
Svenskt Vatten

UTVECKLING

Rapport
Nr 2023-4

Förbehandling av avloppsvatten för effektivt utnyttjande av organiskt material

Förfiltrering med hydrolys och fermentering av slam

Simon Bengtsson
Elin Ossiansson
Frank Persson
Michael Cimbritz
David Gustavsson

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.

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

Svenskt Vatten Utveckling

Svenskt Vatten AB

POSTADRESS BOX 14057, 16714 Bromma

BESÖKSADRESS Gustavslundsvägen 12, 16751 Bromma

TELEFON 08-506 002 00

E-MAIL svensktvatten@svensktvatten.se

www.svensktvatten.se

RAPPORTENS TITEL Förbehandling av avloppsvatten för effektivt utnyttjande av organiskt material. Förfiltrering med hydrolys och fermentering av slam

TITLE OF THE REPORT Pretreatment of wastewater for efficient utilization of organic matter. Prefiltration with hydrolysis and fermentation of sludge

FÖRFATTARE Simon Bengtsson, VA SYD/Sweden Water Research, Elin Ossiansson, VA SYD/Chalmers tekniska högskola, Frank Persson, Chalmers tekniska högskola, Michael Cimbritz, Lunds universitet, David Gustavsson, VA SYD/Sweden Water Research

RAPPORTNUMMER 2023-4

ANTAL SIDOR 68

SAMMANDRAG Rapporten beskriver en ny process för förbehandling av avloppsvatten, nämligen förfiltrering följt av hydrolys och fermentering av det slam som uppstår. Konceptet har potential för hög avskiljning av organiskt kol med målet att på sikt kunna göra avloppsreningen mer kompakt, kemikaliesnål och energieffektiv. Processen utvärderades med en pilotanläggning för 800 pe under två års drift. Slutsatsen är att tekniken är mogen att implementeras som förbehandling vid kommunal avloppsvattenrening.

SUMMARY This report describes a new process for pretreatment of wastewater with filtration followed by hydrolysis and fermentation of the sludge. The readily available organic matter thus formed is returned to the wastewater to facilitate biological nitrogen and phosphorus removal. The process was evaluated at pilot scale during two years of operation.

SÖKORD Förfiltrering, primärslam, hydrolys, fermentering, kolkälla, biologisk närsaltavskiljning

KEYWORDS Prefiltration, primary sludge, hydrolysis, fermentation, carbon source, biological nutrient removal

MÅLGRUPPER Ingenjörer, tekniker, forskare och konsulter inom avloppsvattenrening

RAPPORT Finns att hämta hem som pdf från Vattenbokhandeln. <https://vattenbokhandeln.svensktvatten.se/>

UTGIVNINGÅR 2023

UTGIVARE ©Svenskt Vatten AB

REFERENS Bengtsson S., Ossiansson E., Persson F., Cimbritz M. och Gustavsson D. (2023). Förbehandling av avloppsvatten för effektivt utnyttjande av organiskt material. Förfiltrering med hydrolys och fermentering av slam. SVU-rapport 2023-4. Stockholm: Svenskt Vatten.

Om projektet

PROJEKTNUMMER 19-112

PROJEKTETS NAMN Förbehandling för Idealt KolUtnyttjande (ICU) på avloppsreningsverk

PROJEKTETS FINANSIERING Svenskt Vatten Utveckling, Sweden Water Research, VA SYD, Naturvårdsverket, VA-teknik Södra och J. Gust. Richert Stiftelse.

Förord

Denna rapport sammanfattar arbetet i projektet "ICU – Förbehandling" där ICU står för Idealt KolUtnyttjande ("Ideal Carbon Utilization"). Projektet har bestått av kunskapsinhämtning, pilotbyggnation, två års pilotdrift och utvärdering av ett koncept för hög avskiljning av organiskt kol för att i förlängningen kunna göra avloppsvattenrening mer kompakt, kemikaliesnål och energieffektiv.

Projektet har genomförts av en projektgrupp där Elin Ossiansson, som industri-doktorand på VA SYD, varit drivande i att uppföra anläggningen, genomföra de arbetsintensiva pilotförsöken och analysera resultaten. Delarna om pilotförsöken i rapporten utgår från hennes ännu ej publicerade vetenskapliga artiklar. Utöver författarna har Robert Sehlén på Tekniska Verken i Linköping bidragit med erfarenheter. Vi har också haft god hjälp av de tre examensarbetarna Fanny Blom, Sanna Sahlin och Sara Tebini vid Lunds universitet som genomfört egna undersökningar inom projektet.

Utöver Svenskt Vatten Utveckling har projektet finansierats av VA SYD, Sweden Water Research, Naturvårdsverket, VA-teknik Södra och J. Gust. Richert Stiftelse.

En referensgrupp har varit knuten till projektet bestående av Ivar Solvi och Petter Kjolseth (Salsnes Filter), Janne Väänänen (Veolia Water Technologies), Zeynep Cetecioglu Gurol (Kungliga Tekniska Högskolan), Åsa Davidsson (Lunds universitet), Jeanette Agertved Madsen (EnviDan) och David I'ons (Gryaab).

Resultaten från projektet har kommunicerats i olika forum under projektets gång, däribland tre internationella konferenser (IWA Nutrient Removal and Recovery 2020, NORDIWA 2021 och IWA Wastewater, Water and Resource Recovery 2022). Vi har också tagit emot studiebesök vid anläggningen i den mån det varit möjligt med hänsyn till Covid-19-pandemin.

Det är med glädje som vi nu kan sprida en mer fullständig sammanställning av resultaten till de aktörer i VA-Sverige som är intresserade av att utvärdera eller vidareutveckla konceptet.

Simon Bengtsson och David Gustavsson
Mars 2023

Innehåll

Förord.....	2
Sammanfattning.....	4
Summary	5
Förkortningar.....	6
1 Inledning.....	7
1.1 Syfte.....	8
2 Primärbehandling för partikelavskiljning.....	10
2.1 Försedimentering.....	10
2.2 Förfiltrering.....	12
2.3 Förfiltrering i jämförelse med försedimentering.....	17
3 Hydrolys och fermentering av primärslam	20
3.1 Anaerob nedbrytning	20
3.2 Karakterisering av primärslam.....	21
3.3 Miljö- och processbetingelsernas påverkan på processen.....	22
3.4 Behandling av primärslam från filter	25
3.5 Processkonfigurationer	26
3.6 Erfarenheter från fullskaleanläggningar	27
4 Metoder	30
4.1 Pilotanläggningen.....	30
4.2 Driftförhållanden.....	31
4.3 Provtagning och givare	32
4.4 Satsförsök	32
4.5 Mikrobiell karaktärisering	33
4.6 Analysmetoder.....	33
5 Resultat	34
5.1 Förfiltrering	34
5.2 Reproducerbarhet vid parallell drift.....	38
5.3 Påverkan av temperaturvariationer under ett helt år	39
5.4 Effekt av belastning och uppehållstid.....	43
5.5 Återcirkulering av fermenterat slam	44
5.6 Produktion av metan	45
5.7 Mikrobiell sammansättning.....	46
5.8 Det förbehandlade vattnets egenskaper och påverkan på den biologiska reningen.....	47
5.9 Biogaspotential.....	49
6 Utvärdering av potentialen	51
6.1 Förutsättningar och tillvägagångssätt.....	51
6.2 Resultat.....	53
7 Diskussion.....	57
8 Slutsatser	60
Referenser	61

Sammanfattning

Rapporten beskriver en ny process för förbehandling av avloppsvatten, nämligen förfiltrering följt av hydrolys och fermentering av det slam som uppstår. Konceptet har potential för hög avskiljning av organiskt kol med målet att på sikt kunna göra avloppsreningen mer kompakt, kemikaliesnål och energieffektiv. Processen utvärderades med en pilotanläggning för 800 personekvivalenter (pe) under två års drift. Slutsatsen är att tekniken är mogen att implementeras som förbehandling vid kommunal avloppsvattenrening.

Den nya processen för förbehandling innebär att avloppsvatten, efter grovrens- och sandavskiljning, filtreras med en finsil för att avskilja suspenderat framför allt organiskt material. Det bildade slammet behandlas sedan utan uppvärmning under syrefria förhållanden så att det sker hydrolys och fermentering. De lättillgängliga lösta organiska ämnen som då bildas, bland annat flyktiga fettsyror (VFA), återförs till avloppsvattnet så att de som kolkälla för bakterierna kan bidra till långtgående biologisk fosfor- och kväveavskiljning. Genom att avskiljningen av organiskt material ökas jämfört med konventionell rening så kan också produktionen av biogas ökas.

Processen är unik eftersom kombinationen av de ingående delprocesserna inte har studerats och beskrivits tidigare. Däremot har de ingående komponenterna förfiltrering samt hydrolys och fermentering studerats var för sig.

En pilotanläggning för 800 pe uppfördes vid Källby avloppsreningsverk i Lund och utvärderades under två års drift. Resultaten visade på en driftsäker och stabil process med förutsägbara resultat. Den genomsnittliga avskiljningsgraden av suspenderat material som uppnåddes vid pilotförsöken var 64 procent. Framför allt avskildes partiklar <10 µm effektivt. Det var tydligt att årstidsbundna variationer i temperaturen påverkade prestandan vid hydrolys och fermentering på ett avgörande sätt. Dubbelt så mycket VFA producerades sommartid jämfört med vintertid. Resultaten från studien bör vara en bra grund för att anpassa dimensioneringen av processen för aktuella temperaturer och behov av kolkälla.

En utvärdering visade att konceptet har god potential att förbättra den biologiska kväveavskiljningen och/eller öka biogasproduktionen. Det finns också goda möjligheter att styra processen efter de behov av kolkälla som föreligger i den biologiska behandlingen. Avskiljningen av suspenderat material vid förfiltrering bör kunna optimeras ytterligare vilket då skulle öka potentialen.

Resultaten från studien bidrar på ett viktigt sätt till kunskap och erfarenheter som behövs för att detta processalternativ ska kunna vara ett reellt alternativ inför om-, ut- och nybyggnader på avloppsreningsverken.

Summary

In this report, a new process for pretreatment of wastewater is described comprising prefiltration with hydrolysis and fermentation of the resulting sludge. The concept has potential for high removal rate of organic carbon with the aims to contribute to more compact wastewater treatment with lower chemical demand and higher energy efficiency. The process was evaluated with a pilot plant for 800 person equivalents (PE) during two years of operation. The conclusion is that the technology is mature for implementation as pretreatment in municipal wastewater treatment.

The new process for pretreatment implies that wastewater, after screening and sand removal, is filtered with a fine sieve to separate suspended, mainly organic, matter. The thus separated sludge is then treated without heating under oxygen-deficient conditions to allow for hydrolysis and fermentation to occur. The readily available dissolved organic substances, including volatile fatty acids (VFAs), that are then formed, are returned to the wastewater as carbon source for the bacteria, to contribute to extensive biological phosphorus and nitrogen removal. Since the removal of organic matter is enhanced compared to conventional treatment, biogas production is also increased.

The process is unique given that the process combination has not been studied and described before. However, the process components pre-filtration as well as hydrolysis and fermentation have been previously studied separately.

A pilot plant for 800 PE was set up at the Källby wastewater treatment plant in Lund and was evaluated during two years of operation. The results showed a reliable and stable process with predictable results. On average, 64 percent removal of suspended matter from the wastewater was achieved in the pilot plant. In particular, particles <10 µm were efficiently separated. It was clear that seasonal variations in temperature significantly affected the performance of hydrolysis and fermentation. Twice as much VFA was produced in summer compared to winter. The results of this study should provide a good basis for adjusting the design of the process with respect to temperature and the need for a carbon source.

An evaluation showed that the concept has a good potential to improve biological nitrogen removal and/or increase the biogas production. Furthermore, there are ample opportunities to control the process according to the need for carbon source in the biological treatment. The removal of suspended matter during pre-filtration should be further optimized, which would then potentially increase the benefits.

The results from this study add to the knowledge and experience that are needed for this process to be a real alternative for new wastewater treatment plants as well as reconstructions and capacity expansions.

Förkortningar

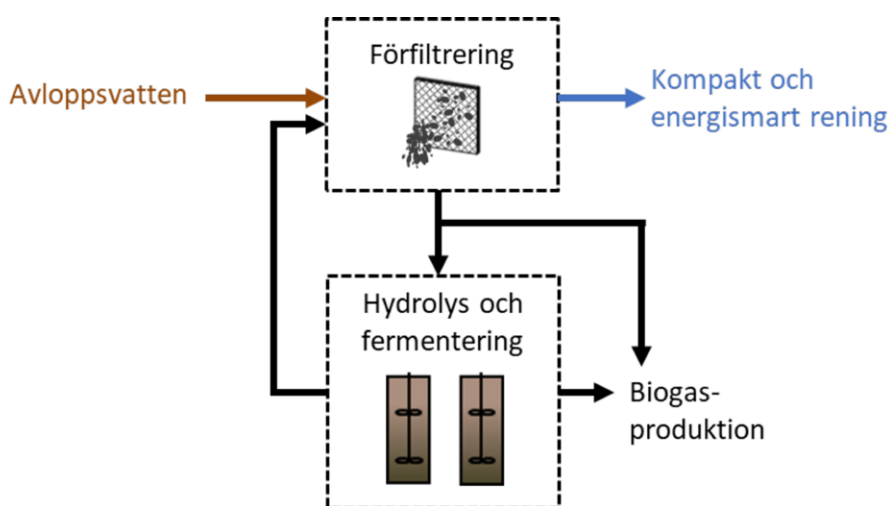
APT	Aktiv primärtank
ARV	Avloppsreningsverk
ASV	”Amplicon sequence variants”
BOD	Biokemisk syreförbrukning
COD	Kemisk syreförbrukning
GC	Gaskromatografi
HAc	Ättiksyra
HBu	Smörsyra
HPLC	Högupplösande vätskekromatografi
HPr	Propionsyra
HRT	Hydraulisk uppehållstid
HVal	Valeriansyra
iso-HBu	Iso-smörsyra
iso-HVal	Iso-valeriansyra
N-tot	Totalkväve
PCR	”Polymerase chain reaction”
R1 & R2	Reaktor 1 och Reaktor 2
RT	Upphållstid
SBR	Sekventiell satsreaktor
SCOD	Löst COD (< 1,6 µm)
SRT	Slamuppehållstid
SS	Suspenderad substans
TS	Torrsubstans
UASB	Uppflödesreaktor
VFA	Flyktiga fettsyror
VS	Brännbar substans
VSS	Brännbar suspenderad substans
θ	Temperaturkorrigeringsfaktor för reaktionshastighet

1 Inledning

Ett avloppsreningsverks (ARVs) främsta uppgift är att ta emot och rena avloppsvatten. Därtill ska reningen möjliggöra återvinning och återanvändning av avloppsvattnets innehåll, genomföras på ett energi- och resurssnålt sätt samt inte bidra till global upphettning eller annan miljöpåverkan. Många befintliga reningsverk brottas samtidigt med strängare utsläppskrav, kapacitetsbrist på grund av ökande belastning och att omgivande bebyggelse kryper närmare.

Denna rapport beskriver en ny process för förbehandling av avloppsvatten. Processen innebär att avloppsvatten, efter grovrens- och sandavskiljning, filtreras med en finsil för att avskilja suspenderat, framförallt organiskt, material. Det bildade slammet behandlas sedan utan uppvärmning under syrefria förhållanden så att hydrolys och fermentering sker. De lättillgängliga, lösta, organiska ämnen som då bildas återförs till avloppsvattnet så att de kan bidra till långtgående biologisk kväve- och fosforavskiljning. Genom att öka avskiljningen av suspenderat material kan också produktionen av biogas ökas. Förbehandlingen illustreras i Figur 1.1.

Processen är unik såtillvida att kombinationen av de ingående delprocesserna inte har studerats och beskrivits tidigare. Däremot har dess ingående komponenter förfiltrering och hydrolys och fermentering av primärslam studerats tidigare var för sig, både på större och mindre reningsverk. Teknikerna tillämpas fortfarande på relativt få ARV.



Figur 1.1

System med förfiltrering och hydrolys och fermentering.

Förfiltrering, silning genom en filterduk i form av band-, trum- eller skivfiltrering, kan vara effektivt för att avskilja primärslam. Primärslam har högre biogaspotential än bioslam från den biologiska reningen, men skillnaden kan variera beroende på belastning på försedimenteringen, om förfällning utnyttjas, avloppsvattnets karaktär och vilken slamålder som tillämpas i den biologiska reningen (Behera *et al.*, 2018; Bolzonella *et al.*, 2005; Siegrist *et al.*, 2008). En försedimentering avskiljer normalt omkring hälften av det partikulära materialet och med tillhörande koagulering och flockning kan avskiljningen ökas avsevärt. Samma förhöjda avskiljning går att uppnå med förfiltrering med flockning och koagulering (Väänänen, 2017). En förbättrad förbehandling kan öka biogasproduktionen med 10-40 %, eller ännu mer, beroende på avloppsvattnets karaktär (Behera *et al.*, 2018; Paulsrud *et al.*, 2014; Siegrist *et al.*, 2008). En mer effektiv primärbehandling ökar således utvinningen av organiskt kol genom att öka biogasproduktionen.

En mer effektiv primärbehandling ökar också kapaciteten för den biologiska reningen och minskar energianvändningen. Vid förfiltrering avskiljs organiskt material, vilket innebär en minskad belastning till det biologiska reningssteget. Simuleringar har indikerat att förfiltrering kan minska energianvändningen i luftningen med 8 % samtidigt som slamåldern kan ökas med högre nitrifikationshastighet som följd (Behera *et al.*, 2018). Flockning och koagulering kan minska den organiska belastningen ytterligare (Väänänen, 2017).

Vid förfällning och förfiltrering kan brist på kolkälla till den biologiska reningen uppstå, vilket medför att extern kolkälla behöver tillsättas. Tillsats av en extern kolkälla har en stor negativ klimatpåverkan (Åmand *et al.*, 2016; Gustavsson & Tumlin, 2013). Genom att omvandla avloppsvattnets organiska föreningar till lättillgänglig kolkälla, som kan utnyttjas för att minska eller ersätta behovet av extern kolkälla kan resursanvändningen och klimatpåverkan minska.

Tidigare forskning och tillämpning av hydrolys och fermentering av slam för produktion av intern kolkälla i Sverige har främst byggt på antingen primärslamhydrolys i försedimenteringen (Hey *et al.*, 2012; Tykesson *et al.*, 2005) eller sidoströmshydrolys av biologiskt slam (Salmonsson *et al.*, 2016). Av dessa tekniker har hydrolys av primärslam bedömts ha störst potential att producera lättillgänglig kolkälla (Davidsson *et al.*, 2008), men primärslamhydrolys i sidoströmsprocesser har potentiella fördelar som inte utforskats i någon större utsträckning i Sverige.

Förfiltrering är ett kompakt alternativ till försedimentering, och kan minska ytbehovet med upp till ca 90 % (Väänänen, 2017). Primärslammet som avskiljs med ett filter kan ha en hög torrhalt (Rusten & Ødegaard, 2006), vilket även minskar ytbehovet för hydrolys. Förbehandlingen ger dessutom möjlighet till minskat ytbehov i den biologiska reningen.

Vid separation av en stor andel av det organiska materialet i en förfiltrering öppnas större möjligheter till kolsnåla och effektiva biologiska fosfor- och kväveavskiljningsprocesser. Behovet av kolkälla kan styra hur stor andel av primärslammet som används för produktion av kolkälla till avloppsvattenreningen respektive biogas. Utveckling mot ett idealt kolutnyttjande på reningsverk är vägen till en mer resurseffektiv rening, och ett område av växande intresse både i Sverige och internationellt.

Det finns tydliga indikationer på att sammansättningen på slam från förfiltrering skiljer sig från slam från försedimentering, med exempelvis högre andel cellulosa (se Avsnitt 2.2.1). Detta kan tänkas påverka produktionen av lättillgänglig kolkälla. För att den föreslagna processen ska kunna tillämpas bredare, behövs därför ny kunskap och erfarenhet av både förfiltrering och hydrolys av dess slam.

1.1 Syfte

I denna rapport undersöks förbehandling av kommunalt avloppsvatten i form av filtrering i kombination med primärslamhydrolys. Kunskap och erfarenhet från tidigare forskning och tillämpning sammanställs. Resultat från experiment som har genomförts under lång tid med försöksanläggning i pilotskala rapporteras. Syftena med pilotförsöken har varit att:

- Undersöka omfattning och hastighet för produktion av flyktiga fettsyror (VFA, "volatile fatty acids") i en sidoströmprocess med hydrolys av primärslam från förfiltrering, vid drift vid omgivningstemperatur under hela året.
- Optimera driftbetingelserna med avseende på slamuppehållstid och volymetrisk produktivitet.
- Undersöka hydrolysatets potential att täcka behovet av kolkälla för biologisk avskiljning av fosfor och kväve på ett förutsägbart sätt.
- Beräkna potentialer till energieffektivisering och ökad biogasproduktion vid implementering av konceptet.

-
- Jämföra driftresultat och energianvändning vid förfiltrering respektive försedimentering.

Rapporten inkluderar också analyser av den mikrobiella sammansättningen och drift-erfarenheter av konceptet.

Målen med projektet har varit att bidra till att:

- Öka återvinningen av organiskt kol genom att öka biogasproduktionen.
- Öka kapaciteten för biologisk rening och minska energianvändningen genom att minska den organiska belastningen till den biologiska reningen.
- Minska resursanvändningen och klimatpåverkan genom att omvandla avloppsvattnets organiska föreningar till lättillgänglig kolkälla, som kan utnyttjas för att minska och/eller ersätta behovet av extern kolkälla.
- Minska ytbehovet för ARV.

2 Primärbehandling för partikelavskiljning

Behandlingen av avloppsvatten inleds vanligen med grovrening (rensavskiljning) följt av sandfång. Vid grovreningen kan exempelvis galler med spaltvidd 2-10 mm användas för att avskilja trasor och annat material som annars kan störa de efterföljande behandlingsstegen. Vid grovreningen avskiljs bara en mycket liten andel av det organiska innehållet i avloppsvattnet. Primärbehandlingens uppgift är däremot att avskilja en väsentlig del av det suspenderade innehållet, vilket till största del är organiskt. Sedimentering är den vanligaste metoden för primärrening idag medan filtrering har fått en ökande användning på senare tid.

2.1 Försedimentering

Sedimentering bygger på principen att partiklar med högre densitet än vatten sjunker, och brukar delas in i följande typer:

- Diskret sedimentering. Enskilda partiklar sedimenterar fritt utan att påverkas av andra partiklar.
- Flockulerande sedimentering. Partiklar slås samman (flockas) och ökar i storlek och sjunkhastighet under sedimenteringen.
- Hindrad sedimentering. Koncentrationen av partiklar är så hög att den påverkar sedimenteringshastigheten.

Försedimentering har karakteriserats som diskret och flockulerande sedimentering (Svenskt Vatten, 2007; WEF, 2005). Vid diskret sedimentering kan sjunkhastigheten uppskattas utifrån skillnaden i densitet mellan partiklarna och vattnet samt storleken med hjälp av Stokes lag. Detta samband förutsätter dock laminärt tillstånd (låg sjunkhastighet) och helt sfäriska partiklar och avviker därför ifrån praktiska förhållanden.

Den viktigaste parametern vid dimensionering av en sedimenteringsbassäng är den volymetriska ytbelastningen som anges i m³ vatten per m² yta och timme vilket motsvarar m/h. Enligt ytbelastningsteorin avskiljs de partiklar som har en högre sjunkhastighet än den ytbelastning som tillämpas (Tchobanoglous *et al.*, 2014). Här antas att inkommande vatten fördelas jämnt över hela bassängens tvärsnitt och sedan strömmar med samma hastighet i hela tvärsnittet till bassängens utloppsände, där det tas ut jämnt över hela tvärsnittet. Djupet på sedimenteringsbassängen har då, teoretiskt, ingen betydelse.

I praktiken avviker förhållandena från de ideala som antas i ytbelastningsteorin och alltför grunda bassänger leder till sämre avskiljning. Det beror olika störningar såsom skiktad strömning, returströmmar, virvelbildning vid in- och loppet samt erosion av det redan sedimenterade slammet vid höga flöden (Tchobanoglous *et al.*, 2014). Typiskt uppnås omkring 60 % av den teoretiska sedimenteringseffekten (Svenskt Vatten, 2007). Riktlinjer som föreslagits för dimensionering av försedimentering är sammanställda i Tabell 2.1. Norsk Vann föreslår även ett sätt att kompensera dimensioneringen för förväntade störningar i inloppszonen.

	Vattendjup m	Ytbelastning vid Q_{dim} m/h	Ytbelastning vid Q_{max} m/h	
Försedimentering	≥ 2,5	2,4	4,8	Norsk Vann (2009)
Förfällning	2,5	1,0	1,6	Norsk Vann (2009)
Förfällning	≥ 3,0	1,3	2,0	Norsk Vann (2009)
Försedimentering	– ^a	1,7	4,2	Tchobanoglous <i>et al.</i> (2014)
Försedimentering med bioslamretur	– ^a	1,2	2,5	Tchobanoglous <i>et al.</i> (2014)

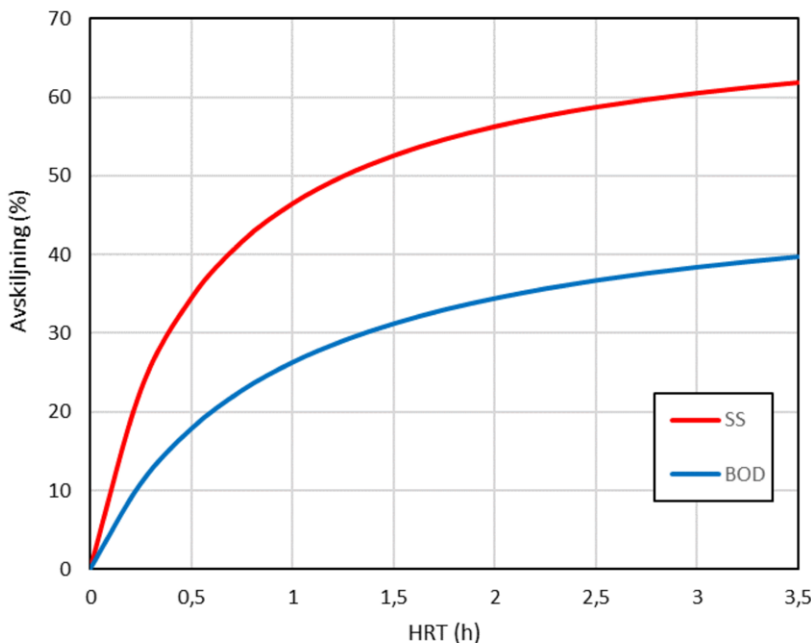
^a Uppehållstiden anges till 1,5–2,5 h, typiskt 2,0 h.

Viskositeten för vattnet minskar vid ökande temperatur. Det gör att sedimentering fungerar mer effektivt vid högre temperaturer (Paraskevas *et al.*, 1993). För att kompensera för detta kan korrektionsfaktorer användas. Exempelvis har det föreslagits att uppehållstiden vid temperaturen T ska kompenseras med faktorn $1,82 \cdot e^{-0,03 \cdot T}$ i förhållande till uppehållstiden vid 20 °C (Tchobanoglous *et al.*, 2014). Det innebär att belastningen ska vara 1,35 gånger lägre vid 10 °C än vid 20 °C.

För att ta hänsyn till sammansättningen i ett specifikt avloppsvatten och på så sätt förbättra precisionen vid dimensionering kan fördelningen av partiklarnas sjunkhastighet bestämmas. I litteraturen finns några olika exempel på experimentella metoder i laboratorieskala. I dessa används kolonner för att bestämma sjunkhastigheter för olika fraktioner av det suspenderade materialet, antingen satsvis (Chebbo & Gromaire, 2009) eller vid stationärt tillstånd under kontinuerlig drift (Poinapen *et al.*, 2009).

Avskiljningen av suspenderad substans (SS) är normalt 50–70 % vid försedimentering. Den resterade delen av det suspenderade materialet (30–40 %) består ofta av mycket små partiklar som inte låter sig avskiljas utan fällningskemikalier. Det suspenderade materialet består av organiska ämnen och näringsämnen. Därför medför avskiljningen omkring 30 % reduktion av biokemisk syreförbrukning (BOD) och 10–15 % avskiljning av kväve (N) och fosfor (P) (Svenskt Vatten, 2007).

Vid amerikanska undersökningar har avskiljningen av suspenderat material och BOD vid försedimentering observerats i genomsnitt följa kurvorna i Figur 2.1 som funktion av belastningen i form av den hydrauliska uppehållstiden (HRT, "hydraulic retention time").



Tabell 2.1

Riktlinjer för dimensionering av försedimenteringsbassänger.

Figur 2.1

Avskiljning av suspenderad substans och BOD beroende på belastning (hydraulisk uppehållstid, HRT) (Tchobanoglous *et al.*, 2014).

Genom tillsats av fällningskemikalier kan avskiljningen öka markant eftersom storleksfördelningen påverkas genom att mindre partiklar slås samman och bildar större aggregat med högre sjunkhastighet. Försedimentering med tillhörande koagulering och flockning kan öka avskiljningen till över 90 % för suspenderat material och 80 % för BOD (Ødegaard & Karlsson, 1994). Vanligen används koagulant i form av järn- eller aluminiumsalt och/eller flockulant i form av en organisk polymer.

Det finns ett antal olika matematiska modeller för att beskriva förloppet vid sedimentering som kan användas för en mer detaljerad dimensionering eller för processimuleringar. Vissa modeller bygger på empiriska samband mellan belastning och avskiljningsgrad i likhet med Figur 2.1 (Otterpohl & Freund, 1992). Det finns också mer detaljerade modeller som delar upp sedimenteringen i exempelvis tio skikt och tar hänsyn till de olika typerna av sedimentering som kan uppstå i de översta delarna med låg koncentration av suspenderat material jämfört med de undre delarna där slam ansamlas och komprimeras (Takacs *et al.*, 1991). Utvecklingen av alltmer avancerade modeller för sedimentering har passerat den nivå där de ingående antaganden enkelt kan verifieras experimentellt (Polorigni *et al.*, 2021).

Hur vanligt det är med försedimentering vid kommunala ARV skiljer sig mycket mellan olika länder. I Sverige är försedimentering relativt vanligt förekommande, ofta i kombination med förfällning. Det hänger ihop med att det historiskt här har varit ett tydligt fokus på avskiljning av fosfor. I vissa andra länder, såsom exempelvis Danmark och Nederländerna, har det varit högre prioriterat med biologisk kväve- och fosforavskiljning samt att uppnå en låg total slamproduktion. I dessa länder är det därför mer vanligt med lågt volymetriskt belastade aktivslamanläggningar utan försedimentering. Försedimentering är dock vanligt på större anläggningar i Danmark.

2.2 Förfiltrering

Vid filtrering sker avskiljningen baserat på partikelstorlek istället för baserat på sjunkhastighet som vid sedimentering. Filtrering används för rening av avloppsvatten sedan lång tid tillbaka. Flest tillämpningar för filtrering finns i samband med slutpolering av biologiskt behandlat vatten, men även förfiltrering har beaktats under lång tid (Garman, 1975; Ødegaard, 1975).

