

Aeroba granuler, en ny reningsteknik för kommunala avloppsreningsverk

En kunskapssammanställning

*Simon Bengtsson
Mark de Blois
Jonatan Flodin
Jesper Olsson
Maria Jonstrup*

*Karin Myring
Jerry Johansson
Britt-Marie Wilén
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. Projekt bedrivs inom hela det VA-tekniska fältet under huvudrubrikerna:

Dricksvatten
Rörnät & Klimat
Avlopp & Miljö
Management

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

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

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

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

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

Rapportens titel:	Aeroba granuler, en ny reningsteknik för kommunala avloppsreningsverk – en kunskapssammanställning
Title of the report:	Aerobic granules, a new technology for municipal wastewater treatment – the state-of-the-art
Författare:	Simon Bengtsson (Chalmers tekniska högskola, Vatten Miljö Teknik), Mark de Blois (H2OLAND), Jonatan Flodin (H2OLAND), Jesper Olsson (Uppsala Vatten och Avfall), Maria Jonstrup (VA SYD), Karin Myring (Strömstads kommun), Jerry Johansson (Strömstads kommun), Britt-Marie Wilén (Chalmers tekniska högskola, Vatten Miljö Teknik), David Gustavsson (Sweden Water Research)
Rapportnummer:	2017-19
Antal sidor:	102
Sammandrag:	Rapporten beskriver kunskapsläget för den nya tekniken aerobt granulärt slam (AGS) för biologisk behandling av kommunalt avloppsvatten. En jämförelse med andra tekniker visar att reningsprocesser med aeroba granuler kan vara kompakta och energieffektiva.
Abstract:	The state-of-the-art of the new technology aerobic granular sludge for biological treatment of municipal wastewater is described. A comparison with other technologies show that processes based on aerobic granules can be compact and energy efficient.
Sökord:	Aerobt granulärt slam, avloppsvattenrening, biologisk behandling, kompakt, ytbehov, energi
Keywords:	Aerobic granular sludge, wastewater treatment, biological treatment, compact, foot print, energy
Målgrupper:	Ingenjörer, tekniker, forskare och konsulter inom avloppsvattenrening
Omslagsbild:	Aeroba granuler anrikade i laboratorieskala. Foto: Britt-Marie Wilén, Chalmers tekniska högskola.
Rapport:	Finns att hämta hem som PDF-fil från Svenskt Vattens hemsida www.svensktvatten.se
Utgivningsår:	2017
Utgivare:	Svenskt Vatten AB © Svenskt Vatten AB
Om projektet	
Projektnummer:	16-121
Projektets namn:	Aeroba granuler, en ny reningsteknik för kommunala avloppsreningsverk – en kunskapssammanställning
Projektets finansiering:	Svenskt Vatten Utveckling

Förord

I vårt samhälle är vi idag ständigt på jakt efter nya lösningar och nya tekniker för att effektivisera nuvarande system. Vi tar små steg i taget för att inte känna oss obekväma vilket vi gör vid alltför stora förändringar.

När det gäller centraliserad avloppsvattenrening så är den vanligaste tekniken för avskiljning av organiskt material och kväve den så kallade aktivslamtekniken. Denna hundraåring har dock sedan 90-talet utmanats utav rörliga biofilmsbärare i så kallade MBBR-system, vilka ger mer kompakta men mer energi- och måhända mer kemikalieintensiva anläggningar. När krav på större avskiljning av kväve kom på 90-talet ökade energianvändningen på avloppsreningsverken genom införandet av nitrifikation och denitrifikation. Under 2000-talet har sedan fokus legat på att skapa energisnåla reningsverk, vilket troligen gynnat aktivslamtekniken gentemot MBBR-tekniken. Under 2010-talet har dock högre röster om rening av mikroföroreningar kommit och än tuffare krav för fosfor och kväve har gjort att energiintensiva reningsmetoder så som membranbioreaktorer (MBR) och ozonering diskuteras allt mer. Då våra städer fortsätter att växa ställs också allt oftare krav på kompakta anläggningar.

I det här projektet har vi studerat den hetaste efterträdare till aktivt slam i världen för tillfället (WaterWorld.com, 2017a), aerobt granulärt slam (AGS). Tekniken anses vara den mest energisnåla tekniken, vara kompakt och minska mängden av teknikkomponenter. Dock är antalet fullskalanläggningar begränsat och enbart ett företag säljer processlösningen. Vårt mål för detta projekt var att göra en riktigt bra kunskapssammanställning av tekniken AGS för behandling av kommunalt avloppsvatten.

Vi vet dock inte om införande av AGS-tekniken kan leda till en stor förändring av reningsverken. Samma biologiska processer som i aktivt slam utnyttjas, om än med SBR-teknik, vilket i och för sig bör gynna en bra förståelse för biologin.

Idén till studien och en stor anledning till varför vi fick möjlighet till att göra denna kunskapssammanställning på svenska får vi tacka Strömstads kommun för som hade modet att välja AGS-tekniken för utbyggnation av Österröds avloppsreningsverk. Beslutet kunde fattas efter en studie av konsultbolaget H2OLAND där AGS togs med bland de mest intressanta alternativen och där det framgick att AGS blev det alternativ med lägst driftkostnader. Nästa år, 2018, kommer därför Norden att få sin första AGS-anläggning. Naturligtvis vill vi också tacka Svenskt Vatten som beviljade vårt projekt.

Rapporten har till största del sammanställts av Simon Bengtsson på uppdrag av Britt-Marie Wilén på Chalmers tekniska högskola men även H2OLAND, Mark de Blois och Jonatan Flodin, har bidragit med några kapitel. David Gustavsson på Sweden Water Research har varit projektledare. Förutom ovanstående har även Jesper Olsson på Uppsala Vatten och Avfall, Karin Myring och Jerry Johansson på Strömstads kommun samt Maria Jonstrup på VA SYD ingått i projektgruppen och bidragit med värdefulla synpunkter. Referensgruppen har representerats av Christian Baresel på IVL Svenska Miljöinstitutet, David I'ons på Gryaab, Sari Vienola på Käppalaförbundet och Karin Jönsson på Lunds Tekniska Högskola.

David Gustavsson

31 augusti 2017

Innehåll

Förord	3
Sammanfattning	8
Summary	9
Förkortningar	10
Inledning	11
1.1 Historik	12
1.2 Definition av AGS.....	12
1.3 Syfte.....	14
1.4 Avgränsningar.....	14
2 Faktorer som krävs för granulering	15
2.1 Höga substratkoncentrationer	15
2.2 Sedimenteringshastighet	16
2.3 Skjuvkrafter	17
2.4 Låg tillväxthastighet.....	17
3 Omvandlingsprocesser	19
3.1 Organiska ämnen	19
3.2 Kväveavskiljning.....	20
3.3 Biologisk fosforavskiljning.....	22
4 Faktorer som påverkar effektiviteten	25
4.1 Temperatur	25
4.2 Salthalt	25
4.3 Granulernas storlek	26
4.4 Chocker och toxicitet	27
5 Granulers sammansättning	29
5.1 Mikrobiell sammansättning	29
5.2 Extracellulära polymerer.....	30
6 AGS i praktiken	32
6.1 Erfarenheter med kommunala avloppsvatten	32
6.2 Anläggningar i fullskala	37
6.3 Strategier för uppstart.....	41
6.4 Strategier för övervakning och styrning	42
6.5 Slamhantering och rötning.....	44
6.6 Kombination med andra processer.....	44

7	Design och dimensionering av AGS-processer.....	47
7.1	Val av antal reaktorer och buffertar	47
7.2	Dimensionering	47
7.3	Cykler och faser	48
7.4	Inmatning, dekantering och luftning.....	48
8	Jämförelse av AGS med andra tekniker.....	50
8.1	Förutsättningar och tillvägagångssätt för jämförelsen	50
8.2	Resultat.....	55
8.3	Slutsatser.....	61
9	En fallstudie: Om- och tillbyggnad av Österröds avloppsreningsverk	62
9.1	Bakgrund	62
9.2	Dimensionering	62
9.3	Processbeskrivning.....	64
10	Patent, upphandling och sekretess.....	69
10.1	Patent	69
10.2	Upphandling och sekretess	69
11	Möjligheter och utmaningar för AGS i Sverige	72
11.1	Fördelar och möjligheter.....	72
11.2	Allmänna utmaningar.....	73
11.3	Utmaningar med avseende på svenska förhållanden	74
11.4	Frågeställningar för forskning och utveckling	75
12	En framåtblick	76
13	Referenser.....	77
	Bilaga A.....	97

Sammanfattning

Rapporten beskriver kunskapsläget för den nya tekniken aerobt granulärt slam (AGS) för biologisk behandling av kommunalt avloppsvatten. En jämförelse med andra tekniker visar att reningsprocesser med aeroba granuler kan vara kompakta och energieffektiva.

Hårdare reningskrav, ökad befolkning och centralisering gör att många svenska avloppsreningsverk behöver byggas ut. Samtidigt kryper bebyggelse allt närmare avloppsreningsverken, och det ställer krav på att om- och utbyggnader tar lite mark i anspråk. AGS är en innovativ reningsprocess som skulle kunna vara ett attraktivt alternativ, men tekniken är fortfarande relativt okänd i Sverige. Därför har en svensk intressentgrupp av kommunala VA-bolag, Chalmers tekniska högskola samt en konsult gjort en kunskapssammanställning genom litteratursökning, studiebesök och intervjuer med sakkunniga.

Aeroba granuler skiljer sig från traditionella aktivslamflockar genom att de är större, kompaktare och mer sfäriska. Det gör att de sedimenterar betydligt snabbare. De kan bidra till kompakta reningsprocesser eftersom slamhalten kan bli hög och sedimenteringstiden kort. För att granulering ska ske i reningsprocessen krävs det bland annat att biomassan utsätts för relativt höga koncentrationer av föroreningar i avloppsvattnet. Detta kan uppnås med en sekventiell satsvis reaktor (SBR) i stället för ett kontinuerligt flöde. Långsamt växande mikroorganismer gynnar också granulering och därför integreras gärna biologisk fosforavskiljning i AGS-processen. En relativt kort sedimenteringsfas gör också att andelen granuler ökar eftersom långsamt sedimenterande flockar sköljs ut ur systemet. Att granulerna är förhållandevis stora gör att det samtidigt kan ske nitrifikation i deras ytskikt och denitrifikation i deras inre, anoxiska delar.

Behandling av kommunala avloppsvatten med AGS i laboratorie-, pilot- och fullskala har visat att utgående koncentrationer av suspenderad substans (SS) och totalfosfor uppgått till 10–20 mg/l SS och omkring 1 mg/l fosfor. Generellt är detta otillräckligt i förhållande till svenska utsläppsvillkor, och därför bör man än så länge räkna med att det behövs någon form av efterpolering.

AGS-processen jämfördes med andra reningstekniker som aktivt slam, en hybridprocess med aktivt slam och rörligt bärrarmaterial (MBBR) samt en membranbioreaktor (MBR). Jämförelsen utfördes med avseende på behov av volym och markyta samt elenergi. Den bekräftade att en AGS-process kan vara betydligt mer kompakt än aktivslamprocessen (40–50 procent lägre markbehov) och ha lägre elenergianvändning än samtliga andra alternativ. Vattendjupet är vanligtvis högre i AGS-processen, och det minskar både yt- och energibehovet ytterligare.

Baserat på tillgänglig kunskap verkar det finnas god potential att använda AGS-tekniken för avloppsvattenrening i Sverige. Rapporten beskriver de områden där mer kunskap vore värdefull. Förutom pilotstudier föreslås en noggrann uppföljning av uppstarten av Nordens första AGS-anläggning vid Österröds avloppsreningsverk i Strömstad.

Summary

Stricter effluent demands and increased loads due to population growth and centralization lead to requirements for extensions of many Swedish wastewater treatment plants. At the same time, buildings are often coming closer to the treatment plants, which means that the extensions have to be compact. Aerobic granular sludge (AGS) is an innovative, compact and energy efficient treatment process that could be attractive in this regard. The technology is, however, relatively unknown in Sweden. A Swedish stakeholder group, consisting of municipalities, Chalmers University of Technology and a consultant company with AGS experience, has therefore assessed the state-of-the-art of AGS through a literature review, site visits and expert interviews.

Aerobic granules are distinguished from activated sludge flocs through their larger size and more compact and spherical structure. Due to these properties, granules settle significantly faster and can therefore contribute to compact treatment processes through high sludge concentrations and short settling times. There are several factors that help promote granulation in a treatment process. These normally include exposing the biomass to relatively high concentrations of contaminants in the wastewater, which can be realized in sequencing batch reactors. Slow-growing microorganisms promote granulation and therefore, enhanced biological phosphorus removal is preferably integrated with AGS. A relatively short settling time will also encourage granulation since more slow-settling flocs will be washed out. The large size of the granules makes simultaneous nitrification (at the surface of the granules) and denitrification (at the inner, anoxic parts) feasible.

Experience of treatment of municipal wastewater with AGS at laboratory-, pilot- and full-scale has shown that effluent levels of suspended solids of 10-20 mg/l and total phosphorus around 1 mg/l has been achieved. This is generally insufficient in relation to Swedish effluent requirements and therefore, post-treatment should be considered for the time being. A comparison with other biological treatment technologies was undertaken including activated sludge, a hybrid process with activated sludge and the moving bed biofilm reactor as well as a membrane bioreactor, with respect to volume, foot print and electricity use. The compact nature of the AGS-process compared to activated sludge was confirmed (40-50 % less land requirement) and the estimated electricity usage was lower than for all other options. Higher tank depths, as commonly applied for AGS, will further decrease its foot print and energy use.

Overall, the AGS technology appear attractive for wastewater treatment in Sweden. We have also identified areas where more knowledge and experience of AGS would be valuable. Apart from pilot studies, we propose a thorough monitoring and assessment of the start-up of the first AGS-plant in the Nordic countries at Österröd Wastewater Treatment Plant in Strömstad, Sweden.

Förkortningar

AGS	Aerobt granulärt slam
ALE	Alginat-liknande EPS
AND	Alternnerande nitrifikation och denitrifikation
ARV	Avloppsreningsverk
BOD	Biokemisk syreförbrukning
COD	Kemisk syreförbrukning
DO	Löst syre
EPS	Extracellulära polymerer
GAO	Glykogen-ackumulerande organismer
HRT	Hydraulisk uppehållstid
IFAS	“Integrated fixed-film activated sludge”
MBBR	”Moving bed biofilm reactor”
MBR	Membranbioreaktor
MLE	Modifierad Ludzack-Ettinger-process
N	Kväve
P	Fosfor
PACl	Polyaluminiumklorid
PAO	Polyfosfat-ackumulerande organismer
PHA	Polyhydroxyalkanoater
pe	personekvivalenter
RHDTV	Royal HaskoningDHV
SBR	Sekventiell satsvis reaktor
SND	Simultan nitrifikation och denitrifikation
SRT	Slamålder (”solids retention time”)
SS	Suspenderad substans
SVI	Slamvolymindex
TS	Torrsubstans
UASB	”Upflow anaerobic sludge blanket”
UCT	“University of Cape Town”-process

Inledning

Att mikroorganismer som växer i flockar kan användas för biologisk behandling av kommunalt avloppsvatten under aeroba (syresatta) förhållanden i aktivslamprocessen har varit känt i mer än 100 år. Icke desto mindre upptäcktes så sent som på 1990-talet en kvalitativt ny typ av flockar i aeroba system (Mishima & Nakamura, 1991; Shin et al., 1992). Även om samma typer av mikroorganismer ingick var de betydligt större och kompaktare än flockarna i aktivt slam (Morgenroth et al., 1997). De kallas granuler och deras storlek och kompakta struktur gör dels att de sedimenterar mycket snabbt och dels att olika miljöbetingelser kan råda inom en och samma granul vilket möjliggör en samtidig nedbrytning av organiskt material och närsalter (Beun et al., 2001). Detta innebär att enklare, mer kompakta och energieffektiva reningsprocesser kan skapas baserade på aerobt granulärt slam (AGS) (de Bruin et al., 2004).

Hårdare reningskrav och ökad belastning på grund av befolkningsökning och centralisering gör att många befintliga avloppsreningsverk (ARV) behöver uppgraderas och byggas ut. Samtidigt kryper bebyggelse allt närmare avloppsreningsverken, vilket ställer krav på om- och utbyggnationer som har små ytbehov. De konventionella aktivslamanläggningarna tar stor plats, vilket har gjort att mer kompakta reaktorer med rörligt bärrmaterial, så kallade "moving bed biofilm reactor" (MBBR) har fått stort genomslag. I Sverige finns ungefär 50 MBBR-anläggningar på kommunala avloppsreningsverk varav de flesta dock bara används för avskiljning av organiskt material (Lustig, 2012). MBBR-tekniken kräver också ett slamavskiljande reningssteg i form av t.ex. sedimentering eller flotation. Membranbioreaktorer (MBR) bygger på att slammet behålls i reaktorn med hjälp av mikro- eller ultrafiltrering (porstorlek 0,03–0,4 µm) istället för sedimentering (Drews, 2010). Membranen kan installeras i befintliga aktivslambassänger och ger möjlighet att öka slamhalten samtidigt som en partikel- och bakteriebarriär för det behandlade vattnet erhålls (Le-Clech et al., 2006). Det gör att sedimenteringsbassänger och efterpolering eventuellt inte behövs. En MBR ger därför också en kompakt anläggning, vilken dock är mer energikrävande på grund av den luftning av membran som krävs för att avlägsna vidhäftande biomassa och därigenom öka membranens flux (Kraemer et al., 2012). Reactorer baserade på AGS i form av sekventiella satsvisa reaktorer (SBR) har visat sig vara energieffektiva och kompakta (Pronk et al., 2015). Dess kompakta utformning beror på att konventionell returpumpning av slam och nitratrikt vatten, omrörare och separat sedimentering inte behövs samt att höga slamkoncentrationer kan erhållas tack vare granulernas goda sjunkesegenskaper (de Bruin et al., 2004). Därav kommer ett intresse för att utvärdera AGS som ett alternativ för biologisk avloppsvattenrening i Sverige.

1.1 Historik

Bildandet av granuler i samband med anaerob behandling har länge varit känt och är en nyckelfaktor bakom UASB ("upflow anaerobic sludge blanket")-reaktorn (Lettinga et al., 1980; Seghezzo et al., 1998). I UASB-reaktorer flödar avloppsvattnet nerifrån och upp i reaktorn genom en bädd av anaeroba granuler. Granulerna hålls kvar i reaktorn på grund av sin kompakta struktur och förmåga till effektiv sedimentering (Lettinga, 1995).

Sedermera observerades att granulering även kunde uppnås under aeroba förhållanden i UASB-liknande reaktorer som matades med ren syrgas (Mishima & Nakamura, 1991; Shin et al., 1992). Det observerades också att i aeroba biofilmssystem med basalt som bärarmaterial, uppstod ibland aggregat utan bärare, dvs. granuler (Tijhuis et al., 1995; van Benthum et al., 1996). Under slutet av 90-talet presenterades de första studierna i laboratorieskala där det var tydligt att man hade anrikat AGS vid behandling av organiskt material (Beun et al., 1999; Dangcong et al., 1999; Morgenroth et al., 1997). Eftersom man insåg potentialen i tillämpningar baserade på aeroba granuler, blev detta ett startskott för omfattande forskning för att utveckla konceptet. Förhoppningen var att eftersom granulerna var större och mer kompakta än vanliga aktivslamflockar, borde mer kompakta reningsanläggningar kunna byggas.

Granulering kan, förutom vid nedbrytning av organiskt material, även ske i samband med nitrifikation (de Beer et al., 1993; Liu et al., 2004; Wilén et al., 2004b), denitrifikation (Chen et al., 2009; Eiroa et al., 2004; Franco et al., 2006), anammox, dvs. anaerob ammoniumoxidation (van der Star et al., 2007), och acidogen fermentering (Guo et al., 2008; Liu & Fang, 2003; Mu et al., 2006). Därmed är granulering något som verkar kunna ske oberoende av vilka typer av mikroorganismer eller metabola aktiviteter som ingår så länge betingelserna är sådana att granuler kan skapas och gynnas.

1.2 Definition av AGS

Den rådande definitionen av AGS skapades under den första "Aerobic granular sludge workshop" 2004 och lyder (de Kreuk et al., 2007a):

"Granuler som utgör aerobt granulärt aktivt slam innebär aggregat av mikrobiellt ursprung, som inte koagulerar vid minskad hydrodynamisk skjuvning, och som sedimenterar betydligt snabbare än aktivslamflockar."

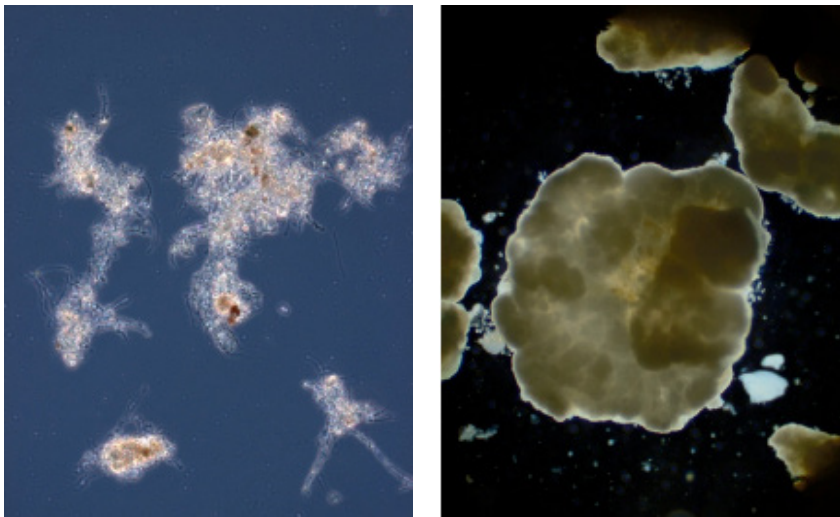
Förklaringar till definitionens olika delar togs fram i samma forum och innebär följande förtydliganden (de Kreuk et al., 2007a):

- Att det rör sig om *aktivt* slam innebär att det ingår aktiva mikroorganismer och inte bara ämnen av mikrobiellt ursprung. Samma typer av mikroorganismer kan ingå som i aktivt slam och biofilmer och därför diskuteras inte specifika grupper av mikroorganismer i definitionen. Att ursprunget är mikrobiellt innebär vidare att inget bärarmaterial är tillsatt utan aggregaten bildas spontant, utan tillsatts av t.ex. biofilmsbärare i plast.
- Avsaknaden av koagulering särskiljer granuler från aktivslamflockar eftersom de senare tenderar att koagulera vid sedimentering, dvs. när ingen

omrörning eller luftning är aktiv, emedan granuler sedimenterar som separata enheter.

- Att granuler sedimenterar betydligt snabbare än aktivslamflockar innebär att slamvolymindex (SVI) efter 10 minuter (SVI_{10}) i kombination med SVI efter 30 minuter (SVI_{30}) kan användas för särskiljning (Schwarzenbeck et al., 2004). Granuler karakteriseras av att skillnaden mellan SVI_{10} och SVI_{30} är liten. SVI anges i milliliter per gram (ml/g) och mäts genom att biomassan tillåts sedimentera i en 1 000 ml mätcylinder under angiven tid varefter slamfasens volym divideras med ursprungsprovets torr-vikt (i g suspenderad substans, SS).
- Storleken på granulerna ska vara tillräcklig för att uppnå en liten skillnad mellan SVI_{10} och SVI_{30} . Baserat på erfarenhet innebär det att de ska vara större än 0,2 mm, men detta värde kan variera från fall till fall så länge övriga kriterier uppfylls.
- Siktning anses vara en lämplig metod för att skörda granuler från reaktorer vilket även innebär att en viss styrka krävs av granulernas matris.

När ett aggregat uppfyller alla egenskaper som beskrivits ovan, kan det kallas aerobt granulärt slam. Detta anger också vilka avgränsningar som finns mellan termerna aerobt granulärt slam, aktivt slam och biofilm (Figur 1.1). Definitionen för AGS anger inte något absolut värde för SVI men det är vanligt att aerobt granulärt slam har ett SVI_{30} mellan 30 och 60 ml/g (Coma et al., 2012; Ni et al., 2009; van der Roest et al., 2011) vilket kan jämföras med ett väl sedimenterande aktivt slam som ofta ligger omkring 100 ml/g (Tchobanoglous et al., 2014).



Figur 1.1 Bilder tagna med mikroskop på aktivslamflockar (vänster) och aeroba granuler (höger). Foto: Simon Bengtsson (vänster) och Raquel Liébana (höger).

1.3 Syfte

Det övergripande syftet med den här rapporten är att öka kunskapen om AGS-tekniken i VA-Sverige. Rapporten ger en översikt av det rådande kunskapsläget för AGS-tekniken baserat på forskning och tillämpning globalt med avseende på behandling av kommunalt avloppsvatten. AGS-teknikens potential och dess speciella utmaningar gällande svenska förhållanden såsom avloppsvattnets karaktär, tuffa reningskrav och möjligheter till utbyggnation av befintliga avloppsreningsverk identifieras. En jämförelse med andra reningstekniker såsom aktivt slam med kemisk respektive biologisk fosforavskiljning, en hybridprocess med aktivt slam och MBBR samt MBR presenteras med avseende på volymbehov, erforderlig markyta och elenergi. Slutligen beskrivs de områden där mer kunskap om AGS vore värdefull. Ett antal frågeställningar för vidare forskning och utveckling föreslås och faktorer som skulle kunna öka tillämpningen av AGS i Sverige identifieras.

1.4 Avgränsningar

Eftersom den här studien fokuserar på kommunalt avloppsvatten, dvs. avloppsvatten från hushåll med ett visst inslag från industrier, behandlas inte tillämpningar av specifikt industriella avloppsvatten. Dagvatten från inläckage och kombinerade ledningssystem anses dock som en del av det kommunala avloppsvattnet. Separat behandling av rejektvatten från slamhantering och rötning behandlas inte. Däremot inkluderas kunskap och erfarenheter från studier utförda med syntetiska avloppsvatten/substrat med en sammansättning som ska efterlikna ett kommunalt avloppsvatten. Vidare fokuserar studien på avskiljning av organiskt material (kemisk syreförbrukning, COD, och biokemisk syreförbrukning, BOD), suspenderat material (SS), kväve och fosfor.

2 Faktorer som krävs för granulering

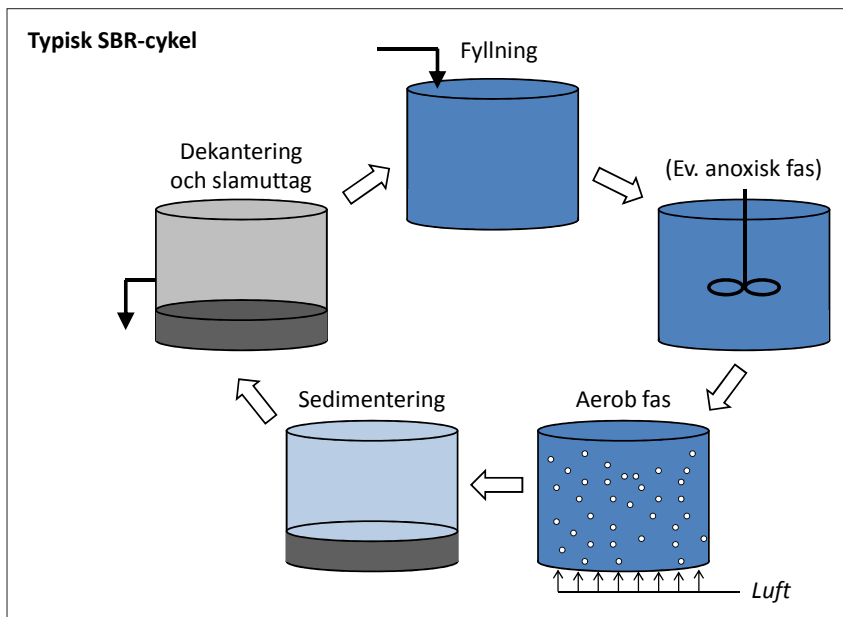
Aeroba granuler uppstår spontant i ett reningssystem då särskilda kombinationer av betingelser råder. Vid granuleringen skapar mikroorganismerna själva aggregaten i vilka de växer.

2.1 Höga substratkoncentrationer

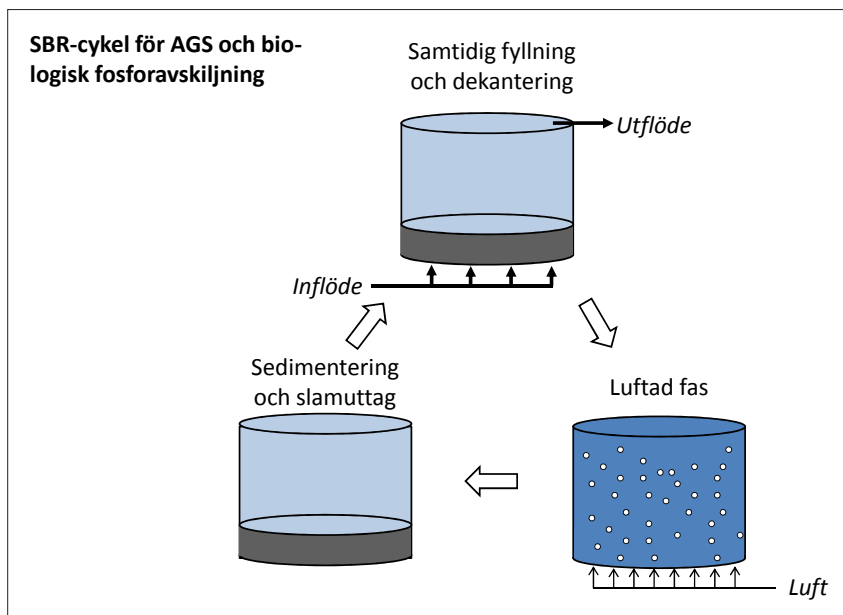
Ur masstransportsynpunkt kan granuler betraktas som en typ av biofilmer, om än utan någon yta att växa på. Liksom för andra biofilmer uppstår det i granuler begränsningar på grund av diffusionsmotståndet för alla ämnen som ska transporteras till eller från mikroorganismerna i de inre skikten av granulerna (Bishop, 1997; Nicolella et al., 2000; van Loosdrecht et al., 1995). Det gör att koncentrationerna av alla ämnen som ska omvandlas måste vara relativt höga i reaktorns vätskefas (Wilén et al., 2004b). Föroreningarnas koncentrationer i avloppsvattnet har betydelse men än viktigare är hur mikroorganismerna exponeras för dessa koncentrationer. Därför är det vanligaste alternativet att använda en sekventiell satsvis reaktor (SBR) för att anrika aeroba granuler. I en SBR exponeras biomassan under varje SBR-cykel för relativt höga koncentrationer av organiska ämnen, kväve och fosfor från avloppsvattnet. Exponeringen för höga koncentrationer sker under åtminstone en del av cykeltiden, under och omedelbart efter fyllning av ingående vatten (Figur 2.1). Det gör det möjligt för dessa ämnen att diffundera in i granulerna till de inre skikten vilket underlättar granuleringen (McSwain et al., 2004a).

Hitills har framgångsrik granulering i de allra flesta fall rapporterats i SBR:er. Även om det finns studier i vilka anrikning eller behållande av granuler i system med kontinuerligt flöde har lyckats har det varit betydligt svårare att samtidigt erhålla låga utgående koncentrationer och stabila och kompakta granuler (Corsino et al., 2016; Juang et al., 2010; Liu et al., 2012; Morales et al., 2012). Detta står i kontrast till biofilmssystem med tillsatta, inerta bärare som t.ex. MBBR som vanligtvis körs kontinuerligt. I det fallet kan bärarmaterialet göra så att tillräcklig mängd biomassa behålls i systemet för att behandla vattnet trots en diffusionsbegränsning.

I kombination med SBR-tekniken är det vanligt att reaktorer för AGS matas under icke-omrörda förhållanden via botten av tanken på så sätt att inflödet sker genom den sedimenterade bädden av granuler (de Bruin et al., 2004; de Kreuk et al., 2005a; de Kreuk & van Loosdrecht, 2004). Det skapar ett pluggflöde underifrån och bidrar ytterligare till att biomassan exponeras för relativt höga koncentrationer av ämnen från avloppsvattnet (Figur 2.2). Det är dock viktigt att reaktorns utformning i förhållande till granulbäddens djup är sådan att goda pluggflödesförhållanden, utan hydraulisk kortslutning, uppstår (Rocktäschel et al., 2013).



Figur 2.1 Faserna i en cykel för en sekventiell satsvis reaktor.



Figur 2.2 Faserna i en SBR-cykel där biologisk fosforavskiljning gynnas genom anaerob fyllning genom den sedimenterade granulbädden med samtidig dekantering från toppen av reaktorn.

2.2 Sedimenteringshastighet

Ett grundläggande antagande är att bakterier föredrar att växa suspenderat som frilevare framför att växa som flockar i form av aktivt slam för att skapa ett minimalt diffusionsmotstånd (Tijhuis et al., 1995). Att växa i flockar är i sin tur att föredra framför att växa i biofilm eller granuler. I flockar, biofilmer och granuler uppstår diffusionsbegränsningar för alla inblandade ämnen. Dessa begränsningar förstärks i biofilmer eller granuler jämfört med i flockar. Något förenklat kan därför hävdas att bakterier bara växer som

biofilmer och granuler ifall de annars riskerar att sköljas ut från systemet. Det kan dock finnas andra fördelar med att växa i biofilmer och granuler som t.ex. att bakterierna skyddas från att konsumeras av högre organismer och bättre tillgång på adsorberat substrat.

