erhålla bio-P bör avloppsvattnets sammansättning in till biologin studeras för att säkerställa att förutsättning för bio-P finns. Höga halter av fosfor in till biologin verkar gynna selektionen av bio-P-bakterier.
- Bio-P bör heller inte kombineras med simultanfällning i någon form. Det rekommenderas att alla internströmmar, såsom spolvatten från sand-/diskfilter, slam från efterfällning-slutsedimentering, intag av vattenverksslam etc. kontrolleras och avleds från biologin.
- Om syftet är att producera kolkälla så tycks sammansättningen in till biologin inte vara lika viktig. Däremot framkom ett tydligt samband mellan en låg total slamålder, avsaknad av försedimentering och god hydrolysfunktion (i 7 av 8 fall).
- Den danska dimensioneringen som beskrivs i rapporten bedöms vara relevant vid design av en SSH-reaktor. Viktiga faktorer för dimensionering är således COD/TP-kvoten in till biologin och kvoten mellan anaerob och total slamålder.
- Något tydligt samband mellan uppehållstiden i SSH-reaktorn och SSH-processens funktion framkom inte i denna studie.
- SSH-processens funktion kunde inte heller kopplas till flödet in till SSH-reaktorn (% av returslammet). Det rekommenderas dock att processen utformas så att flödet in till SSH-reaktorn kan styras och varieras.
- Om reningsverket har kväverening med höga halter nitrat ut ur biologen rekommenderas att SSH-reaktorn utformas med en slamanox uppströms SSHn.
- För en fullt flexibel process kan SSH-reaktorn utformas med utloppspumpar som styrs på nivå vilket möjliggör att volymen kan justeras/optimeras.
- För att maximera den biologiska fosforavskiljningen verkar det vara en fördel med en anaerob zon i huvudströmmen.
- Oönskade/okontrollerade kortslutningsströmmar (av t.ex. nitratrikt vatten) måste undvikas om dessa kan ha negativ inverkan på bio-P-processen.

5.2 Drift och uppföljning

Utifrån erfarenheter från projektgenomförandet presenteras här ett förslag på hur uppföljning av en SSH-process kan göras. Förslaget är framtaget för att ge tillräcklig information för att tidigt upptäcka problem i processen, för att ge underlag för långsiktig uppföljning samt utvärdering av driftsoptimering med så små insatser/resurser som möjligt från driftspersonalen.

Kontinuerlig vardagsdrift

Analysera och följ upp nedanstående punkter för att se att processen fungerar som den ska. Avvikande värden indikerar att något har hänt med processen.

- Totalfosfor och fosfat in till biologin (en gång i veckan).
- Fosfat ut från eftersedimentering (om möjligt onlinemätning, annars stickprov/dygnsprov 2–5 gånger/vecka).

Kortsiktig uppföljning

Analyserna som listas nedan bör utföras regelbundet för uppföljning av processen men med längre intervall än punkterna i kontinuerlig vardagsdrift. Kortsiktig uppföljning är även bra att göra för att följa upp planerade eller oväntade driftsförändringar.

- Fosfat in till och ut ur SSHn (stickprover).
- Nitrathalten i returslammet (= utgående nitrathalt).
- Löst organiskt kol (COD/BOD/TOC på filtrerat prov) in till och ut ur SSHn.

Långsiktig uppföljning

Nedan listade punkter bör genomföras för att kunna följa upp bio-P-/SSH-funktion över en längre tidsperiod (flera år).

- P-släppstest för att mäta bio-P-aktivitet i slammet (en gång/kvartal).
- Beräkna kvoten förbrukad fällningskemikalie per inkommande fosfor som Me/TP (en gång/år i samband med miljörapport).
- Beräkna anaerob slamålder och kvoten mellan anaerob och total slamålder (en gång/kvartal eller i samband med större driftsförändringar på reningsverket).

Referenser

- Albertsen M., McIlroy S. J., Stokholm-Bjerregaard M., Karst S. M. & Halkjær Nielsen P. (2016). "*Candidatus Propionivibrio aalborgensis*": a novel glycogen accumulating organism abundant in full-scale enhanced biological phosphorus removal plants. *Frontiers in Microbiology*, 7(1033).
- Albertsen M., Skov Hansen L. B., Saunders A. M., Halkjær Nielsen P. & Lehmann Nielsen K. (2012). A metagenome of a full-scale microbial community carrying out enhanced biological phosphorus removal. *The ISME Journal*, 6, ss. 1094–1106.
- Andersson, B. (2005). Studie av sedimentation och avvattning av slam från reningsverk med biologisk fosforreduktion. Examensarbete. Lund: LTH.
- Andreasen K., Petersen G., Thomsen H. & Strube R. (1997). Reduction of nutrient emission by sludge hydrolysis. *Water Science and Technology*, 35(10), ss. 79–85.
- ATV-DVWK (2000) Dimensioning of single-stage activated sludge plants. Standard ATV-DVWK-A 131E. Hennef: Publishing Company of ATV-DVWK, Water, Wastewater, Waste.
- Barat R., Montoya T., Seco A. & Ferrer J. (2005) The Role of Potassium, Magnesium and Calcium in the Enhanced Biological Phosphorus Removal Treatment Plants. *Environmental Technology*, 26(9), ss. 983–992.
- Barnard, J.L. (1984) Activated primary tanks for phosphate removal. *Water SA*, 10:3 ss. 121–126.
- Barnard J., Houweling D., Analla H. & Steichen M. (2010). Fermentation of mixed liquor for phosphorus removal. *Proceedings of the 83rd annual technical exhibition and conference of the water environment federation (WEFTEC). New Orleans, USA 2–6 oktober 2010.*
- Barnard J., Houweling D., Steichen M. (2011) Fermentation of mixed liquor for Removal and Recovery Phosphorus. *Proceedings of the 84rd annual technical exhibition and conference of the water environment federation (WEFTEC). Los Angeles, USA 15–19 oktober 2011.*
- Borglund, A.M. (2004). *Biologisk fosforrening i Sverige – Erfarenhetsutbyte i nätverk*. Stockholm: Käppalaförbundet. [http://www.kappala.se/Global/Rapporter/Processutvecklingsrapporter/Biologisk% 20fosforrening%20i%20Sverige_2004.pdf](http://www.kappala.se/Global/Rapporter/Processutvecklingsrapporter/Biologisk%20fosforrening%20i%20Sverige_2004.pdf).
- Brandin A. (2015) Hydrolys av överskottsslam för maximerat fosforsläpp – En studie i Bio-P som resurs för näringsåtervinning. Examensarbete. Lund: Lunds Universitet.
- Brdjanovic D., Slamet A., van Loosdrecht M.C.M., Hooijmans C.M., Alaerts G.J. & Heijnen J.J. (1998). Impact of excessive aeration on biological phosphorus removal from wastewater. *Water Research*, 32:1, ss. 200–208.

- Cavanaugh L., Carson K., Lynch C., Phillips H., Barnard J. & McQuarrie J. (2012). A small footprint approach for enhanced biological phosphorus removal: results from a 106 mgd full-scale demonstration. *Proceedings of the 85th annual technical exhibition and conference of the water environment federation (WEFTEC)*. New Orleans, USA 1–5 oktober 2012.
- Davidsson Å., Jönsson K., la Cour Jansen J. & Särner, E. (2008). *Metoder för slamhydrolys* (Svenskt Vatten Utveckling rapport 2008-09). Svenskt Vatten AB.
- EnviDan (2015). *Product sheet Side Stream Hydrolysis*.
<http://www.envidaninternational.com/Publications/Product-sheets.aspx>
 [2016-04-17].
- EPA (2009) *Nutrient control design manual – state of technology review report* (EPA/600/R09/012). Ohio: United States Environmental Protection Agency.
- EPA (1991) *Proceedings of the U.S. environmental protection agency municipal wastewater treatment technology forum* (DNR 4300991020). Portland, USA.
- Erdal U.G. (2002). *The effects of temperature on system performance and bacterial community structure in a biological phosphorus removal system*. Diss. Blacksburg: Virginia Polytechnic Institute and State University.
<http://scholar.lib.vt.edu/theses/available/etd-03082002-154444/>.
- Faxå J., Andersen J.K., Larsen S.B., Agertved J., & Petersen G. (2012) Optimized nutrient removal using the Activated Return sludge Process. *Proceedings from IWA specialist conference*.
<http://www.envidan.dk/Publikationer/Artikler.aspx>.
- Giesen A. (1998) Crystallization process enables environmental friendly Phosphate removal at low costs. *Proceedings of the International conference on phosphorus recovery from sewage and animal wastes*. Warwick University, UK 6–7 maj 1998.
- Gustavsson, D., la Cour Jansen, J. & Dahlberg, C. (2006). Etablering av biologisk fosforavskiljning i mindre reningsverk. *Vatten*, 62:161–166.
- Henze M., Herremoës P., Arvin E. & la Cour Jansen J. (1997). *Wastewater treatment – biological and chemical processes*, 2nd Ed. Berlin: Springer-Verlag Berlin Heidelberg.
- Janssen, P.M.J., Meinema, K. & van der Roest, H.F. (2002). *Biological phosphorus removal - Manual for design and operation*. London: IWA Publishing.
- Jarvis Å. & Schnürer A. (2009). *Mikrobiologisk handbok för biogasanläggningar* (Svenskt Gastekniskt Center, Rapport SCG 207). Svenskt Gastekniskt Center. <http://www.sgc.se/ckfinder/userfiles/files/SGC207.pdf?PHPSESSID=997cdf4204d127ad51c868eeabec94a5>.
- Jönsson K., Johansson P., Christensson M., Lee N., Lie E. & Welander T. (1996). Operational factors affecting enhanced biological phosphorus removal at the wastewater treatment plant in Helsingborg, Sweden. *Water Science and Technology*, 34:1–2, ss. 67–74.