Begreppen silning och filtrering är delvis överlappande. Termen filtrering används även för djupfiltrering såsom sandfiltrering. Vid filtrering genom en sil eller galler är öppningarnas storlek av avgörande betydelse. Öppningarnas storlek benämns spaltvidd, håldiameter, maskvidd eller porstorlek beroende på gallrets eller silens utformning. Följande definitioner har föreslagits (SFT, 2005):

- Grovgaller: > 10 mm öppningar
- Fingaller: 2–10 mm öppningar
- Grovsilar: 500 µm–2 mm öppningar
- Finsilar: 100–500 µm öppningar
- Mikrosilar: 10–100 µm öppningar

Membranfiltrering kan ske med ännu mindre porstorlekar och benämns då mikrofiltrering (100 nm–10 µm) eller ultrafiltrering (2–100 nm). Denna undersökning fokuserar på utvinning av organiskt material från avloppsvattnet före biologisk behandling och då har det visat sig att finsilar (100–500 µm porstorlek) är de mest användbara.

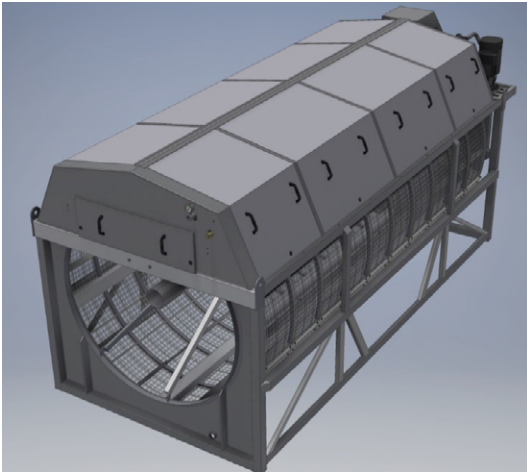
Filterlösningar med finsilar finns i olika utformningar vilka illustreras i Figur 2.2:

- *Trumfilter* där vattnet rinner in i en trumma klädd med filterduk. Det renade vattnet strömmar genom filtret med självfall tills nivåskillnaden (tryckfallet) blir för högt. Då startar backspolning samtidigt som trumman roterar och det avspolade slammet från filterduken samlas upp i en ränna för vidare hantering.

- *Skivfilter* fungerar på liknande sätt som trumfilter men genom att filtren är utformade som skivor med paneler kan betydligt större filteryta rymmas på samma yta. Även här sker backspolning i samband med rotation av skivorna och uppsamling av slammet i en ränna.
- *Bandfilter*, som även kallas roterande bandfilter, har en silduk som är diagonalt orienterad och roterar så att det slam som fastnar på duken transporteras upp från det obehandlade vattnet, förtjockas och sedan faller, eller skrapas, av duken till en uppsamlingsdel. Rotationen kan ske kontinuerligt eller intermittent och styrs vanligen baserat på nivåskillnaden som för trum- och skivfilter.

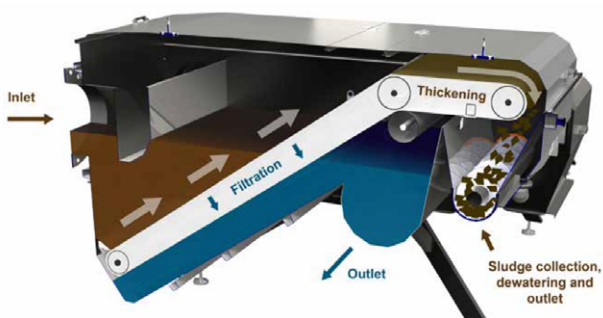
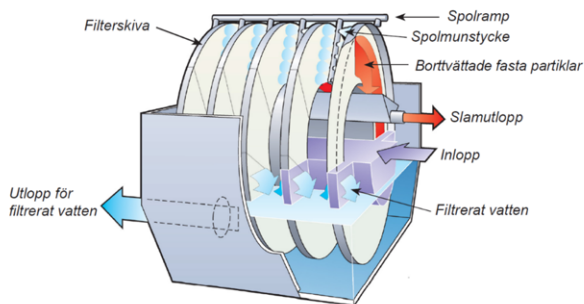
Sildukarna som används för finsilar är vanligen vävda dukar av nylon, polyeten eller någon polyester (Ljunggren, 2006). Det finns även filter med silduk av rostfritt stål.

För trum- och skivfilter får det avskilda slammet typiskt en halt torrsubstans (TS) på 0,5–2 %. För bandfilter avskiljs inte slammet genom backspolning och det kan därför bli mer koncentrerat, typiskt 5–10 % TS, och 20–30 % med efterföljande skruvpress (se nedan).



Figur 2.2

Olika typer av filter för finsilning: Trumfilter (överst), skivfilter (i mitten) och bandfilter (nederst). Återgivna med tillstånd av Hydrotech – Veolia Water Technologies och Salsnes Filter.



2.2.1 Förfiltrering utan kemikaliedosering

Partiklar som är större än silarnas porstorlek avskiljs vid behandlingen. Om porstorleken anges som en nominell storlek, kan dock även en viss andel partiklar som är något större passera filtret. Vid filtrering kan en del suspenderat material som fångats upp av filtret bli kvar på filterytan och bilda ett lager där. Denna matta (eller filterkaka) kan vara tunn eller tjock beroende på driftsätt och hur filtret är utformat. Mattan som byggs på silduken bidrar också till avskiljningen av partiklar och kan, särskilt om den är tjock, leda till att partiklar som är betydligt mindre än porstorleken avskiljs.

Således påverkas avskiljningsgraden av storleksfördelningen för partiklarna i det aktuella avloppsvattnet. Antingen genom att partiklarna avskiljs direkt baserat på porstorleken, eller för att partiklarna har en storlek som är gynnsam för att bilda en filterkaka på silduken. Det har särskilt visat sig att cellulosa i avloppsvatten, som härstammar från nedspolat toalettpapper, anrikas i det avskilda materialet och lätt bildar en filtermatta som kan bestå av upp till 80 % cellulosa (Ruiken *et al.*, 2013). Cellulosa kan utgöra 30–35 % av inkommande suspenderat material i avloppsvatten i Europa och Nordamerika (Ahmed *et al.*, 2019; Ruiken *et al.*, 2013) och den genomsnittliga fiberlängden på ca 1 mm verkar inte förändras vid transport i ledningsnätet (Ruiken *et al.*, 2013). Det gör att cellulosa ofta har en hög tendens att bilda filtermatta på exempelvis bandfilter med silduk med 350 µm porstorlek. Vid förfiltrering avskiljs cellulosa selektivt i förhållande till övrigt suspenderat material och därför innehåller filterslam normalt en högre andel cellulosa än primärslam från försedimentering. Primärslam från bandfilter har visat sig innehålla ungefär dubbelt så hög andel cellulosa, omkring 35–40 % av TS jämfört med omkring 17 % i slam från försedimentering (Ahmed *et al.*, 2019; Bahreini *et al.*, 2020b; Da Ros *et al.*, 2020; Gupta *et al.*, 2018; Palmieri *et al.*, 2019).

Storleksfördelningen för partiklar i avloppsvatten kan bestämmas av vissa laboratorier med särskild analysutrustning. Men en uppskattning av fördelningen kan också göras på ett enkelt sätt som inte kräver någon avancerad utrustning, genom att filtrera avloppsvattnet genom sildukar med olika porstorlek och mäta halten av SS i de filtrerade proverna (SFT, 2005).

Avskiljningsgraden av partiklar påverkas också kraftigt av belastningen på filtret. Den hydrauliska belastningen relateras ofta till aktuell filteryta och anges därför som $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{h}$. Vid en lägre belastning ökar avskiljningen, särskilt om förhållandena i övrigt leder till att en filtermatta bildas. Belastningen av suspenderat material kan också relateras till filteryta och anges då som $\text{g SS}/\text{m}^2/\text{h}$.

Bandfilter har ofta visat sig kunna drivas med filtermatta (Rusten *et al.*, 2017). Det har då också visat sig att porstorleken inte har så stor betydelse för avskiljningen, eftersom filtermattan bidrar till en stor del av avskiljningen (Rusten & Ødegaard, 2006). Avskiljningsgraden blir då istället framförallt beroende av hur tjock filtermatta som bildas. Vid pilotförsök ökade till exempel avskiljningen av SS från 35 till 60 % när filtermattan ökade från 10 till 55 $\text{g SS}/\text{m}^2$ (Rusten *et al.*, 2017). Hur tjock filtermattan blir beror i sin tur till stor del beror på vilken belastning som tillämpas. Exempelvis har vid låg hydraulisk belastning (25 $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{h}$) så hög som 90 % avskiljning av SS observerats, vid medelhög belastning (116 $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{h}$) 78 % avskiljning och vid hög belastning (200 $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{h}$) 60 % (Ruiken *et al.*, 2013; Rusten & Ødegaard, 2006). Dessa försök i pilot- och fullskala utfördes med bandfilter med silduk med 350 µm porstorlek.

När trum- och skivfilter utvärderades vid ett antal reningsverk uppnåddes omkring 50 % SS-reduktion med 100 µm porstorlek och belastning mellan 3 och 10 $\text{kg SS}/\text{m}^2/\text{h}$ (Väänänen *et al.*, 2016). Med mindre porstorlekar (30–40 µm) ökade avskiljningen något men kapaciteten minskade så kraftigt att det inte ansågs som ett gynnsamt driftsätt. I en annan undersökning med trum- och skivfilter med 40 µm porstorlek uppnåddes 50–70 % SS-avskiljning vid belastning upp till 11 $\text{m}^3/\text{m}^2/\text{h}$ (Ljunggren *et al.*, 2007).

Avskiljningsgraden av partiklar har också visat sig bero på koncentrationen av SS i inkommande vatten. En vanlig styrstrategi är att hastigheten på sildukens rotation

regleras så att tryckfallet, baserat på vätskenivån före filtret, hålls nära ett önskat börvärde. Vid sådana förhållanden har det visat sig att avskiljningsgraden beror starkt på koncentrationen av inkommande SS och mindre på den hydrauliska belastningen (Franchi & Santoro, 2015).

Ytterligare faktorer som påverkar avskiljningsgraden vid förfiltrering är filtrets driftsätt i övrigt, såsom sildukens hastighet och vattennivån i filtret. Vid filtrering med en filterkaka kan exempelvis en hög vattennivå öka avskiljningen eftersom en mindre andel av vattnet strömmar genom den nedre, rena delen av silduken (Rusten *et al.*, 2017). Olika typer av filter utnyttjar olika tekniker för att avlägsna det filtrerade materialet från duken med exempelvis backspolning. Avskiljningsgraden påverkas därmed av om filtret drivs så att filterkakan avlägsnas kontinuerligt från duken eller silduken kan roteras med låg hastighet så att mattan bibehålls så tjock som möjligt under filtreringen.

Filtrets konstruktion har också betydelse. En silduk som lutar i samma riktning som flödesriktningen (såsom i bandsilar) ger en bättre möjlighet att bilda en filtermatta än en silduk som är vinkelrät mot flödesriktningen (SFT, 2005). Samtidigt som avskiljningen ökar med mer filtermatta, krävs en minskad hastighet på filtret som ger en lägre hydraulisk kapacitet. Det är också viktigt att filtrets utformning är sådan att partiklar behandlas skonsamt så att de i så liten grad som möjligt krossas på grund av mekanisk påverkan.

Baserat på de tidigare studier som sammanfattats ovan kan några huvudsakliga slutsatser dras. Avskiljningsgraden vid förfiltrering påverkas av ett flertal faktorer, däribland porstorlek, avloppsvattnets sammansättning i form av partiklarnas storleksfördelning, den hydrauliska belastningen, inkommande SS-halt och tendensen till kakkbildning i det aktuella filtret. Flera av dessa faktorer samverkar på ett sätt som gör det komplext att förutspå vilken avskiljning som kommer att uppnås.

2.2.2 Förfiltrering med kemikaliedosering

På samma sätt som vid försedimentering, kan koagulering och flockning användas för att öka avskiljningen vid förfiltrering. Partiklarna i avloppsvattnet är negativt laddade och en positivt laddad koagulant neutraliserar dem så att de upphör att stöta ifrån varandra. Koagulant kan vara metallsalt (järn eller aluminium) men även en katjonisk polymer kan fungera som koagulant (SFT, 2005). Eftersom metallsalter också faller ut fosfat, beror valet av kemikalie till stor del på om fosfor ska avskiljas. Det är också viktigt att flockarna har tillräcklig mekanisk styrka. Om de är alltför sköra är risken stor att de sönderdelas i samband med filtreringen.

Vid pilotförsök vid fyra svenska reningsverk uppnåddes med dosering av 0,5–1 mg/l katjonisk polymer (3–5 mg polymer/g inkommande SS) mellan 80 och 90 % SS-avskiljning (Väänänen *et al.*, 2016). Vid andra anläggningar visade det sig att metallsalt (5–16 mg/l Al^{3+} eller Fe^{3+}) behövde kombineras med polymer (anjonisk eller katjonisk) för att uppnå ökad avskiljning (Väänänen *et al.*, 2016). Trum- och skivfilter användes vid försöken. Kombination av metallsalt (10 mg Fe^{3+} /l) och polymer (4 mg/l) behövdes även i en annan pilotstudie med trum- och skivfilter för att få flockar med tillräcklig styrka och god avskiljning (Ljunggren *et al.*, 2007). Då uppnåddes avskiljning av 86–90 % SS, 60–70 % fosfor och 50–60 % BOD och kemisk syreförbrukning (COD) vid 11 m³/m²/h. I ytterligare en pilotstudie med trumfilter uppnåddes 96 % SS-reduktion, 78 % COD-reduktion och 86 % fosforreduktion, dock vid hög dosering av Al^{3+} (15–20 mg/l) och polymer (5–7 mg/l) (Remy *et al.*, 2014).

Försöksdrift med kemikaliedosering har genomförts på några norska anläggningar. Vid dosering av 0,8–1,8 mg/l katjonisk polymer i pilotförsök ökade avskiljningen av SS från 40–50 % till 60–70 % (Rusten *et al.*, 2017). Vid fullskaleförsök med dosering av 0,6–1,2 mg/l katjonisk polymer uppnåddes 50–80 % SS-avskiljning (SFT, 2005). Med det aktuella syftet att uppnå 50 % SS-reduktion utan fosforkrav, ansågs det bästa alternativet vara tillsats av endast en katjonisk polymer. Tillsats av metallsalt ledde till lägre behov av polymer men också lägre kapacitet för filtret på grund av den ökade

slamproduktionen från utfällningar (SFT, 2005). Det rekommenderades vidare att tillämpa filtrering med filtermatta på silduken och att dimensionera för lägre belastning än utan kemikaliedosering, högst 20–30 m³/m²/h.

Baserat på de rapporterade pilot- och fullskalestudierna tycks det som att det oftare i samband med trum- och skivfilter har krävts både metallsalt och polymer för att åstadkomma flockar med tillräckligt bra kvalitet är vid användning av roterande bandfilter. Detta kan bero på att syften och mål med avskiljningen varit olika men det skulle också kunna bero på filtertypernas olika utformning. Med en mer skonsam hantering av flockarna blir det mindre kritiskt med starka flockar.

2.2.3 Erfarenheter från anläggningar i fullskala

I Norge finns relativt många anläggningar med förfiltrering eller filtrering som enda reningssteg. Vissa kommunala reningsverk har bara krav på primärbehandling och det krav som då ska uppfyllas är minst 50 % SS-reduktion och 20 % BOD₅-reduktion, alternativt koncentrationer understigande 60 mg SS/l och 40 mg BOD₅/l. En undersökning av 10 norska filtreringsanläggningar dimensionerade för mellan 5 000 och 46 000 personekvivalenter (pe) med hänsyn till dessa krav, ledde till följande rekommendationer (SFT, 2005):

- En förstudie bör göras för att avgöra om det är sannolikt att det reningskraven kan uppnås med finsilning av det aktuella avloppsvattnet.
- En porstorlek bör väljas i finsilsområdet (<0,5 mm) även om det inte är uteslutet att det går att uppfylla kraven med större öppningar.
- Filtret ska kunna drivas så att en filtermatta etablerar sig på silduken. Detta kan få betydelse för val av filter och driftsätt.
- Filtret bör dimensioneras för en belastning mellan 20 och 80 m³/m²/h. Det lägsta värdet är avsett för situationer där vattnet är olämpligt för endast filtrering och förkoagulering måste tillämpas, medan det högsta värdet är avsett för situationer där vattnet är väl lämpat för förfiltrering. Värdena förutsätter att finsilen drivs med en filtermatta.
- Det bör normalt vara förberett för tillsats av polymer för att dosering ska kunna ske under perioder med svårigheter att annars nå de mål som finns gällande avskiljning av suspenderat material.
- Om förkoagulering används, rekommenderas att använda en katjonisk polymer och att utgångspunkten är en dosering på ca 5 mg polymer/g inkommande SS.

De norska undersökningarna visade också att försök i mindre skala kan vara värdefulla vid förstudier inför utformning av förfiltreringsanläggningar (Rusten & Ødegaard, 2006; SFT, 2005). De föreslagna filtreringsförsöken kan genomföras i laboratorieskala. Filtreringshastigheten mäts vid olika förhållanden såsom olika porstorlekar, med tunn och tjock filtermatta på silduken, med och utan kemikalietillsats etc. Resultaten från dessa försök i laboratorieskala visade ha god överensstämmelse med observationer från anläggningarna i fullskala och kan därför tillsammans med storleksfördelningen på partiklarna i avloppsvattnet användas för dimensionering och val av silduk med mera. Samtidigt måste de ofta kraftiga variationerna i vattnets sammansättning beaktas genom att försöken upprepas vid olika tidpunkter och förhållanden.

En ytterligare erfarenhet vid dessa undersökningar var att för att uppnå högsta möjliga reningseffekt bör förfiltreringsanläggningar drivas så att de behandlar så lite vatten som möjligt under längsta möjliga tid (SFT, 2005). I praktiken innebär det att alla anläggningar bör ha frekvensstyrda inloppspumpar så att på/av-drift undviks. På anläggningar med flera parallella filter bör alla filter vara i drift samtidigt, även vid låga vattenflöden. På så sätt kan alla filter drivas med en tjock filtermatta och uppnå hög avskiljning (SFT, 2005). Erfarenheter från de norska undersökningarna har i stort bekräftats vid försök i pilot- och mindre fullskala i Italien (Da Ros *et al.*, 2020) och Nordamerika (Sutton *et al.*, 2008).

Vid Egå ARV (Aarhus Vand) i Danmark installerades åtta bandfilter (250 m³/h kapacitet per filter, 350 µm porstorlek) i syfte att bidra till ett ambitiöst mål att göra anläggningen 150 % energipositiv. Dock har ett antal utmaningar rapporterats i samband med idrifttagning och intrimning. Under de första 1,5 åren var avskiljningen av COD enbart 40 %, att jämföra med förväntade 60–65 %, vid dosering av polymer eller polymer och järnklorid (Hughes *et al.*, 2019). Doseringen av kemikalier ansågs svår att optimera och styra så att en hög och stabil avskiljning uppnåddes. Inledningsvis uppnåddes alltför låg TS-halt på slammet (2–4 %). Efter installation av vakuumsug ökade koncentrationen (6–14 %) men var mycket varierande. Konsistensen på slammet var visköst vilket ledde till svårigheter att få en bra blandning med bioslammet i röt-kammarna. Detta krävde viss ombyggnad så att de två slamtyperna kunde blandas bättre (Hughes *et al.*, 2019). Dessutom har en lång rad tekniska och mekaniska problem uppstått såsom snabbt slitage av filterduk, svårigheter att rengöra duken och trasiga spraymunstycken.

Vid Hillerød ARV (HCR Syd) i Danmark finns sex bandfilter. Här har ungefär 40 % SS-avskiljning uppnåtts. Även här har problem med slitage av sildukar uppstått vilket har krävt byte var sjätte månad. Dessa uppgifter har framkommit under föreliggande projekt vid erfarenhetsutbyte med HCR Syd. Enligt leverantören berodde problemen med slitage av sildukar på felaktig design som är åtgärdat för nya leveranser.

I Nederländerna har pilotförsök genomförts med både trumfilter och bandfilter. Båda bedömdes kunna uppnå omkring 50 % avskiljning av suspenderat material utan kemikalietillsats (STOWA, 2010). Vid Blaricum ARV (30 000 pe) har sedermera en bandfilteranläggning installerats (Ghasimi *et al.*, 2015; STOWA, 2010).

Det mesta av den information som finns publicerad angående förfiltrering kommer från anläggningar med bandfilter. Men det finns det även ett antal trumfilterinstallationer världen över och för dessa har information inhämtats från en av de ledande leverantörerna (Hydrotech – Veolia Water Technologies). De anläggningarna är i olika storlekar och finns till exempel i Sverige, Danmark, Norge och Australien. Sildukarna är normalt antingen med porstorlek 100 µm eller 300 µm där den mindre används i kombination med kemikaliedosering. Typiskt erhålls 50 % avskiljning av suspenderat material och större anläggningar dimensioneras efter pilotstudier. Intrycken från dessa installationer är att mattan av slam på filtret inte bidrar på ett avgörande sätt till filtreringen, såvida inte belastningen är väsentligt under vad som normalt eftersträvas. Det erhållna slammet har normalt 1 % torrhalt från filtret vilket förtjockas till 2–3 % innan vidare behandling.

2.3 Förfiltrering i jämförelse med försedimentering

Kan försedimentering av kommunalt avloppsvatten ersättas med förfiltrering? För att bedöma om och när det är möjligt är det viktigt att förstå de grundläggande och praktiska skillnaderna mellan dessa typer av tekniker.

Medan avskiljning vid sedimentering styrs av partiklarnas sjunkhastighet är det vid filtrering istället partiklarnas storleksfördelning som är avgörande. Det gör att det kan vara olika fraktioner av det suspenderade materialet som avskiljs. Graden av avskiljning med hänsyn till SS, BOD, kväve och fosfor, kan däremot vara densamma. Som framgått ovan beror avskiljningsgraden vid både försedimentering och förfiltrering av en rad olika faktorer. Beroende på dessa förhållanden, kan därför avskiljningsgraden vara både högre och lägre vid filtrering jämfört med sedimentering.

Avskiljningen för båda tekniker kan ökas genom tillsats av koagulant och/eller flockulant. Kapaciteten för en försedimentering ökar när fällningskemikalie tillsätts och det finns en stor flexibilitet vid val av kemikalier och dosering. Förfiltrering påverkas på andra sätt av kemikaliedosering eftersom kvaliteten på flockarna får betydelse för filtreringskapaciteten. Bra flockar som är tillräckligt starka för de skjuvkrafter som uppstår i det aktuella filtret, kan öka filtreringskapaciteten (Ljunggren *et al.*, 2007). Samtidigt

finns en risk att den ökade slamproduktionen, särskilt vid dosering av metallsalt, leder till minskad kapacitet, eftersom slammet blir en hindrande faktor för vattnets transport genom filterduken (SFT, 2005). Det gör att försedimentering i vissa sammanhang anses mer flexibelt än förfiltrering (SFT, 2005). Detta kan tas hänsyn till vid design av en förfiltreringsanläggning genom lämpligt val av parallella filter.

Medan uppehållstiden vid försedimentering ofta är ett par timmar, blir uppehållstiden vid filtrering vanligen bara 5–20 minuter inklusive koagulering/flockning (Shestakova & Hansen, 2020; Svenskt Vatten, 2007; Väanänen *et al.*, 2016). Det innebär en fördel vid styrning av kemikaliedosering. Genom exempelvis onlinemätning av flöde och turbiditet för det filtrerade vattnet erhålls snabb återkoppling som kan användas för att styra hur mycket koagulant och flockulant som ska doseras. Vid pilotförsök har en kombination av återkoppling och framkoppling visat sig ge goda möjligheter att styra kemikaliedoseringen innan förfiltreringen på så sätt att halten av utgående suspenderat material (enligt turbiditetsmätning) kan hållas på önskad nivå (Väanänen *et al.*, 2017). Det gör det, i sin tur, möjligt att styra primärbehandling så att rätt mängd organiskt material avskiljs med hänsyn till den efterkommande biologiska processen (Gupta, 2018). Då kan rätt förhållande mellan COD och kväve respektive COD och fosfor upprätthållas för exempelvis fördenitrifikation och fosforupptag för tillväxt eller biologisk fosforavskiljning. Liknande styrning med en försedimentering är möjlig men får svårare att följa snabba förändringar på grund av den betydligt längre uppehållstiden.

Till viss del kan också filtrets driftsätt styras för att reglera avskiljningen utifrån behovet av organiskt material. Det gäller till exempel vattennivån före filtret och rotationshastigheten för filtertrumma eller -band.

En tydlig fördel med förfiltrering som ofta framhålls är att det är mer platseffektivt än sedimentering. Hur viktigt det är med en kompakt anläggning beror helt på tillgången till mark och dess eventuella kostnad. Som framgår ovan är kapaciteten vid förfiltrering, i form av flöde per silduksarea, vanligen i storleksordningen 10 gånger högre än den ytbelastning som en försedimentering dimensioneras för. I linje med detta har det uppskattats att förfiltrering med roterande bandfilter upptar 10–16 % av den erforderliga ytan för försedimentering (Franchi & Santoro, 2015; Rusten *et al.*, 2017). Detta kan dock variera kraftigt beroende på utformning och lokala förutsättningar. Det behövs därför en förprojektering för att uppskatta ytbehovet för båda metoder (SFT, 2005).

Kostnader för såväl investering som drift beror också starkt på lokala faktorer. Enligt en jämförelse baserad på norska anläggningar uppskattades att investeringskostnaderna var ungefär hälften så stora för förfiltrering jämfört med försedimentering, vid anläggningar dimensionerade för 5 000 och 25 000 pe (SFT, 2005). Jämförelsen gällde överbyggda anläggningar och inkluderade bygg-, maskin- och montagekostnader inklusive inloppspumpstation, galler (3 mm), sand- och fettfång.

En förfiltreringsanläggning innehåller generellt betydligt mer teknisk utrustning än en försedimenteringsanläggning. Medan en försedimentering har en motordriven skrapa och en pump för slamuttag kan filter ha motor för att rotera filterduken, anslutning och dysor för backspolning, tryckluft för att avlägsna slam, högtryckstvätt och/eller varmvatten för rengöring, nivågivare och styrskåp mer mera. Den tekniska utrustningen behövs framförallt för att förhindra den igensättning av filtret som annars sker (Ljunggren, 2006). På större anläggningar behövs flera filter i parallell drift vilket kan leda till ett stort antal tekniska komponenter. Det är därför inte orimligt att anta att driftkostnaderna generellt blir högre vid förfiltrering jämfört med försedimentering, när tillsyn, underhåll, reparationer och byte av dessa komponenter beaktas. Enligt den norska undersökningen uppskattades dock att driftkostnaderna var lägre vid förfiltrering än vid försedimentering (Rusten & Ødegaard, 2006; SFT, 2005). Orsakerna till detta är inte uppenbara och mer erfarenheter kring driftkostnader vore önskvärt.

Leverantörer av filter har olika rekommendationer för rengöring av filterdukarna. Medan rengöring med högtryckstvätt anses tillräckligt för vissa typer av filter,

rekommenderas för andra rengöring var tredje månad med kemikalier (utspädd lösning av till exempel saltsyra, natriumhypoklorit, oxalsyra, väteperoxid eller natriumhydroxid).

Torrhalten av primärslam från roterande bandfilter har rapporterats vara mellan 5 och 10 % torrsubstans (TS) när det avlägsnas från filtret (Da Ros *et al.*, 2020; Rusten *et al.*, 2017). Vissa filter har en integrerad skruvpress för avvattning. Med sådan utrustning har TS-halter mellan 13 och 37 % och medelvärde 27 % uppmätts vid 19 anläggningar i Norge (Paulsrud *et al.*, 2014). Eftersom slam från förfilter innehåller mycket fiber såsom cellulosa går det relativt enkelt att avvattna till höga TS-halter. För trum- och skivfilter har slammet typiskt en TS-halt mellan 0,5 och 2 % (Remy *et al.*, 2014; Väänänen *et al.*, 2016) och behöver separat förtjockare innan vidare behandling. Resultat gällande TS-halter för slam från förfiltrering med kemikalietillsats saknas i litteraturen men det kan antas att torrhalten generellt blir lägre när koagulering tillämpas eftersom ett bredare spektrum av partiklar avskiljs, inklusive kolloidalt material som binder mer vatten.

Primärslam från försedimentering har ofta en liknande TS-halt omkring 5–7 % efter förtjockning (Shestakova & Hansen, 2020; Tchobanoglous *et al.*, 2014). Vid jämförelse mellan 19 anläggningar med förfiltrering och 10 med försedimentering observerades att primärslam från filter i genomsnitt hade 92 % VS (brännbar substans) av torrvikten medan primärslam från sedimentering hade 81 % VS av TS (Paulsrud *et al.*, 2014). En högre andel VS för primärslam från filter har även observerats vid jämförelse av två anläggningar i Århus (Hughes *et al.*, 2019). Detta speglar sannolikt en skillnad i sammansättning beroende på en högre andel organiskt material i filterslam men hur stor denna skillnad är varierar troligen från fall till fall.

Slam från förfiltrering tenderar att ha en annan konsistens än slam från försedimentering. Hög viskositet har observerats för filterslam (Hughes *et al.*, 2019; Otis, 2013), vilket kan försvåra hanteringen i samband med pumpning och omblandning.

I en undersökning där primärslam från fyra anläggningar med förfiltrering jämfördes med slam från fyra olika försedimenteringar hade filterslammen i genomsnitt 20 % högre metanpotential per VS (Paulsrud *et al.*, 2014). Här var det olika avloppsvatten som behandlades vilket försvårar en jämförelse. Tre olika jämförelser där samma avloppsvatten behandlades med försedimentering respektive filtrering har visat ungefär samma metanpotential för de två typerna av primärslam (Bahreini *et al.*, 2020a; Otis, 2013; Sarathy *et al.*, 2015). Det ska också noteras att betingelserna vid rötning behöver optimeras för det aktuella substratet och långtidsförsök kan krävas för att uppnå den fulla potentialen (Ghasimi *et al.*, 2015). Det har också visats att betingelserna vid filtrering påverkar metanproduktionen. Vid en låg belastning på filtret, som ledde till hög avskiljning, blev metanproduktionen per VS högre än om belastningen var hög (Otis, 2013). Detta berodde sannolikt på att vid låg belastning avskildes större andel mindre partiklar med hög nedbrytbarhet. Detta visar att det är svårt att slå fast någon generell skillnad i metanpotential mellan filter- och sedimenteringsslam utan det beror på driftsätt och inkommande avloppsvatten.

En möjlig fördel vid rötning av filterslam är att slammet har mycket kort uppehållstid i filtret, och därför kommer färskt, medan slam från en försedimentering kan hinna delvis hydrolyseras och därmed förlora en del av sitt organiska innehåll till vattenfasen innan det tas ut. Detta har också hög relevans i samband med hydrolys och fermentering av primärslam till kolkälla för biologisk behandling, men är något som skulle behöva undersökas närmare.