En faktor som är nödvändig för att erhålla aeroba granuler är att det finns ett selektionstryck som gör att endast aggregat som sedimenterar snabbt kan stanna kvar i reaktorn och såväl frilevande mikroorganismer som flockar sköljs ut med det behandlade vattnet. Detta uppnås genom att tillämpa en kort tid för sedimentering av biomassan (McSwain et al., 2004b). Den avgörande faktorn blir den minimala sedimenteringshastigheten ett aggregat måste ha för att inte sköljas ut. I en SBR som delvis töms blir den minsta sedimenteringshastigheten kvoten mellan sträckan från vätskeytan till tömningsnivån och tiden för sedimentering (Y. Liu et al., 2005a, 2005b). För reaktorer som fylls och töms simultant blir den minsta sedimenteringshastigheten en kombination av sedimenteringstiden och flödeshastigheten under fyllning/dekantering.

2.3 Skjuvkrafter

Aeroba granuler blir kompaktare och stabilare om de utsätts för höga skjuvkrafter (Liu & Tay, 2002). Skjuvkrafter uppstår t.ex. från vätske-/luftflöden och nötning mellan partiklar och ökar t.ex. vid en mer intensiv omrörning. Under vissa förhållanden har det varit nödvändigt att öka skjuvkrafterna genom att öka luftningshastigheten eller omrörning för att åstadkomma granulering (Beun et al., 1999; Shin et al., 1992; Tay et al., 2004, 2001). När man i laboratorieskala har jämfört bildandet av granuler i "airlift"- och bubbelkolonnreaktorer, har man observerat att "airlift"-reaktorer, vilka skapar höga lokala skjuvkrafter, leder till jämnare och mer kompakta granuler (Beun et al., 2004, 2002, 1999). De högre lokala skjuvkrafterna i en "airlift"-reaktor åstadkommer beror på att konstruktionen inkluderar en inre kolonn (s.k. "riser") där luft-/vätskeblandningen stiger för att sedan återcirkulera mot botten i reaktorns yttre del.

Höga skjuvkrafter gör att utstickande tillväxt, som exempelvis filament, skavs av från granulerna och spolats ut vilket leder till jämnare och kompaktare granuler (Beun et al., 1999). Höga skjuvkrafter är dock inte generellt strikt nödvändigt för granulering förutsatt att andra faktorer är gynnsamma (de Kreuk & van Loosdrecht, 2004).

2.4 Låg tillväxthastighet

Jämna och kompakta granuler, liksom andra typer av biofilmer, skapas när det råder balans mellan biomassans tillväxthastighet och avnötningen (van Loosdrecht et al., 1995). Vid en hög tillväxthastighet blir därför skjuvkrafter viktigare för granuleringen. Kan däremot tillväxthastigheten hållas låg, kan stabila granuler bildas utan särskilda åtgärder för att skapa höga skjuvkrafter. Exempelvis leder en högre andel mer långsamt växande nitrifierare och färre snabbväxande heterotrofer till kompaktare och stabilare granuler (Liu et al., 2004).

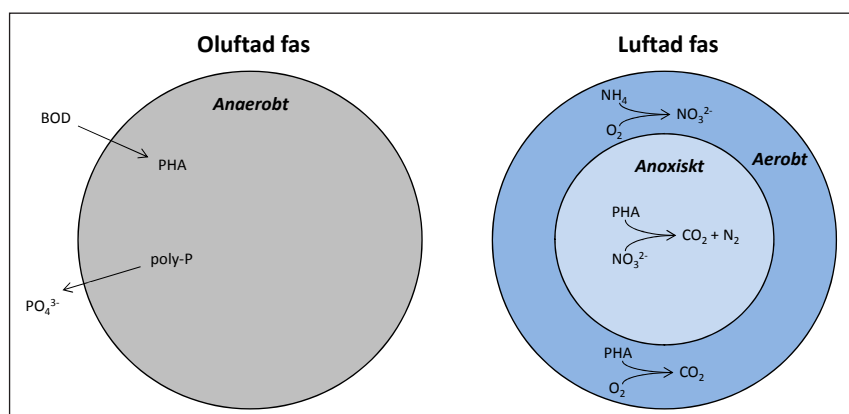
Det är de lättnedbrytbara organiska ämnena som, per definition, kan skapa en snabb tillväxt av heterotrofa mikroorganismer. Lättnedbrytbara ämnen kan också omvandlas till polymerer och lagras inuti bakterierna (Beccari et al., 2002; Gujer et al., 1999; Majone et al., 1999). De vanligaste lagringsprodukterna i aktivt slam är polyhydroxyalkanoater (PHA) och polysackarider som t.ex. glykogen där PHA bildas av bl.a. flyktiga fettsyror och alkoholer och polysackarider bildas av kolhydrater (Dionisi et al., 2002; Dircks et al., 2001). När bakterierna istället växer med de intracellulära lagringsprodukterna som substrat, sker det med en väsentligt lägre hastighet än vid en direkt tillväxt på de lättnedbrytbara ämnena (van Loosdrecht et al., 1997).

De processförhållanden som krävs för att uppnå tillräckligt höga koncentrationer för aeroba granuler, dvs. en reaktor av SBR-typ och eventuellt pluggflöde genom granulbädden, skapar också s.k. "feast-famine" ("fest-svält")-förhållanden (Chiesa et al., 1985). Detta innebär att biomassan exponeras för omväxlande hög ("fest") och låg ("svält") tillgänglighet på organiskt material från avloppsvattnet och leder till en ökad benägenhet för intern lagring (Bengtsson et al., 2008; Serafim et al., 2008). Under "fest" dominerar lagring av lättnedbrytbart material över tillväxt och under "svält" växer sedan biomassan på de internt lagrade polymererna. Med "fest-svält" avses vanligen helt aeroba förhållanden, dvs. även lagringen under "fest" sker aerobt. Eftersom den interna lagringen av organiskt material reducerar biomassans tillväxthastighet, leder den till mer kompakta och stabila granuler. Det ska samtidigt påpekas att "svält" i den här betydelsen inte innebär en svält för mikroorganismerna i egentlig mening eftersom de livnär sig på lagrat organiskt material i avsaknad av extern kolkälla. Teorier om att denna "svält" i sig skulle inducera en förändring av ytegenskaperna och vara en signifikant faktor för granulering (Liu & Tay, 2004) ter sig därför inte sannolika. Förhållanden enligt "fest-svält" leder inte i sig till granulering utan andra gynnsamma faktorer måste föreligga samtidigt.

Om anaeroba förhållanden råder när biomassan får tillgång till lättnedbrytbart organiskt material, gynnas biologisk fosforavskiljning som också innebär en intern lagring av organiskt material (Mino et al., 1998). Biologisk fosforavskiljning sker vid omväxlande anaeroba och aeroba/anoxiska förhållanden och i den anaeroba fasen lagras lättnedbrytbart organiskt material som PHA för senare användning vid tillväxt under aeroba eller anoxiska förhållanden (Oehmen et al., 2007). För aeroba granuler har det visat sig att den anaeroba lagringen som sker i samband med biologisk fosforavskiljning är ett än mer effektivt sätt att minska tillväxthastigheten och skapa stabila granuler än en helt aerob "fest-svält"-process (de Kreuk & van Loosdrecht, 2004).

3 Omvandlingsprocesser

De biologiska omvandlingsprocesserna i aerobt granulärt slam är i grunden de samma som i aktivt slam och utförs av samma grupper av mikroorganismer. Men en viktig skillnad är att istället för att olika processer sker i olika reningssteg eller tankar, sker olika processer i olika delar av granulerna. Vissa processer kan dessutom ske samtidigt. På grund av granulernas storlek, uppstår koncentrationsgradienter och därmed olika miljöförhållanden inom granulerna (Figur 3.1). Därför växer olika typer av mikroorganismer i olika delar av granulerna.



Figur 3.1 Omvandlingsprocesser i aeroba granuler under ej luftad respektive luftad fas.

3.1 Organiska ämnen

3.1.1 Lättnedbrytbara organiska ämnen

Lättnedbrytbara organiska ämnen behöver till stor del tas upp av heterotrofa mikroorganismer för lagring som intracellulära polymerer. Om SBR-cykeln innehåller en inledande anaerob fas kommer polyfosfat-ackumulerande organismer (PAO) gynnas som en del av biologisk fosforavskiljning och lagra lättnedbrytbara organiska ämnen under den anaeroba fasen i form av PHA för senare tillväxt under aeroba eller anoxiska förhållanden. Glykogen-ackumulerande organismer (GAO), som lagrar lättnedbrytbara organiska ämnen men inte ackumulerar polyfosfat i sina celler, kan under vissa omständigheter konkurrera med PAO om det lättnedbrytbara organiska materialet (Oehmen et al., 2007).

De organiska ämnena kan diffundera in till de inre delarna av granulerna och både PAO och GAO kan växa under anoxiska förhållanden och är därmed inte beroende av syre. Därför kan PAO och GAO finnas både i de yttre och inre delarna av granulerna (de Kreuk et al., 2007b, 2005a, Lemaire et al., 2008a, 2008b).

3.1.2 Partikulärt organiskt material

När det gäller hur omvandling av partikulärt organiskt material sker i aerobt granulärt slam är kunskapsbildningen inte lika tydlig. Partikulärt organiskt material måste hydrolyseras extracellulärt till lösta ämnen innan det kan tas upp av bakterier. Nedbrytningen blir långsammare än för lösta organiska ämnen eftersom hydrolysen är hastighetsbegränsande (Henze et al., 1987). Partiklar från avloppsvattnet adsorberas först till granulerna, vilket även sker i aktivt slam. I kompakta granuler kan inte partiklar infogas för vidare nedbrytning i samma utsträckning som i aktivt slam utan de adsorberas istället på granulernas ytor och hydrolyseras där (de Kreuk et al., 2010). När de frigjorda, lösta ämnena sedan konsumeras vid ytan uppstår substratgradienter över granulerna vilket leder till att granulerna lätt får filamentutväxt och mer oregelbundna, porösa ytor (de Kreuk et al., 2010; Wagner et al., 2015b). Små partiklar konsumeras av filtrerande mikrodjur som sitter fast på granulernas ytor (Lemaire et al., 2008a; Li et al., 2013; Schwarzenbeck et al., 2004). På senare år har omfattande forskning skett för att öka kunskapen om hur nedbrytning av partikulärt organiskt material ska optimeras med bibehållen kvalitet på de aeroba granulerna (Derlon et al., 2016; Rocktäschel et al., 2015; Wagner et al., 2015b).

3.2 Kväveavskiljning

3.2.1 Nitrifikation

Nitrifikation kräver syre i relativt hög koncentration, både för oxidation av ammonium till nitrit och för oxidation av nitrit till nitrat. Masstransporten av syre är starkt begränsad och de autotrofa nitrifierarna konkurrerar med heterotrofa organismer om syre och utrymme i granulernas ytskikt (de Beer et al., 1993; Wilén et al., 2004b). Strategin att gynna lagring av lättnedbrytbart organiskt material för senare, långsammare tillväxt underlättar för nitrifierare att konkurrera med heterotrofer i granulernas ytskikt. Tack vare liknande tillväxthastigheter kan nitrifierare där konkurrera med PAO (Brdjanovic et al., 1998). Det har därför visat sig att de nitrifierande autotrofa mikroorganismerna finns i ett yttre skikt av granulerna om hundra eller ett par hundra mikrometer (Lemaire et al., 2008a; Wilén et al., 2004a).

Processer med granulärt slam vanligtvis drivs med relativt hög slamålder (Tabell 6.1), vilket underlättar vid låga temperaturer då nitrifikationsaktiviteten lättare kan bibehållas. För en god kväveavskiljning med aerobt granulärt slam bör koncentrationen av löst syre vara optimerad så att den är tillräckligt hög för fullständig nitrifikation samtidigt som den är tillräckligt låg för att uppnå simultan denitrifikation (de Kreuk et al., 2005a).

3.2.2 Denitrifikation

Kväveavskiljning i aerobt granulärt slam bygger till stor del på att nitrifikation och denitrifikation sker simultant (Pochana & Keller, 1999). Vid optimal drift råder en balans så att nitrat och eventuellt nitrit som bildas i granulernas yttre, aeroba skikt omedelbart konsumeras i det inre, anoxiska skiktet. Koncentrationen av löst syre (DO) är en viktig faktor för att uppnå

optimal kväveavskiljning. Den ska vara tillräckligt hög för full nitrifikation men samtidigt så låg att inte syret tränger in för långt i granulerna utan en tillräckligt stor anoxisk zon för att denitrifikation uppstår (Beun et al., 2001). Enligt modellsimuleringar och försök i laboratorieskala är en optimal syrekonzentration i vattenfasen mellan 1,5 och 3 mg/l (Beun et al., 2001; de Kreuk et al., 2005a; Mosquera-Corral et al., 2005). Vid optimal syrekonzentration kan man med syntetiska avloppsvatten i laboratorieskala uppnå 90–95 % kvävereduktion (Bassin et al., 2012a; de Kreuk et al., 2005a). Den optimala syrekonzentrationen beror dock på storleken på granulerna.

För att simultan nitrifikation och denitrifikation (SND) ska ske krävs att en väsentlig del av det inkommande lättnedbrytbara organiska materialet lagras intracellulärt, t.ex. i form av PHA (Third et al., 2003). Det lagrade organiska materialet fungerar sedan som kolkälla och elektrondonator vid denitrifikationen som sker i de inre, anoxiska delarna av granulerna. Nitrifikationen vid granulernas ytor konsumerar syret och håller på så sätt undan syret från de inre delarna som blir anoxiska. Vid konstant syrekonzentration finns därför en risk att syret diffunderar längre in i granulen då all ammonium nitrifierats och denitrifikationen avstannar (Beun et al., 2001). Noggrann övervakning syre-, ammonium- och nitratnivåer och styrning av processen krävs för att erhålla optimal kväveavskiljning.

Sammansättningen på ingående organiskt material har stor betydelse för kväveavskiljningen. Eftersom partikulärt organiskt material i mycket mindre utsträckning omvandlas till lagringsprodukter, utan omvandlas genom hydrolys och direkt tillväxt, leder en högre andel partikulärt organiskt material till mindre SND och därmed en lägre grad av total kväveavskiljning (de Kreuk et al., 2010). En strategi för att kompensera detta är att applicera en längre anaerob fyllningstid under vilken partiklar kan hydrolyseras och fermenteras till mer lättnedbrytbara ämnen som kan användas för SND.

Om en AGS-process drivs utan en anaerob fas, dvs. på så sätt att hela SBR-cykeln utom sedimenteringsfasen är luftad, kan det vara problematiskt att driva processen vid en låg syrenivå. Sådana förhållanden har visat sig lätt leda till instabil granulering och förlust av biomassa (Mosquera-Corral et al., 2005). Det verkar bero på att de helt aeroba förhållandena inte leder till tillräckligt låg tillväxthastighet för att granulerna ska kunna utvecklas stabilt vid låg koncentration av syre (de Kreuk & van Loosdrecht, 2004). En låg syrenivå måste därför kombineras med långsammare tillväxt av biomassan som är fallet vid anrikning av PAO vid biologisk fosforavskiljning.

Vid sidan av SND kan alternerande nitrifikation och denitrifikation (AND) användas för kväveavskiljning vilket uppnås genom intermittent luftning under den aeroba fasen. Även vid AND utnyttjas lagrat organiskt material i de anoxiska perioderna som infaller mellan luftade perioder (se vidare Avsnitt 6.4).

3.2.3 Andra processer för kväveavskiljning

Kväveavskiljning i aeroba granuler kan också ske genom nitritation och denitritation via nitrit. Detta är en potentiell strategi för att använda tillgängligt organiskt material mer effektivt för kväveavskiljning. Strategier har utvecklats för att gynna en kväveavskiljning via nitrit baserade på övervak-

ning av förändringar i koncentrationen av löst syre i processen (se vidare Avsnitt 6.4).

Kväveavskiljning via partiell nitritation följt av anammox, där nitrit och ammonium reagerar till kvävgas, kan ske i granuler och sådan avskiljning har ett mycket lågt behov av syre och organiskt material. Anammoxprocesser baserade på granuler är väletablerade för behandling av rejektivatten vilka innehåller relativt höga halter av kväve vid relativt hög temperatur (van der Star et al., 2007). Behandling av huvudströmmen av kommunalt avloppsvatten, dvs. låga koncentrationer av kväve och låg temperatur, med anammox är möjligt med aeroba granuler (Lotti et al., 2015, 2014) men utmaningar för forskning och utveckling kvarstår innan sådan teknik är redo för storskalig implementering (Cao et al., 2017; Fernandez et al., 2016; Gustavsson et al., 2015; Plaza et al., 2015).

Kväve kan vid biologisk behandling omvandlas till lustgas (N_2O). Sådan omvandling är viktig att minimera eftersom lustgas har en mycket stark växthuseffekt, ungefär 250 gånger växthuseffekten för samma mängd koldioxid (IPCC, 2014). Andelen kväve som omvandlas till lustgas varierar stort i olika processtyper och påverkas av en rad faktorer på ett sätt som ännu inte är helt kartlagt (Kampschreur et al., 2009; Todt & Dörsch, 2016). Vid behandling av syntetiska avloppsvatten med aeroba granuler har omvandling till lustgas observerats vara så hög som 50 % av inkommande kväve i enstaka fall (Lemaire et al., 2006) men har oftast varit omkring någon procent (de Kreuk et al., 2005a; Gao et al., 2016; Lochmatter et al., 2014). Vid en fullskalig AGS-anläggning vid Epe avloppsreningsverk i Nederländerna uppmättes en lustgasproduktion motsvarande 0,69 % av ingående kväve vilket var lika mycket som för aktivslamanläggningar i landet (STOWA, 2013).

3.3 Biologisk fosforavskiljning

Vid biologisk fosforavskiljning anrikas PAO under förhållanden som innebär en inledande anaeroba fas med god tillgång till lättnedbrytbart organiskt material, och en efterföljande aeroba eller anoxisk fas med god tillgång på fosfat. Eftersom PAO lagrar polyfosfat som intern energikälla, sker fosforavskiljning då fosforrikt överskottsslam tas ut från processen. PAO kan ta upp lättnedbrytbart organiskt material, framförallt av flyktiga fettsyror, från avloppsvattnet under anaeroba förhållanden. Energi till omvandlingen kommer från hydrolys av lagrad polyfosfat till ortofosfat som utsöndras till bulkvätskan (vätskan utanför organismen). Som reduktionsmedel för omvandlingen används lagrat glykogen (en polymer av glukos) som också bryts ned under den anaeroba fasen. I den efterföljande aeroba eller anoxiska fasen använder PAO den lagrade PHA:n för tillväxt, återställning av glykogennivån och upptag av fosfat för lagring som polyfosfat (Mino et al., 1998). Under speciella miljöbetingelser kan GAO konkurrera med PAO eftersom GAO också kan ta upp flyktiga fettsyror under anaeroba förhållanden men inte lagrar någon polyfosfat (Bengtsson, 2009). I denna konkurrens gynnas GAO t.ex. av hög temperatur (Erdal et al., 2003; Lopez-Vazquez et al., 2009a), lågt pH (Filipe et al., 2001; Oehmen et al., 2005;

Schuler & Jenkins, 2002) och hög slamålder (Whang & Park, 2006). Det faktorer som styr konkurrensen mellan PAO och GAO tycks vara desamma för granulärt slam som för aktivt slam (Gonzalez-Gil & Holliger, 2011; Weissbrodt et al., 2013b). Det innebär att kunskaper i det senare ämnet, som har utforskats grundligt (Lopez-Vazquez et al., 2009b; Oehmen et al., 2010, 2007), kan appliceras även på aeroba granuler.

Vid anrikning av PAO och GAO kan lägre syrekoncentrationer jämfört med en helt aerob process användas utan att problem med instabil granulering uppstår (de Kreuk & van Loosdrecht, 2004). Tack vare den relativt låga tillväxthastigheten hos PAO och GAO när de växer på lagrat organiskt material, bildas stabila granuler även vid låga syrenivåer. En anaerob fas i processen leder därmed till flera fördelar:

- Fosfor avskiljs biologiskt, dvs. utan tillsats av kemikalier.
- Längre fyllningstider kan användas i kombination med pluggflöde genom granulbädden (Figur 2.2) vilket väsentligt förenklar den praktiska logistiken med avseende på pumpkapacitet och buffertlagring. En långsammare fyllning innebär att en större del av SBR:ens cykeltid används för fyllning vilket minskar behovet av att lagra det avloppsvattnet som anländer till anläggningen under resterade del av cykeln. Och samtidigt krävs inte lika stor pumpkapacitet.
- En lägre syrenivå kan användas utan destabilisering av granulerna vilket leder till en effektiv kväveavskiljning med SND.
- En lägre syrenivå innebär också en energibesparing med avseende på luftning.

En låg syrenivå är inget hinder för PAO och GAO eftersom de även kan växa under anoxiska förhållanden längre in i granulerna (Kuba et al., 1996; Oehmen et al., 2007; Zeng et al., 2003).

Det har visat sig att aeroba granuler som domineras av PAO blir relativt stora, kompakta och har hög densitet (Ahn et al., 2009; Bassin et al., 2012b; Winkler et al., 2011). Det innebär att PAO-dominerade granuler sedimenterar snabbt (Lin et al., 2003) och hamnar längst ner i granulbädden. Granuler som domineras av GAO har vanligtvis mindre diameter och lägre densitet och hamnar högre upp i granulbädden (Bassin et al., 2012b). Om uttaget av överskottsslam i huvudsak sker från den övre, GAO-rika, delen av granulbädden, kan PAO gynnas över GAO vid miljöbetingelser som i övrigt är till fördel för GAO som t.ex. hög temperatur (Bassin et al., 2012b). Denna typ av segregering av biomassan i aeroba granuler möjliggör en ny typ av processkontroll genom att styra slamåldern separat för olika fraktioner av biomassan. Det är samtidigt viktigt att driva processen på ett sådant sätt att tillräcklig mängd biomassa även tas ut från den nedre delen av bädden där de polyfosfatrika PAO finns. I annat fall blir PAO till slut mätade med polyfosfat och inget mer upptag av fosfatupptag kan ske.

En bidragande orsak till segregeringen är att i de PAO-rika granulerna lagras polyfosfat i den aeroba fasen vilket ökar densiteten (Winkler et al., 2013b). Ingen polyfosfat lagras av GAO. Dessutom har det observerats att utfällning av kalciumfosfat sker i granuler (Manas et al., 2011). Metabolismen hos PAO stimulerar bildning av kalciumfosfat eftersom utfällning gynnas av hög koncentrationen av ortofosfat, vilket uppstår i samband

med fosforsläppet i den anaeroba fasen. Fällning av kalciumfosfat gynnas också av svagt basiska förhållanden vilket också lätt uppstår inuti granulerna eftersom pH stiger i samband med upptag av flyktiga fettsyror (Bond et al., 1999). En liten ökning av volymsandelen fällning i granulerna (1-5 %) ger en kraftigt ökad densitet och sedimenteringshastighet (Winkler et al., 2013b). Det är troligtvis kombinationen av dessa två fenomen (lagring av polyfosfat och stimulering av kemisk fällning) som leder till hög densitet och gör att PAO-rika granuler sedimenterar snabbare. För de reaktorer som matas genom pluggflöde från botten i den anaeroba fasen leder detta också till en positiv spiral eftersom de PAO-rika granulerna i botten exponeras för mer organiskt material än de GAO-rika granulerna i toppen och på så sätt får en konkurrensfördel.

Även om GAO generellt betraktas som icke önskvärda på grund av sin konkurrens om kolkällan för biologisk fosforavskiljning, kan god fosforreduktion även uppnås av en blandad mikroflora där PAO och GAO samexisterar (Bassin et al., 2012a; Lemaire et al., 2008a). En blandning med visst inslag av GAO kan gynna en robust kväveavskiljning (Rubio-Rincón et al., 2017) eftersom GAO kan bidra positivt till denitrifikationen, särskilt gällande reduktion av nitrat till nitrit som endast kan utföras av vissa typer av PAO men mer generellt av GAO (Carvalho et al., 2007).

I de fall man av någon anledning inte önskar utnyttja biologisk fosforavskiljning utan istället t.ex. förfällning, är en anaerob fyllningsfas ändå att föredra på grund av de övriga fördelarna som nämnts ovan. I avsaknad av ett överskott av fosfor för biologisk tillväxt, kommer istället GAO-rika granuler att anrikas (Bengtsson, 2009). Även om deras densitet är lägre än de PAO-rika granulerna, har de bildat stabila och kompakta aeroba granuler i laboratorieförsök (de Kreuk & van Loosdrecht, 2004). AGS-processens effektivitet vid användning av GAO-rika granuler har dock inte rapporterats under mer verklighetstroga förhållanden med riktigt kommunalt avloppsvatten.

4 Faktorer som påverkar effektiviteten

4.1 Temperatur

Aerobt granulärt slam har studerats mest ingående vid temperaturer omkring 20° C men processen fungerar även vid såväl lägre som högre temperaturer. Granulerna kan bibehållas vid en relativt låg temperatur (8° C) men det har visat sig fördelaktigt att starta processen vid en högre temperatur vilken sedan successivt sjunker istället för att starta direkt vid 8° C (de Kreuk et al., 2005b). Stabila granuler och tillfredställande kväve- och fosforavskiljning (>70 %) har i flera studier observerats vid temperaturer omkring 10° C (Bao et al., 2009; Giesen et al., 2015; Jiang et al., 2016). AGS har även utvärderats vid höga temperaturer (30-50°C) med tanke på tillämpningar i tropiska klimat (Ab Halim et al., 2016, 2015; Ebrahimi et al., 2010).

Temperaturen har en direkt påverkan på granulernas sedimenteringshastighet. Vattnets viskositet ökar vid lägre temperatur vilket leder till minskad sedimenteringshastighet (Winkler et al., 2012a). Detta är sannolikt en bidragande orsak, vid sidan av biologiska faktorer, till att uppstart av AGS-processer kan vara problematiskt vid låga temperaturer. Selektionstrycket ska vara sådant att det gynnar granuler genom att eventuella flockar sköljs ut ur systemet. Men de första granulerna som bildas vid uppstarten är små och ifall temperaturen dessutom är låg är skillnaden i sedimenteringshastighet för granuler och flockar väldigt liten eller obefintlig. Detta innebär en större utmaning att selektivt behålla granuler i systemet vid låga temperaturer.

Biologiska processer följer generellt Arrheniussambandet och för nitrifikation ökar reaktionshastigheterna med en faktor 3 om temperaturen ökar med 10° C (Henze et al., 1999). Även om individuella mikroorganismer följer detta samband uppstår det i granuler dynamiska effekter som gör att temperaturberoendet blir mindre än för aktivt slam. Vid en lägre temperatur minskar nitrifikationshastigheten, men den minskade aktiviteten i granulernas ytskikt leder till att syret kan diffundera längre in i granulen. Därför ökar den aeroba volymen vilket delvis kompenserar den lägre omvandlingshastigheten (de Kreuk et al., 2005b). Samtidigt minskar då den anoxiska volymen vilket ger en lägre denitrifikationshastighet. Hastigheten för fosforupptag minskar däremot på samma sätt som för aktivt slam vid lägre temperatur eftersom fosforupptag sker under både aeroba och anoxiska förhållanden (de Kreuk et al., 2005b). Höga temperaturer, särskilt över 20° C, gynnar GAO i konkurrensen med PAO (Bassin et al., 2012b; Erdal et al., 2003; Lopez-Vazquez et al., 2009a).

4.2 Salthalt

Förhöjda salthalter i kommunalt avloppsvatten kan föreligga temporärt eller kontinuerligt och kan t.ex. bero på inläckage av havsvatten till ledningsnätet, bidrag från industrier eller smältvatten från avisning av vägar vintertid

(van den Akker et al., 2015). Om salthalten ändras väldigt hastigt, skulle det eventuellt kunna innebära problem i en AGS-process. Sannolikheten för en hastig ökning i salthalt är större då flera SBR:er som fylls i tur och ordning körs parallellt eftersom det då kan gå längre tid mellan två fyllningar av en och samma reaktor. Om fyllning i botten av reaktorn tillämpas och inmatat vatten håller en väsentligt lägre salthalt än vad som finns i reaktorn, kan det obehandlade vattnet stiga i reaktorn på grund av lägre densitet med försämrat pluggflöde och reningsresultat som följd.

Salthalten har också en effekt på granulernas sedimenteringshastighet. Vid en plötsligt stigande salthalt minskar skillnaden i densitet mellan granulerna och det omgivande vattnet vilket leder till att sedimenteringshastigheten minskar (Winkler et al., 2012a). På kort sikt skulle effekten kunna bli märkbar eftersom det kan ta timmar eller dygn innan saltet har tagits upp av granulerna så att de innehåller samma salthalt som det omgivande vattnet (Winkler et al., 2012a). Det innebär att vid en hastig ökning i salthalt kan sedimenteringshastigheten för granulerna kraftigt minska innan granulerna har uppnått jämvikt så att de innehåller samma salthalt som det omgivande vattnet.

Granulering och bibehållande av stabila aeroba granuler kan ske även vid höga salthalter som 30–50 g/l NaCl (Bassin et al., 2011; Li & Wang, 2008; Pronk et al., 2014). Försök med syntetiskt avloppsvatten baserat på riktigt havsvatten (3,2 % salt) har till och med resulterat i större och kompaktare granuler än utan havsvatten (Li et al., 2017). Dock kan höga salthalter påverka de biologiska omvandlingsprocesserna. Vid nitrifikation är oxidationen av nitrit mer känslig för hög salthalt (>10 g/l NaCl) än oxidationen av ammonium vilket leder till förhöjda koncentrationer av nitrit (Bassin et al., 2011). Höga nitritkoncentrationer är i sin tur inhiberande för PAO vilket leder till sämre fosforavskiljning (Pronk et al., 2014). Dessa effekter uppstår dock vid salthalter som är högre än vad som normalt uppstår vid kommunal avloppsvattenrening. Vid behandling av avloppsvatten med inslag av havsvatten (ca 5 g/l NaCl) har pilotförsök visat att god kväveavskiljning (86 %) är fullt möjlig under sådana förhållanden (van den Akker et al., 2015).

4.3 Granulernas storlek

Större granuler sedimenterar snabbare även om en ökad densitet, t.ex. på grund av utfällning inducerad av biologisk fosforavskiljning, också kan ha stor effekt på sedimenteringshastigheten (Winkler et al., 2013b). Granulernas storlek har också betydelse för omvandlingsprocesserna men är en relativt okänd och svårförutsägbar parameter. Diametern för aeroba granuler är vanligen mellan 0,2 och 3 mm. Diffusionsdjupet för syre beror på koncentrationen av syre. Vid en och samma syrekoncentration leder därför mindre aggregat till att de anoxiska zonerna i granulernas mitt blir mindre (Pochana & Keller, 1999) vilket kan leda till en begränsad kväveavskiljning (de Kreuk et al., 2005a). Större granuler leder till en mindre aktiv yta. Om granulerna är mycket stora kan en begränsning i de aeroba processerna, dvs. nitrifikation och fosforupptag, uppstå så att kväve- och fosforavskiljning

minskar (de Kreuk et al., 2007b; Y. Q. Liu et al., 2005a). Storleken på granuler kan variera väsentligt även vid laboratorieförsök under stabila, välkontrollerade förhållanden och syntetiskt medium (de Kreuk et al., 2005a). Vid tillämpning i fullskala behövs effektiva styrstrategier som kompenserar t.ex. syrenivån och slamuttag för sådana variationer i granulstorlek.

Storleken på granulerna påverkas av många faktorer såsom driftbetingelser och vattnets sammansättning. Varje system har en kritisk storlek, som är en funktion av kombinationen av drifts- och miljöbetingelser, kring vilken granulstorleken fördelas (Verawaty et al., 2013). Generellt bildas större granuler vid högre koncentrationer av substrat inklusive lättnedbrytbart organiskt material (Li et al., 2011; Rocktäschel et al., 2015; Weissbrodt et al., 2013b). Det kan förklara varför man observerat mindre granuler i anläggningar som behandlar riktigt avloppsvatten i fullskala än i laboratorieförsök med syntetiska vatten (de Kreuk et al., 2010). Höga skjuvkrafter leder, vid sidan av jämnare och kompaktare granuler, också till mindre granuler (Zhou et al., 2016). Genom att tillämpa ett selektivt slamuttag från granulbädden så att man t.ex. tar ut mestadels de övre (mindre) granulerna kan man påverka storleksfördelning mot större granuler (Li & Li, 2009; Li et al., 2006). I övrigt är sambanden beträffande vad som påverkar granulernas storlek inte tydliga. Man har noterat att en lägre temperatur (Weissbrodt et al., 2013b) respektive ett högre P/COD-förhållande (Lin et al., 2003) kan leda till större granuler men det är oklart om det går att generalisera utifrån dessa observationer.

4.4 Chocker och toxicitet

Aeroba granuler har generellt en relativt god förmåga att hantera en chock i form av tillfälligt förändrade miljöbetingelser. Vid plötsliga förändringar i t.ex. pH påverkas inte nitrifikationen negativt i alls lika stor omfattning som vid samma pH-förändring med aktivt slam (Lashkarizadeh et al., 2016; Liu et al., 2015). Granuler har också en större förmåga än aktivt slam att klara av ett plötsligt inslag av ett toxiskt ämne i avloppsvattnet som t.ex. fenol (Y. Q. Liu et al., 2005b; Tay et al., 2005b). Skillnaden jämfört med aktivt slam beror framför allt på att gradienter lättare uppstår i granulerna. Det gör att mikroorganismerna i de inre delarna blir skyddade emot inhibering eftersom de inte utsätts för de höga koncentrationerna som uppstår i bulkvätskan. Eftersom de skyddade mikroorganismerna i de inre delarna av granulerna inte förlorar sin aktivitet fullständigt kan de fortsätta att växa. Det ger granulerna en större chans att anpassa och acklimatisera sig genom att mikroorganismer anpassade till de nya förhållandena efter hand växer till sig.

