

Rejektvattenbehandling - en kunskaps- sammanställning

*Fredrik Stenström
Jes la Cour Jansen
Anneli Andersson Chan
Magnus Eliasson
Ylva Eriksson
Anne-Kari Marsteng
Robert Sehlén
Gunnar Thelin*



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
Röret & Klimat
Avlopp & Miljö
Management

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

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

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

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

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

Rapportens titel:	Rejektvattenbehandling – en kunskapssammanställning
Title of the report:	Treatment methods for digester supernatant – a knowledge compilation
Författare:	Fredrik Stenström (VA-Ingenjörerna - Veolia Water Technologies), Jes la Cour Jansen (Lunds Tekniska Högskola), Anneli Andersson Chan (Växjö kommun), Magnus Eliasson (Norrköping Vatten och Avfall AB), Ylva Eriksson (VA SYD), Anne-Kari Marsteng (VEAS), Robert Sehlén (Tekniska Verken), Gunnar Thelin (Ekobalans Fenix AB).
Rapportnummer:	2017-11
Antal sidor:	110
Sammandrag:	Strängare reningskrav avseende kväve är att vänta vid flera reningsverk i Sverige. Med rejecktvattnets höga kvävekoncentration kan separat rening av detta utgöra ett viktigt komplement för den totala kvävereduktion. Denna rapport utgör en kunskapssammanställning med genomgång av en rad olika rejecktwaterbehandlingsmetoder.
Abstract:	More stringent effluent standards regarding nitrogen are to be expected for several wastewater treatment plants (WWTP) in Sweden. Separate treatment of digester supernatant could imply an important complement to the reduction of total nitrogen at a WWTP. This report is a knowledge compilation of different technologies for treatment of digester supernatant.
Sökord:	Rejektvatten, kväverening, anammox, ammoniakstripping, struvit
Keywords:	Digester supernatant, reject water, sludge liquor, nitrogen removal, anammox, ammonia stripping, struvite
Målgrupper:	Processingenjörer och beslutsfattare vid avloppsreningsverk samt konsulter
Omslagsbild:	Rötkammare vid Skebäcks avloppsreningsverk i Örebro. Foto: Fredrik Stenström, VA-Ingenjörerna - Veolia Water Technologies
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:	15-105
Projektets namn:	Rejektvattenbehandling i Sverige och internationellt – en kunskapssammanställning
Projektets finansiering:	Svenskt Vatten Utveckling, VA-Ingenjörerna - Veolia Water Technologies, Lunds Tekniska Högskola, Växjö kommun, Norrköping Vatten och Avfall AB, VA SYD, VEAS, Tekniska Verken, Ekobalans Fenix AB

Förord

Syftet med denna rapport har varit att sammanställa den tillgängliga kunskapen om olika behandlingsmetoder för rejektivatten, primärt olika biologiska metoder men även några olika kemisk-fysikaliska metoder för näringsåterföring behandlas.

Avsikten är att rapporten ska användas för kunskapsinhämtning både av personal som redan har en separat rejektivattenanläggning och av de som funderar på att investera i en anläggning. Rapporten vänder sig till olika personalkategorier såsom processingenjörer, drifttekniker och beslutsfattare.

I rapporten finns nio fallstudier av olika rejektivattenbehandlingar, sju av dessa är biologiska metoder och två är baserade på växtnäringsåterföring. Kriterier för urval av fallstudierna har varit bland annat:

- De ska återspegla så många olika metoder som möjligt.
- De ska finnas i fullskala i Sverige eller i något närliggande land. Då det inte finns någon anläggning för struvitfällning i Sverige valdes i stället en pilotstudie som har utförts i Helsingborg
- Tre olika konfigurationer av deammonifikation är inkluderade; ANAMMOX®, ANITA™ Mox samt DEMON®. ANAMMOX® är med på grund av att de största anammoxanläggningarna i världen utgörs av denna typ. ANITA™ Mox är med då den dels är utvecklad av Sverige-baserade AnoxKaldnes, dels är den en av de mer använda varianterna. DEMON® är med eftersom de flesta anammoxanläggningarna i världen består av denna konfiguration.

Merparten av arbetet med rapporten har utförts av Fredrik Stenström med stöd av Jes la Cour Jansen. Övriga författare har bidragit med textgranskning och synpunkter på rapporten. De har även lämnat anläggningsspecifika uppgifter i samband med fallstudier samt varit behjälpliga vid tillhörande studiebesök.

För behjälplighet vid studiebesök samt inlämnande av anläggnings-specifika uppgifter i samband med övriga fallstudier riktas ett stort tack till: Søren Eriksen vid Ejby Mølle afloppsreningsverk i Odense, VandCenter Syd, Danmark; Debby Berends vid Royal HaskoningDHV, Nederländerna; Bernadet Otten samt Richard Haarhuis vid Olburgen afloppsreningsverk, Waterstromen BV, Nederländerna.

Innehåll

Förord	3
Sammanfattning	6
Summary	7
Ordlista	9
1 Allmänt om rejektivatten	12
2 Historik	14
2.1 Allmän historik samt biologiska behandlingsmetoder.....	14
2.2 Växtnäringsåterförande metoder	15
3 Kvävevägar och allmänt om biologisk kväverening	16
3.1 Generellt om kväverening	16
3.2 Nitrifikation	17
3.3 Denitrifikation.....	23
3.4 Anammox	27
4 Fördelar och nackdelar med separat rejektivattenbehandling	34
4.1 Generellt om olika för- och nackdelar	34
4.2 Hög kvävehalt	34
4.3 Låg halt organiskt material	35
4.4 Temperaturens påverkan.....	35
4.5 Påverkan i huvudströmmen	36
4.6 Bildning av lustgas	36
4.7 Växtnäringsåterförande metoder	38
5 Behandlingsmetoder för rejektivatten	39
5.1 Behandling i huvudströmmen	39
5.2 Nitrifikation-denitrifikation i SBR.....	39
5.3 Nitritation-denitritation i SBR	40
5.4 Bioaugmentation	41
5.5 SHARON	43
5.6 ANAMMOX®	45
5.7 ANITA™ Mox.....	46
5.8 DEMON®	48
5.9 Jämförelse mellan olika biologiska metoder.....	49
5.10 Ammoniakstripping.....	50
5.11 Struvitfällning	52

6	När är det lämpligt med separat rejektivattenbehandling?	55
7	Kriterier för att välja typ av rejektivattenbehandling	57
7.1	Driftkostnad	57
7.2	Investeringskostnad	58
7.3	Miljömässig hållbarhet.....	58
7.4	Volymkompakthet.....	58
7.5	Enkel drift.....	59
7.6	Behov att öka kapaciteten i huvudströmmen	59
8	Fallstudier	60
8.1	Generellt om fallstudier	60
8.2	Nitrifikation-denitrifikation i SBR, Norrköping.....	60
8.3	Nitritation med lutdosering i SBR, Malmö	63
8.4	Bioaugmentation, 's-Hertogenbosch (Holland)	66
8.5	SHARON, Linköping	69
8.6	ANAMMOX®, Olburgen (Holland)	73
8.7	ANITA™ Mox, Växjö.....	77
8.8	DEMON®, Odense (Danmark)	80
8.9	Ammoniakstripping, Oslo	84
8.10	Struvitfällning, Helsingborg (försök).....	87
8.11	Reflektioner från fallstudier	91
9	Referenser.....	94

Sammanfattning

Strängare reningskrav är att vänta för flera avloppsreningsverk i Sverige, bland annat när det gäller kväve. Dagens kväverening av avloppsvatten sker i huvudsak i reningsverkens huvudström. Den kan kompletteras med separat behandling av det kväverika rejektivatten som bildas vid avvattning av det rötade avloppsslammet. Historiskt sett har separat rejektivattenbehandling införts vid avloppsreningsverk när strängare reningskrav för kväve har införts, och då som ett alternativ till utbyggnad av kvävereningen i huvudströmmen.

Den första permanenta behandlingsanläggningen för rejektivatten installerades i Sverige för mer än 25 år sedan: en SBR-reaktor vid Nykvarns avloppsreningsverk i Linköping. Sedan dess har det i långsam men stadig takt uppförts fler anläggningar. I dag tillämpas separat rejektivattenbehandling vid drygt 15 kommunala avloppsreningsverk i Sverige, och fler är att vänta. En fördel med separat behandling av rejektivatten är att det behövs mindre bassängvolym eftersom reaktionshastigheten är högre i det varma och högkoncentrerade rejektivattnet. En annan fördel är att man undviker avstängning eller provisorisk drift av huvudströmmen under en ombyggnad.

De senaste åren har det utvecklats nya biologiska processer som gör att det i dag finns fler och tyngre argument för att införa separat rejektivattenbehandling. En process som kallas deammonifikation är mindre resursförbrukande och mer miljövänlig än konventionell behandling i en SBR-reaktor; dessutom kräver den mindre bassängvolym. Med en annan senare metod (bioaugmentation) uppnås både kvävereduktion i rejektivattnet och ökad kvävereduktion i huvudströmmen. Detta åstadkoms genom att huvudströmmen boostas med bakterier från rejektivattenbehandlingen; effekten blir därmed dubbel. Det finns också kemisk-fysikaliska metoder som omvandlar rejektivattnets näringsämnen till gödselprodukter.

På de avloppsreningsverk i Sverige som i nuläget har separat rejektivattenbehandling är konventionell behandling i SBR-reaktor den vanligaste metoden. Om det behövs ökad kväverening i dessa anläggningar kan det vara ett alternativ att konvertera till bioaugmentation i stället för att bygga ut reningen av huvudströmmen.

Rapporten gör en grundlig genomgång av både konventionella och nyare biologiska behandlingsmetoder för rejektivatten. Den innehåller också en genomgång av två växtnäringssåterförande metoder: ammoniakstripping och struvitfällning. Rapporten tar också upp frågorna när det är lämpligt att införa separat rejektivattenbehandling och vilka kriterier som är viktiga när man väljer typ av behandling. Avslutningsvis beskrivs nio fallstudier med olika rejektivattenbehandlingsmetoder från Sverige, Norge, Danmark och Nederländerna, med reflektioner kring bland annat driftkostnader.

Merparten av arbetet med rapporten har utförts av Fredrik Stenström med stöd av Jes la Cour Jansen, Lunds universitet.

Summary

More stringent effluent standards are to be expected for several wastewater treatment plants (WWTP) in Sweden according to the Baltic Sea Action Plan (BSAP) and the implementation of the Water Framework Directive (Directive 2000/60/EC of the European Parliament and of the Council of 23 October 2000 establishing a framework for Community action in the field of water policy). This will also include nitrogen in the wastewater effluent. Digester supernatant from dewatering of digested sludge contains high nitrogen concentrations. Separate treatment of the digester supernatant could therefore be an important complement to the reduction of nitrogen in the effluent from a WWTP.

More than 25 years have passed since the first separate treatment plant for digester supernatant in Sweden was installed; an SBR with nitrification-denitrification at Nykvarn WWTP in the city of Linköping (1991). Since then, there have been a slow but steady increase of more separate treatment plants. Today (2017), separate treatment of digester supernatant are applied at more than 15 municipal WWTPs in Sweden, and more are to be expected.

Historically, separate treatment of digester supernatant was established when more stringent effluent standards was introduced, as an alternative to reconstruction of the mainstream process at a WWTP. One of the advantages with separate treatment is that it requires a smaller reactor volume compared to the mainstream process due to the higher reaction rates in the warmer and more concentrated water. Another advantage is that a temporary shutdown or provisional operation of the mainstream process could be avoided.

The recent years' achievements of new processes mean that there today are more and better arguments to establish a separate treatment for digester supernatant. Treatment via deammonification¹ is less resource-consuming and more environmentally friendly than conventional nitrification-denitrification. Additionally, it requires a smaller reactor volume. When bioaugmentation² is used, not only is the nitrogen reduced in the digester supernatant, it also boosts the mainstream process with nitrifiers that will decrease the nitrogen concentration in the effluent from the whole plant. The benefits from bioaugmentation is thereby doubled. Nutrient recycling by chemical-physical methods are used to transform the nutrients in the digester supernatant to a fertilizer. Some of these processes will also mean a saving of non-renewable resources, e.g. through struvite precipitation.

Today, the most common way in Sweden for separate treatment of digester supernatant is by nitrification-denitrification in an SBR. If a more stringent effluent standard is introduced, these plants could quite easily be

¹ A biological two-step process of partial nitrification + anammox. Both steps are carried out by autotrophic bacteria.

² A method that both reduces nitrogen in the digester supernatant and increases the nitrification in the main stream process through a continuous inoculation of nitrifiers.

transformed to bioaugmentation processes as an option for a reconstruction of the mainstream process.

The present report includes a thorough review of both conventional and more recent biological processes for treatment of digester supernatant. It also contains a review of two nutrient recycling processes; ammonia stripping and struvite precipitation. Furthermore, the report addresses the issues when it is feasible to introduce a separate treatment of digester supernatant and which considerations that are important to take into account when choosing between different treatment methods. Lastly, nine case studies of different treatment technologies for digester supernatant are described. The case studies are from treatment plants located in Sweden, Norway, Denmark and the Netherlands. The main findings from the case studies are:

- The operation costs varied between 4–6 SEK/kg TN_{red} for the biological processes that include deammonification. For other biological processes the operation cost varied between 9–19 SEK/kg TN_{red} .
- The operation costs for ammonia stripping were 9 SEK/kg TN_{red} , this is lower than usually found in the literature.
- The operation costs for struvite precipitation (reduction of phosphorus) were 27 SEK/kg PO_4-P_{red} .
- A good functionality of online sensors is critical for a proper process. Malfunction of online sensors results in a poor process performance and/or an unnecessarily high energy consumption.
- The volumetric reduction rate of total nitrogen was 0.4–1.4 kg $TN_{red}/m^3,d$ at the present load for the biological processes that include deammonification. For the other biological processes the volumetric reduction rate of total nitrogen was 0.2–0.3 kg $TN_{red}/m^3,d$.

Ordlista

Ord	Förklaring
Aerob	Miljö där syre finns tillgängligt.
Affinitet	Olika ämnens benägenhet att reagera med varandra.
Anaerob	Syrefri miljö.
Anammox	ANAerobisk AMMoniumOXidation.
Anoxisk	Syrefri miljö men där nitrat eller nitrit förekommer.
ARV	Avloppsreningsverk.
Augmentera	Öka, förstärka.
A/B processen	Adsorptions-Belebungsverfahren (tyska). En biologisk två-stegsprocess som tillämpar olika slambelastningar; ett högbelastad A-steg för reduktion av organiskt material och ett lågbelastad B-steg. Respektive steg inkluderar bioreaktorer och sedimentering.
AOB	Ammonium Oxiderande Bakterier. Autotrof bakterie som oxiderar ammonium till nitrit.
ARV	Avloppsreningsverk.
Assimilation	En organisms upptag av näringsämnen för uppbyggnad av vävnader.
Autotrof	Se Kemolitoautotrof.
Bio-P	Biologisk fosforering.
Bioaugmentation	Ökning/förstärkning av biologisk aktivitet. I denna rapport åsyftas en metod som både reducerar kvävet i rejecktvattnet och ökar nitrifikationen i huvudströmmen genom en kontinuerlig ympning av nitrifierare.
BOD ₇	Biochemical Oxygen Demand (eng.). Biokemisk syreförbrukning (under 7 dygn).
C ₅ H ₇ O ₂ N	Förenklad kemisk beteckning för nybildad biomassa genom biologiska reningsprocesser.
C ₁₈ H ₁₉ O ₉ N	Förenklad kemisk beteckning för organiskt material i avloppsvatten.
CO ₂	Koldioxid.
COD	Chemical Oxygen Demand (eng.). Kemisk syreförbrukning.
Deammonifikation	En biologisk två-stegsprocess av partiell nitritation + anammox. Båda stegen utförs av autotrofa bakterier.
Denitrifierare	Bakterie som omvandlar nitrat till kvävgas via nitrit, kvävemoxid och lustgas.
DO	Dissolved Oxygen (eng.). Syrehalt.
Endogen respiration	Bakteriers konsumtion av egen cellvävnad vid brist på annat substrat.
Fri ammoniak	NH ₃ . Icke joniserad.
Fri salpetersyrighet	HNO ₂ . Icke joniserad.
Fakultativ	Avser bakterie som kan tillväxa under förhållanden då syre både finns tillgängligt och icke tillgängligt. Exempel: Denitrifierande bakterier.
HNO ₂	Fri salpetersyrighet (eng: FNA = Free Nitrous Acid).
Heterotrof	Avser bakterie som använder organiskt material både som kolkälla för celluppbyggnad och energikälla (elektronodonator). Under aeroba förhållanden använder heterotrofer syre som elektronacceptor. Fakultativa heterotrofer kan i stället för syre nyttja nitrat eller nitrit som elektronacceptor, detta sker vid denitrifikation.

Ord	Förklaring
HRT	Hydraulic Retention Time (eng.). Hydraulisk uppehållstid.
IFAS	Integrated Fixed Film Activated Sludge (eng.). Hybridprocess med både bärmaterial och aktivslam.
Inhibera	Hämma. Används vanligen i samband med hämmad funktion av bakteriell verksamhet.
Kemolitoautotrof	Avser bakterie som använder oorganiskt kol (CO_2) som kolkälla för celluppgbyggnad och oorganiska ämnen som energikälla. Exempelvis är nitrifierare kemolitoautotrofa bakterier som utviner energi genom att nyttja kväveämnen som elektrondonatorer och syre som elektronacceptor. I avloppssammanhang benämns de ofta kortfattat som autotrofer.
Kj-N	Kjeldahl-kväve. Till Kjeldahl-kväve räknas det kväve som är organiskt bundet samt ammoniumkväve. I praktiken innefattar det allt kväve utom nitrat- och nitritkväve.
Kritisk slamålder	Den minsta slamålder som erfordras för att erhålla nitrifikation. Med kritisk aerob slamålder avses den luftade andelen av kritiska slamåldern.
MAF	Se struvit.
MAP	Se struvit.
MBBR	Moving Bed Biofilm Reactor (eng.). Rörliga bärare som är nedsänkta i vattnet och används för biologisk rening.
Mesofil organism	Organism som har temperaturoptima vid 20–40 °C.
N	Kväve.
NH_3	Fri ammoniak. Ammonium.
Nitrifierare	De två bakteriegrupperna AOB och NOB som tillsammans omvandlar ammonium till nitrat via nitrit. Se även Kemolitoautotrof.
NOB	Nitrit Oxiderande Bakterier. Autotrof bakterie som oxiderar nitrit till nitrat. Nitrit. Nitrat.
ORP	Oxidation Reduction Potential (eng.). Redoxpotential.
P	Fosfor
Psykrofil organism	Organism som har temperaturoptima vid ca 12–18 °C.
Rejektvatten	I denna rapport avser termen rejektvatten det vatten som uppstår vid avvattning av rötat slam.
Slamytbelastning	Mängden slam som belastar en sedimenteringsbassäng, ($\text{kg SS/m}^2\text{,h}$).
SBR	Satsvis Biologisk Rening Sequencing Batch Reactor (eng.).
SRT	Sludge Retention Time (eng.). Slamålder.
SRT_{min}	Minsta slamålder för att erhålla nitrifikation.
Struvit	Mineralet magnesiumammoniumfosfat hexahydrat, kemiska beteckningen är $\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$. Det benämns även MAF eller MAP (eng.).
SVI	Slamvolymindex. Ett sätt att mäta sedimenteringsegenskaperna i aktiv slam.
TN	Total Nitrogen (eng.). Totalkväve.
TN_{red}	Reducerad mängd totalkväve.

Ord	Förklaring
TP	Total Phosphorus (eng.). Totalfosfor.
TSS	Total Suspended Solids (eng.). Total slamhalt (organisk + oorganisk fraktion).
VFA	Volatile Fatty Acids (eng.). Flyktiga fettsyror.
UASB	Upflow Anaerobic Sludge Blanket (eng.). En biogasreaktor med granuler som svävar i det uppåtriktade avloppsvattenflödet.

1 Allmänt om rejektivatten

Rejektivatten bildas vid avvattning av rötat slam. Kvävebelastningen till kommunala avloppsreningsverk motsvarar 12–14 g per person och dygn. 30–40 % av detta binds i suspenderat material i reningsprocessen och leds till slambehandlingen (Siegrist, 1996). Vid rötning av slammet sker en nedbrytning av organiskt material som leder till att vissa ämnen ökar i koncentration, däribland kväve. Cirka 50 % av kvävemängden som leds till rötning frigörs och återfinns i rejektivattnet. Kvävemängden i rejektivattnet utgör därmed 15–20 % av inkommande kvävemängd till avloppsreningsverk (Siegrist, 1996). Det högkoncentrerade rejektivattnet utgör dock ingen stor del av flödet, endast 0,5–1,5 % av inkommande flöde till ett avloppsreningsverk.

Några av de mest karakteristiska dragen för rejektivatten är att det innehåller hög halt kväve och har hög temperatur. Dessa egenskaper gör det särskilt lämpligt för separat behandling. Vidare har det även en förhållandevis låg halt av nedbrytbar COD vilket är en fördel vid vissa behandlingsmetoder. Molförhållandet mellan alkalinitet/ $\text{NH}_4\text{-N}$ är ofta 1,1 eller högre (Hellinga et al., 1998; Gut, 2006). I tabell 1-1 jämförs typiska värden för avloppsvatten och rejektivatten enligt litteraturen. I tabell 1-2 görs samma jämförelse med värden från fallstudier i denna rapport.

Tabell 1-1 Sammansättning av inkommande avloppsvatten samt rejektivatten från avvattning av rötat slam vid kommunala avloppsreningsverk. Värden enligt litteraturen.

		Avloppsvatten	Rejektivatten
BOD ₇	(mg/L)	125–400 ^{a, b}	300–4 000 ^d
COD	(mg/L)	250–800 ^a	700–9 000 ^d
TN	(mg/L)	20–70 ^a	120–800 ^d
NH ₄ -N	(mg/L)	12–45 ^a	100–500 ^d
TP	(mg/L)	4–12 ^a	15–300 ^{d, e}
TSS	(mg/L)	120–400 ^a	500–10 000 ^d
Alkalinitet	(mg HCO ₃ /L)	180–430 ^{c, d}	180–2 500 ^{d, f}
Temperatur	(°C)	8–20	25–35

^a Metcalf & Eddy, 2003.

^b Omräknat enligt $\text{BOD}_7 = \text{BOD}_5 \cdot 1,15$.

^c Omräknat från ekv/m³. Värden påverkas av alkaliniteten i dricksvattnet.

^d Henze et al., 2002.

^e De högre värdena erhålls vid ARV med biologisk fosforering.

^f Omräknat från ekv/m³.

För att utvinna så mycket energi som möjligt (i form av metangas) ur slam vid röttningsprocessen eftersträvas en hög utröttningsgrad. Olika tekniker för att öka utröttningsgraden utvecklas kontinuerligt. Vidare förväntas hygieniseringskraven skärpas för slam från reningsverk vilket även det i många fall kan leda till ökad utröttningsgrad. Vid en ökad nedbrytningsgrad av organiskt material ökar koncentrationen av nedbrytningsämnen i rejektivattnet, däribland kvävehalten (Carrère et al., 2010). Härutöver eftersträvas vid många anläggningar en ökad TSS-halt in till röt-kammaren för att minska

Tabell 1-2 Sammansättning av inkommande avloppsvatten samt rejektivatten från avvattning av rötat slam till de kommunala avloppsreningsverk som ingår som fallstudier i denna rapport.

		Avloppsvatten		Rejektivatten	
		Intervall	Medianvärde	Intervall	Medianvärde
BOD ₇ ^b	(mg/L)	150-340	230 (n=8) ^a	140-700	200 (n=4)
COD	(mg/L)	370-620	500 (n=7)	200-2 500	850 (n=4)
TN	(mg/L)	27-52	37 (n=8)	700-1 800	1 100 (n=6)
NH ₄ -N	(mg/L)			620-1 500	900 (n=9)
TP	(mg/L)	3,3-9,3	5,2 (n=8)	15-240	60 (n=6)
TSS	(mg/L)			200-1 700	470 (n=7)
Alkalinitet	(mg HCO ₃ /L)			4 000-5 300	4 900 (n=4)
Temperatur	(°C)			23-35	28 (n=9)

^a "n" anger antal värden som intervall och medianvärden baserats på.

^b Om BOD-halten har angivits i BOD₅ har den omräknats enligt $BOD_7 = BOD_5 \cdot 1,15$

energiförbrukningen vid uppvärmning av slammet. Dessa olika anledningar medför att det i framtiden kan förväntas ökade koncentrationer av bland annat kväve i rejektivattnet.

Separat behandling av rejektivatten kan utföras via biologiska metoder eller kemisk-fysikaliska metoder. Med biologisk metod avses behandling med hjälp av mikroorganismer (i huvudsak bakterier) för att sänka kvävehalten. Med kemisk-fysikalisk metod avses behandling med kemiska och/eller fysikaliska metoder för att reducera kväve- och/eller fosforhalten, vid dessa metoder erhålls vanligen en produkt som kan utnyttjas som växtnäring.

I samband med Baltic Sea Action Plan (BSAP) och implementeringen av ramdirektivet för vatten (Europaparlamentet och rådets direktiv 2000/60/EG) förväntas flera avloppsreningsverk i Sverige erhålla strängare reningskrav, bland annat gällande kväve. Med rejektivattens höga kvävekoncentration kan separat behandling av detta utgöra ett viktigt komplement för att reducera den totala utgående kvävehalten från avloppsreningsverken.

Med de speciella egenskaperna hos rejektivatten som nämnts ovan möjliggörs även behandling med nya och mer resurseffektiva biologiska metoder. På detta sätt har nya processer för rejektivatten visat vägen för nya behandlingsmetoder av vanligt avloppsvatten i huvudströmmen. Ett exempel på detta är deammonifikationsprocessen som först introducerades på rejektivatten, därefter görs stora ansträngningar för att få den att fungera i huvudströmmen.

På svenska är ordet rejektivatten en etablerad benämning som syftar på klarvattenfasen som uppstår vid avvattning av rötat slam. På engelska finns det en större ordrikedom. Ordet 'reject water' är en relativt vanlig benämning men det kan även syfta på den klarvattenfas som uppstår vid exempelvis slamförtjockning eller filtrering. Andra benämningar på engelska är exempelvis 'digester supernatant', 'sludge liquor', 'supernatant liquor', 'sludge water', eller 'side-stream water'.

2 Historik

2.1 *Allmän historik samt biologiska behandlingsmetoder*

Under 1910-talet beslutades i Tyskland att slam från reningsverk skulle återföras till lantbruket som gödningsmedel. För att möjliggöra detta behövde slammet avvattnas vilket utfördes i pressar och centrifuger. Tyskland tycks vara en av de första länderna som tillämpade slamavvattning (Hatton, 1921). I samband med detta uppkom även rejektivatten som sidoprodukt. Att avloppsvatten innehåller mycket kväve uppmärksammades av Fowler (1920) som föreslog att det därför borde återföras till jordbruket.

Internationellt har separat rejektivattenbehandling tillämpats sedan 1930-talet (Rudolfs & Gehm, 1939). I USA uppmärksammades rejektivatten som ett problem vid avloppsreningsverken under 1950-talet. Det konstaterades att när det återfördes till avloppsverkens inlopp så orsakade det bland annat: extra belastning på biologiska behandlingssteget; extra belastning på recipienten; luktproblem då lösta gaser släpptes från rejektivattnet vid luftning i luftningsbassänger eller över biobäddar, och; extra förbrukning av fällningskemikalier. Vidare rekommenderas det (redan då) att rejektivattenflödet skulle utjämnas innan det återfördes till huvudströmmen för att minimera toppbelastningar (Kappe, 1958). Fram till 1970-talet kunde i USA tillämpas rejektivattenmetoder som kemisk fällning, sedimentering, luftning (för reduktion av organiskt material), filtrering, stripping och flotation (Malina & DiFilippo, 1971); under 1970-talet började dock biologisk kvävereduktion av rejektivatten introduceras (Prakasam & Loehr, 1972).

Ett av de tidigare svenska spåren av biologisk rejektivattenbehandling är att det år 1982 utfördes laboratorieförsök på nitrifiering av rejektivatten (Mossakowska, 1994). Vidare utfördes under 1980-talet försök med biologisk behandling av rejektivatten med aktivslam process vid Bromma avloppsreningsverk. Försöken utfördes både i laboratorieskala och i fullskala, närmare 60 % ammoniumreduktion erhöles (Tendaj-Xavier, 1985). I Norge utfördes 1983–1985 försök med biologisk kvävereduktion av rejektivatten (från avvattning av icke rötat slam) i en SBR, totalkvävereduktion av ca 45 % erhöles vid en vattentemperatur av 12–13 °C. 1986 publicerade VAV (Svenska Vatten- och Avloppsverksföreningen, nuvarande Svenskt Vatten) rekommendationer för kemisk och biologisk behandling av rejektivatten via biobädd eller biorotor (VAV, 1986). Den första permanenta anläggningen i Sverige för separat rejektivattenbehandling i fullskala var en SBR för nitrifikation-denitrifikation som togs i drift 1991 vid Nykvarns avloppsreningsverk i Linköping.

År 2006 konstaterades att separat behandling av rejektivatten tillämpades i minst 16 kommuner i Sverige, den vanligaste metoden var nitrifikation-denitrifikation i en SBR (Nikolic & Sundin, 2006). Vid samma år konstateras även i Tyskland att SBR-konfigurationen är den vanligaste metoden för rejektivattenbehandling (Jardin et al., 2006). Internationellt indikerades fortfarande år 2015 att nitrifikation-denitrifikation i SBR var den vanligaste

rejektvattenbehandlingsmetoden (Bowden et al., 2015), detta trots att det under de senaste två decennierna framkommit mer resurs- och energiefektiva metoder.

2.2 Växtnäringsåterförande metoder

Återföring av växtnäring är en förutsättning för att odlade jordar inte ska bli utarmade, och är därmed en förutsättning för en bofast befolkning. Växtnäringsåterförande metoder har därför en lång historik. Redan vid slutet av bronsåldern, ca 800 f.Kr., började djurspillning återföras till åkrarna i Sverige och användas som gödsel vid åkerbruk (Granstedt, 2012). Vidare nämns det om gödsling i bibelns Lukasevangelium 13:8 som skrevs ca 80 e. Kr: *"Men trädgårdsmästaren svarade: Herre låt det stå kvar även i år, till jag har grävt runt det och gödlat"*. Under första hälften av 1800-talet började andra ämnen användas som gödning på åkrarna, exempelvis halvbränd torv och benmjöl (Juhlin-Dannfelt, 1925). Under andra hälften av 1800-talet började fosfor- och kvävebaserade konstgödseln göra sitt intåg i Sverige i form av bland annat superfosfat, thomasfosfat, kalkkväve och ammoniumsulfat (Juhlin-Dannfelt, 1925). I början av 1900-talet började kväve från luften utnyttjas för framställning av kvävebaserad konstgödsel genom Haber-Bosch processen.

Som kuriosa kan nämnas att en annan typ av återanvändning av kväve började anammas på 1300-talet i samband med kruttillverkning till eldvapen. Krut bestod till 75 % av salpeter (ett salt av nitrat). För att säkra tillgången av salpeter beslutade kung Gustav Vasa att det stampade jordgolvet i bondens fähus samt den av gödsel och urin indränkta jorden under gödselstaden var kronans egendom och inte bondens (Slycke, 1992). Särskilda salpetersjudare hade i yrke att ta tillvara på denna jord för att utvinna salpetern.

Återföring av växtnäring från rektvatten genom ammoniakstripping och struvitproduktion har en betydligt kortare historik. De första spåren från ammoniakstripping av avloppsvatten är från 1966 då detta provades vid Lake Tahoe avloppsreningsverk i Kalifornien (Metcalf & Eddy, 2003). I Sverige tillämpades ammoniakstripping av rektvatten vid Ellinge avloppsreningsverk i Eslöv mellan 1992-2006 (Arntzen, 2012). Dessförinnan hade även försök utförts med ammoniakstripping av rektvatten vid Ryaverket i Göteborg 1989 (Naturvårdsverket, 1990). Försök med utfällning av struvit från avloppsvatten, för användning som gödningsmedel, påbörjades i slutet av 1970-talet i Italien (Liberti et al., 1981). Före 1990-talet verkar dock inte struvitfällning på rektvatten fått så mycket uppmärksamhet (Möberg & Oellermann, 1992), därefter tycks detta dock tagit fart i samband med att biologisk fosforering började tillämpas. I Sverige utfördes ett av de första försöken med struvitfällning av rektvatten i Örebro år 1990 (Naturvårdsverket, 1990).

3 Kvävegärar och allmänt om biologisk kväverening

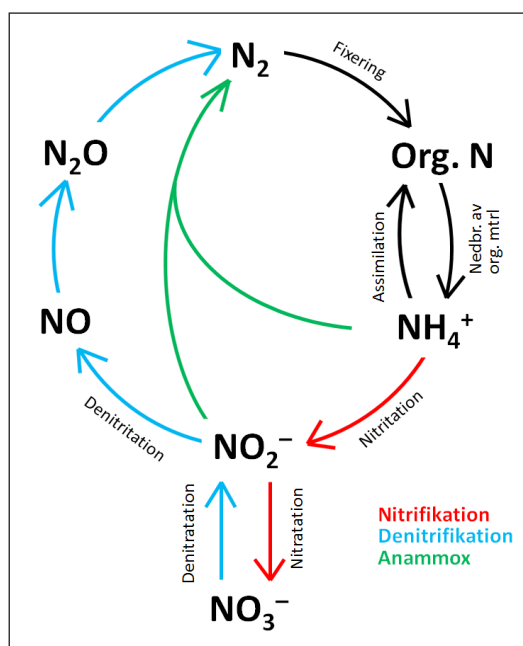
3.1 Generellt om kväverening

Kväve är en av förutsättningarna för alla levande organismer. Det ingår i bland annat nukleinsyror och aminosyror som utgör byggstenar för DNA/RNA respektive protein. Kväveinnehållet i avloppsvatten kan medföra övergödning av recipienter om det inte reduceras i avloppsreningsverken.