- Jönsson K. & la Cour Jansen, J. (2006). Hydrolysis of return sludge for production of easily biodegradable carbon - Effect of pre-treatment, sludge age and temperature. *Water Science and Technology*, 53:12, ss. 47–54.
- Kaschka E. & Weyrer S. (1999). *Biological elimination of phosphorus from domestic sewage by applying the enhanced phostrip process. Phostrip Handbook*. 4th Ed. Wiesbaden: Phostrip Abwassertechnik GmbH.
- la Cour Jansen, J., Tykesson, E., Jönsson, K., Jönsson, L-E. (2009). *Biologisk fosforavskiljning i Sverige – Erfarenhetsutbyte och slamavvattning* (SVU 2009-09). Stockholm: Svenskt Vatten.
- Lamb J. C. (1994). *Wastewater treatment with enhanced biological phosphorus removal and related purification processes*. USA: United States Patent nr 5 288 405.
- Levin G. V. & Della Sala U. (1987). Phostrip®process – a viable answer to eutrophication of lakes and costal sea waters in Italy. I Ramadori R. (red.), *Biological phosphate removal from Wastewaters*. Pergamon press.
- Lopez-Vazquez C.M., Oehmen A., Hooijmans C.M., Brdjanovic D., Gijzen H.J., Yuan Z. & van Loosdrecht M.C.M. (2009). Modeling the PAO–GAO competition: Effects of carbon source, pH and temperature. *Water Research*, 43:2, ss. 450–462.
- Metcalf & Eddy (2014). *Wastewater engineering – treatment and resource recovery*. 5th Ed. New York: McGraw Hill Education.
- Mino, T., van Loosdrecht, M.C.M. & Heijnen, J.J. (1998). Microbiology and biochemistry of the enhanced biological phosphate removal process. *Water Research*, 32:11, ss. 3193–3207.
- Naturvårdsverket (2010). *Uppdatering av "Aktionsplan för återföring av fosfor ur avlopp* (Dnr 525-205-09, 2010-04-07). Stockholm: Naturvårdsverket Regeringsuppdrag 21.
- Petersen, G. (2002). Biologisk slamhydrolyse af aktiv slam. *Spildevandsteknisk tidsskrift*, 4.
- Petersen, G. (2003a). *Slamhydrolyseforsøg, Aalborg Vest 2002/2003*. Köpenhamn: EnviDan publikation.
- Petersen G. (2003b). *Enhanced biological phosphorus removal (EBPR) using return activated sludge (RAS) hydrolysis*. Köpenhamn: EnviDan publikation.
- Petersen G., Jensen T.R. & Ejlersen A.M. (2009). Optimisation of biological nitrogen and phosphorus removal by the use of the sludge hydrolysis process. *NORDIWA*, Köpenhamn, Danmark 10–12 november 2009.
- Risum Mikkelsen M. & Agertved Madsen J. (2014). *Test, demonstration and further development of the ARP process in China* (The Danish Environmental Protection Agency Rapport nr. 1555). Köpenhamn: Danish Ministry of the Environment (ISBN 978-87-93178-25-0).
- Shah F. A., Mahmood Q., Shah M. M., Pervez A., & Asad S. A. (2014). Microbial ecology of anaerobic digesters: the key players of anaerobiosis (Review article). *Scientific World Journal*, Article ID 183752.

- Sjöstrand, A. (2007) *Optimering av biologisk fosfor- och kvävereduktion i ett reningsverk för hushållsfallvatten*. Examensarbete. Uppsala: Uppsala universitet.
- Stroud R. & Martin C. (2001). South Cary water reclamation facility's nutrient removal modifications and reduction success, town of Cary, North Carolina. *Proceedings of the 74th annual technical exhibition and conference of the water environment federation (WEFTEC)*. Atlanta, USA 13–17 oktober 2001.
- Szpyrkowicz L. & Zilio-Grandi F. (1995). Seasonal phosphorus removal in a Phostrip process –I, Two years' plant performance. *Water Research*, 29(10), ss. 2318–2326.
- Särner, E. (2007). *Biologisk fosforavskiljning med hydrolys av returslammet och utan anaerob volym i huvudströmmen* (SV-utveckling, rapport nr.2007-07). Svenskt Vatten AB.
- Temminck H., Petersen B., Isaacs S. & Henze M. (1996). Recovery of biological phosphorus removal after periods of low organic loading. *Water Science and Technology*, 34:1–2, ss. 1–8.
- Tremblay S., Hilger H., Barnard J., de Barbadillo C. & Goins P. (2005). Phosphorus accumulating organisms utilization of volatile fatty acids by fermentation of anaerobic mixed liquor. *Proceedings of the 78th annual technical exhibition and conference of the water environment federation (WEFTEC)*. Washington DC, USA 29 oktober – 2 november 2005.
- Tykesson E. (2005). *Enhanced biological phosphorus removal – processes, competing substances and tools for operation of wastewater treatment plants*. Doktorsavhandling. Department of Water and Environmental Engineering, Lund University.
- Tykesson, E. & la Cour Jansen, J. (2005). Evaluation of laboratory batch tests for enhanced biological phosphorus removal. *Vatten*, 61(1), ss. 43–50.
- Ucisik A.S. & 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*, 42:14, ss. 3729–3738.
- Vale P., Barnard J., Thomas D., & Dold P. (2008). RAS fermentation to enhance biological phosphorus removal. *Proceedings of the 81th annual technical exhibition and conference of the water environment federation (WEFTEC)*. Chicago, USA 18–22 oktober 2008.
- Vollertsen J., Petersen G. & Borregaard V. R. (2006). Hydrolysis and fermentation of activated sludge to enhance biological phosphorus removal. *Water Science and Technology* 53(12), ss. 55–64.
- Wanner J., Kos M. & Novák L. (2009). Intensification of Prague Central WWTP – Ten years of Practical Experiences with the in-situ bioaugmentation nitrification method. *Water Practice and Technology*, 4:1, doi: 10.2166/WPT.2009.016.

- 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* 119, ss. 285–292.
- Yuan Q., Sparling R. & Oleszkiewicz, J.A. (2009). Waste activated sludge fermentation: Effect of solids retention time and biomass concentration. *Water Research*, 43:20, ss. 5180–5186.
- Yuan Q., Sparling R. & Oleszkiewicz J.A. (2011). VFA generation from waste activated sludge: Effect of temperature and mixing. *Chemosphere*, 82:4, ss. 603–607.
- Ødegaard H., Rusten B., Storhaug R. & Paulsrud B (2009). *Veiledning for dimensjonering av avlopsrensanlegg* (Nork Vann Rapport nr 168 – 2009). Hamar: Norskt Vann.

Bilaga 1 - Kampanjprovtagning

Bilaga 1a - Generellt provtagningsprogram

Bilaga 1b - Provtagningspunkter och resultat Bålsta reningsverk

Bilaga 1c - Provtagningspunkter och resultat Duvbacken reningsverk

Bilaga 1d - Provtagningspunkter och resultat Kungsängsverket

Bilaga 1e - Provtagningspunkter och resultat Skebäcksverket

Bilaga 1f - Provtagningspunkter och resultat Skillingaryd reningsverk

Bilaga 1g - Provtagningspunkter och resultat Strävliden reningsverk

Bilaga 1h - Provtagningspunkter och resultat Ullared reningsverk

Bilaga 1i - Provtagningspunkter och resultat Veddige reningsverk

Bilaga 1 – Kampanjprovtagning

Bilaga 1a – Generellt provtagningsprogram

Nedan följer en sammanställning av det generella provtagningsprogram som togs fram inom projektet för uppföljning av biologisk fosforavskiljning och sidoströmshydrolys vid reningsverken. I det generella provtagningsprogrammet listades vilken driftdata och data över verkets utformning som skulle samlas in. Därtill angavs vilka analyser som skulle göras i vilka provtagningspunkter. Det generella provtagningsprogrammet anpassades senare efter respektive reningsverks förutsättningar.

Driftdata och data över verkets utformning

Processvolymer

- Anaeroba zoner
- Anoxa zoner
- Aeroba zoner
- Totalt biosteg
- Biosedimentering
- SSH
- ARP
- Slamanox

Flöden

- Inflöde
- Returslamflöde
- Överskottslamflöde
- Flöde till SSH

Slamhalter (från givare)

- Biologi
- SSH
- ARP
- Returslam
- Överskottslam

Övrig driftdata (från givare)

- Temperatur på inkommande avloppsvatten
- NO₃-N i SSH
- Konduktivitet i SSH
- O₂ i SSH
- Dosering av fällningskemikalie

Provtagningspunkter och analyser

In till biologi

- P-tot
- $\text{PO}_4\text{-P}$
- COD
- K
- Mg

Ut ur anaerob zon

- $\text{PO}_4\text{-P}$

I biologisk volym, slutet luftad zon

- SS
- VSS
- P-släppstest, släpphastighet
- P-släppstest, maximalt P-släpp

Utgående från biosedimentering

- $\text{PO}_4\text{-P}$
- COD (filtrerat)
- VFA
- $\text{NO}_3\text{-N}$
- $\text{NH}_4\text{-N}$
- SS

Returslam

- $\text{PO}_4\text{-P}$
- $\text{NO}_3\text{-N}$

In till SSH

- $\text{PO}_4\text{-P}$
- COD (filtrerat)
- VFA
- $\text{NO}_3\text{-N}$
- $\text{NH}_4\text{-N}$

I SSH

- SS
- O_2

Ut ur SSH

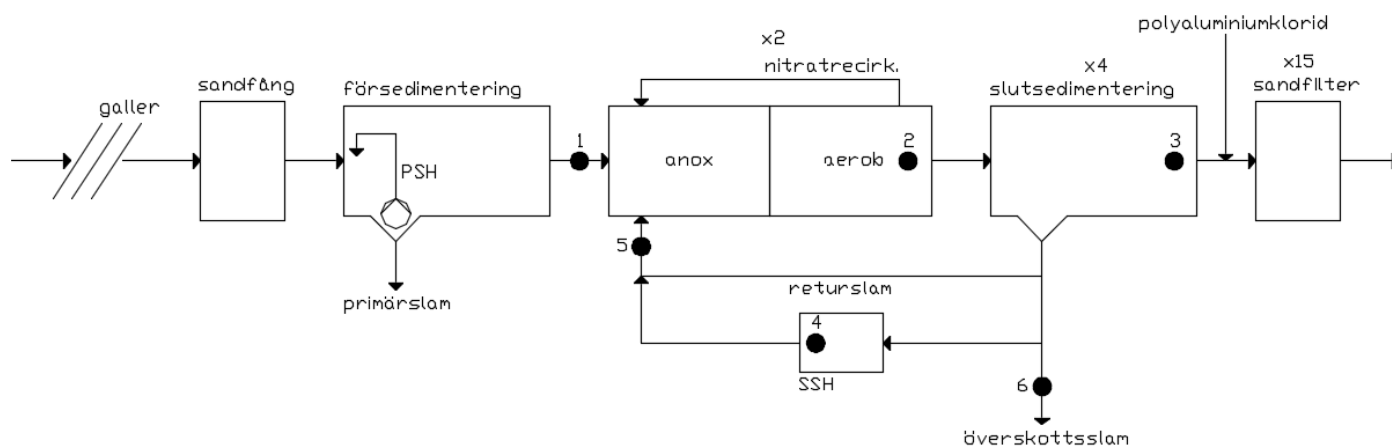
- $\text{PO}_4\text{-P}$
- COD (filtrerat)
- VFA
- $\text{NO}_3\text{-N}$
- $\text{NH}_4\text{-N}$

Överskottslam

- P i % av TS
- SS

Bilaga 1b – Provtagningspunkter och resultat Bålsta reningsverk

I Figur B1.1 visas ett flödesschema över Bålsta reningsverk, med de provtagningspunkter som användes under kampanjprovtagningarna inom projektet inritade.