Det finns flera studier som visar att aeroba granuler relativt snabbt kan acklimatisera sig för att bryta ned svårnedbrytbara och inhiberande ämnen som t.ex. fenol, paranitrofenol, klorinerade och fluorinerade fenoler, etylendiamintetraacetat och diverse pigment och färgämnen vid relativt höga belastningar och med höga reningsgrader på > 97 % (Duque et al., 2011; Maszenan et al., 2011). Exempelvis kan granuler som endast är acklimatiserade till lättnedbrytbart organiskt material bryta ned 400 mg/l fenol efter några enstaka SBR-cykler (Tay et al., 2005a).

Granulernas goda sedimenteringsförmåga leder också i sig till att det är lättare att behålla en tillräcklig mängd biomassa i systemet efter någon typ av störning. Vidare kan det faktum att processen körs i form av SBR(er) innebära en viss flexibilitet som t.ex. möjliggör att man tillfälligt ökar tiden för sedimentering.

5 Granulers sammansättning

Det finns ett flertal modeller för att beskriva hur granuleringen går till. Nyligen föreslogs en modell där 1) bakterieceller först binder till varandra; 2) små aggregat bildas; 3) bakterierna i aggregaten börjar utsöndra extracellulära polymerer (EPS – ”extracellular polymeric substances”); och slutligen 4) en mognadsprocess där miljöbetingelserna i reaktorn, däribland de hydrodynamiska krafterna, formar granulerna (Zhang et al., 2016). En annan viktig faktor är katjoner som bildar bryggor mellan EPS-molekyler och på så sätt stabiliserar granulerna (Sarma et al., 2017). Dessutom bidrar katjoner i vattnet till att påverka van der Waals-bindningarna med en neutralisering av de negativt laddade ytorna på bakterierna som förbättrar bindningsförmågan dem emellan.

5.1 Mikrobiell sammansättning

När det gäller vilka mikroorganismer som förekommer i aeroba granuler har ett mindre antal studier gjorts där den mikrobiella sammansättningen analyserats som funktion av driftsbetingelserna. Molekylärbioologiska metoder har gjort det möjligt att analysera den mikrobiella sammansättningen med hög upplösning. I en tidig studie erhöles helt olika mikrobiella samhällen i två reaktorer som drevs med olika sedimenteringshastighet (2 och 10 minuter), medan ingen skillnad i processprestanda kunde observeras (McSwain et al., 2004b). Trots att samma funktionella grupper av bakterier finns i aktivslamflockar och aeroba granuler föreligger en skillnad i proportion mellan dessa (Guo et al., 2011; Winkler et al., 2013a). Det som bestämmer den mikrobiella population är en komplex kombination av deterministiska faktorer, dvs. sådant som bestäms av att vissa miljöbetingelser, och stokastiska processer som har med tillfälligheter såsom ympning från avloppsvattnet att göra (Curtis & Sloan, 2006).

Under uppstart av AGS-reaktorer i laboratorieskala har ofta en minskning av kvävereduktionen observerats (Szabó et al., 2016; Weissbrodt et al., 2012; Zhang et al., 2011). En drastisk sänkning av slamåldern resulterar i en ursköljning av biomassa från reaktorn vilket påverkar långsamväxande mikroorganismer såsom ammonium- och nitritoxiderare negativt. Stora förändringar i mikrobiell population har observerats vid uppstart av AGS-reaktorer (Li et al., 2008; Y. Q. Liu et al., 2010). Genom en gradvis sänkning av sedimenteringstiden kan en snabb uppstart av nitrifikationen med bibehållen reningseffektivitet uppnås (Su et al., 2013; Szabó et al., 2016).

För att få en bättre förståelse för hur granuleringprocessen går till är det intressant att studera vilka populationer som sköljs ur reaktorn under dels uppstart men även under fortvarighetstillstånd. Olika grupper av bakterier spolas ut beroende på var de sitter i granulen (Winkler et al., 2012b). Bakterier som sitter på ytan eroderas lättare bort än de som sitter längre in i granulen. Den mikrobiella sammansättningen i utgående vatten har visat sig vara ganska lik men inte identisk med sammansättningen i granulerna

(Szabó, 2017). Vissa taxa, bl.a. *Flavobacterium* och *Bdellovibrio* spp., fanns i högre andel inuti granulerna jämfört i utgående vatten, medan andra taxa såsom *Meganema* sp. och *Zoogloea* sp. som växer till stor del på ytan av granulerna fanns i större andel i utgående vatten.

Olika grupper av bakterier har olika fysiska egenskaper och påverkar därmed strukturen på granulerna. Under omvandlingen av aktivslamflockar till granuler har det flera gånger visat sig att *Acinetobacter* sp. dominerade under den första tiden (Szabó, 2017; Weissbrodt et al., 2012). Hur bakterieceller interagerar beror till stor del på deras fysikaliska och kemiska egenskaper och här är faktorer såsom hydrofobicitet och produktion av EPS mycket viktigt. *Acinetobacter* sp. är mycket hydrofoba och utsöndrar EPS.

Den organiska belastningens påverkan på granuleringsprocessen och den mikrobiella sammansättningen har studerats relativt lite. I en studie undersöktes hur populationen av bakterier påverkades vid olika organiska belastningar (1,5–4,5 kg/(m³·d)) och man fann att artrikedomen minskade vid högre belastningar (Li et al., 2008). Dock var samma grupper av bakterier närvarande i alla reaktorer men i olika andel (såsom *Zoogloea*, *Thauera*, *Pseudomonas*, *Flavobacterium* och *Comamonadaceae*). Vid försök med en blandning av syntetiskt avloppsvatten och rejektvatten från avvattning av rötat slam vid olika organisk belastning (0,9–3,7 kg/(m³·d)) visade det sig att bakteriepopulationerna ändrades snabbt efter ympning med aktivt slam (Szabó et al., 2017). Efter endast sex dagar var likheten mellan populationerna i reaktorerna och i ympen mindre än 50 % för att stabiliseras till under 40 % efter 80 dagar. Populationerna dominerades av olika genus, i huvudsak *Meganema*, *Thauera*, *Paracoccus* och *Zoogloea*, men dessa har liknande ekosystemfunktioner såsom bildning av EPS, denitrifikation och PHA-lagring i cellerna. Trots nästan fullständig nitrifikation fanns en liten mängd nitrifierande bakterier närvarande.

Vid biologisk fosforreduktion med aeroba granuler har det visat sig att samma typer av PAO och GAO finns närvarande som med aktivt slam. Det innebär att det framförallt är olika bakterier relaterade till *Accumulibacter* som har identifierats som dominerande PAO (Bassin et al., 2012b; Gonzalez-Gil & Holliger, 2011; Weissbrodt et al., 2014). De sidopopulationer utöver *Accumulibacter* som närvarar kan variera med betingelserna som exempelvis organiskt substrat. Man har t.ex. observerat distinkt olika sidopopulationer i granulreaktorer som erhöll acetat respektive propionat som kolkälla i ett syntetiskt avloppsvatten (Gonzalez-Gil & Holliger, 2011). I reaktorn som fick acetat dominerade *Thiothrix*-liknande filamentbildande bakterier medan i den som fick propionat dominerade *Zoogloea*-, *Acidovorax*- och *Thiothrix*-liknande bakterier.

5.2 Extracellulära polymerer

Det är sedan länge känt att EPS, producerade och utsöndrade av mikroorganismer, bidrar till att hålla ihop mikrobiella aggregat som aktivslamflockar och biofilmer. Därför riktades tidigt uppmärksamheten mot EPS för att försöka förklara skillnaderna i flockstruktur mellan aktivt slam och granuler (Adav et al., 2008; McSwain et al., 2005). Det är tydligt att aeroba granuler

innehåller mer EPS än aktivt slam och att de är av ett annat slag (Lin et al., 2013; McSwain et al., 2005). Det tycks högst sannolikt att granulernas karaktäristiska EPS är den dominerande orsaken till granulernas kompakta struktur (Lin et al., 2013; Seviour et al., 2009). Två olika typer av gelbildande EPS har identifierats i aeroba granuler (Seviour et al., 2012b):

- Alginat-liknande EPS (ALE). Alginat består av D-mannuronsyra och L-guluronsyra och ALE har liknande om än inte identiska egenskaper som alginat (Lin et al., 2010).
- Granulan. En nyligen upptäckt typ av EPS i form av en heteropolysackarid (Seviour et al., 2012a).

Forskning pågår för bättre klargöra vilken eller vilka typer av EPS som dominerar i aeroba granuler och vilken deras roll i skapandet av kompakta granuler är, liksom vilka mikroorganismer som är involverade i att producera dem.

Alginat utvinns idag kommersiellt från brunalger och har ett brett spektrum av användningsområden för t.ex. förtjockning och gelbildning inom textil, livsmedel och kosmetik (Bixler & Porse, 2011). Användningsområden för ALE från aeroba granuler har också utvecklats i form av filmbeläggning till hydrofila ytor som papper (Lin et al., 2015). Det innebär att överskottsgranuler från AGS-processer kan utnyttjas för att utvinna användbara produkter. Utvinning av ALE från AGS-anläggningar är under uppskalning i Nederländerna (van der Roest et al., 2015).

6 AGS i praktiken

Mycket av de grundläggande kunskaperna om AGS kommer från försök i laboratorieskala (1–10 liters reaktorvolym) med syntetiska avloppsvatten. Det vanligaste organiska modellsubstratet har varit ättiksyra som representerar ett lättnedbrytbart ämne och är en vanlig fermenteringsprodukt. Användandet av syntetiska substrat förenklar tolkningarna när man vill göra grundläggande kartläggningar av hur olika parametrar påverkar reningsprocessen.

Utifrån sådan kunskap är det viktigt att utvidga förståelsen till verkliga förhållanden vilket framförallt innebär hur processen beter sig med riktigt kommunalt avloppsvatten. Kommunalt avloppsvatten innehåller en komplex blandning av ämnen och de organiska ämnena förekommer i ett brett spektrum från lätt- till svårnedbrytbara. Partikulärt organiskt material bryts ned långsammare än löst eftersom partiklarna måste hydrolyseras extracellulärt till lösta ämnen som sedan kan tas upp av bakterierna. Det organiska materialet i kommunalt avloppsvatten består ofta till 40–60 % av partiklar (Tabell 6.1) vilket innebär en väsentlig skillnad emot ett syntetiskt avloppsvatten där vanligtvis allt organiskt material utgörs av t.ex. ättiksyra.

Avloppsvatten kan också ha stora variationer i såväl koncentrationer som flöden vilka ska tas hänsyn till. Vid regnväder kan det till många reningsverk komma en kraftig belastningstopp när flödet ökar mycket medan koncentrationerna i avloppsvattnet initialt är lika höga som vid torrt väder. Vid laboratorieförsök med syntetiska vatten hålls i regel både koncentrationer och volymsbelastningen konstant. Lab- och pilotskaleförsök med riktigt avloppsvatten brukar vanligtvis ske med de varierande koncentrationerna men vid en konstant volymsbelastning.

6.1 Erfarenheter med kommunala avloppsvatten

Försök i laboratorieskala (2–30 l) och pilotskala (60 l–30 m³) har vid upprepade tillfällen visat att granulering kan ske även med riktiga kommunala avloppsvatten (Coma et al., 2012; de Kreuk & van Loosdrecht, 2006; Derlon et al., 2016; Su et al., 2012; van den Akker et al., 2015; Wagner et al., 2015a). Trots att låga koncentrationer av föroreningar är ogynnsamt för granulering, har detta kunnat ske med avloppsvatten med COD-halter på 95–200 mg/l (Ni et al., 2009). Användandet av avloppsvatten och i synnerhet avloppsvatten med låga koncentrationer leder dock generellt till att granulerna blir mindre jämfört med vid behandling av syntetiska substrat (Beun et al., 1999; de Kreuk et al., 2005a; Ni et al., 2009).

Tillgänglig erfarenhet tyder på att den volymetriska belastningen till en AGS-process bör vara omkring 0,7–1 gram COD per liter reaktorvolym och dygn, enligt studierna i Tabell 6.1 ($1 \text{ g COD}/(\text{l}\cdot\text{d}) = 1 \text{ kg COD}/(\text{m}^3\cdot\text{d})$). För ett kommunalt avloppsvatten med en COD-koncentration mellan 200 och 500 mg/l innebär det en hydraulisk uppehållstid (HRT) mellan 5 och 17 timmar. Om halva reaktorvolymen byts ut under varje SBR-cykel (50 %

volymsutbyte) blir då längden på SBR-cyklerna 2,5–8 timmar. På grund av de goda sedimenteringsegenskaperna kan man driva AGS-reaktorer vid relativt höga slamhalter (6–10 g SS/l). Det innebär att den specifika belastningen blir omkring 0,1–0,14 g COD/(g SS·d). Det är viktigt att poängtera att dessa belastningar är beräknade på den totala reaktorvolymen och därför inkluderas tiden för sedimentering som inte är en biologiskt aktiv tid. Då man jämför med en kontinuerlig process som aktivt slam bör man därför även beräkna belastningen med avseende på den biologiskt aktiva tiden (över anaerob och aerob fas exklusive sedimentering) och/eller den aeroba belastningen (över endast luftad cykeltid).

I de undersökningar där man har angett slamåldern (SRT = "solids retention time") har den varierat i ett brett spann från 13 till 70 dygn (Tabell 6.1). För att hamna på en önskvärd slamhalt (6–10 g/l) vid den typiska belastningen (0,7–1 g COD/(l·d)) krävs en slamålder mellan 20 och 50 dygn. Det är en relativt hög slamålder som samtidigt underlättar att man behåller en god nitrifikation under vinterhalvåret. Det ska dock beaktas att det i AGS-system lätt uppstår en segregering mellan olika fraktioner av biomassan så att den totala slamåldern inte ger en heltäckande bild. Om uttaget av överskottsslam sker på ett selektivt sätt, t.ex. på en viss höjd i den sedimenterade slambädden för att påverka konkurrensen mellan PAO och GAO (Bassin et al., 2012b) eller för att gynna stora granuler på bekostnad av små granuler och aktivslamflockar (Li & Li, 2009), kommer olika fraktioner av biomassan ha olika slamåldrar. Granuler med hög sedimenteringshastighet kommer att ha en slamålder som är högre än den genomsnittliga slamåldern och granuler och flockar med låg sedimenteringshastighet kommer att ha en slamålder som är lägre. Det har också observerats att en segregering av slamålder sker på grund av att den biomassa som lämnar systemet med det behandlade vattnet efter sedimentering har en något annan sammansättning än själva granulerna (Winkler et al., 2012b). Det beror på att mikroorganismer i granulernas ytskikt, där nitrifierarna växer på grund av sitt stora syrebehov (Winkler et al., 2012b), skavs av i större utsträckning än mikroorganismer längre in i granulerna i samband med kollisioner mellan granulerna. Mikroorganismer som växer i ytskiktet får därför en något kortare slamålder än de som växer längre in i granulerna.

Den partikulära fraktionen av det organiska materialet gynnar bildandet av mer fluffiga och porösa granuler med filamentutväxt (de Kreuk et al., 2010; Schwarzenbeck et al., 2004). Det gör att granulerna tenderar att bli mer diffusa och sedimentera långsammare vid behandling av riktigt avloppsvatten än med bara lättnedbrytbart organiskt material. Sämre sedimenteringsegenskaper hos granulerna leder också lätt till en sämre kvalitet på det behandlade vattnet (Wagner et al., 2015b). Ett effektivt sätt att motverka denna negativa effekt har visat sig vara att applicera fyllning av reaktorn underifrån genom granulbädden vid anaeroba förhållanden med en fyllningshastighet på 0,5–3,5 m/h vid konstant volym så att utgående, behandlat vatten samtidigt lämnar reaktorn från dess övre del (Derlon et al., 2016; Pronk et al., 2015; Wagner et al., 2015b). En sådan fyllningshastighet (0,5–3,5 m/h) är betydligt lägre än den hastighet med vilken granuler sjunker, vilken kan vara 12–145 m/h (Beun et al., 1999; Winkler et al., 2012a).

Denna typ av fyllning av reaktorn, i form av ett långsamt pluggflöde, leder till kompakta och stabila granuler eftersom:

- Ingående föroreningar får god kontakt med granulerna som exponeras för högsta möjliga koncentrationer av det lättnedbrytbara organiska materialet.
- Partikulärt organiskt material får tid att hydrolyseras till lättnedbrytbart som kan lagras för senare utnyttjande för SND istället för att konsumeras aerobt och då skapa porösa granuler.

Strategin med samtidig fyllning och dekantering har visat sig effektiv vid behandling av avloppsvatten med partikulärt organiskt material. Ett relativt långsamt pluggflöde, vilket gynnar hydrolys och långsamtväxande PAO, blir då en viktigare faktor för stabil granulering och hög kvalitet på det behandlade vattnet än ett starkt hydrauliskt selektionstryck emot de granuler som sedimenterar mycket snabbt (Wagner et al., 2015b). Selektionstrycket mot en hög sedimenteringshastighet blir svagt eftersom fyllningshastigheten är mycket lägre än granulernas sedimenteringshastighet. En konsekvens av det blir att biomassan därmed kommer innehålla en viss andel aktivslamflockar vid sidan av granuler, vanligtvis 15–25 % aktivslamflockar och resten granuler (Derlon et al., 2016; Rocktäschel et al., 2015). Detta har visat sig inte leda till sämre prestanda utan tycks tvärt om vara en bra strategi för att åstadkomma lägre halter av suspenderat material i det behandlade vattnet (< 30 mg/l) än vad som annars kan förekomma (Derlon et al., 2016; Giesen et al., 2015, 2013; Pronk et al., 2015; Rocktäschel et al., 2015; van der Roest et al., 2011). I försök där anaerob fyllning med pluggflöde inte har applicerats, har inte sällan utgående halter av suspenderat material varit så hög som 100 mg/l (Li et al., 2013; Wagner & da Costa, 2013).

Kväveavskiljningens effektivitet har varierat mycket i undersökningarna som gjorts med avloppsvatten (Tabell 6.1). Till viss del kan det bero på skillnader i vattnets sammansättning. En högre andel partikulärt organiskt material minskar den intracellulära lagringen vilket leder till mindre SND (de Kreuk et al., 2010; Wagner & da Costa, 2013). Men i många fall beror en begränsad denitrifikation på att koncentrationen av syre inte har reglerats utan tillåtit vara hög (Yong Qiang Liu et al., 2010; Ni et al., 2009; Wagner & da Costa, 2013). Detta har lett till en för liten anoxisk volym i de inre delarna av granulerna så att nitrat/nitrit inte hunnit denitrifieras under cykeln. I andra studier, där man åstadkommit en fungerande denitrifikation, har man erhållit god kväveavskiljning med utgående koncentrationer under 10 mg N/l (Coma et al., 2012; Derlon et al., 2016; Su et al., 2012; van den Akker et al., 2015; van der Roest et al., 2011). Ett tydligt samband mellan syrekoncentration och total kväveavskiljning har observerats (van den Akker et al., 2015).

Nitrifikation har däremot generellt inte varit något problem. Ett undantag är en enskild studie där temperaturen sjönk under 8° C vintertid och man inte lyckades hålla slamaldern tillräckligt hög för att behålla nitrifikationsaktiviteten (Rocktäschel et al., 2015).

I de undersökningar där utgående fosforkoncentration rapporterats har den i de flesta fall varit 2 mg/l eller lägre (Tabell 6.1). Den biologiska fosforavskiljningen har generellt fungerat väl även med avloppsvatten under

Tabell 6.1 Översikt över driftförhållanden, granulegenskaper och reningsprestanda vid behandling av kommunalt avloppsvatten.

#	Typ av vatten	Volym- utbyte	Anaerob fas	HRT	SRT	Organisk belastn. g COD/ (l-d)	N- belastn. g/(l-d)	Sed- tid min	DO	T	Gra- nuler	Stor- lek	SVI- 30 min
	Lab- och pilotskala	l/l	- ^a	h	d				mg/l	°C	%	mm	ml/g
1.	Komm. + acet. (80 mg/l)	0,63	Mix	9,6		0,85	0,12	2	2	21		1	40
2.	Kommunalt försed	0,5	PF	8	17	0,91	0,096	3-10	2-2,5		70	0,3-0,6	65
3.	Komm. med 70 % ind.	0,5	Nej	8		ca 3	0,2	10		18-30			38
4.	Komm. med 70 % ind.	0,5	PF	8		1,5-3	0,1	20		18-30		0,3	43
5.	Septiktank + stärkelse (180mg/l)	0,64	Nej	4,7		1,8-2,6		1	>3	20-35			45
6.	Komm. försed, 60 % ind.	0,5	PF	8	70	3		8	>5		80	0,6	30
7.	Kommunalt försed	0,7	Nej	6-8		1,0		15-30	2		80	0,45	35
8.	Kommunalt	0,5-0,6	Mix	8		0,86	0,1 ^b	15-30	6-8	7-12	75	1,1	
9.	Kommunalt försed	0,75	Mix	5,3		1,35		8				0,75	20-35
10.	Komm. Hög salthalt	0,27	PF	11,7	25	0,98		6-8	1-2,5	>25		2-3	70
11.	Kommunalt		PF			0,8-1,2				>10	80		50
12.	Kommunalt		PF			0,8-1,2				>10			
13.	Kommunalt	0,4	Nej	10	13	1	0,2	15	2,5-8	22		0,2-0,7	55
14.	Komm. + acet. (400 mg/l)	0,4	Nej	10	30	2	0,18	15	2,5-8	22			42
15.	Kommunalt	0,59	PF	6,8	14	1,1	0,29	10	3-8	22	82	0,47	76
Anläggningar i fullskala													
16.	Gansbaai, ZA		PF										
17.	Ryki, PL		PF										
18.	Wemmershoek, ZA		PF			1,1							
19.	Vroomshoop, NL		PF										
20.	Yancang, CN (70 % ind ^c)	0,5-0,7	Nej	8-12		0,56	0,022	40-50		18-30		0,5	45
21.	Garmerwolde, NL	0,3-0,6	PF	17	20-38	0,75	0,083	30	1,8-2,5	12-22	80	1	35

^a Typ av anaerob fas: Mix – Omblandad, PF – Pluggflöde, Nej – Ingen anaerob fas.

^b NH₄-N.

^c Försedimenterat vatten.

HRT: Hydraulisk uppehållstid, SRT: Slamålder, DO: Löst syrehalt, SVI: Slamvolymindex, ZA: Sydafrika, PL: Polen, NL: Nederländerna, CN: Kina.

Tabell 6.1 Översikt över driftförhållanden, granulegenskaper och reningsprestanda vid behandling av kommunalt avloppsvatten. (fortsättning)

	Ingående					Utgående						
#	COD mg/l	N mg/l	NH ₄ -N mg/l	P mg/l	SS mg/l	COD mg/l	N mg/l	NH ₄ -N mg/l	NO _x -N mg/l	P mg/l	SS mg/l	Referens
1.	406	67	51	11		81	10			0,7		Coma et al., 2012
2.	304	32	18	5	140	18-26		<0,2	5	<0,1	5-14	Derlon et al., 2016
3.	200-600		28-40	2-4		50		1		0,4		Li et al., 2014
4.	500-1 000		28-40	2-4		120		<1				Yang et al., 2016
5.	250-450		20-30	6-11		50		1			50-100	Li et al., 2013
6.	1 000		60			200		1	30		20-100	Liu et al., 2010
7.	95-200	12-50	10-40		90-200 ^a	20-60		2	30		15-20	Ni et al., 2009
8.	287		ca 40	4-8				ca 35	2	0-1	20-40	Rocktäschel et al., 2015
9.	200-320	38-55		6-13	80-150	25-30	8	<1		2		Su et al., 2012
10.	492	53	34					1	0-10	10		van den Akker et al., 2015
11.								0,5	4	0,5 ^b	10-20	van der Roest, 2011
12.								0,2	5	22	15-20	van der Roest, 2011
13.	4 123		83			72 ^c		27	15		25-125	Wagner and da Costa, 2013
14.	8 493		76			66 ^c		3	1		25-125	Wagner and da Costa, 2013
15.	588	83	82			32 ^c	22	1	20		45	Wagner et al., 2015
Anläggningar i fullskala												
16.	1265	115	75	19	450	40		<1		3,2	<5	Giesen et al., 2013
17.	623	72		7,7	238	40,5	4,8			0,5	16	Giesen et al., 2015
18.	796		79	11,7	381	48		0,3	0,2	2,6		Giesen et al., 2015
19.	720	66		8,9	317	55	5,2	2,2	2	0,9	10	Giesen et al., 2015
20.	200-700		28-40	2,5		90	(-60 %)	<1	16	1,2		Li et al., 2014
21.	506	49,4	39	6,7	236	64	6,9	1,1		0,9	20	Pronk et al., 2015

^a VSS.

^b PO₄-P.

^c Endast löst COD.

COD: Kemisk syreförbrukning, N: Kväve, P: Fosfor, SS: Suspenderad substans.

förutsättning att SBR-cykeln har haft en anaerob fas, antingen omblandad eller i form av pluggflöde. I en studie har dock betydligt sämre fosforavskiljning noterats i samband med ackumulering av nitrit vilket inhiberar fosforupptag hos PAO (van den Akker et al., 2015). För att nå lägre fosforhalter ($< 1 \text{ mg/l}$) med endast biologisk fosforavskiljning krävs ändamålsenlig dimensionering och god processövervakning och -styrning.

6.2 Anläggningar i fullskala

Eftersom SBR:er fylls intermittent krävs i fullskala lösningar för att hantera den kontinuerliga tillströmningen av avloppsvatten. Dessutom måste anläggningarna kunna hantera variationerna i flödeshastighet som i vissa fall kan vara kraftiga. Detta kan göras genom:

- Flera parallella SBR:er som fylls i tur och ordning.
- Mellanlagring av avloppsvatten i bufferttank i väntan på fyllning.
- Justering av den volym avloppsvatten som tillsätts i varje cykel (dvs. volymsutbytet) så att den blir högre då högt flöde råder.
- Dynamiska SBR-cykler där cykeltiden kan förkortas vid behov vid t.ex. regnväder.

Vid de flesta AGS-anläggningar i fullskala som det rapporterats om i litteraturen sker ingen försedimentering. Undantaget är Yancangs ARV i Kina för försedimentering sker. Nedan presenteras några av de befintliga anläggningarna vilka har presenterats i litteraturen eller från vilka information har inhämtats vid studiebesök.

6.2.1 Yancang, Kina

Vid Yancangs ARV i Haining, Kina finns en AGS-anläggning i drift sedan 2010 som behandlar $50\,000 \text{ m}^3/\text{d}$ avloppsvatten och består av fyra parallella rektangulära SBR:er om vardera $12\,540 \text{ m}^3$ (Li et al., 2014b). Av spillvattnet kommer 30 % från hushåll och 70 % från industrier inom tryckeri, färgning, textil, kemi och livsmedel. En viss granulering och ovanligt låga SVI observerades redan tidigare i anläggningens konventionella aktivslamlinjer varför man misstänkte att avloppsvattnet var särskilt gynnsamt för aeroba granuler. Avloppsvattnet försedimenteras. Inflödet matas från toppen av reaktorerna och cykeln innehåller ingen anaerob fas. En god granulering har uppnåtts i anläggningen liksom en fullständig nitrifikation och en acceptabel COD-reduktion (Li et al., 2014b; Liu et al., 2017; Yang et al., 2016). Men denitrifikationen var begränsad och därför var reduktionen av totalkväve låg (60 %). Utgående koncentrationer av nitratkväve och totalfosfor var 16 mg/l respektive $1,2 \text{ mg/l}$ (Tabell 6.1).

För närvarande arbetar man vid denna anläggning på att implementera teknik i fullskala för AGS vid kontinuerligt flöde (Yang et al., 2016). Sådan teknik har man tidigare testat i mindre skala (Li et al., 2015, 2014a).

6.2.2 Garmerwolde, Nederländerna

Det nederländska företaget Royal HaskoningDHV (RHDHV) säljer AGS-anläggningar under varumärket Nereda®. Det finns för närvarande ungefär

20 Nereda-anläggningar i drift och ytterligare ett tiotal är under konstruktion (Royal HaskoningDHV, 2017). Nereda-anläggningarna består av en eller flera SBR:er som drivs med simultan fyllning och dekantering (Giesen et al., 2015). Fyllningen sker långsamt (3–3,5 m/h) i förhållande till granulärs sedimenteringshastighet, underifrån genom granulbädden under anaeroba förhållanden (Pronk et al., 2015). Därmed skapas just de förhållanden som visat sig vara gynnsamma för stabil granulering och god reningsprestanda med kommunala avloppsvatten enligt ovan (Avsnitt 6.1).

Reningsanläggningen i Garmerwolde är den största i norra Nederländerna och består sedan 2013 av två separata linjer: en AGS-linje som behandlar omkring 59 % av det inkommande flödet och en aktivslamlinje bestående av en A/B-process (Boehnke et al., 1997; Versprille et al., 1985) som behandlar det resterande flödet. Den totala belastningen uppgår till omkring 345 000 personekvivalenter (pe). Information om anläggningen har inhämtats från litteraturen och i samband med studiebesök 2015-06-02, 2015-06-03 och 2017-06-14. Under det första året i drift behandlades upp till 41 % i AGS-reaktorerna vilket sedan har ökat. Vid höga flöden tar aktivslamlinjen en större del av flödet medan AGS-delen tar mer av basflödet. Vid höga flöden leds bräddat vatten efter silning till två regnvattentankar på vardera 6 000 m³. Det dagliga inkommande flödet är totalt omkring 70 000 m³/dag. Det maximala flödet till bufferttanken innan AGS-reaktorerna är 4 200 m³/h medan det maximala totalflödet till anläggningen är 11 600 m³/h. Den inkommande mängden COD till reningsverket är omkring 15 000 kg/dag och för BOD₅ omkring 5 500 kg/dag. Maximal inkommande halt av NH₄-N är 60–70 mg/l. Reningskraven som ställs på det utgående vattnet är 1 mg/l fosfor, 7 mg/l kväve och 30 mg/l suspenderad substans som årsmedelvärden. Efter en uppstartsperiod på omkring sex månader uppnåddes stabil granulering och tillfredsställande reningsresultat med genomsnittliga utgående halter på 20 mg SS/l, 7 mg N/l och 0.9 mg P/l (Pronk et al., 2015).

AGS-delen av reningsverket består i tur och ordning av galler (6 mm, gemensamt med A/B-anläggningen), sand- och fettfång (gemensamt med A/B-anläggningen), bufferttank (4 000 m³) och två AGS-reaktorer, vardera med en volym på 9 500 m³ och höjd 7,5 m. I AGS-reaktorerna mäts syre, fosfat, temperatur, turbiditet, redoxpotential, ammonium, nitrat, och suspenderade ämnen kontinuerligt med online-instrument och analysatorer.

Kväveavskiljning ska i första hand ske genom SND men kan ökas vid behov genom att anoxiska, icke omrörda faser inkluderas i SBR-cykeln. Under dessa faser sker en recirkulation från topp till botten av reaktorn. Detta recirkulationsflöde är i genomsnitt 30 % av inflödet vilket är betydligt lägre än de 200–400 % som vanligtvis förekommer vid konventionell förenitritifikation med aktivt slam (Tchobanoglous et al., 2014). Den normala SBR-cykeln vid torrt väder är 6,5 h med 1 h fyllning vilken kan förkortas till 3 h med 1,5 h fyllning vid höga flöden under regnväder (Pronk et al., 2015). Anläggningen förlitar sig i stor utsträckning på biologisk fosforavskiljning men fällningskemikalier doseras (0,18 mol Fe³⁺/mol P) i AGS-reaktorerna då fosforhalterna stiger, vilket normalt sker vid regnväder.

Vid uppstart tillsattes slam från den befintliga AGS-anläggningen i Epe men eftersom slammets vid tillfället inte innehöll granuler (Pronk et al., 2015) var ympningens effekt på uppstarttiden oklar. Luftningen av AGS-reaktorerna sker genom ett finblåsig bottenluftarsystem. För AGS-linjen finns fyra blåsmaskiner med en kapacitet på vardera 3 500 Nm³/h.

Slambehandlingen består av slamlager 1 (400 m³), slamlager 2 (gemensamt med A/B-anläggningen) och gemensam rötning med slam från A/B-systemet och externslam. Slamlager 1 drivs satsvis och används som en förförtjockare. Utpumpningen styrs på torrsustans-halt (TS) och cykeltiden är hälften av tiden för en AGS-cykel. Från slamlager 1 pumpas det vidare till slamlager 2 och därefter vidare till slambehandlingen med mesofil rötning. Rejektvatten från avvattningen behandlas separat i en SHARON-process (Hellinga et al., 1998) och pumpas därefter till A/B-systemet.

Främst tre variabler varierar i AGS-reaktorerna: inmatningen, luftningen och cykeltiden. Vid högre flöden sker ingen lagring i bufferttanken och vid kraftiga regnfall kan cykeltiden minskas ned till 1 h. Det värsta scenariot är när intensiva, kortvariga regnfall ger tillfälligt förhöjda flöden medan utspädning gör att mer långvariga höga flöden är mindre problematiska.

Tack vare den parallella A/B-linjen som behandlar samma vatten kan en direkt jämförelse mellan de två teknikerna göras. Volymbehovet respektive elanvändningen var 37 % respektive 48 % lägre i AGS-anläggningen i förhållande till A/B-anläggningen (Pronk et al., 2015).