Om primärslammet från förfiltrering får en annan sammansättning än primärslam från försedimentering innebär det att suspenderat material som är kvar i det förbehandlade vattnet också får en annan sammansättning. Det är välkänt att fiber i avloppsvatten kan fungera som stöd för mikroorganismerna i den biologiska reningen. Bakterier koloniserar fiber och växer till flockar på dessa. Det borde undersökas om ett avloppsvatten med mycket lite fiber leder till aktivslamflockar med annorlunda struktur och sjunkegenskaper än vad som annars är normalt.

3 Hydrolysis och fermentering av primärslam

Genom att primärslam behandlas under anaeroba (syrefria) förhållanden hydrolyseras och fermenteras det suspenderade materialet. De lösta organiska ämnen som då frisätts är lättillgänglig kolkälla för mikroorganismerna i den biologiska reningen och kan bidra till den biologiska kväve- och fosforavskiljningen.

De grundläggande mikrobiella processerna vid hydrolysis och fermentering är välkända sedan lång tid och har studerats i många olika sammanhang. Denna sammanställning fokuserar på kunskapen kring primärslam från kommunalt avloppsvatten som substrat och de undersökningar som är relevanta för implementering vid svenska reningsverk för förbättrad närsaltavskiljning.

3.1 Anaerob nedbrytning

Anaerob nedbrytning av organiskt material är en process i många steg som involverar flera olika grupper av mikroorganismer. De olika omvandlingsvägarna illustreras i Figur 3.1.

För att mikroorganismerna ska kunna tillgodogöra sig organiskt material behöver det föreligga i löst form. Därför måste suspenderat material först hydrolyseras till mindre och lösliga enheter. Det sker genom att kolhydrater, proteiner och lipider spjälkas till fria sockerarter, aminosyror respektive långa fettsyror. Partiklarna kan inte tas upp och omvandlas inne i mikroorganismerna utan istället producerar mikroorganismerna extracellulära enzymer som ombesörjer hydrolysis av olika typer av ämnen.

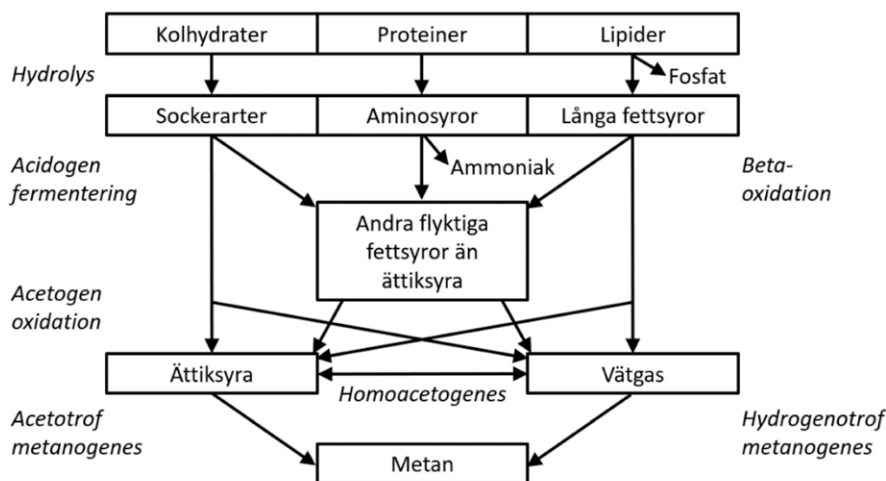
Ibland antas också att ett första steg i form av sönderdelning behövs för att större, sammansatt partiklar ska lösas upp i beståndsdelarna kolhydrater, proteiner och lipider innan dessa kan hydrolyseras (Batstone *et al.*, 2002).

De lösta ämnena kan sedan fermenteras. När inget syre eller annan elektronacceptor finns närvarande, såsom vid anaerob fermentering, fungerar de organiska ämnen både som oxidations- och reduktionsmedel vid de kemiska reaktionerna. Det innebär att vissa ämnen eller delar av ämnen oxideras till exempelvis koldioxid medan andra reduceras till exempelvis fettsyror.

Socketarter (mono-, di- och oligosackarider), aminosyror och långa fettsyror fermenteras till korta fettsyror såsom ättiksyra, propionsyra, smörsyra och valeriansyra, vilka även kallas flyktiga fettsyror på grund av deras relativt låga kokpunkter. Detta sker genom acidogen fermentering. Ibland kan även etanol och mjölksyra produceras. Övriga korta fettsyror kan omvandlas till vidare till ättiksyra genom acetogen fermentering. De långa fettsyrorerna spjälkas också genom betaoxidation. Vid vissa av reaktionerna bildas även vätgas men denna energirika molekyl förbrukas i regel direkt av andra mikroorganismer. Hydrolysis och fermentering av lipider påverkas även av metanogena processer (Mahmoud *et al.*, 2004).

Vid hydrolysis och fermentering kan också närsalter i form av ammonium och fosfat frisättas från det suspenderade materialet. Kväve kan till exempel frisättas vid fermentering av aminosyror, eftersom dessa innehåller aminogrunder. Fosfat kan frisättas vid hydrolysis av fosfolipider.

Vid rötning omvandlas sedan ättiksyra, vätgas och koldioxid till metangas. Detta sista steg ska förhindras om slutmålet är att producera lösta organiska ämnen. Det kan göras genom rätt val av driftbetingelser vilket kommer att redogöras för i det följande.



Figur 3.1

Omvandling av suspenderat material genom anaeroba reaktioner.

3.2 Karakterisering av primärslam

De vanligaste parametrarna för att karakterisera primärslam är TS och VS. Normalt motsvarar VS innehållet av organiskt material. COD är också en vanlig och relevant parameter.

För att veta hur mycket av materialet som föreligger i löst form är det lämpligt att beakta kvoten mellan löst (filtrerad) COD och COD eller kvoten mellan SS och TS alternativt VSS (brännbar suspenderad substans)/VS.

Innehållet av N och P kan analyseras med gängse metoder för totalkväve och totalfosfor samt Kjeldahlkväve.

För att få en mer djuplodad bild av sammansättningen för ett primärslam kan sammansättningen av det organiska innehållet bestämmas närmare. Istället för att analysera varje ingående ämne, vilket skulle vara mycket tidsödande, finns metoder för att bestämma innehållet av vissa grupper av ämnen. På detta sätt kan exempelvis kolhydrater, proteiner och lipider bestämmas. Här några exempel på metoder som är vanligt använda för primärslam:

- Kolhydrater: Fenolmetoden (Dubois *et al.*, 1956; Herbert *et al.*, 1971) och antronmetoden (Dreywood, 1946) är två analysmetoder som utnyttjar olika reagens men vars reaktionsprodukter sedan båda kan mätas med spektrofotometer.
- Proteiner: Lowrymetoden (Lowry *et al.*, 1951) och BCA-metoden (Smith *et al.*, 1985) för proteiner mynnar också ut i produkter som kan mätas med spektrofotometer. Ett alternativt sätt är att analysera Kjeldahlkväve och sedan anta kvävehalten i protein (ofta antas 16,5 vikt-%).
- Lipider: Lipider såsom fetter och oljor kan analyseras genom extraktion med ett organiskt lösningsmedel följt av vägning av det lösta materialet efter avdrivning av lösningsmedlet (APHA *et al.*, 1998).

Cellulosa är en relevant parameter vid karakterisering av primärslam med tanke på dess höga andel av inkommande suspenderat material och tendens att anrikas vid filtrering. En metod baserad på Schweizerreagenset (kuprammoniumhydroxid), där cellulosa löses och sedan fälls ut med alkohol och vägs, har visat sig ge tillförlitliga resultat med primärslam från sedimentering och filter (Gupta *et al.*, 2018). Cellulosa kan även analyseras genom hydrolysis, med hjälp av syra eller enzym, till glukos som sedan analyseras med kommersiellt analyskit (Gupta *et al.*, 2018).

3.3 Miljö- och processbetingelsernas påverkan på processen

Det finns ett flertal miljö- och driftbetingelser som påverkar hydrolys och fermentering. I många situationer sker hydrolys långsammare än fermentering och då blir hydrolysen den hastighetsbestämmande processen (Batstone *et al.*, 2002). Det är därför framför allt genom att påverka hydrolysen som hela processen hydrolys och fermentering kan påverkas. Såväl omfattningen, hur mycket av substratet som omvandlas, som hastigheten, hur snabbt omvandlingen sker, kan påverkas. Betingelserna kan också ha inverkan på vilka fermenteringsprodukter som bildas och hur mycket N och P som samtidigt frisätts.

Eftersom sammansättningen av ett primärslam varierar mellan anläggningar, och vid en och samma anläggning över tid, blir också inverkan av betingelserna till viss del specifik för det slam som undersöks (Bouzas *et al.*, 2002).

3.3.1 Temperatur

Rötning sker vanligen vid mesofila (omkring 37 °C) eller termofila (omkring 55 °C) förhållanden på grund av de långsamt växande metanproducerande mikroorganismerna. Men hydrolys och fermentering kan även ske vid lägre temperaturer utan att omvandlingshastigheterna blir orimligt låga, eftersom de involverade bakterierna generellt växer snabbare än metanbildande bakterier. Dock är hydrolys och fermentering betydligt mindre studerat vid psykrofila förhållanden omkring 15-20 °C.

Liksom för andra biologiska processer ökar hastigheten för hydrolys och fermentering med ökad temperatur. Hydrolys, som normalt är hastighetsbegränsande, har ett svagare temperaturberoende än många andra biologiska processer (Ferreiro & Soto, 2003; Henze *et al.*, 1987). Vid försök med primärslam observerades att hastigheten för VFA-produktion dubblerades när temperaturen steg från 8 till 16 °C, för att sedan dubbleras igen vid en ytterligare ökning till 25 °C (Maharaj & Elefsiniotis, 2001). Vid en ökning från 10 till 25 °C observerades en nära 5-faldig ökning av VFA-produktionen från ca 600 till ca 3 000 mg/l (Cokgor *et al.*, 2009) och liknande resultat uppnåddes vid ökning från 10 till 35 °C (Ferreiro & Soto, 2003). Vid demonstrationsförsök i fullskala bekräftades resultaten i och med att ungefär dubbel VFA-produktion uppmättes sommartid vid 21–24 °C (ca 2 g/l) som vintertid vid 14–16 °C (ca 1 g/l) (Skalsky & Daigger, 1995).

Det har noterats att även om VFA-produktionen sjunker vid låg temperatur, kan den relativa ökningen i lättnedbrytbart organiskt material samtidigt vara större (Bixio *et al.*, 2001). Detta eftersom avloppsvattnet innehöll mindre lättnedbrytbart löst COD (SCOD) vintertid på grund av mindre nedbrytning i ledningsnätet.

Det har visats att nedbrytbarheten för primärslam är konstant i intervallet 15–35 °C (Mahmoud *et al.*, 2004). Det innebär att det går att producera lika stor mängd VFA vid lägre temperaturer så länge uppehållstiden är tillräckligt lång.

Frisättningen av kväve och fosfor kan också påverkas av temperaturen. Om mer partiklar hydrolyseras vid en högre temperatur kan detta också öka frisättningen av närsalter. Vid försök vid 8 °C skedde försumbar ökning av ammonium (HRT 30 tim) medan ökningen var ca 0,06 g N per g VFA producerad vid 25 °C (Maharaj & Elefsiniotis, 2001). Vid andra försök skedde varken frisättning av kväve eller fosfor vid 10 och 20 °C men däremot vid 24 °C (Cokgor *et al.*, 2009). På motsvarande sätt har högre frisättning av både kväve och fosfor uppmätts vid 55 än vid 35 °C (Ahn & Speece, 2006). Det beror på att nedbrytningen av proteiner ökar vid högre temperaturer (Mahmoud *et al.*, 2004) vilket leder till frisättning av kväve.

En annan effekt av temperaturen som har observerats i en studie är att vid 30–35 °C försämrades slammets sedimenteringsegenskaper och flytslam uppstod (Banerjee *et al.*, 1999, 1998). Detta är troligen inte ett generellt problem men något att vara vaksam kring. För en process med hydrolys och fermentering som inkluderar sedimentering skulle flytslam kunna orsaka slamflykt så att den övergripande processen försämrades.

Eftersom sedimentering påverkas av temperaturen (se Avsnitt 2.1), kan detta också påverka sammansättningen av ett primärslam från försedimentering. Vid högre temperatur kan då till exempel ett bredare spektrum av organiskt material avskiljas vilket då kan inkludera större andel mindre, mer lättnedbrytbara partiklar.

3.3.2 pH

Processen påverkar sitt eget pH. När VFA produceras vid fermenteringen tenderar pH att sjunka. Även frisättning av ammonium inverkar på pH. Hur stor pH-sänkning som sker beror på primärslammets koncentration, hur mycket och vilka VFA som produceras samt buffertkapaciteten. Om ingen reglering av pH görs, blir således pH vid drift en funktion av det inkommande slammets sammansättning, driftförhållanden och processens prestanda. Det pH som spontant uppstår är ofta mellan 5 och 6 men kan vara så högt som pH 8 (Cokgor *et al.*, 2009; Eastman & Ferguson, 1981; Elefsiniotis & Oldham, 1994a; Lin & Li, 2018a; Zeng *et al.*, 2006).

Ett lågt pH kan vara gynnsamt på så sätt att det hindrar omvandling av organiskt material till metan genom att tillväxthastigheten för metanbildande mikroorganismer blir låg (Pittmann & Steinmetz, 2013).

Vid behandling vid 1,5 d uppehållstid och 35 °C ökade hydrolysen vid högre pH (5,9 och 6,7) i jämförelse med utan pH-reglering som innebar pH 5,1 (Eastman & Ferguson, 1981). Vid reglering till pH 6,7 ökade dock även metanproduktionen. Vid andra försök observerades vid ca 20 °C istället en minskad VFA-produktion om pH reglerades upp till 6,1 jämfört med pH 5 utan reglering (Elefsiniotis & Oldham, 1994a). Ett lägre pH än 5 har i regel lett till försämrad hydrolys och VFA-produktion (Cokgor *et al.*, 2009; Elefsiniotis & Oldham, 1994a; Wu *et al.*, 2010, 2009). Ett alltför lågt pH gör att även hastigheten för acidogen fermentering blir för låg för att omvandla det hydrolyserade organiska materialet (Gomec *et al.*, 2002).

Sammansättningen på den VFA som produceras kan också påverkas av pH. Produktionen av propionsyra visade sig sjunka med ökande pH i intervallet 4,5–6 (Eastman & Ferguson, 1981; Elefsiniotis & Oldham, 1994a). I intervallet pH 6–7,5 observerades istället ökning av andelen propionsyra med pH, på bekostnad av andelen ättiksyra (Cokgor *et al.*, 2009; Pittmann & Steinmetz, 2013). De flesta studier med hydrolys och fermentering av primärslam rapporterar att VFA-sammansättningen påverkas av pH. Men hur sammansättningen påverkas ter sig svårt att generalisera då det sannolikt även beror på andra faktorer såsom temperatur, uppehållstid och slammets sammansättning.

Ett alternativ driftstrategi som testats är att tillämpa alkaliska förhållanden. Det har visats att hydrolys och fermentering vid pH 9–11 kan leda till 40–60 % högre VFA-produktion än pH 5–6 (Ahn & Speece, 2006; Wu *et al.*, 2010, 2009). Samtidigt finns det rapporter om lägre VFA-produktion vid pH 10 än pH 6–8 (Pittmann & Steinmetz, 2013). Vid så högt pH som 9–11 är det möjligt att hydrolys till större del sker kemiskt utan biologisk inblandning. Vid dessa höga pH-nivåer inhiberas också metanbildande mikroorganismer effektivt vilket är gynnsamt för VFA-produktionen. En nackdel är den förbrukning av bas, till exempel natriumhydroxid, som krävs för att bibehålla ett så högt pH.

Förbättrad VFA-produktion vid alkaliska förhållanden har också observerats vid hydrolys och fermentering av bioslam och även med detta substrat har det skett genom förstärkt hydrolys och inhiberad metanbildning (Chen *et al.*, 2007; Yuan *et al.*, 2006). Att hydrolysen blir mer effektiv vid höga pH tycks bero på att syror bundna till de extracellulära polymererna i slamflockarna dissocieras och stöter ifrån varande vilket gör att de blir mer lösliga (Zhang *et al.*, 2009). Orsaken gällande primärslam skulle kunna vara liknande.

3.3.3 Hydraulisk uppehållstid och slamuppehållstid

Vid hydrolys och fermentering är slamuppehållstiden (SRT, "solids retention time") en central parameter. Eftersom substratet är partikulärt, avgör SRT inte bara slamåldern för de mikroorganismer som ska utföra omvandlingarna, utan även hur lång tid substratet uppehåller sig i reaktorn. För en helt omblandad process utan separation av slam och vatten blir den hydrauliska uppehållstiden densamma som SRT.

Den SRT som krävs för att uppnå en viss omvandling är starkt beroende av temperatur och pH. Generellt ska SRT vara tillräckligt högt för att uppnå en hög VFA-produktion men inte så hög att metanbildande mikroorganismer får möjlighet att växa till.

Eftersom primärslam består av ett brett spektrum av ämnen med olika nedbrytningshastighet påverkar uppehållstiden vilka fraktioner av slammet som omvandlas. Vid låga SRT omvandlas det mest lättnedbrytbara och sedan krävs allt längre SRT för att omvandla de mer svårnedbrytbara ämnena. Vid 35 °C och pH ca 5,2 krävdes exempelvis 3 d för att uppnå nära full omvandling, medan hälften av denna omvandling kunde uppnås vid bara 0,4 d SRT (Eastman & Ferguson, 1981). Vid 20 °C och pH 5–5,6 observerades att 10 d SRT gav 3–4 gånger mer VFA-produktion än 5 d SRT medan 15 d endast gav ca 10 % ytterligare ökning (Elefsiniotis & Oldham, 1994b). Eftersom slammet kvarhölls i reaktorn genom sedimentering medan den hydrauliska uppehållstiden var 12 h oberoende av SRT, blev den volymetriska VFA-produktionshastigheten (g COD/m³/d) högre vid högre SRT. Den optimala hydrauliska uppehållstiden vid 10 d SRT var ca 12 timmar med avseende på både koncentration och produktionshastighet (Elefsiniotis & Oldham, 1994c). I en process utan separation av slammet (HRT=SRT) blir det en avvägning mellan högre omvandling (högre massa producerad VFA) eller högre volymetrisk produktivitet (mer VFA per reaktorvolym). Exempelvis har rapporterats att högsta koncentrationen av VFA uppnåddes vid 6 d SRT (30 °C, pH 6) medan högsta omvandlingshastigheten uppnåddes vid 4 d SRT (Pittmann & Steinmetz, 2013).

Liknande resultat har visat att vid 25 °C och pH 4,75 skedde en stor del av den möjliga nedbrytningen vid 3 d SRT men ökade upp till 8 d SRT (Miron *et al.*, 2000). Med högre SRT (10–15 d) tog metanbildning över och netto-VFA-produktionen blev låg.

En annan effekt av SRT som kan uppstå är att efterföljande separation i sedimentering försämras om SRT är alltför hög. Det har observerats att vid SRT 6–8 d (20 °C, pH 7) skedde nedbrytningen av partiklar på ett sådant sätt att andelen suspenderat material som inte kunde sedimentera ökade jämfört med SRT 4 d (Bouzas *et al.*, 2007). I samband med recirkulation av fermentat till försedimenteringen ledde detta till förlust av slam och därmed försämrade VFA-produktion. Separation av VFA från hydrolyserat slam genom recirkulation till ett uppströms roterande bandfilter, såsom i föreliggande projekt, har inte tidigare utvärderats i litteraturen.

3.3.4 Koncentration av substrat

Vid hydrolys och fermentering ökar ofta VFA-halterna proportionellt mot TS- och VS-halten för slammet upp till omkring 6 % TS (Bouzas *et al.*, 2002; Eastman & Ferguson, 1981; Zeng *et al.*, 2006). Vid höga TS-halter kan dock den ökade VFA-produktionen leda till att pH sjunker så mycket att processen avstannar. Det ger i så fall en lägre VFA-produktion.

För en reaktor som bygger på principen att behålla slammet längre än den hydrauliska uppehållstiden genom sedimentering, finns en gräns för hur hög TS-halt som kan tillämpas. Blir TS-halten alltför hög, i förhållande till de aktuella sedimenteringsegenskaperna, sker slamflykt och den önskade SRT kommer inte att kunna upprätthållas.

TS-halten kan påverka sammansättningen av producerad VFA. Vid ökning av från 1,8 till 4,2 % TS minskade andelen ättiksyra från 91 % till 72 % och medan andelen propionsyra, smörsyra och valeriansyra ökade (Bouzas *et al.*, 2007). Detta antogs bero på att högre TS-halter leder till högre partialtryck av vätgas vilket inhiberar omvandling av VFA med längre kolkedjor till ättiksyra.

3.3.5 Fällningskemikalier

Tillsats av fällningskemikalie, såsom järn(III)- eller aluminiumsalt, kan påverka biogasproduktionen vid rötning (Dental & Gossett, 1982). I synnerhet har aluminium lett till negativa effekter i ett antal undersökningar medan järn har lett till varierande effekter med både ökad produktion, minskad produktion och ingen påverkan (Luo *et al.*, 2022). De negativa effekterna har varit relaterade till minskad hydrolyshastighet som kan bero på lägre tillgänglighet för enzymerna i det koagulerade slammet.

En tydlig skillnad mellan aluminium och järn har också observerats vid VFA-produktion. För primärslam från förfällning med järnklorid ökade koncentrationen av VFA med drygt det dubbla och utbytet av VFA i relation till mängden inkommande organiskt material ökade med 9–32 % jämfört med endast sedimentering (Lin *et al.*, 2017a, 2017b). Det berodde på att mer suspenderat material avskildes inklusive mindre, mer lättbrytbara partiklar (Lin *et al.*, 2018b). Förfällning med aluminium ledde däremot till upp till 35 % försämrad VFA-produktion på grund av långsammare hydrolys för de koagulerade flockarna (Lin *et al.*, 2017b). Hydrolyshastigheten kan återställas genom tillsats av alkali som destabiliserar flockarna (Lin *et al.*, 2018a; Lin & Li, 2018b).

Skillnaden i VFA-produktion beroende på om järn eller aluminium använts vid fällningen beror på att järn(III) relativt snabbt reduceras till järn(II) under anaeroba förhållanden. Järn(II) har en högre löslighet vilket leder till att koagulerade flockar bryts upp och blir tillgängliga för hydrolys (Lin *et al.*, 2017b). Det leder också till att fosfat, som bundits in vid fällningen, samtidigt frigörs till lösningen i högre grad än med aluminium.

3.4 Behandling av primärslam från filter

Under senare år har några studier kring hydrolys och fermentering av primärslam från filter genomförts. Filtringen skedde i dessa fall utan tillsats av koagulant eller flockulant.

Pilotförsök med en sekventiell satsreaktor (2,6 m³) vid mesofila förhållanden (37 °C) genomfördes vid Carbonera ARV i Italien. Inkommande slam hade i genomsnitt 4,65 % TS, 92 % VS/TS och 41 % cellulosa av TS (Da Ros *et al.*, 2020). VFA-produktionen förbättrades när pH i inkommande slam reglerades till 9 vilket ledde till pH 4,9 i processen. Vid 6 d uppehållstid uppnåddes ett VFA-utbyte på 322 mg COD/g VS_{in} och en volymetrisk produktion på 2,57 kg COD/m³/d (Da Ros *et al.*, 2020). Mer än 80 % av löst COD bestod av VFA efter fermentering, varav propionsyra utgjorde ungefär hälften.

En jämförelse mellan behandling av filterslam och primärslam från sedimentering har gjorts i laboratorieskala vid 37 °C. Det observerade VFA-utbytet för filterslammet vid SRT 4 d och pH 5,4 var relativt lågt, ungefär 80 mg COD/g VS men ökade vid pH-reglering till pH 6 (+37 %) eller 9 (+93 %) (Bahreini *et al.*, 2020a). VFA-utbytet var konsekvent lägre för filterslam än för primärslam från försedimentering med skillnader mellan 13 och 38 %. Lägre utbyte för filterslam observerades även vid 25 °C men tillsats av enzym (cellulas) kunde nästintill fördubbla utbytet (Bahreini *et al.*, 2020b).

Vid behandling av ett simulerat filterslam, som framställdes genom att blanda toalettpapper (75 % av TS) med primärslam från sedimentering, observerades ett bättre utbyte när pH reglerades till 8 i inkommande slam jämfört med utan pH-reglering (Crutchik *et al.*, 2018). Behandlingen skedde vid 56 g TS/l, SRT 4 d, pH 5,1 och 37 °C och utbytet var 250 mg COD/g VS. Nedbrytningen av cellulosa var 44 %.

I Nederländerna har försök med hydrolys och fermentering av filterslam från tre anläggningar utförts. Kontinuerliga försök i en omblandad reaktor vid 37 °C, 2–3 % TS och SRT 6–10 d ledde till att ungefär 25 % av COD omvandlades till VFA (STOWA, 2019). Eftersom produktinhibering misstänktes föreliggande utfördes även kolonnförsök där avvattnat filterslam (35 % TS) lakades ur med kranvatten (20 °C och 37 °C) och behandlades kontinuerligt. Detta ansågs förbättra omvandlingen till VFA.

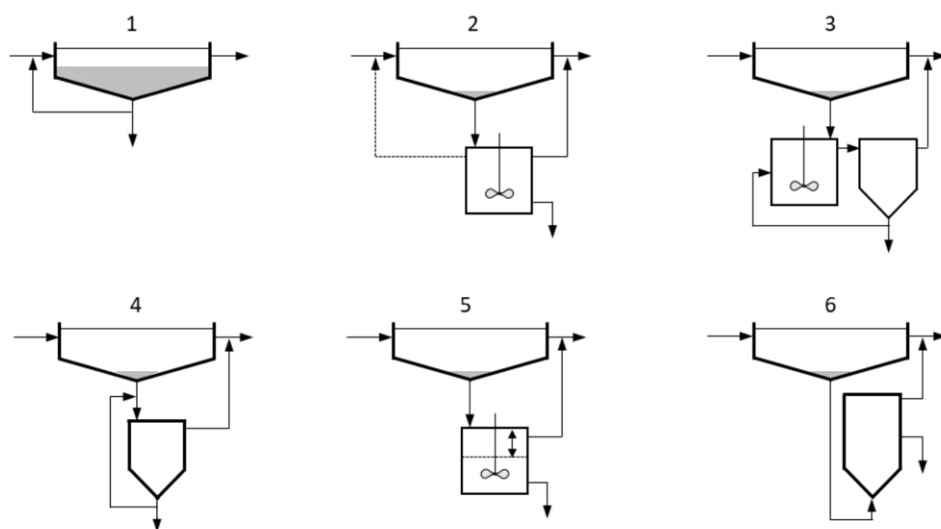
Hydrolyt och fermentering av filterslam är ett ännu relativt outforskat område. Mer studier krävs för att fastställa vilka de optimala driftbetingelserna är beroende på filterslammets sammansättning. Undersökningarna har nästan uteslutande skett vid mesofila förhållanden vilket gör att fler studier behövs vid de lägre temperaturer som är aktuella utan uppvärmning vid svenska ARV.

3.5 Processkonfigurationer

Hydrolyt och fermentering av primärslam kan ske enligt olika processkonfigurationer där några exempel visas i Figur 3.2.

Den enklaste processkonfigurationen är den som kallas "in-line" hydrolyt eller *aktiv primärtank* (APT). Denna process bygger på att hydrolyt och fermentering sker i primärsedimenteringen (Barajas *et al.*, 2002; Barnard, 1984; Wedi, 1992). Genom att uttaget av sedimenterat slam sker med tillräckligt lågt flöde, ansamlas slam i sedimenteringen där nedbrytning sker. Vanligen pumpas sedan en del av det fermenterade slammet upp från slamfickan till ytan av sedimenteringen så att producerad VFA kan följa med huvudströmmen av avloppsvattnet medan slammet återigen separeras genom sedimentering.

Fördelen med in-line hydrolyt är att processen enkelt kan implementeras i en försedimentering med endast en extra pump. En nackdel är att den reaktiva volymen inte är omörd vilket förhindrar övervakning och styrning och samtidigt innebär att volymen eventuellt inte utnyttjas fullt ut. En annan nackdel är att för att processen ska bli effektiv, behöver slamnivån tillåtas höjas väsentligt. Det kan då påverka sedimenteringens effektivitet så att avskiljningen av inkommande suspenderat material försämras (Bouzas *et al.*, 2007). Eftersom denna typ av process sker i huvudströmmen påverkas den av variationer i inkommande flöde. Med APT är det viktigt att bassängen är tillräckligt djup för att rymma slamtäcket utan att riskera försämrad avskiljning vid högflöden.



Figur 3.2
Processkonfigurationer för hydrolyt och fermentering av primärslam: aktiv primärtank (1), kontinuerlig omblandad reaktor (2), kontaktprocess (3), statisk reaktor (4), sekventiell satsreaktor (5) och uppflödesreaktor (6).

Alternativt kan hydrolyt och fermentering ske i en sidostöm, med ett delflöde som utgörs av primärslammet som tas ut från försedimenteringen. Då förs primärslammet till en reaktor särskilt avsedd för hydrolyt och fermentering. Det kan också vara ett delflöde av primärslammet som leds till reaktorn. En sidostömsprocess kräver en extra reaktorvolym men i gengäld blir förhållandena mer välkontrollerade, och med en egen sedimentering elimineras risken att försämra försedimenteringens funktion. Vid jämförelse har en sidostömsprocess därför lett till högre VFA-tillskott i avloppsvattnet

än en in-line-process (Bouzas *et al.*, 2007). Processlösningen i sidoströmmen kan, i sin tur, vara enligt flera olika varianter:

Kontinuerlig omblandad reaktor. Primärslam matas in kontinuerligt och reaktorn är helt omblandad med till exempel en mekanisk omrörare (Eastman & Ferguson, 1981). Fermentatet kan antingen ledas direkt till den biologiska behandlingen eller tillbaka till försedimenteringen för att avskilja suspenderat material.

Kontaktprocess. En omblandad reaktor kan också ha en dedikerad slamavskiljning i form av en egen sedimentering/förtjockare (Banerjee *et al.*, 1998) eller membran (Kim & Somiya, 2001). På så sätt kan SRT och HRT regleras separat. Förtjockaren belastas med 4–6 kg SS/m²/h (Tchobanoglous *et al.*, 2014).

Statisk reaktor. En icke omblandad reaktor kan också användas till exempel i form av en förtjockare som tar emot primärslam kontinuerligt och recirkulerar denna (Lötter & Pitman, 1992; Teichgräber, 2000). Förtjockaren belastas med 0,8–1,7 kg SS/m²/h (Tchobanoglous *et al.*, 2014).

Sekventiell satsreaktor (SBR, "sequencing batch reactor"). Reaktorn drivs i cykler som består av flera faser. Exempelvis kan först inmatning av primärslam ske, följt av omblandning under en tid för att sedan följas av sedimentering (utan omrörning) och utpumpning av klarfas. Med denna konfiguration kan SRT och HRT regleras separat med en volym (Gonzalez-Barcelo & Gonzalez-Martinez, 2006).