Figur B1.1. Provtagningspunkter vid kampanjprovtagningarna vid Bålsta reningsverk.

I Tabell B1.1 ges resultatet från kampanjprovtagningarna vid Bålsta reningsverk.

Bilaga 1b.

Tabell B1.1. Resultat från kampanjprovtagning vid Bålsta reningsverk.

Reningsverk:	Bålsta reningsverk
Provtagningsdatum kamp.provt. 1:	8/6, 10/6, 20/7
Provtagningsdatum kamp.provt. 2:	5/10, 7/10, 9/10

Drift- och anläggningsdata		KAMPANJPROVTAGNING 1			KAMPANJPROVTAGNING 2		
Variabel	Enhet	Värde 1	Värde 2	Värde 3	Värde 1	Värde 2	Värde 3
Processvolym							
Anaeroba zoner	m ³						
Anoxa zoner	m ³	2 185	2 185	2 185	2 185	2 185	2 185
Aeroba zoner	m ³	2 080	2 080	2 080	2 080	2 080	2 080
Biologi	m ³	4 265	4 265	4 265	4 265	4 265	4 265
Biosedimentering	m ³	2 410	2 410	2 410	2 410	2 410	2 410
SSH	m ³	860	860	860	860	860	860
Flöden							
Inflöde, Q	m ³ /d	7 340	6 600	4 800	6 260	5 880	5 760
Returslamflöde, Q _{RAS}	m ³ /d	7 780	7 370	8 820	6 700	6 000	5 900
Överskottsslamflöde, Q _{ÖS}	m ³ /d	96	23	50	40	60	40
Flöde till SSH, Q _{SSH}	m ³ /d	720	720	720	720	720	720
Slamhalter (givare)							
Slamhalt i biologin, SS _{BIO}	g/l	2,50	2,60	3,00	2,50	2,60	2,60
Slamhalt i SSH, SS _{SSH}	g/l	5,70	6,06	4,20	5,10	5,30	5,20
Slamhalt i returslam, SS _{RAS}	g/l	5,70	6,06	4,20	5,10	5,30	5,20
Slamhalt i överskottsslam, SS _{ÖS}	g/l	5,70	6,06	4,20	5,10	5,30	5,20
Slamhalt i slamfördelningslåda, SS _{LÅDA}	g/l	5,70	6,06	4,20	5,10	5,30	5,20
Övrigt (givare)							
Temperatur	°C	13,5	13,7	15,9	16,5	16,4	16,4
NO ₃ -N i SSH	mg/l	29,0	29,0	22,0	24,0	25,0	25,0
Konduktivitet i SSH	mS/m	66,0	68,0	62,0	67,0	67,0	67,0
O ₂ i SSH	mg/l				0,04		
Dosering fällningskemikalie	mg/l						

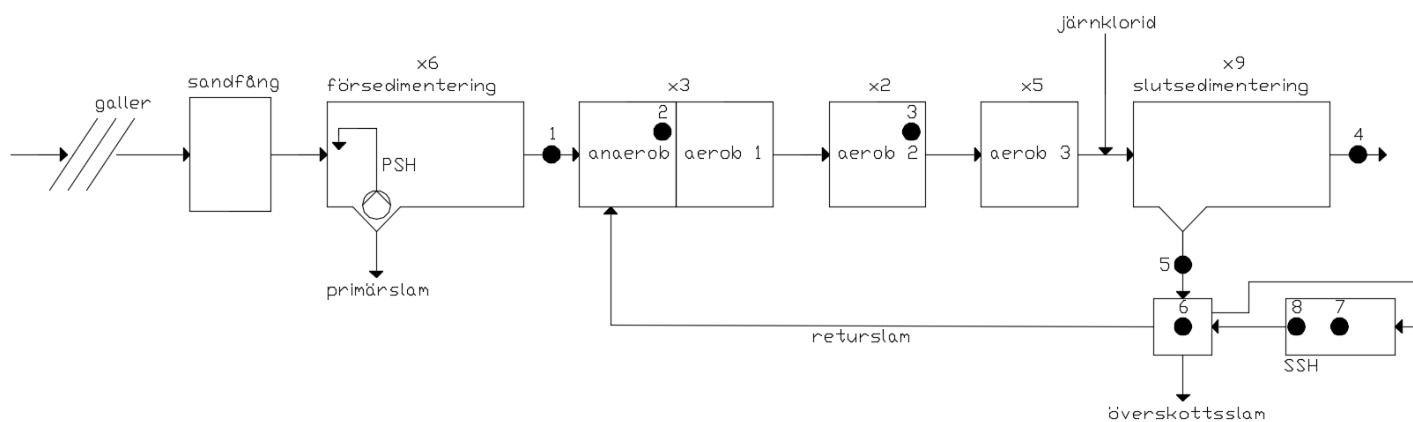
Bilaga 1b.

Tabell B1.1. Resultat från kampanjprovtagning vid Bålsta reningsverk.

Kampanjprovtagningsdata		KAMPANJPROVTAGNING 1			KAMPANJPROVTAGNING 2		
Variabel	Enhet	Värde 1	Värde 2	Värde 3	Värde 1	Värde 2	Värde 3
1. In till biologi							
P-tot	mg/l	1,45	1,60	2,90	3,27	2,64	3,09
PO ₄ -P	mg/l	0,75	0,74	1,90	1,31	1,38	1,51
COD	mg/l	149	144	168	180	157	189
K	mg/l						
Mg	mg/l						
2. I biologisk volym, slutet luftad zon							
SS	g/l	2,50	2,60	3,00	2,50	2,60	2,60
VSS	g/l	1,00					
P-släppstest, släpphastighet	mg P/g VSS·h				2,89		
P-släppstest, maximalt P-släpp	mg P/g VSS				6,28		
3. Utgående från biosedimentering							
PO ₄ -P	mg/l	0,09	0,07	0,06	0,88	1,34	1,70
COD	mg/l	29,4	30,3	25,1	27,0	25,0	26,0
VFA	mg/l						
NO ₃ -N	mg/l	3,96	3,79	3,23	4,07	3,77	3,92
NH ₄ -N	mg/l	0,03	0,02		0,19	0,03	0,03
SS	g/l	0,015	0,010	0,007	0,010	0,007	0,010
Returslam							
PO ₄ -P	mg/l	0,09	0,07	0,06	0,88	1,34	1,70
NO ₃ -N	mg/l						
4. I SSH-reaktor							
SS	g/l	5,20	6,20	7,00	7,85	6,80	7,05
O ₂	mg/l				0,04		
5. Ut ur SSH							
PO ₄ -P	mg/l	9,58	12,7	10,4	19,7	19,4	20,1
COD	mg/l	50,0	54,0	46,0	28,0	38,0	38,0
VFA	mg/l						
NO ₃ -N	mg/l	0,30		0,34	0,26	0,30	0,29
NH ₄ -N	mg/l			3,90	3,15	3,34	3,52
6. Överskottsslam							
P % av TS	%						
SS	g/l	5,70	6,06	4,20	5,1	5,3	5,2
Valda slamhalter för beräkningar							
Variabel	Enhet	Värde 1	Värde 2	Värde 3	Värde 1	Värde 2	Värde 3
Slamhalt							
Slamhalt i biologin, SS _{BIO}	g/l	2,50	2,60	3,00	2,50	2,60	2,60
Slamhalt i SSH, SS _{SSH}	g/l	5,20	6,20	7,00	7,85	6,80	7,05
Slamhalt i returslam, SS _{RAS}	g/l	5,70	6,06	4,20	5,10	5,30	5,20

Bilaga 1c – Provtagningspunkter och resultat Duvbackens reningsverk

I Figur B1.2 visas ett flödesschema över Duvbackens reningsverk, med de provtagningspunkter som användes under kampanjprovtagningarna inom projektet inritade.



Figur B1.2. Provtagningspunkter vid kampanjprovtagningarna vid Duvbackens reningsverk.

I Tabell B1.2 ges resultatet från kampanjprovtagningarna vid Duvbackens reningsverk.

Bilaga 1c.

Tabell B1.2. Resultat från kampanjprovtagning vid Duvbackens reningsverk.

Reningsverk:	Duvbackens reningsverk
Provtagningsdatum kamp.provt. 1:	10/6, 11/6, 12/6 (P-släppsförsök 8/6)
Provtagningsdatum kamp.provt. 2:	15/9, 17/9, 18/9 (P-släppsförsök 14/9, 16/9 och 17/9)

Drift- och anläggningsdata		KAMPANJPROVTAGNING 1			KAMPANJPROVTAGNING 2		
Variabel	Enhet	Värde 1	Värde 2	Värde 3	Värde 1	Värde 2	Värde 3
Processvolymner							
Anaeroba zoner	m ³	2 355	2 355	2 355	1 570	1 570	1 570
Aeroba zoner	m ³	11 925	11 925	11 925	9 570	9 570	9 570
Biologi	m ³	14 280	14 280	14 280	11 140	11 140	11 140
Biosedimentering	m ³	11 900	11 900	11 900	11 900	11 900	11 900
SSH	m ³	1 300	1 300	1 300	1 300	1 300	1 300
Flöden							
Inflöde, Q	m ³ /d	30 048	32 112	29 040	29 832	33 264	36 000
Returslamflöde, Q _{RAS}	m ³ /d	21 654	21 657	21 649	18 360	20 208	20 976
Överskottsslamflöde, Q _{ÖS}	m ³ /d	946	1 094	1 081	1 137	1 188	1 201
Flöde till SSH, Q _{SSH}	m ³ /d	1 623	1 613	1 662	1 657	1 612	1 667
Slamhalter (givare)							
Slamhalt i biologin, SS _{BIO}	g/l						
Slamhalt i SSH, SS _{SSH}	g/l						
Slamhalt i returslam, SS _{RAS}	g/l						
Slamhalt i överskottslam, SS _{ÖS}	g/l						
Övrigt (givare)							
Temperatur	°C	8,3	8,6	8,5	10,1	10,1	10,1
NO ₃ -N i SSH	mg/l						
Konduktivitet i SSH	mS/m						
O ₂ i SSH	mg/l						
Dosering fällningskemikalie	mg/l	44,0	50,0				

Bilaga 1c.