Föreliggande rapport innefattar såväl biologiska som kemisk-fysikaliska metoder för reduktion av näringsämnen i rejektvatten. De biologiska metoderna syftar till att reducera kväveinnehållet i rejektvattnet. De kemisk-fysikaliska metoderna syftar till att både reducera näringsämnen i rejektvattnet och återföra det som gödsel.

Vid biologisk rening av avloppsvatten sker ett upptag av kväveföreningar i biomassan som bildas (slammet), detta kallas assimilation. Bakterier assimilerar kväve i form av ammonium. Om inte ammonium finns tillgängligt kan många olika denitrifierande bakterier omvandla nitrat till ammonium för att sedan väva in det i biomassan (Halling-Sørensen & Jørgensen, 1993). Assimilationen av kväve i biomassan står för ca 20 % av kvävereduktionen av inkommande avloppsvatten till kommunala reningsverk (Ekama & Wentzel, 2008). Assimilationen varierar dock med slamåldern; ju kortare slamålder desto högre blir slamproduktionen och därmed även assimilationen av kväve i bioslammet. Eftersom nitrifierare står för endast en liten fraktion av biomassan; 2–4 % (Ekama & Wentzel, 2008), så utförs den absolut största kväveassimilation av heterotrofa bakterier. Vid rötningsprocessen frigörs ca 50 % av detta kväve (Siegrist, 1996) och återfinns i rejektvattnet.

I figur 3-1 visas kvävecykeln med de huvudsakliga formerna av kväve samt dess omvandlingsvägar.



Figur 3-1
Kvävecykeln med de olika formerna av kväveföreningar samt vägar för omvandling av kväve.

Reduktion av kväve via biologiska metoder är betydligt vanligare än via växtnäringsåterförande metoder, såväl i Sverige som internationellt. Några avgörande anledningar till detta är att tillsats av kemikalier för de biologiska metoderna är generellt lägre samt att de är väsentligt billigare än de växtnäringsåterförande metoderna (van Loosdrecht & Salem, 2006).

När biologisk kvävereducering introducerades tillämpades processer för fullständig nitrifikation-denitrifikation (Barnard, 2006). Under de senaste decennierna har det utvecklats ett flertal andra processer som syftar till att biologiskt reducera kväve på ett mer miljövänligt sätt med mindre energiförbrukning. Dessa processer innebär vissa genvägar i kvävecykeln jämfört med konventionell nitrifikation-denitrifikation.

3.2 Nitrifikation

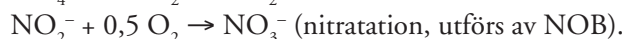
3.2.1 Allmänt om nitrifikation

Nitrifikation är den biokemiska oxideringen av ammonium (NH_4^+) via hydroxylamin (NH_2OH) och nitrit (NO_2^-) till nitrat (NO_3^-). Det mellanliggande ämnet hydroxylamin brukar inte redovisas i nitrifikationsreaktioner.

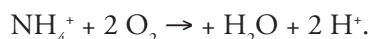
Nitrifikationen utförs bakteriellt genom två delsteg. I första steget oxideras ammonium till nitrit av ammoniumoxiderande bakterier (AOB). I det andra steget oxideras nitrit vidare till nitrat av nitritoxiderande bakterier (NOB). AOB och NOB lyder under samlingsnamnet nitrifierare och är kemolitoautotrofa bakterier, vanligen benämns de autotrofer.

Autotrofa bakterier utnyttjar oorganiskt kol som kolkälla och oorganiska ämnen som energikälla (elektrondonator). Nitrifierare tillväxer under aeroba förhållanden och nyttjar syre som elektronacceptor. De använder koldioxid (CO_2) som kolkälla och ammonium respektive nitrit som elektrondonator.

De förenklade delreaktionerna för nitrifikation är:

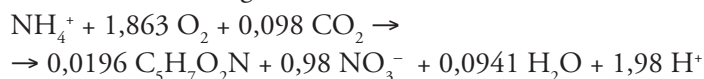


Den förenklade totalreaktionen är:



Den totala teoretiska syreförbrukningen för nitrifikation är 4,57 g O_2 /g N. Av ovan reaktioner framgår att 75 % av denna syreförbrukning åtgår i nitritationssteget, 3,43 g O_2 /g N. Övriga 1,14 g O_2 /g N åtgår i nitratationssteget. Vidare framgår att nitritationen även producerar vätejoner och är därmed en alkalinitetssänkande process. Alkalinitetsförbrukningen motsvarar 8,71 g HCO_3^- /g NH_4^+ -N. Elektrondonator för AOB är dock i själva verket inte ammonium, utan fri ammoniak (NH_3). På samma sätt är det inte nitrit som är elektrondonator för NOB, utan fri salpetersyrighet (HNO_2) (Anthonisen et al., 1976).

En mer komplett totalreaktion för nitrifikation där även celltillväxten ingår är (Crites & Tchobanoglous, 1998):



I ovan reaktion är den kemiska beteckningen $C_5H_7O_2N$ en förenklad form av nybildad biomassa. Av reaktionen framgår att syreförbrukningen och vätejonproduktionen blir något lägre då hänsyn tas till nybildad biomassa, detta eftersom en liten del av ammoniumkvävet vävs in i nybildade biomassan i stället för att biokemiskt oxideras.

Vid konventionell kväverening är nitrifikation en långsammare process än denitrifikation. Den påverkas dessutom mer påtagligt av låg temperatur än denitrifikation vilket medför att en större volym för nitrifikation erfordras vintertid. Nitrifikationen är således den process som till stora delar bestämmer volymen för bioreaktorerna.

Minsta gemensamma nämnare för de biologiska behandlingsmetoder som behandlas i denna rapport är nitritation av ammonium till nitrit, som utförs av ammoniumoxiderande bakterier. Efter nitritation utförts skiljer det sig mellan de olika metoderna vad som sker; fortsatt oxidering till nitrat (konventionell kväverening), denitrifikation till kvävgas, eller biokemisk reaktion med ammonium till kvävgas (anammox).

Eftersom nitrifikation, eller närmare bestämt nitritation, ingår i samtliga biologiska rejektivattenbehandlingsmetoder kommer det studeras lite närmare i detta kapitel. Nitrifikationen påverkas av många olika parametrar. Vad som anses vara viktiga parametrar för nitrifikationsprocessen är väl beskrivet i litteraturen (Parker & Wanner, 2007; Metcalf & Eddy, 2003; Henze et al., 2002), dessa är:

- Temperatur
- Syrehalt
- Substratkonzentration (halt ammoniumkväve)
- pH och alkalinitet
- Toxiska substanser

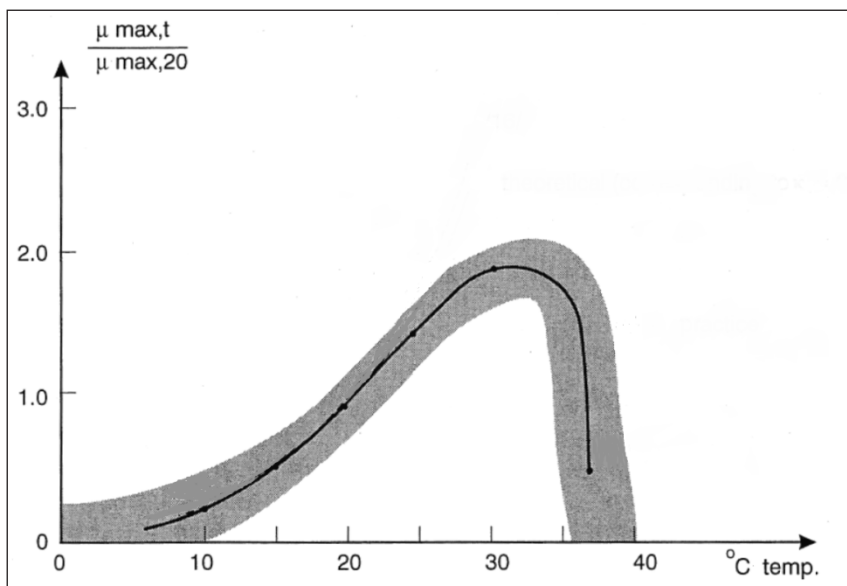
3.2.2 Temperatur

Nitrifierare är temperaturkänsliga bakterier, mer temperaturkänsliga än heterotrofer (Henze et al., 2002; Metcalf & Eddy, 2003). En anledning till detta är att olika arter av heterotrofer kan dominera bakteriesammansättningen vid olika vattentemperaturer; vid lägre temperaturer kan psykrofila heterotrofa arter dominera medan mesofila arter dominerar vid högre vattentemperaturer (Wijffels et al., 1995).

Nitrifierare har sitt temperaturoptima vid 30–35 °C. Vid högre temperatur än 35–40 °C sjunker deras aktivitet hastigt, se figur 3-2.

Temperaturkorrektionsfaktorn för specifika tillväxthastigheten av nitrifierare har utifrån olika studier visats variera mellan 1,072–1,127 (Head & Oleszkiewicz, 2004). Detta innebär att nitrifikationshastigheten ändras 7,2–12,7 % per °C. Vid en temperaturskillnad av 20 °C kommer således erforderlig volym för nitrifikation behöva vara 4–10 gånger större vid den kallare temperaturen än vid den varmare. Dessutom sjunker nitrifikationshastigheten kraftigare vid en hastig temperatursänkning (köldchock) än vid en långsam temperatursänkning (Hwang & Oleszkiewicz, 2007).

Den stora skillnaden i nitrifikationshastighet vid olika temperaturer, och därmed den stora skillnaden i erforderlig reaktorvolym, är ett av argumenten för att tillämpa separat rejektivattenbehandling.

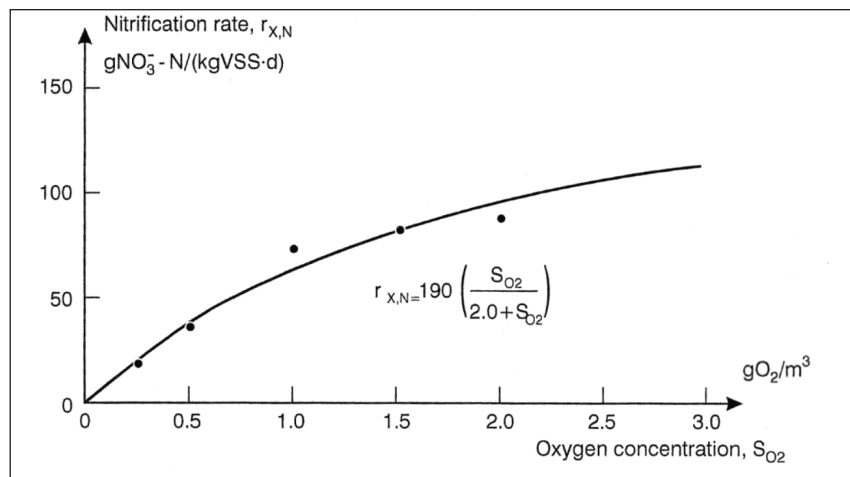


Figur 3-2 Maximala nitrifikationshastigheten som funktion av temperaturen, modifierad från Henze et al. (2002).

AOB och NOB har olika optimal tillväxthastighet vid olika temperaturer. Vid temperatur lägre än 20–25 °C tillväxer NOB snabbare än AOB, och vice versa vid högre temperatur. Detta utnyttjas vid SHARON-processen, se kapitel 5.5.

3.2.3 Syrehalt

Vid kväverening har syreöverföringen och vattnets syrehalt påverka på nitrifikationshastigheten. Syreöverföringen i vatten påverkas av diffusionen från vattenfasen till bakterierna. Hur stor diffusionen är påverkas i sin tur bland annat av storlek och densitet på bioflockar, eller en biofilms tjocklek. Nitrifierarnas affinitet för syre är lägre än heterotrofernas vilket innebär att den högsta tillväxthastigheten för nitrifierare nås vid högre syrehalt än den högsta tillväxthastigheten för heterotrofer. I system med aktiv slam anges vanligen att nitrifikationshastigheten ökar upp till en syrehalt av 3–4 mg O₂/L, vid högre syrehalt än så ökar den inte mer (Metcalf & Eddy, 2003). I figur 3-3 åskådliggörs nitrifikationshastighetens beroende av syrehalten upp till 3 mg O₂/L.



Figur 3-3

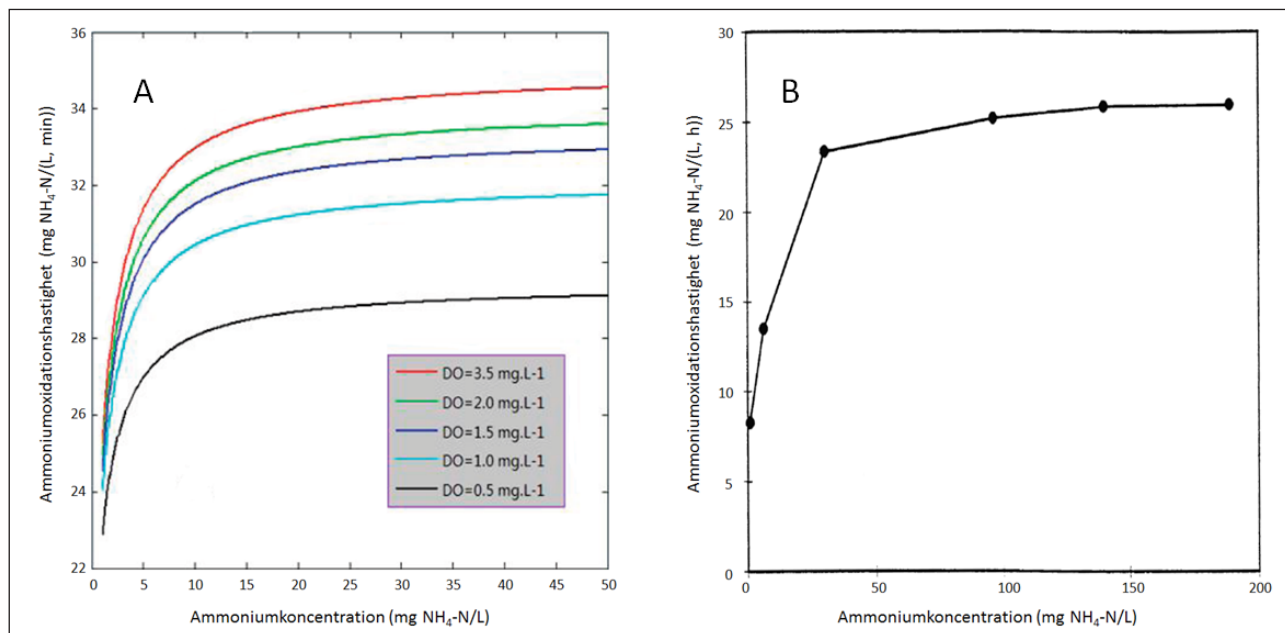
Nitrifikationshastigheten som funktion av syrehalten vid en halvmätnadskonstant för syre på 2,0 mg O₂/L (EPA, 1975; Henze et al., 2002).

3.2.4 Substratkonzentration

Substrat för nitrifierande bakterier är, som ovan beskrivet, fri ammoniak respektive fri salpetersyrighet. Fri ammoniak och fri salpetersyrighet står i jämvikt med ammonium respektive nitrit. Då nitrifikationshastighetens beroende av substratkonzentrationer beskrivs relateras ofta till de sistnämnda ämnena, vilket således inte är helt korrekt.

Gemensamt för många studier av ammoniumkoncentrationens betydelse för nitrifikationshastigheten är att vid låga ammoniumhalter är nitrifikationshastigheten beroende av ammoniumhalten. När ammoniumkoncentrationen överstiger en viss halt kommer nitrifikationshastigheten inte öka mer. Över denna halt liknar sambandet nollte ordningens reaktion, d.v.s. nitrifikationshastigheten är i stort sett oförändrad oavsett ammoniumhalt.

Olika studier uppvisar olika resultat för var gränsen går då ammoniumhalten inte längre har någon större inverkan på nitrifikationshastigheten. Rusten et al. (1995) visade i en studie för rörliga bärare att vid en ammoniumhalt överstigande 3–4 mg $\text{NH}_4^+\text{-N/L}$ är nitrifikationshastigheten oberoende av ammoniumkoncentrationen. I en simuleringsstudie av nitrifiering av ammonium till nitrit i en SBR, utförd av Gao et al. (2010), visades att nitrifikationshastigheten ökade upp till en ammoniumhalt av 5–15 mg $\text{NH}_4^+\text{-N/L}$, se figur 3-4A där även olika syrehalters inverkan på nitrifikationshastigheten framgår. Dinçer & Kargi (2000) utförde försök där det framkom att först vid en halt överstigande 30–50 mg $\text{NH}_4^+\text{-N/L}$ är nitrifikationshastigheten i stort sett oberoende av ammoniumkoncentrationen, se figur 3-4B. Noterbart från denna studie är att nitrifikationshastigheten fortsatte att öka något även vid högre ammoniumkoncentrationer, vilket således är fördel vid nitrifikation av rejektivatten.



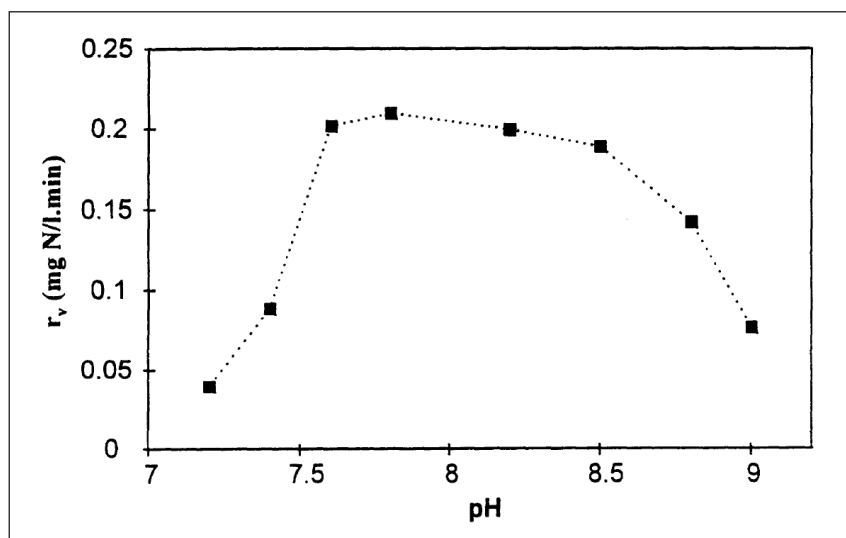
Figur 3-4 Nitrifikationshastigheten som funktion av ammoniumkoncentration. A: Simuleringsresultat vid olika syrehalter (Gao et al., 2010), observera att y-axeln inte börjar vid värdet 0. B: Resultat från labbskaleförsök av nitrifikation i aktiv slam (Dinçer & Kargi, 2000).

Substrat för nitrifierarnas biomassa är koldioxid (CO_2) som är en av komponenterna i karbonatsystemet. CO_2 står i jämvikt med HCO_3^- vid konstant pH-värde. Vid låg halt HCO_3^- (låg alkalinitet) saknas således kolsubstrat för nitrifierarna vilket gör att nitrifikationen hämmas. Se vidare i kapitel 3.2.5 och 3.2.6.

3.2.5 pH och alkalinitet

Precis som vid varierande temperatur så påverkas nitrifierare mer än heterotrofer av förändringar i pH. Sharma & Ahlert (1977) och Shammas (1986) har sammanställt från olika studier hur pH påverkar nitrifikationen. Sammanställningarna avser i huvudsak nitrifierare som grupp (AOB + NOB) och visar en stor spridning över optimala pH-intervallet för nitrifikation, det kan sammanfattas vara inom intervallet $8 \pm 0,5$. Det bör dock betonas att optimalt pH-intervall varierar för olika typer av nitrifierare och olika anläggningar. Park et al. (2007) gjorde försök med ett antal olika AOB och NOB och visade att optimalt pH för AOB var något högre än för NOB; $8,2 \pm 0,3$ respektive $7,9 \pm 0,4$. pH-intervallet inom vilket minst 50 % av nitrifikationshastigheten upprätthölls var bredare för AOB än för NOB; $3,1 \pm 0,4$ respektive $2,2 \pm 0,4$.

Såväl över som under det optimala pH-intervallet sjunker nitrifikationshastigheten fort. Detta blir särskilt påtagligt i rektvattenbehandlingar med varierande pH, exempelvis i batchbaserade processer som SBR. Ett exempel på det snäva intervallet för optimalt pH illustreras i figur 3-5 från försök av Massone et al. (1998). Optimala pH-intervallet fastställdes i försöket till 7,6–8,5. Redan vid pH 7,4 respektive 8,9 konstaterades att nitrifikationshastigheten var halverad.



Figur 3-5 Nitrifikationshastigheten som funktion av pH vid nitrifikation i aktiv slam (Massone et al., 1998).

Nitrifikation är en alkalinitetssänkande process. Teoretiskt förbrukas $8,71 \text{ g HCO}_3^-$ per 1 g oxiderad NH_4^+-N . Så länge alkaliniteten är hög blir pH-sänkningen vid nitrifikation marginell på grund av buffert-kapaciteten. Om alkalinitetshalten sjunker under $50 \text{ mg HCO}_3^-/\text{L}$ börjar dock pH bli

instabilt (van Loosdrecht, 2008) vilket leder till tydligare pH-sänkning vid ytterligare alkalinitetsförbrukning.

Vid $\text{pH} < 5,8$ avstannar nitrifikationen (Henze et al., 2002). Inverkan av pH och alkalinitet på nitrifikationen diskuteras även i kapitel 3.2.6.

3.2.6 Inhiberande förhållanden och substanser

Fri ammoniak (NH_3) och fri salpetersyrighet (HNO_2) har inhiberande inverkan på nitrifikare. Det lite motsägande med detta är att dessa ämnen som utgör substrat (elektronondonator) för AOB respektive NOB samtidigt är inhiberande för dem då koncentrationerna blir för höga. Koncentration av ammoniak och fri salpetersyrighet varierar med pH, temperatur samt halt ammonium respektive nitrat. Med utgångspunkt från Anthonisen et al. (1976) kan följande konstateras beträffande nitrifikare och fri ammoniak samt fri salpetersyrighet:

AOB inhiberas av:

- NH_3 vid halter $\geq 10\text{--}150$ mg/L,
- HNO_2 vid halter $\geq 0,2\text{--}2,8$ mg/L

NOB inhiberas av:

- NH_3 vid halter $\geq 0,1\text{--}1,0$ mg/L,
- HNO_2 vid halter $\geq 0,2\text{--}2,8$ mg/L (samma som för AOB)

Spannet för när inhibering sker, enligt ovan angivna intervall, kan bero av:

- Acklimatisering av bakterierna vid höga halter
- Temperatur
- Mängden nitrifikare

Koncentrationen av NH_3 beräknas enligt följande ekvation:

$$C_{\text{NH}_3} = \frac{17 \cdot (C_{\text{NH}_4\text{-N}}) \cdot 10^{\text{pH}}}{14 \cdot \frac{K_b}{K_w} + 10^{\text{pH}}} \quad (\text{mg NH}_3/\text{L}), \text{ där:}$$

$C_{\text{NH}_4\text{-N}}$ = Ammoniumkvävekoncentrationen (mg/L)

$$K_b/K_w = e^{(6344/(273+T))}$$

K_b = Joniseringskonstant för ammonium-ammoniakjämvikten

K_w = Joniseringskonstant för vatten

T = Temperatur i °C

Koncentrationen av HNO_2 beräknas enligt följande ekvation:

$$C_{\text{HNO}_2} = \frac{46 \cdot (C_{\text{NO}_2\text{-N}})}{14 \cdot K_a \cdot 10^{\text{pH}}} \quad (\text{mg HNO}_2/\text{L}), \text{ där:}$$

$C_{\text{NO}_2\text{-N}}$ = Nitritkvävekoncentrationen (mg/L)

$$K_a = e^{(-2300/(273+T))}$$

K_a = Joniseringskonstant för nitrit-salpetersyrighetjämvikten

T = Temperatur i °C

Av ovanstående kan noteras att NOB inhiberas lättare än AOB av fri ammoniak. Vidare kan konstateras utifrån Anthonisen et al. (1976) att vid halter av ammonium eller nitrit högre än ca 300–500 mg/L inhiberas NOB betydligt lättare än AOB, oavsett om det föreligger som ammonium eller nitrit.

Senare forskningsresultat föreslår att inhiberingseffekten av höga halter fri ammoniak och fri salpetersyrighet är något överdriven och menar att låg bikarbonathalt (låg alkalinitet) har större betydelse för inhibering av nitrifierare (Wett & Rauch, 2003). CO_2 utgör kolsubstrat för nitrifierare. Vidare står CO_2 i jämvikt med HCO_3^- . Vid låg halt HCO_3^- (låg alkalinitet) saknas därför kolsubstrat för nitrifierarna vilket gör att nitrifikationen hämmas. Eftersom alkaliniteten sjunker med sjunkande pH uppstår även substratbrist för nitrifierarna vid lågt pH.

Nitrifierare är mer känsliga än heterotrofa bakterier mot toxiska substanser (Blum & Speece, 1991, 1992; Ren, 2004; Principi et al., 2006). Generellt i anläggningar med biologisk kväverening är antal arter av nitrifierare väsentligt färre än antal arter av heterotrofer. Denna brist på mångfald av nitrifierare medför att de är känsligare än heterotrofer mot toxiska substanser. Nitrifierare inhiberas av en lång rad organiska och oorganiska toxiska ämnen, dessa är sammanställda i bland annat Henze et al. (2002).

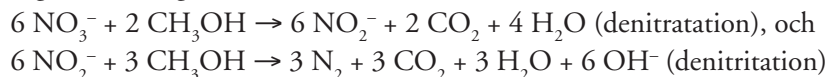
3.3 Denitrifikation

3.3.1 Allmänt om denitrifikation

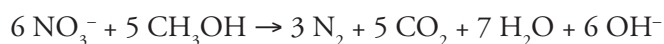
Denitrifikation är den biokemiska reduceringen av nitrat (NO_3^-) via nitrit (NO_2^-), kvävemoxid (NO) och lustgas (N_2O) till kvävgas (N_2). Denitrifikation utförs av heterotrofa bakterier. De utnyttjar organiska ämnen som både kolkälla och energikälla (elektrondonator). Vanligen benämns de denitrifierare.

Denitrifierare är fakultativa mikroorganismer vilket innebär att de kan utnyttja både syre och nitrat/nitrit som elektronacceptor. De utvinner mest energi då syre utnyttjas som elektronacceptor vilket gör att under aeroba förhållanden utförs ingen denitrifikation. Till skillnad från nitrifierare finns det väldigt många olika arter av denitrifierare. De är inte lika känsliga mot toxiska ämnen som nitrifierare (Metcalf & Eddy, 2003).

Den biokemiska reaktionen för denitrifikation kan anges på olika sätt, med olika typer av kolkällor och olika typer av kväveföreningar. Denitrifikationen kan på samma sätt som för nitrifikation anges i olika delsteg, men med skillnaden att samma bakteriegrupper kan utföra samtliga delsteg. Ett vanligt sätt att ange reaktionerna är med metanol som kolkälla:

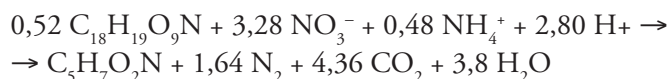


Totalreaktionen blir:



Av reaktionen framgår att för en mol nitrat (eller nitrit) bildas en mol hydroxidjoner. Detta motsvarar en alkalinitetshöjning av $4,35 \text{ g HCO}_3^- / \text{g NO}_3^- \text{-N}$ vilket innebär att hälften av alkaliniteten som förbrukas vid nitrifikationen återfås genom denitrifikationen. Den teoretiska COD-förbrukningen är $2,86 \text{ g COD/g NO}_3^- \text{-N}$ för totalreaktionen, då inte hänsyn tas till bildning av biomassa. Som framgår i ovan reaktioner kan 40 % av kolkällan sparas då denitrifikationen utgår från nitrit i stället för nitrat.

Ett annat sätt att ange denitrifikationsreaktionen är att organiskt material i avloppsvattnet används som kolkälla och att hänsyn tas till bildad biomassa, till vilken även ammoniumkväve assimileras (Henze et al., 2002):



I ovan reaktion betecknar $\text{C}_{18}\text{H}_{19}\text{O}_9\text{N}$ organiskt material i avloppsvatten och $\text{C}_5\text{H}_7\text{O}_2\text{N}$ betecknar nybildad biomassa. Då hänsyn tas till att nya celler bildas blir COD-förbrukning högre än den teoretiska. I Metcalf & Eddy (2003) anges följande samband för att beräkna COD-förbrukningen vid denitrifikation samt assimilering:

$$\text{COD}/\text{NO}_3^-\text{-N} = 2,86/(1 - 1,42 \cdot Y_H), \text{ där}$$

1,42 = förhållande mellan COD/VSS, och

Y_H = slamproduktion vid bildande av heterotrofer (g VSS/g COD_{nedbr.}).

I praktiken åtgår en COD-förbrukning av 4–15 g COD/g $\text{NO}_3^-\text{-N}$ (Kampas, 2007). En minsta förbrukning av 3,5–4 g COD/g $\text{NO}_3^-\text{-N}$ anges i bland annat Henze (1991) och Kujawa & Klapwijk (1999). Förutom förbrukning av COD för denitrifikation och assimilering åtgår COD för reducering av organiskt material då syre finns närvarande. Denna andel bör hållas så låg som möjligt, särskilt då extern kolkälla används.

Olika typer av kolkällor medför olika heterotrofa slamproduktioner och olika denitrifikationshastigheter. Obehandlat avloppsvatten ger en slamproduktion (Y_H) av 0,45 g VSS/g COD_{nedbr.} (Ekama & Wentzel, 2008). Externa kolkällor som metanol och etanol ger lägre slamproduktion än då det organiska materialet i avloppsvattnet utgör kolkälla för denitrifierarna. Det råder stor spridning från olika källor och olika studier. Vad gäller metanol anges slamproduktioner av exempelvis 0,12 g VSS/g COD_{red.}³ (Siegrist, 1996); 0,18 g VSS/g COD_{red.} (Metcalf & Eddy, 2003) och 0,32 g VSS/g COD_{red.}⁴ (Mokhayeri et al., 2009). Vad gäller etanol är slamproduktionen av samma storlek som för metanol eller upp till 10–15 % högre (Christensson et al., 1994; Nyberg et al., 1996). Mokhayeri et al. (2009) anger slamproduktionen för etanol till 0,37 g VSS/g COD_{red.}⁵.

En konsekvens av att slamproduktionen varierar för olika kolkällor är att olika kolkällor medför olika stora temperaturökning i vattnet på grund av den biologiska aktiviteten. Kolkällor som medför en låg slamproduktion innebär att temperaturökningen i vattnet blir större.

En viss mängd kväve assimileras till den nybildade heterotrofa cellmassan under denitrifikationen. Om inte ammonium finns tillgängligt för detta kan heterotrofer i stället omvandla nitrat till ammonium för att sedan assimilera det till cellmassan, slamproduktionen blir då något lägre (Henze et al., 2002).

Denitrifikationshastigheten är i stort sett oberoende av nitratkoncentrationen, reaktionen kan därmed ur praktisk synvinkel betraktas som en 0:e ordningens reaktion. Endast vid nitratkvävekoncentrationer

³ Omräknat från 0,17 g TSS/g COD_{red.}

⁴ Omräknat från 0,45 g COD (ny biomassa)/g COD_{red.}

⁵ Omräknat från 0,53 g COD (ny biomassa)/g COD_{red.}

under 2–3 mg NO₃⁻-N/L kan konstateras en minskning av denitrifikationshastigheten (Henze Christensen & Harremoës, 1977).

Faktorer som tydligt påverkar denitrifikationen och dess hastighet är bland annat:

- Temperatur
- Typ av kolkälla
- pH
- Syrehalt
- Toxiska substanser

3.3.2 Temperatur

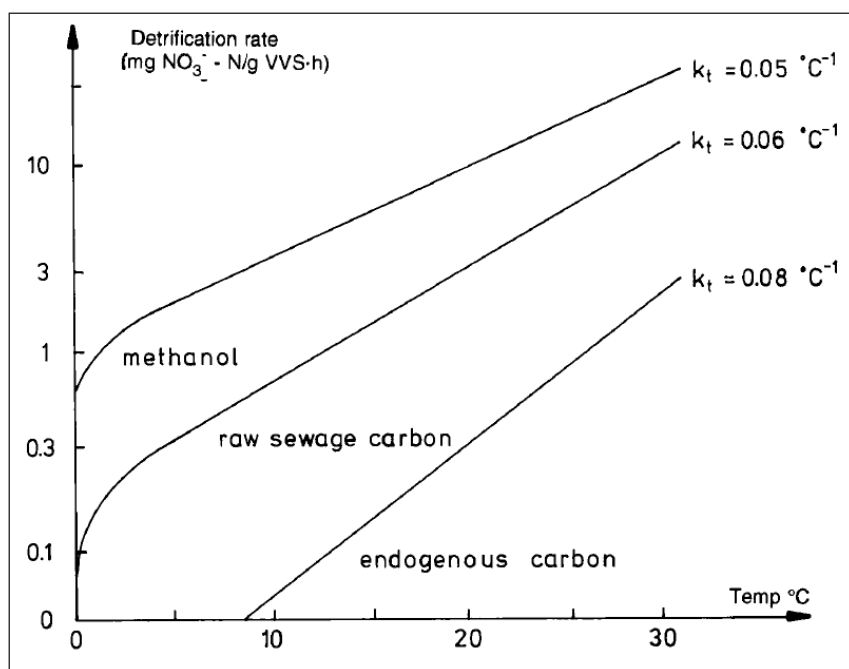
Temperatur har en direkt påverkan på denitrifikationshastigheten. Denitrifikationshastigheten ökar med ökande temperatur upp till cirka 32 °C, mellan 32–40 °C är denitrifikationshastigheten maximal och i det närmaste konstant, för att vid en temperatur över 45 °C hastigt sjunka (Henze et al., 2002). Denitrifikation kan även ske under termofila förhållanden men erfarenheter från detta är begränsade (Henze et al., 2002). Temperaturens påverkan på denitrifikationshastigheten skiljer något beroende av vilken kolkälla som nyttjas. Upp till cirka 32 °C ökar den med 5–8 % per °C beroende av typ av kolkälla som nyttjas, se kapitel 3.3.3.