Uppflödesreaktor (UASB, "upflow anaerobic sludge blanket"). Inkommande slam pumpas underifrån i reaktorn och samtidigt som substratet långsamt flödar uppåt sedimenterar det suspenderade materialet så att det kan avskiljas (Banerjee *et al.*, 1998; Elefsiniotis & Oldham, 1994b). Då och då behöver en del av slamtäckets tas ut för att undvika alltför hög SRT.

3.6 Erfarenheter från fullskaleanläggningar

3.6.1 Processdesign och prestanda

Det finns ett antal anläggningar för hydrolys och fermentering av primärslam i fullskala. Dessa har till stor del byggts från 1990-talet och framåt, i takt med ökade krav på N- och P-avskiljning. Dock designades en primärslamhydrolys vid Kelowna ARV i Kanada redan 1978 (Jenkins & Wanner, 2014) vilken sedan har optimerats och förbättrats under åren (Stevens *et al.*, 2002).

Enligt publicerad information är de processer som använts i dessa anläggningar:

- APT
- Sidoströmsprocess med omblandad reaktor.
- Sidoströmsprocess med omblandad reaktor och egen sedimentering.
- Sidoströmsprocess med statisk reaktor.
- Uppflödesreaktor.

På Öresundsverket i Helsingborg har hydrolys och fermentering med APT tillämpats sedan 1990-talet. En uppföljning 1995–96 visade att koncentrationen av VFA ökade med 10–60 mg/l ättiksyraekvivalenter jämfört med 20 mg/l i inkommande avloppsvatten (Tykesson *et al.*, 2005). Detta har varit en viktig faktor för väl fungerande biologisk fosforavskiljning på verket. Lägre VFA-produktion uppnåddes i samband med höga flöden vilket delvis berodde på förlust av slam från försedimenteringen (Tykesson *et*

al., 2005) vilket illustrerar en begränsning med APT. Det har vidare konstaterats att om behov finns, skulle en mer långtgående VFA-produktion kunna åstadkommas i en sidoströmprocess (Christensson *et al.*, 1998).

Vid Klagshamn ARV i Malmö utvärderades APT under sommaren 2010 genom att minska flödet för uttag av överskottsslam och installera recirkulation av fermenterat slam (Hey *et al.*, 2012). Koncentrationen av VFA ökade till 43 mg COD/l jämfört med ca 20 mg COD/l i en parallell linje utan APT. Detta uppskattades i sin tur kunna leda till halverad förbrukning av etanol för efterdenitrifikation. Ingen frisättning av ammonium observerades.

Vid Schermbeck ARV i Tyskland övergavs APT efter driftproblem till förmån för en sidoströmprocess (Teichgräber, 2000). Förändrad konsistens på det fermenterade primärslammet gjorde att det fastnade i slamfickan och blev svårt att recirkulera. Slamflykt, försämrad avskiljning och frisättning av fosfor var ytterligare orsaker. Istället installerades en sidoströmsprocess med statisk reaktor (förtjockare) med recirkulation vilken förbättrade fosforavskiljningen väsentligt (Teichgräber, 2000).

En uppföljning av åtta anläggningar i Australien och Kanada, varav två APT och sex sidoström, ledde till följande huvudsakliga slutsatser (von Münch & Koch, 1999):

- De driftbetingelser som tillämpades i anläggningarna var:
 - SRT mellan 2 och 14 dygn.
 - HRT mellan 6 och 42 timmar.
 - pH från 5 till 6,5.
 - TS från 1 till 5,8 % i sidoströmsprocesser och upp till 12 % i APT.
- Koncentrationen av VFA i avloppsvattnet ökade med 7–49 mg COD/l efter tillsats av fermentatet. Detta motsvarade 2–10 % av inkommande COD till verken.
- Den volymetriska VFA-produktionshastigheten var mellan 14 och 28 mg COD/l/h för sidoströmsprocesser vilket tyder på att de hade snarlik effektivitet trots olika processer (omblandad reaktor med/utan egen sedimentering och statisk reaktor).

Med sidoströmsprocesserna vid Lundtofte och Viby ARV i Danmark har 16 respektive 9 % utbyte av VFA och förbättrad P-avskiljning rapporterats (Andreasen *et al.*, 1997). Det fermenterade slammet avskildes med trumförtjockare och den uppnådda TS-halten 8 % innebar att ca 20 % av den producerade VFA:n följde med slammet och inte kom P- och N-avskiljningen till del.

Vid Noosa ARV i Australien används en ombyggd försedimentering för primärslamhydrolys i sidoströmmen (Thomas *et al.*, 2003). Även om VFA-koncentrationen ökas på detta sätt har det även krävts dosering av extern kolkälla (melass) för att uppnå tillräcklig biologisk fosforavskiljning (Thomas, 2008). En bidragande orsak verkar vara konkurrens med P-avskiljningen från glykogen-ackumulerande organismer.

Vid Penticton ARV i Kanada installerades 1990 en sidoströmsprocess med omblandad reaktor där fermentatet leds tillbaka till inkommande till försedimenteringen. På så sätt används försedimenteringen i huvudströmmen för att avskilja slam och styra SRT. Detta förfarande har sedan dess inte varit vanligt utan det har oftare installerats en egen sedimentering för fermenterat slam, ifall slamavskiljning tillämpats (von Münch & Koch, 1999).

För övriga processutformningar, såsom SBR och uppflödesreaktor, finns mindre information publicerad. Dock ska en välfungerande uppflödesreaktor finnas vid Douglas L. Smith Middle Basin ARV i Kanada (Jenkins & Wanner, 2014).

3.6.2 Drifterfarenheter

Driften av anläggningar har bekräftat att kontroll av SRT är en viktig faktor för att styra processen på ett bra sätt (Stevens *et al.*, 2002; von Münch & Koch, 1999). Studierna från fullskalor bekräftar att VFA-produktionen varierar med temperaturen (Teichgräber,

2000) men de insamlade dataunderlagen är i regel för begränsade tidsperioder. Det saknas detaljerade studier kring hur mycket VFA som produceras under hela året. Det är däremot tydligt hur primärslamhydrolys i många fall har förbättrat närsaltavskiljningen, i synnerhet biologisk P-avskiljning, och i synnerhet i regioner med låga temperaturer där de spontana omvandlingsprocesserna i ledningsnäten sker långsamt.

Erfarenheter från Lippeverband i Tyskland visar med tydlighet hur viktigt det är att beakta gassäkerhet för dessa processer. De första reaktorerna byggdes övertäckta utan uppsamling och hantering av producerad gas. På detta sätt kunde metan, vätgas och svavelväte ansamlas tills en kraftig explosion 1997 skedde vid Bottrop ARV (Teichgräber, 2000). Även om produktionen av dessa gaser är låg, kan de över tiden ackumuleras i reaktorns ovandel och orsaka risker för både hälsa och säkerhet. Det krävs uppsamling och antingen separat rening av gasen eller inblåsning till anläggningens luftade reaktorer. Till vissa hydrolysreaktorer blåses luft in, till exempel två gånger per dag, för att minska risken för metanbildning (von Münch & Koch, 1999).

Vid flera anläggningar har korrosion av material skett på grund av den aggressiva miljön som uppstår med lågt pH och svavelväte. Vid Penticton ARV upptäcktes efter fyra års drift att betongen var anfränt och behövde repareras (von Münch & Koch, 1999). Bassängens insida försågs med en beläggning av syratålig polymer. Vid Kelowna ARV korroderade reaktorns glasfibertak efter två år (von Münch & Koch, 1999).

Problem med odör har observerats vid flera anläggningar (Skalsky & Daigger, 1995; von Münch & Koch, 1999) och kan, utöver VFA, vara orsakat av svavelreduktion. Vid de danska verken noterades dock att inga problem med odör uppstod, även om ingen fällning med järn tillämpades (Andreasen *et al.*, 1997). Risken för odörproblem kan sannolikt minimeras med rätt uppsamling och hantering av gaser från processen.

Skumbildning har rapporterats vid några anläggningar vilket har avhjälpits genom sänkt SRT, sprayning av skumlagret med vatten eller ytskrapor (Stevens *et al.*, 2002; von Münch & Koch, 1999).

En annan driftutmaning som uppstått är att det fermenterade slammet efter sedimentering (i huvud- eller sidoström) blir alltför koncentrerat och därmed svårt att pumpa. Hög slamhalt kan också göra att uttaget av slam inte blir representativt utan ett ”hål” med utflödande slam uppstår, medan resten av slammet däromkring blir kvar i sedimenteringstanken eller förtjockaren. Detta kan ofta undvikas med rätt utformning av skrapor och konad bassängdel.

4 Metoder

Baserat på tidigare forskning och tillämpning (Kapitel 2 och 3) identifierades en potential för förbehandling med en kombination av förfiltrering och hydrolys och fermentering av det avskilda primärslammet. En sådan förbehandling förväntades kunna vara kompakt (hög volymetrisk produktivitet) och möjliggöra en effektiv efterföljande biologisk rening genom tillsats av lättillgänglig kolkälla samt en ökad produktion av biogas genom hög avskiljning av inkommande partiklar.

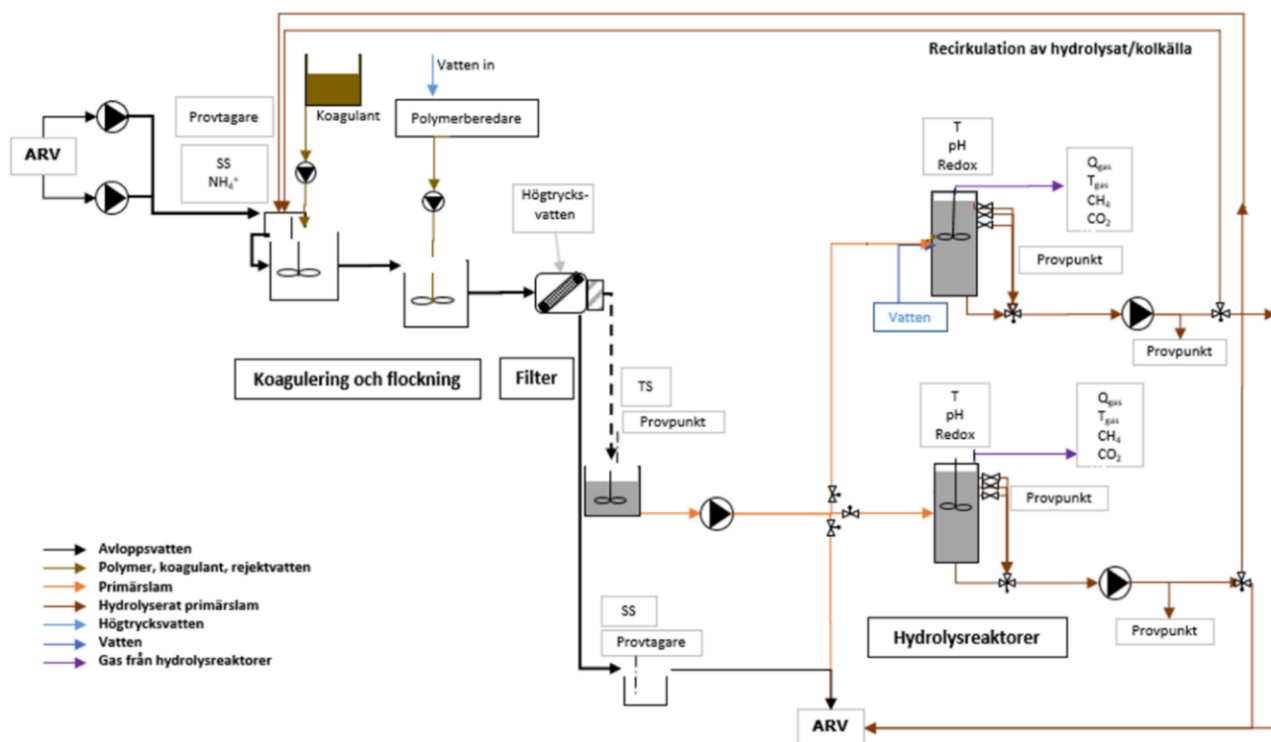
Denna förbehandling har dock inte tidigare testats. För att utvärdera processkombinationen utfördes därför pilotförsök vid Källby ARV i Lund. En pilotanläggning med ett roterande bandfilter och två parallella reaktorer för hydrolys och fermentering uppfördes och övervakades under två års drift. Syftena var att bedöma:

- Reproducerbarheten för prestandan i form av VFA-produktion, pH med mera när de två reaktorerna drevs under samma driftförhållanden.
- Påverkan av omgivningstemperatur, till följd av årstidsvariationen under året, på produktion av lättillgänglig kolkälla, frisättning av närsalter och den mikrobiella sammansättningen.
- Påverkan av reaktorernas belastning (uppehållstid) på prestandan och produktiviteten för produktion av VFA.

Utöver den kontinuerliga driften av pilotanläggningen genomfördes satsvisa försök i labbskala för att undersöka det förbehandlade vattnets potential för biologisk kväve- och fosforavskiljning. Potentialen för att producera metan från det avskilda slammet undersöktes också i satsförsök och jämfördes med primärslam från försedimentering. Vidare karakteriserades storleksfördelningen för det suspenderade materialet i avloppsvattnet och den mikrobiella sammansättningen i reaktorerna.

4.1 Pilotanläggningen

Pilotanläggningen uppfördes vid Källby ARV i Lund (VA SYD) enligt flödesschemat i Figur 4.1 och fotografierna i Figur 4.2. Avloppsvatten pumpades från inkommande kanal efter grovrensning med hållplåtgaller (Huber, 6 mm) till anläggningen med två dränkbara centrifugalpumpar för redundans. Polymer doserades från en polymerberedare (Polymore mini). Vattnet passerade två omblandade volymer för koagulering och flockning om vardera 0,8 m³ och därefter ett roterande bandfilter (Salsnes Filter, SF1000) med en silduk med porstorlek 350 µm. Tryckluft användes för att avlägsna slam från filtret. Bandfiltret drevs med slamskrub men utan den tillhörande enheten för avvattning eftersom det hade lett till alltför hög TS-halt. Slammet från filtret samlades upp i en slamtank med variabel arbetsvolym mellan 0,15 och 0,38 m³. Från slamtanken pumpades slammet i till de två parallella reaktorerna för hydrolys och fermentering, vardera med arbetsvolymen 1,5–2,5 m³. Reaktorerna var placerade utomhus, övertäckta för uppsamling av producerad gas, isolerade och utrustade med omrörare. Stålrören för slam var isolerade och utrustade med värmekabel för att undvika frysning vintertid. Utgående slam kunde antingen ledas till anläggningens utgående vatten eller recirkuleras tillbaka till inkommande vatten vid den första volymen för koagulering och flockning.



Figur 4.1

Flödeschema för pilotanläggning med förfiltrering och primärslamhydrolys.



Figur 4.2

Roterande bandfilter och volymer för koagulering och flockning (vänster) och de två hydrolysreaktorerna (höger).

4.2 Driftförhållanden

Det inkommande flödet till pilotanläggningen var proportionellt mot inkommande flöde till Källby ARV, men minst 8 och max 18 m³/h. Doseringen av polymer kunde styras baserat på SS-belastningen via online mätning. Katjonisk polymer (Superfloc 6260, Kemira Kemi) med koncentrationen 0,1–0,2 % tillsattes till inkommande ledning till den första flockningsvolymen. Doseringen skedde dels flödesproportionerligt med 1,1–2,0 g polymer/m³ och dels baserat på SS-belastningen med 5–7 g/g SS. Detta resulterade i en genomsnittlig dos polymer på 3,2 g/m³.

Bandfiltret drevs med en hastighet som styrdes mot ett konstant börvärde för vattennivån på 210–240 mm. Högtrycksspolning av filtret utfördes automatiskt 2–3 gånger/dygn. Ingen rengöring med kemikalier utfördes.

Uppehållstiden i slamtanken för uppsamling av filterslam var $0,31 \pm 0,08$ d. Därifrån matades slam in till reaktorerna 4 till 6 gånger per dygn med volymer avvägda för att uppnå önskade uppehållstider (RT, ”retention time”). Under den första tiden drevs båda reaktorer med uppehållstiden 5 dygn (Tabell 4.1). Därefter bibehölls reaktor 1 (R1) vid 5 d medan uppehållstiden i reaktor 2 (R2) sänktes till först 3 d och sedan till 2 d för att undersöka påverkan av belastning. Under det andra årets drift tillämpades återcirkulering av fermenterat slam till filtret. Under denna period varierades också den HRT och uppehållstiden för slammet (SRT) oberoende av varandra vilket var möjligt genom slamavskiljningen.

Bandfiltret styrdes av en lokal PLC medan resten av anläggningen hade automation implementerad i styrsystemet för Källby ARV.

Period	R1	R2	Övrigt
Juli 2020 – februari 2021	RT: 5 d	RT: 5 d	Utan återcirkulering
Mars 2021 – maj 2021	RT: 5 d	RT: 3 d	Utan återcirkulering
Maj 2021 – juli 2021	RT: 5 d	RT: 2 d	Utan återcirkulering
November 2021	RT: 3 d	RT: 3 d	Utan återcirkulering
December 2021 – maj 2022	HRT: 3, 4 och 5 d SRT: 3, 5, 6, 7, 8 och 9 d		Med återcirkulering

4.3 Provtagning och givare

För inkommande och utgående vatten från anläggningen togs flödesproportionella dygnsprover 2–3 gånger per vecka på varierande veckodagar. För slam togs stickprover två gånger per vecka på varierande veckodagar från R1, R2 och slamtanken.

Flödesmätare fanns för inkommande vatten, inkommande slam till R1 och R2 och utgående slam från R1 och R2. Online mätare för SS (VisoLid, WTW) fanns i en mindre volym före flockning och för utgående vatten från filtret. I R1 och R2 fanns givare för temperatur, pH och redox (Endress+Hauser). Uppsamlad gas från R1 och R2 mättes med flödesmätare (Itron) och leddes till en analysator (PPM Industrial) för mätning av temperatur och halter av koldioxid och metan.

Prover från två perioder har exkluderats på grund av driftproblem. Detta gällde en del av december 2020 när reaktorerna värmdes oavsiktligt och därför inte hade omgivningstemperatur, samt två veckor under februari 2021 när temperaturen var ovanligt låg och vatten frös i ledningarna trots isolering och värmekabel.

4.4 Satsförsök

Det förbehandlade vattnets potential för biologisk kväve- och fosforavskiljning undersöktes med satsvisa försök enligt en separat beskrivning av Sahlin (2021). Det inkommande avloppsvattnet, filtrerat vatten, filtrerat vatten med tillsats av fermenterat slam och syntetiska VFA:er användes som kolkälla. Nitrat tillsattes och hastigheten och omfattningen för nitratupptaget analyserades. Biologisk fosforavskiljning undersöktes under anaeroba förhållanden genom analys av fosforsläppet. Aktivt slam från Källby ARV användes vid försöken.

Potentialen för att producera metan från det avskilda slammet undersöktes med satsförsök i en fristående undersökning (Blom, 2022). Två automatiska testsystem för metanpotential (AMPTS II, Bioprocess Control) användes. I dessa tillsattes olika

Tabell 4.1

Försöksbetingelser i de olika perioderna.

substrat för jämförelse såsom primärslam från försedimentering och primärslam från filtret och behandlades under anaeroba förhållanden. Termofil ymp från Källby ARV och mesofil ymp från Sjölunda ARV användes. Sedan tidigare etablerad metodik tillämpades (Angelidaki et al., 2009) med fler detaljer enligt Blom (2022).

4.5 Mikrobiell karaktärisering

Den mikrobiella sammansättningen i slamtanken, R1 och R2 karakteriserades med hjälp av amplikonsekvensering. DNA från proverna extraherades och den utvalda genen för 16S rRNA amplifierades därefter med PCR ("polymerase chain reaction"). Därefter renades PCR-produkterna och sekvenserades med djupsekvensering baserad på Illumina MiSeq plattformen. Varje unik DNA-sekvens i ett prov anges som en så kallad "amplicon sequence variant", förkortat ASV, och motsvarar en viss mikroorganism. Identiteten för varje ASV bestäms genom körningar mot stora databaser. De tillvägagångssätt, program och metoder som användes beskrivs i en separat publikation (Modin *et al.*, 2020).

4.6 Analysmetoder

TS och VS analyserades genom behandling av proverna vid 105 °C respektive 550 °C enligt Svensk Standard SS028113. COD analyserades spektrofotometriskt med testkvetter (LCK114, Hach). Prover för analys av löst COD och individuella VFA:er centrifugerades först (5000 rpm, 5min) och filtrerades genom glasfiberfilter med porstorlek 1,6 µm (Munkell MGA) för att slutligen filtreras med membranfilter med porstorlek 0,45 µm (Sartorius Minisart RC 25). pH mättes med elektrod (Metrohm/Xylem).

Karakterisering av storleksfördelningen för suspenderad COD utfördes genom filtrering genom filter med olika porstorlekar från 0,1 till 60 µm. En detaljerad beskrivning av metoden återfinns i annan publikation (Tebini, 2020).

Koncentrationen av total VFA mättes dels som ättiksyraekvivalenter (HAc-ekv) med fempunktstitrering (Ibrahim *et al.*, 2014) som också gav total alkalinitet och dels som summan av individuella VFA:er analyserade med gaskromatografi (GC) eller högupplösande vätskekromatografi (HPLC).

Prover för analys av ammoniumkväve och fosfat filtrerades genom glasfiberfilter (Munkell MGA, porstorlek 1,6 µm). Fosfatfosfor och totalfosfor analyserades spektrofotometriskt (PerkinElmer Lambda 35) liksom ammoniumkväve (LCK304, Hach). Analysen utfördes enligt SS-EN ISO 6878:2005 med följande undantag: Koncentrationen av H₂SO₄ var 4 M och provvolymen var 20 ml. Kjeldahl-kväve i slam analyserades enligt SS-EN 16169:2012 med en Kjeltec 8420 och mjukvaran Compass 2.2 (Foss Analytical).

Inför analys av individuella VFA:er med GC eller HPLC blandades 900 µl filtrerat prov (enligt ovan) med 100 µl fosforsyra med koncentrationen 10 vikt-%. GC:n (Agilent 6850) var utrustad med en Agilent kolonn (0,53 µm) och tillhörande mjukvara. Kväve användes som bärargas och flamjonisationsdetektorn försörjdes med vätgas. HPLC:n hade en InfinityLab Poroshell 120 EC-C18 kolonn (Agilent) som hölls vid 60 °C och eluerades med 0,1 vikt-% fosforsyra vid flödet 0,7 ml/h. Vid varje analys injicerades 20 µl prov. Kvantifiering gjordes baserat på signalen vid 210 nm från en variabel våglängds-detektor med mjukvaran OpenLAB (Agilent). Kalibrering skedde mot en kommersiell standardlösning (Volatile Free Acid Mix, Merck) för både GC och HPLC.

Sammansättningen av slam analyserades av externt labb (Eurofins) med avseende på protein baserat på Kjeldahlkväve (EN 13342) och fett (NMKL 160 mod.). Utifrån dessa värden beräknades andelen kolhydrater enligt SLVFS 1993:21.

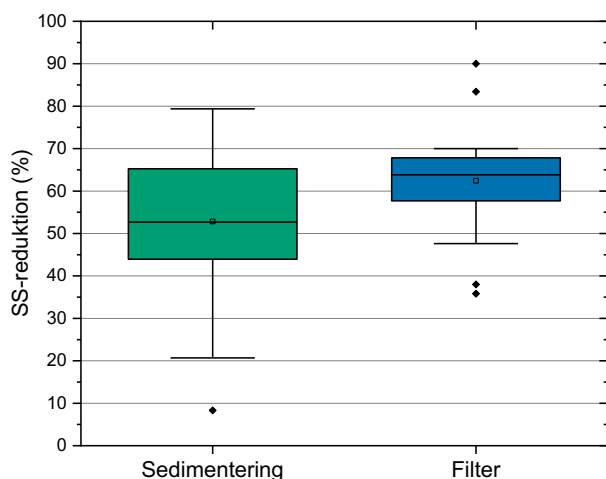
5 Resultat

5.1 Förfiltrering

Under det första årets drift var den genomsnittliga belastningen till anläggningen $254 \pm 68 \text{ m}^3/\text{d}$ med en koncentration av SS på $242 \pm 64 \text{ mg/l}$ och av COD på $528 \pm 111 \text{ mg/l}$. Den hydrauliska belastningen på filtret var $47 \pm 11 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$ och belastningen av SS var 2-17 kg SS/m²/h och i genomsnitt $12 \pm 3 \text{ kg SS/m}^2/\text{h}$.

Doseringen av polymer var $3,2 \pm 1,0 \text{ g/m}^3$ vilket motsvarade $15 \pm 10 \text{ g/kg SS}$. Den katjoniska polymeren som användes för pilotförsöken (Superfloc 6260) valdes på grund av att den resulterade i stabila flockar. Flera andra polymerer testades i laboratorieskala och uppvisade där liknande resultat. Men vid drift med bandfiltret var flockarna som uppstod med dessa polymerer inte tillräckligt starka för att stå emot de skjuvkrafter och det tryck som uppstod i filtret.

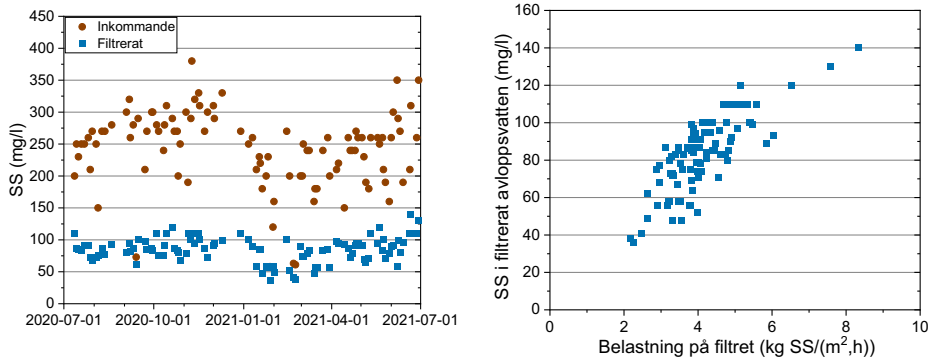
Avskiljningen av SS över filtret var $64 \pm 10 \%$ och COD-avskiljningen var $44 \pm 9 \%$. Kväve och fosfor avskildes till $8,5 \pm 7,8 \%$ respektive $18,2 \pm 8,2 \%$. Som förväntat observerades ingen förändring av ammoniumhalten över filtret. Däremot minskade koncentrationen av VFA ($p = 0,003$) något från i genomsnitt 23,8 till 20,1 mg HAc-ekv/l. I jämförelse med försedimenteringen på Källby ARV, uppnåddes högre och jämnare avskiljning av SS i filtret (Figur 5.1) under perioden 2021-04-13 till 2021-09-28.



Figur 5.1

Jämförelse av SS-avskiljning mellan försedimenteringen på Källby ARV och pilotanläggningen med förfiltrering och polymertillsats.

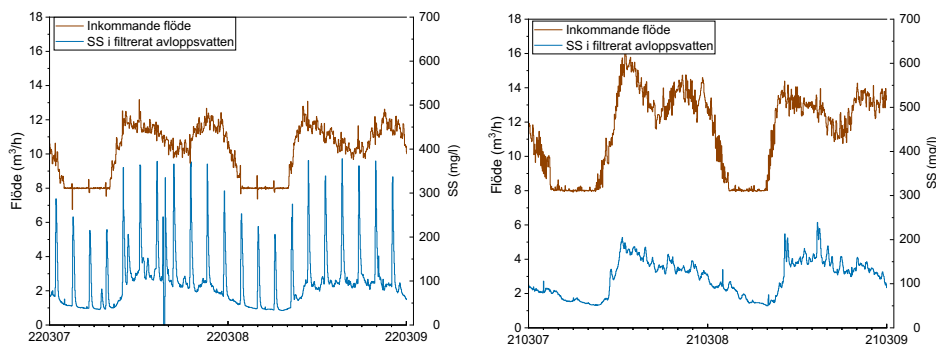
Medan inkommande koncentration av SS varierade kraftigt, var utgående halt betydligt mer stabil omkring i genomsnitt $84 \pm 20 \text{ mg/l}$ (Figur 5.2). Koncentrationen av SS i det filtrerade vattnet var starkt beroende av SS-belastningen (Figur 5.2). Vid högt flöde under regnväder blev både inkommande och utgående SS-halter lägre. Å andra sidan kan hög inkommande koncentration av SS bidra till högre avskiljning (Avsnitt 2.2.1). Däremot fanns inga tydliga samband mellan utgående SS-halt och den volymetriska belastningen respektive utgående SS-halt och polymerdosen. Avskiljningen påverkades inte heller av vilken vattennivå som tillämpades före filtret i området 200–230 mm.



Figur 5.2

Inkommande och utgående halter av SS (vänster) och utgående SS-halt som funktion av belastningen på filtret relativt sildsarean.

Utöver variationen mellan dygn varierade både flödet och SS-halten kraftigt över dygnet. Några exempel på detta ges i Figur 5.3 där onlinedata för flödet och utgående SS-halt visas under normal drift och drift med recirkulation av fermenterat slam.



Figur 5.3

Flöde och utgående koncentration av SS från filtret baserat på online givardata under perioden utan återcirkulering (vänster) och med återcirkulering (höger).

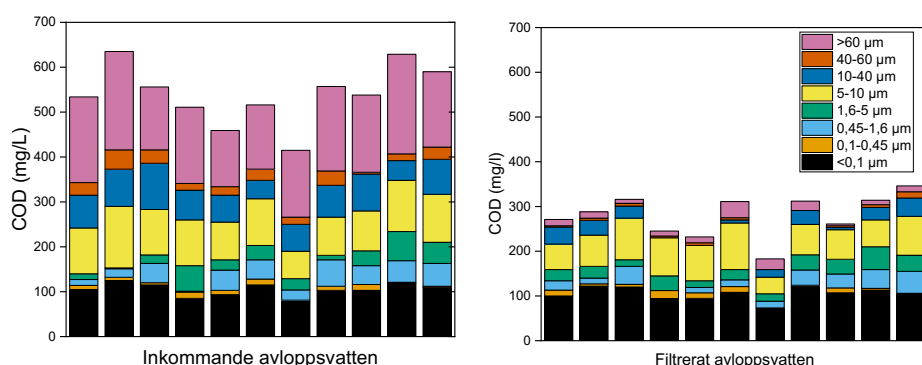
Förhållandet mellan COD efter filtrering med porstorlek 1,6 μm och total COD för det inkommande vattnet var 0,28 g/g vilket är betydligt lägre än de högst 0,4 g/g som angetts som rekommendation för att ett avloppsvatten ska vara lämpligt för förfiltrering (Rusten & Ødegaard, 2006). COD efter grovfiltrering med porstorlek 18,5 μm utgjorde $56 \pm 9\%$ av total COD vilket var liknande vad som uppmätts för avloppsvatten i Norge (Razafimanantsoa *et al.*, 2014). Ytterligare detaljer kring avloppsvattnets sammansättning före och efter filtrering ges i Tabell 5.1.