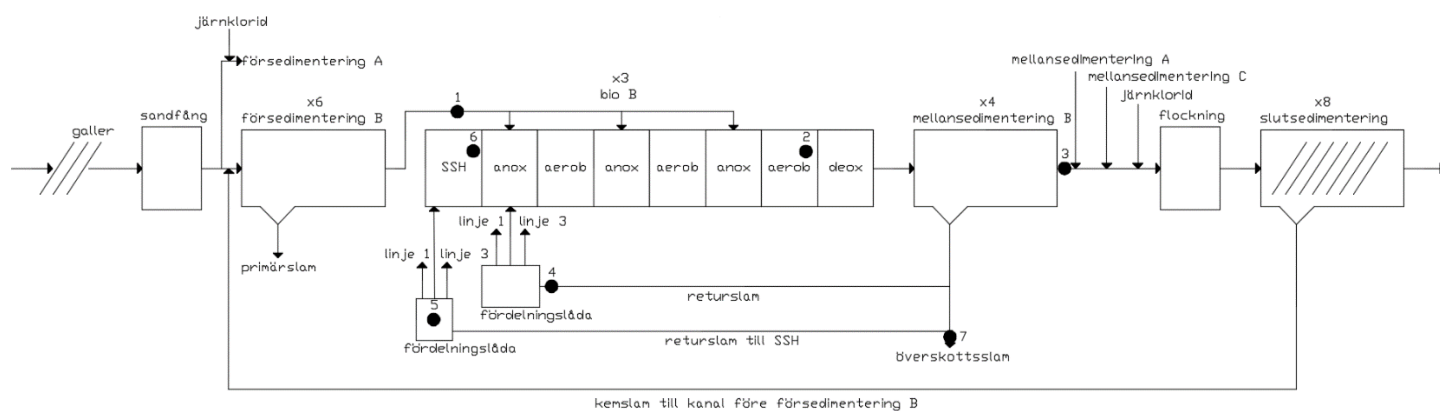
Tabell B1.2. Resultat från kampanjprovtagning vid Duvbackens reningsverk.

Kampanjprovtagningsdata och massflöden		KAMPANJPROVTAGNING 1			KAMPANJPROVTAGNING 2		
Variabel	Enhet	Värde 1	Värde 2	Värde 3	Värde 1	Värde 2	Värde 3
1. In till biologi							
P-tot	mg/l	8,50	8,50	9,50	8,00	7,25	7,75
PO ₄ -P	mg/l	6,80	5,00	6,30	4,50	3,50	5,00
COD	mg/l	376	305	268	337	196	282
K	mg/l				23,6	28,4	26,9
Mg	mg/l				9,60	9,42	
2. Ut ur anaerob zon							
PO ₄ -P	mg/l	23,0	16,5	24,5	20,8	15,0	17,0
3. I biologisk volym, slutet luftad zon							
SS	g/l	1,50	1,60	1,60	1,50	1,50	1,50
VSS	g/l						
P-släppstest, släpphastighet	mg P/g VSS·h	41,0			29,0	20,7	
P-släppstest, maximalt P-släpp	mg P/g VSS	40,7			32,5	18,5	
4. Utgående från biosedimentering							
PO ₄ -P	mg/l	0,06	0,07	0,07	0,03	0,01	0,04
COD	mg/l						
VFA	mg/l						
NO ₃ -N	mg/l						
NH ₄ -N	mg/l						
SS	g/l	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01
5. Returslam							
PO ₄ -P	mg/l	0,95	0,11	3,00	1,2	0,3	0,2
NO ₃ -N	mg/l						
6. In till SSH							
PO ₄ -P	mg/l	2,90	0,50	3,30	4,70	1,85	1,85
COD	mg/l	121	122	125	76,8	81,2	79,0
VFA	mg/l			2,00			73,0
NO ₃ -N	mg/l	0,36	0,28	0,35	0,49	0,45	0,32
NH ₄ -N	mg/l	31,7	30,8	31,1	37,6	25,6	29,7
SS	g/l	3,10	3,15	3,42	2,72	2,77	3,06
7. I SSH-reaktor							
SS	g/l		2,50	2,80	4,32	3,19	3,02
O ₂	mg/l	0,23	0,26	0,12	0,30	0,09	0,25
8. Ut ur SSH							
PO ₄ -P	mg/l	39,0	36,0	36,0	48,0	51,0	48,0
COD	mg/l	248	217	219	128	152	121
VFA	mg/l		2,00	2,00	2,00	3,00	52,0
NO ₃ -N	mg/l	0,49	0,07	0,38	0,42	0,50	0,39
NH ₄ -N	mg/l	31,6	32,2	31,9	30,3	33,0	32,5
Överskottsslam							
P % av TS	%			5,9%	5,4%		
SS	g/l			3,00	5,90	2,50	3,20

Valda slamhalter för beräkningar		KAMPANJPROVTAGNING 1			KAMPANJPROVTAGNING 2		
Variabel	Enhet	Värde 1	Värde 2	Värde 3	Värde 1	Värde 2	Värde 3
Slamhalt							
Slamhalt i biologin, SS _{BIO}	g/l	1,50	1,60	1,60	1,50	1,50	1,50
Slamhalt i SSH, SS _{SSH}	g/l	2,65	2,50	2,80	4,32	3,19	3,02
Slamhalt i returslam, SS _{RAS}	g/l	3,10	3,15	3,42	5,90	2,50	3,20

Bilaga 1d – Provtagningspunkter och resultat Kungsängsverket

I Figur B1.3 visas ett flödesschema över Kungsängsverket, med de provtagningspunkter som användes under kampanjprovtagningarna inom projektet inritade.



Figur B1.3. Provtagningspunkter vid kampanjprovtagningarna vid Kungsängsverket.

I Tabell B1.3 ges resultatet från kampanjprovtagningarna vid Kungsängsverket.

Bilaga 1d.
 Tabell B1.3. Resultat från kampanjprovtagning vid Kungsängsverket.

Reningsverk:	Kungsängsverket
Provtagningsdatum kamp.provt. 1:	30/6, 1/7, 2/7
Provtagningsdatum kamp.provt. 2:	9/9, 10/9, 11/9

Drift- och anläggningsdata		KAMPANJPROVTAGNING 1			KAMPANJPROVTAGNING 2		
Variabel	Enhet	Värde 1	Värde 2	Värde 3	Värde 1	Värde 2	Värde 3
Processvolymner							
Anoxa zoner	m ³	3 810	3 810	3 810	3 810	3 810	3 810
Aeroba zoner	m ³	4 400	4 400	4 400	4 400	4 400	4 400
Biologi	m ³	8 210	8 210	8 210	8 210	8 210	8 210
Biosedimentering	m ³	5 900	5 900	5 900	5 900	5 900	5 900
SSH	m ³	1 300	1 300	1 300	1 300	1 300	1 300
Flöden							
Inflöde, Q	m ³ /d	11 280	12 600	13 392	15 400	15 600	15 840
Returslamflöde, Q _{RAS}	m ³ /d	6 816	6 600	6 480	9 768	9 121	8 880
Överskottsslamflöde, Q _{ÖS}	m ³ /d	168	144	151	232	188	185
Flöde till SSH, Q _{SSH}	m ³ /d	1 080	1 080	1 080	1 080	1 080	1 080
Slamhalter (givare)							
Slamhalt i biologin, SS _{BIO}	g/l	3,36	3,35	3,29	2,96	3,12	3,76
Slamhalt i SSH, SS _{SSH}	g/l	5,74	5,31	5,50	4,73	4,89	5,79
Slamhalt i returslam, SS _{RAS}	g/l	5,74	5,31	5,50	4,73	4,89	5,79
Slamhalt i överskottslam, SS _{ÖS}	g/l	5,74	5,31	5,50	4,73	4,89	5,79
Övrigt (givare)							
Temperatur	°C	18,0	18,0	18,0	18,6	18,9	19,2
NO ₃ -N i SSH	mg/l	6,7	6,7	6,7			
Konduktivitet i SSH	mS/m						
O ₂ i SSH	mg/l						
Andel av tid som ARP/SSH inte luftas	%	100%	100%	100%	100%	100%	100%
Dosering fällningskemikalie	mg/l	77,0	77,0	77,0			

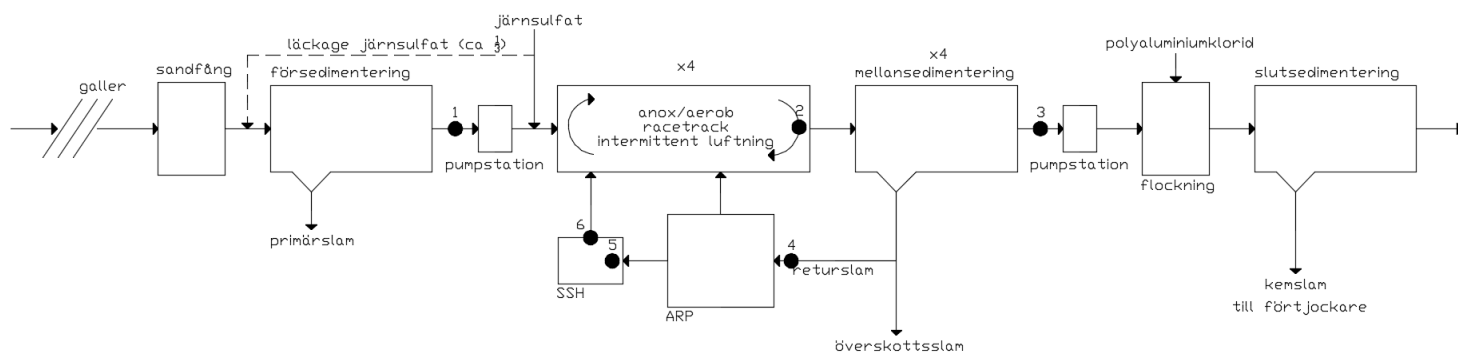
Bilaga 1d.

Tabell B1.3. Resultat från kampanjprovtagning vid Kungsängsverket.