3.3.3 Typ av kolkälla

Lättnedbrytbara kolkällor ger högre denitrifikationshastigheter än svårnedbrytbara. Externa kolkällor som metanol och etanol ger högre denitrifikationshastigheter än organiska materialet i obehandlat avloppsvatten. Lägst denitrifikationshastighet erhålls då kol från svårnedbrytbart organiskt material nyttjas, som vid endogen andning, se figur 3-6. Vid studie av Nyberg et al. (1996) konstaterades att denitrifikationshastighet för metanol var drygt dubbelt så hög som för obehandlat avloppsvatten, och att denitrifikationshastighet för etanol var tre gånger högre än för metanol.

Med metanol som kolkälla behöver denitrifierarna en betydligt längre tidsperiod för tillvänjning än för etanol, beroende på att metanol är bäst lämpade för speciella grupper av denitrifierare (Christensson et al., 1994; Nyberg et al., 1996). Då etanol används som kolkälla är effekten i stort sett omedelbar även om full effekt kan dröja upp till en slamålder att uppnå (Hallin et al., 1996; Nyberg et al., 1996).

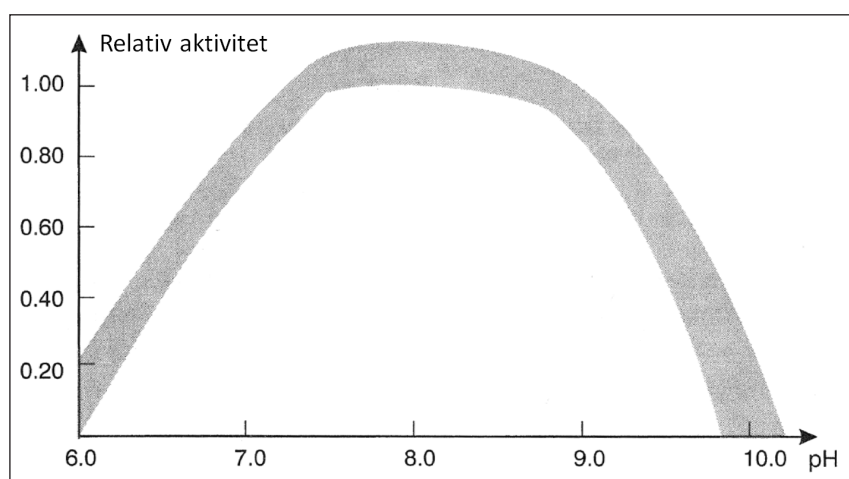
Under senare år har alternativa kolkällor introducerats, däribland Sekundol och Brenntagplus. Sekundol är en etanolbaserad återvunnen produkt, alternativt restprodukt från etanolframställning, som innehåller minst 80 % etanol. Vid en kostnadsjämförelse är etanol ca 40–50 % dyrare än Sekundol. Användningen av Sekundol i Sverige har ökat i rask takt; under de senaste 5 åren har den ökat från 5 till ca 25 kommunala avloppsreningsverk (Richard Lagerman, Kemetyl, personlig kommunikation). Brenntagplus skiljer sig från många andra kolkällor genom att inte vara brandfarlig, därmed erfordras inte heller någon EX-klassning. Den har introducerats successivt i Sverige; under de senaste 5 åren har den ökat från 2 till ca 10 kommunala avloppsreningsverk (Sven-Erik Adolfsson, Brenntag Nordic AB, personlig kommunikation).



Figur 3-6 Denitrifikationshastigheten som funktion av temperatur för olika kolkällor (Halling-Sørensen & Jørgensen, 1993 (baserad på Henze Christensen & Harremoës, 1977)).

3.3.4 pH

Denitrifierare inte är lika känsliga för pH som nitrifierare (Metcalf & Eddy, 2003). Dess intervall för optimalt pH är bredare än för nitrifierare och är mellan pH 7–9. Denitrifikationshastigheten sjunker dock fort vid pH utanför detta intervall, se figur 3-7. De flesta denitrifierare är mer känsliga för förändringar i temperatur än för pH (Lu et al., 2014). Vid lågt pH är det risk för att inhibering sker av det sista steget av denitrifikationskedjan, vilket leder till att denitrifikationen avstannar vid N_2O , med risk för emission av lustgas (Kampschreur et al., 2009a). Se även kapitel 4.6.



Figur 3-7 Denitrifikationsaktiviteten som funktion av pH, modifierad från Henze et al. (2002).

3.3.5 Syrehalt

Denitrifikationsprocessen inhiberas av syre. Det beror på att de heterotrofa denitrifierarna är fakultativa och föredrar syre före nitrit och nitrat som elektronmottagare. Redan vid en låg syrehalt av 0,1 mg/L inhiberas denitrifikationen (Oh & Silverstein, 1999). Då syre finns närvarande förbrukas organiskt material utan att denitrifikation sker. Vid tillsats av extern kolkälla för denitrifikation kommer denna förbrukas under aeroba förhållanden vilket leder till en onödig förbrukning och extrakostnad. Vidare leder det till att anoxiska volymer (eller anox tidfas) inte utnyttjas fullt ut vilket reducerar denitrifikationen och den totala kvävereduktionen.

Vid övergång från aeroba till anoxiska förhållanden är det viktigt att tänka på att så låg syrehalt som möjligt förs in i den anoxiska zonen (eller anoxiska tidfasen). På samma sätt är det viktigt att hålla så låg syrehalt som möjligt i returslamströmmar samt nitratrecirkulationer.

3.3.6 Vattendjup

Vid denitrifikation produceras CO_2 . Denna omvandlas i vattnet från vätskefas till gasfas för att lämna systemet och ger därmed en pH-ökning. Vid större vattendjup ökar partialtrycket för CO_2 vilket gör att omvandlingen till gasfas minskar med följd att pH-ökningen blir mindre. Detta medför lägre denitrifikationshastighet och kan ge ökad kostnad för extern kolkälla, eventuellt behöver även alkali tillsättas. Hellinga et al. (1998) konstaterade att denitrifikationen inte hämmas vid ett vattendjup mindre än 4–5 m.

3.3.7 Toxiska substanser

Denitrifikationen hämmas av många olika faktorer. Förutom det som nämnts ovan har även fri salpetersyrighet en inhiberande effekt på denitrifierare. Koncentrationen av fri salpetersyrighet är beroende av nitritkoncentrationen, pH och temperatur, beskrivet i kapitel 3.2.6. Redan vid så låg halt som 0,02 mg $\text{HNO}_2\text{-N/L}$ har konstaterats inhiberande effekt på denitrifikationen (Glass et al., 1997), för att inhiberas fullständigt vid en halt av 0,2 mg $\text{HNO}_2\text{-N/L}$ (Ma et al., 2010).

Denitrifierare inhiberas även bland annat av ämnen som innehåller sulfid samt av organiska ämnen som exempelvis acetylen, cyanid och olika pesticider (Knowles, 1982).

3.4 Anammox

3.4.1 Allmänt om anammox

ANAMMOX står för ANaerobisk AMMoniumOXidation. En genväg i kvävecirkeln utnyttjas jämfört med konventionell nitrifikation-denitrifikation vilket leder till lägre syrebehov och inget behov av COD, se figur 3-1. Kunskapen om anammoxbakterien är relativt färsk. Dock, 1932 publicerades en artikel om att kvävgas bildades genom en okänd mekanism under fermentering i sediment i Lake Mendota, Wisconsin, USA (Allgeier et al., 1932). 45 år senare beskrevs att det borde finnas en kemolitotrofisk bakterie

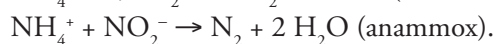
kapabel att oxidera ammonium till kvävgas med nitrat som elektronacceptor (Broda, 1977). Under senare delen av 1980-talet konstaterades tecken på aktivitet av anammox-bakterier då ammoniumhalten reducerades i en denitrifierande reaktor (van de Graaf, 1990; Mulder et al., 1995).

Att anammoxbakterien ursprungligen upptäcktes i ett reningsverk (Devol, 2003) är något ovanligt då VA-branschen i övrigt präglas av att tillämpa upptäckter som görs inom andra discipliner. Anammoxbakterien har även stor betydelse för kväveomvandlingen globalt, mellan 30–50 % av kvävgasproduktionen i världshaven bedöms utföras av anammoxbakterier (Devol, 2003).

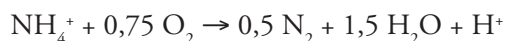
Den första fullskaleanläggningen med anammoxprocess togs i drift 2002 på Dokhaven reningsverk i Rotterdam (van der Star et al., 2007). Etableringen av nya anläggningar har gått fort, år 2014 fanns det mer än 100 fullskaleanläggningar i drift i världen (Lackner et al., 2014). Av dessa återfanns 29 anläggningar i Tyskland som är det land i världen som har flest antal anammoxanläggningar, följt av Nederländerna som hade 19 anläggningar (Ali & Okabe, 2015).

För att anammoxbakterierna ska kunna oxidera ammonium till kvävgas behövs nitrit. Processen kan därför delas upp i två delsteg: Ett första aerobt steg där ca hälften av ammoniuminnehållet omvandlas till nitrit av AOB, och ett andra anaerobt steg för anammoxreaktionen. De båda reaktionerna kallas gemensamt för deammonifikation. Processen kan drivas på olika sätt. En variant är att tillämpa två reaktorer med nitritation i den första och anammox i den efterföljande reaktorn. Det kan också drivas i en och samma reaktor då den drivs med omväxlande aeroba/anaeroba förhållanden för omväxlande nitritation/anammox, alternativt med simultan nitritation/anammox. Vid simultan process eftersträvas vanligen en lägre syrehalt för att erhålla en åtskillnad mellan aeroba och anaeroba mikromiljöer i exempelvis granuler eller biofilmer.

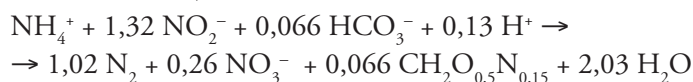
De förenklade biokemiska reaktionerna för de två stegen är:



Den förenklade totalreaktionen för deammonifikation är:



Då hänsyn tas till celltillväxten får anammoxreaktionen följande form (Strous et al., 1998):

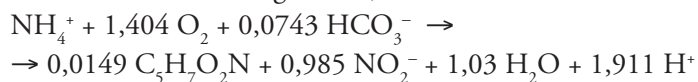


I ovan reaktion är den kemiska beteckningen $\text{CH}_2\text{O}_{0,5}\text{N}_{0,15}$ en förenklad form av nybildad autotrof biomassa för anammoxbakterier. Av reaktionsformeln framgår följande:

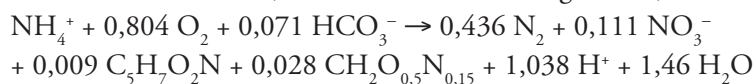
- Drygt hälften av ingående kväve till reaktionen (57 %) utgörs av nitritkväve.
- 0,26 mol NO_3^- -N bildas per 2,32 mol N. Det motsvarar 11 % av ingående totalkvävemängd och medför att maximalt 89 % av inkommande kvävemängd kan omvandlas till kvävgas i en nitritation-anammoxprocess (utan närvaro av denitrifare).

Nybildningen av biomassa är låg, endast 0,066 mol $\text{CH}_2\text{O}_{0,5}\text{N}_{0,15}$ per 2,32 mol N. Slamproduktionen för anammoxbakterier motsvarar 0,07 g VSS/g N_{red} . (van de Graaf et al., 1996).

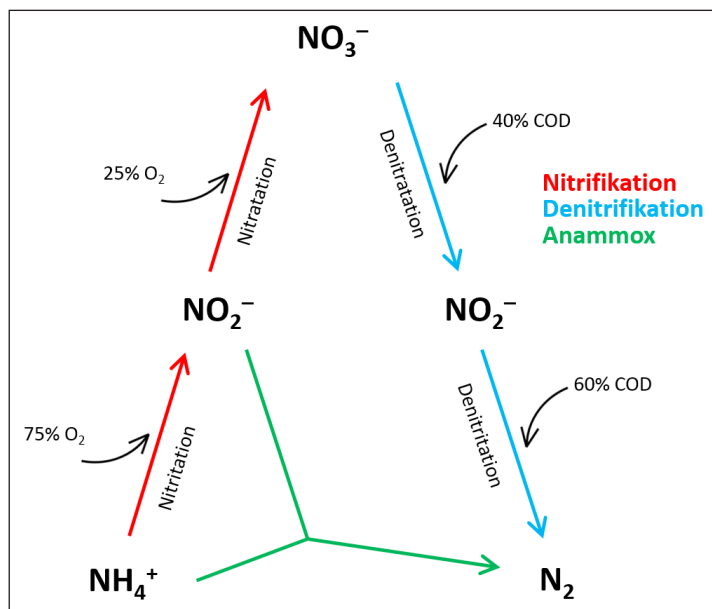
Då hänsyn tas till celltillväxt i nitritionsreaktionen kan denna skrivas (WERF Nutrient Challenge, 2014):



Summan av ovan nitritions- och anammoxreaktion, med celltillväxter inkluderade, kan noteras (WERF Nutrient Challenge, 2014):



Karakteristiskt för deammonifikation är att det präglas av en låg syreförbrukning, syrebehovet är 57 % lägre än vid konventionell nitrifikation-denitrifikation (ungefär samma oavsett om hänsyn tas till celltillväxt eller inte). Eftersom både den partiella nitrifikationen och anammoxreaktionen utförs av autotrofa bakterier föreligger inte heller något behov av COD, se figur 3-8.



Figur 3-8 Omvandlingsväg för anammoxreaktionen samt jämförelse av syre- och COD-förbrukning då kväveomvandlingsväg istället går via nitrit respektive nitrat.

Fux & Siegrist (2004) beräknade kostnader för kvävereduktion av rejektvatten i en deammonifikationsanläggning och en anläggning för konventionell nitrifikation-denitrifikation. I studien togs hänsyn till investeringskostnad, personalkostnad, energiförbrukning, analyser, reparation och underhåll, kemikalieförbrukning samt kvittblivning av slam. Om investeringskostnaden exkluderas i en jämförelse av de båda alternativen så framgår att totala driftkostnaden för deammonifikationsanläggningen var 1,2 €/kg TN och 2,75 €/kg TN för konventionell nitrifikation-denitrifikation, vid kostnadsläge för år 2004. En annan jämförelse mellan konventionell kvävereduktion med tillsats av extern kolkälla och en anläggning för

deammonifikation (nitritation i en SHARON med efterföljande anammox) åskådliggörs i tabell 3-1. De stora besparingar avseende energi, miljö och ekonomi som deammonifikationsprocessen innebär gör den till den för närvarande mest intressanta biologiska metoden för kvävereduktion.

Tabell 3-1 Generell jämförelse mellan konventionell kväverening (med tillsats av extern kolkälla) och deammonifikation, baserad på van Loosdrecht, 2008.

Parameter	Konventionell kväverening (med extern kolkälla)	Deammonifikation (SHARON+anammox)
Elenergi (kWh/kg TN)	2,8	1,0
Metanoltillsats (kg/kg TN)	3,0	0
Slamproduktion (kg VSS/kg TN)	0,5-1	0,1
CO ₂ emissioner (kg CO ₂ /kg TN)	> 4,7	0,7
Total kostnad* (kr/kg TN)	30-50	10-20

* Både drift- och kapitalkostnader är inkluderade.

Anammoxbakterierna växer betydligt långsammare än denitrifierare och nitrifierare. Deras fördubblingstid är ca 11 dygn vid en temperatur av 32–33 °C (Strous et al., 1998). Denna långsamma tillväxthastighet gör att det krävs en hög slamålder, de behöver hållas kvar i bioreaktorn åtminstone under så lång tid att de hinner föröka sig en generation.

Anammoxbakteriernas karakteristiskt röda färg orsakas av proteinet cytochrom c som spelar en viktig roll i deras metabolism (Jetten et al., 2009). Det återfinns på utsidan av mitokondriernas innermembran. Forskningen med att kartlägga anammoxbakterier går stadigt framåt. År 2015 hade det identifierats nitton olika arter från sex olika släkten av anammoxbakterier (Ali & Okabe, 2015).

Anammoxbakterier förekommer som fria celler, som flockar i aktiv slam, som granuler och som biofilm. Anammoxbakterier tenderar att klumpas ihop till aggregat vilket är fallet för granul- och biofilmsbaserade processer. Vid granulbaserade system bildas granuler spontant då lämpliga förutsättningar råder. Viktiga förutsättningar är bland annat att det råder turbulenta förhållanden så att skjuvning sker (Arrojo et al., 2006), att det råder regelbundet omväxlande förhållanden avseenden substratkoncentration (så kallad fest/fasta) (Liu & Tay, 2004) samt att selektering sker genom att tillämpa kort sedimenteringstid så att de lättsedimenterbara granulerna blir kvar i systemet medan andra bioflockar sköljs ut ur systemet (Morgenroth et al., 1997).

Av totala ingående kvävemängden till anammoxprocessen bildas 11 % nitrat. Detta tros bero på att energin (elektroner) som behövs för att reducera CO₂ för kolfixering av de autotrofa bakterierna hämtas via oxideringen av nitrit till nitrat (Strous et al., 1998).

I biofilmssystem och granulbaserade system i enstegs reaktor råder aeroba förhållanden i det yttre lagret, där sker den partiella ammoniumoxideringen. I det inre lagret råder syrefria förhållanden, där sker den anaeroba ammoniumoxideringen (anammox). Eftersom de två ingående substraten för anammoxbakterier är ammonium och nitrit, där den senare är elektronacceptor, är det mer korrekt att benämna processen *anoxisk* ammoniumoxidering (van Hulle et al., 2010).

3.4.2 Inhiberande förhållanden för anammox

Hur väl anammoxprocessen fungerar påverkas bland annat av rådande halter av syre, ammonium, nitrit och COD. Vidare påverkas det även av temperatur och pH.

Syre har direkt inhiberande inverkan på anammoxbakterier redan vid låga koncentrationer (Strous et al., 1999). Egli et al. (2001) konstaterade att inhiberingen är reversibel om syrehalten är låg men irreversibel om syrehalten är hög. Vid enstegsprocess med partiell nitrifikation simultant med anammox i system med biofilm eller granuler är anammoxbakterierna omslutna av AOB, dessa reducerar syrehalten vid den partiella nitrifikationen och skyddar på så sätt anammoxbakterierna från syre.

Ammonium tillsammans med nitrit utgör substrat för anammoxbakterier men höga halter ammonium kan också ha inhiberande effekt på anammoxbakterier. Olika halter har konstaterats för när ammonium har inhiberande inverkan och det har visats att anammoxbakterier kan klara höga halter av ammonium utan inhibering, över 1 000 mg $\text{NH}_4^+\text{-N/L}$ (Strous et al., 1999). Det har dock konstaterats att förhöjda halter av fri ammoniak, som står i jämviktsförhållande med ammonium (se kapitel 3.2.6), är inhiberande för anammoxbakterier (Jin et al., 2012). Höga halter fri ammoniak uppstår vid höga halter ammonium tillsammans med högt pH (Anthonisen et al., 1976). Fernández et al. (2012) rapporterade att vid högre halt fritt ammoniak-kväve än 20–25 mg/L kan inhibering påvisas av anammoxbakterier. I Jin et al. (2012) spekulerades i att anammoxbakterier kan vänja sig vid högre halter av fri ammoniak.

Anammoxbakterier inhiberas lättare av förhöjda halter *nitrit* än förhöjda halter ammonium (Dapena-Mora et al., 2007). Olika studier uppvisar en stor variation för vid vilken halt nitrit har inhiberande inverkan på anammoxbakterier. Exempelvis visade Strous et al. (1999) att anammoxaktiviteten förlogrades fullständigt då nitritkoncentrationen uppgick till 100 mg $\text{NO}_2^-\text{-N/L}$, medan Isaka et al. (2007) visade att upp till 280 mg $\text{NO}_2^-\text{-N/L}$ fungerade bra för anammoxprocessen. Detta kan jämföras med Wett et al. (2007) som påvisade att anammoxaktiviteten i ett flockbaserat system minskade redan vid en nitrithalt av 4,8 mg/L. Jaroszynski et al. (2011) visade att halten fri salpetersyrighet har större betydelse för inhibering av anammox än nitrithalten. Fernandes et al. (2012) visade att halten fri salpetersyrighet bör vara < 0,5 mg/L för att inte ha inhiberande effekt. Dock, vid pH > 7,1 är det nitrit och inte fri salpetersyrighet som inhiberar anammoxbakterier (Puyol et al., 2014).

COD har inhiberande effekt på anammoxbakterier. Det kan ha en indirekt inhiberande effekt genom att denitrifierare har snabbare tillväxthastighet än anammoxbakterier. Vid närvaro av nedbrytbar COD kan denitrifierare förbruka tillgänglig nitrit och på så sätt utkonkurrera anammoxbakterierna. Olika organiska ämnen kan dock ha olika effekt på anammoxbakterier. Güven et al. (2005) visade att anammoxbakterier inhiberades irreversibelt av alkoholer (metanol och etanol) medan organiska syror (acetat och propionat) kan konsumeras av dem. Propionat oxideras med nitrit eller nitrat som elektronacceptor simultant som omvandling av ammonium skedde. För att skydda anammoxbakterierna mot höga COD-halter kan anammox-

reaktorn föregås av ett steg för COD-reducering, alternativt kan det väljas en anammoxkonfiguration som bättre står emot kontinuerliga eller tillfälligt förhöjda COD-halter i rejektvattnet.

Anammoxreaktionen utförs vid *temperatur* mellan 6–43 °C men reaktionshastigheten reduceras kraftigt under 15 °C och över 40 °C (Zhu et al., 2008). Optimal temperatur för anammoxbakterier är 30–40 °C (Strous et al., 1999; Egli et al., 2001). För anammoxbakterier i havssediment har det dock visats att optimal temperatur är 12 °C (Rysgaard et al., 2004). Studier av Dosta et al. (2008) visade att vid en temperatur av 45 °C inträffade en irreversibel inaktivering av anammoxbakterier.

Optimalt *pH intervall* för anammoxbakterier är 6,7–8,3, med optima vid pH 8 (van Hulle et al., 2010). Anammoxreaktionen ökar pH något vilket framgår i ovan anammoxreaktion där celltillväxten är inkluderad. pH-värdet påverkar såväl halten fri salpetersyrighet som fri ammoniak, båda dessa kan ha inhiberande påverkan på anammoxbakterien (se ovan) vilket medför att pH-värdet har en indirekt påverkan på anammoxreaktionen. På samma sätt påverkar pH-värdet halten kolsyra i vattnet, vilket utgör kolsubstrat för anammoxbakterien, och därmed också har en indirekt påverkan på anammoxreaktionen.

3.4.3 Olika konfigurationer av anammoxanläggningar

Under de första åren då deammonifikationsanläggningar introducerades så etablerades mestadels 2-steps processer med den partiella nitritationen och anammoxreaktionen i två separata reaktorer. En av anledningarna härtill var att befintliga nitritationsreaktorer, exempelvis SHARON, skulle utnyttjas i processen (Lackner et al., 2014). Under senare år har dock en tydlig svängning skett till en-steps reaktorer med partiell nitritation och anammox i samma reaktor. Företaget Paques (Nederländerna) började installera 2-steps ANAMMOX® men gick 2006 över till en-steps konfiguration på grund av en lägre investeringskostnad (Lackner et al., 2014).

Som ovan påpekats växer anammoxbakterierna väldigt långsamt och behöver därför hållas kvar i systemet under lång tid. Olika konfigurationer har olika tekniker för att hålla kvar anammoxbakterierna. Vid lösningar med biofilm på bärare hålls anammoxbakterierna kvar i systemet fästa innerst mot bärarytan. Vid granulsystem utnyttjas granulernas snabba sedimenteringshastighet vilket gör att övriga bioflockar och frisisimmande bakterier sköljs ut ur systemet. Vid system med en mix av aktiv slam och granuler, som vid DEMON®, utnyttjas en hydrocyklon för att separera de lätta bioflockarna från de tyngre granulerna som därmed hålls kvar i systemet.

Olika varianter av anammoxprocessen har blivit marknadsförda med olika produktnamn varav flera är patenterade eller varumärkesskyddade, se tabell 3-2.

I föreliggande rapport kommer fokus hållas på de tre konfigurationerna ANAMMOX®, ANITA™ Mox samt DEMON®. ANAMMOX® är med på grund av att de största anammoxanläggningarna i världen utgörs av denna typ. ANITA™ Mox är med då den dels är utvecklad av Sverigebaserade AnoxKaldnes, dels är den en av de mer använda varianterna. DEMON® är med eftersom de flesta anammoxanläggningarna i världen består av denna konfiguration.

Tabell 3-2 Några olika varianter av marknadsförda anammoxprocesser
(i bokstavsordning).

Benämning av process	Marknadsförs av
ANAMMOX®	Paques, Nederländerna
ANITA™ Mox	AnoxKaldnes, Sverige
ClearGreen™	Degremont, Frankrike
DeAmmon™	PURAC, Sverige
DEMON®	DEMON GmbH, Österrike
NAS®	Colsen, Nederländerna
Terra-N®	Süd Chemie AG, Tyskland

4 Fördelar och nackdelar med separat rejektivattenbehandling

4.1 *Generellt om olika för- och nackdelar*

Det som ofta anses vara den tydligaste fördelen med införandet av separat rejektivattenbehandling är att erhålla lägre utgående halter av ammonium- och/eller totalkväve från ett avloppsreningsverk. Detta resonemang baseras på att rejektivattenanläggningen avlastar eller kompletterar processen som sker i huvudströmmen. En annan faktor som ofta betraktas som en fördel är att mängden kväve som finns i rejektivattnet kan reduceras i en kompaktare och/eller mindre energikrävande process än vad som är möjligt i huvudströmmen. Detta har accentuerats under senare år då mindre energikrävande processer finns att tillgå för separat rejektivattenbehandling jämfört med processer i huvudströmmen.

En generell nackdel som ibland åberopas vid separat rejektivattenbehandling är att det blir ytterligare ett processteg att vara insatt i och sköta om.

Vid vissa avloppsreningsverk utan separat rejektivattenrening innebär det problem med den störvisa belastningen av höga kvävehalter då rejektivattnet leds direkt från avvattningen till huvudströmmen. Ett sätt att åtgärda detta, utan att bygga en rejektivattenanläggning, är att anlägga en utjämningsbassäng. Rejektivattnet pumpas därifrån till huvudströmmen jämnt fördelat under dygnet, alternativt under nattetid då verket är lågt belastat.

Förutom ovanstående finns det ett antal andra för- och nackdelar för separat rejektivattenbehandling, dessa belyses nedan. Den sista underrubriken berör växtnäringåterförande metoder, övriga underrubriker berör biologiska behandlingsmetoder.

4.2 *Hög kvävehalt*

Kvävehalten i rejektivatten är ca 700–1 800 mg N/L, vilket är omkring 15–50 gånger högre än i kommunalt avloppsvatten. Som belystes i kapitel 3.2.4 erhålls en tydlig ökning av nitrifikationshastigheten vid ammoniumhalter upp till ca 3–15 mg/L, vid högre halter än så blir nitrifikationshastigheten i det närmaste konstant, dock inte helt konstant. Det finns studier som visar att nitrifikationshastigheten fortsätter att öka vid ökande ammoniumhalt även om ökningen är liten, se kapitel 3.2.4. Det kan hur som helst konstateras att en hög halt ammoniumkväve inte har någon negativ inverkan på nitrifikationshastigheten förutsatt att det inte uppstår inhiberande halter av fri ammoniak eller fri salpetersyrighet, snarare har det en gynnande effekt på nitrifikationshastigheten.

4.3 Låg halt organiskt material

En låg halt organiskt material i rektvattnet medför en låg COD/N-kvot. Detta är gynnsamt för många rektvattenbehandlingsmetoder. Inte minst för metoder med deammonifikation eftersom en för hög COD-halt ger oönskad tillväxt av heterotrofer.

Generellt gäller att ju större andel av biomassan som utgörs av nitrifierare, desto högre nitrifikationshastighet. En låg COD/N-kvot gynnar autotrofer (nitrifierare och anammoxbakterier) framför heterotrofa bakterier eftersom autotrofer använder oorganiskt kol i vattnet som kolkälla; CO_2 . Vid högre halter nedbrytbar COD sker en ökad tillväxt av heterotrofer vilket leder till lägre andel nitrifierare i biomassan, lägre nitrifikationshastighet per kg biomassa, högre luftförbrukning på grund av nedbrytning av COD vid luftning samt endogen andning av heterotrofer.

I de behandlingsmetoder som inkluderar denitrifikation erfordras COD som kolkälla samt som elektrondonator för heterotrofer. Eftersom den mindre mängd COD som finns naturligt i rektvatten inte räcker för denitrifikation tillsätts oftast extern kolkälla. Flera externa kolkällor som används är mer lättnedbrytbara än organiskt material som finns i avloppsvatten, exempelvis metanol och etanol, och ger en mindre slamproduktion. Temperaturökningen som orsakas av denitrifikationen blir då i stället desto större då lättnedbrytbar extern kolkälla tillsätts. Eftersom mängden heterotrofer blir mindre då extern kolkälla tillsätts innebär det också att andelen nitrifierare blir högre i biomassan, vilket ger högre nitrifikationshastighet per kg VSS.

Vid rektvattenbehandlingsmetoder som inkluderar denitrifikation och erfordrar dosering av extern kolkälla, och där COD-mängden i inkommande avloppsvatten annars hade räckt till för denitrifikation av även kvävemängden som denitrifieras i rektvattenbehandlingen, kan konstateras att kostnaden för den externa kolkällan är en direkt merkostnad. Dessutom genererar den tillsatta kolkällan extra slam.

Det ligger nära till hands att tro att i system där endast nitrifikation sker borde andelen nitrifierare i biomassan vara hög och generera höga nitrifikationshastigheter. Dytczak et al. (2008) visade dock på motsatsen då de utförde en studie där två olika system jämfördes; det ena med kontinuerlig nitrifikation (med alkalidosering för att undvika pH-sänkning), det andra med växlande nitrifikation-denitrifikation. Det visades sig vara högsta nitrifikationshastigheter i systemet med växlande nitrifikation-denitrifikation. Detta berodde på att i det systemet selekterades snabbväxande nitrifierare som nitrosomonas och nitrobacter, medan långsamväxande nitrifierare som nitrospira och nitrospira dominerade i systemet med kontinuerlig luftning.

4.4 Temperaturens påverkan

Att nitrifikations- och denitrifikationshastigheten ökar med ökande temperatur redogjordes för i kapitel 3.2.2 respektive 3.3.2. Den ökade hastigheten för biokemiska reaktioner medför också att det inte behövs så hög slamålder i systemet. En minskad slamålder medför minskad slamhalt, vilket i sin tur

medför minskad endogen andning. Totalt sett innebär därmed de ökade reaktionshastigheterna ytterligare en fördel; en minskad luftförbrukning.

Syremättningen i vatten minskar med ökande temperatur. Exempelvis är maximal syremättning i vatten med en temperatur av 10 °C (rent vatten, och vid ett atmosfärtryck av 760 mm Hg) 11,02 mg O₂/L, motsvarande syremättning vid en vattentemperatur av 30 °C är 7,54 mg O₂/L. Detta medför att det blir trögare att driva in syre i vatten vid ökad temperatur vilket i sin tur ger en större luftförbrukning vid högre temperatur.

En annan effekt av förhöjd vattentemperatur är att gummi åldras fortare. Vid SBR:en för rektvattenbehandling på Slottshagens avloppsreningsverk i Norrköping (se kapitel 8.2) har det konstaterats att syreöverföringen via de finblåsiga gummimembranen är kraftigt reducerad efter bara några fåtal års drift på grund av åldrade gummimembran. Detta är betydligt kortare tid än vad som förväntas vid normal temperatur för avloppsvatten.

4.5 Påverkan i huvudströmmen

Att införa en separat behandling för rektvattnet kan ses som en avlastning för huvudströmmen. Det kan dock ha en negativ inverkan på huvudströmmen. Nitrifierare behöver ammonium (som elektrondonator) för att tillväxa. Vid införande av separat rektvattenbehandling minskar mängden ammonium till huvudströmmen. Vid minskad mängd ammonium minskar även mängden nitrifierare vilket leder till lägre nitrifikationshastighet i huvudströmmen. Det leder även till att en högre slamkoncentration erfordras, och därmed en högre slamålder, vilket innebär högre endogen andning och syreförbrukning i huvudströmmen. Hur stor betydelse detta har för huvudströmmen beror på en rad faktorer och behöver övervägas i varje enskilt fall.

Behandlat vattnet och överskottsslam från en rektvattenanläggningen leds som regel till huvudströmmens biosteg, därmed sker även en överföring av bakterier till huvudströmmen. Beroende på om det finns några likheter mellan processerna för rektvattenbehandlingen och huvudströmmen så kan denna överföring av bakterier innebära en ympning till huvudströmmen som där ökar de biokemiska reaktionshastigheterna. Exempel på detta är om traditionell nitrifikation-denitrifikation med aktiv slam tillämpas i både rektvattenbehandling och huvudströmmen. Nitrifierare från rektvattenbehandlingen kan då fortsätta nitrifiera när de överförs till huvudströmmen. Det finns även tekniker som medvetet bygger på ympning till huvudströmmen, exempelvis BABE®-processen (Salem et al., 2004) och EssDe®-processen (Wett et al., 2012).