Parameter	Enhet	Antal prover	Inkommande	Efter filtrering
SS	mg/l	102	242 ± 60	84 ± 20
VSS	mg/l	102	224 ± 56	79 ± 19
COD total	mg/l	102	528 ± 110	290 ± 52
COD, grovfiltrerad (18,5 µm)	mg/l	99	225 ± 42	207 ± 39
COD, filtrerad (1,6 µm)	mg/l	30	146 ± 29	140 ± 26
Ammoniumkväve	mg/l	102	39,0 ± 7,1	38,5 ± 7,7
Totalkväve	mg/kg TS	103	55,7 ± 9,6	50,8 ± 8,9
Totalfosfor	mg/l	102	6,7 ± 1,3	5,4 ± 1,0
VFA	mg HAc-ekv/L	77	23,8 ± 15,8	20,1 ± 10,0
COD/NH ₄ ⁺ -N-kvot	g COD/gNH ₄ ⁺ -N	100	13,7 ± 2,2	7,7 ± 2,0
SS-avskiljning	% av SS	102	-	63,5 ± 10,2
COD-avskiljning	% av COD	101	-	44,1 ± 8,9
Kväveavskiljning	% av N	102	-	8,5 ± 7,8
Fosforavskiljning	% av P	101	-	18,2 ± 8,2

Det inkommande och filtrerade avloppsvattnet karaktäriserades regelbundet med avseende på storleksfördelningen för det suspenderade materialet. De relativa storleksfördelningarna för både inkommande och utgående vatten var tämligen stabila under den ettåriga mätperioden (Figur 5.4). Vid dessa mätningar var COD-avskiljningen $48 \pm 5 \%$ vilket var snarlikt den genomsnittliga avskiljningen (Tabell 5.1).

Avskiljningen av partiklar $>40 \mu\text{m}$ var 92 % eller mer och avskiljningen av partiklar $>10 \mu\text{m}$ var 87 % eller mer. För partiklar mindre än $10 \mu\text{m}$ var avskiljningsgraden lägre (60–70 %). Det var alltså framförallt partiklar $>10 \mu\text{m}$ som avskildes effektivt vid filtreringen medan avskiljningen av mindre partiklar var begränsad. Med tanke på att porstorleken i filterduken var $350 \mu\text{m}$, tyder den höga avskiljningsgraden för partiklar $10\text{--}60 \mu\text{m}$ (Figur 5.5) på att polymertillsatsen ledde till ökad partikelstorlek och/eller att filtermattan bidrog till avskiljningen. En tydlig filtermatta kunde normalt observeras på silduken.

Karakterisering av storleksfördelningen är ett användbart redskap för att bedöma vilken typ av förbehandling som är lämplig. Detta undersöktes för olika avloppsvatten i ett examensarbete under projektet (Tebini, 2020).

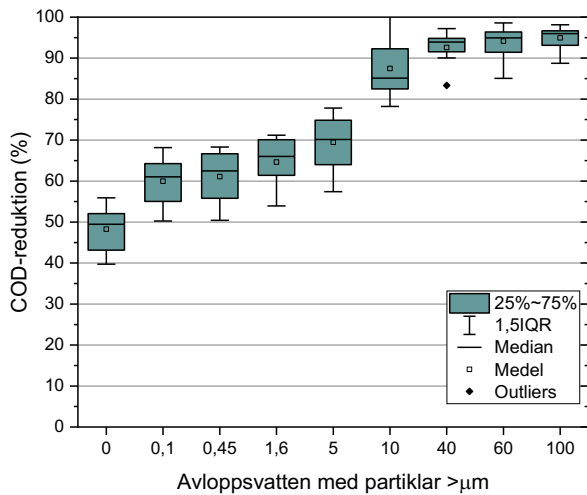


Tabell 5.1

Avloppsvattnets sammansättning före och efter filtrering samt avskiljningsgrader. Medelvärden ± standardavvikelse.

Figur 5.4

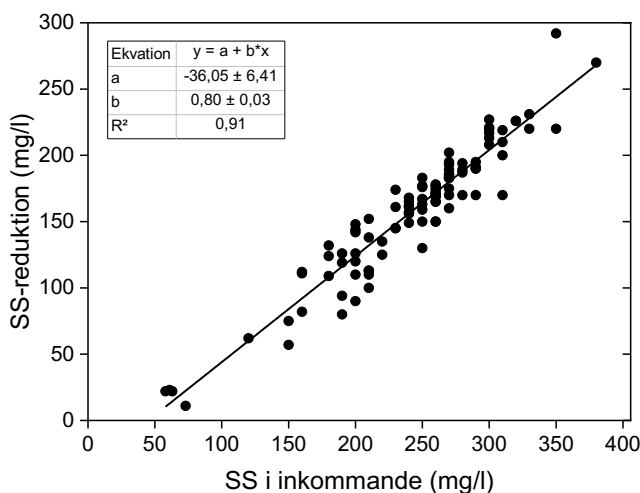
Storleksfördelning för det suspenderade materialet i inkommande (vänster) och filtrerat (höger) avloppsvatten. Varje stapel representerar ett provtagningstillfälle (samma tillfälle för inkommande och filtrerat vatten) och dessa var utspridda över ett års drift.



Figur 5.5

Avskiljning av COD för de olika storleksfraktionerna som boxplot. Boxen vid "0" representerar total (ofiltrerad) COD. IQR = Kvartilavståndet.

Det visade sig att avskiljningen av SS (i mg/l) var direkt relaterad till inkommande koncentration av SS (Figur 5.6). Denna linjära modell skiljer sig från den exponentiella modell som tidigare använts för avskiljningsgraden (%) i förhållande till inkommande koncentration (Behera *et al.*, 2018; Da Ros *et al.*, 2020). Det kan bero på att SS-belastningen vid våra försök var i den nedre delen av det intervall som tillämpades av Da Ros *et al.* (2020). Den linjära modellen gav något bättre korrelation med våra data än den exponentiella. Eftersom den dessutom är enklare ansågs den mer lämplig att använda för att beskriva filtrets avskiljning.



Figur 5.6

Avskild SS som funktion av koncentrationen i inkommande avloppsvatten.

För beskrivning av filtrets COD-avskiljning jämfördes tre modeller vilka var baserade på (1) total COD, (2) COD >1,6 µm och (3) COD >18,5 µm. COD >1,6 µm bestämdes som differensen mellan total COD och COD efter filtrering med porstorlek 1,6 µm, och COD >18,5 µm bestämdes på motsvarande sätt med porstorlek 18,5 µm. Jämförelsen baserades på parallella analyser under en period som delades upp i kalibrering 2021-04-08 till 2021-06-30 och validering 2021-07-01 till 2021-04-07.

Resultaten visade att de tre alternativa COD-parametrarna hade likvärdiga korrelationer gentemot COD-avskiljning över filtret, och likvärdiga jämfört med avskiljning av SS (Figur 5.6). Men modellen baserad på COD >18,5 µm kunde återspegla variationerna i COD-avskiljning under valideringsperioden på ett bättre sätt än modellen baserad på inkommande COD. Däremot var den genomsnittliga COD-reduktionen uppskattad baserat på inkommande COD (289 ± 37 mg/l) något närmare den uppmätta COD-reduktionen (283 ± 56 mg/l) än den som uppskattats baserat på COD >18,5 µm (307 ± 56 mg/l). Eftersom spridningen och fördelningen av värdena är viktiga för den efterföljande

biologiska behandlingen ansågs även COD >18,5 µm som en användbar parameter.

Slammet från filtret hade TS-halten $4,5 \pm 0,6$ % varav $87,5 \pm 4,4$ % utgjordes av VS. TS-halten hade kunnat ökas ytterligare genom att använda den integrerade skruvpressen (Avsnitt 2.2.4). Denna användes inte eftersom den uppnådda halten bedömdes tillräcklig för en volymseffektiv hydrolys och fermentering, och en högre halt hade försämrat möjligheterna att pumpa slammet.

Erfarenheterna från driften av filtret var att funktionen var pålitlig och robust. Inga allvarliga driftproblem eller avbrott uppstod under de två åren. Styrningen av filtrets rotationshastighet baserat på vattennivån fungerade väl för att anpassa driften efter de flödesvariationer som förekom. De begränsningar av flödet som tillämpades ledde till ett förhållande mellan maximalt och genomsnittligt flöde på 1,8, vilket är något lägre än vad som är typiskt förekommande. Det fanns dock inget som tydde på att högre flödestoppar skulle orsakat några problem, särskilt med tanke på att de vanligen sammanfaller med lägre inkommande halter.

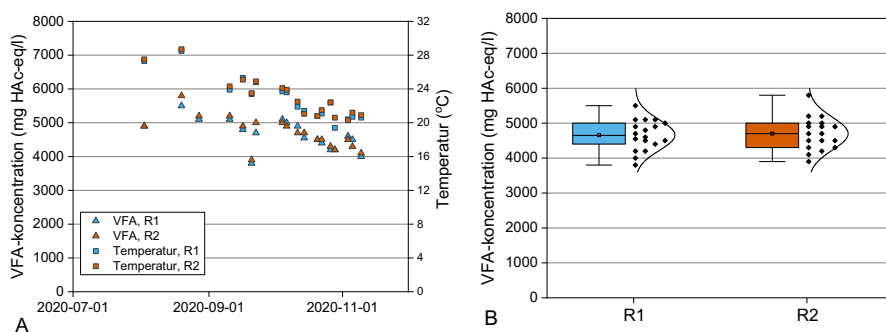
För det roterande bandfiltret tillämpas inte backspolning utan spolning genom silduken med högtryck. Den automatiska spolningen 2–3 gånger/dygn var vanligen tillräcklig för att rengöra duken och upprätthålla kapaciteten. Ingen rengöring med kemikalier behövdes, men manuell spolning av duken skedde ett fåtal tillfällen. Detta kan ha varit i samband med överdosering av polymer och/eller tillfälligt bristande funktion vid rensavskiljningen.

Koncentrationen av löst syre var typiskt omkring 2 mg/l i det filtrerade vattnet. Halten påverkas sannolikt av filtrets utformning och flödesförhållanden men behöver tas i beaktande med hänsyn till den biologiska behandlingen nedströms.

5.2 Reproducerbarhet vid parallell drift

Inledningsvis drevs de två parallella reaktorerna för hydrolys och fermentering (R1 och R2) vid samma RT 5 dygn för att verifiera att processen var reproducerbar. Skillnaderna i försöksbetingelser och prestandaparametrar var i genomsnitt mellan 0,4 och 4,5 %. En statistisk analys med parat t-test visade att det bara var 3 av de 14 parametrarna som hade ett p-värde över 0,05 och i dessa fall var skillnaden som högst 2 %.

Utbytet av VFA över R1 och R2 var $82,9 \pm 14,8$ respektive $83,9 \pm 15,1$ mg HAc-ekv/g VS. Utbytet beräknat inklusive slamtanken var 196 ± 33 respektive 196 ± 36 mg HAc-ekv/g VS. Eftersom viss hydrolys och fermentering av det allra mest lättnedbrytbara suspenderade materialet skedde redan i slamtanken, beräknades utbyten i regel inklusive detta steg. Koncentrationen av VFA sjönk i samband med att temperaturen sjönk men var snarlik i R1 och R2 (Figur 5.7). Sammansättningen av VFA var också snarlik i de båda reaktorerna med 27 ± 1 % ättiksyra (HAc), 42 ± 2 % propionsyra (HPr), 3 ± 0 % iso-smörsyra (iso-HBu), 14 ± 1 % smörsyra (HBu), 5 ± 1 % iso-valeriansyra (iso-HVal) och 9 ± 1 % valeriansyra (HVal).



Figur 5.7

Resultat vid parallell drift under samma betingelser i R1 och R2. A) Koncentration av VFA och temperatur över tiden. B) Boxplot med statistisk fördelning av VFA-koncentration.

Resultaten visar således att hydrolys och fermentering under realistiska förhållanden och med variationer i temperatur och sammansättningen av det inkommande slammet, är en reproducerbar process. Detta innebär att så länge driftbetingelserna väl kontrollerade är också resultaten förutsägbara. Denna reproducerbarhet har inte rapporterats i tidigare forskning.

Några driftproblem uppstod i samband med stopp för inkommande eller utgående slam. Dessa analystillfällen exkluderades. Det är värt att notera att störningarna orsakade av dessa driftproblem var kortvariga och reaktorernas produktivitet återuppstod omgående. Det tyder på att processen är resiliënt och robust mot störningar.

Den igensättning av rör som uppstod ett fåtal gånger bedömdes vara relaterade till att anläggningen var uppförd i en relativt liten skala. Dimensioner på rör var således liten vilket gav en ökad känslighet för igensättning. Igensättning skedde vid något tillfälle vid utebliven dosering av polymer. Detta ledde till ett mer visköst slam (Avsnitt 2.2.3 och 2.3) med högre TS-halt som lättare tenderade att orsaka igensättning. Anläggningen var inte var anpassad för att pumpa och hantera ett sådant slam producerat utan polymer, utan detta hade krävt anpassningar av utformning och/eller driftsätt. Vid något tillfälle vintertid ledde igensättning till att rören frös, trots isolering och värmekabel, vilket också kan anses vara relaterad till den mindre skalan.

De omrörare som användes i hydrolysreaktorerna drabbades mot slutet av försöksperioden av slitage på grund av obalans. Detta berodde framförallt på otillräcklig rensavskiljning på Källby ARV som gjorde att trasor och dylikt fastnade omrörarna. Omrörarna bör vara lätt åtkomliga för rengöring.

Avsevärd lukt uppstod vid hydrolys och fermentering såsom kan förväntas. Dessa processer bör ske i slutna reaktorer med uppsamling av bildade gaser, både med tanke på lukt och den metan som kan bildas (Avsnitt 5.6). Svavelväte som bildas är problematiskt ur både arbetsmiljö- och korrosionssynpunkt. Med hänsyn till arbetsmiljö krävs god ventilation även vid filtrering, koagulering och flockning. Ifall fällning med metallsalt ska tillämpas för fosforavskiljning, har järnbaserade kemikalier fördelar framför aluminiumbaserade eftersom de minskar problemen med svavelväte.

5.3 Påverkan av temperaturvariationer under ett helt år

Under det första årets drift var utgående koncentration av löst COD omkring 9,5 g/l varav i genomsnitt 77 % utgjordes av VFA. Utbytet av löst COD var i genomsnitt 244 ± 49 mg COD/g VS_{in} och av VFA 182 ± 40 mg COD/g VS_{in} (Tabell 5.2). Dessa utbyten var inom intervallet för tidigare studier med filterslam (Bahreini *et al.*, 2021) eller något högre än för tidigare studier med primärslam från sedimentering (Canziani *et al.*, 1996) vid jämförbara temperaturer. Dock saknas tidigare långtidsstudier där VFA-produktionen har rapporterats vid olika årstider, även gällande primärslam från sedimentering.

Parameter	Enhet	Antal prover	Inkommande (slamtank)	R1
T	°C	75	21,1 ± 3,1	22,2 ± 3,6
pH	-	78	5,9 ± 0,3	5,2 ± 0,1
TS	%	78	4,5 ± 0,6	3,8 ± 0,5
VS	% av TS	78	87,5 ± 4,4	87,4 ± 2,4
NH ₄ ⁺ -N	mg/l	78	126 ± 52	438 ± 72
NKj	g/kg TS	76	31,1 ± 5,1	35,5 ± 5,1
PO ₄ ³⁻ -P	mg/l	78	69 ± 27	157 ± 29
Totalfosfor	mg/l	82	329 ± 58	310 ± 50
TA		74	1 480 ± 380	3 350 ± 280
COD	g/l	82	57,2 ± 13,4	61,8 ± 16,2
SCOD	g/l	58	3,34 ± 1,35	9,48 ± 1,26
VFA-ekv	g HAc-ekv/l	78	1,22 ± 50	4,26 ± 0,59
VFA-COD	g/l	48	2,08 ± 0,86	7,16 ± 1,41
COD/VS	g COD/g VS	68	1,47 ± 0,35	1,92 ± 0,68
SCOD/COD	% av COD	51	6,3 ± 3,3	16,1 ± 4,5
SCOD/NH ₄ -N	g COD/g NH ₄ -N	58	30,0 ± 14,3	22,7 ± 4,0
VFA-COD/SCOD	%	41	65 ± 21	77 ± 18
VFA-COD/VFA-ekv	g COD/g HAc-ekv	47	1,79 ± 0,56	1,66 ± 0,18
Organisk belastning	kg VS/(m ³ d)	76	-	8,0 ± 1,4
Utbyte av SCOD	mg COD/g VS _{in}	57	-	244 ± 49
Utbyte av VFA	mg COD/g VS _{in}	47	-	182 ± 40
Produktivitet SCOD	g COD/m ³ /d	57	-	1 880 ± 280
Produktivitet VFA	g COD/m ³ /d	47	-	1 430 ± 280

Tabell 5.2

Koncentrationer i tanken för inkommande slam och reaktorn (R1) under ett års drift, samt prestandaparametrar.

Produktionen av VFA vid hydrolys och fermentering vid 5 d uppehållstid var påtagligt årstidsbunden och följde förändringar i temperaturen. I september var utgående koncentration av VFA dubbelt så hög som under februari och mars (Figur 5.8). Temperaturen i R1 och R2 var som lägst 16 °C och som högst 29 °C. Den högsta temperaturen var kortvarig och påverkad av hög lufttemperatur utomhus, vilket sannolikt inte var helt representativt för en anläggning i större skala. Även vid Källby ARVs fullskaliga anläggning är dock temperaturen i slamhanteringen normalt något högre än i inkommande vatten, så en viss uppvärmning kan förväntas i en sidoströmsprocess. Ännu lägre temperatur hade uppnåtts i februari om reaktorerna hade varit i drift i då.

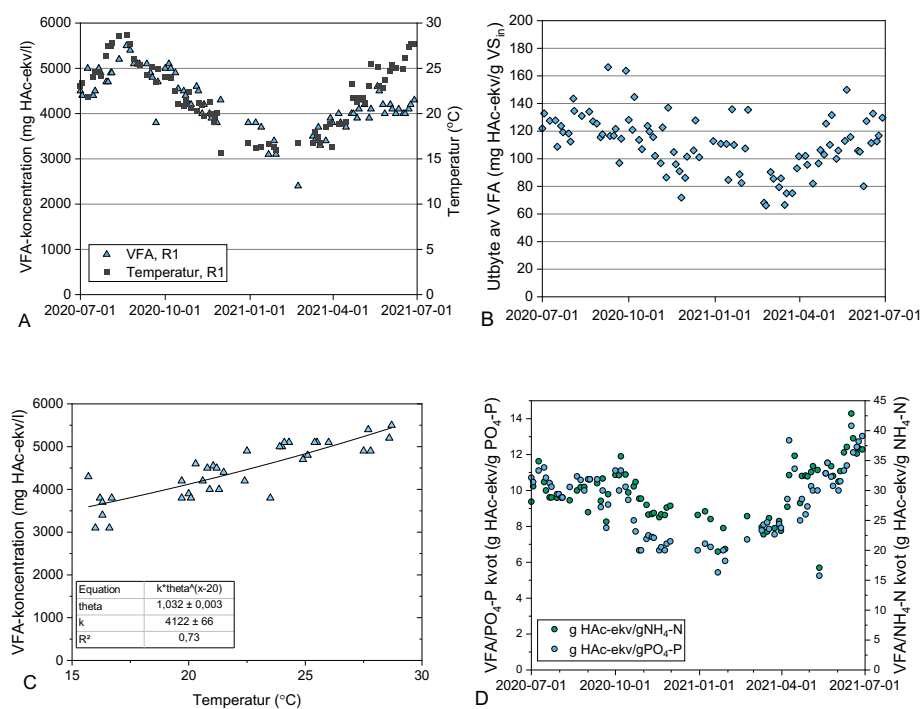
Ett tydligt samband mellan temperatur och VFA-koncentration observerades för den största delen av försöksperioden. Undantag från detta var perioden maj–juni när VFA-koncentrationen inte steg med temperaturen som förväntat. Biologiska reaktionshastigheter påverkas vanligen exponentiellt av temperaturen. Ofta används följande uttryck (1) för att beskriva det generella temperaturberoendet av reaktionshastigheten (r i g/l/d) med en temperaturkorrigeringsfaktor (θ) i förhållande till en referenstemperatur (här 20 °C):

$$r = r_{20^{\circ}\text{C}} \cdot \theta^{(T-20^{\circ}\text{C})} \quad (1)$$

När, som för vår pilotdrift, uppehållstiden och koncentrationen av inkommande slam är konstant samt inkommande koncentration av VFA är försumbar kan uttrycket även skrivas med avseende på koncentrationen av VFA (C i mg/l) såsom i ekvation 2:

$$C = C_{20^{\circ}\text{C}} \cdot \theta^{(T-20^{\circ}\text{C})} \quad (2)$$

Anpassning av VFA-koncentrationen mot temperaturen med detta uttryck och data från augusti-januari gav ett värde för θ på $1,032 \pm 0,003$ (Figur 5.8C). När data från mätningar av individuella VFA:er, som gjordes mindre frekvent, användes erhöles ett liknande θ -värde på $1,035 \pm 0,005$. Dessa värden är något lägre än de värden på 1,041 och 1,072 som är följden av de hastigheter för hydrolys respektive fermentering som angetts för vid 10 °C och 20 °C för Activated Sludge Model 2d (Henze *et al.*, 1999). Hydrolysen är normalt långsammast och därmed hastighetsbegränsande i detta temperaturområde (Batstone *et al.*, 2002). Det θ som observerats vid våra försök avser därför hydrolys. Vid satsförsök med primärslam erhöles hydrolyshastigheter vid 20 °C och 35 °C som motsvarar $\theta = 1,047$ (Ahn & Speece, 2006). Andra försök resulterade i ett temperaturberoende som motsvarar $\theta = 1,039$ (Ferrero and Soto 2003). Våra resultat och jämförelsen ovan tyder på att $\theta = 1,032$ är ett rimligt värde att förvänta för hydrolys av primärslam från filter, vilket speglar ett något lägre temperaturberoende än var som vanligen antas för aktivt slam. Resultaten tyder också på att temperaturberoendet vid hydrolys och fermentering av filterslam kan vara något lägre än för primärslam från sedimentering.

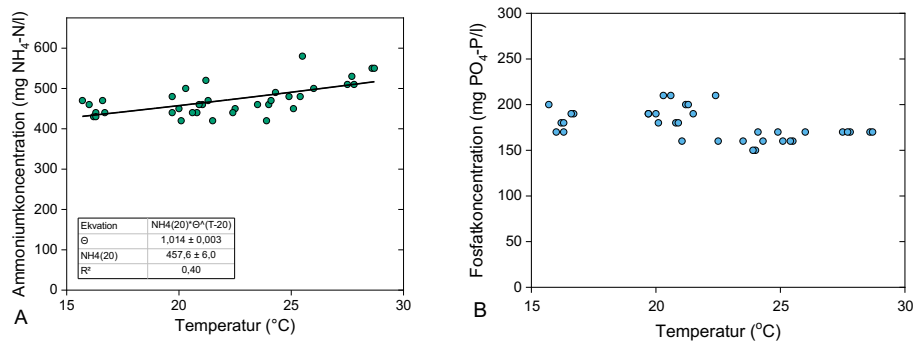


Figur 5.8

Resultat från hydrolys och fermentering i R1 vid årstidsvariationer under ett års drift vid 5 d RT. A) Koncentration av VFA och temperatur i R1. B) utbyte av VFA. C) VFA-koncentration som funktion av temperaturen under augusti-januari. D) Förhållanden VFA/PO₄³⁻-P och VFA/NH₄⁺-N under året.

Anledning till att VFA-produktionen under perioden maj-juni inte följde temperaturen på samma sätt som den övriga tiden är inte fastställd. Möjliga förklaringar till den lägre produktionen skulle kunna vara en fördröjning (lagfas) för mikroorganismerna när temperaturen steg eller att sammansättningen på inkommande slam förändrades. Det ska påpekas att det tidvis var problem med skumning i röt-kamrarna på Källby ARV, vilket ibland ledde till onormalt höga halter av suspenderat material som recirkulerades till inkommande kanal. Även om inkommande vatten till pilotanläggningen togs före denna recirkulering, strömmade vid enstaka tillfällen suspenderat material bakåt i kanalen och påverkade inkommande vatten till piloten. Detta kan ha skett under den period där VFA-produktionen avvek.

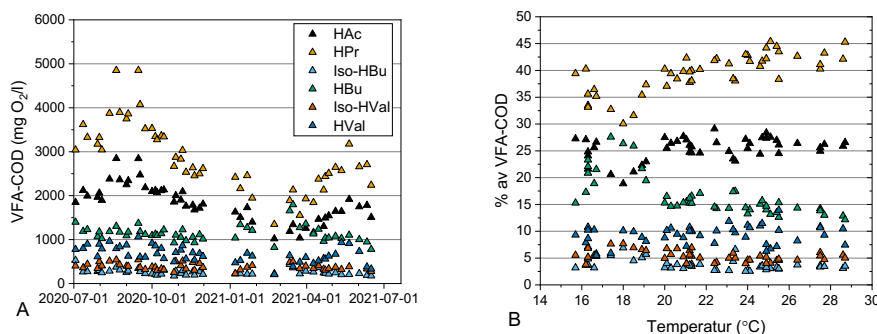
En viktig egenskap för kolkällan som ska användas för närsaltavskiljning är halterna av kväve och fosfor efter fermentering. Frisättningen av ammonium och fosfat var relativt stabil under året och mindre beroende av temperaturen än VFA-produktionen. Koncentrationen av ammonium uppvisade ett relativt svagt temperaturberoende ($\theta = 1,014$; $R^2=0,38$) (Figur 5.9). Detta kan vara relaterat till ett svagare temperaturberoende för hydrolys av protein än för hydrolys av kolhydrater. Frisättningen av fosfat minskade rent av något med temperaturen (Figur 5.9).



Figur 5.9
Koncentration av ammoniumkväve (A) och fosfat (B) som funktion av temperaturen.

Att frisättningen av kväve och fosfor var mindre temperaturberoende än VFA-produktionen ledde till att kvoterna VFA/NH_4^+-N och $VFA/PO_4^{3-}-P$ var högre under sommaren och lägre under vintern (Figur 5.8D). Detta innebär att fermentatet var mindre gynnsamt som kolkälla för biologisk kväve- och fosforavskiljning på vintern när behovet samtidigt är som störst och mer kolkälla behövs för att uppnå samma utgående halter. Samtidigt var den uppnådda kvoten 18–20 g SCOD/g NH_4^+-N vintertid och 25–30 g SCOD/g NH_4^+-N sommartid hög jämfört med de omkring 4 g SCOD/g N som vanligen anses behövas för denitrifikation (Beun *et al.*, 2000). Kvoten var också något högre än de 19 g SCOD/g NH_4^+-N som tidigare rapporterats vid fermentering av filterslam.

Även sammansättningen av VFA påverkades av variationerna i temperatur över året. Koncentrationerna av HAc och HPr varierade starkt med temperaturen medan koncentrationerna av övriga VFA (HBu, iso-HBu, HVal och iso-HVal) var relativt opåverkade (Figur 5.10). Sett till den relativa sammansättningen, ökade andelen HAc och HPr med temperaturen i intervallet 17–29 °C samtidigt som andelen HBu minskade.



Figur 5.10
A) Koncentrationer av olika VFA:er.
B) Relativ VFA-sammansättning som funktion av temperaturen.

Tidigare studier har vanligen utförts vid konstanta temperaturer vilket gör det svårt att jämföra med våra resultat. Vid tidigare studier med primärslam från sedimentering har olika effekter på VFA-sammansättningen observerats vid temperaturer mellan 10 och 55 °C (Cokgor *et al.*, 2009; Ferreiro & Soto, 2003; Huang *et al.*, 2021). Det verkar därmed inte möjligt att generalisera eftersom VFA-sammansättningen även påverkas av andra faktorer som uppehållstid, pH och slammets sammansättning.

Den relativt stabila koncentrationen av ammonium över året tyder på att hydrolys av protein påverkades mindre av temperaturen och att det framförallt var hydrolys och

fermentering av kolhydrater som varierade med temperaturen. Därmed är det troligt att det var omvandling av kolhydrater som låg bakom de observerade variationerna i VFA-sammansättning. Från proteiner produceras ofta längre VFA:er via Stickland-reaktioner (Ramsay & Pullammanappallil, 2001). Att koncentrationerna av de längre VFA:erna var relativt stabila tyder också på att nedbrytningen av proteiner var mindre påverkad av temperaturen. Produktion av HAc och HPr tillsammans från kolhydrater är särskilt energimässigt gynnsamt (Van Lier *et al.*, 2020) vilket kan förklara att produktionen av dessa VFA:er dominerade och följde liknande trender. Med tanke på att slammet innehöll mer kolhydrater (sannolikt cellulosa) än primärslam från sedimenteringen (Avsnitt 5.9), är det möjligt att den observerade känsligheten för temperatur gällande HAc- och HPr-produktion är högre för filterslam än för primärslam från sedimentering.

Omvandlingen av fett är ofta begränsad vid acidogen fermentering eftersom konsumtion av bildad vätgas av metanogena mikroorganismer behövs för att driva omvandlingen genom att skapa termodynamiskt gynnsamma förhållande (Van Lier *et al.*, 2020).

Sammansättningen av den producerade VFA:n är viktig att beakta eftersom den har betydelse för den efterföljande biologiska behandlingen. Exempelvis har HAc och HBU visat sig vara fördelaktiga för denitrifikation framför HPr (Elefsiniotis & Wareham, 2007), vilket innebär att en mer gynnsam sammansättning producerades vid lägre temperatur. Å andra sidan har HPr visat sig fördelaktig vid biologisk fosforavskiljning med höga upptagshastigheter (Moser-Engeler *et al.*, 1998).

Variationen i sammansättning innebär vidare att förhållandet mellan total VFA som COD och HAc-ekv varierar med temperaturvariationerna över året. Detta bör beaktas när mätning sker med titreringsmetoden som endast ger HAc-ekv.

5.4 Effekt av belastning och uppehållstid

Under perioden mitten av februari till mitten av maj 2021 tillämpades olika uppehållstider i R1 och R2. Under denna period steg temperaturen gradvis från 21 till 27 °C. Som visats ovan har variationer i temperaturen stor inverkan på VFA-produktionen. Därför drevs R1 och R2 parallellt med R1 som referens vid 5 d RT medan RT i R2 sänktes stegvis till 3 d och sedan till 2 d. Detta möjliggjorde parvisa jämförelser av VFA-produktionen vid olika RT men vid samma temperatur.

När RT inledningsvis var 5 d i R1 och 3 d i R2 observerades en tydlig skillnad i VFA-koncentration med en märkbart högre halt vid högre uppehållstid (Figur 5.11). Koncentrationerna av VFA i R1 och R2 var i genomsnitt 3860 ± 290 respektive 3400 ± 160 mg HAc-ekv/l. Likaså var utbytet av VFA i förhållande till inkommande mängd VS högre vid 5 d RT än vid 3 d RT med 153 ± 24 respektive 123 ± 33 mg COD/g VS_{in}. Skillnaden i utbytet för löst COD var mindre (258 ± 43 respektive 223 ± 33 mg SCOD/g VS_{in}) än för VFA-COD vilket innebär att vid högre RT fermenterades en större andel av det organiska material som frisattes genom hydrolysis.