Kampanjprovtagningsdata och massflöden		KAMPANJPROVTAGNING 1			KAMPANJPROVTAGNING 2		
Variabel	Enhet	Värde 1	Värde 2	Värde 3	Värde 1	Värde 2	Värde 3
1. In till biologi							
P-tot	mg/l	1,60	3,10	2,80	4,00	2,60	2,70
PO ₄ -P	mg/l	0,80	1,55	1,40	1,90	1,20	1,20
COD	mg/l	260	260	220	250	210	270
K	mg/l	22,2	21,7	21,5			
Mg	mg/l	14,3	13,7	13,6	13,3	13,1	14,0
Fe	mg/l				5,24	6,18	7,91
2. I biologisk volym, slutet luftad zon							
SS	g/l	3,00	2,97	2,75	2,70	2,50	3,40
VSS	g/l	2,33	2,33	2,10	2,09	1,89	2,62
PO ₄ -P	mg/l	0,46	0,47	0,80	0,69	0,82	0,77
NO ₃ -N	mg/l	7,54	9,76	10,40			
NH ₄ -N	mg/l	0,010	0,053	0,021			
P-släppstest, släpphastighet	mg P/g VSS·h	2,16					
P-släppstest, maximalt P-släpp	mg P/g VSS	1,44					
3. Utgående från biosedimentering							
PO ₄ -P	mg/l	0,51	0,47	0,68	0,18	0,23	0,12
COD	mg/l	34,0	42,0	32,0	38,0	32,0	10,0
VFA	mg/l						
NO ₃ -N	mg/l	9,11	10,6	11,6	6,50	5,30	4,70
NH ₄ -N	mg/l	0,03	0,02	0,03	0,02	0,04	0,07
SS	g/l	0,002	0,003	0,001	0,002		0,003
4 = 5. In till SSH							
PO ₄ -P	mg/l	0,50	0,67	0,78	0,40	0,67	1,70
COD	mg/l				62,0	84,0	86,0
VFA	mg/l						
NO ₃ -N	mg/l	6,66	8,53	5,47	1,30	0,26	0,17
NH ₄ -N	mg/l	0,046	0,23	0,65			2,00
SS	g/l	5,41	4,81	3,56	1,80	4,40	4,20
O ₂	mg/l	0,86	1,58	0,78	1,48	0,24	1,53
K	mg/l	54,0	49,4	48,4	40,1	49,2	54,0
Fe	mg/l	306	262	254	128	264	315
6. Ut ur SSH							
PO ₄ -P	mg/l	0,88	4,00	3,35	0,32	0,31	1,20
COD	mg/l				72,0	84,0	98,0
VFA	mg/l						
NO ₃ -N	mg/l	5,09	3,77	0,75	0,25	0,28	0,18
NH ₄ -N	mg/l	2,22	3,52	2,65			11,00
SS	g/l	4,22	4,81	3,56	2,40	3,80	4,20
O ₂	mg/l	0,15	0,17	0,23	1,45	0,25	0,21
K	mg/l	44,5	47,7	43,0	38,3	44,0	50,2
Fe	mg/l	226	250	199	160	215	271
7. Överskottsslam							
P % av TS	%				2,4%	2,6%	2,5%
SS	g/l	4,49	4,18	3,76	1,80	4,40	4,20
PO ₄ -P	mg/l	0,45	0,42	0,38			
NO ₃ -N	mg/l	0,45	0,42	0,38			
NH ₄ -N	mg/l	0,45	0,42	0,38			
Valda slamhalter för beräkningar							
Variabel	Enhet	Värde 1	Värde 2	Värde 3	Värde 1	Värde 2	Värde 3
Slamhalt							
Slamhalt i biologin, SS _{BIO}	g/l	3,36	3,35	3,29	2,96	3,12	3,76
Slamhalt i SSH, SS _{SSH}	g/l	4,22	4,81	3,56	2,40	3,80	4,20
Slamhalt i returslam, SS _{RAS}	g/l	5,41	4,81	3,56	4,73	4,89	5,79

Bilaga 1e – Provtagningspunkter och resultat Skebäckverket

I Figur B1.4 visas ett flödesschema över Skebäckverket, med de provtagningspunkter som användes under kampanjprovtagningarna inom projektet inritade.



Figur B1.4. Provtagningspunkter vid kampanjprovtagningarna vid Skebäckverket.

I Tabell B1.4 ges resultatet från kampanjprovtagningarna vid Skebäckverket.

Bilaga 1e.
 Tabell B1.4. Resultat från kampanjprovtagning vid Skebäckverket.

Reningsverk:	Skebäckverket
Provtagningsdatum kamp.provt. 1:	17/8, 18/8, 19/8
Provtagningsdatum kamp.provt. 2:	15/9, 16/9, 17/9
Kommentar:	Värden angivna för linje 2

Drift- och anläggningsdata		KAMPANJPROVTAGNING 1			KAMPANJPROVTAGNING 2		
Variabel	Enhet	Värde 1	Värde 2	Värde 3	Värde 1	Värde 2	Värde 3
Processvolym							
Anoxa zoner	m ³	840	709	788	735	893	709
Aeroba zoner	m ³	1 785	1 916	1 833	1 890	1 732	1 916
Biologi	m ³	2 625	2 625	2 621	2 625	2 625	2 625
Biosedimentering	m ³	1 625	1 625	1 625	1 625	1 625	1 625
SSH	m ³	200	200	200	200	200	200
ARP	m ³	675	675	675	675	675	675
Flöden							
Inflöde, Q	m ³ /d	8 688	8 640	8 520	12 168	9 600	8 520
Returslamflöde, Q _{RAS}	m ³ /d	4 464	4 512	4 464	4 488	4 464	4 440
Överskottsslamflöde, Q _{ÖS}	m ³ /d	48	48	48	48	48	48
Flöde till SSH, Q _{SSH}	m ³ /d	103	103	103	72	89	70
Slamhalter (givare)							
Slamhalt i biologin, SS _{BIO}	g/l	1,70	1,88	2,01	2,23	2,25	2,31
Slamhalt i ARP, SS _{ARP}	g/l	4,99	5,62	5,97	8,73	8,72	8,72
Slamhalt i returslam, SS _{RAS}	g/l	4,99	5,62	5,97	8,73	8,72	8,72
Slamhalt i överskottsslam, SS _{ÖS}	g/l	4,99	5,62	5,97	8,73	8,72	8,72
Övrigt (givare)							
Temperatur	°C	18,0	18,0	18,0	17,0	17,0	17,0
NO ₃ -N i SSH	mg/l						
Konduktivitet i SSH	mS/m						
O ₂ i SSH	mg/l						
Dosering fällningskemikalie	mg/l	11,0	11,0	7,3	40,0	47,0	41,0

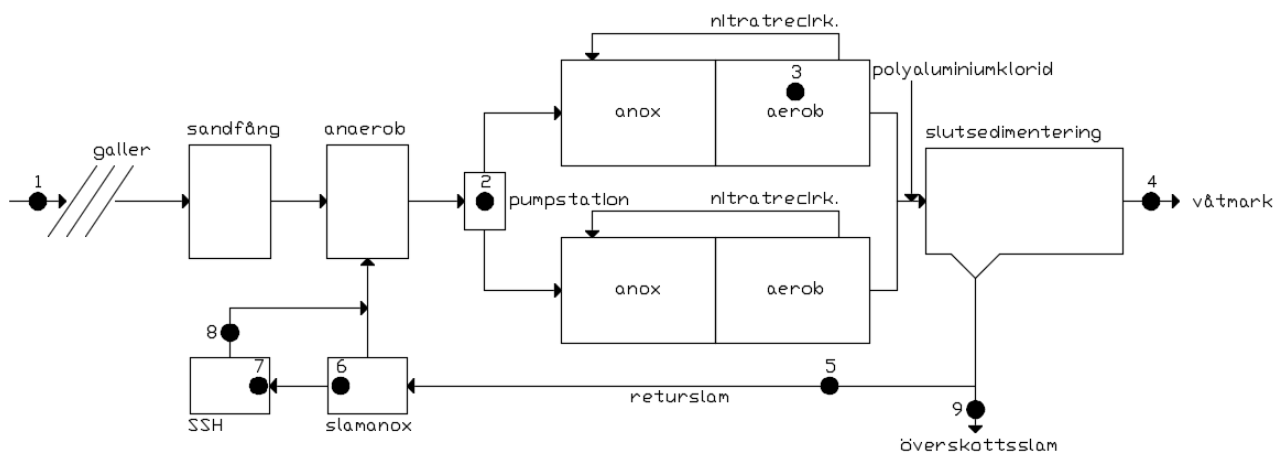
Bilaga 1e.

Tabell B1.4. Resultat från kampanjprovtagning vid Skebäckverket.

Kampanjprovtagningsdata och massflöden		KAMPANJPROVTAGNING 1			KAMPANJPROVTAGNING 2		
Variabel	Enhet	Värde 1	Värde 2	Värde 3	Värde 1	Värde 2	Värde 3
1. In till biologi							
P-tot	mg/l	2,10	2,40	1,90	2,60	2,10	2,20
PO ₄ -P	mg/l	0,34	0,60	0,91	0,73	0,51	0,37
COD	mg/l	190	190	210	250	190	210
TOC	mg/l	59	61	77	76,0	60,0	66,0
K	mg/l	13,0			14,0		
Mg	mg/l	6,8			6,40		
2. Ut ur anaerob zon = i slutet av oluftad period							
PO ₄ -P	mg/l	0,09	0,09	0,15	0,09	0,09	0,09
NO ₃ -N	mg/l	1,50	1,60	4,00	6,10	6,30	2,80
2. I biologisk volym, slutet luftad zon							
SS	g/l	1,90	2,20	2,50	3,30	2,70	2,90
VSS	g/l	1,31	1,54	1,73	2,28	1,84	2,03
P-släppstest, släpphastighet	mg P/g VSS·h	0,20			0,16		
P-släppstest, maximalt P-släpp	mg P/g VSS	0,47			0,38		
3. Utgående från mellansedimentering							
PO ₄ -P	mg/l	0,07	0,08	0,15	0,07	0,25	0,17
COD	mg/l	32,0	36,0	32,0	44,0	36,0	34,0
VFA	mg/l	2,20	2,10	3,10	2,20	1,80	1,70
TOC	mg/l	13,0	14,0	16,0	15,0	13,0	14,0
NO ₃ -N	mg/l	7,30	6,00	5,10	4,30	4,80	5,80
NH ₄ -N	mg/l	3,20	4,10	4,50	2,40	2,00	2,00
SS	g/l	0,006	0,008	0,010	0,025	0,025	0,025
4. Returslam							
PO ₄ -P	mg/l	0,10			0,17		
NO ₃ -N	mg/l						
5. I SSH-reaktor							
SS	g/l	5,30	5,10	5,30	8,40	7,90	8,10
O ₂	mg/l						
6. Ut ur SSH							
PO ₄ -P	mg/l	0,63	0,75	0,74	0,78	0,75	1,30
COD	mg/l	260	280	280	410	380	350
VFA	mg/l	89	92	100	140	139	137
TOC	mg/l	93	101	100	140	130	120
NO ₃ -N	mg/l	0,73			0,71	0,73	0,70
NH ₄ -N	mg/l	30,0	31,0	30,0	46,0	45,0	43,0
4. Överskottsslam							
P % av TS	%	2,5%			2,7%		
SS	g/l	5,60	4,10	5,30	9,30	8,80	8,00
Valda slamhalter för beräkningar		KAMPANJPROVTAGNING 1			KAMPANJPROVTAGNING 2		
Variabel	Enhet	Värde 1	Värde 2	Värde 3	Värde 1	Värde 2	Värde 3
Slamhalt							
Slamhalt i biologi, SS _{BIO}	g/l	1,70	1,88	2,01	2,23	2,25	2,31
Slamhalt i SSH, SS _{SSH}	g/l	5,30	5,10	5,30	8,40	7,90	8,10
Slamhalt i returslam, SS _{RAS}	g/l	4,99	5,62	5,97	8,73	8,72	8,72