4.6 Bildning av lustgas

En önskad sidoeffekt från biologisk rektvattenbehandling är emissioner av lustgas (N₂O). Lustgasbildning från biologisk behandling av rektvatten är generellt sett högre än från behandling av avloppsvatten i huvudströmmen vid ett avloppsreningsverk. Detta beror på att rektvatten har högre

kvävekoncentrationer och är varmare vilket även ger högre reaktionshastigheter. Lustgas kan bildas både under såväl aeroba som anoxiska förhållanden.

Under *aeroba* förhållanden kan lustgas bildas av både AOB samt heterotrofer som har förmåga att nitrifiera. Lustgasbildning av AOB kan uppstå genom två olika mekanismer: (1) som en biprodukt vid nitrifikation då hydroxylamin oxideras till nitrit (Hooper & Terry, 1979), eller (2) vid aerob denitrifikation av nitrit vilket utförs av denitrifierande nitrifierare. Den senare mekanismen kan vara av stor betydelse vid lustgasbildning under aeroba förhållanden (Kim et al, 2010; Wunderlin et al., 2012). Vid denitrifikation reduceras nitrit stegvis via kvävemoxid och lustgas till kvävgas. Vissa av de denitrifierande nitrifierarna saknar enzymet för det sista omvandlingssteget, från lustgas till kvävgas, varpå slutprodukten blir lustgas. Vidare har vissa heterotrofer förmåga att nitrifiera under aeroba förhållanden, vid försök med renkulturer har det visats att dessa nitrifierande heterotrofer kan orsaka större lustgasproduktion än nitrifierande autotrofer (Anderson et al., 1993). Bildandet av lustgas under aeroba förhållanden stimuleras av låg syrehalt och hög nitrithalt (Kampschreur et al., 2009a). Vid fullskaleförsök på en SBR för rejektivattenrening med nitrifikation-denitrifikation påvisades en ökad nitrithalt och bildning av lustgas vid en syrehalt < 1,0–1,5 mg/L (Stenström et al., 2014). Yu et al. (2010) konstaterade att lustgas bildades av AOB under återhämtningen till aeroba förhållanden efter en syrefri period.

Under *anoxiska* förhållanden kan lustgas bildas av AOB (Remde & Conrad, 1990; Ritchie & Nicholas, 1972) och heterotrofa denitrifierare. Då lustgas bildas under anoxiska förhållanden av AOB utförs det av denitrifierande nitrifierare; samma bildningssätt som under aeroba förhållanden, se ovan. Vid denitrifikation från nitrat till kvävgas katalyseras de olika delstegen av olika enzym. Om det sista steget i denitrifikationskedjan inhiberas blir slutprodukten lustgas vilket kan orsaka ackumulering av lustgas i vattnet och emissioner till luften. Bildande av lustgas under anoxiska förhållanden kan orsakas av låg C/N-kvot (Itokawa et al., 2001), hög nitrithalt (Schulthess et al., 1995), och vid närvaro av syre (Otte et al., 1996).

Det har även konstaterats att lustgas kan bildas vid snabbt växlande förhållanden som exempelvis hög-låg koncentration av syre, nitrit eller ammonium (Kampschreur et al., 2008a). Mikroorganismer som utsätts för konstant växlande förhållanden har dock visat en förmåga att vänja sig vilket efter en tid har lett till lägre lustgasemissioner än de initiala (Kampschreur et al., 2009a).

Rejektivattenrening med deammonifikationsprocess har generellt visats ge lägre lustgasemissioner än andra konfigurationer. Detta beror på att lustgas inte ingår som mellanled i metabolism för anammoxbakterier (Kartal et al., 2007). De lustgasemissioner som genereras från deammonifikationsanläggningar bildas av andra bakterier än anammoxbakterier.

Storleken på lustgasemissioner kan variera kraftigt mellan olika processkonfigurationer, den kan även variera kraftigt från anläggning till anläggning med samma processkonfiguration. Detta gör sammantaget att det råder stor spridning av emissionerna mellan olika anläggningar. För att få klarhet i

emissionernas storlek rekommenderas därför att mätning utförs på plats vid den specifika anläggningen. Det kan dock konstateras att rejektivattenanläggningar som är baserade på nitrifikation-denitrifikation eller nitritation-denitrifikation, med rimligt välmående biologisk process, har emissioner av lustgaskväve som motsvarar ca 4 % av reducerad kvävemängd (Gustavsson et al., 2011a; Stenström et al., 2013), med högre emissioner om processen är i obalans. Processer baserade på deammonifikation medför lägre emissioner. I en ANITA™ Mox i Växjö uppmättes emissioner av lustgaskväve motsvarande 0,75 % av reducerad kvävemängd (Christensson et al., 2013a). I en ANAMMOX®-anläggning i Olburgen var motsvarande värde 1,7 % (Kampschreur et al., 2009b). I en DEMON®-anläggning i Strass avloppsreningsverk var motsvarande värde 0,9–1,3 %.

4.7 Växtnäringsåterförande metoder

Fördelen med växtnäringsåterförande metoder är potentialen att vara mer hållbar ur miljösynpunkt än andra metoder. Fosfor är ett icke-förnybart ämne och framställning av kvävegödsel är energikrävande och avger stort koldioxidavtryck. I vanligt avloppsvatten är koncentrationer av kväve och fosfor för låga för att det ska vara möjligt med metod för växtnäringsåterföring såsom exempelvis struvitfällning eller ammoniakstripping; de högre koncentrationer som uppnås i rejektivatten är en förutsättning för detta.

Fosfor är en ändlig resurs, det produceras genom brytning av mineral. Det förekommer olika årtal för när brytbar fosfor bedöms ta slut globalt sett, men det är odiskutabelt att det någon gång tar slut med dagens brytningstakt. Framställning av struvit kan här spela en viktig roll som ett av de sätt som fosfor kan återvinnas från avloppsvatten. Struvit utgör också en renare fosforprodukt än då fosforåtervinning sker genom exempelvis spridning av avloppsslam. En annan fördel med struvitfällning är att detta minskar risken för spontan struvitfällning som kan orsaka problem i avloppsreningsverk.

Den vanligaste metoden för framställande av syntetiskt kvävegödsel är genom den energikrävande Haber-Bosch processen. När Haber-Bosch processen används vid framställning av ammoniumnitrat är energianvändningen globalt sett omkring 50 MJ/kg N (14 kWh/kg N) och koldioxidavtrycket 9,5 kg CO₂-ekv/kg N (Ahlgren et al., 2015). Det höga koldioxidavtrycket beror på användning av naturgas samt utsläpp av lustgas vid framställningen. Om grön energi används och katalytisk reduktion av lustgas tillämpas i processen kan koldioxidavtrycket reduceras väsentligt. Kvävegödsel som producerats av Yara och levererats till de nordiska länderna avger ett koldioxidavtryck mindre än 3,6 kg CO₂-ekv/kg N beroende på att katalytisk lustgasreduktion används (Fossum, 2014). Då kväve återvinns från rejektivatten genom ammoniakstripping ska detta värde subtraheras vid en eventuell beräkning av rejektivattenbehandlingens koldioxidavtryck.

5 Behandlingsmetoder för rejektivatten

5.1 *Behandling i huvudströmmen*

År 2014 identifierades 139 avloppsreningsverk i Sverige som utför slamrötning i rötkammare (Statens energimyndighet, 2015). Antal avloppsreningsverk i Sverige med separat rejektivattenbehandling utgörs av drygt 15 anläggningar. Om även de verk inkluderas som har rejektivattenbehandling innefattad i behandling av returslamströmmen uppgår antalet till ca 25 anläggningar. Härav framgår att den i särklass vanligaste rejektivattenbehandlingen i Sverige år 2017 är att leda rejektivattnet till huvudströmmen för sambehandling med övrigt avloppsvatten.

5.2 *Nitrifikation-denitrifikation i SBR*

Nitrifikation-denitrifikation i en SBR är en variant av aktivslam tekniken. Ordet aktivslam är starkt förknippat med en anläggningsutformning bestående av bioreaktorer (luftningsbassänger) och sedimenteringsbassänger. Denna association är dock något missriktad eftersom det egentligen syftar på de bioflockar som naturligt uppstår då uppehållstiden för slammet är längre än den hydrauliska uppehållstiden (d.v.s. att $SRT > HRT$) och det erhålls en märkbar slamkoncentration i systemet. Dessa bioflockar uppstår även vid biologisk avloppsrening i SBR. Således är SBR variant av aktivslam men med den skillnaden att bioreaktor och sedimenteringsbassäng innefattas i samma bassäng.

Den första permanenta anläggningen för separat rejektivattenbehandling i fullskala i Sverige var en SBR för nitrifikation-denitrifikation som togs i drift 1991 vid Nykvarns avloppsreningsverk i Linköping. År 2006 utfördes en landsomfattande undersökning om tekniker för förbättrad kväverening (Nikolic & Sundin, 2006). Från undersökningen framgick att den vanligaste metoden för separat rejektivattenbehandlingen i Sverige vid den tidpunkten var nitrifikation-denitrifikation i en SBR. År 2010 konstaterades på nytt att nitrifikation-denitrifikation i SBR var den vanligast separata behandlingsmetoden (Gustavsson, 2010). Sedan dess har bland annat den tidigare rejektivattenbehandlingen med nitrifikation-denitrifikation i SBR vid Sundets avloppsreningsverk i Växjö, konverterats till en ANITA™ Mox (Andersson Chan et al., 2014). Vidare har det vid Arboga avloppsreningsverk nyanlagts en rejektivattenbehandling med aktivslam teknik för nitrifikation-denitrifikation som togs i drift i februari 2012 (Bergkvist, 2012). Det kan dock konstateras att nitrifikation-denitrifikation i SBR fortfarande är den dominerande metoden för separat rejektivattenbehandling i Sverige (år 2017).

Anledningen till att SBR blev vanligt förekommande för behandling av rejektivatten har sin förklaring i att det dels är billigare att bygga en SBR än en separat bioreaktor och separat sedimenteringsbassäng, dels att det jämna tillflödet av rejektivatten passar bra för en SBR med minimal risk för hydrau-

lisk överbelastning. En annan förklaring är den processmässiga flexibiliteten där det är enkelt att variera för- eller efterdenitrifikation, olika tider för anoxiska och aeroba faser samt sedimenteringstid. SBR-system utformas med en utjämningsbassäng före reaktorn för att möjliggöra batchvis inpumpning. Vissa anläggningar har även en utjämningsbassäng efter SBR:en för att undvika hydraulisk belastning då det behandlade vattnet leds till huvudströmmen och/eller för att åstadkomma en jämnare fördelning av eventuell kväverest i rejektvattnet till huvudströmmen.

Rejektvattenrening i SBR kan drivas med för- eller efterdenitrifikation. Då det vanligtvis är låg COD/N-kvot i rejektvatten tillsätts ofta extern kolkälla under denitrifikationsfasen. En driftcykel varar vanligen 6–8 timmar, en typisk driftcykel för SBR med efterdenitrifikation kan bestå av följande faser:

1. Inpumpning med samtidig luftning (nitrifikation)
2. Luftning (nitrifikation)
3. Omrörning (denitrifikation) med eventuell tillsats av kolkälla
4. Sedimentering
5. Dekantering
6. Uttag av överskottsslam

Högre kväveomvandlingshastigheter uppnås vid rejektvattenrening i SBR än vid kväverening i huvudströmmen med aktivslam teknik. Detta är främst beroende av den högre temperaturen i rejektvattnet men även den högre kvävekoncentrationen kan öka reaktionshastigheten. Om extern kolkälla används vid rejektvattenreningen men inte i huvudströmmen så är även detta en anledning till att högre omvandlingshastighet erhålls än i huvudströmmen. En volymetrisk kvävereduktion av 0,25–0,35 kg TN/m³,d är vanligt vid rejektvattenrening i SBR.

Vanliga on-line instrument är pH, SS, syre, NH₄⁺-N, NO₃⁻-N, nivå och temperatur. Olika styrstrategier tillämpas. En enklare styrstrategi består av en ren tidsstyrning av de olika faserna. Ett sätt att erhålla högre kväveomvandlingshastigheter är att styra mot pH och se till att pH-värdet håller sig inom de intervallen där optimala nitrifikations- respektive denitrifikationshastigheter erhålls, ofta erfordrar dock detta en högre dosering av kolkälla som ett sätt att öka pH via förstärkning av denitrifikationen.

5.3 Nitritation-denitritation i SBR

Skillnaden mellan nitritation-denitritation jämfört med nitrifikation-denitrifikation är att steget över nitrat slopas. Ammonium oxideras då endast till nitrit varvid denitritation tar vid och reducerar nitriten till kvävgas. På detta sätt förbrukas teoretiskt sett 25 % lägre syre vid nitritationen och 40 % lägre COD vid denitritationen, som en följd därav minskar även slamproduktionen med ca 40 % (van Loosdrecht, 2008). För att inte oxidera ammonium ända till nitrat behöver AOB gynnas och NOB missgynnas. Detta kan göras genom olika metoder. Ett sätt är att driva anläggningen vid ett pH-värde där halten fri ammoniak eller fri salpetersyrlighet är inhiberande för NOB men inte för AOB. Exempelvis inhiberas NOB betydligt lättare än AOB vid

förhöjda halter fri ammoniak till följd av förhöjt pH (Hellings et al., 1998) och höga ammoniumhalter, se kapitel 3.2.6. Ett annat sätt är att hålla en lägre syrehalt under aeroba faser eftersom AOB har högre affinitet för syre än NOB. Vidare har NOB längre lag-fas än AOB vid växlingen från anoxiska till aeroba förhållanden (Katsogiannis et al., 2003), detta innebär en konkurrensfördel för AOB vid täta anoxiska/aeroba växlingar. Ytterligare ett sätt är att tillämpa en låg aerob slamålder eftersom NOB tillväxer långsammare än AOB vid temperatur $\geq 20\text{--}25\text{ }^{\circ}\text{C}$, vilket utnyttjas vid SHARON-processen, se kapitel 5.5. Dessa olika metoder kan även kombineras för att erhålla en missgynnande effekt för NOB.

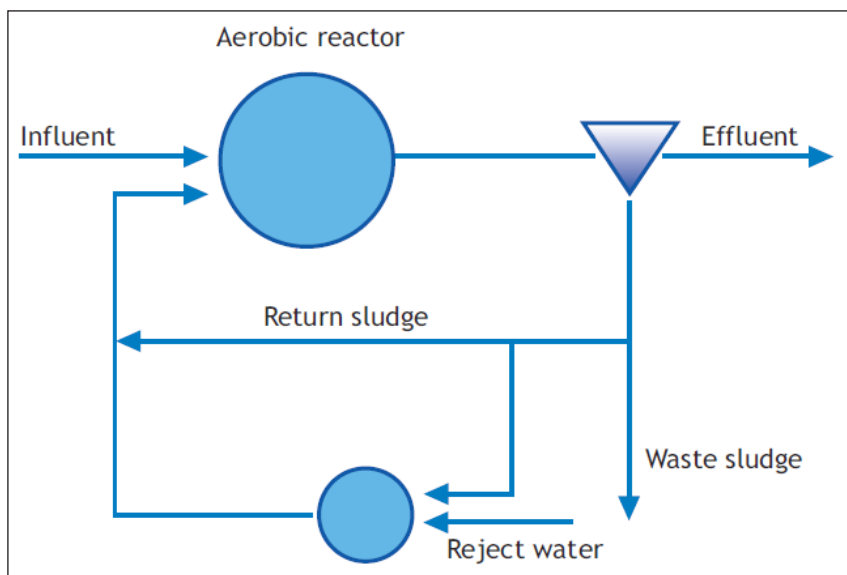
Vid ett försök i labbskala av Queiroz et al. (2011) erhöles stabil nitrification-denitrification av en SBR genom att hålla högt pH (8,3) och låg syrehalt (1,0 mg/L). Dock uppstod inhibering av denitrificationen vid nitrithalter högre än 70 mg/L. Vid ett fullskaleförsök med nitrification-denitrification av rektvatten vid Sjölanda avloppsreningsverk, Malmö, erhöles nitrification-denitrification genom att hålla mediumlåg syrehalt (1,3 mg/L). pH tilläts sjunka som lägst till 6,7–7,1 i slutet av aeroba faser. Under försöket uppstod dock inhibering av denitrificationen vilket sammanföll med lågt pH och därav hög nitrithalt samt hög halt fri salpetersyrighet (Gustavsson et al., 2011b).

Vid drift med nitrification-denitrification bör uppmärksammas att det finns risk för förhöjda lustgasemissioner till följd av höga nitrithalter.

5.4 Bioaugmentation

Grundprincipen för bioaugmentation är att en kontinuerlig ympning av nitrifierande bakterier sker från rektvattenbehandlingen till huvudströmmen. På detta sätt ökas antalet nitrifikare i huvudströmmen, därmed ökar även nitrifikationshastigheten i huvudströmmen. Processer med bioaugmentation skiljer sig därmed från en renodlad rektvattenbehandling eftersom den även syftar till att förstärka den biologiska kvävereningen i huvudströmmen.

Vid många anläggningar med separat rektvattenbehandling leds det behandlade rektvattnet till huvudströmmens biobassänger. Även om det tillämpas konventionell nitrifikation-denitrifikation i såväl rektvattenbehandlingen som i huvudströmmen är miljöerna vitt skilda med avseende på bland annat temperatur, ammoniumkoncentration, alkalinitet och pH. Dessa olika betingelser kan medföra att helt olika typer av nitrifierande bakterier trivs i de olika miljöerna. Följden blir att nitrifierande bakterier som leds från rektvattenbehandlingen blir inaktiva i huvudströmmen och därmed sköljs ut ur systemet. För att dra nytta i huvudströmmen av nitrifikare som överförs från rektvattenbehandlingen behöver nitrifikarna vara av samma typ som trivs i huvudströmmen. Detta kan åstadkommas genom att ett mindre returslamflöde från huvudströmmen leds till rektvattenbehandlingen (Salem et al., 2003), se figur 5-1.



Figur 5-1 Princip för bioaugmentation. Ett delflöde returslam leds via rektvattenbehandlingen tillbaka till bioreaktorn (van Loosdrecht, 2008).

För att förstärka nitrifikationen i huvudströmmen med bioaugmentation behöver rektvattenbehandlingen vara av samma karaktär som huvudströmmen; konventionell nitrifikation-denitrifikation. Om endast nitritation utförs i rektvattenbehandlingen finns det risk att endast AOB förstärks i huvudströmmen med åtföljande risk för förhöjda utgående nitrithalter (van Loosdrecht & Salem, 2006).

Vid biologisk kväverening i huvudströmmen med konventionell nitrifikation-denitrifikation utgör nitrifierarna typiskt < 4 % av biomassan i biosteget (Ekama & Wentzel, 2008). Eftersom nitrifierarna har långsam tillväxt erfordras en tillräckligt hög slamålder i systemet. Den aeroba slamåldern är därmed en av de viktigare faktorerna för hur långtgående kväverening som kan erhållas. Om mängden nitrifierare ökas i huvudströmmen via bioaugmentation innebär det att en större mängd kväve kan behandlas inom samma volym, alternativt att slamkoncentrationen kan minskas med oförändrad aerob reaktorvolym vilket medför lägre endogen respiration och därmed lägre luft- och energiförbrukning i huvudströmmen. Vidare kan bioaugmentation vara ett bra alternativ då slamytbelastningen i mellansedimenteringarna är begränsande i ett system eftersom samma mängd nitrifierare kan erhållas med lägre slamkoncentration. Bioaugmentation bör därmed inte betraktas som endast en rektvattenbehandling utan även ett sätt att förstärka funktionen i huvudströmmen.

Största effekt av bioaugmentation erhålls vid låg temperatur i huvudströmmen, detta eftersom nitrifierare är starkt temperaturkänsliga. Stenström & la Cour Jansen (2016) visade i en fullskalestudie att nitrifikationshastigheten ökade som mest vid lägsta vattentemperatur i huvudströmmen; 41 % ökning vid 8 °C. Vid ett fullskaleförsök vid Garmerwolde avloppsreningsverk, Nederländerna, ökade nitrifikationshastigheten med närmare 60 % i huvudströmmen (Salem et al., 2004). Storleken på returslamflödet till rektvattenbehandlingen i förhållande till rektvattenflödet har betydelse för hur stor förstärkningen av nitrifierare i huvudströmmen blir. Sten-

ström & la Cour Jansen. (2016) undersöktes effekten i huvudströmmen då returslamflödet till rejektivattenbehandlingen utgjorde 10 %, 30 % och 100 % av rejektivattenflödet. Bioaugmentationseffekten var påtaglig redan vid 10 % men störst effekt erhöles vid 100 %. För att få så stor effekt som möjligt av bioaugmentation bör även slamåldern hållas låg i rejektivattenbehandlingen, detta för att avdödningsen av bildade nitrifierare ska hållas så låg som möjligt (Salem, 2005).

Bioaugmentation är relativt enkelt att implementera vid anläggningar som redan har rejektivattenbehandling i en SBR. För dessa verk är därför bioaugmentation att betrakta som en intressant behandlingsmetod, i synnerhet de anläggningar som tangerar gränsen mot tillåtna kväveutsläpp.

5.5 SHARON

SHARON är en akronym för Single reactor system for High activity Ammonia Removal Over Nitrite.⁶ Som akronymen antyder oxideras inte ammonium hela vägen till nitrat utan endast till nitrit. Processen är billigare och mer miljövänlig än konventionell nitrifikation-denitrifikation eftersom det teoretiskt åtgår 25 % mindre luftmängd och 40 % mindre kolkälla, dessutom blir slamproduktionen ca 40 % lägre (van Loosdrecht, 2008). Nitritation och denitritation utförs i en totalomblandad reaktor med intermittent luftning. Tillflödet är kontinuerligt till skillnad från exempelvis en SBR. Processen är patenterad. Ägare av patentet är Grontmij, som år 2015 förvärvades av Sweco.

Den första SHARON-anläggningen togs i drift 1997 vid Utrecht avloppsreningsverk, Nederländerna (Grontmij, u.å.). Den enda SHARON-anläggningen i Sverige finns vid Nykvarns avloppsreningsverk i Linköping och togs i drift år 2009. Det finns totalt ett drygt tiotal SHARON-anläggningar i världen varav anläggningen i Linköping tycks vara en av de sista som idrifttagits (Bowden et al., 2015). Den största SHARON-anläggningen finns i New York vid Wards Island WWTP och togs i drift 2009 (Grontmij, u.å.).

Den ursprungliga idén med processen är att åstadkomma höga omvandlingshastigheter och därmed vara en volymeffektiv process (Hellinga et al., 1998). Att erhålla väldigt låga kvävehalter i utgående vatten är därmed underordnat.

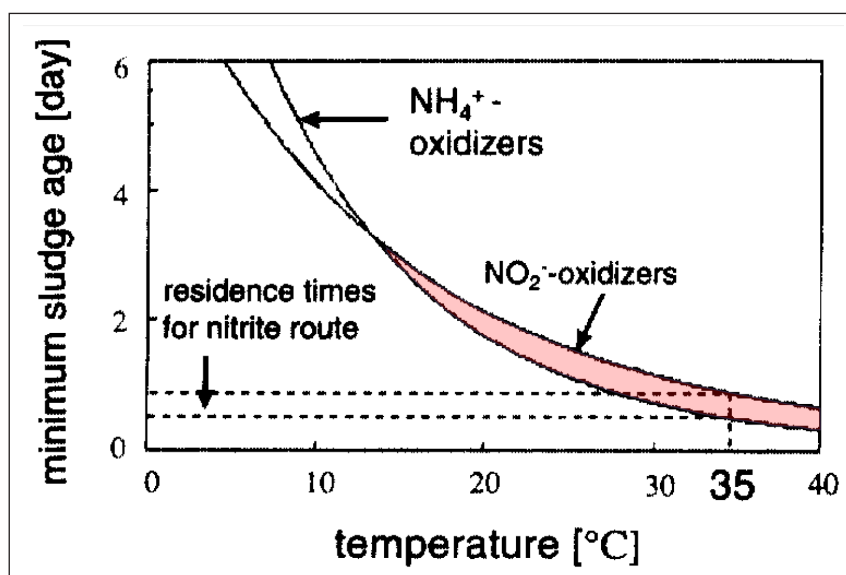
I en SHARON-reaktor är vanligtvis slamåldern samma som den hydrauliska uppehållstiden (d.v.s. SRT=HRT). Detta åstadkoms genom att inte tillämpa slamretention via sedimentering. Det är dock möjligt att inkludera sedimentering i processen. Processen drivs då med kortare hydraulisk uppehållstid och mindre reaktorvolym men behöver kompletteras med utrustning för sedimentering. Det är främst kvävekoncentrationen i rejektivatten som styr om det är ekonomiskt lönsamt att tillämpa slamretention. Enligt van Loosdrecht (2008) är detta lönsamt vid kvävekoncentrationer lägre än 400–500 mg/L.

⁶ Sedan processen började tillämpas i två separata reaktorer ändrades akronymen till Stable High Ammonia Removal Over Nitrite.

Nitritation av ammonium är det signifikanta omvandlingssteget för SHARON. Denitrification av nitrit skulle kunna utföras i annat processteg, exempelvis i reningsverkets huvudprocess. För att återställa det sänkta pH-värdet från nitritationen behöver dock denitrificationen utföras i samma reaktor. Att återställa pH genom tillsats av lut är ett dyrare alternativ än genom denitrification via tillsats av extern kolkälla (Gustavsson et al., 2008).

SHARON kan även kombineras med en anammoxprocess. Då sker den partiella nitritationen i en SHARON-reaktor och anammoxreaktionen i en efterliggande anammoxreaktor.

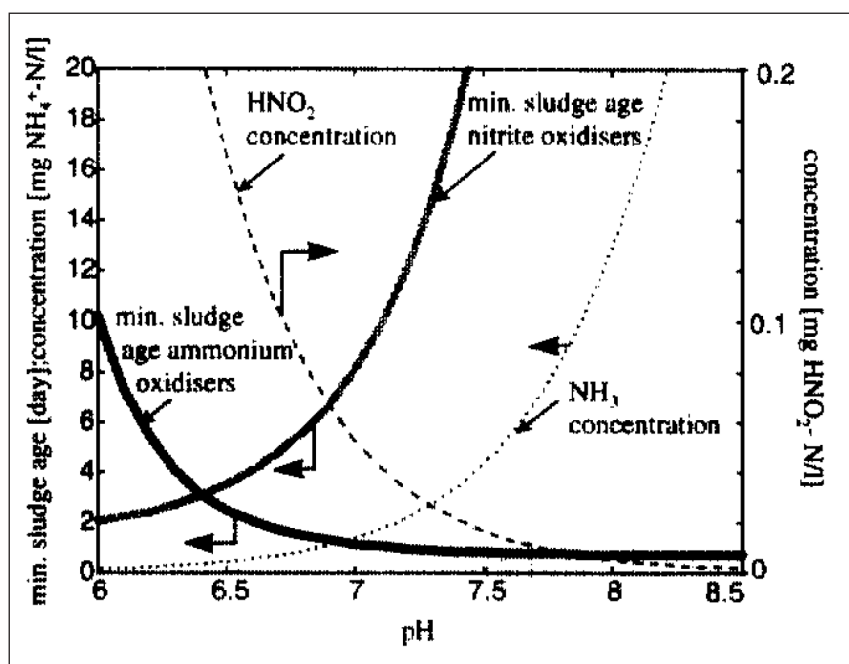
Vid SHARON-processen utnyttjas skillnaden mellan tillväxthastigheter för AOB och NOB. Vid en temperatur över 20–25 °C växer AOB fortare än NOB (Hellinga et al., 1998). Genom att hålla kortare aerob slamålder i reaktorn än generationstiden för NOB kommer dessa sköljas ut ur systemet vilket medför att oxidation av ammonium avstannar vid nitrit, se figur 5-2. Den aeroba slamåldern regleras genom att styra längden på de luftade faserna.



Figur 5-2 Minsta slamålder för AOB och NOB vid olika temperaturer, modifierad från Hellinga et al. (1998). Inom rött markerat område hinner AOB reproduceras men inte NOB.

Ur figur 5-2 framgår att det är ett relativt snävt spann som den aeroba slamåldern ska hållas inom för AOB; 0,5–0,9 d vid en temperatur av 35 °C. Om den understiger 0,5 d hinner inte AOB reproduceras och om den överstiger 0,9 d så hinner även NOB reproduceras vilket leder till oönskad nitratbildning. Det finns dock en rad andra faktorer som påverkar tillväxthastigheten för nitrifierare, bland annat pH-värdet. Vid ökande pH sjunker den minsta erforderliga slamåldern för AOB samtidigt som den ökar för NOB. Detta medför att intervallet som den aeroba slamåldern bör hållas inom vidgas med ökande pH, vilket framgår i figur 5-3.

En SHARON-reaktor dimensioneras utifrån HRT, inte utifrån kvävekoncentrationen (Fux et al., 2003). Detta medför att den dimensionerande volymetriska kvävebelastningen ökar med ökande kvävekoncentration i reaktvattnet. Vid nitritation-denitrification i en SHARON-reaktor anges



Figur 5-3 Minsta slamålder för AOB och NOB vid olika pH-värden (vid 35 °C, ammoniumhalt 130 mg/L och nitrithalt 300 mg/L) (Hellinga et al., 1998).

normalt att dimensionerande aerob HRT ska vara 1–1,5 d och anoxiska HRT 0,5–0,75 d.

Vid jämförande försök med nitrifikation-denitrifikation i en SBR och en SHARON framkom bland annat att SHARON bättre klarar varierande tillflöden och kvävekoncentrationer, att dubbelt så hög volymetrisk kväveomvandlingshastighet uppnåddes i SBR jämfört med SHARON (0,8 kg TN/m³,d respektive 0,4 kg TN/m³,d) vilket medför att volymen för en SBR kan göras hälften så stor, samt att kostnaden per kg reducerat kväve är något högre för SHARON än för SBR då hänsyn tas till både investerings och driftkostnader (Gali et al., 2006). Vidare konstaterar Fux et al. (2003) dels att det är billigare att driva en SBR med nitrifikation-denitrifikation än en SHARON, dels att en SHARON erfordrar betydligt större volym.

5.6 ANAMMOX®

ANAMMOX®-processen marknadsförs av det familjeägda bolaget Paques i Nederländerna. Processen är baserad på granuler och kan utföras både som en-stegsreaktor eller två-stegsreaktor. Den första ANAMMOX®-reaktor togs i drift 2002 i Rotterdam vid Dokhaven reningsverk som en två-stegsprocess tillsammans med en SHARON-reaktor (van der Star et al., 2007). Sedan 2006 har Paques designat sina anläggningar som en-stegsprocess beroende av den lägre investeringskostnaden, denna är numera vanligare än två-stegsprocessen (Lackner et al., 2014). Processen är utvecklad i tätt samarbete med Delft Universitet och Nijmegen Universitet i Nederländerna.

Det har utförts flera installationer för rektvatten vid kommunala avloppsreningsverk men de flesta installationerna behandlar industriellt avloppsvatten. Vid sammanställning av Lackner et al. (2014) konstateras

att av över 100 deammonifikationsanläggningar utgjorde ANAMMOX®-processen 21 anläggningar som var idrifttagna eller under byggnation år 2014. Av dessa utgjordes 18 av en-stegsprocess. Sex av de 21 anläggningarna behandlade rejektvatten eller en mix av industriellt avloppsvatten och rejektvatten. Vidare konstateras att ANAMMOX®-anläggningar generellt sett utgörs av stora anläggningar med stora inkommande kvävemängder.

Granulerna, vari anammoxbakterierna är aggregerade och tillväxer, har en mer framträdande roll vid ANAMMOX® än vid DEMON®. Granulerna kan ha en specifik yta på cirka 3 000 m²/m³ (Nicolella et al., 2000; van der Star, 2008). Förutsatt att det är möjligt hålla kvar en högre halt granuler i reaktorn så är höga kvävebelastningar möjliga, typiskt 2 kg TN/m³,d (Lackner et al., 2014). Granulernas höga sedimenteringshastighet utnyttjas för att hålla kvar anammoxbakterierna i systemet. Bioflockar medföljer utgående vatten medan anammoxbakterierna blir kvar i reaktorn med hjälp av en patenterad lamellseparator vid toppen av reaktorn (Driessen et al., 2009; Lackner et al., 2014). Som för andra biofilmsbaserade deammonifikationsprocesser utgörs det yttersta lagret på granulerna av AOB. Dessa har en skyddande verkan för de inre anammoxbakterierna som skyddas mot exempelvis löst syre (van Hulle et al., 2010) och höga nitrithalter.

En en-stegs ANAMMOX®-reaktor är kontinuerligt beskickad och kontinuerligt luftad. Luftningen ombesörjer även omrörning i reaktorn, ingen separat omrörare behövs. Om en lägre syrehalt önskas i reaktorn tillämpas recirkulering av använd luft i stället för att ta in färsk luft för att säkerställa tillräcklig omrörning. Viktiga parametrar att övervaka via on-line instrument är syrehalt, ammoniumhalt, nitrithalt och pH. Processen kan påverkas genom att styra inkommande vattenflöde, syrehalt och fördelning av använd/färsk luft till blåsmaskin. Vidare är det möjligt att minska/öka den hydrauliska belastningen över avdragsrännor för att på så sätt reglera mängden slamflockar i reaktorn. Regleringen sker genom att variera längden för avdragsrännor, dock eftersträvas inte att få så hög hydraulisk belastning att granuler medföljer i utgående vatten. Inuti reaktorn tillses att höga skjuvningskrafter skapas för att gynna bildningen av granuler.