6.2.3 Dinxperlo, Nederländerna

Information från Nereda-anläggningen vid Dinxperlo ARV i Nederländerna erhöles i samband med ett studiebesök (2015-06-02). Anläggningen i Dinxperlo är dimensionerad för 15 730 pe och färdigställdes 2013 på en plats där det tidigare fanns en konventionell aktivslamanläggning. Vid uppstarten fylldes reaktorvolymen till 20 % med granuler från AGS-anläggningen vid Epe ARV. Vattenbehandlingen består i tur och ordning av rensavskiljning med 3 mm hålsilar, sandfång med en hydrocyklon, tre parallella AGS-reaktorer på sammanlagt 4 500 m³ och sandfilter för efterpolering. Efter vattenbehandlingen passerar det renade vattnet genom två volymer från det tidigare aktivslamsystemet och släpps därefter ut i en våtmark innan det leds ut i recipienten. Slambehandlingen består i tur och ordning av över-skottsslamlager, gravimetrisk förtjockare och slamlager för förtjockat slam. Eftersom verket är relativt litet med låg bemanning (10 timmar per vecka) rötas inte slammets på plats utan transporteras till ett annat verk för avvattning och rötning.

Tre blåsmaskiner med en kapacitet på 425 Nm³/h per maskin försörjer AGS-reaktorerna. Vattnet i AGS-reaktorerna recirkuleras för att uppnå optimala hydrauliska förhållanden vid fyllning. Recirkulationen sker i första hand när denitrifikationen behöver förbättras. I reaktorerna mäts syre, fosfat, temperatur, turbiditet, redox, ammonium, nitrat, och suspenderade ämnen kontinuerligt med online-instrument och analysatorer. Dosering av järnklorid sker i reaktorerna (simultanfällning). Vid besöket var storleken på granulerna upp till 2 mm. Som årsmedelvärden var under perioden 2008–2014 slamhalten $3,4 \pm 0,4$ g/l, den specifika belastningen $0,13 \pm 0,01$

g COD/g SS/d, slamåldern 19 ± 2 dygn och SVI 125 ± 17 ml/g. Reningsresultaten under samma period framgår av Tabell 6.2.

Tabell 6.2 Koncentrationer av ingående och utgående vatten för AGS-anläggningen vid Dinxperlo avloppsreningsverk i Nederländerna under perioden 2008–2014. Årsmedelvärden $\pm$ standardavvikelser med avseende på årsmedelvärden.

		Ingående	Utgående
Flöde	m ³ /d	3 005 $\pm$ 537	-
SS	mg/l	224 $\pm$ 45	9,5 $\pm$ 7,2
BOD ₅	mg/l	224 $\pm$ 27	3,7 $\pm$ 1,4
COD	mg/l	533 $\pm$ 69	38,4 $\pm$ 6,7
N-tot	mg/l	59 $\pm$ 7	14,2 $\pm$ 4,0
NO ₃ -N	mg/l	-	8,0 $\pm$ 3,4
P-tot	mg/l	7,8 $\pm$ 0,8	1,1 $\pm$ 0,4

6.2.4 Carrigtwohill, Irland

Information från Nereda-anläggningen vid Carrigtwohill avloppsreningsverk utanför Cork, Irland, inhämtades i samband med ett studiebesök på anläggningen (2017-05-12). Anläggningen är dimensionerad för ett torrvädersflöde på 6 500 m³/d med en koncentration kring 200 mg BOD₅/l i ingående vatten. Koncentrationen kan dock gå ned till 80–90 mg BOD₅/l vid regnvädersförhållanden. Behandlingen inleds med rensavskiljning med 3 mm steggaller (Meva) varefter vattnet leds via en inkommande buffertvolym (360 m³) med tillhörande högfödsvolymer (fylls på 4–5 h) till två parallella AGS-reaktorer (vardera 2 215 m³). Ingen försedimentering finns. Vid besöket hade anläggningen varit igång i 12 månader och drevs med 30 % av den dimensionerande belastningen. Slamhalten var ca 2,5 mg/l jämfört med designnivån 8,5 mg/l. Full granulering hade ännu inte uppnåtts men biomassan sedimenterade bra med ett SVI₅ mellan 50 och 80 ml/g. Utsläppskraven medger koncentrationer på 25 mg BOD₅/l, 35 mg SS/l, 15 mg N/l och 1 mg P/l.

Inkommande vatten fördelas jämnt i botten av reaktorerna med hjälp av flödesfördelningsrör som är på samma nivå som luftarna. Öppningarna i dessa fördelningsrör är ett par centimeter. Vattendjupet i reaktorerna är 8 m under fyllning/dekantering vilken sänks till 7,4 m innan luftning startar för att undvika förlust av biomassa. Vid denna nivå-sänkning släpps vatten ut till en slamsedimenteringstank via recirkulationsröret i toppen av reaktorerna. Utgående vatten sprids i ett rör ut i recipienten via två utgående bufferttankar på vardera ca 100 m³.

Luftningen avbryts när ammoniumkoncentrationen understiger 1 mg N/l. On-linemätning sker även av fosfat vilken används för dosering av fällningskemikalier i slutet av luftningsfasen. Doseringen är anpassad efter hur mycket fosfor som behöver avskiljas utöver den biologiska avskiljningen baserat på erforderligt molförhållande. Även redoxmätare finns i reaktorerna för kontroll. Pumpning från slamsedimenteringstanken styrs baserat på TS-halt (4 %) och slammet centrifugeras sedan till en TS-halt på 20–24 %. Ingen rötning av slam sker.

Med avseende på övriga Nereda-anläggningar som har nämnts i litteraturen (Tabell 6.1) har utgående koncentrationer varit liknande som för Garmerwolde med avseende på SS och kväve samtidigt som fosforhalter i vissa varit högre (0,5–3,2 mg P/l), särskilt i anläggningarna som ligger i Sydafrika (Giesen et al., 2015, 2013). Nereda-anläggningarna i såväl pilot- (van der Roest et al., 2011) som fullskala (Giesen et al., 2015, 2013; Pronk et al., 2015) har uppvisat god kväveavskiljning. Det tyder på att välfungerande strategier för att uppnå tillräcklig denitrifikation har använts.

6.3 Strategier för uppstart

Att starta upp en AGS-reaktor med aktivslamflockar som ymp har visat sig ta relativt lång tid med avloppsvatten. För att uppnå 80 % granuler av biomassan har det åtgått 6 till 13 månader (Derlon et al., 2016; Y. Q. Liu et al., 2010; Ni et al., 2009; Rocktäschel et al., 2015; Wagner et al., 2015a; Wagner & da Costa, 2013). Med ett syntetiskt vatten kan granulering uppnås betydligt snabbare, inom några veckor (Beun et al., 2002). Uppstart av en AGS-process tar, i likhet med andra biofilmsprocesser, i allmänhet längre tid än uppstart av en motsvarande aktivslamprocess. Det är kväve- och fosforavskiljning som tar längst tid medan en god reduktion av organiskt material kan uppnås snabbare. Det beror på att nitrifierare och PAO växer långsamt och att en effektiv denitrifikation gynnas av att granulerna har hunnit växa till sig i storlek.

En hög temperatur är som tidigare nämnts gynnsam för uppstart av en AGS-process (Avsnitt 4.1), både på grund av högre tillväxthastigheter för de involverade mikroorganismerna och på grund av vattnets lägre viskositet.

Ett selektionstryck mot granuler med hög sedimenteringshastighet är gynnsam för granuleringen eftersom det leder till att långsamt sedimenterande flockar sköljs ut (Avsnitt 2.2). Samtidigt är det viktigt att inte sedimenteringstiden är alltför kort eftersom det kan leda till förlust av så mycket biomassa att det tar lång tid för systemet att återhämta sig (Pijuan et al., 2011; Weissbrodt et al., 2013a, 2012). En gradvis sänkning av sedimenteringstiden så att selektion av granuler gynnas samtidigt som en alltför stor förlust av biomassa förhindras verkar vara en bra strategi (Lochmutter & Holliger, 2014; Szabó et al., 2016). I synnerhet bör fullständigt ursköljning av långsamtväxande nitrifierare och PAO undvikas.

Bildandet av granuler går snabbare om en hög organisk belastning tillämpas (de Kreuk & van Loosdrecht, 2006; Liu & Tay, 2015). Men om målet är att så snabbt som möjligt uppnå god kväve- och fosforavskiljning har det visats att en gradvis ökning av belastningen kan vara fördelaktig (Lochmutter & Holliger, 2014). I detta fall anpassades belastningen så att allt lättnedbrytbart organiskt material hann tas upp under den anaeroba fyllningen vilket ledde till kortare tidsåtgång för att uppnå hög kväve- och fosforavskiljning än vid en konstant och högre belastning (Lochmutter & Holliger, 2014).

Om möjligheten finns att ympa reaktorn med granuler kan uppstarten förkortas. Även en mindre andel granuler vid sidan av aktivslamflockar kan ge god effekt (Pijuan et al., 2011). Tiden för uppstart blir kortare ju högre

andel granuler som finns i ympen men så lite som 5-10 % granuler kan göra att granulering och god kväveavskiljning uppnås väsentligt snabbare (Coma et al., 2012; Pijuan et al., 2011). Hur mycket uppstarttiden kan förkortas beror även på hur väl acklimatiserade granulerna är för det aktuella avloppsvattnet (Pronk et al., 2015).

Sammantaget kan några allmänna rekommendationer ges för uppstart av AGS-processer baserat på observationerna i tidigare studier:

- Uppstart vid gynnsamma, höga temperaturer under sommarhalvåret.
- Ympning med så mycket granuler som tillgång medger plus eventuellt aktivt slam.
- Försiktig och välövervakad ökning av selektionstrycket mot hög sedimenteringshastighet genom en gradvis sänkning av sedimenteringstiden och/eller ökning av fyllningshastigheten.
- Gradvis ökning av belastningen i förhållande till tillväxten av PAO genom att konsumtion av lättnedbrytbart organiskt material under den aeroba fasen minimeras.

6.4 Strategier för övervakning och styrning

Strategierna för övervakning och styrning av en AGS-process har som mål att säkerställa tillfredställande avskiljning av organiskt material, kväve och fosfor. En fullständig nitrifikation är vanligtvis önskvärd samt en långtgående denitrifikation. Utgående koncentration av nitrat bör vara låg, både för att åstadkomma låg utgående halt av totalkväve och för att inte exponera PAO för alltför höga nitrathalter i den anaeroba fasen vilket i så fall kan störa den biologiska fosforavskiljningen. Dessutom är det önskvärt att minimera utsläpp av lustgas.

Den övergripande styrstrategin för Nereda-anläggningen Garmenwolde har beskrivits enligt följande (Pronk et al., 2015):

- On-line-givare som mäter koncentrationerna av löst syre, ammonium, nitrat och fosfat är placerade 0,5 m under vätskeytan i de 7,5 m höga reaktorerna.
- Givarna registrerar således de utgående halterna under fasen av samtidig fyllning och dekantering och de omblandade reaktorernas halter under den luftade fasen.
- Dekantering kan och bör avbrytas när fosfathalten stiger i utgående vatten (vilket sker på grund av fosforsläpp och ett icke perfekt pluggflöde). Denna anläggning drivs så att 30–65 % av reaktorernas volym byts ut i varje cykel.
- Efter den anaeroba fyllningen/dekanteringen sker luftning mot en syrehalt på 1,9 mg/l under vilken ammonium och fosfat reduceras på grund av nitrifikation respektive fosforupptag.
- När ammoniumhalten har nått en förutbestämd, låg nivå sänks syrehalten till 0,5 mg/l för att stimulera denitrifikation under den resterande luftade fasen.

Sänkning av syrehalten är viktig eftersom när nitrifikationsaktiviteten i granulernas ytskikt har avstannat, är det annars risk att syre diffunderar in i hela granulerna och denitrifikationen avstannar (Beun et al., 2001). Vilka

syrenivåer som bör användas för att uppnå optimal kväveavskiljning kan däremot variera från fall till fall och för ett och samma system över tiden. Det beror på att processernas hastigheter påverkas av granulernas storlek, vilken inte kan styras direkt (Avsnitt 4.3). Ett sätt att hantera detta är att tillämpa en automatisk anpassning av börvärdet för syrenivån så att syrenivån höjs ifall ammoniumhalten stiger respektive sänks ifall nitrathalten stiger. En sådan strategi har vid modellsimuleringar visat sig leda till mer stabil kväveavskiljning över tid än en konstant syrenivå (Kagawa et al., 2015).

Vid höga kvarvarande nitratnivåer i slutet av cykeln kan en anoxisk fas inkluderas efter den aeroba fasen (de Kreuk et al., 2007b; Xavier et al., 2007). Då används en del av det kvarvarande lagrade organiska materialet som kolkälla för denitrifikation. Under sådana faser kan i vissa Nereda-anläggningar en cirkulationspump användas för att cirkulera nitrat från toppen av reaktorn till botten så att det passerar den sedimenterade granulbädden (Pronk et al., 2015).

Det har också visats att intermittent luftning under den aeroba fasen, vilket leder till alternerande nitrifikation och denitrifikation (AND), kan resultera i god kväveavskiljning (Lochmatter et al., 2013). Nitrifikation och denitrifikation blir i det fallet inte simultan i samma utsträckning men lagrat organiskt material kan ändå utnyttjas i de anoxiska perioderna som infaller mellan luftade perioder. Det har föreslagits att sådana anoxiska perioder tidigt i den luftade fasen gynnar denitrifierande PAO eftersom de får tillgång till höga halter av fosfat och nitrat samtidigt (Lochmatter et al., 2013). Det blir i sin tur gynnsamt för kväveavskiljningen ifall den, vilket typiskt är fallet, är begränsad av COD-tillgången (Kuba et al., 1996). Intermittent luftning visade sig resultera i 10 % högre kväveavskiljning än en strategi med hög följt av låg syrenivå trots att granulerna tilläts sjunka under de icke luftade faserna (6 stycken luftningsperioder á ca 10 min) (Lochmatter et al., 2013).

Ett annat sätt att utnyttja en begränsad tillgång på organiskt material för kvävereduktion är att gynna nitritation och denitritation över nitrit istället för nitrifikation och denitrifikation över nitrat (Coma et al., 2010). En styrstrategi har testats för att gynna en omvandling via nitrit istället för nitrat (Lochmatter et al., 2014). Denna strategi inkluderar intermittent luftning eller omväxlande hög och låg syrenivå och avbruten luftning vid en plötsligt minskad respirationshastighet (ökning i syrehalt). På så sätt kunde kväveavskiljning via nitrit uppnås vilket ledde till en högre total kväveavskiljning vid begränsad tillgång på organiskt material (Lochmatter et al., 2014). Dock var omvandling via nitrit svårare att uppnå vid lägre temperaturer och ledde till 2–5 %-enheter högre utsläpp av lustgas (Lochmatter et al., 2014).

Bestämning av slamhalten i en AGS-process kan göras på samma sätt som för aktivt slam, dvs. med filtrering av en uppmätt provvolym och viktbestämning av det torkade filtret. En viss extra vaksamhet krävs dock för att säkerställa att analysresultatet blir representativt för processen. Innehållet i reaktorn måste vara homogent så ifall reaktorn innehåller stora granuler kan det krävas att luftningsintensiteten är hög vid provtagningstillfället för att säkerställa att reaktorns innehåll är väl omblandat.

Det kan också vara av värde att övervaka storleksfördelningen av granuler och flockar i processen. Detta kan vara särskilt värdefullt vid uppstart,

men även senare för att bedöma om slamuttag av omblandat slam ska tillämpas. En grov storleksfördelning kan relativt enkelt bestämmas genom att biomassan sköljs genom några siktar med storleksfraktioner i intervallet 0,1 till 2 mm (Bin et al., 2011; Derlon et al., 2016). En mer noggrann storleksfördelning kan bestämmas med ändamålsenliga instrument baserade på laserdiffraktion (Pijuan et al., 2011; Verawaty et al., 2013).

6.5 Slamhantering och rötning

Slamutbytet representerar den relativa slamproduktionen, dvs. mängden producerat slam per reducerad mängd BOD eller COD. Det observerade slamutbytet vid Nereda-anläggningen vid Garmerwolde ARV var liknande vad som kan förväntas från aktivslamprocessen vid samma drifts- och miljöförhållanden (Pronk et al., 2015). Det verkar därmed som att slamutbytet för AGS är detsamma som för aktivt slam. Processens slamålder påverkar slamutbytet och eftersom AGS-processer ofta drivs med en relativt hög slamålder (Tabell 6.1) bör dock slamutbytet av den orsaken bli relativt lågt.

Vid Nereda-anläggningarna vid Garmerwolde och Epe ARV leds överskottsslammet till slambuffert och förtjockas sedan i silbandsförtjockare innan rötning (Pronk et al., 2015; STOWA, 2013). Eftersom biologisk fosforavskiljning används är det viktigt att uppehållstiden i slambufferten hålls så låg som möjligt för att minimera fosforsläpp som kan ske under anaeroba förhållanden. Vid Nereda-anläggningen i Epe erhöles en TS-halt på 5,5 % vid tillsats av 1–2 gram aktiv polymer per kg TS (STOWA, 2013). Högre avvattning var möjlig vid en något högre polymerdos men hindrades av tekniska begränsningar på det aktuella verket (STOWA, 2013).

Laboratorieförsök har utförts för bestämning av metanpotentialen vid rötning av aeroba granuler. De indikerar att samma mängder metan produceras vid rötning av granuler som vid rötning av aktivt slam (Palmeiro-Sanchez et al., 2013; Val del Rio et al., 2014, 2011). Sambanden mellan metanpotentialen och den slamålder under vilken slammet har producerats samt slammets sammansättning tycks vara desamma som för aktivt slam (Bernat et al., 2017; Val del Rio et al., 2011).

Sammantaget finns det endast begränsad information angående erfarenheter av hantering och rötning av överskottsslam från AGS-processer. Mer kunskaper om förtjockning, rötning och avvattning av granulrikt slam och eventuella skillnader mot aktivt slam skulle därför vara värdefulla.

6.6 Kombination med andra processer

6.6.1 Förbehandling

För AGS-processer enligt Nereda krävs följande förbehandling:

- Silar eller galler med en diameter om högst 6 mm för rensavskiljningen. Hålsilar föredras men även galler förekommer i befintliga anläggningar (Avsnitt 6.2).
- Sandfång.
- Fettfång om fetthalterna på det inkommande vattnet överstiger 60 mg/l.

Dessutom bör pH-värdet på det inkommande avloppsvattnet ligga emellan 6 och 9.

Försedimentering förekommer sällan före AGS-reaktorer men kan vara positiv och ger något mindre processvolym. Med samma volym beräknas omkring 15–20 % högre belastning kunna ledas till AGS-processen om försedimentering tillämpas. Däremot rekommenderas än så länge att ingen förfällning sker eftersom det då inte finns möjlighet för PAO att anrikas i granulerna. Anrikning av PAO i granulerna har, som beskrivits ovan (Avsnitt 3.3), ofta observerats leda till gynnsamma sedimenteringsegenskaper och det är än så länge osäkert ifall processen kan drivas effektivt utan PAO.

6.6.2 Efterpolering

För Nereda-anläggningarna har ofta utgående koncentrationer av suspenderad substans och totalfosfor uppgått till 10–20 mg/l SS och omkring 1 mg/l fosfor (Giesen et al., 2015; van der Roest et al., 2011). Generellt är detta otillräckligt i förhållande till svenska utsläppsvillkor och därför bör man räkna med någon form av efterpolering. Lämpliga tekniker för efterpolering kan t.ex. vara:

- Fällning och sedimentering
- Fällning och mikrosilning
- Fällning och sandfiltrering

Mikrosilar kan ge en kompakt behandling och långtgående fosforavskiljning både med och utan tillsats av koagulant och flockulant (Väänänen, 2017; Wilén et al., 2016). Silar är dessutom mer toleranta för ett intermittent inflöde av avloppsvatten än sedimenteringsbassänger vilket kan vara en stor fördel i förhållande till AGS-processen. Sedimenteringsbassänger kan dock vara ett bra alternativ om befintliga bassänger redan finns vid en om- eller utbyggnad till en AGS-process.

6.6.3 Kombination av AGS och membranbioreaktorer

Att kombinera AGS med MBR är ett potentiellt attraktivt alternativ. I många sammanhang behövs någon form av efterpolering efter AGS och granulernas storlek och kompakta struktur kan leda till mindre igensättning av membran jämfört med aktivt slam (Sajjad et al., 2016; Tu et al., 2010; Wang et al., 2013). Membranen kräver frekvent luftning för att avlägsna biomassa och bibehålla genomströmning så mindre igensättning innebär en mer energieffektiv membranfunktion (Judd & Judd, 2011). Utmaningar kvarstår dock för forskning och utveckling innan en process för kombination av AGS och MBR är redo för verkligheten (Liébana, 2017). En fundamental sådan utmaning är att kombinera processerna på ett sådant sätt det selektionstryck uppstår, som krävs för att bilda och bibehålla kompakta granuler. Det finns också indikationer på att även om granuler leder till långsammare igensättning av membranen än aktivt slam, bidrar löst EPS från granulerna till en än mer allvarlig irreversibel igensättning på längre sikt (Jun et al., 2007; Thanh et al., 2008).

6.6.4 Hybridsystem med AGS och aktivt slam

När en AGS-anläggning uppförs intill en befintlig aktivslamanläggning väljer man ibland att leda överskottslammet från AGS-anläggningen till aktivslamanläggningen. På så sätt ympas aktivslamanläggningen kontinuerligt med granuler. Ett exempel på en sådan hybrid-anläggning är Vrooms-hop avloppsreningsverk i Nederländerna (Tabell 6.1). Enligt Royal HaskoningDHV leder ett sådant förfarande till att sedimenteringsegenskaperna i aktivslamprocessen förbättras så att den kan hantera en högre belastning (Giesen et al., 2015). Dessutom kan det leda till en mer omfattande biologisk fosforavskiljning i aktivslamprocessen (Giesen et al., 2015). Än så länge finns dock ingen kvantitativ information tillgänglig angående hur stora fördelarna kan bli i den parallella aktivslamprocessen.

7 Design och dimensionering av AGS-processer

7.1 Val av antal reaktorer och buffertar

Många principer för design och dimensionering av konventionella SBR-processer kan användas även för AGS. Med avseende på processkonfigurationer har några olika alternativ föreslagits:

- Tre eller fler parallella reaktorer: Fyllning kan pågå av minst en AGS-reaktor vid varje given tidpunkt. Konfigurationen tillämpas exempelvis på Epe ARV i Nederländerna (Giesen et al., 2015).
- Buffert(ar) åtföljda av två AGS-reaktorer: Resulterar ofta i mindre volymer och kostnadsbesparingar (Giesen et al., 2015). Tillämpas t.ex. vid Wemmershoek ARV (Sydafrika), Ryki ARV (Polen), Garmerwolde ARV (Nederländerna) och kommer att tillämpas vid Österröds ARV (Sverige).
- En buffert följd av en AGS-reaktor: Detta alternativ lämpar sig endast för de minsta anläggningarna och kräver en buffert som är relativt stor i förhållande till reaktorn.

I valet av utformning bör det beaktas att en buffertvolym innebär betydligt lägre investerings- och underhållskostnader än en reaktorvolym eftersom den senare kräver mer utrustning i form av luftarsystem, instrument, rännor och fördelningssystem.

Vid om- eller utbyggnad finns förutom hybridalternativet med AGS och aktivt slam (Avsnitt 6.6.4), även ibland möjligheten att anpassa befintliga volymer, t.ex. SBR-tankar, luftningssteg i aktivslamprocesser eller andra befintliga volymer till AGS-reaktorer (Giesen et al., 2015).

Vid efterbehandling som efterfällning eller filtrering kan eventuellt en utloppsbuffert behövas beroende på situation.

7.2 Dimensionering

För att göra en grov dimensionering av AGS-reaktorer kan man tillämpa samma dimensioneringsriktlinjer som för aktivt slam vad gäller syreöverföringseffektivitet, COD- och BOD-belastning, nitrifikations- och denitrifikationshastigheter (STOWA, 2013). AGS-reaktorer kan dimensioneras för en organisk belastning på ca 0,12 g COD/(g SS·d) vid 10–12° C (Pronk et al., 2015; STOWA, 2013; van der Roest et al., 2011) inklusive kväveavskiljning, beräknat på den luftade delen av cykeln. Detta är en liknande specifik belastning som tillämpas för aktivt slam, men beräknat med en betydligt högre slamhalt, vanligen 8 g SS/l (Pronk et al., 2015; van Haandel & van der Lubbe, 2012). Dock kan ännu högre slamhalt uppnås i praktiken.

I likhet med aktivslamtekniken kan denitrifikationskapaciteten i AGS-processen bli begränsad om BOD/N-förhållandet är alltför lågt för att fullständig denitrifikation ska kunna ske. Om förhållandet BOD/N i inkommande vatten är lägre än 3 samtidigt som låga kvävehalter ska uppnås kan därför pilotstudier behövas för att fastställa denitrifikationskapaciteten.

Både cirkulära som rektangulära reaktorer kan användas för att åstadkomma ett pluggflöde. Reaktorns höjd brukar vara mellan 5 och 8 m. De största Nereda-reaktorerna som har byggts har en diameter om knappt 50 m.

Volym av ingående buffert kan dimensioneras med hjälp av cykeltiderna och torrväderflödena. Volymen som rinner till mellan fyllning av parallella reaktorer ska kunna fångas upp och lagras under tiden. Extra buffertvolym kan behövas för att hantera omslag från torr- till regnväderförhållanden (Pronk et al., 2015). Dimensionering av utgående buffert beror på förutsättningarna för efterföljande polering däribland dess tålighet för flödesvariationer.

7.3 Cykler och faser

En normal cykel för en AGS-reaktor innehåller faserna enligt nedan med typisk tidsåtgång (van Haandel & van der Lubbe, 2012):

1. Fyllning och samtidig dekantering vid anaeroba förhållanden (1–2 h)
2. Sänkning av vattendjup genom tömning (5 min)
3. Luftning (0,5–6 h)
4. Sedimentering (10–30 min)

Efter fyllningsfasen sänks nivån i reaktorn med några decimeter (fas 2 ovan) för att förhindra förlust av biomassa i samband med utökningen av reaktorns vattennivå då luftningen startar (van Haandel & van der Lubbe, 2012). För att uppnå långtgående denitrifikation kan en recirkulationsfas läggas till antingen före luftningsfasen (fördenitrifikation) eller efter sedimenteringsfasen (efterdenitrifikation). I så fall krävs en eller flera recirkulationspumpar per reaktor (STOWA, 2013). Alternativt kan intermittent luftning tillämpas för att uppnå låga kvävehalter (Avsnitt 6.4).

Uttag av slam kan exempelvis ske under luftningsfasen eller sedimenteringsfasen. Det förstnämnda alternativet leder till uttag av omblandat slam, dvs. även stora och fosforrika granuler, medan det andra alternativet leder till ett selektivt uttag av långsamt sedimenterande slam (van Haandel & van der Lubbe, 2012).

Den totala cykeltiderna kan varieras och minskas normalt vid höga flöden (Pronk et al., 2015; STOWA, 2013). Vid användning av två reaktorer och en ingående buffert används inte buffertlagring vid regnväderförhållanden och höga flöden. Vid sådana förhållanden fylls reaktorerna växelvis utan uppehåll så att när inpumpningen till den ena reaktorn är klar, byts inpumpningen, utan paus, till den andra reaktorn (Pronk et al., 2015). Det innebär att fyllningstiden i varje reaktor blir halva cykeltiden.

7.4 Inmatning, dekantering och luftning

Den hydrauliska belastningen under samtidig inmatning och dekantering är normalt 2–3 m/h (van Haandel & van der Lubbe, 2012). Som mest kan ca 60–70 % av reaktorns volym kan bytas ut under inmatningen (STOWA, 2013; van Haandel & van der Lubbe, 2012). Denna nivå har uppnåtts efter att fördelningssystemet har optimerats i fullskala vid Epe ARV (STOWA,

2013) för att skapa en jämn spridning över reaktorns botten vilket leder till ett bra pluggflöde. Dekantering sker normalt via tvärgående dekanteringsrännor på reaktorns topp (STOWA, 2013).

Luftning kan ske med hjälp av konventionella membranbottenluftare. Tillämpade syrehalter för att möjliggöra samtidig nitrifikation och denitrifikation är mellan 1,5 och 2 mg/l (Avsnitt 3.2.2). Riktlinjer för dimensionering sammanfattas i Tabell 7.1.

Tabell 7.1 Sammanfattning av riktlinjer för dimensionering av en AGS-process.

Parameter	Enhet	Värde
Belastning baserad på luftad tid	g COD/(g SS.d)	0,12
Slamhalt	g/l	8
BOD/N	g/g	> 3
Fyllning och dekantering	h	1-2
Sedimentering	min	10-30
Max volymsutbyte	%	65

8 Jämförelse av AGS med andra tekniker

För att jämföra AGS-tekniken med andra, i dagsläget tillgängliga, renings-tekniker utfördes dimensioneringar för fem processlösningar. Förbehandling i form av rensavskiljning följt av försedimentering, med eller utan förfällning, antogs i samtliga fall. Efterpolering med mikrosilar antogs när det var nödvändigt för att uppnå reningsprestandan. Allmänna förutsättningar för jämförelsen var:

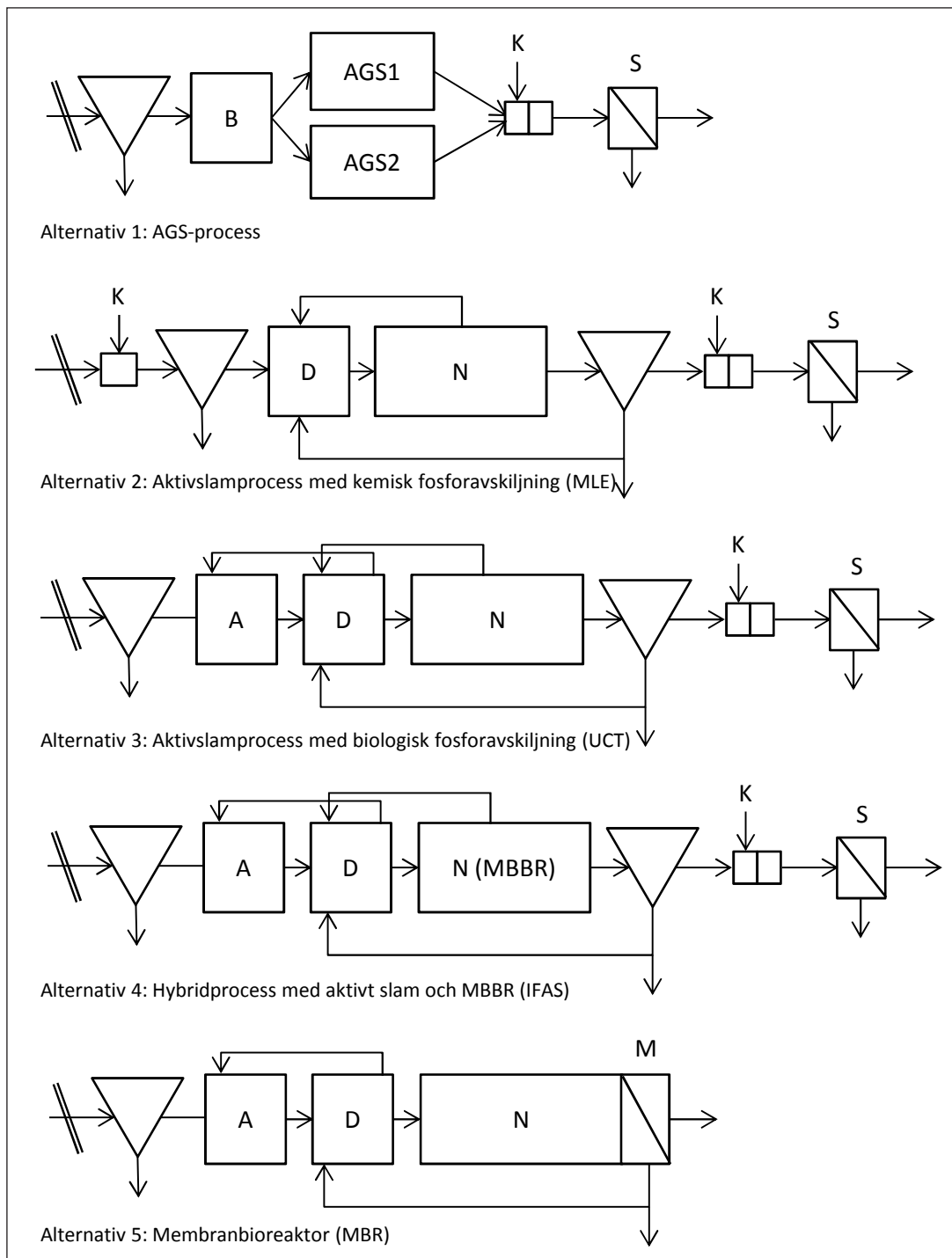
- Ett genomsnittligt svenskt kommunalt avloppsvatten skulle behandlas motsvarande 50 000 pe där varje pe motsvarar 70 g BOD₇/dygn.
- Den dimensionerande temperaturen var 7° C.
- Utgående koncentrationer skulle vara 8 mg/l totalkväve och 0,2 mg/l totalfosfor.
- Vattendjupet i biostegen var 5 m i samtliga processalternativ.
- Behandling av slam och rejektvatten exkluderades från jämförelsen.