Bilaga 1f – Provtagningspunkter och resultat Skillingaryds reningsverk

I Figur B1.5 visas ett flödesschema över Skillingaryds reningsverk, med de provtagningspunkter som användes under kampanjprovtagningarna inom projektet inritade.



Figur B1.5. Provtagningspunkter vid kampanjprovtagningarna vid Skillingaryds reningsverk.

I Tabell B1.5 ges resultatet från kampanjprovtagningarna vid Skillingaryds reningsverk.

Bilaga 1f.
Tabell B1.5. Resultat från kampanjprovtagning vid Skillingaryds reningsverk.

Reningsverk:	Skillingaryds reningsverk
Provtagningsdatum kamp.provt. 1:	23/6, 25/6, 30/6
Provtagningsdatum kamp.provt. 2:	1/9, 3/9, 8/9

Drift- och anläggningsdata		KAMPANJPROVTAGNING 1			KAMPANJPROVTAGNING 2		
Variabel	Enhet	Värde 1	Värde 2	Värde 3	Värde 1	Värde 2	Värde 3
Processvolym							
Anaeroba zoner	m ³	229	229	229	229	229	229
Anoxa zoner	m ³	1 328	1 328	1 328	1 328	1 328	1 328
Aeroba zoner	m ³	1 884	1 884	1 884	1 884	1 884	1 884
Biologi	m ³	3 441	3 441	3 441	3 441	3 441	3 441
Biosedimentering	m ³	1 340	1 340	1 340	1 340	1 340	1 340
SSH	m ³	115	115	115	115	115	115
Slamnox	m ³	114	114	114	114	114	114
Flöden							
Inflöde, Q	m ³ /d	2 405	2 268	2 141	2 631	2 158	
Returslamflöde, Q _{RAS}	m ³ /d	2 400	2 400	2 400	2 400	2 400	2 400
Överskottsslamflöde, Q _{ÖS}	m ³ /d	80	80	80	80	80	80
Flöde till SSH, Q _{SSH}	m ³ /d	120	120	120	120	120	120
Slamhalter (givare)							
Slamhalt i biologin, SS _{BIO}	g/l	3,70	3,70	3,60	3,96	4,22	
Slamhalt i SSH, SS _{SSH}	g/l	8,10	7,50	7,90	5,90	6,20	
Slamhalt i returslam, SS _{RAS}	g/l	8,10	7,50	7,90	5,90	6,20	
Slamhalt i överskottsslam, SS _{ÖS}	g/l	8,10	7,50	7,90	5,90	6,20	
Övrigt (givare)							
Temperatur	°C				13,0	13,0	13,0
NO ₃ -N i SSH	mg/l						
Konduktivitet i SSH	mS/m						
O ₂ i SSH	mg/l						
Dosering fällningskemikalie	mg/l	20,0	20,0	20,0			

Bilaga 1f.

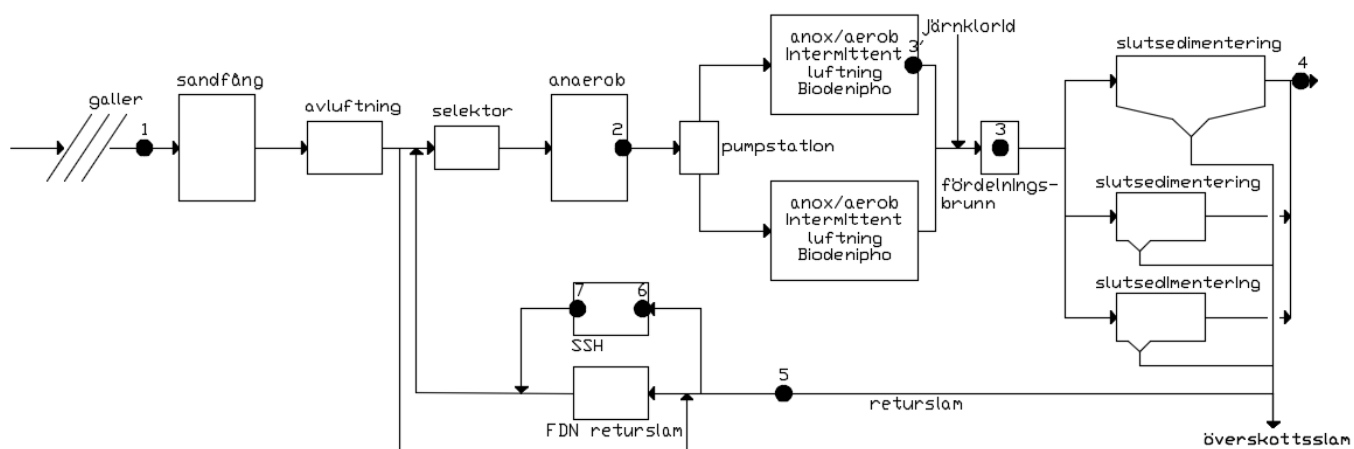
Tabell B1.5. Resultat från kampanjprovtagning vid Skillingaryds reningsverk.

Kampanjprovtagningsdata		KAMPANJPROVTAGNING 1			KAMPANJPROVTAGNING 2		
Variabel	Enhet	Värde 1	Värde 2	Värde 3	Värde 1	Värde 2	Värde 3
1. In till biologi							
P-tot	mg/l	7,43	10,10	7,70	7,50	8,20	
PO ₄ -P	mg/l	4,94	7,88	4,30	4,92	6,60	
COD	mg/l	690		630			
K	mg/l						
Mg	mg/l						
2. Ut ur anaerob zon							
PO ₄ -P	mg/l	13,0	7,50	8,40	10,8	15,6	
3. I biologisk volym, slutet luftad zon							
SS	g/l	3,96	4,00	3,90	4,16	4,22	
VSS	g/l						
P-släppstest, släpphastighet	mg P/g VSS·h	6,67			8,28		
P-släppstest, maximalt P-släpp	mg P/g VSS	11,3			17,7		
4 Utgående från biosedimentering							
PO ₄ -P	mg/l	0,17	0,10	0,21	0,43	0,88	
COD	mg/l	30,0		30,0	31,0	49,0	
VFA	mg/l						
NO ₃ -N	mg/l						
NH ₄ -N	mg/l						
SS	g/l	0,015	0,015	0,015	0,015	0,015	0,015
5. Returslam							
PO ₄ -P	mg/l	0,66	0,19	0,11	0,51	0,26	
NO ₃ -N	mg/l	2,97	3,17	2,61	3,69	1,60	
6. Efter slamanox/In till SSH							
PO ₄ -P	mg/l	0,74	0,46	0,17	1,29	1,09	
COD	mg/l	39,0		30,0	46,0	45,0	
VFA	mg/l						
NO ₃ -N	mg/l	0,24	1,54	0,28	0,74	0,43	
NH ₄ -N	mg/l	0,62	0,17	0,19	0,24	1,40	
7. I SSH-reaktor							
SS	g/l	6,80	6,40	6,00	7,56	8,68	
O ₂	mg/l	0,13	0,20	0,20	0,18	0,21	
8. Ut ur SSH							
PO ₄ -P	mg/l	56,0	28,0	27,4	31,7	37,3	
COD	mg/l	780		77,0	110	95,0	
VFA	mg/l						
NO ₃ -N	mg/l	0,77	0,64	0,42	0,56	0,37	
NH ₄ -N	mg/l	46,0	14,4	5,03	7,26	9,32	
9. Överskottsslam							
P % av TS	%	2,6%			2,8%	3,0%	
SS	g/l	8,44	9,50	9,10	4,20	6,80	

Valda slamhalter för beräkningar		KAMPANJPROVTAGNING 1			KAMPANJPROVTAGNING 2		
Variabel	Enhet	Värde 1	Värde 2	Värde 3	Värde 1	Värde 2	Värde 3
Slamhalt							
Slamhalt i biologin, SS _{BIO}	g/l	3,70	3,70	3,60	3,96	4,22	
Slamhalt i SSH, SS _{SSH}	g/l	6,80	6,40	6,00	7,56	8,68	
Slamhalt i returslam, SS _{RAS}	g/l	8,10	7,50	7,90	5,90	6,20	

Bilaga 1g – Provtagningspunkter och resultat Strävlidens reningsverk

I Figur B1.6 visas ett flödesschema över Strävlidens reningsverk, med de provtagningspunkter som användes under kampanjprovtagningarna inom projektet inritade.



Figur B1.6. Provtagningspunkter vid kampanjprovtagningarna vid Strävlidens reningsverk.

I Tabell B1.6 ges resultatet från kampanjprovtagningarna vid Strävlidens reningsverk.

Bilaga 1g.

Tabell B1.6. Resultat från kampanjprovtagning vid Strävlidens reningsverk.