5.7 ANITA™ Mox

ANITA™ Mox är en biofilmsprocess och en variant av deammonifikationsprocessen som har utvecklats av och marknadsförs av AnoxKaldnes, Lund, en del av Veolia Water Technologies. ANITA™ Mox är en en-stegs process och är baserad på rörliga bärare (MBBR) som anammoxbakterierna fäster och tillväxer på. Eftersom det är en en-stegs process sker den partiella nitrifikationen och anammoxreaktionen i en och samma reaktor. Den första ANITA™ Mox-anläggningen togs i drift 2010 vid Sjölunda avloppsreningsverk i Malmö för behandling av en delström av rejektvattnet. Sedan dess har ytterligare ett knappt 10-tal anläggningar tagits i drift, i huvudsak i norra Europa och i Nordamerika (Veolia Water Technologies, u.å.). ANITA™ Mox-anläggningen vid Sjölunda avloppsreningsverk utgör också en "biofarm". När nya ANITA™ Mox-anläggningar startas kan bärare med anammoxbakterier tas från denna anläggning för att användas som ymp och

därigenom kraftigt reducera uppstartstiden (Christensson et al., 2013a). Beskickningen till ANITA™ Mox är kontinuerlig. Likaså luftningen.

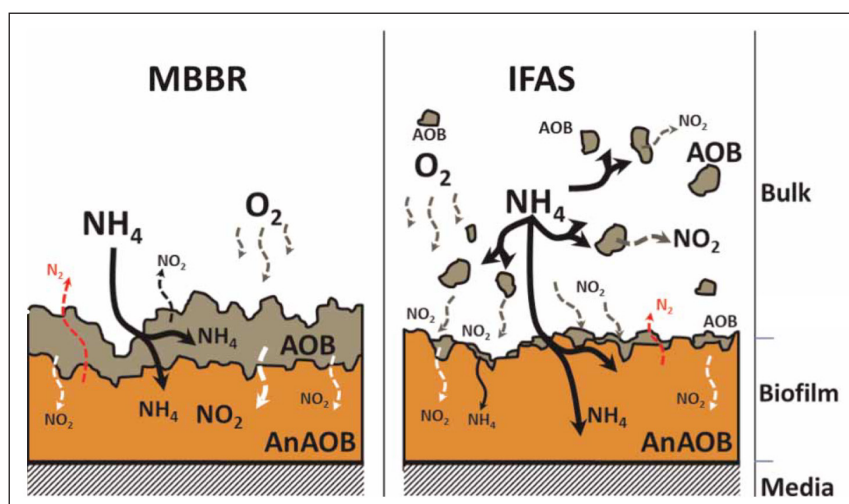
Bara ett fåtal år efter den första anläggningen togs i drift skedde en vidareutveckling till att innefatta slamretention. Den nyare utformningen benämns IFAS ANITA™ Mox (IFAS = Integrated Fixed Film Activated Sludge) och innefattar en sedimenteringsbassäng och returslamåterföring. Vid försök i labbskala konstaterades tre till fyra gånger högre volymetrisk kväveomvandlingshastigheter med returslamåterföring än utan (Veuillet et al., 2014). Det har även konstaterats att IFAS ANITA™ Mox kan behandla rejektvatten med högre kvot COD/N än MBBR ANITA™ Mox (Lemaire et al., 2015). Volymen för sedimenteringsbassängen utgör typiskt 15 % av reaktorvolymen.

I utformningen utan returslamåterföring, MBBR ANITA™ Mox, är både AOB och anammoxbakterierna fästade på bärmaterial. I biofilmens yttre skikt finns AOB, dessa oxiderar ammonium till nitrit som tillsammans med ammonium används som substrat av anammoxbakterierna, placerade längre in i biofilmen mot bärartytan. Omvandlingshastigheten av de olika kväveämnena samt hastigheten för ämnestransporten genom biofilmen har stor betydelse för hur stor kvävemängd systemet kan behandla.

I utformningen med returslamåterföring, IFAS ANITA™ Mox, befinner sig nästan alla AOB i bioflockar i stället för på biofilmen. Vid försök i labbskala konstaterades att endast 7 % av AOB befanns på biofilmen, resten i bioflockar (Veuillet et al., 2014). De högre kväveomvandlingshastigheter som har konstaterats med IFAS- än MBBR-konfiguration kan förklaras med följande enligt Veuillet et al. (2014):

- Gynnsammare substratdiffusion. Diffusionen går lättare till AOB i bioflockar än i biofilm. Likaså går diffusionen lättare till anammoxbakterier i biofilmen då det överliggande lagret av AOB är betydligt tunnare.
- Större mängd AOB.
- Det bildas en högre nitrithalt i reaktorn vilket medför högre reaktionshastigheter för anammoxbakterier och totalt sett en högre kväveomvandlingshastighet.

Då AOB i huvudsak befinner sig i bioflockar i stället för på biofilmen underlättas transporten av substraten ammonium och syre till AOB, samt ammonium och nitrit till anammoxbakterierna, se figur 5-4. Detta möjliggör att driva anläggningen med en lägre syrehalt. Tillämpad syrehalt är typiskt 0,2–0,5 mg O₂/L vid IFAS ANITA™ Mox jämfört med 1,0–1,3 mg O₂/L vid MBBR ANITA™ Mox (Veuillet et al., 2014). Detta ger även totalt sett högre omvandlingshastigheter vilket gör att den volymetriska kväveomvandlingshastigheten under gynnsamma förhållanden ökar från 1,0–1,2 kg TN/m³,d med MBBR (Christensson et al., 2013a) till över 2,2 kg TN/m³,d med IFAS (Veuillet et al., 2014).



Figur 5-4 Fördelning av biofilm samt bioflockar på bärare i en MBBR ANITA™ Mox respektive IFAS ANITA™ Mox, modifierad från Veuillet et al. (2014). I en IFAS ANITA™ Mox befinner sig nästan alla AOB i bioflockar i stället för på biofilmen.

5.8 DEMON®

DEMON® är en akronym för DE-amMONification. DEMON®-processen är utvecklad och patenterad av Innsbruck Universitet i Österrike (De Mulder, 2014). Den första DEMON®-anläggningen togs i drift 2004 vid Strass avloppsreningsverk (Wett, 2006), Österrike, i närheten av Innsbruck. DEMON® är den för närvarande vanligaste varianten av anammox-anläggning. Vid en studie av Lackner et al. (2014), där över 100 fullskalanläggningar med anammox-process ingick, framgick att 40 % av anläggningarna var en DEMON®, mer än 70 % av dessa behandlade rejecktatten. Typisk dimensionerande volymetrisk kvävebelastning är 0,4–0,65 kg TN/m³,d.

Partiell nitritation och anammox utförs i en och samma reaktor, en SBR, DEMON®-processen är därmed en en-stepsprocess. Till skillnad från många andra typer av SBR-reaktorer sker inpumpning under både luftade och omrörda faser, endast under sedimentering- och dekanteringsfas är inpumpningen avstängd (Wett, 2006). Detta medför att den föregående utjämningsbassängen inte behöver vara så stor samt att en stabilare alkalinitet i reaktorn erhålls. Det finns även varianter av DEMON® som tillämpar kontinuerlig inpumpning, se fallstudie i kapitel 8.8.

I SBR:en finns både aktivslamflockar för AOB samt granuler med anammoxbakterier. På grund av den stora skillnaden i de olika bakteriegruppernas tillväxthastighet tillämpas olika slamåldrar i reaktorn. Slamålder för AOB i aktivslamflockar är ett fåtal dygn medan slamålder för anammoxgranulerna är flera veckor. För att åstadkomma olika slamåldrar för AOB och anammoxbakterier utnyttjas densitetsskillnaden mellan aktivslamflockar och granuler via en hydrocyklon med ett tryckfall av ca 2 bar. Överskottsslam från anläggningen pumpas till en hydrocyklon varifrån aktivslamflockar (i huvudsak AOB) leds ut från systemet medan de tyngre granulerna (i huvudsak anammoxbakterier) återleds till reaktorn och därmed behålls längre i systemet. Eventuell förekomst av NOB sköljs också ut ur systemet via aktivslamflockarna.

Längd för luftnings- och omrörningsfaserna styrs vanligen via pH-mätare, alternativt tidsstyrt. Vid pH-styrning sker reglering inom ett snävt pH-intervall av 0,01 enheter, exempelvis mellan pH 7,05–7,06 (Wett, 2006). Med pH-styrningen och de täta växlingarna mellan aeroba och anoxiska faser kontrolleras att nitrithalten inte blir för hög. Styrningen kompletteras även ofta med en nitrithaltsmätare. I en DEMON[®]-anläggning eftersträvas en låg nitrithalt, under 5 mg/L (Lackner et al., 2014). Längd på aeroba och anoxiska faser är typiskt 8–12 minuters luftning och 2–20 minuters anoxisk fas, med flertal repetitioner. Tillämpad syrehalt under aeroba faser är typiskt 0,2–0,3 mg/L (Lackner et al., 2014). Den låga syrehalten medför en fördel för AOB gentemot NOB då AOB har högre affinitet för syre. Vidare innebär de täta växlingarna mellan anoxiska/aeroba förhållanden en konkurrensfördel för AOB över NOB eftersom NOB har en längre lag-fas än AOB i växlingen från anoxiska till aeroba förhållanden (Katsogiannis et al., 2003; WERF Nutrient Challenge, 2014).

5.9 Jämförelse mellan olika biologiska metoder

I tabell 5-1 jämförs nyckeltal mellan olika biologiska behandlingsmetoder. I vissa fall är det angivet ett typvärde, i andra fall ett intervall. Typvärden är baserade på gynnsamma förhållanden avseende temperatur, pH och olika ämnens koncentrationer.

Tabell 5-1 Jämförelse mellan olika rejecktattenbehandlingsmetoder.

Parameter	Enhet	Nitrif. - Denitrif. ^a	Nitrit. - Denitrit. ^b	SHARON	ANAMMOX [®] (En-steg)	ANITA [™] Mox (IFAS)	DEMON [®]
Volymetrisk kvävered. ^c	(kg TN _{red} /m ³ ,d)	0,25-0,35	0,3-0,5 ^g (0,8 ^h)	0,3-0,55 ⁱ	1,7 ^e	1,5 ^j	0,6 ^g
Hydraul. uppehållstid ^d	(d) eller (h)	2-5 d	1,5-4 d	2,25-3,5 d	8-17 h	10-21 h	24-48 h
Energi-förbrukning	(kWh/kg TN _{red})	4,0 ^e 3-5	2,0-3,0 ^p	2,0-3,0 ^q	≥ 1,5 ^k	1,2 ⁿ	1,2 ^m
Syrehalt	(mg O ₂ /L)	1,5-2,5	0,5-1,5	1,0-2,5 ^o	≥ 0,5 ^l	0,2-0,6 ^f	0,2-0,3 ^e

^a Konventionell nitrifikation-denitrifikation i SBR.

^b Nitritation-denitritation i SBR.

^c För deammonifikationsprocesserna (ANAMMOX[®], IFAS ANITA[™] Mox och DEMON[®]) anges ofta möjlig volymetrisk TN-belastning i litteraturen i stället för volymetrisk TN-reduktion. Det har då antagits en TN-reduktion av 85 %.

^d För deammonifikationsprocesserna (ANAMMOX[®], IFAS ANITA[™] Mox och DEMON[®]) har den hydrauliska uppehållstiden beräknats utifrån den volymetriska kvävereduktion samt en TN-koncentration av 700–1 400 mg/L.

^e Lackner et al. (2014).

^f Veuliet et al. (2014).

^g Bowden et al. (2015).

^h Gali et al. (2006).

ⁱ Beräknat utifrån en HRT av 2,25 d, en TN-koncentration av 700–1 400 mg/L och en TN-reduktion av 90 %.

^j Christian Rosén, AnoxKaldnes, personlig kommunikation. Volymen för sedimenteringsbassängen är inkluderad.

^k Det har rätt svårigheter att hitta energiförbrukningen för ANAMMOX[®] i litteraturen. Enligt Lackner et al. (2014) så var energiförbrukningen 1,86 kWh/kg TN_{red}. Enligt fallstudie i kapitel 8.6 var energiförbrukningen 2,0 kWh/kg TN_{red}.

^l Det har rätt svårigheter att hitta en generell tillämpad syrehalt för ANAMMOX[®] i litteraturen. Enligt Kampschreur et al. (2009b) var tillämpad syrehalt 5 mg O₂/L. Enligt Kampschreur et al. (2008b) var tillämpad syrehalt ca 2 mg O₂/L. Enligt fallstudie i kapitel 8.6 var tillämpad syrehalt 0,5–3 mg O₂/L.

^m Wett (2007).

ⁿ Christensson et al. (2013b).

^o 1,0–1,5 mg O₂/L enligt Grontmij (u.å.); 1,5 mg O₂/L enligt Ellwerth-Stein (2012); 2,0 mg O₂/L enligt Mampaey et al. (2016); 2,5 mg O₂/L enligt Kampschreur et al. (2008b).

^p 2,2 kWh/kg TN_{red} enligt Wett (2006); 2,5 kWh/kg TN_{red} enligt Fux & Siegrist (2004); 2,9 kWh/kg TN_{red} enligt Gustavsson (2010).

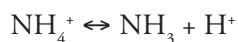
^q Liknande energiförbrukning förväntas som vid nitritation-denitritation i SBR, vilket även påvisats av Fux et al. (2003).

5.10 Ammoniakstripping

Ammoniakstripping är en kemisk-fysikalisk metod för att reducera ammoniumhalten i vatten i kombination med att exempelvis framställa ett gödningsmedel för växter. I Norge finns en fullskaleanläggning för ammoniakstripping vid VEAS avloppsreningsverk, sydväst om Oslo. I Eslöv fanns en fullskaleanläggning som var i drift under 14 år men lades ned år 2006 (Arntzen, 2012). I Frederikshavn (Danmark) fanns också en fullskaleanläggning som lades ned år 1998 (Rene Hansen, Frederikshavn Forsyning A/S, personlig kommunikation). Anläggningarna i Eslöv och Fredrikshamn anlades av samma leverantör; Watergroup A/S (Thorndahl, 1993).

Vid ammoniakstripping görs en pH-höjning av vattnet till pH 10,8–11,5 (US EPA, 2000) för att omvandla ammonium till ammoniak, vilken är en lättflyktig gas med hög vattenlöslighet. Beroende av hur pH-justeringen utförs kan en utfällning av kemsam bildas. Vattnet pumpas därefter till ett strippingtorn där vattnet strilas ovanifrån över ett plastmaterial med stor yta. Luft blåses in underifrån för att driva av ammoniaken från vattnet. Luften, med högt innehåll av ammoniak, leds därpå till en skrubber med liknande plastfyllning som i strippingtornet. Luften inblåses underifrån medan en syra strilas ovanifrån, vanligen svavelsyra eller salpetersyra, varpå den avdrivna ammoniaken absorberas och ammoniumsulfat eller ammoniumnitrat bildas. Luften recirkuleras till strippingtornet på nytt. I denna kemisk-fysikaliska metod består den kemiska delen av pH-justeringen och den fysikaliska delen i stripping av den vattenburna ammoniakgasen till luft.

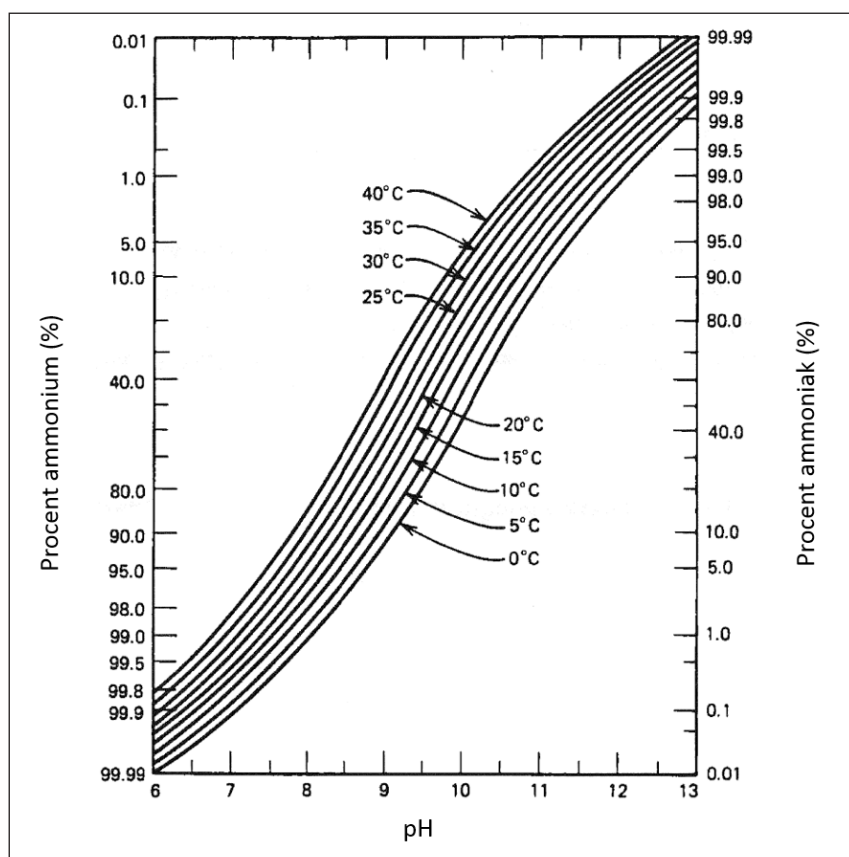
Avskiljningsgraden av kväve är starkt beroende av pH och luftflöde, för rektvatten nås vanligen en kväveavskiljningsgrad av 80-95 %. Fördelningen mellan ammonium och ammoniak styrs av pH enligt följande jämvikt:



Vid ökande pH förskjuts jämvikten åt höger vilket ger en ökande andel ammoniak. Jämvikten är även temperaturberoende, vid ökande temperatur ökar andelen ammoniak om pH är oförändrat. Ur figur 5-5 framgår att vid pH 9,5 ökar andelen ammoniak från 35 % till 80 % vid en temperaturökning från 10 °C till 35 °C.

Avskiljningen av ammoniak i strippingtornet är beroende av luftflödet, ju högre luftflöde desto högre reduktion av ammoniak. Teoretiskt erfordras ett luftflöde > 1 000 m³ luft/m³ rektvatten vid 33 °C (Metcalf & Eddy, 2003). Enligt Halling-Sørensen & Jørgensen (1993) erfordras ett luftflöde av >3 000 m³ luft/m³ rektvatten eller högre. Vid försök på Ryaverket i Göteborg konstaterades att vid ett luftflöde av 3 000 m³ luft/m³ rektvatten erhöles en avskiljningsgrad av ammoniak på 64 %, vid 3 500 m³ luft/m³ rektvatten ökade den till 82 % (Naturvårdsverket, 1990). Vid luftflöde >3 500 m³ luft/m³ rektvatten är en eventuell ökning av avskiljningsgrad högst marginell (Ødegaard, 1991).

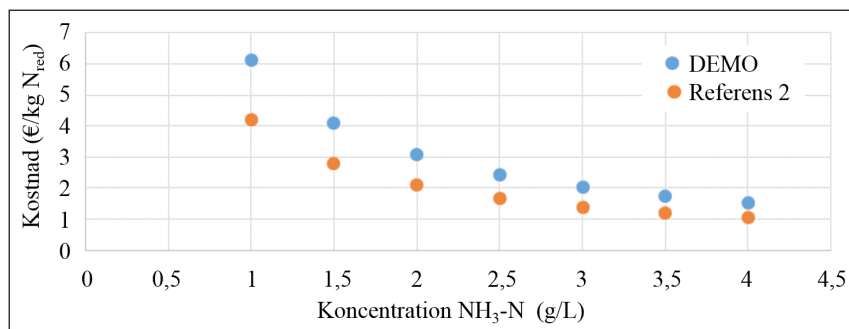
I Sverige drevs en ammoniakstrippinganläggning i fullskala vid Ellinge avloppsreningsverk i Eslöv mellan åren 1992–2006. I samband med en totalentreprenadförfrågan för verkets kväverenskav lades ammoniak-



Figur 5-5 Fördelning av ammonium och ammoniak som funktion av pH och temperatur (från Halling-Sørensen & Jørgensen, 1993)

strippingen ned, främst på grund av höga drift- och underhållskostnader (Göran Johnsson, VA SYD, personlig kommunikation). Därefter började rektvatten behandlas biologiskt tillsammans med returslam från huvudströmmens aktivslam i en så kallad ScanDeNi-process (Arntzen, 2012).

Karakteristiskt för ammoniakstripping är att processen präglas av hög förbrukning av kemikalier för pH-höjning och absorption av ammoniak. Ett flertal studier har konstaterat att driftkostnad för ammoniakstripping är dyrare än biologiska behandlingsmetoder för rektvatten, bland annat Siegrist (1996) och van Loosdrecht & Salem (2006). Fallstudien om ammoniakstripping vid VEAS (se kapitel 8.9) visar dock att det är möjligt att driva ammoniakstripping till en jämförelsevis låg kostnad. Enligt Christian et al. (2016) är kostnaden för ammoniakstripping starkt beroende av ammoniakhalten i vattnet; vid en ökande ammoniakhalt minskar kostnaden per kg reducerat kväve. Kostnader för två olika fullskalanläggningar jämfördes (kapital- och driftkostnader). Båda anläggningarnas kostnader halverades per kg reducerat kväve då ammoniakhalten ökade från 1 000 mg/L till 2 000 mg/L, se figur 5-6.



Figur 5-6 Kostnad per kg reducerat kväve i två fullskaliga ammoniakstrippingsanläggningar ("DEMO" och "Referens 2") jämfört mot ammoniakhalten i inkommande vatten, modifierad från Christian et al., 2016.

5.11 Struvitfällning

Fosfor från brytning i gruvor är en ändlig resurs. Det har därför under de senaste decennierna fokuserats på hur fosfor ska kunna återvinnas från andra källor. En av dessa är rejektvatten vid avloppsreningsverk med biologisk fosforrening eftersom fosforinnehållet i detta vatten är särskilt högt. Ett av de första försöken i Sverige med struvitfällning utfördes 1990 i Kemiras regi på rejektvatten vid Skebäcks avloppsreningsverk i Örebro, då i syfte att reducera kväve (Naturvårdsverket, 1990). Struvitfällning är i övrigt mest lämpat för återvinning av fosfor.

Struvit noterades för första gången 1845 i ett medeltida avloppssystem i Hamburg och fick då sitt namn efter geografen och geologen Heinrich C.G. von Struve (1772–1851) (Ronteltap, 2009). Struvit har visats vara tillgängligt för växter och kan användas som ett långsamverkande gödningsmedel (Greaves et al., 1999). Vid en studie av Johnston & Richards (2003) visade struvit liknande gödnings effektivitet som monokalцийfosfat.

Struvit är ett mineral med kemiska beteckningen $\text{MgNH}_4\text{PO}_4 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$. Den förenklade reaktionen för struvitbildning är:



Vilken form av fosfatjon som dominerar i fosfatsystemet styrs av pH. Då hänsyn tas till detta blir reaktionen för struvitbildning följande (Le Corre et al., 2009):



Vid struvitfällning kan n anta värdet 0, 1 eller 2 beroende av vilket pH-värde lösningen har, vanligtvis dominerar vätefosfatjonen (HPO_4^{2-}) vid struvitfällning. Som framgår av reaktionen ökar vätejonkoncentrationen, således sker en pH-sänkning då struvit bildas.

Kemiska namnet för struvit är magnesiumammoniumfosfat hexahydrat, ofta benämns det med akronymen MAF eller MAP (eng.). Utfällning av struvit sker när koncentrationerna av Mg^{2+} , NH_4^+ och PO_4^{3-} överstiger gränsen för mättnad vilket styrs av bland annat pH, temperatur samt koncentrationer av de ingående ämnena. Molförhållandet mellan magnesium, kväve och fosfor i struvit är 1:1:1. Ammonium och fosfat finns normalt i

överskott i rejektivatten (förutsatt att bio-P process tillämpas), magnesium behöver däremot tillsättas.

Struvit kan vålla problem vid oavsiktlig utfällning. 1939 noterades utfällning av struvit från avloppsvatten och på 60-talet konstaterades struvitutfällningar vid ett avloppsreningsverk i Los Angeles (Parsons, 2001). Oavsiktlig struvitutfällning sker ofta i turbulenta områden som vid pumpar, luftare och rörkrökar. Hypotesen till detta fenomen är att turbulensen orsakar en lokal trycksänkning som medför en minskning av koldioxid via koldioxidstripping ($\text{HCO}_3^- \rightarrow \text{CO}_2 \uparrow + \text{OH}^-$) vilket leder till en lokal pH-ökning som gör att struvitutfällning bildas (Borgerding, 1972). Vid oavsiktlig struvitutfällning i ledningar har även ledningsmaterialet betydelse. Det konstaterades redan på 70-talet att det blev mindre utfällningar i plastledningar än i gjutjärnsledningar på grund av att plastledningar är slätare (Borgerding, 1972). Detsamma har noterats vid Öresundsverket i Helsingborg där syrafasta ledningar år 2012 byttes ut mot plastledningar av polypropylen (NSVA, 2012).

Skapande av struvitkristaller och dess tillväxt inkluderar två kemiska stadier; kärnbildning och kristalltillväxt (Jones, 2002). Det skiljs mellan två olika sätt av kärnbildning; homogen och heterogen. Homogen kärnbildning är då joner förenas och bildar kristallina embryon, detta sker vid övermättad lösning och då vattnet är fritt från andra partiklar. Heterogen kärnbildning är då kärnbildning börjar runt en partikel, då mättnad råder men utan att övermättad nödvändigtvis behöver råda (Le Corre et al., 2009). Kristalltillväxten sker därefter endast i övermättad lösning och fortlöper tills jämvikt råder. Eftersom rejektivatten vanligtvis innehåller partiklar i form av suspenderat material kan det bildas en stor andel kärnembryon genom heterogen kärnbildning, med risk att kristalltillväxten blir lidande. Detta kan även leda till att många små kristaller medföljer utgående vatten och orsakar igensättning nedströms struvitfällningsanläggningen.

En första förutsättning för att struvitutfällning ska ske är att det råder tillräckligt höga koncentrationer av de ingående ämnena, det vill säga att övermättad råder. Detta inträffar då produkten av de ingående ämnena överstiger struvits löslighetsprodukt, K_{sp} . Det vill säga då:

$$K_{sp} < [\text{Mg}^{2+}] * [\text{NH}_4^+] * [\text{HPO}_4^{2-}].$$

Förutom att det behöver råda tillräckligt höga koncentrationer av ingående ämnen påverkas struvitutfällning bland annat av pH, graden av övermättad, temperatur samt eventuell närvaro av andra ämnen.

pH är en av de parametrar som har störst påverkan vid struvitutfällning, optimalt pH anges ofta inom intervallet 8,5–9,0 (Celen, 2006). Då rejektivatten vanligtvis har lägre pH än det optimala kan pH med fördel ökas. Detta kan göras med CO_2 -stripping via luftning eller tillsats av alkali, exempelvis NaOH. Det är även möjligt att använda basiska former av magnesiumkällor som magnesiumhydroxid ($\text{Mg}(\text{OH})_2$) eller magnesiumoxid (MgO) för simultan pH-justering och magnesiumtillsats. *Graden av övermättad påverkar* både struvitens tillväxthastigheten och tiden som åtgår från det att övermättad råder till struvitkristallisationen börjar (induktionstid);

tillväxthastigheten ökar och induktionstiden minskar med ökande grad av övermättnad (Kofina & Koutoukos, 2005). *Temperaturen* har inte lika stor betydelse för struvitutfällning som pH och graden av övermättnad (Webb & Ho, 1992). Lösligheten för struvit ökar med ökande temperatur mellan 10–50 °C (Aage et al., 1997), struvitfällning är därmed svårare att uppnå vid högre temperaturer. Vattentemperaturen kan även påverka hastigheten för struvitfällning och kristallernas form (Le Corre et al., 2009). *Närvaro av främmande ämnen* gör att produktens renhetsgrad minskar men kan även medföra att kristallernas storlek blir mindre på grund av blockering i kristallstrukturen (Le Corre et al., 2009). Vid hög halt av kalcium (exempelvis hårt vatten) kan kalciumbaserade produkter fällas ut som hydroxylapatit ($\text{Ca}_5(\text{PO}_4)_3\text{OH}$) eller kalciumkarbonat (CaCO_3).

Vid struvitfällning av rejektivatten vid avloppsreningsverk med biologisk fosforrening kan mer än 70 % av rejektivattnets fosforinnehåll återvinnas, i vissa fall mer än 90 % (Le Corre et al., 2009). Det finns ett flertal företag som utvecklat processer i fullskala för struvitfällning applicerat för avloppsreningsverk, ett urval av dessa finns sammanställda i Schoumans et al. (2015).

Produktionskostnaden för struvit är högre än för konstgödsel (Forrest et al., 2008). Dosering av kemikalier (alkali samt magnesium) står för de största kostnaderna, i många fall är det kostnaden för magnesiumkällan som dominerar (Fransson et al., 2010).

Ett lite bakvänt dilemma som kan uppstå då fosfor utvinns ur rejektivatten är att fosforhalten i slammet sjunker och kan leda till att Cd/P-kvoten i slammet överstiger gällande gränsvärden för spridning på mark.

6 När är det lämpligt med separat rejektivattenbehandling?

I detta kapitel behandlas vilka förutsättningar som avgör om det överhuvudtaget är idé att införa separat rejektivattenbehandling. Vilken typ av rejektivattenbehandling som är lämplig berörs i nästföljande kapitel.

Separat behandling av rejektivatten introducerades i Sverige under -80 och -90-talen i samband med att kvävereningskrav infördes. Det vanligaste processalternativet var då, med få undantag, nitrifikation-denitrifikation i en SBR. Vinsten med att bygga en separat anläggning i stället för en utbyggnad av huvudströmmen var dels att den kunde göras kompaktare än i huvudströmmen på grund av de högre reaktionshastigheterna, dels att huvudströmmen kunde drivas som vanligt under byggskedet. Driften av en SBR blev inte billigare än driften i huvudströmmen, snarare tvärtom eftersom syres löslighet i vatten minskar med ökande temperatur samt att dosering av kolkälla (alternativt alkali) är ofrånkomligt, vilket det inte nödvändigtvis är i huvudströmmen om fördenitrifikation tillämpas.

På senare år har det belysts nya argument för separat behandling av rejektivatten, dels i takt med att mer energi- och miljövänliga processalternativ framkommit för biologisk behandling, dels på grund av att frågan om näringsåterföring aktualiserats. Med andra ord; nya argument som är baserade på ekonomi och/eller en högre miljömedvetenhet. En lägre driftkostnad med nyare biologiska behandlingsmetoder kan numera ge ekonomiska skäl att bygga en separat rejektivattenanläggning, utan att det erfordras någon akut åtgärd för att klara gällande reningskrav. På samma sätt för växtnäringsåterförande metoder; då det finns en miljömedvetenhet och en ambition att återföra näringsämnen till åkermark så kan det vara tillräckligt argument för införande av en separat växtnäringsåterförande anläggning.

Anledningen till att frågan uppstår om ett avloppsreningsverk ska bygga en separat rejektivattenbehandling eller inte kan ha olika grund, nedan följer några av de vanligare faktorerna som påverkar beslutet:

- Skärpning av utsläppskrav.
- Investeringskostnad.
- Driftkostnad.
- Storlek på avloppsreningsverket och dess rejektivattenflöde.
- Driftpersonalens intresse för biologiska/kemiska processer.
- Ambitionsnivå avseende miljömässig hållbarhet.

Skärpning av utsläppskraven, i kombination med verkets aktuella kvävereduktionsgrad, är historiskt sett det vanligaste argumentet för att anlägga en separat rejektivattenbehandling. Om det förutsätts att inkommande totalkvävehalt till ett verk är 40 mg/L och att kvävereduktionen över rejektanläggningen är 15–20 % av inkommande mängd så motsvarar detta en reduktion av 6–8 mg/L i utgående vatten (vid fullständig kvävereduktion i rejektanläggningen) vilket är en ansenlig delmängd. Tätt sammankopplat med detta är även det aktuella verkets kapacitet i huvudströmmen. Det finns

inget ekonomiskt incitament att anlägga en separat rejektivattenbehandling med konventionell nitrifikation-denitrifikation om det finns kapacitet att reducera erforderlig kvävemängd i huvudströmmen, därav har det anlagts relativt få rejektivattenanläggningar i Sverige.

Investeringskostnaden har betydelse för valet om att införa en separat rejektanläggning. En lägre investeringskostnad gör tröskeln lägre till att ta beslut om att införa en separat anläggning. I de fall det finns befintliga, outnyttjade bassänger som kan användas reduceras investeringskostnaden. I dessa fall bör det dock kontrolleras att inte driftkostnaden blir väsentligt högre på grund av suboptimala förhållanden som exempelvis för grunda bassänger.

Driftkostnaden är ett argument som har blivit allt påtagligare i takt med att mer driftekonomiska behandlingsmetoder framkommit de senaste åren. En lägre driftkostnad än i huvudströmmen gör att det lättare tas beslut om att införa separat rejektivattenbehandling, utan att det nödvändigtvis råder kapacitetsbrist i huvudströmmen.

Även *storlek på reningsverket* och storlek på rejektivattenflödet påverkar beslutet. Vid ökande storlek på rejektivattenflödet blir det vanligtvis både lägre investeringskostnad och driftkostnad sett per kg reducerat kväve, bland annat beroende på att antal personaltimmar är relativt opåverkat av anläggningens storlek. För en rejektivattenprocess med lägre driftkostnad än i huvudströmmen (exempelvis deammonifikationsprocesser) nås därmed break-even fortare för ett större verk än för ett mindre.

Driftpersonals intresse och förmåga att ta tillvara ny kunskap är ofta en förutsättning för att få en ny process att fungera bra. Detta är även till viss del sammankopplat med storlek på reningsverket eftersom det med ökande storlek på verket vanligen även följer en större personaltäthet med mer specialiserade tjänster och med uttalade processingenjörer.