En lägre uppehållstid ledde å andra sidan till en högre produktivitet av kolkälla (Figur 5.11). Den volymetriska produktionen av löst COD vid 5 och 3 d RT var 2000 ± 200 respektive 3000 ± 200 g SCOD per m³ reaktorvolym och dygn (g SCOD/m³/d).

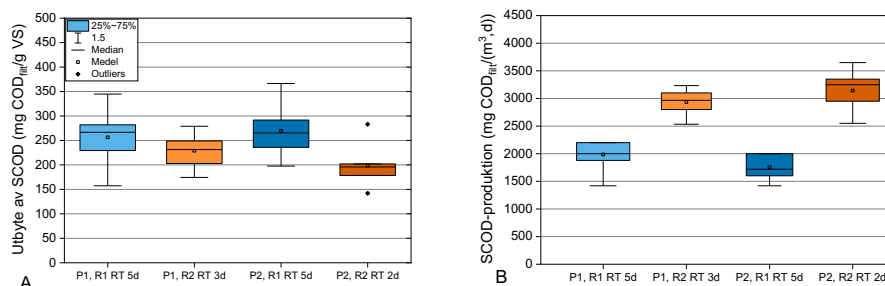
Förhållandet mellan löst COD och NH₄⁺-N var liknande för 5 och 3 d RT med 25 ± 4 och 25 ± 6 g SCOD/g NH₄⁺-N vilket innebär att mängden löst COD från hydrolysis av proteiner inte skilde sig för 5 och 3 d RT (Figur 5.12). Förhållandet mellan SCOD och PO₄³⁻-P skilde något mellan R1 och R2 med 70 ± 13 respektive 64 ± 12 .

När RT under den efterföljande perioden sänktes till 2 d i R2 ökade skillnaden i VFA-produktion mellan reaktorerna från 20 till 33 % (Figur 5.11). Utbytet av SCOD för R1 och R2 var 263 ± 36 respektive 191 ± 33 mg COD/g VS_{in}. Utbytet av VFA var 189 ± 29 and 126 ± 20 mg COD/g VS_{in}.

Skillnaden i volymetrisk VFA-produktion ökade också ytterligare när R2 drevs vid lägre RT. Den volymetriska produktionen av löst COD vid 5 och 2 d RT var 1800 ± 200 respektive 3300 ± 400 g SCOD/m³/d).

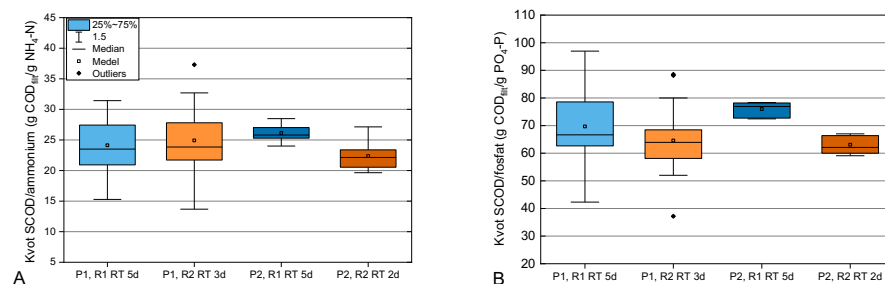
Ett högre utbyte av VFA vid längre RT ligger i linje med tidigare forskning. Vid behandling av filterslam vid 25 °C ökade utbytet från 173 till 267 mg SCOD/g VS när RT ökade från 2 till 4 d (Bahreini *et al.*, 2020b). Men både RT och temperatur har stor betydelse och påverkar både processprestandan och kvalitén på den kolkälla som produceras. För biologisk fosforavskiljning måste till exempelvis förhållandet SCOD/PO₄³⁻-P-kvoten särskilt beaktas.

Förhållandet mellan typer av VFA:er var liknande för reaktorerna när de drevs vid 5 och 3 d RT vilket tyder på att sammansättningen inte påverkas av RT i detta område. När reaktorerna när drevs vid 5 och 2 d RT var det lägre andel HBU i R1 medan övriga VFA:er förekom i liknande andelar.



Figur 5.11

Produktion av löst COD i R1 och R2 vid olika RT. A) Utbyte av SCOD i förhållande till inkommande VS. B) Volymetrisk SCOD-produktion.



Figur 5.12

Förhållande mellan löst COD och A) NH₄⁺-N och B) PO₄³⁻-P i R1 och R2 vid olika RT.

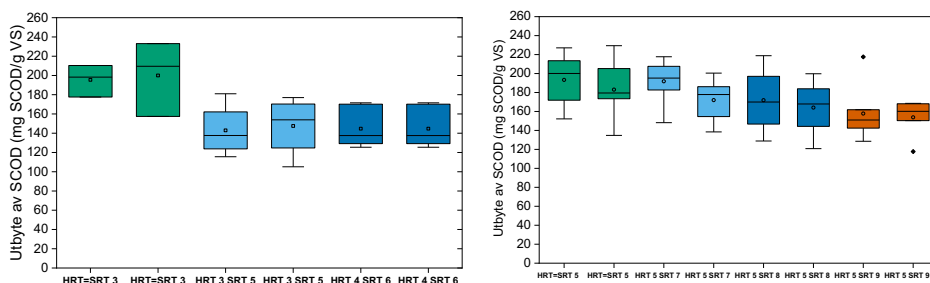
5.5 Återcirkulering av fermenterat slam

Under en period återcirkulerades det fermenterade slammets från R1 och R2 till inkommande vatten. Det fermenterade slammets returnerades till den första volymen för koagulering och flockning. Det ena syftet med denna typ av drift var att undersöka effekterna på filtreringen och avgöra hur effektivt det gick att separera det suspenderade materialet efter hydrolys och fermentering. Ett ytterligare syfte var att frikoppla den hydrauliska uppehållstiden från den slammets uppehållstid och studera hur detta påverkade produktionen av VFA.

Med denna typ av drift ökade belastningen av SS till filtret markant under de korta stunder som inföll var 1–2 h då pumparna för utgående slam var i drift. Belastningen av suspenderat material var således mer intermittent med denna drift vilket ses i Figur 5.3 ovan. Koncentration och flöde för det inkommande avloppsvattnet var däremot liknande som under första årets drift. Den volymetriska belastningen på filtret från inkommande avloppsvatten var 45 ± 16 m³/m²/h. Avskiljningen var $61 \pm 14\%$ för SS och $40 \pm 11\%$ för COD. Detta var något lägre än vid drift utan återcirkulering vilket skulle kunna bero på

att det hydrolyserade slammet innehöll mindre partiklar som var svårare att separera. Men det kan vara svårt att göra en direkt jämförelse med tanke på att detta skedde vid olika driftperioder.

Tillsatsen av fermenterat slam till det förbehandlade avloppsvattnet medförde ingen mätbar ökning av VFA-koncentrationen och endast en marginell ökning av löst COD. Detta berodde på att utbytet av VFA och löst COD minskade när återcirkulering tillämpades (Figur 5.13). För att underlätta en jämförelse korrigerades resultaten till 20 °C enligt det temperaturberoende som fastställdes ovan. Det minskade utbytet berodde i sin tur på att denna typ av drift ledde till att alltför hög andel av slammet i R1 och R2 redan var hydrolyserat och därmed inte bidrog till någon ytterligare produktion av kolkälla. På så sätt minskade uppehållstiden för det nya och icke hydrolyserade slammet i reaktorerna. Slutsatsen som kan dras är att när slammet ska separeras efter hydrolys och fermentering, bör dedikerade filter eller annan separationsutrustning användas. Det gör det möjligt att skilja ut detta slam och leda det direkt till rötning och låta reaktorerna matas med endast färskt substrat. Detta ligger också i linje med hur befintliga anläggningar för hydrolys av primärslam från försedimenteringar vanligen drivs (Avsnitt 3.6).



Figur 5.13

Utbyten av löst COD vid olika kombinationer av hydraulisk uppehållstid (HRT) och slamuppehållstid (SRT).

5.6 Produktion av metan

Onlinemätning av sammansättningen på den producerade gasen kunde inte implementeras på ett stabilt sätt under den aktuella driftperioden. Istället gjordes några mätningar på stickprover tagna under drift med 5 d HRT, 9 d SRT och temperatur 21–24 °C. Resultaten från dessa indikerade att metanhalten i reaktorgasen var omkring 15 %. Gasproduktionen mättes under perioderna med 3 och 5 d RT, och var då ca 0,5 Nm³ respektive 1 Nm³ per m³ reaktorvolym och dygn, vilket uppskattningsvis motsvarade 0,07 Nm³ respektive 0,15 Nm³ metan per m³ reaktorvolym och dygn. Detta innebar att 2 % respektive 6 % av inkommande COD till reaktorerna omvandlades till metan vid 3 d respektive 5 d RT. För varje kg löst COD som kunde pumpas ut ur fermenteringsreaktorerna motsvarade detta i storleksordningen 0,006 Nm³ metan vid 3 d RT och 0,01 Nm³ metan vid 5 d RT.

Denna produktion av metan kan betraktas som relativt liten, men skulle trots det, om gasen släpptes ut, innebära en klimatpåverkan motsvarande 0,11–0,18 kg CO₂-ekv per kg SCOD baserat på 25 g CO₂-ekv/g CH₄. Som en jämförelse har användning av fossilbaserad metanol som kolkälla en klimatpåverkan motsvarande ca 1,3 kg CO₂-ekv per kg COD metanol, från produktion och direkta emissioner vid användning (Tumlin *et al.*, 2014). Det rekommenderas att gasen från fermentering av slam destrueras, både på grund av klimatpåverkan och på grund av risk för lukt i omgivningen. Ett alternativ kan vara att leda gasen till intaget för luft till den biologiska behandlingen. Då kan metan och andra ämnen i gasen lösa sig i vattnet och reduceras biologiskt.

Biogaspotentialen för filterslam och hydrolysat presenteras nedan (Avsnitt 5.9).

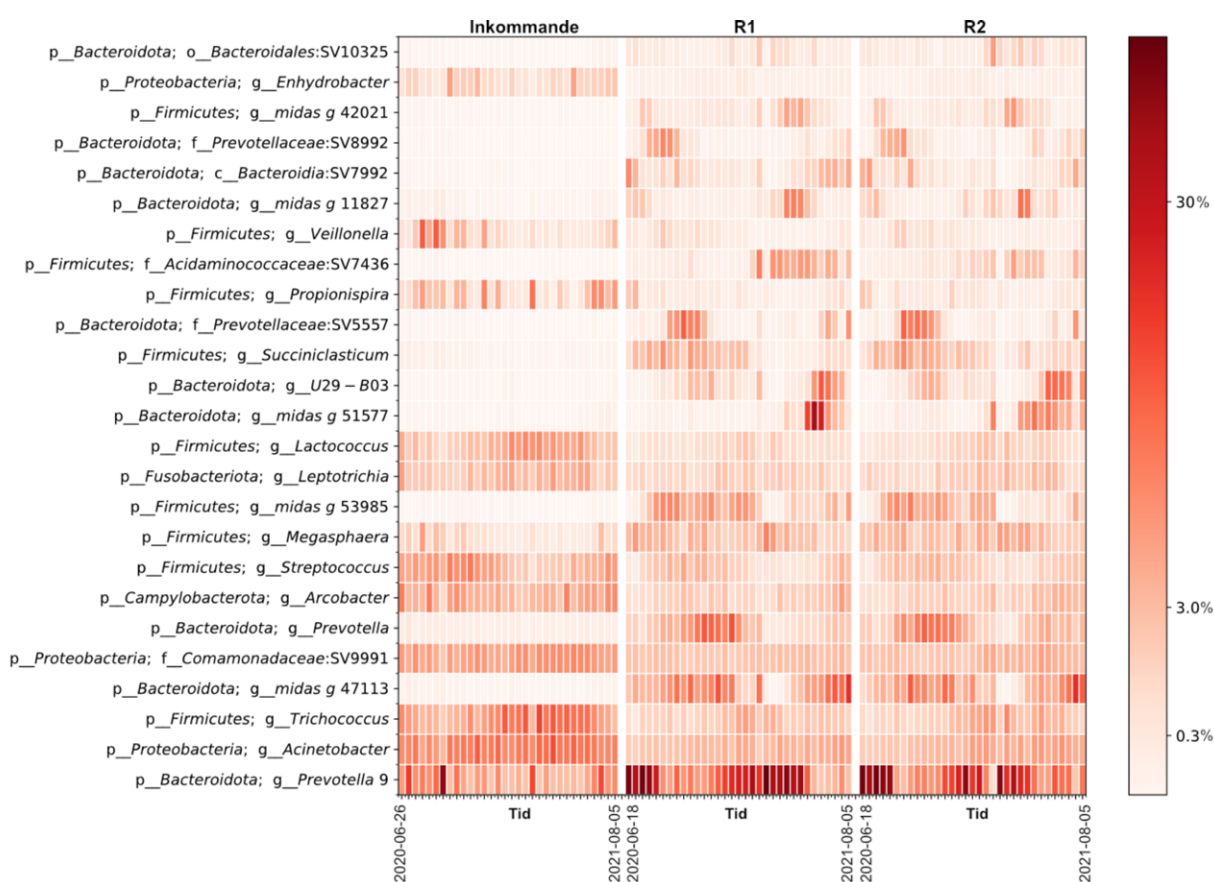
5.7 Mikrobiell sammansättning

Karaktärisering av de mikrobiella samhällena skedde för prover tagna regelbundet från tanken för inkommande slam, R1 och R2. Sekvenseringen visade att de mikroorganismer (i form av ASV:er, "amplicon sequence variants") som var mest förekommande tidigare har identifierats i mänskliga magar, avloppsvatten och vid avloppsvattenrening. I Figur 5.14 redovisas de mest förekommande mikroorganismerna. Det är tydligt att sammansättningen av samhällena skiljde sig markant mellan inkommande slam och reaktorerna R1 och R2. Vissa grupper av mikroorganismer som knappt förekom i inkommande växte till sig i reaktorerna och andra som var rikligt förekommande i inkommande är knappt förekommande i reaktorerna. Det visar att reaktorernas betingelser såsom temperatur, uppehållstid, pH med mera avgjorde vilka mikroorganismer som anrikades i reaktorerna. Dessa konkurrerade till stor del ut de mikroorganismer som följde med inkommande slam.

Det noterades också att antalet arter var något fler i inkommande än i reaktorerna. Det tyder på att förhållandena i reaktorerna selekterade för färre arter.

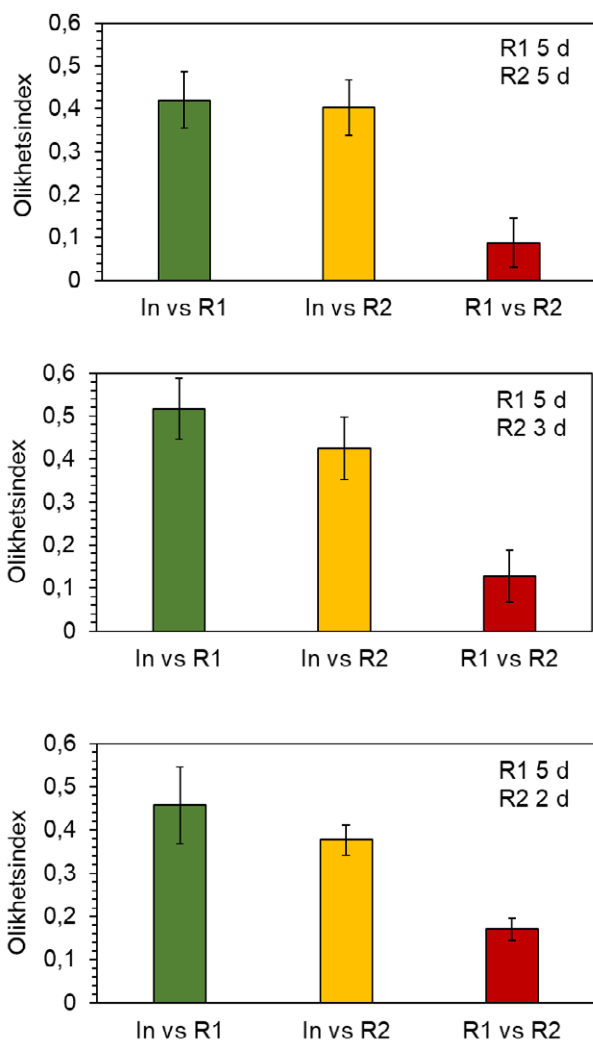
Figur 5.14

Fördelning av de 25 vanligast förekommande mikroorganismerna (ASV:er) i inkommande slam (T4), R1 och R2 under ett års drift, illustrerad med en "heatmap". Varje rad representerar en mikroorganism (ASV). Varje kolumn ett provtagningstillfälle. Färgkartan till höger visar färgens betydelse som relativ förekomst (%).



Förekomsten av metanproducerande mikroorganismer kvantifierades. Detta gjordes genom att summera de arkéer som är kända som metanogener, nämligen *Methanobrevibacter*, *Methanosphaera*, *Methanothrix*, *Methanobacterium* och *Methanosphaerula* med flera. Vissa metanogener ökade i förekomst i reaktorerna jämfört med inkommande slam. Men den totala förekomsten i reaktorerna kan anses låg och varierade mellan 0,3 och 2 % av samhällena, vilket stämmer överens med den relativt låga metanproduktionen (Avsnitt 5.6). En topp observerades kort efter uppstart och sedan observerades en trend med avtagande förekomst. Ingen tydlig skillnad kunde observeras när R2 drevs med kortare RT på 2 eller 3 d.

Multivariat statistik bekräftade att de mikrobiella samhällena skiljde sig mellan inkommande och reaktorerna. Parvisa jämförelser visade att olikheterna mellan de mikrobiella samhällena ökade när skillnaden i RT mellan reaktorerna ökade. När RT sänktes i R2 medan den bibehölls vid 5 d i R1, blev det mikrobiella samhället i R2 alltmer olikt det som fanns i R1, samtidigt som olikheten gentemot samhället i inkommande slam minskade (Figur 5.15). Detta visar på uppehållstidens betydelse för det mikrobiella samhället och dess omsättning av organiskt material för att producera VFA (Avsnitt 5.4).



Figur 5.15

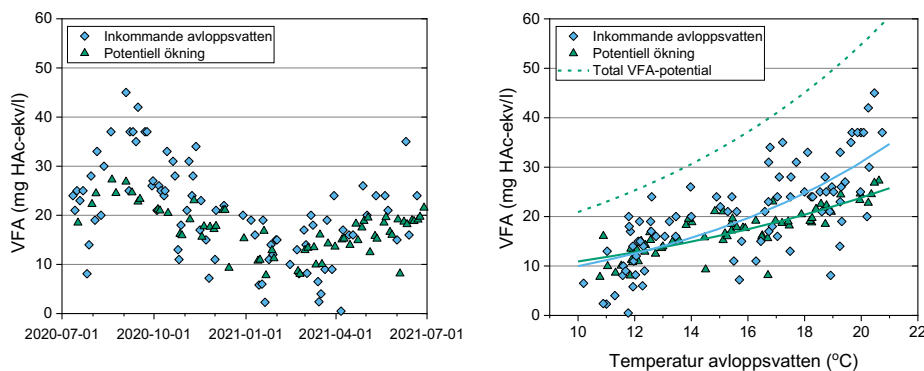
Parvisa jämförelser av olikheterna för de mikrobiella samhällena i inkommande slam (In), reaktor 1 (R1) och reaktor 2 (R2) med konstant uppehållstid för R1 och varierande uppehållstid för R2.

5.8 Det förbehandlade vattnets egenskaper och påverkan på den biologiska reningen

I likhet med VFA-produktionen i reaktorerna, varierade också koncentrationen av VFA i det inkommande avloppsvattnet med temperaturen (Figur 5.16). Denna temperaturvariation visade sig dock vara starkare än den som skedde i reaktorerna. Motsvarande temperaturkorrigeringsfaktor (θ) bestämdes till 1,12 i jämförelse med 1,032 för reaktorerna. Det beror sannolikt på att hydrolys och fermentering på ledningsnätet påverkas av många samverkande faktorer. Särskilt observerade vid de lägsta temperaturerna under 12 °C kraftigt minskade VFA-halter som låg utanför den övriga trenden.

Den potentiella sammansättningen för det förbehandlade vattnet efter tillsats av fermenterat slam beräknades. För denna beräkning antogs att det suspenderade materialet kunde avskiljas efter hydrolys och fermentering med dedikerad utrustning (utan återcirkulering) och en försumbar förlust av kolkälla med det avskilda slammet.

Resultaten från denna beräkning visas i Figur 5.16. Vid de lägsta vattentemperaturerna omkring 10 °C kunde VFA-koncentrationen i avloppsvattnet fördubblas från omkring 10 till omkring 25 mg HAC-ekv/l genom tillsats av fermentat. Under sommartid vid omkring 20 °C kunde VFA-koncentrationen ökas från omkring 30 till omkring 60 mg HAC-ekv/l. Den genomsnittliga ökningen i VFA under året beräknades till 17 ± 5 mg HAC-ekv/l (Tabell 5.3). Den potentiella ökningen i löst COD i avloppsvattnet var 39 ± 9 mg/l och för VFA-COD var den 31 ± 9 mg/l.



Figur 5.16

Inkommande koncentration av VFA och potentiell ökning över året (vänster) och som funktion av temperaturen (höger).

Parameter	Enhet	Filtrerat avloppsvatten	Ökning i avloppsvatten
COD <0,45 µm	mg/l	-	39 ± 9 (66)
VFA-COD	mg COD/l	-	31 ± 9 (50)
VFA	mg HAC-ekv/l	20 ± 10 (85)	17 ± 5 (66)
Ammoniumkväve	mg N/l	$38,8 \pm 7,7$ (102)	$1,9 \pm 0,5$ (88)
Totalkväve	mg N/l	$50,7 \pm 8,9$ (102)	$1,9 \pm 0,5$ (88)
Totalfosfor	mg P/l	$5,4 \pm 1,0$ (102)	$0,7 \pm 0,2$ (88)

Tabell 5.3

Koncentration i filtrerat vatten och beräknad ökning av COD, VFA och närsalter i det filtrerade vattnet med tillsatt fermentat producerat vid omgivningstemperatur och 5 d uppehållstid under ett år. Antal prover eller beräknade värden inom parantes.

Det ammoniumkväve som frisattes under hydrolys och fermentering motsvarade $1,9$ mg N/l i avloppsvattnet efter tillsats av fermentatet (Tabell 5.3). Detta är lite i förhållande till vad som redan finns i avloppsvattnet. Det innebär att avloppsvattnets sammansättning förbättrades avsevärt med avseende på förhållandena mellan COD och N respektive mellan löst COD och ammoniumkväve (Tabell 5.4). Förhållandet mellan löst COD och ammoniumkväve ökade särskilt markant från $2,8 \pm 0,8$ till $4,5 \pm 0,5$ g COD/g NH_4^+ -N.

Den ökning i fosfor som uppstod vid tillsats av fermentat var relativt sett större. Den uppskattade ökningen på $0,7 \pm 0,2$ mg P/l motsvarar en större andel av den inkommande koncentrationen i avloppsvattnet på $5,4 \pm 1,0$ mg P/l. Det ledde till att förhållandet mellan COD och totalfosfor var snarlikt före och efter tillsats av fermentat (Tabell 5.4). Däremot ökade förhållandet mellan löst COD och fosfat.

Tabell 5.4

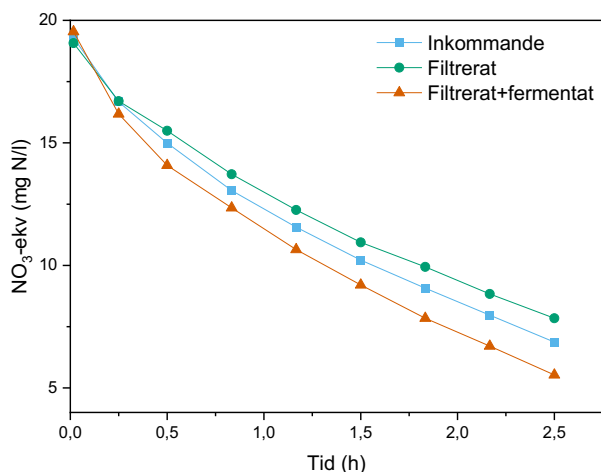
Förhållanden mellan COD och närsalter för inkommande och filtrerat avloppsvatten samt den beräknade potentialen efter tillsats av fermentat. SCOD avser COD <1,6 µm.

	Enhet	Antal	Inkommande avloppsvatten	Filtrerat avloppsvatten	Filtrerat avloppsvatten med tillsatt fermentat
COD/N	g COD/g N	86	$9,5 \pm 1,5$	$5,8 \pm 0,9$	$6,4 \pm 1,0$
COD/P	g COD/g P	86	$79,8 \pm 12,7$	$53,8 \pm 7,3$	$54,2 \pm 7,1$
SCOD/ NH_4^+ -N	g COD/g N	30	$2,6 \pm 0,5$	$2,8 \pm 0,8$	$4,5 \pm 0,5$
SCOD/ PO_4^{3-} -P	g COD/g P	29	$38,4 \pm 7,1$	$36,5 \pm 12,3$	$41,0 \pm 5,7$

Det förbehandlade vattnets potential för biologisk kväve- och fosforavskiljning

undersöktes med satsförsök med aktivt slam från Källby ARV (Sahlin, 2021). Tillsats av fermentat ökade potentialen för denitrifikation med 14 % jämfört med inkommande avloppsvatten och 27 % jämfört med det filtrerade vattnet (Figur 5.17). Med tillsats av fermentat kunde en högre initial halt av löst COD på 85 mg/l uppnås jämfört med 70 mg/l för inkommande avloppsvatten och 60 mg/l för det filtrerade vattnet. De specifika denitrifikationshastigheterna för dessa fall var 3,3, 2,9, respektive 2,6 mg $\text{NO}_3^- \text{-N/g VSS/h}$.

Således uppnåddes en förbättring av denitrifikationen såsom eftersträvades. Fler jämförelser av denitrifikation inklusive syntetiska VFA:er som kolkällor finns tillgängliga i en separat rapport (Sahlin, 2021).



Figur 5.17

Reduktion av tillsatt nitrat vid satsförsök med inkommande avloppsvatten, filtrerat avloppsvatten och filtrerat avloppsvatten med tillsatt fermenterat slam som kolkälla. Resultat från Sahlin (2021).

5.9 Biogaspotential

En karaktärisering av slammet från filtret och primärslam från försedimentering visade att innehållet av kolhydrater var omkring 70 % av VS i filterslammet jämfört med 40 % i primärslam från försedimenteringen (Tabell 5.5). Det högre innehållet av kolhydrater i filterslammet ligger i linje med tidigare undersökningar (Avsnitt 2.2.1), och tyder på högre andel cellulosa i primärslam från filter. Den höga andelen kolhydrater kvarstod efter hydrolys och fermentering (Tabell 5.5).

Anaeroba satsförsök genomfördes med olika typer av primärslam (Blom, 2022). En högre metanproduktion observerades för filterslam (320 Nml/g VS) än för primärslam från försedimenteringen vid Källby ARV (270–290 Nml/g VS). Tillsatts av polymer inför filtreringen ledde till högre metanproduktionen än utan tillsats. Det kan förklaras med att avskiljningen blev högre med polymertillsats vilket sannolikt ledde till större andel mindre partiklar med hög nedbrytbarhet. Primärslam producerades också vid sedimentering i laboratorieskala. Detta slam uppvisade också en hög metanpotential i jämförelse med primärslammet från försedimenteringen vid Källby ARV. Metanpotentialen minskade med ungefär 15 % för det fermenterade slammet som därmed hade liknande metanpotential som primärslammet från försedimenteringen vid Källby ARV. Mer detaljer kring denna undersökning återfinns i en annan rapport (Blom, 2022).

Slam från	Andel av VS (%)		
	Protein	Fett	Kolhydrater
Försedimentering	39 ± 5	21 ± 3	40 ± 1
Förfiltrering	17 ± 0	17 ± 4	67 ± 6
Hydrolys och fermentering	15 ± 2	16 ± 3	69 ± 1

Tabell 5.5

Samansättning av primärslam från försedimentering, förfiltrering och efter hydrolys och fermentering. Medelvärde och standardavvikelse för två provtagningstillfällen.

Den höga metanpotentialen för primärslammet som producerades i labbskala kan bero på att detta slam, liksom filterslammet, var färskt medan slammet från fullskalan hade lagrats en tid i anläggningen. Under denna lagring kan slammet hunnit delvis hydrolyseras och därmed förlora en del av sitt organiska innehåll till vattenfasen. Detta kan även vara en bidragande förklaring till tidigare resultat med högre metanpotential för filterslam än för primärslam från försedimentering (Avsnitt 2.2.4). Omfattningen av denna effekt beror sannolikt på driftförhållanden i den aktuella försedimenteringen och i synnerhet uppehållstiden för slammet.

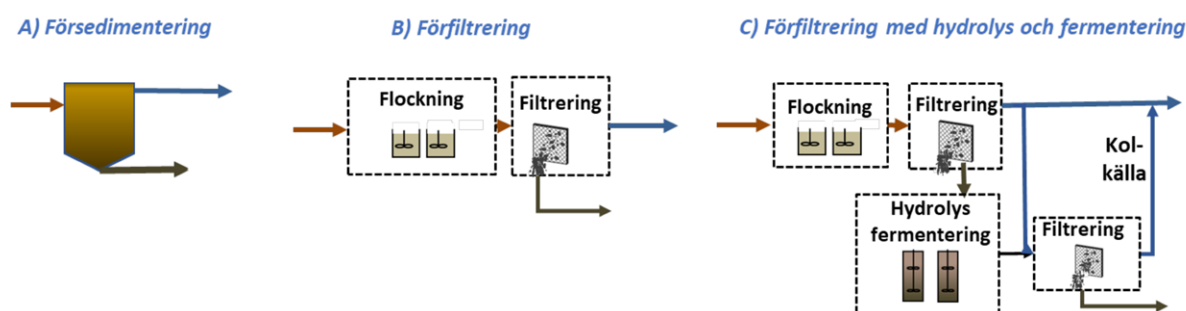
6 Utvärdering av potentialen

I detta kapitel presenteras jämförelser av den föreslagna processen för förbehandling med försedimentering med avseende på biologisk kväveavskiljning, biogasproduktion, energianvändning och klimatavtryck baserat på modellsimuleringar.