Reningsverk:	Strävlidens reningsverk
Provtagningsdatum kamp.provt. 1:	27/5, 29/5, 2/6
Provtagningsdatum kamp.provt. 2:	Ingen kampanjprovtagning 2

Drift- och anläggningsdata		KAMPANJPROVTAGNING 1		
Variabel	Enhet	Värde 1	Värde 2	Värde 3
Processvolymmer				
Anaeroba zoner	m ³	570	570	570
Anoxa zoner	m ³	2 890	2 890	2 890
Aeroba zoner	m ³	2 700	2 700	2 700
Biologi	m ³	6 160	6 160	6 160
Biosedimentering	m ³	2 700	2 700	2 700
SSH	m ³	190	190	190
FDN av returslam	m ³	190	190	190
Flöden				
Inflöde, Q	m ³ /d	4 530	4 912	11 428
Returslamflöde, Q _{RAS}	m ³ /d	3 742	3 890	6 041
Överskottsslamflöde, Q _{ÖS}	m ³ /d	279	193	118
Flöde till SSH, Q _{SSH}	m ³ /d			
Slamhalter (givare)				
Slamhalt i biologin, SS _{BIO}	g/l	3,30	3,50	3,00
Slamhalt i SSH, SS _{SSH}	g/l	8,70	9,10	9,50
Slamhalt i returslam, SS _{RAS}	g/l	8,70	9,10	9,50
Slamhalt i överskottsslam, SS _{ÖS}	g/l	8,70	9,10	9,50
Övrigt (givare)				
Temperatur	°C	13,8	13,9	13,4
NO ₃ -N i SSH	mg/l			
Konduktivitet i SSH	mS/m			
O ₂ i SSH	mg/l	0,20	0,20	0,10
Dosering fällningskemikalie	mg/l	8,35	8,37	8,09

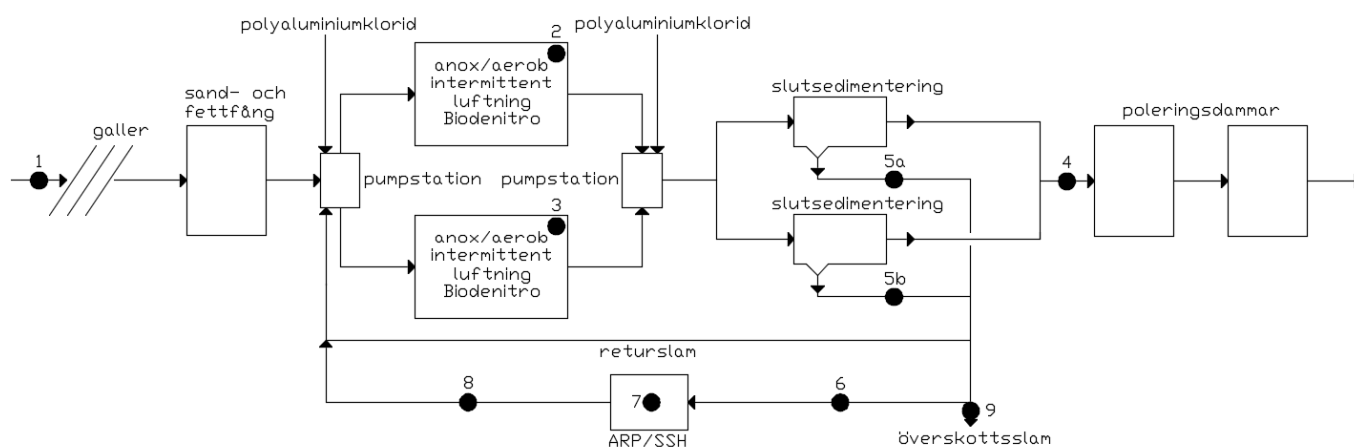
Bilaga 1g.

Tabell B1.6. Resultat från kampanjprovtagning vid Strävlidens reningsverk.

Kampanjprovtagningsdata och massflöden		KAMPANJPROVTAGNING 1		
Variabel	Enhet	Värde 1	Värde 2	Värde 3
1. In till biologi				
P-tot	mg/l	8,35	7,98	4,24
PO ₄ -P	mg/l	4,59	4,30	1,76
COD	mg/l	570		290
K	mg/l			
Mg	mg/l			
2. Ut ur anaerob zon				
PO ₄ -P	mg/l	6,71	4,97	3,88
3. I biologisk volym, slutet luftad zon				
SS	g/l	3,14	3,84	3,86
VSS	g/l			
P-släppstest, släpphastighet	mg P/g VSS·h			
P-släppstest, maximalt P-släpp	mg P/g VSS			
4. Utgående från biosedimentering				
PO ₄ -P	mg/l	0,05	0,10	0,17
COD	mg/l	32,0		30,0
VFA	mg/l			
NO ₃ -N	mg/l	2,63	3,63	1,75
NH ₄ -N	mg/l	0,59	0,90	0,29
SS	g/l	0,004	0,004	0,011
5. Returslam = Överskottsslam				
PO ₄ -P	mg/l			
NO ₃ -N	mg/l			
SS	g/l	13,0	8,00	10,8
6. I SSH-reaktor				
SS	g/l			
O ₂	mg/l	0,20	0,20	0,10
7. Ut ur SSH				
PO ₄ -P	mg/l	24,8	20,0	19,6
COD	mg/l	58,0		0,53
VFA	mg/l			
NO ₃ -N	mg/l	0,59	0,53	0,53
NH ₄ -N	mg/l	6,86	2,02	
Överskottsslam				
P % av TS	%			
SS	g/l	13,0	8,00	10,8
Valda slamhalter för beräkningar		KAMPANJPROVTAGNING 1		
Variabel	Enhet	Värde 1	Värde 2	Värde 3
Slamhalt				
Slamhalt i biologi, SS _{BIO}	g/l	3,30	3,50	3,00
Slamhalt i SSH, SS _{SSH}	g/l	8,70	9,10	9,50
Slamhalt i returslam, SS _{RAS}	g/l	8,70	9,10	9,50

Bilaga 1h – Provtagningspunkter och resultat Ullareds reningsverk

I Figur B1.7 visas ett flödesschema över Ullareds reningsverk, med de provtagningspunkter som användes under kampanjprovtagningarna inom projektet inritade.



Figur B1.7. Provtagningspunkter vid kampanjprovtagningarna vid Ullareds reningsverk.

I Tabell B1.7 ges resultatet från kampanjprovtagningarna vid Ullareds reningsverk.

Tabell B1.7. Resultat från kampanjprovtagning vid Bålsta reningsverk.

Reningsverk:	Ullared reningsverk
Provtagningsdatum kamp.provt. 1:	15/6, 17/6, 18/6
Provtagningsdatum kamp.provt. 2:	11/12, 15/12, 18/12

Drift- och anläggningsdata		KAMPANJPROVTAGNING 1			KAMPANJPROVTAGNING 2		
Variabel	Enhet	Värde 1	Värde 2	Värde 3	Värde 1	Värde 2	Värde 3
Processvolymner							
Anoxa zoner	m ³	138	38		138	38	
% av tiden luftat biosteg, bio 1	%	92%	96%	100%	92%	96%	100%
% av tiden luftat biosteg, bio 2	%	79%	96%	100%	79%	96%	100%
Aeroba zoner	m ³	814	914	952	814	914	952
Biologi	m ³	952	952	952	952	952	952
Biosedimentering	m ³	900	900	900	900	900	900
SSH = ARP	m ³	476	476	476	476	476	476
Flöden							
Inflöde, Q	m ³ /d	600	718	753	1629	1255	1149
Returslamflöde, Q _{RAS}	m ³ /d	510	610	640	936	749	666
Överskottsslamflöde, Q _{ÖS}	m ³ /d	25	25	25	35	30	30
Flöde till SSH, Q _{SSH}	m ³ /d	432	432	432	370	351	431
Slamhalter (givare)							
Slamhalt i biologin, SS _{BIO}	g/l	4,70	4,80	4,75	5,15	4,85	5,20
Slamhalt i SSH = ARP, SS _{ARP}	g/l	7,30	7,00	7,30	10,0	10,2	8,30
Slamhalt i returslam, SS _{RAS}	g/l	8,00	6,00	6,00	11,4	9,40	9,80
Slamhalt i överskottsslam, SS _{ÖS}	g/l	8,00	6,00	6,00	10,0	8,20	9,80
Övrigt (givare)							
Temperatur	°C	17	17	17	12	12	12
NO ₃ -N i SSH	mg/l	0,30	0,30	0,40	0,03	0,03	0,03
Konduktivitet i SSH	mS/m	649	591	664	334	381	319
O ₂ i SSH	mg/l	0,05	0,16	0,15	0,09	0,02	2,18
Andel av tid som ARP/SSH inte luftas	%	75%	75%	75%	94%	97%	51%
Dosering fällningskemikalie	mg/l						

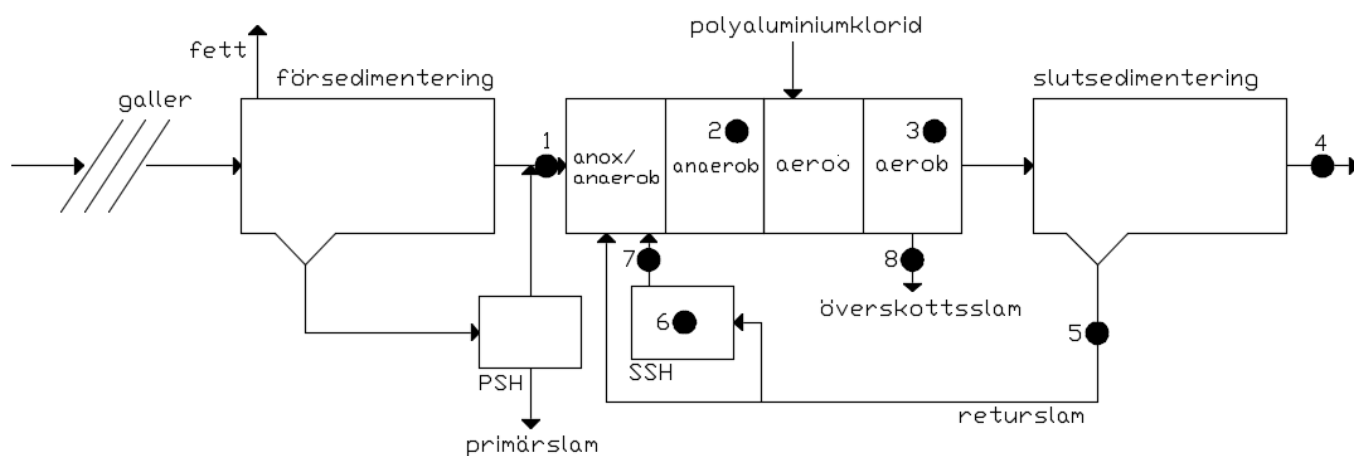
Bilaga 1h.