En kommuns eller vattenbolags *ambitionsnivå avseende miljömässig hållbarhet* kan ge konsekvenser för val vid avloppsreningsverken, även huruvida det ska byggas en rejektivattenanläggning. Då det finns en ambition att återvinna kväve eller fosfor från avloppsvattnet till åkermark kan detta påverka beslutet att bygga en växtnäringåterförande rejektivattenbehandling. Det kan även påverka när det kommer till processer som är mer energi- och resurseffektiva vid behandling av rejektivatten än i huvudströmmen. Växjö är ett exempel på en kommun med uttalade högre miljömål; år 2006 antogs ett miljöprogram där ett av målen var att kommunen ska vara fossilbränslefritt år 2030. Detta har även fått konsekvenser för dess avloppsreningsverk som – näst efter Himmerfjärdsverket – var först i landet med att bygga en rejektivattenanläggning med deammonifikationsprocess.

7 Kriterier för att välja typ av rejektivattenbehandling

Olika förutsättningar vid olika avloppsreningsverk medför att det är skilda faktorer som styr vilken rejektivattenbehandlingsmetod som väljs. Några faktorer som påverkar valet är följande:

- Driftkostnad
- Investeringskostnad
- Miljömässig hållbarhet
- Volymkompakthet
- Enkel drift
- Behov att öka kapaciteten i huvudströmmen

De typer av biologisk rejektivattenbehandling som tidigare tillämpats har under det senaste dryga decenniet börjat bytas ut mot andra metoder. Anledning här till är främst att de senare metoderna innebär mer energieffektiva och resurseffektiva processer. Med detta följer ett flertal fördelar som lägre driftkostnad, mindre transporter och ett mindre koldioxidavtryck. De medför också högre reaktionshastigheter vilket ger kompaktare anläggningar och även kan ge lägre investeringskostnad.

I nuläget är deammonifikationsprocessen den mest energi- och resurseffektiva biologiska behandlingsmetoden. På vägen mot denna passerades processer med nitrifikation-denitrifikation, som är mer energieffektiva än traditionell nitrifikation-denitrifikation. Det torde vara rimligt att anta att flertalet av nya biologiska rejektivattenanläggningar som uppförs under den närmsta framtiden kommer vara baserade på deammonifikation.

Den eller de av ovan faktorer som väger tyngst då en anläggningsägare begrundar att anlägga en separat rejektivattenanläggning kommer vara vägledande för valet som fattas.

7.1 Driftkostnad

En låg driftkostnad torde vara en av de viktigare faktorerna vid val av rejektivattenbehandlingsmetod, oftast viktigare än investeringskostnaden. Av de biologiska behandlingsmetoderna är det någon konfiguration av deammonifikationsprocessen som medför den lägsta driftkostnaden.

En av de få faktorer som möjligen kan uppväga en högre driftkostnad är om miljönyttan anses vara större. Att kemisk-fysikaliska metoder generellt sett har högre driftkostnad än biologiska har konstaterats bland annat av både Siegrist (1996) och van Loosdrecht & Salem (2006), miljövinsten att återföra växtnäring behöver således vägas mot en högre driftkostnad. Dock visas i fallstudien om VEAS (se kapitel 8.9) att ammoniakstripping inte behöver vara så mycket dyrare än deammonifikationsmetoder då förutsättningarna är gynnsamma.

7.2 Investeringskostnad

Investeringskostnader står ofta i paritet med storlek på anläggningen, således torde de mer volymkompakta anläggningarna innebära en lägre investeringskostnad. Av de biologiska processerna är det någon av deammonifikationsprocesserna som medför minsta volym.

De kemisk-fysikaliska metoderna har generellt sett lägre hydraulisk uppehållstid än de biologiska metoderna, vilket innebär att de är mer volymkompakta anläggningar. Å andra sidan kan det erfordras en hel del kringutrustning för kemisk-fysikaliska metoder för pumpning, hantering av kemikalier, specialdesignade reaktorer etc. vilket kan medföra en öka investeringskostnad.

Att använda befintliga volymer vid att avloppsreningsverk innebär ofta en reducerad investeringskostnad. För att undvika onödigt höga driftkostnader vid eventuellt ogynnsam utformning av befintliga volymer bör dock utredas om det är lönsamt att bygga om dem för att erhålla en lägre driftkostnad.

7.3 Miljömässig hållbarhet

För att göra en jämförelse av hur miljömässigt hållbara olika process är bör en beräkning av klimatpåverkan utföras i form av en koldioxidberäkning. Systemgränserna bör då göras så vida som möjligt, förutom de emissioner som uppstår vid anläggningen behöver även inkluderas emissioner som uppkommer vid produktion av eventuella kemikalier, omhändertagande av slam, transporter etc.

Emissioner av lustgas har stor påverkan på klimatberäkningar eftersom den är en särskilt aggressiv växthusgas; 1 kg lustgas motsvarar närmare 300 kg CO₂ i ett 100-års perspektiv. Emissioner av lustgas är vanligt vid biologiska reningsprocesser för kväve. Processer med deammonifikation har visats ge lägre emissioner av lustgas än processer baserade på nitrifikation-denitrifikation och nitrifikation-denitrifikation.

Vid rektvattenbehandling med växtnäringsåterförande metoder påverkas koldioxidberäkningen positivt eftersom den producerade gödseln ersätter mineralgödsel.

Det är framarbetat ett verktyg för koldioxidberäkning i form av en rapport från Svenskt Vatten Utveckling som lämpligen kan användas vid jämförelse av olika processer; *Klimatpåverkan från avloppsreningsverk* (Tumlin et al., 2014).

7.4 Volymkompakthet

Vid vissa anläggningar är tillhandahållen ytarea begränsad. Ett av de viktigare villkoren vid urval av processlösning kan då vara att processen ska vara volymkompakt.

Som nämnt ovan har ofta metoder med växtnäringsåterföring volymkompakta reaktorer. Det kan dock finnas krav på generös volym omkring reaktorer för att möjliggöra inspektion och service. Vidare kan det finnas krav på utjämningsbassänger före och efter reaktorer. Detta behöver tas i beaktning då total volym fastställs för olika processalternativ.

Av de biologiska metoderna kan generellt konstateras att det är processerna med deammonifikation som medför minsta volym och därmed även minsta ytarea.

7.5 Enkel drift

Kväverening via nitrifikation-denitrifikation med aktiv slam är den vanligaste metoden för biologisk kväverening i Sverige (Falås et al., 2012) och internationellt (Oliveira, 2012). Att introducera en behandlingsmetod av rejektvatten som bygger på samma princip som i huvudströmmen kan upplevas enkelt; även om processen tillämpas i en SBR så är processen bekant.

Tvärtemot detta talar dock fallstudien i Växjö där driftpersonalen anser att den nya processen med ANITA™ Mox har inneburit betydligt enklare drift än den tidigare SBR:en med konventionell nitrifikation-denitrifikation, se kapitel 8.7.

Erfarenheter från fallstudierna i föreliggande rapport visar att arbetstiden som spenderas på rejektvattenbehandlingarna skiljer mycket från anläggning till anläggning; för vissa av fallstudierna tycks nedlagd arbetstid snarare återspegla ett stort intresse än en komplicerad process. Att entydigt peka ut att några processer som innebär betydligt enklare drift än andra är därför svårt. För en enkel drift verkar det snarare vara viktigt att hålla en jämn rejektvattenkvalitet, oavsett val av rejektvattenbehandlingsmetod. Att hålla en god och jämn process i de föregående behandlingsstegen (process i huvudströmmen, rötning och avvattning) är därför av stor vikt för hur mycket tid som behöver spenderas på rejektvattenbehandlingen.

7.6 Behov att öka kapaciteten i huvudströmmen

Vid ökande reningskrav av utgående kvävehalt kan ett första steg vara att introducera separat behandling av rejektvatten. Om denna åtgärd är tillräcklig för att klara nya reningskrav beror bland annat av hur stor andel rejektvattnets kväve utgör av den totala inkommande kvävemängden till verket. Om kraftigare insatser erfordras kan det – i stället för en ombyggnation av huvudströmmen – vara ett alternativ att introducera bioaugmentation. Vid bioaugmentation reduceras dels kvävemängden i rejektvattnet, dels sker en boostning av nitrifierare till huvudströmmen vilket där ger en ökad kvävereduktion. Den största effekten vid bioaugmentation erhålls vid låg vattentemperatur, det är också då den behövs som bäst, se även kapitel 5.4 och 8.4.

Som har konstaterats i kapitel 5.2 så är nitrifikation-denitrifikation i SBR fortfarande den dominerande metoden för separat rejektvattenbehandling i Sverige (år 2017). Dessa befintliga anläggningar kan på ett relativt enkelt sätt konverteras till anläggningar med bioaugmentation och därigenom förstärka kvävereningen i huvudströmmen.

8 Fallstudier

8.1 Generellt om fallstudier

När en befintlig anläggning ska beskrivas är det upp till uppgiftslämnaren att välja vilka upplysningar som ska lämnas ut. Detta innebär exempelvis att en anläggning som i föreliggande rapport rapporterat många driftproblem inte nödvändigtvis är den mest problematiska anläggningen.

Vad gäller driftkostnadsberäkningar så är detta baserat på erhållna specifika uppgifter från respektive anläggning. Exempelvis kan energipris och timkostnad för personal variera mellan de olika anläggningarna, likaså kan inköpskostnad för liknande typ av kemikalie variera mellan anläggningarna. Vidare kan den arbetstid som anges per anläggning påverkas av hur stort intresset är för processer och hur länge sedan processen introducerades. Även anläggningens kapacitet påverkar eftersom antal arbetstimmar per vecka inte behöver vara flera för att en anläggning har större kapacitet. Redovisade driftkostnader bör därför behandlas mer som en indikation än ett exakt belopp. Kostnader är angivna i svensk valuta (SEK) och i kostnads-läge för år 2016.

Investeringskostnader berörs inte i fallstudierna. Anledningen härtill är att om samma typ av rektvattenbehandlingsanläggning skulle byggas vid två olika avloppsreningsverk så kan investeringskostnaden skilja avsevärt beroende på de lokala förutsättningarna.

8.2 Nitrifikation-denitrifikation i SBR, Norrköping

8.2.1 Beskrivning av anläggningen

Slottshagens avloppsreningsverk behandlar avloppsvatten från Norrköpings stad med omnejd samt Söderköping (fr.o.m. år 2015). Anläggningen är dimensionerad för 200 000 pe (definierat som 70 g BOD₇/pe,d). Verket har byggts ut i omgångar, de senaste större byggnationerna var SBR för rektvattenbehandling som togs i drift 1996 samt en utbyggnad av huvudströmmens biosteg 2001 med nya biobassänger och sedimenteringsbassänger.

Syftet med SBR:en är att under vintertid öka verkets totalreduktion av kväve samt avlasta huvudsteget. Under varmare årstiden räcker behandlingen i huvudströmmen för tillräcklig reduktion av kväve. Vanligen är SBR:en i drift från november till april varefter tömning sker. Idrifttagning under hösten sker genom att överskottslam från huvudströmmens biosteg pumpas till SBR:en, därefter sker stegvis inpumpning av rektvatten. Normal uppstart tar 2–3 veckor från inpumpningen av överskottslam har inletts till god kvävereduktionsprocess uppnåtts och temperaturen nått ca 30 °C.

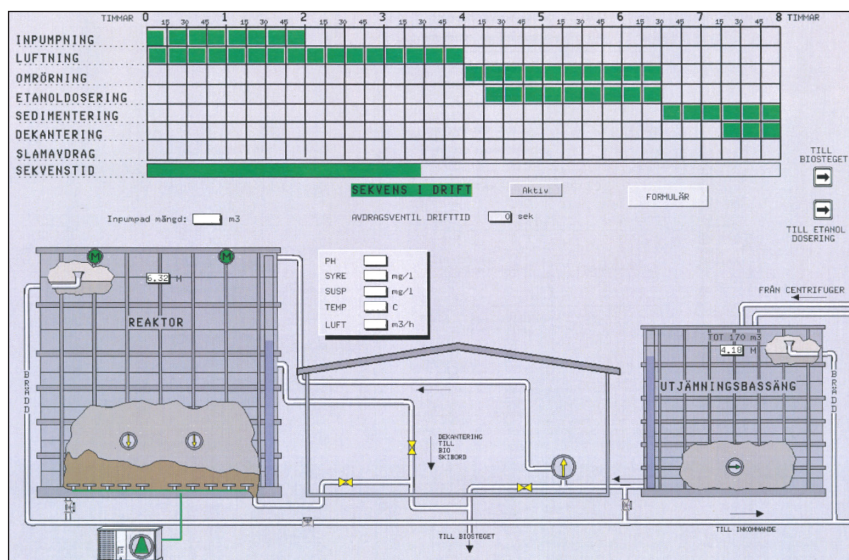
Rektvatten från avvattning av det mesofilt rötade slammet leds först till en utjämningsbassäng om 200 m³. Därifrån pumpas det intermittent till SBR:en som är överbyggd och utformad av prefabricerade betongelement. Den har en maximal volym av 1 200 m³ och djup av 8 m, normalt drivs den med ett vattendjup av drygt 6 m och en volym av 1 050 m³. Den är försedd

med finblåst luftarsystem med gummimembran. Två kantmonterade mixers säkerställer god omrörning under anoxiska faser. Sekundol (med etanolinnehåll varierande mellan 75–96 %) används som kolkälla. Anläggningen åskådliggörs i figur 8-1.



Figur 8-1 Utjämningsbassäng, pumpbyggnad samt SBR vid Slottshagens avloppsreningsverk.

I SBR:en finns instrument för pH, DO, vattennivå, temperatur, luftflöde och etanoldoseringsflöde. Givare för DO och vattennivå har styrande funktioner. Rejektvattenflödet till reaktorn beräknas genom nivåmätaren i reaktorn. Tömning av varje cykel sker via fast avdrag som är placerat 6 m över botten. Drift av för- eller efterdenitrifikation har varierat genom åren, sedan 2013 tillämpas efterdenitrifikation. Se utskrift från övervakningssystem med en cykels olika faser i figur 8-2.



Figur 8-2 Utskrift från övervakningssystemet över SBR vid Slottshagens reningsverk.

Anläggningen dimensionerades för en kvävebelastning av 320 kg TN/d och med reduktion av totalkväve och ammoniumkväve på 81 % respektive 90 %. Detta innebär en dimensionerande volymetrisk totalkvävebelastning av 0,27 kg TN/m³,d och en totalkvävereduktion av 0,22 kg TN/m³,d. Vid

nuvarande drift är kvävebelastningen knappt 300 kg TN/d, erhållen totalkvävereduktionen är 81 % (samma som dimensionerande) medan reduktion av löst ammonium är > 99 %. Eftersom en mindre volym utnyttjas vid nuvarande drift än vid dimensionering men belastningen och reduktionen av totalkväve är nästan samma som vid dimensionering erhålls i stort sett samma volymetriska totalkvävereduktion av 0,23 kg TN/m³,d. Beträffande driftkostnader står doseringen av etanol för tre fjärdedelar, se vidare fakta om anläggningen i tabell 8-1.

Tabell 8.1 Fakta om SBR vid Slottshagens ARV vid rådande belastning och driftförhållanden för vinterhalvåret 2014-2015.

Reaktorvolym	1 050 m ³
Rejektvattenflöde	215 m ³ /d
HRT	4,7 d
Inkommande halt TN	1 370 mg/L
Utgående halt TN	270 mg/L
Reduktionsgrad TN	81 %
Reduktionsgrad NH ₄ -N	99 %
Andel rejektiv.flöde av ink. flöde till huvudströmmen	0,5 %
Volymetrisk red. av TN vid aktuell belastning	0,23 kg TN _{red} /m ³ ,d
Energiförbrukning (luftning + omrörare)	3,5 kWh/kg TN _{red}
Arbets tid (driftövervakning, underhåll, analyser)	5,5 h/v
Driftkostnad (energi + arbets tid + etanol)	19 kr/kg TN _{red}
Driftkostnadsfördelning energi/arbets tid/etanol	16/8/76 %

8.2.2 Driftstrategi

Fram till år 2013 tillämpades fördenitrifikation i avsikt att kunna utnyttja eventuell rest av nedbrytbart organiskt material i inkommande rejektivatten och därigenom reducera etanoldoseringen. Efter det konstaterats att det ändå erfordrades etanoldosering under hela anoxiska fasen för att erhålla god denitrifikationen ändrades till efterdenitrifikation.

Reglering av processen sker främst via inställningar i styr- och övervakningssystemets tider för de olika faserna under en cykel. Där avgörs inpumpad mängd rejektivatten, tider för nitrifikation, denitrifikation, sedimentering m.m. Med nuvarande upplägg i styr- och övervakningssystemet är totala tiden för en driftcykel åtta timmar. De olika momenten under en cykel ändras genom att fylla i rutor som var och en representerar 15 minuters aktivitet, se figur 8-2.

Luftningen styrs mot inställbart börvärde för syrehalt i reaktorn. Etanoldoseringen styrs mot inställbart börvärde för mängd etanol per m³ rejektivatten. Under senaste säsongerna har dessa börvärden varit 2,0 mg O₂/L och etanoldoseringen motsvarat en COD-dosering av 3,5 kg COD/kg TN_{ink}.

De instrument i reaktorn som styr processen är syrehaltgivare som styr blåsmaskinen samt nivågivare som begränsar inpumpning och dekantering. För den dagliga kontrollen av processen är pH-givaren den enskilt viktigaste, den har dock inte någon styrande funktion.

Sedan hösten 2015 tillämpas bioaugmentation vid verket som ett sätt att förstärka nitrifikationen i huvudströmmen; returslam från huvudströmmen

pumpas till SBR:en för att erhålla samma typ av nitrifierare i SBR:en som i huvudströmmen.

8.2.3 Driftproblem

Det råder problem att uppnå önskad syrehalt av 2,0 mg O₂/L. Ofta uppnås detta först i slutet av luftningsfasen då merparten av ammonium har oxiderats. Anledning härtil är otillräcklig kapacitet på blåsmaskinen samt troligen uttjänta luftarmembran av gummi.

Problem med skumbildning förekommer inte vid anläggningen, ej heller problem med utfällningar.

Under våren 2012 utfördes mätning av lustgas från anläggningen. Emissioner av lustgaskväve motsvarade i medeltal 15 % av inkommande mängd totalkväve. Parallellt med mätningarna utfördes en studie av hur lustgasemissionerna påverkades av mängd doserad etanol. Etanoldoseringen ökades i försöket från 2 till 3,5 L/m³ vilket motsvarade en ökning från 2,3 till 4,1 g COD/g TN i inkommande vatten (Stenström et al., 2013). Emissionerna av lustgaskväve minskade då till i medeltal 3,5 % av inkommande mängd totalkväve (4,4 % av reducerad mängd totalkväve). Sedan dess tillämpas denna högre etanoldosering.

8.3 Nitritation med lutdosering i SBR, Malmö

8.3.1 Beskrivning av anläggningen

Sjölunda avloppsreningsverk i Malmö behandlar avloppsvatten från större delen av Malmö stad samt Åkarp, Oxie, Burlöv, Staffanstorp, Svedala och del av Lomma. Verket är dimensionerat för 550 000 pe (definierat som 70 g BOD₇/pe,d), nuvarande belastning motsvarar 303 000 pe. Anläggningen är därmed ett av de fem största avloppsreningsverken i Sverige.

I slutet av 1990-talet skärptes kvävereningskraven för Sjölunda avloppsreningsverk. Nitrifikationen i verkets huvudström utförs i biobäddar, dess nitrifikationskapacitet är begränsad vintertid. På grund härav byggdes en SBR för nitrifikation av rejektvattnet från avvattningen av det mesofilt rötade slammet. Anläggningen togs i drift 1999. Rejektvattnet genomgick under de första åren nitrifikation till nitrat i SBR:en och leddes därpå till huvudströmmen för denitrifikation. Efter några års drift övergicks till att endast oxidera till nitrit för att minska syreförbrukningen samt minska dosering av kolkälla i huvudströmmen.

Valet att behandla rejektvattnet med endast nitritation samt lutdosering är ovanligt, även internationellt sett. Fördelar med detta processval är att hög nitrifikationshastighet erhålls i SBR:en eftersom andelen nitrifierare är hög i slammet, samt att denitritationen som sker i huvudströmmen där reducerar luftförbrukningen. Nackdelen är att det är dyrt att dosera lut för alkalinitetshöjning. Under 2006–2007 gjordes en studie att i stället driva anläggningen med nitritation-denitritation med dosering av etanol som kolkälla. Att nyttja denitritation och dosera kolkälla är ett billigare sätt att höja alkaliniteten än att dosera lut. I samband med studien visade en kostnadsuppskattning att det skulle vara ca 40 % billigare att tillämpa nitrita-

tion-denitrifikation med dosering av metanol än att tillämpa nitrifikation med lutdosering (Gustavsson et al., 2008).

SBR:en består av en cirkulär, prefabricerad och ej överbyggd bassäng, se figur 8-3. Den har en volym av 1 920 m³. Utjämningsbassänger före och efter reaktorn finns installerade med volymer om 154 m³ respektive 323 m³. I reaktorn finns installerat två omrörare. Luftarsystemet är av finblåsiga gummimembran. Instrumenteringen i anläggningen omfattar DO, NH₄⁺-N, pH, temperatur, TSS-halt, vattennivå och en luftflödesmätare.



Figur 8-3 SBR vid Sjölanda avloppsreningsverk (till vänster) samt utjämningsbassäng efter SBR:en. På SBR:ens överkant är installerat ett snedställt skumplank. Foto: Ylva Eriksson.

Mellan 1999–2010 var SBR:en i drift ca nio månader per år för att förstärka nitrifikationen i verket vid den lägre vattentemperaturen. Sedan 2011 har dock SBR:en varit under hela året. Anläggningen dimensionerades för endast nitrifikation med en ammoniumkvävebelastning av 700 kg NH₄⁺-N/d vilket ger en dimensionerande volymetrisk ammoniumkvävebelastning av 0,36 kg TN/m³,d. Nuvarande belastning av ammoniumkväve är ca 690 kg NH₄⁺-N/d vilket är väldigt nära anläggningens dimensionerande belastning. Då SBR:en drivs med endast nitrifikation är reduktionen av totalkväve ytterst marginell, se tabell 8-2. Den volymetriska reduktionen av ammoniumkväve är 0,3 kg NH₄⁺-N/m³,d.

Tabell 8-2 Fakta om SBR vid Sjölanda ARV vid rådande belastning och driftförhållanden från oktober 2014 till mars 2016.

Reaktorvolym	1 920 m ³
Rejektvattenflöde	860 m ³ /d
HRT	2,2 d
Inkommande halt NH ₄ -N	800 mg/L
Utgående halt NH ₄ -N	130 mg/L
Utgående halt NO ₃ -N	30 mg/L
Utgående halt NO ₂ -N	630 mg/L
Reduktionsgrad NH ₄ -N	84 %
Reduktionsgrad TN	5 %
Andel rejektiv.flöde av ink. flöde till huvudströmmen	0,7 %
Volymetrisk red. av NH ₄ -N vid aktuell belastning	0,30 kg NH ₄ -N _{red} /m ³ ,d
Energiförbrukning (luftning + omrörare)	2,9 kWh/kg NH ₄ -N _{red}
Arbetsstid (driftövervakning, underhåll, analyser)	4,5 h/v
Driftkostnad (energi + arbetsstid + lut)	13 kr/kg NH ₄ -N _{red}
Driftkostnadsfördelning energi/arbetsstid/lut	22/5/73 %

Under hösten 2010 togs ”biofarmen” för ANITA™ Mox i drift vid Sjö-
lunda, i samband med detta delavlastades SBR:en. Under första åren leddes
ca 25 % av totala rejektvattenflödet till ANITA™ Mox (ca 200 kg TN per
dygn), detta har sedan successivt sjunkit till 10–15 % av rejektvattenflö-
det (år 2016). Vattnet som behandlats i ANITA™ Mox leds därefter till
SBR:en.

8.3.2 Driftstrategi

En cykel är 6 timmar lång och är uppdelad i följande faser: luftning (160–
320 min), sedimentering (0–10 min) samt dekantering (40–200 min).
Typiska drifttider för luftning, sedimentering och dekantering är 300 min,
5 min respektive 55 min. Inpumpning sker under luftningen. Tider för de
olika faserna ställs manuellt i styrsystemet men kan avbrytas automatiskt av
olika händelser.

Luftningen stoppas vid en inställbar låg ammoniumhalt. Detta är ett
sätt att hålla ned längden för luftningsfasen eftersom AOB gynnas framför
NOB av kortare luftningsfaser (se även kapitel 5.3). Tiden för sedimente-
ring styrs utifrån behov av överskottsslamuttag. Tiden för dekantering är
minst 40 minuter men blir per automatik längre vid mindre kvävemängder
till anläggningen och kortare luftningstid. Dekanteringstiden utgör därmed
en delvis inaktiv del av processen vid lägre kvävebelastningar.

För att inte oxidera ammonium längre än till nitrit undertrycks NOB.
Detta sker per automatik vid aktuell temperatur av ca 30 °C eftersom AOB
då tillväxer betydligt snabbare än NOB. Vidare undertrycks NOB genom
att det hålls en lägre syrehalt än brukligt eftersom AOB har högre affinitet
än NOB för syre. För flera år sedan tillämpades en syrehalt av 1,8 mg O₂/L,
då erhöles dock inte nitritackumulation. Syrehalten sänktes därefter till
1,3 mg O₂/L varpå nitritackumulation erhöles. De senaste åren har en syre-
halt av 0,4–0,7 mg O₂/L tillämpats. Denna lägre syrehalt bidrar till en lägre
syre- och energiförbrukning men det medför också en lägre nitritationshas-
tighet. Vid en studie under 2006–2007 av SBR:en på Sjölanda framgick
att då syrehalten ökades från 1,1 till 1,3 mg O₂/L ökade den volymetriska
nitritationshastigheten med 25 % och med 67 % per kg TSS (Gustavsson
et al., 2008).

Det hålls ett lågt pH-värde av 6,8 för att minimera kostnaden för lut-
dosering men ändå bibehålla en rimligt hög nitritationshastighet. Lutdose-
ringen styrs av pH-givaren.

Under luftningsfaser är en av de två omrörarna i drift för att förbättra
omrörningen på grund av det låga luftflödet.

8.3.3 Driftproblem

Tidigare höga halter av suspenderat material i rejektvattnet medförde hög
luftförbrukning och att önskad syrehalt inte uppnåddes. Sedan nya centri-
fuger installerades under 2015 har susphalten (och även polymerförbruk-
ningen) sjunkit varvid dessa problem försvunnit.

Periodvis förekommer skumproblem. Orsak här till är oklar men det
misstänks att olika orsaker vållar skumproblem vid olika tillfällen. Miss-
tänkta orsaker är låg slamhalt, hög kvävebelastning samt dålig rejektvat-

tenkvalitet (förhöjd polymerförbrukning). Ett skumplank har byggts runt reaktorns överkant för att förhindra spridning av skum. Det är installerat ett spritssystem för vattenspritsning i reaktorn under luftade faser för att slå ned bildat skum, se figur 8-4. Det sker även dosering av skumdämpande medel då skumbildning uppstår.

Lustgasemissioner från den nitritierande SBR:en uppmättes under en studie år 2010. Emissionerna motsvarade 3,8 % av inkommande mängd ammoniumkväve.



Figur 8-4 Luftningsfas i SBR:en vid Sjölanda avloppsreningsverk. På fotot syns även vattenspritsarna för att slå ned bildat skum. Foto: Ylva Eriksson.

8.4 Bioaugmentation, 's-Hertogenbosch (Holland)

8.4.1 Beskrivning av anläggningen

Staden 's-Hertogenbosch är belägen i södra delen av Nederländerna, ca 60 km väster om Rotterdam. Dess avloppsreningsverk är dimensionerat för en belastning motsvarande 340 000 pe. Verket hade under en längre tid överskridit utsläppsvillkoret av 12 mg TN/L. Det konstaterades att begränsningen i anläggningen var den för korta aeroba slamåldern i biosteg. Som en konsekvens av detta inkluderas en anläggning för bioaugmentation i processen; en BABE-anläggning. Detta är en process som dels reducerar kvävmängden i rektvattnet, dels boostar huvudströmmen med nitrifierare. BABE är en akronym för Bio-Augmentation Batch Enhanced. Det är en behandling av rektvatten via nitrifikation-denitrifikation i en SBR till vilken det även tillsätts en viss del returslam från huvudströmmens biosteg. Att införa BABE-processen medför inte att den aeroba slamåldern i huvudströmmen blir längre, men mängden nitrifierare ökar i huvudströmmen genom tillförsel från BABE-reaktorn och därigenom ökar nitrifikationskapaciteten.

BABE-reaktorn består av en SBR som nyanlades i ändamål för den nya processen. Den utgörs av en cirkulär, prefabricerad betongbassäng, ej överbyggd, se figur 8-5. Anläggningen togs i drift i september 2005. Installationen hade föregåtts av utförlig matematisk modellering och fullskaleförsök av universitetet i Delft samt STOWA, Nederländerna, se exempelvis Salem et al. (2003) och Berends et al. (2005). Dimensioneringen av anläggningen utfördes av DHV (nuvarande Royal HaskoningDHV, Amersfoort, Nederländerna) och baserades på de tidigare försöken och studierna. BABE-pro-

cessen var i drift under 10 år, den stängdes 2015 på grund att hela verket skulle ombyggas och ställas om för att producera mer biogas.



Figur 8-5 BABE-reaktor vid 's-Hertogenbosch avloppsreningsverk.
Foto: Royal HaskoningDHV.

Rejektvatten härstammar från avvattnings av mesofilt rötat slam. BABE-reaktor var dimensionerad för en belastning av 500 kg $\text{NH}_4^+\text{-N/d}$ (574 kg TN/d) vid en nyttjad reaktorvolym av 1 300 m³. Vid drift reducerades den nyttjade volymen till 1 100 m³ samtidigt som den normala kvävmängden var något högre än den dimensionerande; strax över 500 kg $\text{NH}_4^+\text{-N/d}$, således drevs anläggningen med 20 % högre volymetrisk belastning än den dimensionerats för. Den volymetriska reduktionshastigheten var 0,31 kg $\text{TN}_{\text{red}}/\text{m}^3\text{,d}$ vilket är i samma härad som för en traditionell SBR, se tabell 8-3. Härutöver skedde även en boostning av nitrifierare från BABE-reaktor till huvudströmmen där reduktionen av kväve blev mer långtgående. Denna effekt är en fördel med bioaugmentation som är svår att rättvist jämföra mot andra rejecktattenbehandlingsmetoder och övriga fallstudier i denna rapport som fokuserar endast på behandling av rejecktatten.

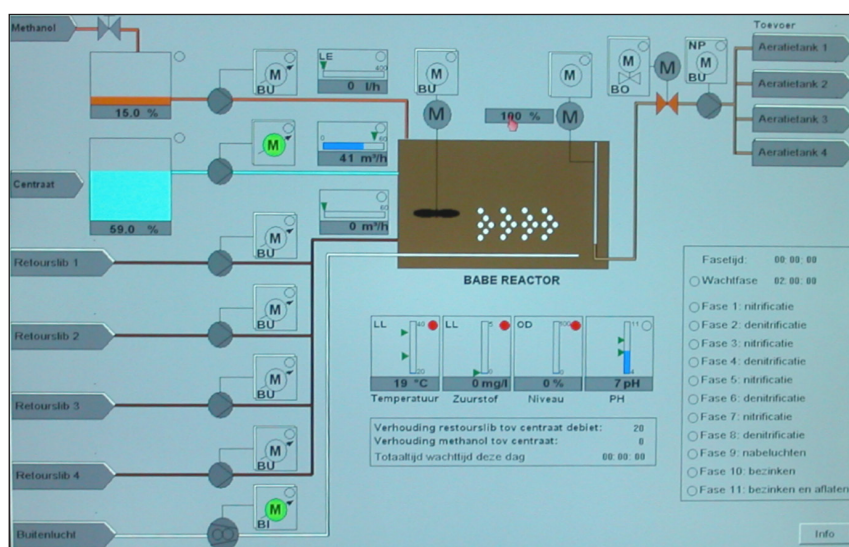
Tabell 8-3 Fakta om BABE-anläggningen vid 's-Hertogenbosch ARV
vid rådande belastning och driftförhållanden under dess
garantiperiod, åren 2005-2006.

Reaktorvolym	925-1 100 m ³
Rejektvattenflöde till BABE-reaktor	600 m ³ /d
Returslamflöde till BABE-reaktor	100 m ³ /d
HRT (exkl. returslamflöde)	1,8 d
Inkommande halt $\text{NH}_4\text{-N}$ (515 kg/d)	860 mg/L
Utgående halt $\text{NH}_4\text{-N}$ (125 kg/d)	180 mg/L
Reduktionsgrad $\text{NH}_4\text{-N}$	76 %
Reduktionsgrad TN	61 %
Temperaturökning p.g.a. biologisk aktivitet	Mättes ej
Volymetrisk red. av TN vid aktuell belastning	0,31 kg $\text{TN}_{\text{red}}/\text{m}^3\text{,d}$
Energiförbrukning (luftning + omrörare)	3,3 kWh/kg TN_{red}
Arbetstid (driftövervakning, underhåll, analyser)	6 h/v
Driftkostnad (energi + arbetstid + metanol) *	12 kr/kg TN_{red}
Driftkostnadsfördelning energi/arbetstid/etanol	23/11/66 %

* Då anläggningen drivs utan metanoldosering under den varma årstiden så sjunker driftkostnaden till 5 kr/kg TN_{red} . Reduktionsgraden avseende $\text{NH}_4^+\text{-N}$ sjunker då till ca 60 %.

Anläggningen var försedd med finblåsiga bottenluftare med gummi-membran och en toppmonterad omrörare. Metanol tillsattes som kolkälla vid denitrifikation. Det saknades utjämningsbassäng före reaktorn vilket medförde att då centrifugerna var i drift så beskickades reaktorn kontinuerligt. Reaktorn drevs i övrigt som en SBR i en cykel. Huvudfaserna i cykeln bestod av luftning (nitrifikation), omrörning (denitrifikation), sedimentering och dekantering. En cykel utgjordes av totalt elva faser där de två sista faserna var reserverade för sedimentering och dekantering, de nio första faserna kunde valfritt varieras mellan luftning och omrörning. Under garantiperioden varade en cykel 195 minuter. De första 150 minuterna av dessa bestod av luftning och omrörning, resterande 45 minuter bestod av sedimentering, dekantering.