En process baserad på AGS jämfördes med såväl konventionella aktivslamprocesser som med mer kompakta alternativ baserade på MBBR och MBR. Följande processalternativ jämfördes (Figur 8.1):

1. *AGS-process*. Försedimentering följt av buffertvolym, två AGS-reaktorer och mikrosilar.
2. *Aktivslamprocess med kemisk fosforavskiljning*. Förfällning följt av fördenitrifikationsprocess (Modifierad Ludzack-Ettinger (MLE)-process) och mikrosilar.
3. *Aktivslamprocess med biologisk fosforavskiljning*. Försedimentering följt av anaerob-anoxisk-aerob process (University of Cape Town (UCT)-process) och mikrosilar.
4. *Hybridprocess med aktivt slam och MBBR*. Försedimentering följt av en anaerob och en anoxisk aktivslamvolym, MBBR-process för nitrifikation och mikrosilar. Processen kallas också "Integrated fixed-film activated sludge (IFAS)".
5. *Membranbioreaktor med biologisk fosforavskiljning*. Försedimentering följt av anaerob-anoxisk-aerob process (UCT-process) med membran för slamavskiljning.

8.1 Förutsättningar och tillvägagångssätt för jämförelsen

Det ingående avloppsvattnet antogs innehålla samma koncentrationer av föroreningar som medianvärdena för svenska avloppsreningsverk över 20 000 pe: 202 mg/l BOD₇, 36,6 mg/l totalkväve och 4,6 mg/l totalfosfor (Svenskt Vatten, 2016). Utifrån dessa nivåer uppskattades koncentrationerna av COD, NH₄-N och SS (Tabell 8.1) baserat på typisk sammansättning för kommunalt avloppsvatten (Henze et al., 2008). På liknande sätt erhöles ett medianflöde per pe på 347 l/dygn (Svenskt Vatten, 2016) vilket



Figur 8.1 Processscheman för de alternativa processerna. A - Anaerob volym för P-släpp, B - Buffertvolym, D - Anoxisk volym för denitrifikation, N - Aerob volym för nitrifikation, K - Tillsats av kemikalier (PACI och polymer), M - Membran, S - Mikrosilar.

antogs härstamma från hushållsspillvatten (200 l/dygn) med 19 timmars tillrinningstid och inläckage (147 l/d) med 24 timmars tillrinningstid. Därigenom erhöles ett dimensionerande flöde (Q_{dim}) på 833 m³/h. Det maximala flödet till den biologiska behandlingen antogs vara $2 \cdot Q_{dim}$, dvs. 1 665 m³/h (Tabell 8.1).

Tabell 8.1 Koncentrationer som användes för dimensionering av processalternativen för jämförelse.

Parameter	Enhet	Värde
COD	mg/l	371
BOD ₇	mg/l	202
N-tot	mg/l	36,6
NH ₄ -N	mg/l	27
P-tot	mg/l	4,6
SS	mg/l	198
Flöde (dim.)	m ³ /h	833
Maximalt flöde	m ³ /h	1 665

Dimensioneringarna utfördes för att klara utsläppskrav på 8 mg/l totalkväve och 0,2 mg/l totalfosfor vid den lägsta temperaturen 7° C. Detta motsvarar en reduktionsgrad som är mer ambitiös än vad som är typiskt idag då de vanligaste utsläppsvillkoren gäller årsmedelvärden. I övrigt antogs inga årstidsvariationer med avseende på flöden eller koncentrationer.

Försedimenteringarna dimensionerades för en maximal ytbelastning på 4,2 m³/m²/h med en avskilningsgrad som funktion av uppehållstiden (Tchobanoglous et al., 2014). Förfällning antogs ske med polyaluminiumklorid (PACl) innehållande 6 % Al, vilken tillsattes i förhållandet 1,5 mol Al per mol P avskild (Gillberg et al., 2003). Dosering av PACl beräknades utifrån erforderlig fosforavskiljning och avskiljningen av COD, BOD och SS uppskattades som funktion av fosforavskiljningen (Tchobanoglous et al., 2014). Uppehållstiden för koagulering och flockning antogs vara 15 min vid maximalt flöde (Gillberg et al., 2003).

8.1.1 Biologiska processalternativ

De biologiska stegen dimensionerades enligt nedan. Bassängdjupet 5 m användes för beräkning av markyta i samtliga alternativ.

Alternativ 1: AGS-process. Två parallella sekventiella satsvisa AGS-reaktorer med en föregående buffertvolym valdes eftersom detta leder till en kompakt och flexibel drift jämfört med tre parallella AGS-reaktorer utan buffert eller en enda AGS-reaktor med en större buffert. Eftersom ett flertal AGS-anläggningar i pilot- och fullskala drivs vid en specifik belastning på ungefär 0,12 g COD/(g SS d) vid 10° C och en slamhalt på 8 g/l SS (Pronk et al., 2015; STOWA, 2013; van der Roest et al., 2011) valdes detta för dimensionering. Den specifika belastningen är endast beräknad med avseende på den luftade delen av SBR-cykeln. En temperaturkorrigering med en faktor $\Theta = 1,04$ (de Kreuk et al., 2005b) gjordes enligt:

$$R_2 = R_1 \cdot \Theta^{(T_2 - T_1)}$$

där T1 och T2 är 10° C respektive 7° C och R₁ och R₂ är belastningarna vid respektive temperatur. Vidare antogs en simultan fyllnings- och dekanteringstid på 1 h, en sedimenteringstid på 30 min och ett genomsnittligt volymsutbyte om 35 % av reaktorvolymen för varje SBR-cykel under torrvädersförhållanden (Pronk et al., 2015). Ingående buffertvolym dimensionerades för att kunna uppehålla det inflöde som anländer mellan två fyllningar av de parallella reaktorernas cykler plus 50 % för extra

lagring i samband med omslag från torr- till regnvädersförhållanden. Vid den erhållna cykeltiden vid Q_{dim} (4 h) behövdes ingen utgående buffert för att åstadkomma ett maximalt ingående flöde på $2 \cdot Q_{\text{dim}}$ till de efterföljande mikrosilarna.

Alternativ 2: Aktivslamprocess med fördenitrifikation (MLE). Dimensionering av fördenitrifikation och nitrifikation utfördes enligt etablerad praxis (Tchobanoglous et al., 2014) med korrigering för temperaturen 7°C och en säkerhetsfaktor 2 för den aeroba slamåldern för att säkerställa nitrifikation. Det interna recirkulationsflödet av nitratrikt vatten (Q_{IR}) beräknades utifrån erforderlig kvävereduktion vid ett returslamflöde (Q_{R}) motsvarande $Q_{\text{R}}/Q_{\text{dim}} = 1$. En slamhalt på 3,5 g/l SS antogs. Övriga parametrar för dimensionering av aktivslamprocesserna i Alternativ 2–5 är angivna i Bilaga A (Tabell A.1).

Alternativ 3: Aktivslamprocess med fördenitrifikation och biologisk fosforavskiljning (UCT). Dimensioneringen utfördes enligt samma principer som för Alternativ 2 med ingående koncentrationer enligt vad som åstadkoms med försedimentering istället för förfällning och med tillägget att en anaerob volym med uppehållstiden 1 h inkluderades med ett recirkulationsflöde från den anoxiska volymen (Q_{AR}) motsvarande $Q_{\text{AR}}/Q_{\text{dim}} = 1$ för att stimulera biologisk fosforavskiljning (Tchobanoglous et al., 2014).

Alternativ 4: Hybridprocess med aktivt slam och MBBR (IFAS). Nitrifikationsvolymen med biofilmbärare (MBBR) dimensionerades baserat på en specifik nitrifikationshastighet på $0,9 \text{ gNH}_4\text{-N/m}^2\text{/d}$ med avseende på skyddad biofilmsyta vid 15°C och en löst syrekonzentration på 4 mg/l (Christensson & Welander, 2004; Hem et al., 1994). Hastigheten korrigerades för temperaturen med faktorn $\Theta = 1,04$ (Christensson & Welander, 2004). En fyllnadsgrad på 50 % biofilmbärare med en specifik yta på $800 \text{ m}^2\text{/m}^3$ antogs (McQuarrie & Boltz, 2011). Fördenitrifikationen dimensionerades enligt samma principer som för Alternativ 2 med en slamhalt på 2 g/l SS (Christensson & Welander, 2004). Den anaeroba volymen dimensionerades efter 2 h uppehållstid på grund av den lägre slamhalten.

Alternativ 5: Membranbioreaktor (MBR). En membranbioreaktor dimensionerades enligt samma principer som för Alternativ 3 men vid en slamhalt på 10 g/l SS vilket är i linje med befintliga MBR-anläggningar i fullskala (Kraemer et al., 2012). Upphållstiden i den anaeroba volymen sattes till 0,5 h på grund av den högre slamhalten. Behovet av markyta för membranbassängen uppskattades till 413 m^2 baserat på tidigare studie med hänsyn till aktuellt flöde (Danielsson et al., 2017).

8.1.2 Eftersedimentering och polering med mikrosilar

Samtliga eftersedimenteringar (Alternativ 2, 3 och 4) dimensionerades för en maximal slambelastning på $5,8 \text{ kg SS}/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ med Q_{R} inräknat vid $Q_{\text{R}}/Q_{\text{dim}} = 1$ (Tchobanoglous et al., 2014). Den motsvarande maximala hydrauliska belastningen var $0,8 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ för Alternativ 2 och 3 och $1,5 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{h})$ för Alternativ 4. Den volymetriska slambelastningen utan Q_{R} inkluderad vid SVI 100 ml/g var $0,29 \text{ m}^3/(\text{m}^2 \cdot \text{d})$. Koncentrationen av suspenderade ämnen i utgående vattenfas antogs vara 15 mg/l SS.

För att erhålla utgående koncentrationer på 0,2 mg/l totalfosfor krävs normalt polering efter eftersedimentering och därför dimensionerades mikrosilar för Alternativ 1–4. Erforderlig silduksarea beräknades utifrån en maximal belastning av SS på 60 g SS/(m²·h) (Kängsepp et al., 2016) och markyta uppskattades från praktiska erfarenheter från nyligen genomförd projektering (H2OLAND AB, Alingsås). Dosering av PACl (6 % Al) och polymer beräknades från SS-belastningen enligt 0,07 mg Al/mg SS respektive 0,33 mg polymer/mg Al (Kängsepp et al., 2016; Väänänen, 2017). Eftersom kemikalier för rengöring av sildukar endast åtgår i mängder som motsvarar 2 % av kostnaden för fällnings- och koaguleringskemikalier (Kängsepp et al., 2016) ansågs förbrukningen försumbar i föreliggande jämförelse. Den beräknade sammanlagda uppehållstiden för koagulering och flockning var 7,5 min vid maximalt flöde (Väänänen, 2017).

8.1.3 Uppskattning av elenergibehov

Behovet av elenergi uppskattades för luftning för syreförbrukning i den biologiska behandlingen, omrörning, returslampumpning, recirkulationspumpning, drift av mikrosilar och luftning av membran för rengöring. En tryckprofil som möjliggjorde självfall genom anläggningen förutsattes. Övrig energianvändning, som exempelvis slamskrapning i sedimenteringsbassänger och slambehandling, exkluderades från jämförelsen.

Syrebehovet uppskattades utifrån det biologiska behovet i respektive processalternativ med avseende på nedbrytning av organiskt material, nitrifikation och biologisk fosforavskiljning (Smolders et al., 1994; Tchobanoglous et al., 2014). Syreöverföringseffektivitet vid standardförhållanden (20° C och 1 atm) antogs vara 25 % (5 %/m) för finblåsig system i Alternativ 1, 2, 3 och 5 (Tchobanoglous et al., 2014) och 20 % (4 %/m) för grovblåsig system med biofilmsbärare i Alternativ 4 (Rosso et al., 2011; Sander et al., 2017). För syresättning användes konstanterna $\alpha = 0,65$, $\beta = 0,95$ och $F = 0,9$ (Tchobanoglous et al., 2014) i Alternativ 1–4. Eftersom α -värdet sjunker vid hög slamhalt, valdes $\alpha = 0,42$ för MBR:en i Alternativ 5 (WEF, 2012). Energibehovet för luftning baserades på adiabatisk kompression till erforderligt mottryck med 80 % verkningsgrad och 0,2 atm tryckförlust i systemet. I avsaknad av en definierad slamålder för MBBR:ens biofilm antogs den aktuella biofilmsytan ge upphov till motsvarande 2,5 g/l biomassa i samband med beräkning av biofilmens endogena syrebehov.

Energibehov för omrörning av buffertvolym (Alternativ 1) samt anoxiska och anaeroba volymer (Alternativ 2–5) antogs vara 10 W/m³ reaktorvolym (Tchobanoglous et al., 2014). Energibehov för pumpning beräknades via de typiska uppfodringshöjderna 1,62 m för returslam och 1,07 m för intern recirkulation med en verkningsgrad på 60 % för pumpningen (Qasim, 1998). Ett typiskt energibehov för backspolning, koagulering och flockulering för mikrosilar är 0,034 kWh/m³ (Kängsepp et al., 2016). Luftning av membran för rengöring från vidhäftande biomassa kräver relativt mycket energi. Detta energibehov uppskattades från litteraturvärden (Itokawa et al., 2014; Krzeminski et al., 2012; Tao et al., 2010; Xiao et al., 2014) vilket diskuteras närmare nedan.

8.2 Resultat

8.2.1 Jämförelse av mark-, volym- och elenergibehov

De fem processalternativen jämfördes med avseende på volymbehov, erforderlig markyta och behov av elenergi. Det är viktigt att notera att jämförelsen är begränsad till de angivna processalternativen under de angivna förutsättningarna. Ett val av andra processlösningar och förutsättningar skulle kunna påverka jämförelsen. Vissa av teknikerna genomgår också en kontinuerlig utveckling och förbättring. Resultaten ska därför endast ses som en indikation baserad på i dagsläget tillgänglig kunskap och erfarenhet. AGS-reaktorer byggs ofta med relativt högt vattendjup på t.ex. 7,5 m (Pronk et al., 2015), vilket leder till mindre behov av markyta och effektivare syreöverföring och därmed mindre energibehov för luftning. För att underlätta en direkt jämförelse har istället samma vattendjup (5 m) antagits i samtliga processalternativ i denna studie.

Behovet av markyta, inklusive försedimentering, bioprocessvolym, eftersedimentering och mikrosilar för de olika alternativen framgår av Figur 8.2. Markbehovet blir störst för Alternativ 2–4 på grund av eftersedimenteringarna. IFAS-processen kräver dock en något mindre eftersedimentering på grund av den lägre slamhalten i systemet. En AGS-process blir härvidlag kompakt jämfört med dessa alternativ eftersom sedimentering sker i samma volym som bioprocesserna.

Markbehovet för AGS-processen uppskattades vara 41 % lägre än för aktivslamprocessen med förfällning, 52 % lägre än för aktivslamprocessen med endast försedimentering och 16 % lägre än för IFAS-processen. En processlösning baserad på ren MBBR-teknik utan sedimentering och utan slamretur (men med nitratretur) är också möjlig men en sådan hade krävt kemikalier för fosforavskiljning och förmodligen även dosering av kolkälla för efterdenitrifikation. Med kväveavskiljning baserat på endast fördenitrifikation skulle de uppsatta målen för behandlat vatten med avseende på kvävekoncentrationer vara svåra att uppnå (Lustig, 2012; Rusten et al., 2000, 1995). Så även om en ren MBBR-process kan vara ett kompakt alternativ (Ødegaard, 2006), bedömdes det här som mindre intressant än IFAS-alternativet på grund av den förväntade kemikalieförbrukningen.

MBR-processen beräknades kräva 30 % mindre markyta än AGS-processen. En MBR-process kan bli kompakt tack vare den höga slamhalten i systemet. I förhållande till AGS-processen är det förutom den något högre slamhalten det faktum att ingen buffert behövs och att reaktorvolymen inte behöver användas för sedimentering som leder till ett kompaktare system. Det ska samtidigt noteras att, beroende på utformning, kan en MBR behöva markyta för permeatpumpar, underhåll av membran m.m. som kan göra att det totala markbehovet närmar sig det som krävs för en AGS-process (Reardon et al., 2016). Behovet av markyta för mikrosilarna för efterpolering i Alternativ 1–4 var i sammanhanget relativt litet (3–5 %).

De relativa skillnaderna i totalt volymbehov för de olika alternativen blir ungefär desamma som skillnaderna i ytbehov (Tabell 8.2). Skillnaderna mellan AGS-alternativet och Alternativ 2–4 blir endast marginellt mindre

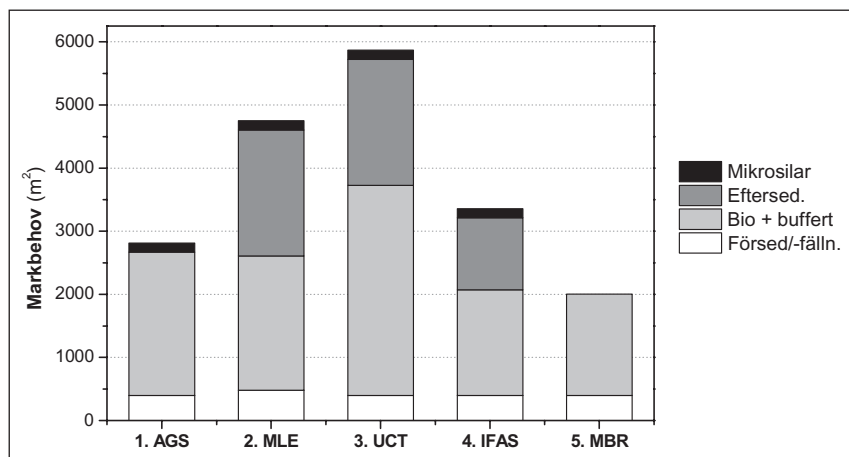
eftersom det antagits att sedimenteringsbassängerna har ett något lägre djup (4,2 m) än bioprocessvolymerna (5 m).

Tabell 8.2 Beräknat volymbehov (m^3) för varje delsteg i respektive processalternativ. Förklaring av processalternativen finns i Figur 8.1.

	1. AGS	2. MLE	3. UCT	4. IFAS	5. MBR
Förkoagulering	-	420	-	-	-
Försedimentering	1 665	1 665	1 665	1 665	1 665
Buffert	1 250	-	-	-	-
Anaerob	-	-	830	1 665	420
Anoxisk	-	5 350	4 770	4 820	1 670
Aerob	10 090	5 280	11 030	1 875	3 860
Sedimentering	-	8 390	8 390	4 800	-
Membran	-	-	-	-	2 060
Efterkoagulering	210	210	210	210	-
Totalt	13 210	21 310	26 900	15 030	9 680

Det 52 % beräknade mindre ytbehovet för AGS-processen jämfört med aktivslamprocessen utan försedimentering ligger mycket nära vad som har uppskattats i en annan jämförelse (54 %) vid liknande förutsättningar och vid samma vattendjup i de två alternativen (van Haandel & van der Lubbe, 2012). Skillnaden är också i samma storleksordning som de 37 % som observerats vid Nereda-anläggningen vid Garmerwolde avloppsreningsverk i jämförelse med den parallella A/B-anläggningen efter justering till samma vattendjup (Pronk et al., 2015).

Skillnaden i ytbehov enligt vad som uppskattats i denna jämförelse och vad som observerats i verkligheten är mindre än vad som uppskattades i ett tidigt skede av AGS-processens utveckling (de Bruin et al., 2004). Det beror på att man vid den tiden antog att AGS-processen kan drivas vid en betydligt högre specifik belastning av organiskt material med avseende på mängd biomassa (g COD/(g SS·d) än aktivslamprocessen (de Bruin et al., 2004).



Figur 8.2 Behov av markyta för de olika processalternativen. Förklaring av processalternativen finns i Figur 8.1.

Det tycks inte vara fallet utan i föreliggande jämförelse har dimensioneringarna resulterat i liknande uppskattade specifika belastningar i interval-

let 0,07–0,09 g COD/(g SS·d) för AGS-, aktivslam- och MBR-processerna (Alternativ 1, 2, 3 och 5). Det är istället den höga slamhalten (8 g/l) och avsaknaden av eftersedimentering som leder till en kompakt process för AGS-alternativet.

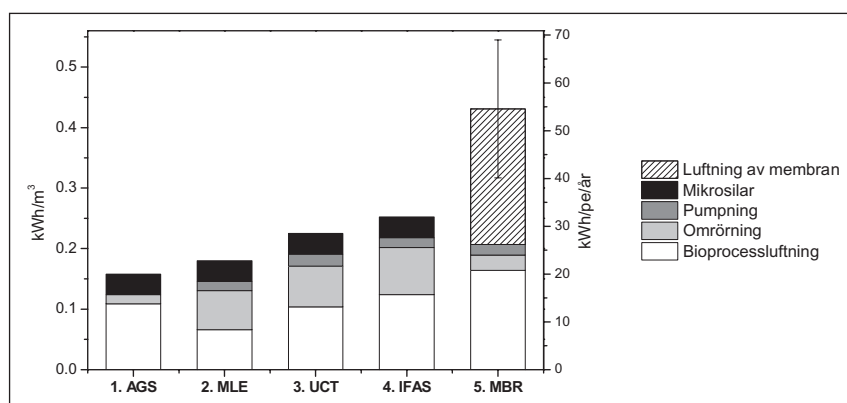
Det uppskattade behovet av elenergi för AGS-processen var 12 %, 30 % och 37 % lägre än för 2, 3 och 4 efter sammanräkning av behoven för luftning, omrörning, pumpning och mikrosilning (Figur 8.3). Övrig energianvändning på reningsverket är exkluderad från jämförelsen. En jämförelse av AGS-processen med aktivslamprocessen utan förfällning (Alternativ 3) visar att energibehovet för luftning blir ungefär detsamma. Det är avsaknaden av omrörning av reaktorn och pumpning av returslam och interna recirkulationsflöden som resulterar i lägre energianvändning för AGS-processen. I AGS-alternativet förutsätts att omblandning krävs i bufferttanken men då denna volym är relativt liten ger det endast ett litet bidrag till energianvändningen. Ifall energibehovet för polering med mikrosilar exkluderas blir det uppskattade energibehovet 35 % lägre för AGS-processen jämfört med Alternativ 3. Detta är något lägre än den skillnad som uppskattats tidigare, 52 % (van Haandel & van der Lubbe, 2012) och vad som uppmätts vid jämförelse på Garmerwolde avloppsreningsverk, 48 % (Pronk et al., 2015). De refererade jämförelserna har dock haft eller antagit ett högre vattendjup för AGS-processen än för aktivslamalternativet. Ett högre vattendjup leder till högre syreöverföringseffektivitet och vilket därmed förklarar den större skillnaden mellan AGS och aktivt slam i de fallen. Föreliggande jämförelse indikerar att även vid samma vattendjup erhålls en signifikant lägre energianvändning för AGS-processen jämfört med de angivna aktivslamalternativen på grund av att omblandning i reaktorn och pumpning av returslam och intern recirkulation inte behövs.

Den uppskattade elenergianvändningen för IFAS-alternativet var 60 % högre än för AGS-processen. Det beror framför allt på omrörning och pumpning men också på att MBBR-steget kräver en högre koncentration av löst syre för att fungera optimal (Christensson & Welander, 2004; Hem et al., 1994; Ødegaard, 2006) vilket leder till högre energianvändning för luftning (Tchobanoglous et al., 2014). I praktiken kräver MBBR-steget dessutom extra luftning för att ombesörja god omblandning av bärarna under perioder av låg belastning och i närheten av silarna som håller bärarna kvar i processvolymen (Rosso et al., 2011). Detta ökar energianvändningen i MBBR-steget ytterligare men har inte tagits hänsyn till i denna jämförelse.

Alternativet baserat på en MBR-process är det mest kompakta i jämförelsen men till priset av en högre förväntad energianvändning. Det är framförallt luftning av membranen för att avlägsna biomassa som kräver intensiv energianvändning. Att i dagsläget uppskatta vilken energianvändning som kan förväntas för en MBR-process är svårt eftersom energianvändningen skiljer sig kraftigt mellan olika anläggningar i fullskala och utvecklingen går stadigt mot en allt mindre användning. För befintliga MBR-anläggningar i fullskala har en total elenergianvändning i relation till volymen behandlat vatten från 4,2 kWh/m³ ner till omkring 0,4–0,5 kWh/m³ rapporterats (Itokawa et al., 2014; Krzeminski et al., 2012; Tao et al., 2010; Xiao et al., 2014). För väl energioptimerade anläggningar i fullskala kan den totala

energianvändningen vara omkring 0,4 kWh/m³ varav luftning för rengöring av membranen står för mellan 0,1 och 0,3 kWh/m³ (Itokawa et al., 2014; Tao et al., 2010).

I föreliggande jämförelse adderades den energianvändning för luftning av membran som observerats tidigare vid de bäst optimerade fullskaleanläggningarna (0,1–0,3 kWh/m³) till den uppskattade energianvändningen för luftning för bioprocessens syrebehov, pumpning och omrörning. Intervallet i uppskattningen är indikerat med en felstapel i Figur 8.3. Värt att notera är att även om man antar den lägsta nivån i intervallet för energianvändning för membranluftning, blir den uppskattade energianvändningen för MBR-alternativet högre än för alla de andra alternativen och ungefär dubbelt så hög som för AGS-alternativet.



Figur 8.3 Beräknad användning av elenergi i de olika processalternativen. Energi för luftning av bioprocess, omrörning, pumpning och mikrosilar har beräknats enligt förutsättningarna angivna under Avsnitt 8.1.3. För luftning av membran i MBR-alternativet indikerar felstapeln ett intervall baserat på vad som observerats i befintliga anläggningar efter omfattande energioptimeringar (Itokawa et al., 2014; Tao et al., 2010). Förklaring av processalternativen finns i Figur 8.1.

En konventionell SBR-process baserad på aktivt slam skulle också kunna vara ett relevant alternativ för jämförelse med AGS. En SBR blir vanligtvis något mer kompakt än en kontinuerlig aktivslamprocess. Detta beror på att goda sedimenteringsegenskaper uppnås vilket gör att sedimentering kan utföras under en kort del av cykeltiden och ingen separat sedimentering krävs. Samtidigt drivs processen vid en slamhalt som är i samma nivå som den kontinuerliga aktivslamprocessen (omkring 4 g/l) vilket gör att processen inte kan bli lika kompakt som en AGS-process. Energimässigt kan en SBR-process också vara något mer fördelaktig än en kontinuerlig aktivslamprocess eftersom ingen returslampauppumpning krävs. Dock krävs omrörning.

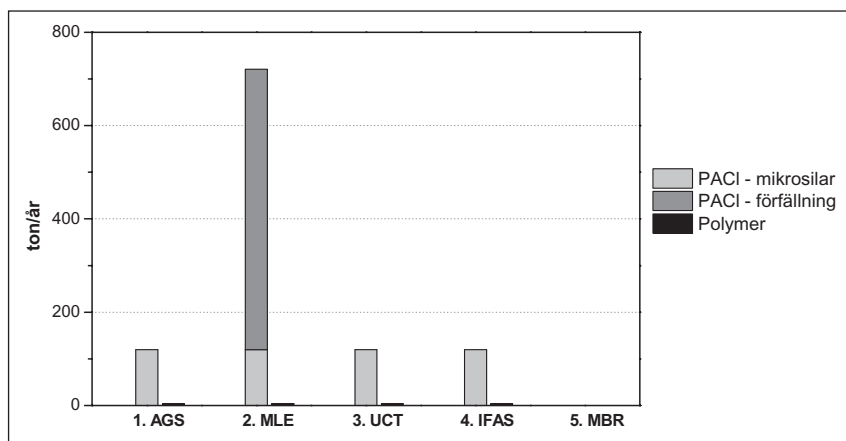
8.2.2 Jämförelse av andra aspekter

En uppskattning av behovet av kemikalier för koagulering vid förfällning (Alternativ 2) och polering med mikrosilar (Alternativ 1–4) visade att förbrukning av PACl blir ungefär sex gånger högre då ingen biologisk fosforavskiljning utnyttjas (Alternativ 2) jämfört med Alternativ 1, 3 och 4 (Figur

8.4). Förbrukningen av PACl för poleringen med mikrosilar beräknades baserat på observationer vid Arvidstorps ARV (Kängsepp et al., 2016). Men enligt andra observationer kan utgående fosforkoncentrationer på 0,2 mg/l uppnås vid mikrosilning helt utan kemikalietillsatser (Wilén et al., 2016). Den förbrukning som hör från poleringen skulle således potentiellt kunna vara lägre vilket i så fall skulle leda till större skillnad mellan förbrukningen av kemikalier för alternativen med biologisk fosforavskiljning (Alternativ 1, 3 och 4) och utan (Alternativ 2). Ingen förbrukning av PACl uppstår i MBR-alternativet eftersom utgående fosforkrav förväntas uppnås genom den biologiska fosforreduktionen och mycket låg utgående halt av suspenderade ämnen (Judd & Judd, 2011).

Både mikrosildukar (Alternativ 1–5) och membran (Alternativ 5) kräver regelbunden rengöring med kemikalier. För mikrosilar vanligtvis saltsyra och natriumhypoklorit (Kängsepp et al., 2016) och för membran exempelvis natriumhypoklorit och oxal- eller citronsyra (Baresel et al., 2017; WEF, 2012). De erforderliga mängderna av kemikalier för rengöring har här inte beräknats för jämförelse men förbrukningen är iallafall för mikrosilar liten i förhållande till förbrukning av koagulant och flockulant (Kängsepp et al., 2016).

Rengöring av mikrosildukar och membran är sannolikt de viktigaste faktorerna vad gäller underhållsbehov. Mikrosildukar behöver rengöras med kemikalier ungefär var 6:e vecka (Kängsepp et al., 2016). För membran utförs underhållsrengöring regelbundet med backspolning av kemikalier och var 6-18:e månad regenereras membranen vid en mer omfattande rengöring (Judd & Judd, 2011).



Figur 8.4 Förbrukning av kemikalier för koagulering och flockulering i de olika alternativen. Förbrukningen av PACl och polymer till mikrosilning är beräknad baserat på observationer av Kängsepp et al. (2016). Enligt andra observationer kan utgående fosforkoncentrationer på 0,2 mg/l uppnås utan kemikalietillsatser (Wilén et al., 2016). Förklaring av processalternativen finns i Figur 8.1.

Utöver erforderliga volymer för biologisk behandling och sedimentering samt mikrosilar finns ytterligare skillnader i utrustning i de olika alternativen som kan förväntas påverka investeringskostnaderna. För IFAS-processen krävs biofilmbärare vilka förvisso har lång livslängd (> 20 år). MBR-

alternativet förutsätter inköp av membran vilka kan behöva ersättas var 10:e år (Judd & Judd, 2011). Samtliga alternativ utom AGS-processen kräver omrörning i bioreaktorerna och pumpar för slamretur och intern recirkulation. I AGS-alternativet krävs endast omrörare i den relativt lilla buffertvolymen. Sammantaget kräver AGS-alternativet mindre investeringar i utrustning än de andra alternativen.

När det gäller stabilitet och robusthet för AGS-processen är tillgången på kunskap och erfarenheter än så länge begränsad. Något av det mest allvarliga som kan ske med den biologiska behandlingen är flykt av biomassa eftersom det leder till stora utsläpp av såväl närsalter som organiskt material och det kan ta avsevärd tid för processen att återhämta sig. För en MBR är risken för slamflykt minimal och oberoende av de biologiska processerna i reaktorn eftersom det endast kan inträffa om membran går sönder. För en MBBR, som hårbärgerar den känsliga nitrifierarna i en IFAS, är biomassan som växer i biofilmen relativt väl skyddad och tålig för störningar. En tillfällig förändring av biomassans struktur leder inte omedelbart till allvarliga utsläpp eftersom den vanligtvis är hårt bunden till biofilmsbärarna som hålls kvar i systemet mekaniskt med silar. Aktivslamprocessen är beroende av goda sedimenteringsegenskaper och exempelvis kraftig slamsvällning kan leda till slamflykt. Men konventionella aktivslamsystem är dimensionerade med goda säkerhetsmarginaler och för en relativt låg ytbelastning på efter-sedimenteringar. AGS-processen designas däremot för hög ytbelastning för sedimentering under SBR-cykelnas sedimenteringsfas. Designförutsättningarna i alternativen ovan leder t.ex. till en tiofald högre slambelastning vid sedimentering i AGS-processen jämfört med aktivslamalternativen. Det innebär att processens stabilitet är helt beroende av de goda sedimenteringsegenskaperna. Det blir därför mycket viktigt att bemästra en god granulering. Enligt vad som rapporterats har AGS-processer i allmänhet uppnått den prestanda som de designats för (Tabell 6.1). Icke desto mindre är det värdefullt med mer kunskap och erfarenhet om AGS-processers stabilitet och robusthet vid behandling av kommunalt avloppsvatten i praktiken.

Även om processalternativen i jämförelsen har dimensionerats för samma utsläppskrav är det värt att notera att behandlat vatten från en MBR-process har en lägre halt organiskt material än utgående vatten från mikrosilar (Judd & Judd, 2011; Väänänen, 2017) vilket beror på att porstorleken är ungefär en tiondel så stor. Önskas ytterligare polering av det behandlade vattnet, t.ex. för reduktion av mikroföroreningar, kan detta vara en märkbar fördel. Vid polering med ozon minskar erforderlig dos av ozon vid lägre halt organiskt material och vid behandling med aktivkolfilter minskar tillväxten av biofilm. Vid behov av sådan efterpolering skulle sandfilter sannolikt vara att föredra framför mikrosilar efter AGS eller aktivt slam på grund av högre avskiljningsgrad.