6.1 Förutsättningar och tillvägagångssätt

Påverkan av olika alternativa metoder för förbehandling på reningsverkets övergripande prestanda undersöktes med en kombination av beräkningar baserade på empiriska data och modellsimuleringar. Inledningsvis beräknades den förväntade sammansättningen på avloppsvattnet efter förbehandling med följande tre metoder som också illustreras i Figur 6.1:

- Försedimentering
- Förfiltrering med polymerdosering
- Förfiltrering med hydrolys och fermentering av slammet



För att undersöka det förbehandlade vattnets påverkan på den biologiska behandlingen implementerades "Benchmark Simulation Model 1" (BSM1) i West (DHI). BSM1 är en virtuell aktivslamprocess med fördenitrifikation och väldefinierade förhållanden med avseende på processförhållanden (volym, flöden med mera) och sammansättning på inkommande avloppsvatten. BSM1 inkluderar endast den biologiska behandlingen med omrörda och luftade reaktorer samt sedimentering men ingen förbehandling. Detaljerna för BSM1 framgår i en rapport (Gernaey *et al.*, 2014). Simuleringar med BSM1 genomfördes för de tre alternativen ovan genom att sammansättningen på inkommande avloppsvatten anpassades efter respektive alternativ för förbehandling. För alternativet med försedimentering användes sammansättningen enligt standardutformningen av BSM1 eftersom detta vatten, i sin vidare utveckling till BSM2 har antagits representera ett försedimenterat avloppsvatten efter 50 % avskiljning av suspenderat material (Gernaey *et al.*, 2014). Det förfiltrerade vattnets koncentration av suspenderat material (X_S^F) beräknades utifrån koncentration före förbehandling ($2 \cdot X_S$) och den observerade avskiljningen enligt:

$$X_S^F = 2 \cdot X_S - (a + (b \cdot 2 \cdot X_S)) \quad (3)$$

där a och b är konstanter som beskriver det linjära sambandet mellan COD-avskiljning och COD $>1,6 \mu\text{m}$ som diskuteras i Avsnitt 5.1. Värdena för a och b bestämdes till -55 respektive 0,75. Halten av inert partikulärt material (X_I^F), halten partikulärt organiskt kväve (X_{ND}^F) och halten heterotrof biomassa (X_{XB}^F) efter filtrering antogs vara proportionella mot X_S enligt:

Figur 6.1

De tre förbehandlingsmetoderna som jämfördes vid utvärderingen.

$$X_I^F = \frac{X_I \cdot X_S^F}{X_c} \quad (4)$$

$$X_{ND}^F = \frac{X_{ND} \cdot X_S^F}{X_S} \quad (5)$$

$$X_{HB}^F = \frac{X_{HB} \cdot X_S^F}{X_S} \quad (6)$$

För alternativet med förfiltrering och hydrolys och fermentering beräknades koncentrationen av löst, lättnedbrytbart organiskt material efter ökningen till följd av tillsats av hydrolysaten (S_S^{HF}) enligt:

$$S_S^{HF} = S_S + medel(2 \cdot X_S - X_S^F) \cdot S_{sol}^{HF} \quad (7)$$

Koncentrationen av ammonium efter tillsats av hydrolysaten (N_{NH}^{HF}) beräknades med hänsyn till avskilt partikulärt kväve (20 % högre i inkommande än för BSM1) och kväve bundet i inkommande heterotrofa bakterier (X_{BH}), vilket frisätts vid hydrolys och fermentering (N_{sol}^{HF}) enligt:

$$S_{NH}^{HF} = S_{NH} + N_{sol}^{HF} \cdot medel(1,2 \cdot X_{ND} - X_{ND}^F + 0,08 \cdot (2 \cdot X_{BH} - X_{BH}^F)) \quad (8)$$

För S_{sol}^{HF} , och N_{sol}^{HF} användes värden baserade på resultaten från det första årets drift av pilotanläggningen (Avsnitt 5.2) vilka var 0,16 för S_{sol}^{HF} och 0,33 för N_{sol}^{HF} .

Slamuttaget reglerades mot ett börvärde för slamhalten på 3 267 mg/l SS eftersom detta motsvarar stationärt tillstånd för BSM1. Simuleringarna utfördes först för 200 dygn med konstant sammansättning på inkommande vatten för att uppnå stationärt tillstånd. Sedan genomfördes en dynamisk simulering för 14 dygn med variationer i flöde och sammansättning (Gernaey *et al.*, 2014). Flödesproportionella halter beräknades med upplösningen 15 min mellan datapunkter.

För produktion av biogas antogs metanpotentialen 290 Nml/g VS för primärslam från försedimenteringen baserat på prestandan vid Källby ARV medan metanpotentialen 320 Nml/g VS respektive 273 Nml/g VS antogs för filterslam respektive fermenterat filterslam baserat på observationerna ovan (Avsnitt 5.9). På liknande sätt antogs primärslam från försedimenteringen innehålla 85 % VS av TS medan 87 % antogs för filterslam och 75 % för bioslam. Metanpotentialen för bioslam antogs vara 200 Nml/g VS.

Simuleringar genomfördes också med processvolym dimensionerade enligt de väl-etablerade tyska riktlinjerna (DWA, 2016). Belastningen beräknades utifrån den flödesvikade medelbelastningen till BSM1 där lättnedbrytbar inkommande COD (COD_{rdeg_IAT}) motsvarade S_s i inkommande till BSM1. Som dimensionerande SRT erhöles 11,7 d.

Elanvändning för luftning, omrörning och pumpning i den biologiska behandlingen beräknades enligt riktlinjerna för BSM1 (Gernaey *et al.*, 2014). Koldioxidavtrycken för de olika processalternativen beräknades med Svenskt Vattens klimatberäkningsverktyg (Svenskt Vatten, 2022). För elanvändningen antogs nordisk elmix med en klimatpåverkan på 372 kg CO_2 /MWh. Av den producerade biogasen antogs 15 % användas för uppvärmning av rötkamrarna medan 85 % uppgraderades till fordonsbränsle. Polymer antogs doseras med 3 g/m³ avloppsvatten. Användningen av rötslammet inkluderades inte i koldioxidavtrycket och elanvändningen för slambehandling och anaerob rötning exkluderades också, eftersom de förväntades vara likartade för de olika alternativen. Utsläppen av lustgas beräknades baserat på 12,8 mg N/L utgående kväve för samtliga fall.

6.2 Resultat

De förhållanden som antogs vid förbehandlingen innebar att den genomsnittliga avskiljningen var 50 % av SS för försedimentering (42 % av COD) och 64 % av SS (52 % av COD) för filtrering. För fallet med endast förfiltrering (utan hydrolys och fermentering) fick avskiljningen minskas till 57 % av SS och 48 % av COD för att uppfylla kravet på tillräckligt mycket kolkälla till denitrifikationen.

Förbehandlings påverkan på den biologiska behandlingen var tydlig. Genom att minska belastningen av partikulärt material kunde förfiltrering förbättra nitrifikationen jämfört med försedimentering, vilket ledde till lägre utgående ammoniumhalt (Tabell 6.1). Samtidigt ökade utgående nitrat, vilket ledde till att avskiljningen av totalkväve försämrades något jämfört med försedimentering. För alternativet med filtrering och tillsats av hydrolysat förbättrades både nitrifikation och denitrifikation vilket ledde till en förbättrad avskiljning av totalkväve och en minskning av utgående halt med 1,6 mg N/l jämfört med försedimentering. Dessa simuleringarna utfördes med processvolymen enligt BSM1, vilket motsvarar en hög belastning.

För att anpassa utvärderingen för en mer långtgående kväveavskiljning, och ta hänsyn till att de olika förbehandlingsmetoderna leder till olika volymbehov, dimensionerades den biologiska behandlingen enligt de tyska riktlinjerna (DWA, 2016). Dimensionering gjordes med hänsyn till sammansättningen i avloppsvattnet efter respektive förbehandling med 7 mg/l utgående kväve som mål. I fallet med bara filtrering krävdes en sänkning av COD-avskiljningen med 3 %-enheter för att erhålla tillräckligt med kolkälla, vilket i praktiken skulle ske genom en minskad polymerdosering.

De erforderliga processvolymerna för att uppnå 7 mg N/l i avloppsvattnet beräknades till 11 900 m³ med försedimentering i jämförelse med 6 000 m³ enligt BSM1 (Tabell 6.1). Volymerna med filtrering respektive filtrering och tillsats av hydrolysat var 11 % respektive 18 % mindre än alternativet med försedimentering.

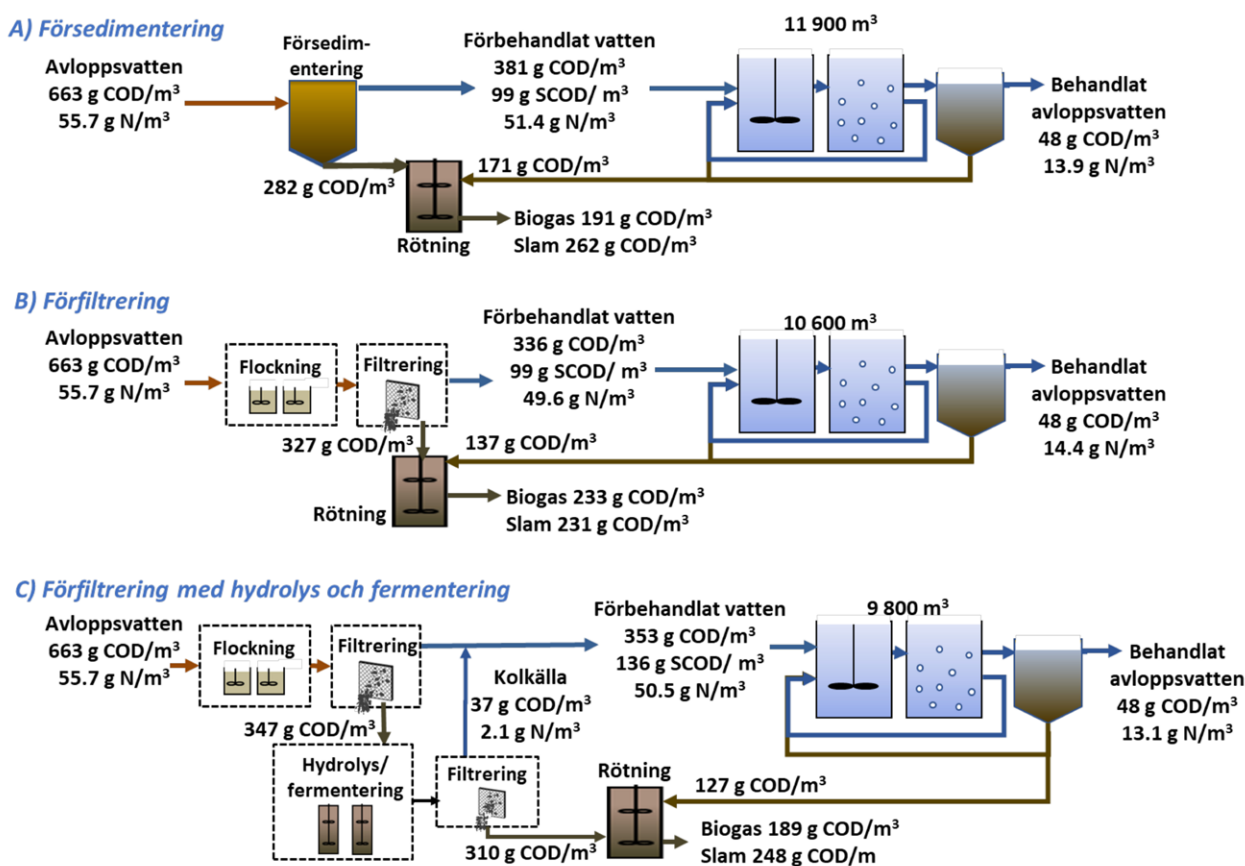
Simuleringar med de anpassade processvolymerna visade också att endast filtrering ledde till försämrad avskiljning av totalkväve, medan filtrering med tillsats av hydrolysat förbättrade densamma genom ökad denitrifikation (Tabell 6.1). De utgående kvävenivåerna var, i absoluta tal, högre än de 7 mg/l som dimensioneringen utfördes för. Resultaten tyder på att simuleringarna med de parametrar som är del av BSM1 underskattade denitrifikationen. De utgående halterna ska därför i första hand användas för relativa jämförelser mellan alternativen. För att uppnå samma utgående kvävehalt med försedimentering som med filtrering och hydrolys beräknades att det skulle krävas en betydligt större volym på 12 900 m³, vilket var 37 % större än volymen med filtrering och hydrolys. Sammantaget visar dessa resultat att förbehandling med filtrering och tillsats av fermentat kan öka den volumetriska kapaciteten för en efterföljande aktivslamprocess väsentligt.

Tabell 6.1

Processvolymen för nitrifikation och denitrifikation och genomsnittliga utgående koncentrationer vid dynamiska simuleringar med sammansättning på inkommande avloppsvatten enligt de tre olika metoderna för förbehandling.

Typ av förbehandling	Volym m ³	COD mg/l	SS mg/l	NH ₄ ⁺⁻ N mg N/l	NO ₃ ⁻ N mg N/l	N-tot mg N/l
Volymen enligt BSM1						
Försedimentering	6 000	48	13	5,3	8,6	15,6
Förfiltrering	6 000	48	13	2,6	12,5	16,7
Förfiltrering med hydrolys och fermentering	6 000	48	13	3,7	8,6	14,0
Anpassade volymer (DWA)						
Försedimentering	11 900	48	13	0,2	12,3	13,9
Förfiltrering	10 600	48	13	0,2	12,7	14,4
Förfiltrering med hydrolys och fermentering	9 800	48	13	0,3	11,2	13,1

COD-balanserna för de tre processalternativen presenteras i Figur 6.2. Filtrering (med polymerdosering) beräknades öka produktionen av biogas med 22 % jämfört med försedimentering. Det berodde dels på den högre avskiljningen av suspenderat material över filtret och dels på den högre metanpotentialen för filterslammet. Alternativet med filtrering, hydrolys och fermentering beräknades ha liknande produktion av biogas som försedimentering. Detta berodde på att även om mängden primärslam var större, på grund av den högre avskiljningen, var den uppskattade metanpotentialen per kg VS lägre efter hydrolys och fermentering. Den beräknade mängden bioslam tillgänglig för rötning var också högre för alternativet med försedimentering.



Figur 6.2

Massbalanser för processer med förbehandling enligt de tre processalternativen A) försedimentering, B) förfiltrering och C) förfiltrering med hydrolys och fermentering. COD och N är angivna per m³ inkommande avloppsvatten.

En jämförelse av elanvändning och produktion av biogas redovisas i Tabell 6.2. Jämförelsen inkluderar elanvändningen för förbehandling (sedimentering eller filtrering) och den biologiska behandlingen men exkluderar övrig elanvändning på reningsverket för exempelvis inloppspumpning och slamhantering då den förväntades vara likvärdig för alternativen. Den uppskattade elanvändningen för luftning i den biologiska behandlingen var 17 % lägre för alternativet med filtrering och hydrolys än med försedimentering (24 % lägre än alternativet med samma utsläppshalter). Det lägre luftningsbehovet var relaterat till lägre belastning av organiskt material. De mindre volymerna som behövdes för denitrifikation i alternativet med förbehandling gav upphov till lägre elbehov för omrörning men denna skillnad var marginell i jämförelse med luftningen.

En typisk försedimentering har rapporterats ha en elanvändning för skrapor med mera på ungefär 0,002 kWh/m³ (Balmér, 2010). Filter har mer mekanisk utrustning som beror på typ och utformning av filter och kan inkludera motor, backspolningspump, slamskruv, högtryckstvätt och tryckluft. För roterande bandfilter är elanvändningen enligt uppgifter från leverantör (Salsnes) typiskt omkring 0,02 kWh/m³ utan tryckluft och ungefär 0,04 kWh/m³ med tryckluft. Tryckluften används för att avlägsna slam från

silduken men andra tillvägagångssätt kan tillämpas när energieffektivitet är prioriterat. Vid användning av skivfilter för filtrering efter biologisk behandling har elanvändningen 0,023 kWh/m³ angetts (Kängsepp *et al.*, 2016). Denna siffra ligger nära vad som angetts för bandfilter men är sannolikt förhöjd till följd av den lägre belastningen som tillämpas vid efterpolering.

Elanvändningen för förbehandling antogs vara 0,02 kWh/m³ med filtrering i jämförelse med 0,002 vid försedimentering. Därmed var den totala elanvändningen för förbehandling och biologisk behandling 0,05 respektive 0,04 kWh/m³ lägre med filtrering respektive filtrering och hydrolysis. Den höga biogaspotentialen vid endast filtrering förbättrade nettoenergiebalansen men det ska noteras att detta alternativ istället ledde till högre utgående kvävehalt.

	Försedimentering	Filtrering	Filtrering + hydrolysat
	kWh/m ³	kWh/m ³	kWh/m ³
Förbehandling	0,002	0,02	0,02
Denitrifikation (omrörning)	0,03	0,03	0,02
Nitrifikation (luftning)	0,35	0,29	0,29
Returpumpning	0,02	0,02	0,02
Summa elanvändning	0,40	0,36	0,35
Biogasproduktion	0,67	0,82	0,66
Netto	0,27	0,46	0,31

Tabell 6.2

Uppskattad elanvändning för de tre processalternativen. Elanvändning är endast inkluderad för förbehandling (sedimentering eller filtrering) och den biologiska behandlingen med aktivt slam.

Klimatavtrycket i form av koldioxidekvivalenter beräknades enligt Tabell 6.3. Alternativen med filtrering respektive filtrering och hydrolysis ledde till 0,31 respektive 0,34 kg CO₂-ekv/m³ i jämförelse med 0,35 kg CO₂-ekv/m³ med försedimentering. De små skillnaderna berodde på att utsläppen av N₂O och CH₄, som dominerade klimatavtrycken, antogs vara lika stora för alternativen.

	Försedimentering	Filtrering	Filtrering + hydrolysat
Lustgasutsläpp	0,23	0,23	0,23
Metanutsläpp	0,10	0,10	0,10
Produktion av polymer	0	0,01	0,01
Elektricitet	0,15	0,13	0,13
Summa	0,48	0,47	0,47
Biogasanvändning	-0,13	-0,16	-0,13
Koldioxidavtryck	0,35	0,31	0,34

Tabell 6.3

Klimatavtryck för de tre processalternativen i form av koldioxidekvivalenter per m³ behandlat avloppsvatten (kg CO₂-ekv/m³).

Resultaten från simuleringarna visar att förbehandlingen har en tydlig effekt på den efterföljande biologiska behandlingen och energibalansen på reningsverket. Även om en hög avskiljningsgrad av suspenderat material i förbehandlingen ökar potentialen att återvinna energi som biogas, måste den balanseras av tillräcklig kolkälla eller ökad volym för att möta strängare utsläppskrav. Simuleringarna visade att både elanvändning och volymbehov kan minskas genom att införa filtrering i kombination med tillsats av fermentat från filterslam. Produktionen av biogas kan förväntas vara likartad jämfört med försedimentering.

Filtrering utan hydrolysis och fermentering kan vara ett fungerande alternativ om avloppsvattnet redan innehåller tillräckligt med lättillgänglig kolkälla. Vid exempelvis

Källby avloppsreningsverk, som har en högre inkommande koncentration av SCOD, kunde behandlingen utformas med endast filtrering, vilket uppskattade leda till 11 % minskad luftningsvolym och 10 % mindre totalvolym jämfört med försedimentering. Tillsats av fermentat bör endast ske om det är fördelaktigt för utsläppshalterna och/eller för energibalansen. Den optimala förbehandlingen i ett specifikt fall beror på det inkommande avloppsvattnets sammansättning och temperatur samt på lokala faktorer såsom kostnader för reningskapacitet och el, och värdet på biogas. Biologisk fosforavskiljning, som inte inkluderades i beräkningarna ovan, kräver ytterligare kolkälla och kan behövas även för vatten med högre inkommande halt av SCOD.

7 Diskussion

Även om filtrering av avloppsvatten är en väl beprövad och länge tillämpad metod har möjligheterna kring förfiltrering fått mycket uppmärksamhet under senare tid. Delvis beror detta på att många avloppsreningsverk i andra länder saknar förbehandling såsom försedimentering. Filtrering blir då ett sätt att med ett relativt kompakt reningssteg minska belastningen och energianvändningen och öka kapaciteten i den biologiska behandlingen. Den platsbrist som råder på vissa håll ökar också motiven att tillämpa förfiltrering som alternativ till försedimentering.

Hydrolys och fermentering av primärslam har också tillämpats under lång tid, i synnerhet vid vissa reningsverk där andelen lättnedbrytbart organiskt material behövt ökas för att möjliggöra biologisk fosforavskiljning. De ökade kraven gällande kväve- och fosforavskiljning, samtidigt som extern kolkälla helst bör undvikas utifrån resurs- och miljösynpunkt, leder till ökade motiv för intern produktion av kolkälla. Kombinationen av förfiltrering och hydrolys och fermentering vid omgivningstemperatur har inte tidigare studerats i detalj. Resultaten från föreliggande studie bidrar därför på ett viktigt sätt till kunskap och erfarenheter som behövs för att detta processalternativ ska kunna vara ett reellt alternativ inför om-, ut- och nybyggnationer.

Den genomsnittliga avskiljningen som uppnåddes vid filtreringen i våra pilotförsök (64 % SS och 44 % COD) var inom det intervall som rapporterats i tidigare studier. Hänsyn ska tas till belastningen, som vid våra försök i genomsnitt var $47 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$ och $11 \text{ kg SS}/\text{m}^2/\text{h}$. Denna belastning var lägre än vad som ofta tillämpas utan tillsats av polymer, men högre än de $20\text{--}30 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$ som rekommenderats med tillsats av polymer (SFT, 2005). I försök med roterande bandfilter med samma porstorlek som i våra försök och tillsats av $0,8\text{--}1,8 \text{ mg/l}$ katjonisk polymer uppnåddes $60\text{--}70 \%$ SS-avskiljning vid $40\text{--}60 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$ (Rusten *et al.*, 2017). Vid fullskaleförsök med bandfilter och dosering av $0,6\text{--}1,2 \text{ mg/l}$ katjonisk polymer uppnåddes $50\text{--}80 \%$ SS-avskiljning (SFT, 2005). Med trumfilter och katjonisk polymer har högre SS-avskiljning, $80\text{--}90 \%$ uppnåtts (Väänänen *et al.*, 2016). Med bandfilter har högre avskiljning även uppnåtts utan dosering av kemikalier, exempelvis 78% SS-avskiljning vid belastningen $116 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$ (Rusten & Ødegaard, 2006). Våra resultat från filtrering ligger således i linje med tidigare försök. Det ska noteras att en mer noggrann optimering av betingelserna vid filtrering inte låg inom ramen för vårt projekt. Med tanke på att högre avskiljning har uppnåtts i en del av de tidigare studierna, särskilt vid dosering av kemikalier, är det rimligt att förvänta sig att avskiljningen skulle kunna ökas med en systematisk intrimning.

Den genomsnittliga hydrauliska belastningen till filtret i relation till silduksarean ($47 \text{ m}^3/\text{m}^2/\text{h}$) motsvarar $10\text{--}20$ gånger den ytbelastning som vanligen används vid dimensionering av försedimentering (Avsnitt 2.1), och ungefär 60 gånger den ytbelastning som i dagsläget råder vid försedimentering på Källby ARV vid torrväder. Tidigare uppskattningar har gjort gällande att en anläggning med förfiltrering normalt upptar $10\text{--}16 \%$ av ytan för en försedimentering (Avsnitt 2.2.4). Våra resultat tyder på att det mycket väl kan vara rimligt.

Vid hydrolys och fermentering uppnåddes utbyten av löst COD ($244 \pm 49 \text{ mg COD/g VS}_{\text{in}}$) och VFA ($182 \pm 40 \text{ mg COD/g VS}_{\text{in}}$) som var i linje med tidigare studier med filter slam utförda vid 25 och $37 \text{ }^\circ\text{C}$ och 4 d RT (Bahreini *et al.*, 2021) men något högre än för tidigare studier med primärslam från sedimentering vid 10 d RT (Canziani *et al.*, 1996). En ökning av VFA-utbytet vid ökad RT har också observerats tidigare i samband med en ökning från 2 till 4 d RT vid $25 \text{ }^\circ\text{C}$ (Bahreini *et al.*, 2021). Skalan för pilotförsöken har motsvarat ett flöde och belastning omkring 800 pe vilket har bedömts tillräckligt för att få en realistisk bild av processen i större skala. Erfarenheterna från driften var att tillgänglighet och driftsäkerhet var höga. Ett fåtal avbrott har skett till följd av behov av underhåll

på mekanisk utrustning. Vid ett tillfälle med oväntat låg utomhustemperatur frös slam i en ledning. Detta berodde på den mindre skalan och kan annars utan vidare undvikas vid tillämpning i större skala. Under en avgränsad period skedde också driftstörningar på grund av otillräcklig rensavskiljning på Källby ARV som ledde till igensättning av utrustning. Omrörare i reaktorer för hydrolys och fermentering bör vara monterade så att de kan rengöras. Ett alternativ med tanke på det relativt låga behovet av omrörning kan vara att tillämpa pumpning av reaktorns innehåll för att åstadkomma omblandning. Som förväntat uppstod avsevärd lukt i reaktorerna vilket ger en ytterligare anledning att samla in och omhänderta frångaserna vid sidan av att undvika metanutsläpp.

Potentialen för att minska energianvändning och förbättra reningsprestandan i den biologiska behandlingen visade sig stor (Kapitel 6). Denna uppskattning gjordes utifrån den genomsnittliga avskiljningsgraden (64 %) som uppnåddes vid pilotförsöken. Det är värt att notera att om rimligt att anta att avskiljningsgraden skulle kunna ökas med en mer systematisk optimering av betingelserna vid filtrering och kemikaliedosering. Detta var bortom ambitionsnivån under föreliggande projekt men tidigare studier (Avsnitt 2.2.2) har visat att sådan intrimning kan leda till upp till 90 % SS-avskiljning. Det är dock inte självklart att högre avskiljning skulle leda till större positiva effekter på nedströms biologi i praktiken, eftersom de minsta partiklarna kan vara relativt lättnedbrytbara och då eventuellt ändå hydrolyseras i den biologiska behandlingen.

När den föreslagna processen ska tillämpas vid andra ARV är det viktigt att ta hänsyn till sammansättning på det aktuella avloppsvattnet. Karakterisering av det suspenderade materialet med avseende på storleksfördelning kan göras enligt Avsnitt 4.1.6 och 4.25.1. Dessa resultat kan användas för att dimensionera och bedöma förväntad avskiljning under filtreringen. Optimering av kemikaliedosering kan också göras i mindre skala.

Frisättningen av kväve och fosfor är viktig att beakta. I pilotförsöken var frisättningen av kväve relativt låg. Frisättningen av fosfor i relation till koncentrationen i inkommande vatten var däremot högre vilket ledde till att förhållandet SCOD/P bara förbättrades i liten utsträckning under förbehandlingen. Ett alternativ vid bio-P som skulle kunna vara aktuellt är att fälla en del av denna fosfor från hydrolysatet och på så sätt förhindra att den belastar den biologiska behandlingen.

Det finns inneboende begränsningar för att nå riktigt låga kvävehalter med fördenitrifikation eftersom det kräver höga recirkuleringsflöden. Allt skarpare utsläppskrav gällande kväve gör därför att fler ARV förmodligen kommer överväga att tillämpa efterdenitrifikation. Det är inte sannolikt att den internt producerade kolkällan skulle lämpa sig för detta på grund av de mängder av kväve och fosfor som i så fall samtidigt tillförs i slutet av processen.

Intern produktion av kolkälla minskar samtidigt produktionen av biogas. Det gör det relevant att jämföra klimatnyttan mellan att tillämpa hydrolys och därmed undvika produktion och användning av en extern kolkälla, med att istället använda extern kolkälla och därmed producera mer biogas. En sådan jämförelse presenteras i Tabell 7.1 med klimatavtrycket beräknat enligt Svenskt Vatten (2022). Resultaten visar att även med ett relativt högt antagande för den biogas som förloras vid hydrolys och fermentering, överväger klimatnyttan med att använda internt producerad kolkälla.

	Filtrering + extern kolkälla kg CO ₂ -ekv	Filtrering + hydrolysat kg CO ₂ -ekv
Metanslipp rötning och gasbehandling	0,23	0,18
Klimatpåverkan kolkälla	0,12	-
Klimatnytta användning av biogas	-0,62	-0,47
Summa	-0,27	-0,30

Tabell 7.1

Jämförelse av klimatavtryck mellan användande av intern och extern kolkälla för denitrifikation. Enhet kg CO₂-ekv per kg VS avskild.

En väsentlig fördel med den föreslagna processen är att den är möjlig att styra utifrån vilka behov som föreligger. Den producerade kolkällan ska användas till att åstadkomma tillräcklig biologisk avskiljning av kväve och fosfor i reningsprocessen. Resterande andel av fermenterat primärslam kan ledas till rötning för att producera biogas. Om tillsatsen av fermentat skulle styras efter behovet, till exempel baserat på utgående halt av nitrat, skulle energibalansen förbättras ytterligare utöver vad som angetts i Kapitel 6.

Det är tydligt att årstidsbundna variationer i temperaturen påverkar prestandan vid hydrolys och fermentering på ett avgörande sätt. Resultaten från denna studie bör vara en bra grund för att anpassa dimensioneringen av processen för aktuella temperaturer och behov av kolkälla i den biologiska behandlingen.

8 Slutsatser

Den övergripande slutsatsen från detta arbete är att kombinationen förfiltrering med hydrolys och fermentering av det producerade slammet är en teknik som är mogen att implementeras som förbehandling vid kommunal avloppsvattenrening.

Pilotförsöken i en skala motsvarande 800 pe vid Källby reningsverk visade på en driftsäker och stabil process med förutsägbara resultat. Vid dosering av 3,2 g/m³ polymer och silduk med porstorlek 350 µm uppnåddes 64 % genomsnittlig avskiljning av suspenderat material. Enligt karakterisering av storleksfördelningen avskildes partiklar <10 µm effektivt. Det avskilda slammet hade högre andel kolhydrater än primärslam från försedimenteringen vid samma reningsverk vilket ligger i linje med tidigare observationer kring hög andel cellulosa i primärslam från filter.

Hydrolys och fermentering, som skedde utan uppvärmning, visade sig följa tydliga årstidsvariationer med avseende på temperaturen. Genom tillsats av fermentat till avloppsvattnet kunde VFA-koncentrationen ungefär fördubblas från 10 till 25 mg HAC-ekv/l vid 10 °C och från 30 till 60 mg HAC-ekv/l vid 20 °C. Temperaturfaktorn (θ) uppskattades till 1,032 vilket kan användas för dimensionering för olika temperaturer. Producerad löst COD bestod till 77 % av VFA som dominerades av ättiksyra och propionsyra. Det ledde till denitrifikationshastigheter som var förutsägbara baserat på de ingående fettsyrorerna.

Drift utvärderades vid uppehållstiderna 2, 3 och 5 dygn. Ökad uppehållstid resulterade i ökat utbyte av löst COD men sjunkande produktivitet. Dimensionering av processen blir därmed en avvägning mellan mängden kolkälla som önskas och volymen som krävs för detta.

Att använda samma filter för att avskilja det suspenderade materialet efter hydrolys och fermentering visade sig inte vara lämpligt. Anledningen är att redan fermenterat slam då upptar volym i reaktorerna och sänker processens övergripande effektivitet. Det rekommenderas att använda en separat slamavskiljning efter hydrolys och fermentering så att detta slam istället kan ledas vidare till rötning.

Bildade gaser från hydrolys och fermentering bör samlas upp och omhändertas, både för att undvika luktspridning och utsläpp av metan. Ett alternativ kan vara att tillföra gaserna till luftade reaktorer i den biologiska behandlingen.