Det tillämpades inget separat överskottslamuttag, TSS-halten i reaktorn reglerades genom att variera tiden för sedimenteringsfasen. Metanol doserades under den omrörda fasen, likaså tillsattes returslam under omrörda fasen för att utnyttja eventuell rest av COD och därigenom spara metanol. Flödet av returslam från huvudströmmen var typiskt 15–20 % av reaktvattenflödet till BABE-reaktorn. Temperatur i reaktorn varierade mellan 19–28 °C. Instrument i anläggningen utgjordes av DO, pH, nivå och temperatur. Inkommande flöden mättes avseende reaktvatten, returslam och metanol, se foto från styr- och övervakningssystemet i figur 8-6.



Figur 8-6 Foto av styr- och övervakningens processschemat över BABE-reaktorn vid 's-Hertogenbosch avloppsreningsverk.
Foto: Debby Berends.

Under varma årstiden föreligger inte samma behov av förstärkning av nitrifierarna i huvudströmmen eftersom det då råder snabbare reaktionshastigheter. I syfte att reducera kostnader doserades inte metanol under den varma årstiden. pH i reaktorn blev då lägre vilket även medförde en lägre kvävereduktion. Som årsmedelvärde oxiderades 3/4 av ammoniummängden. Av oxiderat ammonium utgjordes 2/3 av nitrit och 1/3 av nitrat. Genom att oxidera till endast nitrit sparades även luftningsenergi. Detta ledde dock inte till några problem med förhöjda nitrithalter ut från huvudströmmen vilket annars kan befaras om större mängd AOB än NOB överförs från

BABE-reaktorn till huvudströmmen. Då inte metanol doserades under den varma årstiden sjönk oxideringen av ammonium till ca 60 %.

Vid en nedtrömning av BABE-reaktorn uppdagades att det oavsiktligt hade etablerats anammoxbakterier under bottenluftarna.

8.4.2 Driftstrategi

De viktigaste driftparametrarna var slamåldern, DO och pH.

Det var viktigt att hålla ned den aeroba slamåldern i BABE-reaktorn. Detta för att maximera andelen aktiva nitrifierare (minimera andelen döda nitrifierare) som leddes till huvudströmmen och därmed förhöja den augmentande effekten. Det räcker om den faktiska aeroba slamåldern i BABE-reaktorn är strax över den kritiska aeroba slamåldern (SRT_{min}). Vid en temperatur av 25 °C är den kritiska aeroba slamåldern strax under 1,5 dygn. Det räcker således om den aeroba slamåldern vid denna temperatur är strax över 1,5 dygn för att överföringen av nitrifierare till huvudströmmen ska vara så stor som möjligt.

Fullständig ammoniumreduktion eftersträvades inte i BABE-reaktorn. Enligt en beräkning i syfte att er hålla lägsta möjliga kvävehalt ut från huvudströmmen skulle ammoniumreduktion i BABE-reaktorn vara 65–75 %. Om högre ammoniumreduktion tillämpades skulle den aeroba slamåldern bli för lång vilket skulle medföra större avdödning av nitrifierare och därmed mindre mängd överförda nitrifierare till huvudströmmen.

Tillämpad syrehalt under luftning i BABE-reaktorn var 2,0 mg/L.

8.4.3 Driftproblem

Genom att koppla ihop huvudströmmen med rejektvattenbehandlingen kan också eventuella driftproblem överföras från huvudströmmen. Då problem med slamsvällning och högt SVI rådde i huvudströmmen uppstod även samma problem i BABE-reaktorn med följd att det var svårt att hålla rätt TSS-halt.

Problem med skumbildning var relativt sällsynta. Problem med utfällningar förekom inte.

Det utfördes aldrig någon mätning av eventuella lustgasemissioner från anläggningen.

Enligt uppgift från konsult (ej slutanvändaren) fungerade anläggningen fint utan betydande problem.

8.5 SHARON, Linköping

8.5.1 Beskrivning av anläggningen

Nykvarns avloppsreningsverk behandlar avloppsvatten från Linköpings stad samt från ett flertal omgivande samhällen. Anläggningen är dimensionerad för 235 000 pe, den aktuella anslutningen är 180 000 pe (definierat som 70 g BOD₇/pe,d). Vid Nykvarnsverket byggdes den första permanenta fullskaliga biologiska rejektvattenbehandlingsanläggningen i Sverige – en SBR anlades 1991. Denna SBR byggdes 2009 om till en SHARON och togs i drift i november samma år.

Flera olika anledningar förelåg beslutet att konvertera SBR:en till en SHARON: ett vitesföreläggande som skulle träda i kraft om inte gällande kvävereningskrav för Nykvarnsverket uppfylldes inom relativt kort tid; att SHARON-processen kunde implementeras i samma volym som befintlig SBR; försäkran från leverantören att högre kvävereduktion skulle erhållas samt att uppstartstiden var kort och att processen skulle vara relativt okänslig för höga TSS-halter i rejektivattnet; den tidigare SBR:en hade instabil drift och låg kvävereduktion, samt; att besparingar kunde göras i luftningsenergi och kolkälladosering genom tillämpning av nitrifikation-denitrifikation.

Rejektivattnet till SHARON-anläggningen är från avvattning av mesofilt rötat slam. Vid årsskiftet 2013–2014 byttes befintliga centrifuger för slamavvattningen ut mot två nya skruvpressar. I samband med denna övergång förändrades rejektivattnets karaktär med bland annat högre TSS-halt. Det har i denna fallstudie valts att redovisa värden från tiden före de nya skruvpressarna togs i drift.

SHARON-reaktorn är en öppen, cirkulär betongbassäng, se figur 8-7. Reaktorn, den före detta SBR:en, var ursprungligen avsedd som sedimenteringsbassäng. Dess vattendjup är 2,7 m och får betecknas som grund vilket har negativ inverkan på luftningsenergin. En utjämningsbassäng om 160 m³ jämnar ut flödet till reaktorn. I reaktorn finns två omrörare installerade, förutom under anoxiska faser är de även i drift under aeroba faser för att förbättra syresättningen. Sekundol med etanolinnehåll av 80 ± 0,5 % används som kolkälla.



Figur 8-7 Luftningsfas i SHARON-reaktorn vid Nykvarns avloppsreningsverk.

Instrumenteringen i anslutning till reaktorn omfattar DO, NH₄⁺-N, pH, temperatur, TSS-halt, vattennivå och skumvakt. Flertalet av dessa instrument är placerade i ett provtagningskärl dit vattnet recirkuleras kontinuerligt. Initialt installerades även givare för NO₂-N, den har dock inte varit i drift på flera år. Utöver detta finns flödesmätare för såväl rejektivatten, rötslam, etanol och luft. Se även processschema från styr- och övervakningssystemet i figur 8-8.

Tabell 8-4 Fakta om SHARON-anläggningen vid Nykvarns ARV vid rådande belastning och driftförhållanden 2013.

Reaktorvolym	1 240 m ³
Rejektvattenflöde	250 m ³ /d
HRT	5,0 d
Inkommande halt TN	1 800 mg/L
Utgående halt TN	350 mg/L
Reduktionsgrad TN	81 %
Reduktionsgrad NH ₄ -N	94 %
Temperaturökning p.g.a. biologisk aktivitet	5 °C
Andel rejektiv.flöde av ink. flöde till huvudströmmen	0,6 %
Volymetrisk red. av TN vid aktuell belastning	0,29 kg TN _{red} /m ³ ,d
Energiförbrukning (luftning + omrörare)	1,8 kWh/kg TN _{red}
Arbets tid (driftövervakning, underhåll, analyser)	11,5 h/v
Driftkostnad (energi + arbetstid + etanol) *	9 kr/kg TN _{red}
Driftkostnadsfördelning energi/arbetstid/etanol	11/25/64 %

* Kostnader för fosforsyra och kopparsulfat är försumbara och har exkluderats.

8.5.2 Driftstrategi

Rejektvatten pumpas kontinuerligt in till reaktorn. Det finns ett antal olika automatiska driftfall i styrsystemet. Vilket av driftfallen som ska vara styrande avgörs vid början av en cykel av aktuell ammoniumhalt. De olika driftfallen innebär olika börvärden för bland annat syrehalt, luftad tid och maximalt rejektivattenflöde. Processen drivs alltid i cykler om 90 minuter. Varje cykel består av en luftad och en oluftad fas med kolkälladosering.

Vid drift av SHARON är det viktigt att undertrycka NOB. Detta görs i huvudsak genom att hålla en aerob slamålder som är lägre än NOB erfordrar för att reproduceras, se även figur 5-2. Den aeroba fasens längd är därför anpassad så att inte NOB ska kunna tillväxa. Vid lågt inflöde av rejektivatten blir den totala uppehållstiden i reaktorn lång. För att alltjämt hålla en låg aerob uppehållstid minskas vid dessa tillfällen den luftade fasens längd.

8.5.3 Driftproblem

Idrifttagningen av anläggningen var problematisk och tidsödande på grund av biologiska problem. Efter flera undersökningar framkom att både fosfor och koppar är begränsande för biologiska tillväxten. Dessa näringsbrister kan även vara orsak till problemet att erhålla god process i den tidigare SBR:en. Olika doseringar av näringsämnen har provats. Vid nuvarande drift tillsätts 40 ml/m³ fosforsyra och 0,1 mg/m³ kopparsulfat. Det tillsätts även rötat slam om 2 m³/d. Vad rötslammet har för funktion är oklart, dock är det tydligt att processen fungerar bättre då det tillsätts.

Det har förekommit problem med flera vitala givare i anläggningen, såväl givare för DO, NH₄⁺-N som NO₂⁻-N. Ett av problemen har varit att DO-mätaren vid upprepade tillfällen detekterat syre i reaktorn trots att det varit uppenbart syrefritt, vilket medförde att blåsmaskinen inte startade under den aeroba fasen. Eventuellt har dessa imaginärt höga DO-halter orsakats av höga nitrithalter. Detta har tidvis lett till att blåsmaskinerna avsiktligt har drivits med maxkapacitet under aeroba faser för att säkerställa

tillräcklig luftmängd, vilket i sin tur lett till onödigt hög syrehalt och energiförbrukning. Vid höga ammoniumhalter ($> 200 \text{ mg NH}_4^+\text{-N/L}$) har det ofta uppstått problem med mätcellen för ammoniumgivaren. Den ursprungliga avsikten var att givare för $\text{NO}_2^-\text{-N}$ ska styra kolkälldoseringen, problem med denna givare har lett till att doseringen av kolkälla istället styrs mot flödesmätaren för inpumpad rejektivattenmängd med eventuell manuell korrigering för att uppnå lämpligt pH-värde. Generellt gäller att mycket tid läggs på hantering av instrument vid anläggningen.

Initialt rådde problem att uppnå syrebörvärdet av $1,5 \text{ mg/L}$. Detta ledde till att anläggningen kompletterades med en ny blåmaskin och att finblå-siga bottenluftare installerades 2014.

Anläggningen är känslig mot hastigt ökad ammoniumbelastning och hastigt ökad TSS-halt, processen blir då instabil.

Skumningsproblem uppstår tidvis i anläggning. Ofta kan detta kopplas till hög inkommande ammoniummängd vilket lett till hög aktivitet och stora pH-svängningar inom samma cykel. Spritsar har installerats för att slå ned skummet.

Utfällning av vivianit ($\text{Fe}(\text{PO}_4)_2 \cdot 8\text{H}_2\text{O}$) förekommer i rejektivattenledningar före SHARON-anläggningen. Syratvätt utförs regelbundet av ledningar för att lösa utfällningarna.

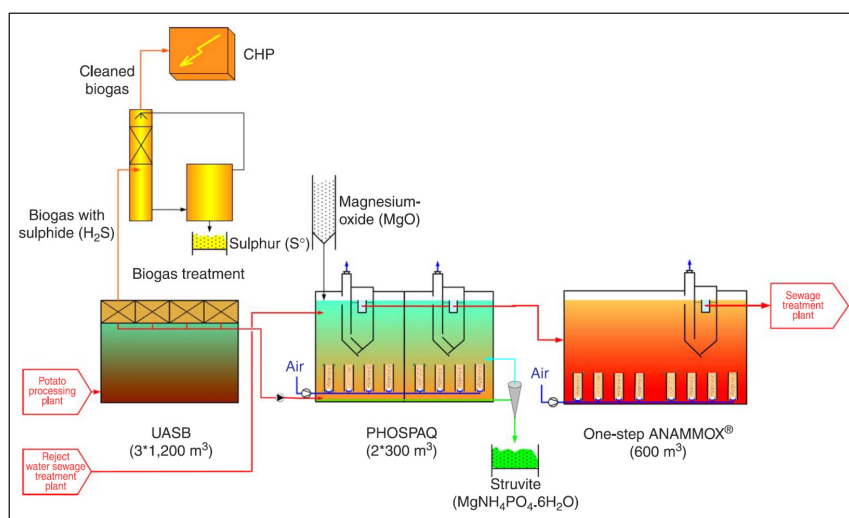
Periodvis är det hög TSS-halt i rejektivattnet vilket medför problem med syresättningen och därmed försämrade nitritation och lägre reduktion av totalkväve.

Det har inte gjorts någon mätning av eventuella lustgasemissioner från anläggningen.

8.6 ANAMMOX[®], Olburgen (Holland)

8.6.1 Beskrivning av anläggningen

Olburgens avloppsreningsverk är lokaliserat i östra delen av Nederländerna i närheten av samhället Dieren, ca 100 km öster om Amsterdam. Reningsverket är uppdelat i en kommunal och en industriell del. Den kommunala delen behandlar avloppsvatten från motsvarande 100 000 pe. Till den industriella delen leds rejektivatten från den kommunala delen samt avloppsvatten från en potatisindustri (Aviko) som innehåller höga halter COD, kväve och fosfor. Avloppsvattnet från potatisindustrin behandlas först i en UASB-reaktor för anaerob nedbrytning av COD under bildande av biogas. Därefter leds det till en PHOSPAQTM-reaktor för struvitfällning och vidare till en ANAMMOX[®]-reaktor för biologisk reduktion av kväve. Då centrifuger för avvattning av rötat slam är i drift vid den kommunala delen av verket leds detta också till PHOSPAQTM-reaktorn där sammanblandning sker med det industriella avloppsvattnet från potatisindustrin. Det behandlade vattnet från ANAMMOX[®]-reaktorn leds till den kommunala delen av reningsverket, se processschema i figur 8-9.



Figur 8-9 Processchema för den industriella delen av Olburgens avloppsreningsverk (Abma et al., 2010).

ANAMMOX®-anläggningen i Olburgen togs i drift i januari 2006 och var då den första en-stegsvarianten av ANAMMOX® i världen, tidigare varianter var av två-stegstyp. För att påskynda uppstarten av anläggningen användes granuler från ANAMMOX®-anläggningen i Rotterdam som ymp.

Driften av kommunala delen utförs av den regionala vattenmyndigheten. Driften av den industriella delen (inklusive ANAMMOX®) utförs av Waterstromen BV, som är ett dotterbolag till den regionala vattenmyndigheten. Utformning och dimensionering av ANAMMOX®-anläggningen utfördes i ett samarbete mellan Waterstromen BV och företaget Paques.

Flödet av rejektivatten till ANAMMOX®-anläggningen är 150 m³/d och har en kvävekoncentration av 650 mg Kj-N/L. Flöde från potatisindustrin till ANAMMOX®-anläggningen är 2 500 m³/d med en kvävekoncentration av 360 mg Kj-N/L. Kvävemängden från rejektivatten utgör 10 % av totala kvävemängden till ANAMMOX®-anläggningen. Inkommande maximal kvävemängd är 1 200 kg TN/d, dess nuvarande belastning är knappt 1 000 kg TN/d. Dimensionerande maximal volymetrisk belastning är 2,0 kg TN/m³,d. Aktuell volymetrisk belastning är knappt 1,7 kg TN/m³,d medan den aktuella volymetriska reduktionen är 1,4 kg TN/m³,d. Upphållstiden i reaktorn är knappt 5 timmar vilket beror på den låga kvävekoncentrationen i inkommande vatten. Kortfattade fakta om anläggningen redovisas i tabell 8-5.

Anläggningen är överbyggd. Den beskickas kontinuerligt. Luftningen är kontinuerlig och tillsätts via finblåsiga bottenluftare. Luften tillsätts under stigarrör, rören gör att turbulens och skjuvkrafter bildas i den stigande luft/vattenblandningen vilket främjar bildandet av granuler. Storleken på granulerna är 1–2 mm, se figur 8-10. Koncentrationen av granuler brukar variera mellan 60–100 ml/L (mäts i en Imhoff-tratt). Utanför rören sjunker vattenet, härvid ombesörjs omblandningen i reaktorn vilket gör att mekaniska omrörare inte behövs. Instrument i anläggningen utgörs av mätare för DO, NH₄⁺-N, NO₂⁻-N, pH och temperatur. Det tillförs järnklorid till reaktorn för att säkerställa att det inte råder järnbrist hos mikroorganismerna. Om anammoxbakterierna är mindre aktiva tillsätts i stället för järn mikronä-

Tabell 8-5 Fakta om ANAMMOX®-anläggningen vid Olburgens ARV vid aktuella driftförhållanden.

Reaktorvolym	600 m ³
Rejektvattenflöde*	2 650 m ³ /d
HRT	0,23 d (4,4 h)
Inkommande halt TN	370 mg/L
Utgående halt TN	60 mg/L
Reduktionsgrad TN	84 %
Reduktionsgrad NH ₄ -N	93 %
Temperaturökning p.g.a. biologisk aktivitet	1-2 °C
Andel rejektiv.flöde av ink. flöde till huvudströmmen	0,6 % **
Volymetrisk red. av TN vid aktuell belastning	1,4 kg TN _{red} /m ³ ,d
Energiförbrukning (luftning (inga mek. omrörare))	2,0 kWh/kg TN _{red}
Arbetstid (driftövervakning, underhåll, analyser)	30 h/v
Driftkostnad (energi + arbetstid + kemikalier)	4 kr/kg TN _{red}
Driftkostnadsfördelning energi/arbetstid/kemikalier	41/52/7 %

* Av det totala flödet till anläggningen på 2 650 m³/d utgörs 2 500 m³/d av vatten från potatisindustrin, resterande 150 m³/d är rejektivatten.

** Avser endast rejektivattenflödet på 150 m³/d.



Figur 8-10 Granuler vid ANAMMOX®-anläggningen i Olburgen.

ringsämnen i form av *Anammox Micromix* som saluförs av Paques, den innehåller Mn, Ni, Se, Co, Zn, Mo, Fe, B, Cu och W.

Temperaturökning på grund av biologisk aktivitet i reaktorn är lägre än vid många andra biologiska rejektivattenanläggningar, anledningen torde vara att ammoniumhalten till anläggningen är förhållandevis låg (ca 370 mg/L). Anammoxgranuler från ANAMMOX®-reaktorn har återfunnits i huvudströmmen. Det har dock inte gjorts någon studie över hur mycket granulerna bidrar till kvävereduktionen i huvudströmmen.

8.6.2 Driftstrategi

Anläggningen drivs med kontinuerlig luftning och kontinuerlig inpumpning av vatten. Regleringsmöjligheterna via styrsystemet består främst i att reglera syrehalten och hur stor andel använd luft som recirkuleras över reaktorn. Typiska börvärden i styrsystemet vid normal drift är DO: 0,5–3,0 mg/L; $\text{NH}_4^+\text{-N}$: 10–15 mg/L; $\text{NO}_2^-\text{-N}$: 15–25 mg/L; och pH: $\leq 8,0$. Före UASB-reaktorn finns två utjämningsbassänger om 1 200 m³ vardera för att möjliggöra reglering av vattenflödet från potatisindustrin, någon utjämningsbassäng för rejecktvalet finns dock inte.

Eftersom reaktorn inte innehåller några omrörare för omblandning, samt att kontinuerligt hög turbulens eftersträvas i reaktorn för att gynna bildningen av granuler, så kan använd luft recirkuleras över reaktorn. Reglering av hur stor andel använd luft (0–100 %) som tillförs reaktorn sker utifrån ett antal olika händelser. Recirkulering av använd luft startar då blåsmaskinen går på minsta varvtal och då samtidigt:

- Aktuell syrehalt överstiger önskad syrehalt.
- Hög halt nitrit eller nitrat råder i reaktorn.
- Låg halt ammonium råder i reaktorn.
- pH $\geq 8,0$ (recirkulering av använd luft startar då för att koldioxidhalten ska öka och därmed pH-värdet sjunka)

Då använd luft innehåller förhöjd halt koldioxid, vilket är skadligt för blåsmaskinen (kolsyra), så sker återgång till att bruka färsk luft så fort processförhållandena tillåter.

8.6.3 Driftproblem

Vid ett förhållande av COD/N ≥ 2 uppstår problem i anläggningen på grund av att COD gynnar tillväxt av heterotrofer. Dessa ökar då i antal och börjar konkurrera om nitrit med anammoxbakterierna.

Tidvis kan granuler följa med i utloppet vilket gör att anläggningens kapacitet reduceras. Vid ett tillfälle under våren 2016 tappades under en veckas tid 25 % av granulmängden via reaktorns utlopp.

Att ANAMMOX®-anläggningen föregås av en struvitfällning kan medföra vissa problem med högt pH i inkommande vatten och därmed ge hög koncentration av fri ammoniak vilket är inhiberande för anammoxbakterier.

Skumbildning kan uppstå periodvis. Det har noterats ett samband mellan skumbildning vid höga inkommande COD-halter samtidigt som det sker luftning med recirkulerad luft. Vattensprinkling sker kontinuerligt på vattenytan i reaktorn för att motverka bildning av ett skumlager. Det doseras inte något antiskummedel.

Tidvis bildas för hög slamhalt vilket ger försämrad aktivitet hos anammoxbakterierna i anläggningen. Detta uppstår vid hög halt COD i inkommande vatten. För att åtgärda detta justeras avdragen så att en kortare längd av avdragen får en hårdare hydraulisk belastning vilket gör att slam medföljer i utgående vatten.

Mätning av lustgasemissioner utfördes under 2007 vid anläggningen. Emissionerna av $\text{N}_2\text{O-N}$ motsvarade 1,7 % av reducerad mängd totalkväve vid dåvarande normala driftförhållanden (Kampschreur et al., 2009b). Syrehalten i reaktorn var då 5 mg/L.

Verkspersonalen anger generellt att anläggningen går fint utan några betydande problem.

8.7 ANITA™ Mox, Växjö

8.7.1 Beskrivning av anläggningen

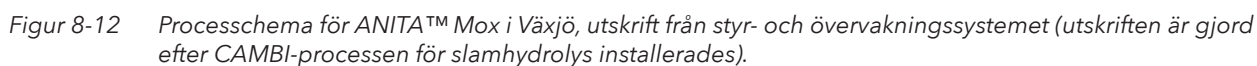
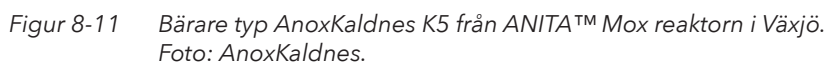
Sundets avloppsreningsverk behandlar avloppsvatten från Växjö stad. Anläggningen är dimensionerad för 95 000 pe, nuvarande belastning motsvarar 49 000 pe medan drygt 65 000 fysiska personer är anslutna. Verket byggdes 1994, då anlades även en SBR för separat behandling av rejektvatten via nitrifikation-denitrifikation. Denna SBR byggdes 2011 om till en ANITA™ Mox. Den ursprungliga avsikten med SBR:en var främst att bilda nitrifierare för ympning till huvudströmmen för att där förstärka nitrifikationen, fasen för denitrifikation utgjorde därför endast en mindre tid av totala SBR-cykeln.

Det förelåg flera anledningar till att befintlig SBR valdes bort till fördel för en ANITA™ Mox: det beslutades att samrötning skulle ske med hushållsavfall för en ökad biogasproduktion vilket medförde ökade kväve- och rejektvattenmängder; skärpta kvävereningskrav erhöles på utgående vatten från verket; problem att erhålla stabil drift med långtgående kvävereduktion av f.d. SBR; en ambition av bättre utnyttjande av befintliga volymer, samt; en strävan mot mindre energikrävande process, vilket även låg i linje med kommunens miljömål.

Rejektvattnet vid Sundets ARV bildas vid avvattning av mesofilt rötat slam, samrötning sker med hushållsavfall. I september 2014 installerades CAMBI-processen med termisk hydrolys som försteg till den mesofila rötningen. Karaktären av rejektvattnet förändrades i samband med detta. På grund av att drifttiden sedan CAMBI-processen installerats inte är så lång samt att justering av processen i ANITA™ Mox till den förändrade vattenkaraktären fortgått har det i föreliggande rapport valts att redovisa driftförhållanden och data från tiden före CAMBI-processen togs i drift.

Frånsett "biofarmen" vid Sjölanda avloppsreningsverk i Malmö var ANITA™ Mox anläggningen i Växjö den första installationen i världen. Anläggningen togs i drift i slutet av 2011 och är utformad utan slamretention, det vill säga en MBBR ANITA™ Mox. Använd bärare i anläggningen är AnoxKaldnes K5, se figur 8-11.

Anläggningen är överbyggd och förlagd under marknivå. Den föregås av en utjämningsbassäng för att utjämna inflödet eftersom slamavvattningen drivs intermittent. I reaktorn är installerat två toppmonterade omrörare. Dessa är avsedda för att möjliggöra intermittent luftning vid exempelvis uppstartsperiod, vid normal drift är de i princip alltid avstängda eller motionskörs med låg frekvens. Luftarsystemet är finblåsigt med gummi-membran. Instrumenteringen i reaktorn omfattar DO, $\text{NH}_4^+\text{-N}$, $\text{NO}_3^-\text{-N}$, pH och temperatur, dessutom finns instrument för $\text{NH}_4^+\text{-N}$, pH och temperatur på inkommande vatten. Ett provtagningskärl är installerat i direkt anslutning till reaktorn dit vattnet recirkuleras kontinuerligt. I figur 8-12 visas processschemat för anläggningen inklusive instrumentering och maskinella objekt.



78

nuvarande volym av 297 m³. Anläggningen är dimensionerad för en volymetrisk belastning av 1,2 kg TN/m³,d och en totalkvävereduktion av 0,9-1,0 kg TN/m³,d. På grund av hittills lägre inkommande kvävemängder har dock dessa värden ännu inte uppnåtts. Vid uppstart av anläggningen användes bärare med ymp från ”biofarmen” vid Sjölunda avloppsreningsverk, 12 % av bärarmängden var ympade. Kortfattade fakta om anläggningen redovisas i tabell 8-6.

Tabell 8-6 Fakta om ANITA™ Mox i Växjö vid rådande belastning och driftförhållanden år 2014.

Reaktorvolym	297 m ³
Rejektvattenflöde	150 m ³ /d
HRT	2,0 d
Inkommande halt TN	950 mg/L
Utgående halt TN	200 mg/L
Reduktionsgrad TN	79 %
Reduktionsgrad NH ₄ -N	92 %
Andel rejektiv.flöde av ink. flöde till huvudströmmen	0,7 %
Volymetrisk red. av TN vid aktuell belastning	0,38 kg TN _{red} /m ³ ,d
Energiförbrukning (luftning + omrörare)	1,4 kWh/kg TN _{red}
Arbetsid (driftövervakning, underhåll, analyser)	6 h/v
Driftkostnad (energi + arbetsid)	5 kr/kg TN _{red}
Driftkostnadsfördelning energi/arbetsid	24/76 %

8.7.2 Driftstrategi

Anläggningen drivs med kontinuerlig inpumpning av rejektivatten och kontinuerlig luftning. Reglering av processen sker primärt via styrning av luftning och inpumpning.

Processen styrs mot en syrehalt mellan 0,5–1,5 mg/L. Syrehalten regleras av aktuella värden i reaktorn av nitrathalt, ammoniumhalt och pH.

Vid välfungerande process är nitrathalten ca 11 % av reducerad mängd ammonium. Vid högre nitrathalt sänks syrehalten till som lägst 0,5 mg/L, vid lägre nitrathalt ökas syrehalten till som högst 1,5 mg/L.

Vid normala driftförhållanden är ammoniumhalten i utgående vatten (d.v.s. även i reaktorn) ca 10 % av inkommande ammoniumhalt. Vid högre ammoniumhalt i reaktorn och vid höga inkommande ammoniummängder ökas syrehalten till som högst 1,5 mg/L. Vid lägre ammoniumhalt ökas inpumpningen om rejektivatten finns tillgängligt, i andra hand sänks syrehalten till som lägst 0,5 mg/L. Hög halt fri ammoniak är inhiberande för anammoxbakterier. Eftersom hög ammoniumhalt tillsammans med högt pH kan medföra hög halt av fri ammoniak stoppas inpumpningen till reaktorn då halten fri ammoniak överstiger 15 mg/L.

Nitrithalten i reaktorn (analyseras via stickprov) bör vara lägre än 5 mg/L och helst aldrig över 20 mg/L eftersom hög nitrithalt tillsammans med lågt pH kan orsaka höga halter fri salpetersyrighet, vilket har irreversibelt inhiberande effekt på anammoxbakterierna. Vid högre nitrithalter än 20 mg/L stängs luftningen av. Vid högre nitrithalter än 60 mg/L ökas inpumpningen kraftigt för att därigenom skölja ut inhiberande nitrithalter.

Vid lägre pH-värde än 6,7 stängs luftningen av för att undvika eventuellt toxiskt höga nitrithalter. Luftningen stängs även av vid låg ammoniumhalt.

8.7.3 Driftproblem

Periodvis har problem med skumning förekommit. I anläggningen finns tre mammutpumpar i syfte att spritsa vatten över skummet för att motverka skumning. Med vattenspritsarna dämpas skumbildningen i de flesta fall, vid några enstaka tillfällen har skumdämpande medel tillsatts. Sedan vattennivån sänktes förekommer fortfarande periodvis skumning, dock utan att orsaka problem. Vid platsbesöket rådde det ett skumlager av någon decimeter. Skumproblem uppges ha förekommit även med den tidigare SBR:en.

Mätning av lustgasemissioner utfördes under 2012 vid anläggningen. Emissionerna av N_2O -N motsvarade 0,75 % av reducerad mängd totalkväve. Efter mätningarna har syrehalten höjts något för att motverka lustgasemissioner.

Sedan termisk hydrolys av slam med CAMBI-processen togs i drift i september 2014 har rejektivattnets karaktär förändrats med periodvis förhöjda halter av BOD_7 , COD, NH_4^+ -N och TSS. Det har även förekommit problem med utfällningar av CaCO_3 , bland annat på instrument. På grund av detta spåds rejektivattnet till anläggningen med utgående renat vatten från huvudströmmen. Det finns även funderingar på att konvertera nuvarande MBBR ANITA™ Mox till en IFAS ANITA™ Mox som klarar högre halter organiskt material och har högre volymetrisk kapacitet för kvävereduktion.

I huvudsak har personalen upplevt anläggningen utan några större driftproblem och uppges vara betydligt mer problemfri än föregående drift av SBR med konventionell nitrifikation-denitrifikation. Däremot har installationen av CAMBI-processen inneburit nya utmaningar att driva processen och kräver betydligt mer övervakning och justeringar än tidigare.

8.8 DEMON®, Odense (Danmark)

8.8.1 Beskrivning av anläggningen

Ejby Mølle avloppsreningsverk är placerat i staden Odense, Danmark. Anläggningen är dimensionerad för 410 000 pe (21,9 kg BOD_5 /pe,år), aktuell anslutning motsvarar 221 000 pe. Till verket leds 75 % av avloppsvattnet i Odense medan allt slam från kommunens olika verk behandlas vid verket. Detta medför att kvävemängden i rejektivatten utgör hela 40 % av totala kvävemängden till verket. Verket ägs och drivs av VandCenter Syd som är ett kommunalägt aktiebolag. I december 2014 påbörjades idrifttagningen av en DEMON®-anläggning vid verket för behandling av rejektivattnet. Det finns även framtida planer på att undersöka om anammoxbakterier kan användas till kvävereduktion i huvudströmmen.

Rejektivattnet härrör från avvattning av mesofilt rötat slam. Avvattningen är i drift sex dagar i veckan, rejektivatten tillförs DEMON®-anläggningen måndag till lördag. Innan DEMON® byggdes leddes rejektivattnet till huvudströmmens luftningsbassäng, den nya anläggningen medför en väsentlig avlastning av huvudströmmens biosteg.

Designen av anläggningen utfördes genom ett samarbete mellan Grontmij i Nederländerna och VandCenter Syd; Grontmij stod för grundläggande dimensioneringsuppgifter samt funktionsbeskrivning medan VandCenter Syd stod för utformning. En licensavgift inbetalas fortlöpande till Grontmij.

Anläggningen består av en utjämningsstank om 140 m³ och två likadana reaktorer om vardera 300 m³. Reaktorerna är övertäckta, hydrocyklonerna är placerade på dess toppar, se figur 8-13. Till skillnad från många andra DEMON®-anläggningar sker inpumpningen kontinuerligt (i stället för intermittent). Vid kontinuerlig inpumpning och två reaktorer kan det uppfattas överflödigt med en utjämningsstank före, denna volym fanns dock sedan tidigare och stod outnyttjad. I utjämningsstanken finns onlinemätning av NH₄⁺-N och temperatur.



Figur 8-13 De två DEMON®-reaktorerna vid Ejby Mølle avloppsreningsverk. Hydrocyklonerna syns på reaktorernas toppar samt infällt i övre högra hörnet.