Tabell B1.7. Resultat från kampanjprovtagning vid Bålsta reningsverk.

Kampanjprovtagningsdata och massflöden		KAMPANJPROVTAGNING 1			KAMPANJPROVTAGNING 2		
Variabel	Enhet	Värde 1	Värde 2	Värde 3	Värde 1	Värde 2	Värde 3
1. In till biologi (före galler/sandfång)							
P-tot	mg/l	9,80	8,90	10,4	2,55	3,23	3,41
PO ₄ -P	mg/l	7,10	6,50	6,80	1,56	1,72	1,82
COD	mg/l	469	357	431	299	317	323
K	mg/l	158	89,0	110	21,0	32,0	41,0
Mg	mg/l	5,20	6,80	6,20	4,19	5,19	3,71
2/3. I biologisk volym, slutet luftad zon							
SS	g/l						
VSS	g/l						
PO ₄ -P	mg/l	0,07	0,04	0,04	0,02	0,01	0,50
P-släppstest, släpphastighet	mg P/g VSS·h						
P-släppstest, maximalt P-släpp	mg P/g VSS						
4. Utgående från biosedimentering							
P-tot	mg/l	0,13	0,15	0,14	0,13	0,23	
PO ₄ -P	mg/l	0,06	0,04	0,04		0,01	0,04
COD	mg/l	78,0	70,0	77,0	47,0	45,0	47,0
VFA	mg/l						
NO ₃ -N	mg/l	3,70	3,50	4,10	1,28	3,32	0,88
NH ₄ -N	mg/l	1,50	1,70	1,60	0,44	0,58	0,63
SS	g/l	0,002			0,003	0,003	
5a/5b. Returslammet							
PO ₄ -P	mg/l	0,07	0,05	0,09	1,95	1,42	3,93
NO ₃ -N	mg/l	3,30	3,55	3,15	0,17	0,16	0,29
NH ₄ -N	mg/l	1,25	1,50	1,70	0,15	0,55	0,21
6. In till ARP/SSH (pumpning från biosed linje 2/1 vid kamp.provt. 1/2)							
PO ₄ -P	mg/l	0,04	0,04	0,06	1,36	1,78	1,33
COD	mg/l	83,0	68,0	76,0	76,0	73,0	65,0
VFA	mg/l					10,0	14,0
NO ₃ -N	mg/l	3,20	3,00	3,10	0,18	0,16	0,32
NH ₄ -N	mg/l	1,00	1,20	1,60	0,20	0,62	0,27
7. I ARP/SSH							
NO ₃ -N	mg/l	0,28	0,20	0,26	0,30	0,35	0,34
NH ₄ -N	mg/l	3,00	2,90	2,50	0,75	1,13	0,19
SS	g/l						
O ₂	mg/l				0,09	0,02	2,18
8. Ut ur ARP/SSH							
PO ₄ -P	mg/l	18,0	16,0	20,0	21,0	24,0	13,0
COD	mg/l	168	184	180	116	146	100
VFA	mg/l					30,0	15,0
NO ₃ -N	mg/l	0,26	0,15	0,22	0,10	0,19	0,19
NH ₄ -N	mg/l	3,20	3,00	2,60	0,85	1,20	0,28
9. Överskottsslam							
P % av TS	%	3,6%					3,6%
SS	g/l						
Valda slamhalter för beräkningar							
Variabel	Enhet	Värde 1	Värde 2	Värde 3	Värde 1	Värde 2	Värde 3
Slamhalt							
Slamhalt i biologin, SS _{BIO}	g/l	4,70	4,80	4,75	5,15	4,85	5,20
Slamhalt i SSH, SS _{SSH}	g/l	7,30	7,00	7,30	10,0	10,2	8,30
Slamhalt i returslam, SS _{RAS}	g/l	8,00	6,00	6,00	11,4	9,40	9,80

Bilaga 1i – Provtagningspunkter och resultat Veddige reningsverk

I Figur B1.8 visas ett flödesschema över Veddige reningsverk, med de provtagningspunkter som användes under kampanjprovtagningarna inom projektet inritade.



Figur B1.8. Provtagningspunkter vid kampanjprovtagningarna vid Veddige reningsverk.

I Tabell B1.8 ges resultatet från kampanjprovtagningarna vid Veddige reningsverk.

Bilaga 1i.

Tabell B1.8. Resultat från kampanjprovtagning vid Veddige reningsverk.

Reningsverk:	Veddige reningsverk
Provtagningsdatum kamp.provt. 1:	22/6, 24/6, 25/6
Provtagningsdatum kamp.provt. 2:	8/9, 9/9, 11/9

Drift- och anläggningsdata		KAMPANJPROVTAGNING 1			KAMPANJPROVTAGNING 2		
Variabel	Enhet	Värde 1	Värde 2	Värde 3	Värde 1	Värde 2	Värde 3
Processvolym							
Anaeroba zoner, zon 2	m ³	67	67	67	67	67	67
Anoxa zoner, zon 1	m ³	67	67	67	67	67	67
Aeroba zoner, zon 3 och 4	m ³	153	153	153	153	153	153
Biologi	m ³	287	287	287	287	287	287
Biosedimentering	m ³	662	662	662	662	662	662
SSH	m ³	26	26	26	26	26	26
Flöden							
Inflöde, Q	m ³ /d	908	914	962	1 214	992	960
Returslamflöde, Q _{RAS}	m ³ /d	1 390	1 390	1 390	1 390	1 390	1 390
Överskottsslamflöde, Q _{OS}	m ³ /d	72	72	72	72	72	72
Flöde till SSH, Q _{SSH}	m ³ /d	52,8	52,8	52,8	52,8	52,8	52,8
Slamhalter OBS stickprover, ej givare							
Slamhalt i biologin, SS _{BIO}	g/l	3,5	4,0	3,6	5,0	4,8	5,0
Slamhalt i SSH, SS _{SSH}	g/l	4,5	5,5	4,5	4,1	3,8	4,2
Slamhalt i returslam, SS _{RAS}	g/l	6,5	5,7	6,4	6,8	6,3	6,4
Slamhalt i överskottsslam, SS _{OS}	g/l	8,3	3,8	6,2	7,6	5,3	6,3
Övrigt (givare)							
Temperatur	°C	17,0	16,0	16,5	15,0	16,0	16,0
NO ₃ -N i SSH	mg/l	0,30	0,29	0,27	0,34	0,31	0,30
Konduktivitet i SSH	mS/m	561	580	587	515	530	519
O ₂ i SSH	mg/l						
Dosering fällningskemikalie	mg/l						

Bilaga 1i.

Tabell B1.8. Resultat från kampanjprovtagning vid Veddige reningsverk.

Kampanjprovtagningsdata och massflöden		KAMPANJPROVTAGNING 1			KAMPANJPROVTAGNING 2		
Variabel	Enhet	Värde 1	Värde 2	Värde 3	Värde 1	Värde 2	Värde 3
1. In till biologi							
P-tot	mg/l	4,61	4,84	4,75	4,60	3,60	4,20
PO ₄ -P	mg/l	2,82	3,18	3,03	1,89	2,50	2,00
COD	mg/l	361	280	307	187	224	260
VFA	mg/l	38,8	48,4	46,5			
K	mg/l	136	143	141	52	67	65
Mg	mg/l	5,25	5,12	5,21	5,20	5,18	5,05
2. Ut ur anaerob zon							
PO ₄ -P	mg/l	7,85	3,36	4,07	3,93	4,05	4,20
3. I biologisk volym, slutet luftad zon							
SS	g/l	3,50	4,00	3,60	5,00	4,80	5,00
VSS	g/l						
PO ₄ -P	mg/l	1,60	0,83	0,78	0,83	0,67	0,76
K	mg/l		145			71,0	
Mg	mg/l		5,23			5,16	
P-släppstest, släpphastighet	mg P/g VSS·h						
P-släppstest, maximalt P-släpp	mg P/g VSS						
4. Utgående från biosedimentering							
PO ₄ -P	mg/l	0,39	0,32	0,29	0,40	0,36	0,38
COD	mg/l	87,3	79,8	82,3	77,6	78,0	84,0
VFA	mg/l						
NO ₃ -N	mg/l	0,46	0,65	0,58	0,63	0,68	0,52
NH ₄ -N	mg/l	23,7	22,6	23,0	21,0	18,0	22,0
SS	g/l	0,005	0,006	0,007		0,004	
5. Returslam							
PO ₄ -P	mg/l	0,34	0,39	0,34	1,6	0,78	3,08
NO ₃ -N	mg/l						
6. I SSH-reaktor							
PO ₄ -P	mg/l	16,6	4,20	8,50	4,62	5,09	4,80
COD	mg/l	109	102	98,0	96,0	99,0	98,0
VFA	mg/l	21,2					
NO ₃ -N	mg/l	0,30	0,29	0,27	0,34	0,31	0,30
SS	g/l	4,50	5,50	4,50	4,10	3,80	4,20
O ₂	mg/l						
7. Ut ur SSH							
PO ₄ -P	mg/l	17,2	16,2	15,8	4,60	5,10	4,80
COD	mg/l	130	123	119	119	115	109
VFA	mg/l	22,4	29,1	27,8			
NO ₃ -N	mg/l	0,30	0,29	0,20	0,33	0,28	0,28
NH ₄ -N	mg/l	25,2	25,1	26,2	23,4	20,1	24,5
8. Överskottsslam							
P % av TS	%			2,7%			4,0%
SS	g/l	8,3	3,8	6,2	7,6	5,3	6,3
Valda slamhalter för beräkningar							
Variabel	Enhet	Värde 1	Värde 2	Värde 3	Värde 1	Värde 2	Värde 3
Slamhalt							
Slamhalt i biologin, SS _{BIO}	g/l	3,50	4,00	3,60	5,00	4,80	5,00
Slamhalt i SSH, SS _{SSH}	g/l	4,50	5,50	4,50	4,10	3,80	4,20
Slamhalt i returslam, SS _{RAS}	g/l	6,50	5,70	6,40	6,80	6,30	6,40



Box 14057 • 167 14 Bromma
Tfn 08 506 002 00
Fax 08 506 002 10
svensktvatten@svensktvatten.se
www.svensktvatten.se