Processer baserade på SBR-teknik, som AGS-processen, har fördelen av en större flexibilitet än kontinuerliga processer. Genom att ändra volymsutbyte under cyklerna eller längden på cyklernas faser som anaerob fyllning, aerob fas och sedimentering kan förhållandena för behandlingen justeras och optimeras. Om behov uppstår kan man t.ex. förlänga sedimenteringsfasen vid en försämring av sedimenteringsegenskaperna eller infoga en fas

med efterdenitrifikation med lagrad kolkälla i slutet av cykeln ifall lägre nitratkoncentrationer önskas. En större flexibilitet kräver dock en tillräcklig buffertvolym för att lagra det avloppsvatten som anlänt mellan fyllningarna, och eventuellt även en utgående buffert.

Tidsåtgången för uppstart av de biologiska processerna i de olika alternativen kan antas är något längre för AGS- och MBBR-processerna jämfört med aktivslam- och MBR-alternativen. Det är en vanlig observation att granuler och andra biofilmer tar något längre tid att etablera.

Alternativen skiljer sig när det gäller utbildningsbehov för driftspersonal. Generellt kräver nya tekniker mer extra utbildning än väletablerad och vanligt förekommande teknik. I detta avseende innebär AGS och MBR relativt ny och ännu inte så välkänd teknik som kan kräva extra resurser för utbildning jämfört med aktivslamalternativen.

8.3 Slutsatser

Jämförelsen av de fem olika processalternativen bekräftade att en AGS-process kan vara betydligt mer kompakt än aktivslamprocessen (40-50 % lägre markbehov). Detta är tack vare att hög slamhalt kan hållas i systemet och att ingen separat sedimenteringsbassäng krävs. Dock var i denna jämförelse AGS-processen inte lika kompakt som MBR-alternativet. Den uppskattade elenergianvändningen är lägre för AGS-alternativet än för samtliga andra alternativ även vid samma vattendjup. Ett högre vattendjup, vilket är vanligt för AGS-processer, minskar både yt- och energibehovet ytterligare för AGS. I jämförelse med de andra processalternativen är AGS-processen dock en relativt oprövat kort och mer kunskap och erfarenheter om processens robusthet är önskvärd. Mer kunskap om hantering och rötning av granulrikt slam skulle underlätta upprättandet av en energibalans.

9 En fallstudie: Om- och tillbyggnad av Österröds avloppsreningsverk

9.1 Bakgrund

Sveriges första AGS-anläggning i fullskala byggs på Österröds ARV i Strömstad kommun. Ombyggnaden av reningsverket påbörjades i mars 2017 och beräknas vara färdig våren 2019. AGS-linjen ska enligt planen tas i drift under våren 2018.

Strömstad är en turistkommun med kraftigt förhöjd belastning under sommarmånaderna jämfört med resten av året. Kommunens totala befolkning är 2017 drygt 13 000 invånare. Turistbelastningen under högsäsong ligger idag omkring 10 000 pe högre än medelbelastningen under lågsäsong. Det är därför viktigt för Strömstad kommun att processen klarar av kraftigt varierande flöden och belastningar.

Österröds ARV är idag i stort behov av ombyggnation, på grund av framtida belastningsökningar och problem att upprätthålla kväverening vid låga temperaturer. Ambitionen från Strömstads kommun var att den ombyggda anläggningen ska kunna hantera en belastningsökning på 10 000 pe. Då krävdes en ny biologisk linje som skulle kunna ta emot 60 % av flödet. En jämförelse gjordes mellan tre olika alternativ som komplement till en upprustning av den befintliga aktivslamanläggningen: MBBR, aktivt slam och AGS (Nereda). Kommunen ansåg att AGS var det bästa alternativet. De huvudsakliga argumenten för detta var minskad energianvändning och lägre årliga kostnader jämfört med både aktivt slam och MBBR samt mindre ytbehov jämfört med aktivt slam. Det innebär att vid ombyggnationen av Österröds ARV ska den biologiska kapaciteten utökas genom att dagens aktivslamprocess rustas upp och kompletteras med två AGS-reaktorer.

9.2 Dimensionering

Det ombyggda reningsverket har dimensionerats för en maximal belastning på 30 000 pe och ett dimensionerande flöde (Q_{dim}) på 300 m³/h. Den biologiska behandlingen kommer att vara uppdelad i två linjer. 60 % av flödet kommer gå till en AGS-linje med två parallella reaktorer samt tillhörande inkommande och utgående bufferttankar. Parallellt med detta går 40 % av flödet till en aktivslamlinje i sju zoner för nitrifikation och denitrifikation. Överskottsslam tas ut från AGS-processen till en slambufferttank varifrån det granulära slammet pumpas till slambehandlingen eller till aktivslamlinjen. Tanken är att överskottsgranulerna från AGS-linjen ska kunna ledas till aktivslamlinjen för att där ge förbättrade sedimenteringsegenskaper (hybridanläggning, se Avsnitt 6.6.4).

Dimensioneringen av AGS-linjen i form av en Nereda-anläggning har utförts tillsammans med Royal HaskoningDHV. En svensk konsultfirma, H2OLAND, har stått för dimensioneringen av övriga processteg. Dimensioneringen av AGS-steget har löpande anpassats till det övriga reningsver-

ket och vice versa. Eftersom AGS inte tidigare har implementerats i fullskala i Norden så finns inga referensanläggningar under nordiska förhållanden. Dimensioneringen av AGS-processen är utförd med utgångspunkt i att temperaturen som lägst är 5° C, vilket vanligtvis inträffar under februari månad. Precis som för den nya aktivslamlinjen på Österröds ARV är det vintern som utgör begränsningen i dimensioneringen. Slamhalten i AGS-processen förväntas vara 8 g/l under luftning, vilket ger en slambelastning på ca 0,04 g BOD₇/(g SS·d) vid medelflöde. Dimensionerade flöden och belastningar framgår av Tabell 9.1.

Tabell 9.1 Dimensionerande flöden och belastningar för AGS-linjen vid Österröds ARV.

Parameter	Enhet	Period		
Flöden		Jan, feb, mars	Jul, aug	Resten av året
Dygnsmedelflöde (40-percentilsflödet)	m ³ /d	3 100	3 730	3 100
Max torrväderflöde	m ³ /h	170	210	170
Max regnväderflöde	m ³ /h	360	360	360
Maxdygnflöde	m ³ /d	8 640	8 640	8 640
Belastning				
COD	kg/d	938	1 596	938
BOD ₇	kg/d	410	727	410
BOD ₅	kg/d	369	655	369
SS	kg/d	469	798	469
TKN	kg/d	108	198	108
TP	kg/d	11	20	11

Baserat på aktuellt toppflöde gjordes bedömningen att två reaktorer med buffert innan och efter var den bästa lösningen i detta fall. Med två reaktorer underlättas även reningen i händelse av att den ena reaktorn måste stängas av. Processen liknar också mer en kontinuerlig process när man kan alternera inflödet mellan reaktorerna.

Tabell 9.2 visar de erforderliga volymerna och ytorna för Österröds ARV med och utan försedimentering. Den slutliga utformningen har därefter anpassats ytterligare utifrån de lokala förutsättningarna. Volymerna blir något större och energianvändningen ökar något ifall försedimentering inte tillämpas. Dimensioneringen är baserad på utsläppskraven i Tabell 9.3.

Tabell 9.2 En jämförelse av de volymer som krävs vid försedimentering respektive ingen försedimentering (de Blois & Areskoug, 2014).

		Förfällning	Ingen förfällning
BOD ₇ -belastning vinter	g/(g SS·d)	0,038	0,04
Slamhalt	g/l	8	8
Buffert innan	m ³	250	300
Reaktorvolym	m ³	2 × 650	2 × 750
Buffert efter	m ³	250	300
Total volym	m ³	1 800	2 100
Yta	m ²	260	300
Energiförbrukning	kWh/m ³	< 0,16	< 0,19

Tabell 9.3 Utsläppskrav som ställts vid dimensioneringen av AGS-delen av Österröds ARV.

Parameter	Halter	Enhet	Period	
			Maj-aug, medel	Årligt medel
COD		mg/l	70	70
BOD ₇		mg/l	8,0	8,0
BOD ₅		mg/l	7,3	7,3
SS		mg/l	20	20
N-tot		mg/l	10	10
P-tot		mg/l	1,0	1,0

9.3 Processbeskrivning

Ombyggnaden av Österröds ARV beräknas pågå från våren 2017 till våren 2019. Efter ombyggnationen kommer reningsverket att bestå av följande steg (Figur 9.1):

Vattenbehandling:

- Inloppspumpstationer
- 2 st inloppssilar
- Luftat fett- och sandfång
- 3 st försedimenteringsbassänger med möjlighet till fällning och flockning
- Biologiskt steg med aktivslam (7 zoner)
- Mellansedimentering för det utgående vattnet från aktivslam
- Två SBR-bassänger för biologisk behandling med AGS
- En buffertbassäng placeras före och en efter AGS-bassängerna
- Inblandning och flockning
- Slutsedimentering
- Utloppsledning med självfall

Slambehandling:

- Slambuffert för överskottsslam från AGS
- Blandslamlager
- Galler och sandfång för brunnsslam
- Brunnsslamlager
- 2 luftade tunnsamlager
- 8 st vassbäddar
- Mekanisk förtjockare
- Tjockslamlager
- Slamskruvpress
- Externslamlager

9.3.1 Förbehandling

Före biologin kommer vattnet att passera två renssilar, ett sand- och fettfång samt tre försedimenteringsbassänger med en total yta på 300 m². Vid normala flöden fördelas flödet jämt över två av försedimenteringsbassängerna (1 och 2) medan den tredje endast används för utjämning vid höga flöden. Fällningskemikalie kan doseras till alla tre försedimenteringarna med separat dosering till varje bassäng men vid normal drift kommer ingen dosering att ske i den av bassängerna som förser AGS-linjen med huvuddelen av dess flöde.

Utgående vatten från försedimentering 1 och 2 fördelas vid normal drift enligt följande:

- 60 % av inkommande flöde till den biologiska reningen leds till AGS-linjen. Flödet kommer främst från försedimentering 1 (kan även vid behov bytas till försedimentering 2) där fällning normalt inte tillämpas. En mindre del kommer även från försedimentering 2. Majoriteten av inkommande flöde till AGS ska vara utan förfällning.
- 40 % av inkommande flöde till den biologiska reningen leds till aktivslamlinjen (kan varieras mellan 20 och 40 %). Flödet kommer enbart från t.ex. försedimentering 2 (kan även vid behov bytas till försedimentering 1) där fällning kan tillämpas.
- Ett maximalt flöde ska kunna ställas in för AGS- respektive aktivslamlinjen. Efter att detta flöde uppnås går överskjutande flöde till den linje som inte har någon begränsning.
- Det finns också möjlighet att leda ett flöde förbi försedimentering och flockning direkt till AGS.

Vid normal drift är det maximala flödet till aktivslambassängen 240 m³/h och det maximala flödet till AGS-linjen 360 m³/h. Ledningarna dimensioneras så att det maximala flödet till varje linje är 360 m³/h.

9.3.2 AGS-linjen

I tabell 9.4 presenteras anläggningsdata med volymer och flödeskapaciteter för AGS-linjen på Österröds ARV.

Tabell 9.4 Anläggningsdata för AGS-delen av processen.

Anläggningsdel	Uppgift	Värde	Enhet
Buffert 1 AGS	antal bassänger:	1	st
	våtvolum:	340	m ³
	inloppspumpar:	3	st
	kapacitet (till varje AGS-reaktor):	2 × 200	m ³ /h
AGS	antal bassänger:	2	st
	våtvolum:	2 × 758	m ³
	yta:	ca 2 × 110	m ²
	djup:	7,0	m
Buffert 2 AGS	antal bassänger:	1	st
	våtvolum:	440 ^a	m ³
	pumpar:	2	st
	kapacitet (tot):	2 × 180	m ³ /h
Slambuffert AGS	antal pumpar:	2	st
	volum:	30	m ³
	slampump:	2 × 20	m ³ /h
Blåsmaskiner AGS	antal:	4	st
	kapacitet:	700	m ³ /h

^a 250 m³ erfordras

Försedimenterat vatten (alternativt endast grovsilat vatten) som ska behandlas i AGS-linjen leds först till buffertbassäng 1 före AGS-bassängerna. Buffertbassängen är omrörd och har en volym på 340 m³. I buffertbassängen finns nivågivare och -vakt samt kontroll av konduktivitet, suspenderade ämnen och pH. Även en provtagningsstation finns. Vid hög nivå i buffertbassäng 1 bräddas vattnet till utloppspumpstationen.

Från buffertbassäng 1 pumpas vattnet till en av de två AGS-bassängerna. Bassängernas volym är 750 m³ vardera, dvs. totalt 1 500 m³. I AGS-reak-

torn sker fyllning och dekantering, luftning och sedimentering innan det behandlade vattnet leds vidare. Inpumpning av vattnet sker via ett fördelningssystem i botten av AGS-reaktorerna. Det inkommande vattnet flödar genom den sedimenterade biomassan vilket skapar god kontakt mellan granuler och obehandlat vatten. I den övre delen av reaktorn sitter det en avdragsränna genom vilken det behandlade vattnet från föregående cykel rinner ut samtidigt som nytt vatten pumpas in. Mellan 25 och 65 % av reaktorns volym kan ersättas under varje cykel.

Luftning sker med en eller två blåsmaskiner (det finns en tredje som står i reserv) och ett luftningssystem av finblåsiga membranluftare i varje AGS-bassäng. Luftningen styrs på syrehalts-, ammonium-, nitrat-, fosfat och redoxmätningar i AGS-bassängerna. Ingen mekanisk omrörare krävs. Sedimenteringen av slammet och slamuttag sker i den tredje fasen i cykeln. Överskottsslam tas ut via självfall och leds till slamlagret. Slamuttaget styrs bland annat på suspensionsmätare i AGS-bassängen.

Dekanterat vatten från AGS-bassängerna leds till buffertbassäng 2, med volym 250 m³, som jämnar ut flödet till flockningen. Den första delen av tömningen av buffertbassäng 2 görs med självfall, den andra delen sker genom pumpning. Ventilen och pumparna regleras så att flödet till flockningsbassängen följer det inkommande flödet till buffertbassäng 1. Hur inpumpning, cykeltider, syrehalter, recirkulation, sedimentering och slamuttag samt förtjockning etc. i AGS-bassängerna exakt styrs kontrolleras av ett Nereda-specifikt styrsystem som ska kommunicera med styrsystemet på resten av anläggningen.

Vid torrvädersflöden kommer cykeltiden vara 4 timmar. Vid högflöden kommer den minsta cykeltiden vara 2 timmar vilket innebär kontinuerlig fyllning och en fyllningstid per reaktor om 1 timme. I detta fall blir luftningsfasen relativt kort (< 1 timme).

Uppstartsperioden av AGS-processen beräknas ta några månader, under vilka den befintliga aktivslamlinjen behålls i drift. Uppstarten kommer att ske under våren och sommaren för att utnyttja de gynnsamma temperaturerna. Sannolikt kommer granuler från någon av de nederländska AGS-anläggningarna att användas för ympning. När AGS-processen har stabiliserats och uppnår tillräckligt låga utgående halter kommer aktivslamlinjen att tas ur drift och byggas om.

9.2.3 Efterbehandling

Utgående vatten från aktivslamprocessen leds till en mellansedimenteringsbassäng. Det utgående vattnet från mellansedimentering och buffert 2 blandas i en blandningstub i den första av två flockningskammare, där även fällningskemikalier doseras. Det blandade vattnet leds via två flockningskammare till en befintlig slutsedimenteringsbassäng som har en area om 455 m². Uppehållstiden i slutsedimenteringsbassängen blir omkring 3–4 h vid torrväderförhållanden. Detta är en relativt kort uppehållstid där risken för hydrolys av slam och efterdenitrifikation är ringa. Därefter leds det renade vattnet via utloppsledningen till recipienten.

9.3.4 Slambehandling

Det finns två alternativ för slambehandling, antingen de befintliga vassbäddarna eller förtjockning med en mekanisk förtjockare följt av avvattning med en slamskruvpress. Uttaget slam från försedimenteringen, mellansedimenteringen och slutsedimenteringen pumpas direkt till ett blandslamlager medan överskottsslam från AGS-bassängerna leds till en slambuffertbassäng med volym 30 m³. Här sker en viss förtjockning av överskottsslammet. Det tjocka slammet leds till blandslamlagret, alternativt till aktivslambassängen för att ge förbättrade sedimenteringsegenskaper i aktivslamlinjen. Dekantatet från slambufferten leds till försedimenteringsbassängen.

10 Patent, upphandling och sekretess

10.1 Patent

Sedan aeroba granuler först rapporterades på 1990-talet har många aspekter av dem varit föremål för patentansökningar. För närvarande kan de patent och patentansökningar som är relaterade till aeroba granuler räknas i hundratals enligt offentligt tillgängliga samlingar (Espacenet, www.epo.org). Ansökningar har lämnats in från såväl universitet som industri i olika delar av världen, inte minst i Asien. En fullständig genomgång av patentlitteraturen och den legala statusen för ansökningar har inte genomförts inom detta projekt. Däremot sammanfattas nedan de aspekter av AGS som erhållit patent med anknytning till den dominerande AGS-leverantören i Europa, Royal HaskoningDHV:

- Anrikning av aeroba granuler i en SBR genom att tillämpa kort sedimenteringstid och delvis tömma reaktorn. Sedimenteringstiden ska vara kortare än vätskehöjden i reaktorn dividerat med sedimenteringshastigheten 5 m/h (Heijnen & van Loosdrecht, 1998).
- Behandling av avloppsvatten med aeroba granuler i en SBR med i tur och ordning en anaerob fas, en aerob fas och sedimentering. I den aeroba fasen är, enligt denna uppfinning, koncentrationen av löst syre lägre än 5 mg/l (van Loosdrecht & de Kreuk, 2004).
- Överföring av biomassa från process med aeroba granuler till en aktivslamprocess på så sätt att den biomassan som överförs har en lägre sedimenteringshastighet än den del av biomassan som inte överförs till aktivslamprocessen (Peeters & Lu, 2013).

Det finns också en mer nyligen inlämnad ansökan som ännu inte är granskad rörande utformning av en AGS-reaktor. Enligt denna uppfinning behandlas avloppsvatten i reaktorn vid ett vertikalt pluggflöde, utloppsrännor med hål löper tvärs över reaktorn för dekantering av behandlat vatten från reaktorns övre del och recirkulationsrännor, som också löper tvärs över reaktorn, är integrerade med utloppsrännorna på ett sådant sätt att pluggflödet inte störs (van Dijk, 2017).

10.2 Upphandling och sekretess

Detta avsnitt beskriver främst erfarenheten av Strömstads kommun vad gäller upphandling och sekretess för Nereda-anläggningen vid Österröds ARV. Tiden från de första förhandlingarna med RHDHV till ett färdigt kontrakt blev relativt lång. Det berodde delvis på bristande erfarenhet hos leverantören vad gäller affärer med offentliga organisationer i Sverige, vilka t.ex. regleras i lagen om offentlig upphandling, lagen om upphandling inom försörjningssektorerna och offentlighetsprincipen. Dessa regler avviker väsentligt från de som finns i många andra europeiska länder. Om det vid tillfället funnits en licenstagare för Nereda-processen i Sverige eller Skandinavien hade förmodligen en del av flaskhalsarna i förhandlingen kunnat undvikas.

Naturligtvis gjorde även det faktum att det var den första Nereda-anläggningen i Sverige att beslutsprocessen och tiden för den politiska förankringen blev lång. Följande gick igenom under loppet av 2–3 år:

1. Förhandlingar om offerternas innehåll och prissättning
2. Förhandlingar om processgarantin, villkoren och giltigheten
3. Upphandlingsproblematiken då endast en anbudsgivare fanns

Strömstads kommun anlätade både en affärsjurist (Foyen) och en teknisk konsult (H2OLAND) för att granska samtliga handlingar från leverantören. Detta visade sig vara nödvändigt för att erhålla dokument som tog väl hänsyn till kommunens intressen. Upprepade turer med ändringar i dokumenten krävdes innan färdiga handlingar kunde produceras. Framförallt gällde detta processgarantin där ett antal mindre och större ändringar krävdes och konsensus till slut uppnåddes.

En diskussionspunkt var den svenska offentlighetsprincipen (enligt offentlighets- och sekretesslagen) i Sverige som innebär att allmänheten, enskilda privatpersoner och företrädare för media, i princip ska kunna få tillgång till material från offentliga instanser som staten och kommuner. Så även om leverantören från början krävde att alla deras dokument skulle skyddas av sekretess och vara oåtkomliga för utomstående, var de tvungna att acceptera offentlighetsprincipen och att samtliga handlingar, efter viss möda, kan bli allmänt tillgängliga. Vidare önskade leverantören att eventuella tvister i samband med kontrakt och garantin skulle behandlas på en domstol utomlands. Här fick de dock acceptera att tvister ska avgöras hos en svensk domstol.

I processgarantin förbinder sig leverantören att processen ska uppnå vissa maximala koncentrationer av BOD, kväve och fosfor samt suspenderade ämnen. Om dessa värden inte uppnås under garantiperioden och kommunen åberopar garantin undersöks först orsaken till överskridandet. Kommunen och leverantören förväntas samarbeta under denna period. Om det därefter skulle visa sig att det är AGS-processen som inte fungerar tillfredställande har kommunen rätt till ersättning för erhållen skada, som parterna ska komma överens om, upp till ett visst maximt belopp.

Ett villkor i processgarantin är att belastningen till AGS-reaktorerna inte överskrider de uppgivna värdena. Kommunen ska även genomföra ett ganska omfattande analysprogram så att de inblandade parterna hela tiden kan följa processens prestanda.

Garantin gäller i ett år från och med ett visst överenskommet datum, då tillfredställande resultat uppnås och processförhållandena är representativa, alternativt senast inom 150 dagar från uppstartsdatumet. Kommunen betalar en premie för garantin och därmed kan garantin ses som en slags försäkring mot en dåligt fungerande process. Försäkringen gäller således utöver ansvaret enligt "Fidic White book" som i detta fall valdes som upphandlingsgrund. Konsultansvaret enligt "Fidic White book" utfaller vid beräkningsfel och projekteringsfel eller dylikt. Garantin gäller således endast om problemen beror på Nereda-processen, t.ex. om granuleringen inte är stabil och utlovade utsläppshalter inte uppnås.

Upphandling av en AGS-process kompliceras av det faktum att det i dagsläget endast finns en leverantör. Upphandling kan ske på olika sätt:

1. Direktupphandling med hänvisning till att endast en leverantör finns för den efterfrågade, patenterade lösningen.
2. Upphandling i konkurrens genom att, förutom vad gäller investeringsbeloppet, även ställa kriterier vad gäller energianvändning och kompakthet samt fullskalereferenser. Eftersom AGS är kompaktare än aktivt slam med en lägre energianvändning kan denna teknik bli vinnande i en sådan upphandling. (MBBR- och MBR-teknikerna uppfyller då inte energikriteriet).

Alternativ 1 är mer riskfyllt i samband med en eventuell prövning vid domstol. Man ska i princip kunna visa att den upphandlade leverantören har ensamrätt t.ex. i form av ett patent på den efterfrågade produkten och att inga liknande tekniker finns på marknaden (vilket är fallet för Nereda-processen). Upphandlingen bör dokumenteras noggrant för att minimera riskerna. Man kan minimera det beloppet som handlas upp direkt, t.ex. gällande Nereda-specifik kunskap som projektering, uppstart, övervaknings- och styrsystem och support. Då handlas den största delen av investeringsbeloppet ändå upp i anbudskonkurrens, t.ex. gällande bygg, maskin, el och VVS.

Strömstads kommun har även undertecknat ett slutanvändaravtal som ger kommunen rättigheten/licensen att tillämpa Nereda-tekniken på Österöds ARV. Avtalet innehåller både rättigheter och förpliktelser i samband med sekretess. Utan samråd med leverantören kan publicering av resultat från anläggningen endast ske gällande inkommande och utgående värden samt energiförbrukning. Publicering av annan data från anläggningen ska först godkännas av RHDHV, eftersom man vill undvika att eventuellt felaktig information sprids.

RHDHV kräver att alla organisationer inklusive leverantörer och konsulter som arbetar med projektet, samt besökare till anläggningen, ska underteckna ett sekretessavtal. Detta innebär att berörda organisationer och besökare inte får sprida unika kunskaper och iakttagelser som inte redan är allmänt kända. Skulle detta ändå göras kan det leda till skadeståndsanspråk eller tvist i domstol.

11 Möjligheter och utmaningar för AGS i Sverige

11.1 Fördelar och möjligheter

Baserat på tillgänglig kunskap och erfarenhet bedömer vi att det finns god potential att använda AGS-tekniken för avloppsvattenrening i Sverige. AGS-anläggningar har visat sig ge väl definierade reningsresultat i fullskala världen över, om än i ett begränsat antal anläggningar. Såväl vår som andras jämförelser har visat att AGS-processer kan vara kompakta och energiefektiva jämfört med tillgängliga alternativ. Därför kan AGS mycket väl vara ett attraktivt val både för nybyggnad och utbyggnad av reningsprocesser. I synnerhet då tillgången på markyta är begränsad.

Tekniken är å ena sidan relativt ny och de praktiska erfarenheterna är begränsade. Å andra sidan har omfattande forskning och utveckling pågått som klarlagt de ingående processerna och olika betingelsers påverkan på processen. Den grundläggande tekniska kunskapen och förståelsen för AGS-processen är därför god och väldokumenterad.

Sammansättningen på avloppsvatten skiljer sig mellan olika länder beroende på vattenanvändning och inläckage i ledningssystem. De genomsnittliga koncentrationerna av BOD, kväve och fosfor som når svenska reningsverk (Svenskt Vatten, 2016) är lägre än i exempelvis Österrike och Frankrike men i samma nivå som i Nederländerna (Pons et al., 2004). Det kan antas att alltför låga koncentrationer i avloppsvattnet gör det svårare att åstadkomma de relativt höga koncentrationer av föroreningar som är önskvärda för att skapa stabila granuler. Eftersom AGS-processen delvis har utvecklats i Nederländerna och flertal fullskalereferenser finns där, tyder det på att även ett typiskt svenskt avloppsvatten kan fungera väl för AGS.

Biologisk fosforavskiljning är en integrerad aspekt av AGS-processen. Den innebär en attraktiv minskning av kemikalieförbrukningen jämfört med kemisk fällning. Biologisk fosforavskiljning förenklar också utvinning av fosfor från vattenreningen. Detta kan t.ex. ske i ett processteg där biomassan tillåts släppa fosfor till vattenfasen under kontrollerade former för utfällning av en näringsprodukt. Utvinning av värdefulla resurser från avloppsvatten, i synnerhet ändliga sådana som fosfor, är ett viktigt och eftersträvarsvärt mål. Utveckling pågår också för att möjliggöra utvinning av ytterligare en värdefull resurs från AGS, nämligen alginat-liknande biopolymerer.

En potentiell möjlighet är att läkemedelsrester och andra mikroföroreningar (Cimbritz et al., 2016) bryts ned mer effektivt i AGS-processer än i konventionella aktivslamprocesser i likhet med vad som observerats i andra typer av biofilmsprocesser (Falås et al., 2012; Luo et al., 2014). I så fall kan det leda till lägre utsläpp av dessa ämnen eller mindre behov av efterföljande polering.

11.2 Allmänna utmaningar

Nedan diskuteras ett antal tekniska och praktiska utmaningar med AGS-tekniken som har identifierats under arbetet med denna översikt:

Eftersom AGS-processens kompakthet och reningsprestanda framförallt bygger på de goda sjunkegenskaperna är det av yttersta vikt att granuleringen bemästras så att aggregat med hög sedimenteringshastighet faktiskt bildas i processen. Vid drift av en AGS-anläggning är man beroende av att de processförhållanden som ska gynna granulering också skapas och upprätthålls. Skulle granulering av någon anledning vara svår att åstadkomma, t.ex. på grund av något hittills okänt inhiberande ämne i avloppsvattnet eller hinder att åstadkomma gynnsamma processbetingelser, kan reningsprestandan bli allvarligt drabbad.

Samtidig fyllning och dekantering verkar vara det mest fördelaktiga sättet att driva en AGS-process. Men principen har trots sina fördelar några inneboende utmaningar. Ett flöde genom reaktorn som är nära ett idealt pluggflöde måste skapas för att inte riskera hydraulisk kortslutning, dvs. genombrott av föroreningar från det inkommande vattnet till utgående vatten. För detta syfte måste flödet fördelas mycket väl över botten av reaktorn och igensättning av flödesfördelningssystemet måste förhindras. Det faktum att fyllning och dekantering sker under anaeroba förhållanden leder till en extra utmaning eftersom det innebär att biomassan avger fosfat, som en del av den biologiska fosforavskiljningen, samtidigt som reaktorn töms. Den maximala fosfatkoncentrationen i reaktorn kan vara dubbelt så hög som i ingående vatten vilket leder till allvarligare konsekvenser ifall genombrott av fosfor till utgående vatten sker.

Vid sidan av fosfor är suspenderade ämnen något som kräver extra vaksamhet för att uppnå optimerad avskiljning. Eftersom stora och kompakta granuler har begränsad förmåga att hydrolysera inkommande suspenderat material, och samtidigt åstadkomma god kväveavskiljning, krävs att en blandning av granuler och aktivslamflockar är närvarande. Höga halter fett i inkommande vatten är ofördelaktigt och kräver avskiljning genom förbehandling.

Uppstartstiden för en AGS-process är sannolikt längre än för en aktivslamprocess. Även om det är svårt att exakt förutsäga uppstartstiden, eftersom den beror på en mängd faktorer, är det rimligt att anta att den i likhet med andra biofilmsprocesser är relativt lång. I praktiken, med en viss andel tillsatta granuler och gynnsamma sommartemperaturer, kan uppstarten ta omkring ett halvår.

Att AGS-processer drivs som SBR:er medger stor flexibilitet eftersom många parametrar kan justeras vid drift. Men en AGS-process kräver också relativt avancerad övervakning och styrning för att fungera optimalt. Exempelvis med avseende på luftning, flödeshastighet vid fyllning och denitrifikationsfaser. Kontroll av slamuttag kan kräva analys av granulmängd för att avgöra om omblandat slam eller endast långsamt sedimenterande överfaskas tas ut. Fungerande styrstrategier tycks finnas men deras detaljer är inte allmänt kända.

När det gäller utsläpp av lustgas och eventuella skillnader jämfört med aktivslamprocessen finns än så länge endast indikationer. Grundliga under-

sökningar som skulle kunna ge en tydlig bild av om det finns sådana skillnader saknas liksom kunskap om hur en AGS-process bör drivas optimalt ur detta hänseende.

I vissa sammanhang strävar man efter att avskilja största möjliga mängd föroreningar vid förbehandlingen genom förfällning för att t.ex. maximera produktionen av biogas. Än så länge är det osäkert om förfällning är möjlig att kombinera med AGS. En alltför låg kvot mellan fosfor och organiskt material i ingående vatten omöjliggör anrikning av PAO i granulerna. Sådana förhållanden skulle istället gynna tillväxt av GAO-rika granuler. Eftersom PAO-rika granuler har visat sig extra kompakta och välsedimentrande är det ännu så länge osäkert om AGS-processen kan fungera effektivt utan dem och med GAO-rika granuler istället.

Tillgänglig information om behandling av AGS-slam är begränsad med avseende på förtjockning, erforderlig dosering av polymer och metanpotential vid rötning. Det finns indikationer på att innehållet av tungmetaller är liknande eller i vissa fall lägre än för aktivt slam (STOWA, 2013) men mer kunskap om detta skulle behövas.

En utmaning med AGS-tekniken, som också utgör en stor skillnad gentemot en traditionell reningsteknik som t.ex. aktivt slam, är att marknaden för anläggningar domineras av en enda leverantör. Anläggningarna omgärdas dessutom av sekretess. Det leder till en begränsad konkurrens och spridning av kunskap.

11.3 *Utmaningar med avseende på svenska förhållanden*

De reningsresultat som verkar möjliga att uppnå med en AGS-process innebär utgående koncentrationer på 10–20 mg/l SS och 0,8–1 mg/l fosfor. Med typiska svenska utsläppsvillkor innebär det att någon form av efterpolering krävs. Än så länge finns begränsad erfarenhet om vilka tekniker som fungerar bra som efterbehandling efter AGS. Det är inte heller klarlagt hur väl lämpad AGS-processen är för att uppnå riktigt låga halter av totalkväve, under 5–6 mg/l, i behandlat vatten.

Svenska förhållanden innebär lägre temperaturer på avloppsvattnet jämfört med länder med befintliga AGS-anläggningar. Information finns tillgänglig om AGS-anläggningar med vintertemperaturer kring 10° C (Pronk et al., 2015) men i Sverige är temperaturer kring 5° C inte ovanliga. Hur AGS-processen fungerar och bör dimensioneras vid riktigt låga temperaturer är inte allmänt känt.

Många svenska avloppsreningsverk upplever stora flödesvariationer beroende på inläckage av regnvatten. För SBR-system som AGS-processen finns svårigheter att hantera höga flödestoppar. I sådana situationer kan separat högflödesbehandling vara att föredra framför en AGS-process som är dimensionerad för de högsta flödestopparna.