Hydrolys ledde till frisättning av ammonium och fosfat. Medan frisättningen av ammoniumkväve var låg i relation till den producerade kolkällan var frisättningen av fosfor, relativt sett, mer omfattande. En större förbättring av SCOD/N-kvoten än av SCOD/P-kvoten observerades därför.

En utvärdering av potentialen visade att konceptet har god potential att förbättra den biologiska kväveavskiljningen och/eller öka biogasproduktionen. Det finns också goda möjligheter att styra processen efter de behov av kolkälla som föreligger i den biologiska behandlingen. Avskiljningen av suspenderat material vid förfiltrering bör kunna optimeras ytterligare vilket då skulle öka potentialen.

Referenser

- Ahmed, A.S., Bahreini, G., Ho, D., Sridhar, G., Gupta, M., Wessels, C., Marcelis, P., Elbeshbishy, E., Rosso, D., Santoro, D., Nakhla, G., 2019. Fate of cellulose in primary and secondary treatment at municipal water resource recovery facilities. *Water Environ. Res.* 91, 1479–1489. doi:10.1002/wer.1145
- Ahn, Y.H., Speece, R.E., 2006. Elutriated acid fermentation of municipal primary sludge. *Water Res.* 40, 2210–2220. doi:10.1016/j.watres.2006.03.022
- Andreasen, K., Petersen, G., Thomsen, H., Strube, R., 1997. Reduction of nutrient emission by sludge hydrolysis. *Water Sci. Technol.* 35, 79–85. doi:10.1016/S0273-1223(97)00215-1
- Angelidaki, I., Alves, M., Bolzonella, D., Borzacconi, L., Campos, J.L., Guwy, A.J., Kalyuzhnyi, S., Jenicek, P., van Lier, J.B., 2009. Defining the biomethane potential (BMP) of solid organic wastes and energy crops: a proposed protocol for batch assays. *Water Sci. Technol.* 59, 927–934. doi:10.2166/wst.2009.040
- APHA, AWWA, WEF, 1998. Standard methods for the examination of water and wastewater, 20th edition. American Public Health Association, American Water Works Association, Water Environment Federation. Washington, DC.
- Bahreini, G., Elbahrawi, M., Elbeshbishy, E., Santoro, D., Nakhla, G., 2021. Biological nutrient removal enhancement using fermented primary and rotating belt filter biosolids. *Sci. Total Environ.* 796, 148947. doi:10.1016/j.scitotenv.2021.148947
- Bahreini, G., Elbeshbishy, E., Jimenez, J., Santoro, D., Nakhla, G., 2020a. Integrated fermentation and anaerobic digestion of primary sludges for simultaneous resource and energy recovery: Impact of volatile fatty acids recovery. *WASTE Manag.* 118, 341–349. doi:10.1016/j.wasman.2020.08.051
- Bahreini, G., Nazari, L., Ho, D., Flannery, C.C., Elbeshbishy, E., Santoro, D., Nakhla, G., 2020b. Enzymatic pre-treatment for enhancement of primary sludge fermentation. *Bioresour. Technol.* 305. doi:10.1016/j.biortech.2020.123071
- Balmér, P., 2010. Benchmarking och nyckeltal vid avloppsreningsverk. Svenskt Vatten Utveckling. Rapport nr 2010-10.
- Banerjee, A., Elefsiniotis, P., Tuhtar, D., 1999. The effect of addition of potato-processing wastewater on the acidogenesis of primary sludge under varied hydraulic retention time and temperature. *J. Biotechnol.* 72, 203–212. doi:10.1016/S0168-1656(99)00105-4
- Banerjee, A., Elefsiniotis, P., Tuhtar, D., 1998. Effect of HRT and temperature on the acidogenesis of municipal primary sludge and industrial wastewater. *Water Sci. Technol.* 38, 417–423. doi:10.1016/S0273-1223(98)00719-7
- Barajas, M.G., Escalas, A., Mujeriego, R., 2002. Fermentation of a low VFA wastewater in an activated primary tank. *Water SA* 28, 89–98.
- Barnard, J.L., 1984. Activated primary tanks for phosphate removal. *Water SA* 10, 121–126.
- Batstone, D.J., Keller, J., Angelidaki, R.I., Kalyuzhnyi, S. V, Pavlostathis, S.G., Rozzi, A., Sanders, W.T.M., Siegrist, H., Vavilin, V.A., 2002. *Anaerobic Digestion Model No. 1*. IWA Publishing, London.
- Behera, C.R., Santoro, D., Gernaey, K. V., Sin, G., 2018. Organic carbon recovery modeling for a rotating belt filter and its impact assessment on a plant-wide scale. *Chem. Eng. J.* 334, 1965–1976. doi:10.1016/j.cej.2017.11.091

-
- Beun, J.J., Verhoef, E. V, Van Loosdrecht, M.C., Heijnen, J.J., 2000. Stoichiometry and kinetics of poly-beta-hydroxybutyrate metabolism under denitrifying conditions in activated sludge cultures. *Biotechnol. Bioeng.* 68, 496–507. doi:10.1002/(SICI)1097-0290(20000220)67:4<379::AID-BIT1>3.0.CO;2-2
- Bixio, D., van Hauwermeiren, P., Thoeye, C., Ockier, P., 2001. Impact of cold and dilute sewage on pre-fermentation - a case study. *Water Sci. Technol.* 43, 109–117.
- Blom, F., 2022. How the choice of primary treatment affects the biogas potential of primary sludge. Examensarbete, Vattenförsörjnings- och Avloppsteknik, Institutionen för Kemiteknik, Lunds universitet.
- Bolzonella, D., Pavan, P., Battistoni, P., Cecchi, F., 2005. Mesophilic anaerobic digestion of waste activated sludge: influence of the solid retention time in the wastewater treatment process. *Process Biochem.* 40, 1453–1460. doi:10.1016/j.procbio.2004.06.036
- Bouzas, A., Gabaldon, C., Marzal, P., Peña-Roja, J.M., Seco, A., 2002. Fermentation of municipal primary sludge: Effect of SRT and solids concentration on volatile fatty acid production. *Environ. Technol.* 23, 863–875. doi:10.1080/09593332308618359
- Bouzas, A., Ribes, J., Ferrer, J., Seco, A., 2007. Fermentation and elutriation of primary sludge: Effect of SRT on process performance. *Water Res.* 41, 747–756. doi:10.1016/j.watres.2006.11.034
- Canziani, R., Pollice, A., Ragazzi, M., 1996. Design considerations on primary sludge hydrolysis under psychrophilic conditions. *Environ. Technol.* 17, 747–754. doi:10.1080/09593331708616441
- Chebbo, G., Gromaire, M.-C., 2009. VICAS-An Operating Protocol to Measure the Distributions of Suspended Solid Settling Velocities within Urban Drainage Samples. *J. Environ. Eng.* 135, 768–775. doi:10.1061/(ASCE)0733-9372(2009)135:9(768)
- Chen, Y., Jiang, S., Yuan, H., Zhou, Q., Gu, G., 2007. Hydrolysis and acidification of waste activated sludge at different pHs. *Water Res.* 41, 683–689. doi:10.1016/j.watres.2006.07.030
- Christensson, M., Lie, E., Jonsson, K., Johansson, P., Welanders, T., 1998. Increasing substrate for polyphosphate-accumulating bacteria in municipal wastewater through hydrolysis and fermentation of sludge in primary clarifiers. *Water Environ. Res.* 70, 138–145. doi:10.2175/106143098X126973
- Cokgor, E.U., Oktay, S., Tas, D.O., Zengin, G.E., Orhon, D., 2009. Influence of pH and temperature on soluble substrate generation with primary sludge fermentation. *Bioresour. Technol.* 100, 380–386. doi:10.1016/j.biortech.2008.05.025
- Crutchik, D., Frison, N., Eusebi, A.L., Fatone, F., 2018. Biorefinery of cellulosic primary sludge towards targeted Short Chain Fatty Acids, phosphorus and methane recovery. *Water Res.* 136, 112–119. doi:10.1016/j.watres.2018.02.047
- Da Ros, C., Conca, V., Eusebi, A.L., Frison, N., Fatone, F., 2020. Sieving of municipal wastewater and recovery of bio-based volatile fatty acids at pilot scale. *Water Res.* 174. doi:10.1016/j.watres.2020.115633
- Davidsson, Å., Jönsson, K., la Cour Jansen, J., Särner, E., 2008. Metoder för slamhydrolys. Svenskt Vatten Utveckling. Rapport nr. 2008-09.
- Dental, S.K., Gossett, J.M., 1982. Effect of chemical coagulation on anaerobic digestibility of organic materials. *Water Res.* 16, 707–718. doi:10.1016/0043-1354(82)90095-1
- Dreywood, R., 1946. Qualitative Test for Carbohydrate Material. *Ind. Eng. Chem. Ed.* 18, 499. doi:10.1021/i560156a015
- Dubois, M., Gilles, K.A., Hamilton, J.K., Rebers, P.A., Smith, F., 1956. Colorimetric
-

-
- Method for Determination of Sugars and Related Substances. *Anal. Chem.* 28, 350–356. doi:10.1021/ac60111a017
- DWA, 2016. DWA Set of Rules. Standard DWA-A 131E. Dimensioning of Single-stage Activated Sludge Plants. German Association for Water, Wastewater and Waste.
- Eastman, J.A., Ferguson, J.F., 1981. Solubilization of particulate organic carbon during the acid phase of anaerobic digestion. *J. Water Pollut. Control Fed.* 53, 352–366.
- Elefsiniotis, P., Oldham, W.K., 1994a. Influence of pH on the acid phase anaerobic digestion of primary sludge. *J. Chem. Technol. Biotechnol.* 60, 89–96. doi:10.1002/jctb.280600114
- Elefsiniotis, P., Oldham, W.K., 1994b. Anaerobic acidogenesis of primary sludge: the role of solids retention time. *Biotechnol. Bioeng.* 44, 7–13. doi:10.1002/bit.260440103
- Elefsiniotis, P., Oldham, W.K., 1994c. Effect of HRT on Acidogenic Digestion of Primary Sludge. *J. Environ. Eng.* 120, 645–660. doi:10.1061/(ASCE)0733-9372(1994)120:3(645)
- Elefsiniotis, P., Wareham, D.G., 2007. Utilization patterns of volatile fatty acids in the denitrification reaction. *Enzyme Microb. Technol.* 41, 92–97. doi: <https://doi.org/10.1016/j.enzmictec.2006.12.006>
- Ferreiro, N., Soto, M., 2003. Anaerobic hydrolysis of primary sludge: influence of sludge concentration and temperature. *Water Sci. Technol.* 47, 239–246.
- Franchi, A., Santoro, D., 2015. Current status of the rotating belt filtration (RBF) technology for municipal wastewater treatment. *Water Pract. Technol.* 10, 319–327. doi:10.2166/wpt.2015.038
- Garman, J.J., 1975. Silning av kommunalt avlöpsvann. *Vann* 4, 320–338.
- Gernaey, K.V., Jeppsson, U., Vanrolleghem, P.A., Copp, J.B., 2014. Benchmarking of control strategies for wastewater treatment plants. IWA Publishing, London.
- Ghasimi, D.S.M., Tao, Y., de Kreuk, M., Abbas, B., Zandvoort, M.H., van Lier, J.B., 2015. Digester performance and microbial community changes in thermophilic and mesophilic sequencing batch reactors fed with the fine sieved fraction of municipal sewage. *Water Res.* 87, 483–493. doi:10.1016/j.watres.2015.04.027
- Gomec, C.Y., Kim, M., Ahn, Y., Speece, R.E., 2002. The role of pH in mesophilic anaerobic sludge solubilization. *J. Environ. Sci. Heal. Part A Toxic/Hazardous Subst. Environ. Eng.* 37, 1871–1878. doi:10.1081/ESE-120015467
- Gonzalez-Barcelo, O., Gonzalez-Martinez, S., 2006. Anaerobic prefermentation and primary sedimentation of wastewater in a sequencing batch reactor. *Water SA* 32, 577–583.
- Gupta, M., 2018. Microsieving as a primary treatment for biological nitrogen removal from municipal wastewater. Doktorsavhandling, The University of Western Ontario. <https://ir.lib.uwo.ca/etd/5288>
- Gupta, M., Ho, D., Santoro, D., Torfs, E., Doucet, J., Vanrolleghem, P.A., Nakhla, G., 2018. Experimental assessment and validation of quantification methods for cellulose content in municipal wastewater and sludge. *Environ. Sci. Pollut. Res.* 25, 16743–16753. doi:10.1007/s11356-018-1807-7
- Gustavsson, D.J.I., Tumlin, S., 2013. Carbon footprints of Scandinavian wastewater treatment plants. *Water Sci. Technol.* 68, 887–893. doi:10.2166/wst.2013.318
- Henze, M., Grady, C.P.L.J., Gujer, W., Marais, G.R., Matsuo, T., 1987. Activated Sludge Model No. 1. (IAWPRC Scientific and Technical Report No. 1.). London: IAWPRC.
-

-
- Henze, M., Gujer, W., Mino, T., Matsuo, T., Wentzel, M.C., Marais, G.V.R., Van Loosdrecht, M.C.M., 1999. Activated Sludge Model No.2d, ASM2d. *Water Sci. Technol.* 39, 165–182. doi:10.1016/S0273-1223(98)00829-4
- Herbert, D., Philipps, P.J., Strange, R.E., 1971. Carbohydrate analysis. *Methods Enzym.* 5B.
- Hey, T., Jonsson, K., Jansen, J. la C., 2012. Full-scale in-line hydrolysis and simulation for potential energy and resource savings in activated sludge - a case study. *Environ. Technol.* 33, 1819–1825. doi:10.1080/09593330.2011.650217
- Huang, X., Duan, C., Yu, J., Dong, W., Wang, H., 2021. Response of VFAs and microbial interspecific interaction to primary sludge fermentation temperature. *J. Clean. Prod.* 322, 129081. doi: <https://doi.org/10.1016/j.jclepro.2021.129081>
- Hughes, L.K., Bailon, L., Lykkegaard Christensen, M., la Cour Jansen, J., 2019. Potentials and challenges by implementing fine mesh sieving for primary treatment of wastewater, in: 16th IWA World Conference on Anaerobic Digestion, Delft, the Netherlands 23 - 27 June 2019.
- Ibrahim, V., Hey, T., Jönsson, K., 2014. Determining short chain fatty acids in sewage sludge hydrolysate: a comparison of three analytical methods and investigation of sample storage effects. *J. Environ. Sci. (China)* 26, 926–933. doi:10.1016/S1001-0742(13)60516-1
- Jenkins, D., Wanner, J., 2014. Activated sludge - 100 years and counting. IWA Publishing, London.
- Kängsepp, P., Väänänen, J., Örning, K., Sjölin, M., Olsson, P., Rönnberg, J., Wallebäck, F., Cimbritz, M., Pellicer-Nàcher, C., 2016. Performance and operating experiences of the first Scandinavian full-scale discfilter installation for tertiary phosphorus polishing with preceding coagulation and flocculation. *Water Pract. Technol.* 11, 459–468. doi:10.2166/wpt.2016.040
- Kim, J.O., Somiya, I., 2001. Effect of hydraulic loading rate on acidogenesis in a membrane-coupled anaerobic VFAs fermenter. *Environ. Technol.* 22, 91–99. doi:10.1080/09593332208618310
- Lin, L., Li, R., Li, X., 2018a. Recovery of organic resources from sewage sludge of Al-enhanced primary sedimentation by alkali pretreatment and acidogenic fermentation. *J. Clean. Prod.* 172, 3334–3341. doi:10.1016/j.jclepro.2017.11.199
- Lin, L., Li, R., Li, Y., Xu, J., Li, X., 2017a. Recovery of organic carbon and phosphorus from wastewater by Fe-enhanced primary sedimentation and sludge fermentation. *Process Biochem.* 54, 135–139. doi:10.1016/j.procbio.2016.12.016
- Lin, L., Li, R., Yang, Z., Li, X., 2017b. Effect of coagulant on acidogenic fermentation of sludge from enhanced primary sedimentation for resource recovery: Comparison between FeCl₃ and PACl. *Chem. Eng. J.* 325, 681–689. doi:10.1016/j.cej.2017.05.130
- Lin, L., Li, X., 2018a. Acidogenic fermentation of iron-enhanced primary sedimentation sludge under different pH conditions for production of volatile fatty acids. *Chemosphere* 194, 692–700. doi:10.1016/j.chemosphere.2017.12.024
- Lin, L., Li, X., 2018b. Effects of pH adjustment on the hydrolysis of Al-enhanced primary sedimentation sludge for volatile fatty acid production. *Chem. Eng. J.* 346, 50–56. doi:10.1016/j.cej.2018.04.005
- Lin, L., Li, Y., Li, X., 2018b. Acidogenic sludge fermentation to recover soluble organics as the carbon source for denitrification in wastewater treatment: Comparison of sludge types. *Front. Environ. Sci. Eng.* 12. doi:10.1007/s11783-018-1043-x
- Ljunggren, M., 2006. Micro screening in wastewater treatment – an overview. *Vatten* 62, 171–177.
-

-
- Ljunggren, M., Alm, L.-G., Nilsson, B., Persson, E., Strube, R., Svensson, L., la Cour Jansen, J., 2007. Microscreening in Chemically Enhanced Primary Treatment, in: *Chemical Water and Wastewater Treatment IX*. IWA Publishing, Cornwall, UK, pp. 49–58.
- Lötter, L.H., Pitman, A.R., 1992. Improved Biological Phosphorus Removal Resulting from the Enrichment of Reactor Feed with Fermentation Products. *Water Sci. Technol.* 26, 943–953.
- Lowry, O.H., Rosebrough, N.J., Farr, A.L., Randall, R.J., 1951. Protein measurement with the Folin phenol reagent. *J. Biol. Chem.* 193, 265–275.
- Luo, H., Sun, Y., Taylor, M., Nguyen, C., Strawn, M., Broderick, T., Wang, Z.-W., 2022. Impacts of aluminum- and iron-based coagulants on municipal sludge anaerobic digestibility, dewaterability, and odor emission. *Water Environ. Res.* 94. doi:10.1002/wer.1684
- Maharaj, I., Elefsiniotis, P., 2001. The role of HRT and low temperature on the acid-phase anaerobic digestion of municipal and industrial wastewaters. *Bioresour. Technol.* 76, 191–197. doi:10.1016/S0960-8524(00)00128-0
- Mahmoud, N., Zeeman, G., Gijzen, H., Lettinga, G., 2004. Anaerobic stabilisation and conversion of biopolymers in primary sludge - effect of temperature and sludge retention time. *Water Res.* 38, 983–991. doi:10.1016/j.watres.2003.10.016
- Miron, Y., Zeeman, G., Van Lier, J.B., Lettinga, G., 2000. The role of sludge retention time in the hydrolysis and acidification of lipids, carbohydrates and proteins during digestion of primary sludge in CSTR systems. *Water Res.* 34, 1705–1713. doi:10.1016/S0043-1354(99)00280-8
- Modin, O., Liebana, R., Saheb-Alam, S., Wilen, B.-M., Suarez, C., Hermansson, M., Persson, F., 2020. Hill-based dissimilarity indices and null models for analysis of microbial community assembly. *Microbiome* 8. doi:10.1186/s40168-020-00909-7
- Moser-Engeler, R., Udert, K.M., Wild, D., Siegrist, H., 1998. Products from primary sludge fermentation and their suitability for nutrient removal. *Water Sci. Technol.* 38, 265–273. doi:10.1016/S0273-1223(98)00411-9
- Norsk Vann, 2009. Veiledning for dimensjonering av avløpsrensaneanlegg. Norsk Vann Rapport 168.
- Ødegaard, H., 1975. Bruk av siler i kloakkrenseteknikken. *Vann* 4, 339–349.
- Ødegaard, H., Karlsson, I., 1994. Chemical Wastewater Treatment - Value for Money, in: Al., H.H.H. et (Ed.), *Chemical Water and Wastewater Treatment IV*. Springer, Berlin Heidelberg New York, pp. 191–209.
- Otis, C.L., 2013. From Sludge to Energy. Examensarbete. University of Stavanger, Norway.
- Otterpohl, R., Freund, M., 1992. Dynamic Models for Clarifiers of Activated Sludge Plants with Dry and Wet Weather Flows. *Water Sci. Technol.* 26, 1391–1400. doi:10.2166/wst.1992.0582
- Palmieri, S., Cipolletta, G., Pastore, C., Giosue, C., Akyol, C., Eusebi, A.L., Frison, N., Tittarelli, F., Fatone, F., 2019. Pilot scale cellulose recovery from sewage sludge and reuse in building and construction material. *Waste Manag.* 100, 208–218. doi:10.1016/j.wasman.2019.09.015
- Paraskevas, P., Kolokithas, G., Lekkas, T., 1993. A complete dynamic model of primary sedimentation. *Environ. Technol.* 14, 1037–1046. doi:10.1080/09593339309385380
- Paulsrud, B., Rusten, B., Aas, B., 2014. Increasing the sludge energy potential of wastewater treatment plants by introducing fine mesh sieves for primary treatment.
-

-
- Water Sci. Technol. 69, 560–565. doi:10.2166/wst.2013.737
- Pittmann, T., Steinmetz, H., 2013. Influence of operating conditions for volatile fatty acids enrichment as a first step for polyhydroxyalkanoate production on a municipal waste water treatment plant. *Bioresour. Technol.* 148, 270–276. doi:10.1016/j.biortech.2013.08.148
- Poinapen, J., Ekama, G.A., Wentzel, M.C., 2009. Biological sulphate reduction with primary sewage sludge in an upflow anaerobic sludge bed (UASB) reactor - Part 4: Bed settling characteristics. *Water SA* 35, 553–559.
- Polorigni, C.L., Ikumi, D.S., Ekama, G.A., 2021. Primary sedimentation modeling with characterized settling velocity groups. *Water Res.* 189. doi:10.1016/j.watres.2020.116621
- Ramsay, I.R., Pullammanappallil, P.C., 2001. Protein degradation during anaerobic wastewater treatment: derivation of stoichiometry. *Biodegradation* 12, 247–257. doi:10.1023/a:1013116728817
- Razafimanantsoa, V.A., Ydstebo, L., Bilstad, T., Sahu, A.K., Rusten, B., 2014. Effect of selective organic fractions on denitrification rates using Salsnes Filter as primary treatment. *Water Sci. Technol.* 69, 1942–1948. doi:10.2166/wst.2014.110
- Remy, C., Boulestreau, M., Lesjean, B., 2014. Proof of concept for a new energy-positive wastewater treatment scheme. *Water Sci. Technol.* 70, 1709–1716. doi:10.2166/wst.2014.436
- Ruiken, C.J., Breuer, G., Klaversma, E., Santiago, T., van Loosdrecht, M.C.M., 2013. Sieving wastewater - Cellulose recovery, economic and energy evaluation. *Water Res.* 47, 43–48. doi:10.1016/j.watres.2012.08.023
- Rusten, B., Ødegaard, H., 2006. Evaluation and testing of fine mesh sieve technologies for primary treatment of municipal wastewater. *Water Sci. Technol.* 54, 31–38. doi:10.2166/wst.2006.710
- Rusten, B., Rathnaweera, S.S., Rismyhr, E., Sahu, A.K., Ntiako, J., 2017. Rotating belt sieves for primary treatment, chemically enhanced primary treatment and secondary solids separation. *Water Sci. Technol.* 75, 2598–2606. doi:10.2166/wst.2017.145
- Sahlin, S., 2021. Evaluating the suitability of carbon source from fermentation of primary filter sludge for biological nutrient removal. Examensarbete, Vattenförsörjnings- och Avloppsteknik, Institutionen för Kemiteknik, Lunds universitet.
- Salmonsson, T., Jönsson, K., Andersson, S., Bergslilja, E., Erikstam, S., 2016. Sidoströmshydrolys och biologisk fosforavskiljning på svenska avloppsreningsverk. Svenskt Vatten Utveckling. Rapport nr. 2017-06.
- Sarathy, S., Ho, D., Murray, A., Batstone, D., Santoro, D., 2015. Engineered fractionation of primary solids – A comparison of primary treatments using rotating belt filters and primary clarifiers, in: WEFTEC.
- SFT, 2005. Primærrensning - Rapport om valg av rensemetode. Statens forurensnings-tilsyn Rapport TA-2088/2005.
- Shestakova, M., Hansen, B., 2020. About water treatment. Kemira Oyj, Helsinki, Finland.
- Siegrist, H., Salzgeber, D., Eugster, J., Joss, A., 2008. Anammox brings WWTP closer to energy autarky due to increased biogas production and reduced aeration energy for N-removal. *Water Sci. Technol.* 57, 383–388. doi:10.2166/wst.2008.048
- Skalsky, D.S., Daigger, G.T., 1995. Wastewater solids fermentation for volatile acid production and enhanced biological phosphorus removal. *Water Environ. Res.* 67, 230–237. doi:10.2175/106143095X131402
-

-
- Smith, P.K., Krohn, R.I., Hermanson, G.T., Mallia, A.K., Gartner, F.H., Provenzano, M.D., Fujimoto, E.K., Goeke, N.M., Olson, B.J., Klenk, D.C., 1985. Measurement of protein using bicinchoninic acid. *Anal. Biochem.* 150, 76–85. doi:10.1016/0003-2697(85)90442-7
- Stevens, G.M., Cameron, C., Hunt, S., Carey, S., 2002. Operational Experiences With Sludge Fermenters, in: WEFTEC.
- STOWA, 2019. Verkennend onderzoek naar de verzuring van zeefgoed. STOWA Report 2019-16.
- STOWA, 2010. Influent fijnzeven in RWZI's. STOWA Report 2010-19.
- Sutton, P.M., Rusten, B., Ghanam, A., Dawson, R., Kelly, H., 2008. Rotating belt screens: an attractive alternative for primary treatment of municipal wastewater, in: WEFTEC. pp. 1671–1687.
- Svenskt Vatten, 2007. Avloppsteknik 2 - Reningsprocessen. Publikation U2.
- Svenskt Vatten, 2022. Klimatberäkningsverktyg för VA-anläggningar.
- Takacs, I., Patry, G.G., Nolasco, D., 1991. A dynamic model of the clarification-thickening process. *Water Res.* 25, 1263–1271. doi:10.1016/0043-1354(91)90066-Y
- Tchobanoglous, G., Stensel, H.D., Tsuchihashi, R., Burton, F., 2014. *Metcalf & Eddy. Wastewater Engineering: Treatment and Resource Recovery.* McGraw-Hill Education, New York.
- Tebini, S., 2020. Karakterisering av kommunalt avloppsvatten - Partikelstorleksfördelning och sammansättning av COD. Examensarbete, Vattenförsörjnings- och Avloppsteknik, Institutionen för Kemiteknik, Lunds universitet.
- Teichgräber, B., 2000. Acidification of primary sludge to promote increased biological phosphorus elimination and denitrification. *Water Sci. Technol.* 41, 163–170.
- Thomas, M., Wright, P., Blackall, L., Urbain, V., Keller, J., 2003. Optimisation of Noosa BNR plant to improve performance and reduce operating costs. *Water Sci. Technol.* 47, 141–148.
- Thomas, M.P., 2008. The secret to achieving reliable biological phosphorus removal. *Water Sci. Technol.* 58, 1231–1236.
- Tumlin, S., Gustavsson, D., Bernstad Saraiva Schott, A., 2014. Klimatpåverkan från avloppsreningsverk. *Svenskt Vatten Utveckling. Rapport nr 2014-02.*
- Tykesson, E., Jonsson, L.E., Jansen, J.L., 2005. Experience from 10 years of full-scale operation with enhanced biological phosphorus removal at Oresundsverket. *Water Sci. Technol.* 52, 151–159.
- Väänänen, J., 2017. Microsieving in municipal wastewater treatment - Chemically enhanced primary and tertiary treatment. Department of Chemical Engineering. Lund University.
- Väänänen, J., Cimbritz, M., Jansen, J. la C., 2016. Microsieving in primary treatment: effect of chemical dosing. *Water Sci. Technol.* 74, 438–447. doi:10.2166/wst.2016.223
- Väänänen, J., Memet, S., Günther, T., Lilja, M., Cimbritz, M., Jansen, J. la C., 2017. Automatic control of the effluent turbidity from a chemically enhanced primary treatment with microsieving. *Water Sci. Technol.* 76, 1770–1780. doi:10.2166/wst.2017.358
- Van Lier, J.B., Nidal, M., Zeeman, G., 2020. Chapter 16: Anaerobic wastewater treatment, in: Chen, G., van Loosdrecht, M.C.M., Ekama, G.A., Brdjanovic, D. (Eds.), *Biological Wastewater Treatment: Principles, Modeling and Design.* IWA Publishing, pp. 701–756.
-

-
- von Münch, E., Koch, F.A., 1999. A survey of prefermenter design, operation and performance Australia and Canada. *Water Sci. Technol.* 39, 105–112.
- Wedi, D., 1992. Effects of an Activated Primary Settling Tank on Biological Phosphorus Removal. *Water Sci. Technol.* 26, 2199–2202.
- WEF, 2005. Clarifier Design WEF Manual of Practice No. FD-8. Water Environment Federation, Alexandria.
- Wu, H., Gao, J., Yang, D., Zhou, Q., Liu, W., 2010. Alkaline fermentation of primary sludge for short-chain fatty acids accumulation and mechanism. *Chem. Eng. J.* 160, 1–7. doi:10.1016/j.cej.2010.02.012
- Wu, H., Yang, D., Zhou, Q., Song, Z., 2009. The effect of pH on anaerobic fermentation of primary sludge at room temperature. *J. Hazard. Mater.* 172, 196–201. doi:10.1016/j.jhazmat.2009.06.146
- Yuan, H.Y., Chen, Y.G., Zhang, H.X., Jiang, S., Zhou, Q., Gu, G.W., 2006. Improved bioproduction of short-chain fatty acids (SCFAs) from excess sludge under alkaline conditions. *Environ. Sci. Technol.* 40, 2025–2029. doi:10.1021/es052252b
- Zeng, R.J., Yuan, Z., Keller, J., 2006. Effects of solids concentration, pH and carbon addition on the production rate and composition of volatile fatty acids in prefermenters using primary sewage sludge. *Water Sci. Technol.* 53, 263–269. doi:10.2166/wst.2006.257
- Zhang, P., Chen, Y., Zhou, Q., 2009. Waste activated sludge hydrolysis and short-chain fatty acids accumulation under mesophilic and thermophilic conditions: Effect of pH. *Water Res.* 43, 3735–3742. doi:10.1016/j.watres.2009.05.036
- Åmand, L., Andersson, S., Oliveira, F., Rahmberg, M., Junestedt, C., Arnell, M., 2016. Nya utsläppskrav för svenska reningsverk – effekter på reningsverkens totala miljöpåverkan. Svenskt Vatten Utveckling. Rapport nr. 2016-12.

Svenskt Vatten

UTVECKLING

Svenskt Vatten Utveckling
Svenskt Vatten AB

POSTADRESS BOX 14057, 167 14 Bromma

BESÖKSADRESS Gustavslundsvägen 12, 167 51 Bromma

TELEFON 08-506 002 00

E-MAIL svensktvatten@svensktvatten.se

www.svensktvatten.se