11.4 Frågeställningar för forskning och utveckling

Ett antal frågeställningar har identifierats för fortsatt forskning och utveckling. Bedömningen är att mer kunskap om dessa aspekter av AGS-processen skulle underlätta framgångsrik implementering av tekniken i Sverige:

- Hur påverkas AGS-processens effektivitet av sammansättningen på ingående vatten efter olika typer av förbehandling?
- Kan förbehandling i form av kemisk fällning kombineras med AGS?
- Hur påverkas AGS-processens effektivitet och dimensionering av låga vintertemperaturer ($< 10^{\circ}\text{C}$) i kombination med låga substratkoncentrationer i samband med högt inläckage?
- Hur ska AGS-processen övervakas och styras för att ge optimal kväveavskiljning?
- Hur låga totalkvävekoncentrationer kan uppnås med AGS-processen?
- Kan processen styras för stabil kväveavskiljning via nitrit som strategi för en mer effektiv kväveavskiljning?
- Hur bör AGS-processen drivas för minimerade lustgasutsläpp?
- Vilka metoder för efterpolering bör appliceras vid olika utsläppskrav?
- Hur ska ett flödesfördelningssystem konstrueras för ett optimalt pluggflöde genom reaktorn?
- Hur skiljer sig optimala slamhanteringsmetoder och metanpotential för slam från AGS-processen från aktivt slam?
- Vad är AGS-processens prestanda med avseende på reduktion av läkemedelsrester och andra mikroföroreningar jämfört med andra biologiska reningstekniker?
- Hur mycket kan kapaciteten öka i en aktivslamanläggning som ympas med överskottsslam från en parallell AGS-process?
- Hur ser en optimal processlösning ut som inkluderar fosforutvinning från AGS?
- Hur dimensioneras en AGS-anläggning om brist på intern kolkälla råder och en extern kolkälla måste tillsättas? Vilka kolkällor är i så fall lämpligast?

12 En framåtblick

Intresset och uppmärksamheten för avloppsvattenrening med aerobt granulärt slam är stort och ökande internationellt (WaterWorld.com, 2017a). Även i Sverige har ett stigande intresse noterats och detta intresse förväntas växa än mer i samband med att Nordens första AGS-anläggning snart startas upp vid Österröds ARV i Strömstad (de Blois et al., 2015; WaterWorld.com, 2017b). Vi bedömer att det finns stor potential att tillämpa AGS vid svenska avloppsreningsverk och har identifierat några faktorer som skulle kunna öka möjligheten att tillämpningen blir framgångsrik:

- En noggrann övervakning och uppföljning av uppstart och drift av Österröds ARV i Strömstad rekommenderas. Detta kan ge mycket värdefulla insikter i hur processen fungerar i allmänhet och under svenska förhållanden i synnerhet.
- Pilotstudier vid reningsverk med intresse för AGS är att rekommendera. Pilotförsök kan ge viktig allmän erfarenhet och kunskap om teknikens prestanda och utmaningar och hjälpa till att besvara de identifierade frågeställningar som kvarstår.
- Mer svensk forskning och utveckling av AGS-tekniken. Den forskning som idag bedrivs vid Chalmers Tekniska Högskola är viktig för att öka den allmänna kunskapen om AGS i Sverige och internationellt. Mer sådan forskning i kombination med tillämpad utveckling i nära samarbete med VA-bolag och industri skulle kunna accelerera en framgångsrik användning av AGS.
- Forum för utbyte av kunskap och erfarenheter av AGS mellan universitet/högskolor, kommuner/VA-bolag, teknikleverantörer och konsulter behöver etableras, antingen i anslutning till befintliga forum för vattenfrågor eller i nya sammanhang.

13 Referenser

- Ab Halim, M.H., Anuar, A.N., Azmi, S.I., Jamal, N.S.A., Wahab, N.A., Ujang, Z., Shraim, A., Bob, M.M., 2015. Aerobic sludge granulation at high temperatures for domestic wastewater treatment. *Bioresour. Technol.* 185, 445–449. doi:10.1016/j.biortech.2015.03.024
- Ab Halim, M.H., Anuar, A.N., Jamal, N.S.A., Azmi, S.I., Ujang, Z., Bob, M.M., 2016. Influence of high temperature on the performance of aerobic granular sludge in biological treatment of wastewater. *J. Environ. Manage.* 184, 271–280. doi:10.1016/j.jenvman.2016.09.079
- Adav, S.S., Lee, D.J., Show, K.Y., Tay, J.H., 2008. Aerobic granular sludge: Recent advances. *Biotechnol. Adv.* 26, 411–423. doi:10.1016/j.biotechadv.2008.05.002
- Ahn, J., McIlroy, S., Schroeder, S., Seviour, R., 2009. Biomass granulation in an aerobic:anaerobic-enhanced biological phosphorus removal process in a sequencing batch reactor with varying pH. *J. Ind. Microbiol. Biotechnol.* 36, 885–893. doi:10.1007/s10295-009-0566-3
- Bao, R., Yu, S., Shi, W., Zhang, X., Wang, Y., 2009. Aerobic granules formation and nutrients removal characteristics in sequencing batch airlift reactor (SBAR) at low temperature. *J. Hazard. Mater.* 168, 1334–1340. doi:10.1016/j.jhazmat.2009.03.020
- Baresel, C., Westling, K., Samuelsson, O., Andersson, S., 2017. Membrane Bioreactor Processes to Meet Today's and Future Municipal Sewage Treatment Requirements? *Int. J. Water Wastewater Treat.* 3. doi:10.16966/2381-5299.140
- Bassin, J.P., Kleerebezem, R., Dezotti, M., van Loosdrecht, M.C.M., 2012a. Simultaneous nitrogen and phosphate removal in aerobic granular sludge reactors operated at different temperatures. *Water Res.* 46, 3805–3816. doi:10.1016/j.watres.2012.04.015
- Bassin, J.P., Pronk, M., Muyzer, G., Kleerebezem, R., Dezotti, M., van Loosdrecht, M.C.M., 2011. Effect of elevated salt concentrations on the aerobic granular sludge process: Linking microbial activity with microbial community structure. *Appl. Environ. Microbiol.* 77, 7942–7953. doi:10.1128/AEM.05016-11
- Bassin, J.P., Winkler, M.K.H., Kleerebezem, R., Dezotti, M., van Loosdrecht, M.C.M., 2012b. Improved phosphate removal by selective sludge discharge in aerobic granular sludge reactors. *Biotechnol. Bioeng.* 109, 1919–1928. doi:10.1002/bit.24457
- Beccari, M., Dionisi, D., Giuliani, A., Majon, M., Ramadori, R., 2002. Effect of different carbon sources on aerobic storage by activated sludge. *Water Sci. Technol.* 45, 157–168.

- Bengtsson, S., 2009. The utilization of glycogen accumulating organisms for mixed culture production of polyhydroxyalkanoates. *Biotechnol. Bioeng.* 104, 698–708. doi:10.1002/bit.22444
- Bengtsson, S., Werker, A., Christensson, M., Welander, T., 2008. Production of polyhydroxyalkanoates by activated sludge treating a paper mill wastewater. *Bioresour. Technol.* 99, 509–516. doi:10.1016/j.biortech.2007.01.020
- Bernat, K., Cydzik-Kwiatkowska, A., Wojnowska-Baryla, I., Karczewska, M., 2017. Physicochemical properties and biogas productivity of aerobic granular sludge and activated sludge. *Biochem. Eng. J.* 117, 43–51. doi:10.1016/j.bej.2016.11.002
- Beun, J.J., Heijnen, J.J., van Loosdrecht, M.C.M., 2001. N-Removal in a granular sludge sequencing batch airlift reactor. *Biotechnol. Bioeng.* 75, 82–92. doi:10.1002/bit.1167
- Beun, J.J., Hendriks, A., van Loosdrecht, M.C.M., Morgenroth, E., Wilderer, P.A., Heijnen, J.J., 1999. Aerobic granulation in a sequencing batch reactor. *Water Res.* 33, 2283–2290. doi:10.1016/S0043-1354(98)00463-1
- Beun, J.J., van Loosdrecht, M.C.M., Heijnen, J.J., 2004. Aerobic granulation. *Water Sci. Technol.* 41, 41–48.
- Beun, J.J., van Loosdrecht, M.C.M., Heijnen, J.J., 2002. Aerobic granulation in a sequencing batch airlift reactor. *Water Res.* 36, 702–712. doi:10.1016/S0043-1354(01)00250-0
- Bin, Z., Min, J., Zhigang, Q., Huina, L., Jingfeng, W., Junwen, L., 2011. Microbial population dynamics during sludge granulation in an anaerobic-aerobic biological phosphorus removal system. *Bioresour. Technol.* 102, 2474–2480. doi:10.1016/j.biortech.2010.11.017
- Bishop, P.L., 1997. Biofilm structure and kinetics. *Water Sci. Technol.* 36, 287–294. doi:10.1016/S0273-1223(97)00355-7
- Bixler, H.J., Porse, H., 2011. A decade of change in the seaweed hydrocolloids industry. *J. Appl. Phycol.* 23, 321–335. doi:10.1007/s10811-010-9529-3
- Boehnke, B., Diering, B., Zuckut, S.W., 1997. Cost-effective wastewater treatment process for removal of organics and nutrients. *Water-Engineering Manag.* 144, 18–21.
- Bond, P.L., Erhart, R., Wagner, M., Keller, J., Blackall, L.L., 1999. Identification of some of the major groups of bacteria in efficient and nonefficient biological phosphorus removal activated sludge systems. *Appl. Environ. Microbiol.* 65, 4077–4084.
- Brdjanovic, D., van Loosdrecht, M.C.M., Hooijmans, C.M., Alaerts, G.J., Heijnen, J.J., 1998. Minimal aerobic sludge retention time in biological phosphorus removal systems. *Biotechnol. Bioeng.* 60, 326–332. doi:10.1002/(SICI)1097-0290(19981105)60:3<326::AID-BIT8>3.0.CO;2-J

- Cao, Y., van Loosdrecht, M.C.M., Daigger, G.T., 2017. Mainstream partial nitrification-anammox in municipal wastewater treatment: status, bottlenecks, and further studies. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 101, 1365–1383. doi:10.1007/s00253-016-8058-7
- Carvalho, G., Lemos, P.C., Oehmen, A., Reis, M.A.M., 2007. Denitrifying phosphorus removal: Linking the process performance with the microbial community structure. *Water Res.* 41, 4383–4396. doi:10.1016/j.watres.2007.06.065
- Chen, C., Wang, A., Ren, N., Lee, D.-J., Lai, J.-Y., 2009. High-rate denitrifying sulfide removal process in expanded granular sludge bed reactor. *Bioresour. Technol.* 100, 2316–2319. doi:10.1016/j.biortech.2008.10.023
- Chiesa, S.C., Irvine, R.L., Manning, J.F., 1985. Feast famine growth environments and activated-sludge population selection. *Biotechnol. Bioeng.* 27, 562–569. doi:10.1002/bit.260270503
- Christensson, M., Welander, T., 2004. Treatment of municipal wastewater in a hybrid process using a new suspended carrier with large surface area. *Water Sci. Technol.* 49, 207–214.
- Cimbritz, M., Tumlin, S., Hagman, M., Dimitrova, I., Hey, G., Mases, M., Åstrand, N., la Cour Jansen, J., 2016. Rening från läkemedelsrester och andra mikroföroreningar - En kunskapssammanställning. SVU Rapport 2016-04.
- Coma, M., Puig, S., Balaguer, M.D., Colprim, J., 2010. The role of nitrate and nitrite in a granular sludge process treating low-strength wastewater. *Chem. Eng. J.* 164, 208–213. doi:10.1016/j.cej.2010.08.063
- Coma, M., Verawaty, M., Pijuan, M., Yuan, Z., Bond, P.L., 2012. Enhancing aerobic granulation for biological nutrient removal from domestic wastewater. *Bioresour. Technol.* 103, 101–108. doi:10.1016/j.biortech.2011.10.014
- Corsino, S.F., Campo, R., Di Bella, G., Torregrossa, M., Viviani, G., 2016. Study of aerobic granular sludge stability in a continuous-flow membrane bioreactor. *Bioresour. Technol.* 200, 1055–1059. doi:10.1016/j.biortech.2015.10.065
- Curtis, T.P., Sloan, W.T., 2006. Towards the design of diversity: stochastic models for community assembly in wastewater treatment plants. *Water Sci. Technol.* 54, 227–236. doi:10.2166/wst.2006.391
- Dangcong, P., Bernet, N., Delgenes, J.-P., Moletta, R., 1999. Aerobic granular sludge—a case report. *Water Res.* 33, 890–893. doi:10.1016/S0043-1354(98)00443-6
- Danielsson, A., Hagman, L., Hjälmén, J., Lilliehörn, P., Pettersson, L., 2017. Framtidens avloppsvattenrening, En jämförande fallstudie av reningstekniker inför utbyggnation av Sjölunda avloppsreningsverk. Kandidatarbete. Avdelningen för Vatten Miljö Teknik. Chalmers Tekniska Högskola, Göteborg.

- de Beer, D., Van Den Heuvel, J.C., Ottengraf, S.P.P., 1993. Microelectrode measurements of the activity distribution in nitrifying bacterial aggregates. *Appl. Environ. Microbiol.* 59, 573–579.
- de Blois, M., Areskoug, T., 2014. Österröds ARV - Kostnadsuppskattning för utökad biologisk rening. H2OLAND AB.
- de Blois, M., Johansson, J., Slotema, W., 2015. Aerobt granulärt slam i Strömstads kommun - Första reningsverket i Norden med aerobt granulärt slam, in: NORDIWA. Bergen, Norge, 4-6 november 2015.
- de Bruin, L.M.M., de Kreuk, M.K., van der Roest, H.F.R., Uijterlinde, C., van Loosdrecht, M.C.M., 2004. Aerobic granular sludge technology: An alternative to activated sludge? *Water Sci. Technol.* 49, 1–7.
- de Kreuk, M.K., Heijnen, J.J., Van Loosdrecht, M.C.M., 2005a. Simultaneous COD, nitrogen, and phosphate removal by aerobic granular sludge. *Biotechnol. Bioeng.* 90, 761–769. doi:10.1002/bit.20470
- de Kreuk, M.K., Kishida, N., Tsuneda, S., van Loosdrecht, M.C.M., 2010. Behavior of polymeric substrates in an aerobic granular sludge system. *Water Res.* 44, 5929–5938. doi:10.1016/j.watres.2010.07.033
- de Kreuk, M.K., Kishida, N., van Loosdrecht, M.C.M., 2007a. Aerobic granular sludge - State of the art. *Water Sci. Technol.* 55, 75–81. doi:10.2166/wst.2007.244
- de Kreuk, M.K., Picioreanu, C., Hosseini, M., Xavier, J.B., van Loosdrecht, M.C.M., 2007b. Kinetic model of a granular sludge SBR: Influences on nutrient removal. *Biotechnol. Bioeng.* 97, 801–815. doi:10.1002/bit.21196
- de Kreuk, M.K., Pronk, M., Van Loosdrecht, M.C.M., 2005b. Formation of aerobic granules and conversion processes in an aerobic granular sludge reactor at moderate and low temperatures. *Water Res.* 39, 4476–4484. doi:10.1016/j.watres.2005.08.031
- de Kreuk, M.K., van Loosdrecht, M.C.M., 2006. Formation of aerobic granules with domestic sewage. *J. Environ. Eng. (ASCE)* 132. doi:10.1061/(ASCE)0733-9372(2006)132
- de Kreuk, M.K., van Loosdrecht, M.C.M., 2004. Selection of slow growing organisms as a means for improving aerobic granular sludge stability. *Water Sci. Technol.* 49, 9–17.
- Derlon, N., Wagner, J., da Costa, R.H.R., Morgenroth, E., 2016. Formation of aerobic granules for the treatment of real and low-strength municipal wastewater using a sequencing batch reactor operated at constant volume. *Water Res.* 105, 341–350. doi:10.1016/j.watres.2016.09.007
- Dionisi, D., Levantesi, C., Renzi, V., Tandoi, V., Majone, M., 2002. PHA storage from several substrates by different morphological types in an anoxic/aerobic SBR. *Water Sci. Technol.* 46, 337–344.

- Dircks, K., Henze, M., Van Loosdrecht, M.C.M., Mosbæk, H., Aspegren, H., 2001. Storage and degradation of poly- β hydroxybutyrate in activated sludge under aerobic conditions. *Water Res.* 35, 2277–2285. doi:10.1016/S0043-1354(00)00511-X
- Drews, A., 2010. Membrane fouling in membrane bioreactors - characterisation, contradictions, cause and cures. *J. Memb. Sci.* 363, 1–28. doi:10.1016/j.memsci.2010.06.046
- Duque, A.F., Bessa, V.S., Carvalho, M.F., de Kreuk, M.K., van Loosdrecht, M.C.M., Castro, P.M.L., 2011. 2-Fluorophenol degradation by aerobic granular sludge in a sequencing batch reactor. *Water Res.* 45, 6745–6752. doi:10.1016/j.watres.2011.10.033
- Ebrahimi, S., Gabus, S., Rohrbach-Brandt, E., Hosseini, M., Rossi, P., Maillard, J., Holliger, C., 2010. Performance and microbial community composition dynamics of aerobic granular sludge from sequencing batch bubble column reactors operated at 20 A degrees C, 30 A degrees C, and 35 A degrees C. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 87, 1555–1568. doi:10.1007/s00253-010-2621-4
- Eiroa, M., Kennes, C., Veiga, M.C., 2004. Formaldehyde and urea removal in a denitrifying granular sludge blanket reactor. *Water Res.* 38, 3495–3502. doi:10.1016/j.watres.2004.04.055
- Erdal, U.G., Erdal, Z.K., Randall, C.W., 2003. The competition between PAOs (phosphorus accumulating organisms) and GAOs (glycogen accumulating organisms) in EBPR (enhanced biological phosphorus removal) systems at different temperatures and the effects on system performance. *Water Sci. Technol.* 47, 1–8.
- Falås, P., Baillon-Dhumez, A., Andersen, H.R., Ledin, A., la Cour Jansen, J., 2012. Suspended biofilm carrier and activated sludge removal of acidic pharmaceuticals. *Water Res.* 46, 1167–1175. doi:10.1016/j.watres.2011.12.003
- Fernandez, I., Dosta, J., Mata-Alvarez, J., 2016. A critical review of future trends and perspectives for the implementation of partial nitrification/anammox in the main line of municipal WWTPs. *Desalin. Water Treat.* 57, 27890–27898. doi:10.1080/19443994.2016.1235152
- Filipe, C.D.M., Daigger, G.T., Grady, C.P.L., 2001. pH as a key factor in the competition between glycogen-accumulating organisms and phosphorus-accumulating organisms. *Water Environ. Res.* 73, 223–232. doi:10.2175/106143001X139209
- Franco, A., Roca, E., Lema, J.M., 2006. Granulation in high-load denitrifying upflow sludge bed (USB) pulsed reactors. *Water Res.* 40, 871–880. doi:10.1016/j.watres.2005.11.044
- Gao, M., Yang, S., Wang, M., Wang, X.-H., 2016. Nitrous oxide emissions from an aerobic granular sludge system treating low-strength ammonium wastewater. *J. Biosci. Bioeng.* 122, 601–605. doi:10.1016/j.jbiosc.2016.04.004

Giesen, A., de Bruin, L.M.M., Niermans, R.P., van der Roest, H.F., 2013. Advancements in the application of aerobic granular biomass technology for sustainable treatment of wastewater. *Water Pract. Technol.* 8, 47–54. doi:10.2166/wpt.2013.007

Giesen, A., van Loosdrecht, M.C.M., Robertson, S., de Bruin, B., 2015. Aerobic granular biomass technology: further innovation, system development and design optimisation, in: *Proceedings of the Water Environment Federation, WEFTEC*. doi:10.2175/193864715819539641

Gillberg, L., Hansson, B., Karlsson, I., Nordström Enkel, A., Pålsson, A., 2003. *About water treatment*. Kemira Kemwater, Helsingborg.

Gonzalez-Gil, G., Holliger, C., 2011. Dynamics of microbial community structure of and enhanced biological phosphorus removal by aerobic granules cultivated on propionate or acetate. *Appl. Environ. Microbiol.* 77, 8041–8051. doi:10.1128/AEM.05738-11

Gujer, W., Henze, M., Mino, T., van Loosdrecht, M., 1999. Activated Sludge Model No. 3. *Water Sci. Technol.* 39, 183–193. doi:10.1016/S0273-1223(98)00785-9

Guo, F., Zhang, S.-H., Yu, X., Wei, B., 2011. Variations of both bacterial community and extracellular polymers: The inducements of increase of cell hydrophobicity from biofloc to aerobic granule sludge. *Bioresour. Technol.* 102, 6421–6428. doi:10.1016/j.biortech.2011.03.046

Guo, W.-Q., Ren, N.-Q., Chen, Z.-B., Liu, B.-F., Wang, X.-J., Xiang, W.-S., Ding, J., 2008. Simultaneous biohydrogen production and starch wastewater treatment in an acidogenic expanded granular sludge bed reactor by mixed culture for long-term operation. *Int. J. Hydrogen Energy* 33, 7397–7404. doi:10.1016/j.ijhydene.2008.09.039

Gustavsson, D.J.I., Okhravi, A., Persson, F., Llano Alvarez, N., la Cour Jansen, J., 2015. Experiences of repression of nitrite production in nitrification-anammox on municipal wastewater, in: *Conference on Nutrient Removal and Recovery: Moving Innovation into Practice*, Gdansk, Polen, 18-24 maj 2015. pp. 230–236.

Heijnen, J.J., van Loosdrecht, M.C.M., 1998. Method for acquiring grain-shaped growth of a microorganism in a reactor. WO9837027.

Hellinga, C., Schellen, A.A.J.C., Mulder, J.W., van Loosdrecht, M.C.M., Heijnen, J.J. 1998. The Sharon® process: an innovative method for nitrogen removal from ammonium-rich waste water. *Water Sci. Technol.* 37, 135–142. doi:10.1016/S0273-1223(98)00281-9

Hem, L., Rusten, B., Ødegaard, H., 1994. Nitrification in a moving bed biofilm reactor. *Water Res.* 28, 1425–1433. doi:10.1016/0043-1354(94)90310-7

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
- Henze, M., van Loosdrecht, M.C.M., Ekama, G.A., Brdjanovic, D., 2008. *Biological Wastewater Treatment: Principles, Modelling and Design*. IWA Publishing.
- IPCC, 2014. *Climate Change 2014: Synthesis Report. Contribution of Working Groups I, II and III to the Fifth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change*. Geneva, Switzerland.
- Itokawa, H., Tsuji, K., Yamashita, K., Hashimoto, T., 2014. Design and operating experiences of full-scale municipal membrane bioreactors in Japan. *Water Sci. Technol.* 69, 1088–1093. doi:10.2166/wst.2014.020
- Jiang, Y., Shang, Y., Wang, H., Yang, K., 2016. Rapid formation and pollutant removal ability of aerobic granules in a sequencing batch airlift reactor at low temperature. *Environ. Technol.* 37, 3078–3085. doi:10.1080/09593330.2016.1176075
- Juang, Y.-C., Aday, S.S., Lee, D.-J., Tay, J.-H., 2010. Stable aerobic granules for continuous-flow reactors: Precipitating calcium and iron salts in granular interiors. *Bioresour. Technol.* 101, 8051–8057. doi:10.1016/j.biortech.2010.05.078
- Judd, S., Judd, C., 2011. *The MBR Book - Principles and Applications of Membrane Bioreactors for Water and Wastewater Treatment*. Elsevier.
- Jun, Z., Feng-Lin, Y., Fan-Gang, M., Peng, A., Di, W., 2007. Comparison of membrane fouling during short-term filtration of aerobic granular sludge and activated sludge. *J. Environ. Sci.* 19, 1281–1286. doi:10.1016/S1001-0742(07)60209-5
- Kagawa, Y., Tahata, J., Kishida, N., Matsumoto, S., Picioreanu, C., van Loosdrecht, M.C.M., Tsuneda, S., 2015. Modeling the Nutrient Removal Process in Aerobic Granular Sludge System by Coupling the Reactor- and Granule-Scale Models. *Biotechnol. Bioeng.* 112, 53–64. doi:10.1002/bit.25331
- Kampschreur, M.J., Temmink, H., Kleerebezem, R., Jetten, M.S.M., van Loosdrecht, M.C.M., 2009. Nitrous oxide emission during wastewater treatment. *Water Res.* 43, 4093–4103. doi:10.1016/j.watres.2009.03.001
- Kängsepp, P., Väänänen, J., Örning, K., Sjölin, M., Olsson, P., Rönnerberg, 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

- Kraemer, J.T., Menniti, A.L., Erdal, Z.K., Constantine, T.A., Johnson, B.R., Daigger, G.T., Crawford, G. V, 2012. A practitioner's perspective on the application and research needs of membrane bioreactors for municipal wastewater treatment. *Bioresour. Technol.* 122, 2–10. doi:10.1016/j.biortech.2012.05.014
- Krzeminski, P., van der Graaf, J.H.J.M., van Lier, J.B., 2012. Specific energy consumption of membrane bioreactor (MBR) for sewage treatment. *Water Sci. Technol.* 65, 380–392. doi:10.2166/wst.2012.861
- Kuba, T., van Loosdrecht, M.C.M., Heijnen, J.J., 1996. Phosphorus and nitrogen removal with minimal COD requirement by integration of denitrifying dephosphatation and nitrification in a two-sludge system. *Water Res.* 30, 1702–1710. doi:10.1016/0043-1354(96)00050-4
- Lashkarizadeh, M., Munz, G., Oleszkiewicz, J.A., 2016. Impacts of variable pH on stability and nutrient removal efficiency of aerobic granular sludge. *Water Sci. Technol.* 73, 60–68. doi:10.2166/wst.2015.460
- Le-Clech, P., Chen, V., Fane, T.A.G., 2006. Fouling in membrane bioreactors used in wastewater treatment. *J. Memb. Sci.* 284, 17–53. doi:10.1016/j.memsci.2006.08.019
- Lemaire, R., Meyer, R., Taske, A., Crocetti, G.R., Keller, J., Yuan, Z., 2006. Identifying causes for N₂O accumulation in a lab-scale sequencing batch reactor performing simultaneous nitrification, denitrification and phosphorus removal. *J. Biotechnol.* 122, 62–72. doi:10.1016/j.jbiotec.2005.08.024
- Lemaire, R., Webb, R.I., Yuan, Z., 2008a. Micro-scale observations of the structure of aerobic microbial granules used for the treatment of nutrient-rich industrial wastewater. *ISME J.* 2, 528–541. doi:10.1038/ismej.2008.12
- Lemaire, R., Yuan, Z., Blackall, L.L., Crocetti, G.R., 2008b. Microbial distribution of *Accumulibacter* spp. and *Competibacter* spp. in aerobic granules from a lab-scale biological nutrient removal system. *Environ. Microbiol.* 10, 354–363. doi:10.1111/j.1462-2920.2007.01456.x
- Lettinga, G., 1995. Anaerobic digestion and wastewater treatment systems. *Antonie Van Leeuwenhoek* 67, 3–28. doi:10.1007/BF00872193
- Lettinga, G., van Velsen, A.F.M., Hobma, S.W., de Zeeuw, W., Klapwijk, A., 1980. Use of the upflow sludge blanket (USB) reactor concept for biological wastewater treatment, especially for anaerobic treatment. *Biotechnol. Bioeng.* 22, 699–734. doi:10.1002/bit.260220402
- Li, A., Li, X., Yu, H., 2011. Effect of the food-to-microorganism (F/M) ratio on the formation and size of aerobic sludge granules. *Process Biochem.* 46, 2269–2276. doi:10.1016/j.procbio.2011.09.007
- Li, A., Yang, S., Li, X., Gu, J., 2008. Microbial population dynamics during aerobic sludge granulation at different organic loading rates. *Water Res.* 42, 3552–3560. doi:10.1016/j.watres.2008.05.005

- Li, A.J., Li, X.Y., 2009. Selective sludge discharge as the determining factor in SBR aerobic granulation: Numerical modelling and experimental verification. *Water Res.* 43, 3387–3396. doi:10.1016/j.watres.2009.05.004
- Li, J., Cai, A., Ding, L., Sellamuthu, B., Perreault, J., 2015. Aerobic sludge granulation in a Reverse Flow Baffled Reactor (RFBR) operated in continuous-flow mode for wastewater treatment. *Sep. Purif. Technol.* 149, 437–444. doi:10.1016/j.seppur.2015.04.045
- Li, J., Cai, A., Wang, M., Ding, L., Ni, Y., 2014a. Aerobic granulation in a modified oxidation ditch with an adjustable volume intraclarifier. *Bioresour. Technol.* 157, 351–354. doi:10.1016/j.biortech.2014.01.130
- Li, J., Ding, L. Bin, Cai, A., Huang, G.X., Horn, H., 2014b. Aerobic sludge granulation in a full-scale sequencing batch reactor. *Biomed Res. Int.* 2014. doi:10.1155/2014/268789
- Li, J., Ma, L., Wei, S., Horn, H., 2013. Aerobic granules dwelling vorticella and rotifers in an SBR fed with domestic wastewater. *Sep. Purif. Technol.* 110, 127–131. doi:10.1016/j.seppur.2013.03.022
- Li, X., Luo, J., Guo, G., Mackey, H.R., Hao, T., Chen, G., 2017. Seawater-based wastewater accelerates development of aerobic granular sludge: A laboratory proof-of-concept. *Water Res.* 115, 210–219. doi:10.1016/j.watres.2017.03.002
- Li, Z.H., Kuba, T., Kusuda, T., 2006. Selective force and mature phase affect the stability of aerobic granule: An experimental study by applying different removal methods of sludge. *Enzyme Microb. Technol.* 39, 976–981. doi:10.1016/j.enzmictex.2006.01.030
- Li, Z.H., Wang, X.C., 2008. Effects of salinity on the morphological characteristics of aerobic granules. *Water Sci. Technol.* 58, 2421–2426. doi:10.2166/wst.2008.838
- Liébana, R., 2017. Microbial community assembly during aerobic granulation. Licentiatavhandling. Avdelningen för Vatten Miljö Teknik. Chalmers Tekniska Högskola, Göteborg.
- Lin, Y., de Kreuk, M., van Loosdrecht, M.C.M., Adin, A., 2010. Characterization of alginate-like exopolysaccharides isolated from aerobic granular sludge in pilot-plant. *Water Res.* 44, 3355–3364. doi:10.1016/j.watres.2010.03.019
- Lin, Y.M., Liu, Y., Tay, J.H., 2003. Development and characteristics of phosphorus-accumulating microbial granules in sequencing batch reactors. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 62, 430–435. doi:10.1007/s00253-003-1359-7
- Lin, Y.M., Nierop, K.G.J., Girbal-Neuhauser, E., Adriaanse, M., van Loosdrecht, M.C.M., 2015. Sustainable polysaccharide-based biomaterial recovered from waste aerobic granular sludge as a surface coating material. *Sustain. Mater. Technol.* 4, 24–29. doi:10.1016/j.susmat.2015.06.002

- Lin, Y.M., Sharma, P.K., van Loosdrecht, M.C.M., 2013. The chemical and mechanical differences between alginate-like exopolysaccharides isolated from aerobic flocculent sludge and aerobic granular sludge. *Water Res.* 47, 57–65. doi:10.1016/j.watres.2012.09.017
- Liu, H., Fang, H.H.P., 2003. Hydrogen production from wastewater by acidogenic granular sludge. *Water Sci. Technol.* 47, 153–158.
- Liu, H., Li, Y., Yang, C., Pu, W., He, L., Bo, F., 2012. Stable aerobic granules in continuous-flow bioreactor with self-forming dynamic membrane. *Bioresour. Technol.* 121, 111–118. doi:10.1016/j.biortech.2012.07.016
- Liu, J., Li, J., Tao, Y., Sellamuthu, B., Walsh, R., 2017. Analysis of bacterial, fungal and archaeal populations from a municipal wastewater treatment plant developing an innovative aerobic granular sludge process. *World J. Microbiol. Biotechnol.* 33. doi:10.1007/s11274-016-2179-0
- Liu, Y.-Q., Lan, G.-H., Zeng, P., 2015. Resistance and resilience of nitrifying bacteria in aerobic granules to pH shock. *Lett. Appl. Microbiol.* 61, 91–97. doi:10.1111/lam.12433
- Liu, Y., Tay, J.H., 2004. State of the art of biogranulation technology for wastewater treatment. *Biotechnol. Adv.* 22, 533–563. doi:10.1016/j.biotechadv.2004.05.001
- Liu, Y., Tay, J.H., 2002. The essential role of hydrodynamic shear force in the formation of biofilm and granular sludge. *Water Res.* 36, 1653–1665. doi:10.1016/S0043-1354(01)00379-7
- Liu, Y., Wang, Z.-W., Tay, J.-H., 2005a. A unified theory for upscaling aerobic granular sludge sequencing batch reactors. *Biotechnol. Adv.* 23, 335–344. doi:10.1016/j.biotechadv.2005.04.001
- Liu, Y., Wang, Z.W., Qin, L., Liu, Y.Q., Tay, J.H., 2005b. Selection pressure-driven aerobic granulation in a sequencing batch reactor. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 67, 26–32. doi:10.1007/s00253-004-1820-2
- Liu, Y., Yang, S.F., Tay, J.H., 2004. Improved stability of aerobic granules by selecting slow-growing nitrifying bacteria. *J. Biotechnol.* 108, 161–169. doi:10.1016/j.jbiotec.2003.11.008
- Liu, Y.Q., Kong, Y.H., Zhang, R., Zhang, X., Wong, F.S., Tay, J.H., Zhu, J.R., Jiang, W.J., Liu, W.T., 2010. Microbial population dynamics of granular aerobic sequencing batch reactors during start-up and steady state periods. *Water Sci. Technol.* 62, 1281–1287. doi:10.2166/wst.2010.408
- Liu, Y.Q., Liu, Y., Tay, J.H., 2005a. Relationship between size and mass transfer resistance in aerobic granules. *Lett. Appl. Microbiol.* 40, 312–315. doi:10.1111/j.1472-765X.2005.01695.x
- Liu, Y.Q., Moy, B., Kong, Y.H., Tay, J.H., 2010. Formation, physical characteristics and microbial community structure of aerobic granules in a pilot-scale sequencing batch reactor for real wastewater treatment. *Enzyme Microb. Technol.* 46, 520–525. doi:10.1016/j.enzmictec.2010.02.001

- Liu, Y.Q., Tay, J.H., 2015. Fast formation of aerobic granules by combining strong hydraulic selection pressure with overstressed organic loading rate. *Water Res.* 80, 256–266. doi:10.1016/j.watres.2015.05.015
- Liu, Y.Q., Tay, J.H., Ivanov, V., Moy, B.Y.P., Yu, L., Tay, S.T.L., 2005b. Influence of phenol on nitrification by microbial granules. *Process Biochem.* 40, 3285–3289. doi:10.1016/j.procbio.2005.03.018
- Lochmatter, S., Gonzalez-Gil, G., Holliger, C., 2013. Optimized aeration strategies for nitrogen and phosphorus removal with aerobic granular sludge. *Water Res.* 47, 6187–6197. doi:10.1016/j.watres.2013.07.030
- Lochmatter, S., Holliger, C., 2014. Optimization of operation conditions for the startup of aerobic granular sludge reactors biologically removing carbon, nitrogen, and phosphorous. *Water Res.* 59, 58–70. doi:10.1016/j.watres.2014.04.011
- Lochmatter, S., Maillard, J., Holliger, C., 2014. Nitrogen Removal over Nitrite by Aeration Control in Aerobic Granular Sludge Sequencing Batch Reactors. *Int. J. Environ. Res. Public Health* 11, 6955–6978. doi:10.3390/ijerph110706955
- Lopez-Vazquez, C.M., Hooijmans, C.M., Brdjanovic, D., Gijzen, H.J., van Loosdrecht, M.C.M., 2009a. Temperature effects on glycogen accumulating organisms. *Water Res.* 43, 2852–2864. doi:10.1016/j.watres.2009.03.038
- Lopez-Vazquez, C.M., Oehmen, A., Hooijmans, C.M., Brdjanovic, D., Gijzen, H.J., Yuan, Z., van Loosdrecht, M.C.M., 2009b. Modeling the PAO-GAO competition: Effects of carbon source, pH and temperature. *Water Res.* 43, 450–462. doi:10.1016/j.watres.2008.10.032
- Lotti, T., Kleerebezem, R., Hu, Z., Kartal, B., de Kreuk, M.K., Kip, C. van E.T., Kruit, J., Hendrickx, T.L.G., van Loosdrecht, M.C.M., 2015. Pilot-scale evaluation of anammox-based mainstream nitrogen removal from municipal wastewater. *Environ. Technol.* 36, 1167–1177. doi:10.1080/09593330.2014.982722
- Lotti, T., Kleerebezem, R., Hu, Z., Kartal, B., Jetten, M.S.M., van Loosdrecht, M.C.M., 2014. Simultaneous partial nitritation and anammox at low temperature with granular sludge. *Water Res.* 66, 111–121. doi:10.1016/j.watres.2014.07.047
- Luo, Y., Guo, W., Ngo, H.H., Nghiem, L.D., Hai, F.I., Zhang, J., Liang, S., Wang, X.C., 2014. A review on the occurrence of micropollutants in the aquatic environment and their fate and removal during wastewater treatment. *Sci. Total Environ.* 473, 619–641. doi:10.1016/j.scitotenv.2013.12.065
- Lustig, G., 2012. Moving Bed Biofilm Reactors (MBBR) i Sverige - Dimensionering och funktion. Vattenförsörjnings- och Avloppsteknik, LTH. Examensarbete.

- Majone, M., Dircks, K., Beun, J.J., 1999. Aerobic storage under dynamic conditions in activated sludge processes. The state of the art. *Water Sci. Technol.* 39, 61–73. doi:10.1016/S0273-1223(98)00776-8
- Manas, A., Biscans, B., Sperandio, M., 2011. Biologically induced phosphorus precipitation in aerobic granular sludge process. *Water Res.* 45, 3776–3786. doi:10.1016/j.watres.2011.04.031
- Maszenan, A.M., Liu, Y., Ng, W.J., 2011. Bioremediation of wastewaters with recalcitrant organic compounds and metals by aerobic granules. *Biotechnol. Adv.* 29, 111–123. doi:10.1016/j.biotechadv.2010.09.004
- McQuarrie, J.P., Boltz, J.P., 2011. Moving bed biofilm reactor technology: Process applications, design, and performance. *Water Environ. Res.* 83, 560–575. doi:10.2175/106143010X12851009156286
- McSwain, B.S., Irvine, R.L., Hausner, M., Wilderer, P.A., 2005. Composition and distribution of extracellular polymeric substances in aerobic flocs and granular sludge. *Appl. Environ. Microbiol.* 71, 1051–1057. doi:10.1128/AEM.71.2.1051-1057.2005
- McSwain, B.S., Irvine, R.L., Wilderer, P.A., 2004a. Effect of intermittent feeding on aerobic granule structure. *Water Sci. Technol.* 49, 19–25.
- McSwain, B.S., Irvine, R.L., Wilderer, P.A., 2004b. The influence of settling time on the formation of aerobic granules. *Water Sci. Technol.* 50, 195–202.
- Mino, T., Van Loosdrecht, M.C.M., Heijnen, J.J., 1998. Microbiology and biochemistry of the enhanced biological phosphate removal process. *Water Res.* 32, 3193–3207. doi:10.1016/S0043-1354(98)00129-8
- Mishima, K., Nakamura, M., 1991. Self-immobilization of aerobic activated sludge - A pilot study of the Aerobic Upflow Sludge Blanket Process in municipal sewage treatment. *Water Sci. Technol.* 23, 981–990. doi:10.1016/0273-1223(91)90023-8
- Morales, N., Figueroa, M., Mosquera-Corral, A., Campos, J.L., Mendez, R., 2012. Aerobic granular-type biomass development in a continuous stirred tank reactor. *Sep. Purif. Technol.* 89, 199–205. doi:10.1016/j.seppur.2012.01.024
- Morgenroth, E., Sherden, T., Van Loosdrecht, M.C.M., Heijnen, J.J., Wilderer, P.A., 1997. Aerobic granular sludge in a sequencing batch reactor. *Water Res.* 31, 3191–3194. doi:10.1016/S0043-1354(97)00216-9
- Mosquera-Corral, A., De Kreuk, M.K., Heijnen, J.J., Van Loosdrecht, M.C.M., 2005. Effects of oxygen concentration on N-removal in an aerobic granular sludge reactor. *Water Res.* 39, 2676–2686. doi:10.1016/j.watres.2005.04.065
- Mu, Y., Yu, H.-Q., Wang, Y., 2006. The role of pH in the fermentative H₂ production from an acidogenic granule-based reactor. *Chemosphere* 64, 350–358. doi:10.1016/j.chemosphere.2005.12.048

- Ni, B.J., Xie, W.M., Liu, S.G., Yu, H.Q., Wang, Y.Z., Wang, G., Dai, X.L., 2009. Granulation of activated sludge in a pilot-scale sequencing batch reactor for the treatment of low-strength municipal wastewater. *Water Res.* 43, 751–761. doi:10.1016/j.watres.2008.11.009
- Nicolella, C., Van Loosdrecht, M.C.M., Heijnen, S.J., 2000. Particle-based biofilm reactor technology. *Trends Biotechnol.* 18, 312–320. doi:10.1016/S0167-7799(00)01461-X
- Oehmen, A., Carvalho, G., Lopez-Vazquez, C.M., van Loosdrecht, M.C.M., Reis, M.A.M., 2010. Incorporating microbial ecology into the metabolic modelling of polyphosphate accumulating organisms and glycogen accumulating organisms. *Water Res.* 44, 4992–5004. doi:10.1016/j.watres.2010.06.071
- Oehmen, A., Lemos, P., Carvalho, G., Yuan, Z., Keller, J., Blackall, L., Reis, M., 2007. Advances in enhanced biological phosphorus removal: From micro to macro scale. *Water Res.* 41, 2271–2300. doi:10.1016/j.watres.2007.02.030
- Oehmen, A., Vives, M.T., Lu, H.B., Yuan, Z.G., Keller, J., 2005. The effect of pH on the competition between polyphosphate-accumulating organisms and glycogen-accumulating organisms. *Water Res.* 39, 3727–3737. doi:10.1016/j.watres.2005.06.031
- Palmeiro-Sanchez, T., del Rio, A., Mosquera-Corral, A., Campos, J.L., Mendez, R., 2013. Comparison of the anaerobic digestion of activated and aerobic granular sludges under brackish conditions. *Chem. Eng. J.* 231, 449–454. doi:10.1016/j.cej.2013.07.052
- Peeters, T.W.T., Lu, B., 2013. Hybrid wastewater treatment. WO2013151434.
- Pijuan, M., Werner, U., Yuan, Z., 2011. Reducing the startup time of aerobic granular sludge reactors through seeding floccular sludge with crushed aerobic granules. *Water Res.* 45, 5075–5083. doi:10.1016/j.watres.2011.07.009
- Plaza, E., Persson, F., Wilén, B.-M., Sultana, R., 2015. Användning av Anammox för en förbättrad kväveavskiljning vid avloppsverk. SVU Rapport 2015-18.
- Pochana, K., Keller, J., 1999. Study of factors affecting simultaneous nitrification and denitrification (SND). *Water Sci. Technol.* 39, 61–68. doi:10.1016/S0273-1223(99)00123-7
- Pons, M.N., Spanjers, H., Baetens, D., Nowak, O., Gillot, S., Nouwen, J., Schuttinga, N., 2004. Wastewater Characteristics in Europe - A Survey. *Eur. Water Manag.* Online.
- Pronk, M., Bassin, J.P., de Kreuk, M.K., Kleerebezem, R., van Loosdrecht, M.C.M., 2014. Evaluating the main and side effects of high salinity on aerobic granular sludge. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 98, 1339–1348. doi:10.1007/s00253-013-4912-z

- Pronk, M., de Kreuk, M.K., de Bruin, B., Kamminga, P., Kleerebezem, R., van Loosdrecht, M.C.M., 2015. Full scale performance of the aerobic granular sludge process for sewage treatment. *Water Res.* 84, 207–217. doi:10.1016/j.watres.2015.07.011
- Qasim, S.R., 1998. *Wastewater Treatment Plants: Planning, Design, and Operation*. CRC Press.
- Reardon, R., Chavan, R., Kreidler, D., DeArmond, J., 2016. Can innovative technologies provide benefits to municipal water resource recovery facilities, in: *Proceedings of the Water Environment Federation, WEFTEC*. pp. 4354–4373. doi:10.2175/193864716819712872
- Rocktäschel, T., Klarmann, C., Helmreich, B., Ochoa, J., Boisson, P., Sørensen, K.H., Horn, H., 2013. Comparison of two different anaerobic feeding strategies to establish a stable aerobic granulated sludge bed. *Water Res.* 47, 6423–6431. doi:10.1016/j.watres.2013.08.014
- Rocktäschel, T., Klarmann, C., Ochoa, J., Boisson, P., Sørensen, K., Horn, H., 2015. Influence of the granulation grade on the concentration of suspended solids in the effluent of a pilot scale sequencing batch reactor operated with aerobic granular sludge. *Sep. Purif. Technol.* 142, 234–241. doi:10.1016/j.seppur.2015.01.013
- Rosso, D., Lothman, S.E., Jeung, M.K., Pitt, P., Gellner, W.J., Stone, A.L., Howard, D., 2011. Oxygen transfer and uptake, nutrient removal, and energy footprint of parallel full-scale IFAS and activated sludge processes. *Water Res.* 45, 5987–5996. doi:10.1016/j.watres.2011.08.060
- Royal HaskoningDHV, 2017. Nereda wastewater treatment plants [WWW-dokument]. www.royalhaskoningdhv.com/en-gb/nereda/nereda-wastewater-treatment-plants.
- Rubio-Rincón, F.J., Lopez-Vazquez, C.M., Welles, L., van Loosdrecht, M.C.M., Brdjanovic, D., 2017. Cooperation between *Candidatus Competibacter* and *Candidatus Accumulibacter* clade I, in denitrification and phosphate removal processes. *Water Res.* 120, 156–164.
- Rusten, B., Hellström, B.G., Hellström, F., Sehested, O., Skjelfoss, E., Svendsen, B., 2000. Pilot testing and preliminary design of moving bed biofilm reactors for nitrogen removal at the FREVAR wastewater treatment plant. *Water Sci. Technol.* 41, 13–20.
- Rusten, B., Hen, L.J., Ødegaard, H., 1995. Nitrogen removal from dilute wastewater in cold climate using moving-bed biofilm reactors. *Water Environ. Res.* 67, 65–74. doi:10.2175/106143095X131204
- Sajjad, M., Kim, I.S., Kim, K.S., 2016. Development of a novel process to mitigate membrane fouling in a continuous sludge system by seeding aerobic granules at pilot plant. *J. Memb. Sci.* 497, 90–98. doi:10.1016/j.memsci.2015.09.021

- Sander, S., Behnisch, J., Wagner, M., 2017. Energy, cost and design aspects of coarse- and fine-bubble aeration systems in the MBBR IFAS process. *Water Sci. Technol.* 75, 890–897. doi:10.2166/wst.2016.571
- Sarma, S.J., Tay, J.H., Chu, A., 2017. Finding knowledge gaps aerobic granulation technology. *Trends Biotechnol.* 35, 66–78. doi:10.1016/j.tibtech.2016.07.003
- Schuler, A.J., Jenkins, D., 2002. Effects of pH on enhanced biological phosphorus removal metabolisms. *Water Sci. Technol.* 46, 171–178.
- Schwarzenbeck, N., Erley, R., Wilderer, P.A., 2004. Aerobic granular sludge in an SBR-system treating wastewater rich in particulate matter. *Water Sci. Technol.* 49, 41–46.
- Seghezzo, L., Zeeman, G., Van Lier, J.B., Hamelers, H.V.M., Lettinga, G., 1998. A review: The anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactors. *Bioresour. Technol.* 65, 175–190. doi:10.1016/S0960-8524(98)00046-7
- Serafim, L.S., Lemos, P.C., Albuquerque, M.G.E., Reis, M. a. M., 2008. Strategies for PHA production by mixed cultures and renewable waste materials. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 81, 615–628. doi:10.1007/s00253-008-1757-y
- Seviour, T., Malde, A.K., Kjelleberg, S., Yuan, Z., Mark, A.E., 2012a. Molecular Dynamics Unlocks Atomic Level Self-Assembly of the Exopolysaccharide Matrix of Water-Treatment Granular Biofilms. *Biomacromolecules* 13, 1965–1972. doi:10.1021/bm3005808
- Seviour, T., Pijuan, M., Nicholson, T., Keller, J., Yuan, Z., 2009. Gel-forming exopolysaccharides explain basic differences between structures of aerobic sludge granules and floccular sludges. *Water Res.* 43, 4469–4478. doi:10.1016/j.watres.2009.07.018
- Seviour, T., Yuan, Z., van Loosdrecht, M.C.M., Lin, Y., 2012b. Aerobic sludge granulation: A tale of two polysaccharides? *Water Res.* 46, 4803–4813. doi:10.1016/j.watres.2012.06.018
- Shin, H.S., Lim, K.H., Park, H.S., 1992. Effect of shear stress on granulation in oxygen aerobic upflow sludge bed reactors. *Water Sci. Technol.* 26, 601–605.
- Smolders, G.J.F., van der Meij, J., van Loosdrecht, M.C.M., Heijnen, J.J., 1994. Stoichiometric model of the aerobic metabolism of the biological phosphorus removal process. *Biotechnol. Bioeng.* 44, 837–848. doi:10.1002/bit.260440709
- STOWA, 2013. Nereda® Praktijkonderzoeken 2010-2012. STOWA 2013-29.
- Su, B., Cui, X., Zhu, J., 2012. Optimal cultivation and characteristics of aerobic granules with typical domestic sewage in an alternating anaerobic/aerobic sequencing batch reactor. *Bioresour. Technol.* 110, 125–129. doi:10.1016/j.biortech.2012.01.127

- Su, K.-Z., Ni, B.-J., Yu, H.-Q., 2013. Modeling and optimization of granulation process of activated sludge in sequencing batch reactors. *Biotechnol. Bioeng.* 110, 1312–1322. doi:10.1002/bit.24812
- Svenskt Vatten, 2016. Svenskt Vattens undersökning VASS reningsverk 2015 – nyckeltal från första året. Tabellbilaga 13.
- Szabó, E., 2017. Composition and dynamics of the bacterial community in aerobic granular sludge reactors. Doktorsavhandling. Avdelningen för Vatten Miljö Teknik. Chalmers Tekniska Högskola, Göteborg.
- Szabó, E., Hermansson, M., Modin, O., Persson, F., Wilén, B.M., 2016. Effects of wash-out dynamics on nitrifying bacteria in aerobic granular sludge during start-up at gradually decreased settling time. *Water (Switzerland)* 8. doi:10.3390/w8050172
- Szabó, E., Liébana, R., Hermansson, M., Modin, O., Persson, F., Wilén, B.-M., 2017. Microbial population dynamics and ecosystem functions of anoxic/aerobic granular sludge in sequencing batch reactors operated at different organic loading rates. *Front. Microbiol.* 8. doi:10.3389/fmicb.2017.00770
- Tao, G., Kekre, K., Oo, M.H., Viswanath, B., Yusof, A.M., Seah, H., 2010. Energy reduction and optimisation in membrane bioreactor systems. *Water Pract. Technol.* 5. doi:10.2166/WPT.2010.088
- Tay, J.H., Liu, Q.S., Liu, Y., 2004. The effect of upflow air velocity on the structure of aerobic granules cultivated in a sequencing batch reactor. *Water Sci. Technol.* 49, 35–40.
- Tay, J.H., Liu, Q.S., Liu, Y., 2001. Microscopic observation of aerobic granulation in sequential aerobic sludge blanket reactor. *J. Appl. Microbiol.* 91, 168–175. doi:10.1046/j.1365-2672.2001.01374.x
- Tay, S.T.L., Moy, B.Y.P., Jiang, H.L., Tay, J.H., 2005a. Rapid cultivation of stable aerobic phenol-degrading granules using acetate-fed granules as microbial seed. *J. Biotechnol.* 115, 387–395. doi:10.1016/j.jbiotec.2004.09.008
- Tay, S.T.L., Moy, B.Y.P., Maszenan, A.M., Tay, J.H., 2005b. Comparing activated sludge and aerobic granules as microbial inocula for phenol biodegradation. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 67, 708–713. doi:10.1007/s00253-004-1858-1
- Tchobanoglous, G., Stensel, H.D., Tsuchihashi, R., Burton, F., 2014. *Metcalf & Eddy. Wastewater Engineering: Treatment and Resource Recovery.* McGraw-Hill Education, New York.
- Thanh, B.X., Visvanathan, C., Sperandio, M., Ben Aim, R., 2008. Fouling characterization in aerobic granulation coupled baffled membrane separation unit. *J. Memb. Sci.* 318, 334–339. doi:10.1016/j.memsci.2008.02.058

- Third, K.A., Burnett, N., Cord-Ruwisch, R., 2003. Simultaneous nitrification and denitrification using stored substrate (PHB) as the electron donor in an SBR. *Biotechnol. Bioeng.* 83, 706–720. doi:10.1002/bit.10708
- Tijhuis, L., Huisman, J.L., Hekkelman, H.D., van Loosdrecht, M.C.M., Heijnen, J.J., 1995. Formation of nitrifying biofilms on small suspended particles in airlift reactors. *Biotechnol. Bioeng.* 47, 585–595. doi:10.1002/bit.260470511
- Todt, D., Dörsch, P., 2016. Mechanism leading to N₂O production in wastewater treating biofilm systems. *Rev. Environ. Sci. Biotechnol.* 15, 355–378. doi:10.1007/s11157-016-9401-2
- Tu, X., Zhang, S., Xu, L., Zhang, M., Zhu, J., 2010. Performance and fouling characteristics in a membrane sequence batch reactor (MSBR) system coupled with aerobic granular sludge. *Desalination* 261, 191–196. doi:10.1016/j.desal.2010.03.034
- Väänänen, J., 2017. Microsieving in municipal wastewater treatment - Chemically enhanced primary and tertiary treatment. Department of Chemical Engineering. Lund University.
- Val del Rio, A., Morales, N., Isanta, E., Mosquera-Corral, A., Campos, J.L., Steyer, J.P., Carrere, H., 2011. Thermal pre-treatment of aerobic granular sludge: Impact on anaerobic biodegradability. *Water Res.* 45, 6011–6020. doi:10.1016/j.watres.2011.08.050
- Val del Rio, A., Palmeiro-Sanchez, T., Figueroa, M., Mosquera-Corral, A., Campos, J.L., Mendez, R., 2014. Anaerobic digestion of aerobic granular biomass: effects of thermal pre-treatment and addition of primary sludge. *J. Chem. Technol. Biotechnol.* 89, 690–697. doi:10.1002/jctb.4171
- van Benthum, W.A.J., Garrido-Fernández, J.M., Tijhuis, L., Van Loosdrecht, M.C.M., Heijnen, J.J., 1996. Formation and detachment of biofilms and granules in a nitrifying biofilm airlift suspension reactor. *Biotechnol. Prog.* 12, 764–772. doi:10.1021/bp960063e
- van den Akker, B., Reid, K., Middlemiss, K., Krampe, J., 2015. Evaluation of granular sludge for secondary treatment of saline municipal sewage. *J. Environ. Manage.* 157, 139–145. doi:10.1016/j.jenvman.2015.04.027
- van der Roest, H., van Loosdrecht, M., Langkamp, E.J., Uijterlinde, C., 2015. Recovery and reuse of alginate from granular Nereda sludge. *Water* 21 April, 48.
- van der Roest, H.F., de Bruin, L.M.M., Gademan, G., Coelho, F., 2011. Towards sustainable waste water treatment with Dutch Nereda® technology. *Water Pract. Technol.* 6, 3–6. doi:10.2166/wpt.2011.059
- van der Star, W.R.L., Abma, W.R., Blommers, D., Mulder, J.-W., Tokutomi, T., Strous, M., Picioreanu, C., Van Loosdrecht, M.C.M., 2007. Startup of reactors for anoxic ammonium oxidation: Experiences from the first full-scale anammox reactor in Rotterdam. *Water Res.* 41, 4149–4163. doi:10.1016/j.watres.2007.03.044

- van Dijk, E.J.H., 2017. Reactor vessel for treating wastewater by means of aerobic granular sludge technology. WO2017014627.
- van Haandel, A.C., van der Lubbe, J.G.M., 2012. Handbook of biological wastewater treatment - Design and optimisation of activated sludge systems. IWA Publishing, London.
- van Loosdrecht, M.C.M., de Kreuk, M.K., 2004. Method for the treatment of waste water with sludge granules. WO2004024638.
- van Loosdrecht, M.C.M., Eikelboom, D., Gjaltema, A., Mulder, A., Tijhuis, L., Heijnen, J.J., 1995. Biofilm structures. *Water Sci. Technol.* 32, 35–43. doi:10.1016/0273-1223(96)00005-4
- van Loosdrecht, M.C.M., Pot, M.A., Heijnen, J.J., 1997. Importance of bacterial storage polymers in bioprocesses. *Water Sci. Technol.* 35, 41–47. doi:10.1016/S0273-1223(96)00877-3
- Verawaty, M., Tait, S., Pijuan, M., Yuan, Z., Bond, P.L., 2013. Breakage and growth towards a stable aerobic granule size during the treatment of wastewater. *Water Res.* 47, 5338–5349. doi:10.1016/j.watres.2013.06.012
- Versprille, A.I., Zuurveen, B., Stein, T., 1985. The A-B process - A novel 2 stage waste-water treatment system. *Water Pract. Technol.* 17, 235–246.
- Wagner, J., da Costa, R.H., 2013. Aerobic granulation in a sequencing batch reactor using real domestic wastewater. *J. Environ. Eng.* 139, 1391–1396. doi:10.1061/(ASCE)EE.1943-7870.0000760
- Wagner, J., Guimaraes, L.B., Akaboci, T.R. V, Costa, R.H.R., 2015a. Aerobic granular sludge technology and nitrogen removal for domestic wastewater treatment. *Water Sci. Technol.* 71, 1040–1046. doi:10.2166/wst.2015.064
- Wagner, J., Weissbrodt, D.G., Manguin, V., da Costa, R.H., Morgenroth, E., Derlon, N., 2015b. Effect of particulate organic substrate on aerobic granulation and operating conditions of sequencing batch reactors. *Water Res.* 85, 158–166. doi:10.1016/j.watres.2015.08.030
- Wang, Y., Zhong, C., Huang, D., Wang, Y., Zhu, J., 2013. The membrane fouling characteristics of MBRs with different aerobic granular sludges at high flux. *Bioresour. Technol.* 136, 488–495. doi:10.1016/j.biortech.2013.03.066
- WaterWorld.com, 2017a. Top 25 water leaders: www.waterworld.com/articles/wwi/print/volume-32/issue-1/headline/top-25-leaders.html [WWW-dokument].
- WaterWorld.com, 2017b. Sweden opens the door to Nereda wastewater treatment: www.waterworld.com/articles/wwi/2017/05/sweden-opens-the-door-to-nereda-wastewater-treatment.html [WWW-dokument].
- WEF, 2012. Membrane Bioreactors: WEF Manual of Practice No. 36. McGraw-Hill Education.

- Weissbrodt, D.G., Lochmatter, S., Ebrahimi, S., Rossi, P., Maillard, J., Holliger, C., 2012. Bacterial selection during the formation of early-stage aerobic granules in wastewater treatment systems operated under wash-out dynamics. *Front. Microbiol.* 3. doi:10.3389/fmicb.2012.00332
- Weissbrodt, D.G., Neu, T.R., Kuhlicke, U., Rappaz, Y., Holliger, C., 2013a. Assessment of bacterial and structural dynamics in aerobic granular biofilms. *Front. Microbiol.* 4. doi:10.3389/fmicb.2013.00175
- Weissbrodt, D.G., Schneiter, G.S., Fuerbringer, J.-M., Holliger, C., 2013b. Identification of trigger factors selecting for polyphosphate- and glycogen-accumulating organisms in aerobic granular sludge sequencing batch reactors. *Water Res.* 47, 7006–7018. doi:10.1016/j.watres.2013.08.043
- Weissbrodt, D.G., Shani, N., Holliger, C., 2014. Linking bacterial population dynamics and nutrient removal in the granular sludge biofilm ecosystem engineered for wastewater treatment. *FEMS Microbiol. Ecol.* 88, 579–595. doi:10.1111/1574-6941.12326
- Whang, L.M., Park, J.K., 2006. Competition between polyphosphate- and glycogen-accumulating organisms in enhanced-biological-phosphorus-removal systems: Effect of temperature and sludge age. *Water Environ. Res.* 78, 4–11. doi:10.2175/106143005X84459
- Wilén, B.-M., Cimbritz, M., Pettersson Jr., T., Mattsson, A., 2016. Large scale tertiary filtration - results and experiences from the discfilter plant at the Rya WWTP in Sweden. *Water Pract. Technol.* 11, 547–555. doi:10.2166/wpt.2016.063
- Wilén, B.M., Gapes, D., Blackall, L.L., Keller, J., 2004a. Structure and microbial composition of nitrifying microbial aggregates and their relation to internal mass transfer effects. *Water Sci. Technol.* 50, 213–220.
- Wilén, B.M., Gapes, D., Keller, J., 2004b. Determination of external and internal mass transfer limitation in nitrifying microbial aggregates. *Biotechnol. Bioeng.* 86, 445–457. doi:10.1002/bit.20058
- Winkler, M.-K.H., Bassin, J.P., Kleerebezem, R., de Bruin, L.M.M., van den Brand, T.P.H., Van Loosdrecht, M.C.M., 2011. Selective sludge removal in a segregated aerobic granular biomass system as a strategy to control PAO-GAO competition at high temperatures. *Water Res.* 45, 3291–3299. doi:10.1016/j.watres.2011.03.024
- Winkler, M.-K.H., Bassin, J.P., Kleerebezem, R., van der Lans, R.G.J.M., van Loosdrecht, M.C.M., 2012a. Temperature and salt effects on settling velocity in granular sludge technology. *Water Res.* 46, 5445–5451. doi:10.1016/j.watres.2012.07.022
- Winkler, M.-K.H., Kleerebezem, R., de Bruin, L.M.M., Verheijen, P.J.T., Abbas, B., Habermacher, J., van Loosdrecht, M.C.M., 2013a. Microbial diversity differences within aerobic granular sludge and activated sludge flocs. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 97, 7447–7458. doi:10.1007/s00253-012-4472-7

- Winkler, M.-K.H., Kleerebezem, R., Khunjar, W.O., de Bruin, B., van Loosdrecht, M.C.M., 2012b. Evaluating the solid retention time of bacteria in flocculent and granular sludge. *Water Res.* 46, 4973–4980. doi:10.1016/j.watres.2012.06.027
- Winkler, M.-K.H., Kleerebezem, R., Strous, M., Chandran, K., Van Loosdrecht, M.C.M., 2013b. Factors influencing the density of aerobic granular sludge. *Appl. Microbiol. Biotechnol.* 97, 7459–7468. doi:10.1007/s00253-012-4459-4
- Xavier, J.B., de Kreuk, M.K., Picioreanu, C., van Loosdrecht, M.C.M., 2007. Multi-Scale Individual-Based Model of Microbial and Bioconversion Dynamics in Aerobic Granular Sludge. *Environ. Sci. Technol.* 41, 6410–6417. doi:10.1021/es070264m
- Xiao, K., Xu, Y., Liang, S., Lei, T., Sun, J., Wen, X., Zhang, H., Chen, C., Huang, X., 2014. Engineering application of membrane bioreactor for wastewater treatment in China: Current state and future prospect. *Front. Environ. Sci. Eng.* 8, 805–819. doi:10.1007/s11783-014-0756-8
- Yang, H.G., Li, J., Liu, J., Ding, L.B., Chen, T., Huang, G.X., Shen, J.Y., 2016. A case for aerobic sludge granulation: From pilot to full scale. *J. Water Reuse Desalin.* 6, 188–194. doi:10.2166/wrd.2015.188
- Zeng, R.J., Lemaire, R., Yuan, Z., Keller, J., 2003. Simultaneous nitrification, denitrification, and phosphorus removal in a lab-scale sequencing batch reactor. *Biotechnol. Bioeng.* 84, 170–178. doi:10.1002/bit.10744
- Zhang, B., Zhe, Chen, Z., Qiu, Z., Jin, M., Chen, Z., Chen, Z., Li, J., Wang, X., Wang, J., 2011. Dynamic and distribution of ammonia-oxidizing bacteria communities during sludge granulation in an anaerobic-aerobic sequencing batch reactor. *Water Res.* 45, 6207–6216. doi:10.1016/j.watres.2011.09.026
- Zhang, Q., Hu, J., Lee, D.-J., 2016. Aerobic granular processes: Current research trends. *Bioresour. Technol.* 210, 1–7. doi:10.1016/j.biortech.2016.01.098
- Zhou, J., Zhang, Z., Zhao, H., Yu, H., Alvarez, P.J.J., Xu, X., Zhu, L., 2016. Optimizing granules size distribution for aerobic granular sludge stability: Effect of a novel funnel-shaped internals on hydraulic shear stress. *Bioresour. Technol.* 216, 562–570. doi:10.1016/j.biortech.2016.05.079
- Ødegaard, H., 2006. Innovations in wastewater treatment: the moving bed biofilm process. *Water Sci. Technol.* 53, 17–33. doi:10.2166/wst.2006.284

Bilaga A

Tabell A.1 Sammanställning av parametrar för dimensionering av aktivslamprocesser i de biologiska processalternativen i Avsnitt 8.

Parameter	Term	Enhet	Värde	Processalternativ
Temperatur	T	° C	7	1-5
Slamutbyte, nitrifierare	Y_n	g VSS/g $\text{NH}_4\text{-N}$	0,12	2, 3, 4, 5
Max tillväxthastighet, nitrifierare vid 20° C	$\mu_{n,\text{max}}$	g VSS/(g VSS·d)	0,75	2, 3, 5
Temperaturkorrigering för $\mu_{n,\text{max}}$	Θ	-	1,07	2, 3, 5
Nedbrytningskonstant, nitrifierare vid 20° C	k_{dn}	g VSS/(g VSS·d)	0,08	2, 3, 5
Säkerhetsfaktor	SF	-	2	2, 3, 5
Slamålder, aerob, design	SRT_d	dygn	21,3	2, 3, 5
Slamutbyte, heterotrofer	Y	g VSS/g BOD_7	0,56	2, 3, 4, 5
Nedbrytningskonstant, heterotrofer vid 20° C	k_d	g VSS/(g VSS·d)	0,12	2, 3, 4, 5
Temperaturkorrigering för k_d och k_{dn}	Θ	-	1,04	2, 3, 4, 5
Max bio-P-kvot	-	g BOD_7 /g P	28,8	1, 3, 4, 5
Specifik denitrifikationshastighet vid 20° C	SDNR	g $\text{NO}_3\text{-N}$ /(g VSS·d)	0,033	2
Specifik denitrifikationshastighet vid 20° C	SDNR	g $\text{NO}_3\text{-N}$ /(g VSS·d)	0,036	3, 5
Specifik denitrifikationshastighet vid 20° C	SDNR	g $\text{NO}_3\text{-N}$ /(g VSS·d)	0,037	4
Temperaturkorrigering för SDNR	Θ	-	1,026	2, 3, 4, 5



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