Reaktorerna har ett vattendjup av 5,5 m och är försedda med finblåsig bottenluftarsystem samt en omrörare. Instrumenteringen är väl tilltagen för möjliggörande av att processen ska kunna styras på olika sätt. I vardera reaktor finns instrument för DO, NH₄⁺-N, NO₃⁻-N, NO₂⁻-N, pH, ORP, TSS och temperatur. Anläggningen är dimensionerad för en maximal volymetrisk TN-reduktion av 0,55 kg TN/m³,d. Nuvarande volymetriska TN-reduktionen är 0,47 kg TN/m³,d, se tabell 8-7. Under kortare perioder (dygn) har inkommande belastning motsvarat 125 % av dimensionerande belastning, processen har då fungerat utan problem och med bibehållen god kvävereduktion.

Vid uppstart togs en reaktor i drift i taget. 90 m³ ymp användes till den första reaktorn från en DEMON®-anläggning i Holland. Det var dock låg koncentration anammoxgranuler i ympen vilket gjorde att det tog tre månader innan tillfredsställande process erhållits. Vid idrifttagning av den andra reaktorn användes ymp från första reaktorn, god process erhålls då efter en månad.

I reaktorerna finns aktivslamflockar för AOB samt granuler med anammoxbakterier, granulernas storlek är ca 0,1–2 mm vilket är mindre än exempelvis ANAMMOX®-reaktorn i Olburgen, se figur 8-14.

Tabell 8-7 Fakta om DEMON®-anläggningen vid Ejby Mølle
avloppsreningsverk vid aktuella driftförhållanden.

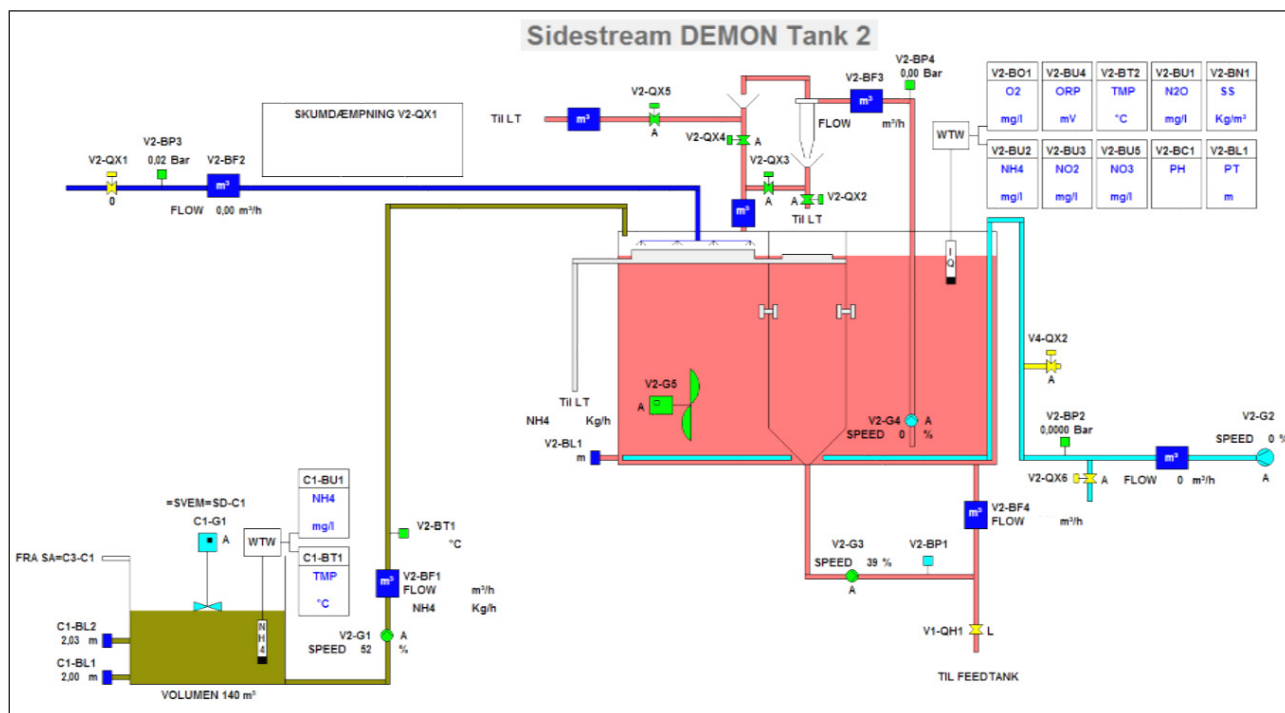
Reaktorvolym	$2 \cdot 300 = 600 \text{ m}^3$
Rejektvattenflöde	283 m ³ /d
HRT	2,1 d
Inkommande halt TN	1 200 mg/L
Utgående halt TN	210 mg/L
Reduktionsgrad TN	82 %
Reduktionsgrad NH ₄ -N	87 %
Temperaturökning p.g.a. biologisk aktivitet	4-6 °C
Andel rejektiv.flöde av ink. flöde till huvudströmmen	0,6 %
Volymetrisk red. av TN vid aktuell belastning	0,47 kg TN _{red} /m ³ ,d
Energiförbrukning (luftning + omrörare)	2,0 kWh/kg TN _{red}
Arbetstid (driftövervakning, underhåll, analyser)	14 h/v
Driftkostnad (energi + arbetstid) *	6 kr/kg TN _{red}
Driftkostnadsfördelning energi/arbetstid	39/61 %

* Kostnad för dosering av antiskummedel är försumbar och har exkluderats. I kostnaden ingår inte heller licensavgiften till Grontmij.



Figur 8-14 Vatten med innehåll av granuler från en av DEMON®-reaktorerna uthållt på ett betongbjälklag. På bilden syns även toppen av en herrsko.

Inuti respektive reaktorer är inbyggt en sedimenteringsbassäng vilket är en förutsättning för att kunna beskicka reaktorn kontinuerligt. Aktivt slam och granuler sjunker till botten medan klarfasen leds ut ur anläggningen. Syftet med sedimenteringsbassängen är att behålla AOB och anammoxgranulerna i systemet under den kontinuerliga inpumpningen. Från sedimenteringsbassängens botten pumpas slammet och granulerna tillbaka till reaktorn. Uttag av aktiv slam från systemet sker genom pumpning från reaktorn via hydrocyklonen. Hydrocyklonerna har två utlopp; anammoxgranulerna leds ut via det nedre utloppet och tillbaka till reaktorn medan aktiv slam och merparten av vattnet leds ut genom det övre utloppet. Den omilda behandlingen av granulerna genom hydrocyklonen gör att granulerna tvättas rena från AOB och hålls relativt små. Det finns möjlighet att leda båda utloppen från respektive hydroklonen tillbaka till reaktorn, detta tillämpas då anammoxgranulerna behöver tvättas rena utan att AOB-halten ska minskas i reaktorn. Se även figur 8-15.



Figur 8-15 Processchema för DEMON®-reaktor 2 vid Ejby Mølle avloppsreningsverk i Odense, utskrift från styr- och övervakningssystemet.

Utgående renat vatten leds till huvudströmmens luftningsbassänger. Anammoxgranuler från DEMON®-reaktorn har återfunnits i huvudströmmen. Det har dock inte gjorts någon studie över hur mycket granulerna bidrar till kvävereduktionen i huvudströmmen.

8.8.2 Driftstrategi

Det finns olika alternativ för styrning av processen vid Ejby Mølle reningsverk. Det alternativ som nyttjats mest hittills är att styra luftningen mot en liten pH-differens av 0,01 enheter där pH sjunker under den luftade nitreringsfasen och pH ökar under den oluftade anammoxfasen. Börvärde för pH har varierats mellan 6,7–7,5. Vid anläggningsbesöket var aktuellt pH 7,15.

Ett annat alternativ är att styra mot nitrithalten där den varierar mellan exempelvis 3–5 mg NO_2^- -N/L. Ett tredje alternativ är en renodlad tidsstyrning av luftade och oluftade faser där respektive fas sätts till exempelvis 25 min vardera. Dessa två driftalternativ är ännu inte så utprovade.

Med avseende på att pH har en central roll för den normala styrningen av DEMON®-processen skulle dubbla pH-mätare kunnat vara motiverade. Vid processtyrningen fokuseras dock mer på den relativa förändringen i pH än absolutvärdet, det anses därför räcka med en pH-mätare.

Vid luftning tillämpas vanligen en syrehalt av 0,3 mg O_2 /L.

Den kontinuerliga inpumpningen och luftning överstyrs mot ammoniumhalten. Vid > 375 mg NH_4^+ -N/L stoppas inpumpningen och stopp av luftningen inträffar vid < 10 mg NH_4^+ -N/L. Luftningen stoppas även vid en nitrithalt > 15 mg NO_2^- -N/L. Omröraren har kontinuerlig drift. Den ursprungliga avsikten var att den skulle vara i drift endast under luftade faser. Överskottsuttag av aktiv slam via hydrocyklonen sker via inställbar drifttid för överskottslampump (timmar per dygn).

8.8.3 Driftproblem

Mätning av lustgasemissioner har utförts vid anläggningen. Emissionerna av N_2O -N motsvarade 2–9 % av reducerad mängd totalkväve vid dåvarande normala driftförhållanden. Driftstrategier avses justeras för att försöka reducera lustgasemissionerna.

Påväxt sker kontinuerligt på bottenluftarnas membran. Orsaken härtill är oklar. För att motverka ineffektiv luftning på grund av påväxten tillsätts ättiksyra i luftarsystemet 1–2 ggr/vecka.

Skumproblem uppstår om inte antiskummedel tillsätts.

Periodvis har rätt hög kvot COD/N till följd av dålig funktion över centrifugerna och åtföljande hög TSS-halt i rejektvattnet, vilket har lett till oönskad tillväxt av heterotrofa bakterier. Vanligtvis är problemet inte långvarigt, mängden heterotrofer har aldrig blivit för dominerande. Vid eventuellt långvarigt hög susphalt från centrifuger kommer rejektvattnet ledas förbi DEMON[®]-reaktorerna.

Det har även tidvis varit en förhöjd halt nitrat till följd av ökad mängd NOB. Genom att hålla en låg syrehalt (0,3 mg/L), låtit ammoniumhalten öka till 200–400 mg NH_4^+ -N/L och ökat utpumpningen av aktiv slam via hydrocyklonen har detta problem vanligtvis hävts inom kort.

8.9 Ammoniakstripping, Oslo

8.9.1 Beskrivning av anläggningen

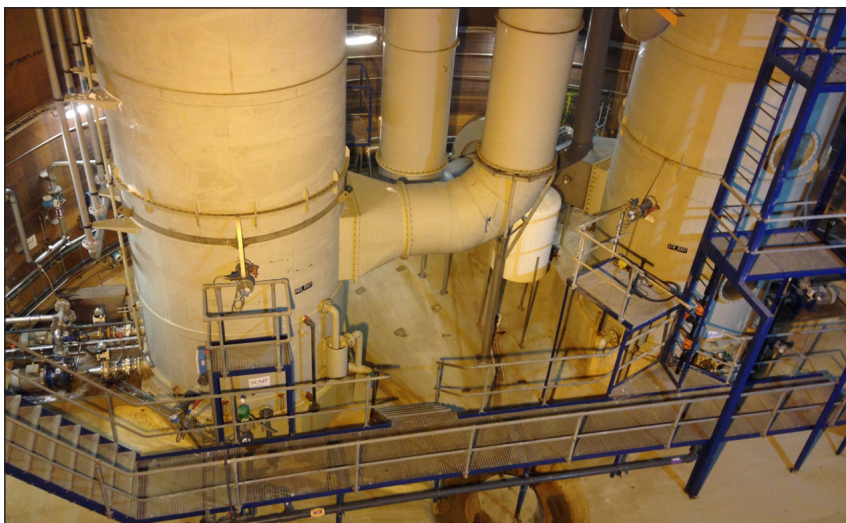
VEAS avloppsreningsverk (Vestfjorden Avløpsselskap) är lokaliserat i Slemestad utmed Oslofjorden, 20 km sydväst om Oslo. Det är det största avloppsreningsverket i Norge och behandlar avloppsvatten från delar av Oslo, Bærum, Asker, Røyken och Nesodden. Verket är dimensionerat för 720 000 pe, aktuell anslutning är ca 600 000 fysiska personer. Anläggningen är insprängd i berg.

Vid avvattning av det mesofilt rötade slammet tillämpas filtrering i kammarfilterpressar. För att förbättra avvattningen tillsätts släckt kalk ($\text{Ca}(\text{OH})_2$). Detta medför även en kvalitetshöjning av slammet för jord användning samt ett högt pH i rejektvattnet. Det avvattnade slammet har en TSS-halt av 45–50 %. Rejektvattnet från kammarfilterpressarna karakteriseras av hög ammoniumkoncentration (1 500 mg/L), låg susphalt (80 mg TSS/L), hög temperatur (35 °C) samt ett högt pH (11,5). Dessa egenskaper gör att det passar bra för ammoniakstripping. Anläggningen för ammoniakstripping togs i drift 1996. Slamavvattningen med kalktillsats var då redan installerad och bidrog till beslutet att anlägga ammoniakstripping som rejektvattenbehandling.

Vid ammoniakstrippingen på VEAS är slutprodukten ammoniumnitrat som säljs till Yara för produktion av växtnäring eller spånplattor. Lösningen innehåller 55 % ammoniumnitrat (NH_4NO_3).

Anläggningens huvudsakliga beståndsdelar är en utjämningstank för rejektvatten (1 500 m³), ett strippingtorn (71 m³), ett skrubbertorn (57 m³), tankar för salpetersyra och ammoniumnitrat, en luftfläkt (maxkapacitet 55 000 Nm³/h), ett antal pumpar samt en anläggning för saltsyratvätt.

Stripping- och skrubbertornen består av polypropylen, se figur 8-16. De har en innerdiameter av 3 m, höjd av 10 m respektive 8 m och är fyllda med plastbärare (produktnamn Hiflow®) till en volym av 42 m³ respektive 24 m³.

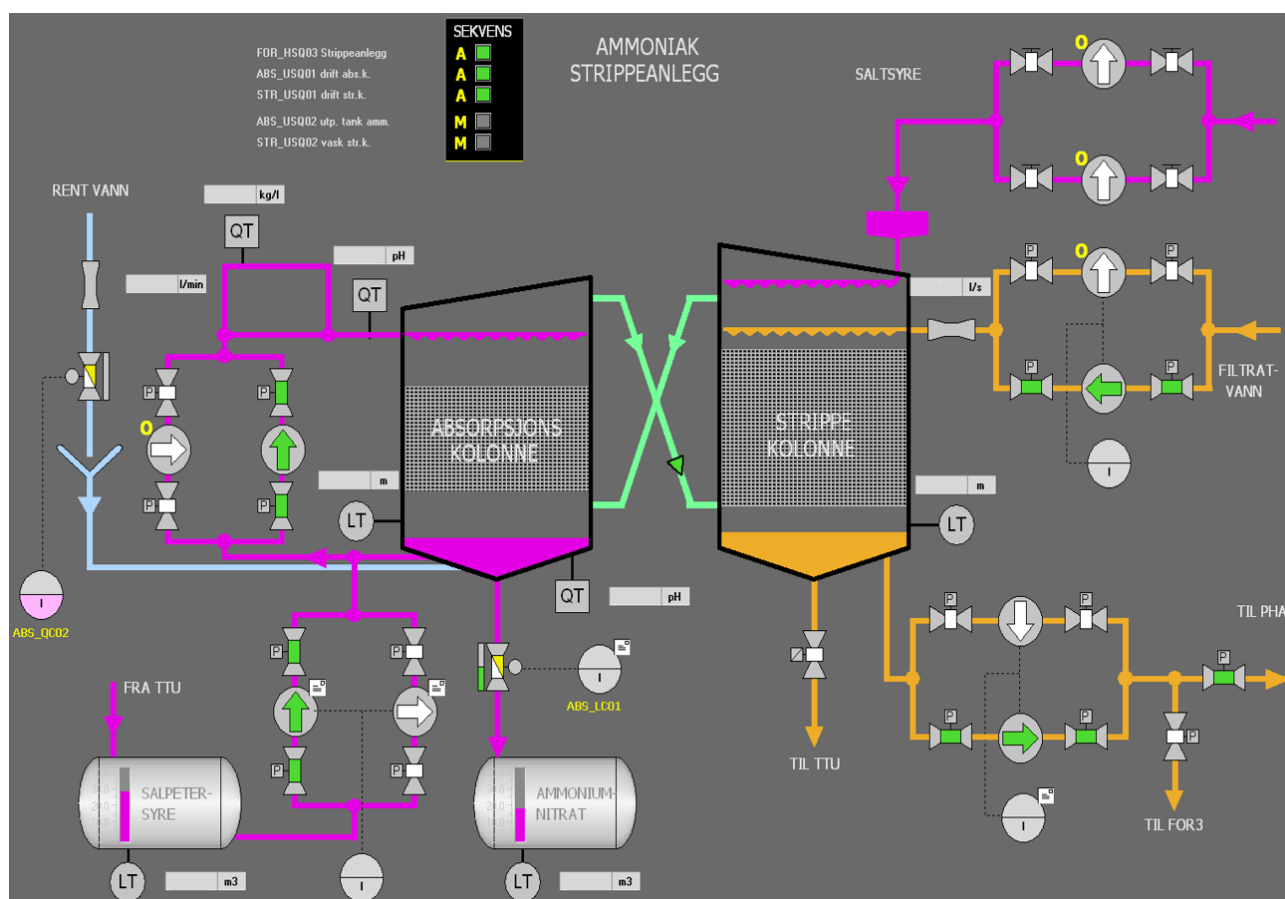


Figur 8-16 Nedre delarna av strippingtorn (till höger) och skrubbertorn. Mellan tornen skymtar luftfläkten bakom ena luftkanalen.

Avvattningen i kammarfilterpressarna sker satsvis. Rejektvattnet som bildas vid avvattningen leds till en utjämnings tank för att möjliggöra ett jämnt flöde till ammoniakstrippingen. Det pumpas därifrån kontinuerligt till ett strippingtorn där den strilas över plastbärarna. Samtidigt som rejektvattnet sipprat neråt blåses luft in i kolonnen underifrån som möter rejektvattnet. Rejektvattnets innehåll av lättflyktig ammoniakgas strippas då till luften och leds med luften vidare till skrubbertornet. Rejektvattnets ammoniumhalt sjunker i strippingtornet från ca 1 500 mg/L till ca 100 mg/L och leds till avloppsreningsverkets huvudström. I skrubbertornet tillsätts den ammoniakmättade luften underifrån medan salpetersyra (HNO_3) tillsätts i dess topp. Då ammoniak i luften möter salpetersyran bildas ammoniumnitrat som samlas i tornets botten. Ammoniumnitraten recirkuleras över skrubbertornet varpå ett delflöde leds till en separat tank för senare transport till Yara. Se även processchema i figur 8-17.

Anläggningen är i kontinuerlig drift året runt med stopp endast för tvättning och underhåll som utförs 4–7 gånger per år. Dessa stopp varar 1–2 dygn. Vid tvätt av anläggningen används saltsyra för att lösa upp kalkavlagringar i strippingtornet. Saltsyran recirkuleras då över strippingtornet.

Reduktionen av kväve över anläggningen är 94 %. Jämfört med biologiska behandlingsmetoder för rejektvatten erfordrar ammoniakstripping mindre volym. Den volymetriska reduktionshastigheten (då endast volymen för strippingtorn och skrubbertorn inkluderas) är över 10 kg $\text{TN}_{\text{red}}/\text{m}^3\text{,d}$, se fakta om anläggningen i tabell 8-8. Kostnad per kilo reducerat kväve är lägre än för vissa av fallstudierna med biologisk behandlingsmetod i föreliggande rapport. Även om kostnaden för kalk inkluderas är kostnaden låg jämfört med biologiska metoder, detta går stick i stäv med vad som ofta anges i lit-



Figur 8-17 Processchema för ammoniakstrippanläggning vid VEAS. Utskrift från styr- och övervakningssystemet.

Tabell 8-8 Fakta om anläggningen för ammoniakstripping vid VEAS avloppsreningsverk.

Reaktorvolym (strippingtorn + skrubbertorn)	128 m ³
Rejektvattenflöde	950 m ³ /d
HRT	0,13 (3,2 h)
Inkommande halt TN	1 500 mg/L
Utgående halt TN	100 mg/L
Reduktionsgrad TN	94 %
Reduktionsgrad NH ₄ -N	94 %
Andel rejeckt.v.flöde av ink. flöde till huvudströmmen	0,3 %
Volymetrisk red. av TN vid aktuell belastning *	10,4 kg TN _{red} /m ³ ,d
Energiförbrukning (luftfläkt + pumpar)	1,5 kWh/kg TN _{red}
Arbetstid (driftövervakning, underhåll, analyser)	9 h/v
Driftkostnad (energi + arbetstid + kemikalier) **	9 kr/kg TN _{red}
Driftkostnadsfördelning energi/arbetstid/kemikalier	10/6/84 %

* Avser volymen för strippingtorn och skrubbertorn.

** I driftkostnaden är inkluderat intäkten från försäljningen av ammoniumnitratet, men inte kostnad för kalk vid slambehandlingen. Om inte intäkten från försäljningen av ammoniumnitratet inkluderas blir totala driftkostnaden 13 kr/kg TN_{red}. Då kostnaden för kalk inkluderas (och intäkt från försäljningen av ammoniumnitrat) blir totala driftkostnaden 18 kr/kg TN_{red}.

teraturen. Förbrukningen av tillsatt salpetersyra och släckt kalk per kg reducerat kväve är 5,3 kg $\text{HNO}_3/\text{kg TN}_{\text{red}}$ respektive 6,5 kg $\text{Ca(OH)}_2/\text{kg TN}_{\text{red}}$.

8.9.2 Driftstrategi

Luftfläkten är frekvensstyrd men ställs manuellt via inställt varvtal. Vanligt luftflöde är 40 000 Nm^3/h vilket motsvarar ett luftflöde av 1 000 Nm^3 luft/ m^3 rejektivatten.

Viktiga instrument i anläggningen är pH- och densitetsmätare. Processen styrs mot att producerat ammoniumnitrat ska hålla en koncentration av 55 % NH_4NO_3 vilket motsvarar en densitet av 1,24–1,26 kg/L. Styrning av salpeterdoseringen är baserad på rådande densitet i ammoniumnitraten som recirkuleras över skrubbertornet. Salpetersyran har högre densitet än ammoniumnitraten vilket utnyttjas vid styrningen. Doseringen av salpetersyra överstyrs mot pH, om exempelvis pH sjunker så minskas doseringen av salpetersyra. En studie vid VEAS visade att pH i recirkulationskretsen för ammoniumnitrat har stor betydelse för reduktionen av kväve i rejektivattnet, högsta kvävereduktion erhöles vid pH ~ 1 (Yasin, 2012). Tidigare har pH varierat mellan 1–3 men senaste åren råder ett pH mellan 0,7–1,0 i recirkulationskretsen för ammoniumnitrat (2016).

8.9.3 Driftproblem

Slambehandlingen vid VEAS med kalktillsats och kammarfilterpressar ger väldigt lämpliga förutsättningar för ammoniakstripping. Filtreringen av rejektivattnet ger en låg halt TSS och innebär en minimering av eventuella problem som är knutna till förekomst av partiklar och organiskt material vid ammoniakstripping.

Kalkutfällningar bildas i strippingtornet. Regelbunden tvättning med saltsyra minimerar dock problemen samt risken för igensättning. Problem kan uppstå i anläggningen om det går för lång tid mellan tvättningar.

Det har förekommit problem med att pH-mätarna i anläggningen inte visat korrekta värden. Upprepade försök har gjorts för att komma tillrätta med problemet men utan framgång. Därför läggs det den senaste tiden mer uppmärksamhet på den relativa förändringen i pH än själva absolutvärdet.

Då ammoniumnitrat kan vara explosivt tillsammans med organiskt material är det av stor vikt att rejektivattnet har så låg halt suspenderat material som möjligt. Haveri av ett filter i kammarfilterpressarna med åtföljande förhöjd halt av TSS och TOC i rejektivattnet kan därför innebära problem.

Förutsatt att regelbunden syratvätt utförs och att rejektivattenkvaliteten till anläggningen är god så anger driftpersonalen att anläggningen är befriad från betydande driftproblem.

8.10 Struvitfällning, Helsingborg (försök)

8.10.1 Beskrivning av anläggningen

Struvitfällning syftar i huvudsak till att återvinna fosfor, avsikten med denna metod skiljer sig därmed från övriga fallstudier. Det finns ännu inte någon fullskalanläggning för struvitfällning i Sverige. Denna fallstudie baseras i

stället på en försöksanläggning i pilotskala vilket även det avviker från övriga fallstudier. Del av försöksanläggningen åskådliggörs i figur 8-18.

Öresundsverket behandlar avloppsvatten från Helsingborgs stad med omnejd. Verket är dimensionerat för 200 000 pe, aktuell belastning motsvarar 144 000 pe. Rejektvattnet från det mesofilt rötade slammet leds normalt till verkets inlopp utan någon separat behandling. Öresundsverket var det första avloppsreningsverket i Sverige som introducerade biologisk fosforering (Tykesson et al., 2005) och har tillämpat detta sedan 1993. En process med bio-P i huvudströmmen är en förutsättning för att det ska vara intressant med struvitfällning eftersom det annars är för låg fosforhalt i rejektvattnet.



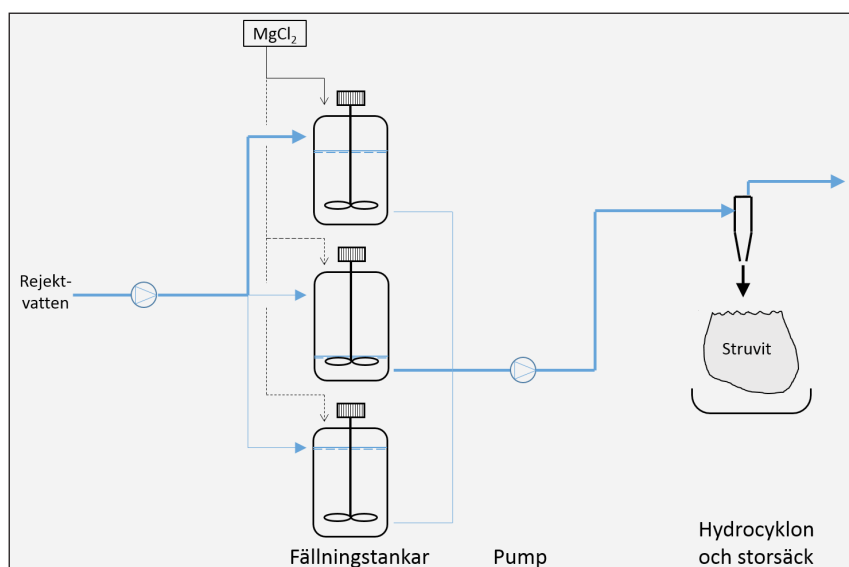
Figur 8-18 Pilotanläggning för struvitfällning inrymd i container vid Öresundsverket, Helsingborg. Foto: Ekobalans Fenix AB.

Försöket med struvitfällning utfördes vid Öresundsverket av företaget Ekobalans Fenix AB från januari 2013 till juni 2014. Anläggningen bestod av följande delar (se även figur 8-19):

- Tre parallella fällningstankar där magnesiumklorid tillsätts.
- Pump för uppföring till en hydrocyklon.
- Hydrocyklon för avskiljning av struvitkristaller.
- Storsäck för lagring av struvitkristaller.
- Tråg under storsäck.

Fällningstankarna fylldes på satsvis och drevs i sekvenser. Inpumpningen till anläggningen var kontinuerlig och styrdes till någon av de tre fällningstankarna. Vid den satsvisa driften utnyttjades nästan hela volymen av respektive fällningstank. En mindre volym behandlat vatten kvarlämnades för att påskynda kristallbildningen i nästföljande sats. Tankarna var försedda med omrörare för att underlätta struvitbildningen och för att bildad struvit inte skulle sedimentera i tanken.

I hydrocyklonen separerades struvitkristallerna från rejektvattnet. Struvitkristallerna föll ned i en storsäck medan vattnet leddes till reningsverkets inlopp. Storsäcken var av semipermeabelt material, vatten som medföljde struviten avleddes genom säckväggen till ett uppsamlingstråg. Säcken flyt-



Figur 8-19 Översiktligt processchema av försökläggningen för struvitfällning.

tades därefter för lagring under närmare två veckor, efter denna tid höll struviten en TSS-halt av 75–80 %. Den färdiga struviten var finkornig med en kornstorlek av ca 10 μm , se figur 8-20. Avskiljningen av kristaller via hydrocyklonen kombinerad med efterföljande filtrering är patentsökt av Ekobalans Fenix AB.



Figur 8-20. Färdig struvit. Foto: Ekobalans Fenix AB.

Under försöksperioden var anläggningen i drift från måndag lunch till fredag förmiddag. Sett över hela försöksperioden behandlades 15–20 % av Öresundsverkets rektvattenflöde i försöksanläggningen.

Som magnesiumkälla användes magnesiumklorid ($MgCl_2$). Det finns billigare former av magnesium men magnesiumklorid möjliggör korta uppehållstider. Doseringen av magnesium var i molförhållande 1:1 mot innehåll av fosfatfosfor i vattnet. Detta innebar en mindre överdosering eftersom rektvattnets innehåll av magnesium bortsågs från samt att avskiljningen av fosfatfosfor inte är fullständig vid struvitfällningen.

Jämfört med biologiska metoder är anläggningen kompakt, totala uppehållstiden är cirka en timme. Driftkostnaden domineras av magnesiumklorid som står för 2/3 av kostnaden, se tabell 8-9.

Tabell 8-9 Fakta om pilotskalanläggningen för struvitfällning vid Öresundsverket vid rådande belastning och driftförhållanden från januari 2013 till juni 2014. Observera att flera av nedanstående parametrar ej är jämförbara med övriga fallstudier.

Reaktorvolym (totalt, samtliga tre fällningstankar)	5,4 m ³
Rejektvattenflöde, totalt	360 m ³ /d
Rejektvattenflöde till struvitanläggningen (vid drift)	120 m ³ /d
HRT	0,045 d (1,1 h)
Inkommande halt PO ₄ -P	220 mg/L
Utgående halt PO ₄ -P	40
Inkommande halt NH ₄ -N	950 mg/L
Utgående halt NH ₄ -N	870 mg/L
Reduktionsgrad PO ₄ -P	82 %
Reduktionsgrad NH ₄ -N	8 %
Andel rejektiv.flöde av ink. flöde till huvudströmmen *	0,6 %
Volymetrisk red. av PO ₄ -P vid aktuell belastning	4,0 kg PO ₄ -P _{red} /m ³ ,d
Volymetrisk red. av NH ₄ -N vid aktuell belastning	1,8 kg NH ₄ -N _{red} /m ³ ,d
Energiförbr. (omrörare + pumpning till hydrocyklon)	0,9 kWh/m ³
Arbetsid (driftövervakning, underhåll, analyser)	2,2 h/v
Driftkostnad (energi + arbetsid + MgCl ₂) **	27 kr/kg PO ₄ -P _{red}
Driftkostnadsfördelning energi/arbetsid/MgCl ₂	10/22/68 %

* Avser det totala rejektvattenflödet av 360 m³/d.

** I driftkostnaden är det ej inkluderat någon intäkt för försäljning av struviten.

TSS-halten i rejektvattnet under försöket var ca 250 mg/L. Det har dock med denna försöksuppställning utan problem testats att fälla struvit vid en TSS-halt över 1 000 mg/L.

En del av den producerade struviten användes till att göra en gödselprodukt i ett separat projekt. Viss mängd av denna gödsel spreds på grönytor i Helsingborg. Den producerade gödselmängden översteg stadens behov för gödsling av grönytor.

8.10.2 Driftstrategi

Instrument i anläggningen utgjordes av nivåvakter och pH-givare i fällningstankarna samt flödesmätare för inkommande rejektvatten. pH-givarna och flödesmätarna var ej styrande.

Driften styrdes via nivåvakter och inställbara tider. Inpumpningen var kontinuerlig till anläggningen, automatventiler styrde till vilken tank rejektvattnet pumpades. Dosering av magnesiumklorid var parallell med inpumpningen och styrdes också via automatventiler. Då inpumpning startade till en fällningstank startade samtidigt omröraren samt doseringen av magnesiumklorid. Via högnivåvakten erhöles signal när tanken var full varpå rejektvattnet och magnesiumkloriden pumpas till nästa tank i turordning. När inpumpningen upphörde startade en inställbar fällningstid. När fällningstiden var slut startade utpumpning från tanken till hydrocyklonen. Utpumpningen upphörde via signal från lågnivåvakt som även stoppade omröraren, fällningstanken stod därmed redo för nästa påfyllning.

Under uppstart av försöket behövde läggas stor vikt vid uppföljning av dosering av magnesiumklorid, med täta analyser av fosfatfosfor och pH. Efter anläggningen var intrimmad kunde tillsynen minskas väsentligt.

Påbyggnad av struvitutfällningar i anläggningen (på omrörare och i rör m.m.) behövde avlägsnas med jämna intervall. Tvättning utfördes därför 1 gång per vecka med svag citronsyra.

Vid början av försöket tillsattes lut för att höja pH. Under försökets gång sänktes lutdosen för att slutligen helt upphöra. Utan lutdosering varierade pH mellan 7,5–8, avskiljningen av ortofosfat var då mellan 80–90 %.

8.10.3 Driftproblem

Ett av de större problemen under försöket var oönskad struvitutfällning vid pump som pumpar till anläggningen. Detta på grund av att struvitutfällning sker spontant i samband med pumpning eftersom vattentrycket då varierar (sänkt vattentryck leder till sänkt partialtryck för koldioxid vilket leder till koldioxidstripping och tillhörande pH-höjning, se kapitel 5.11). Om möjligt är det bättre att leda rejektivattnet via självfall till anläggningen i stället för att pumpa.

Tillfälligt kraftigt förhöjda halter av medföljande slam i rejektivattnet då centrifugerna stängdes av var ett annat problem som uppstod, detta åtgärdades genom förändrat driftsätt av centrifuger.

Den relativt enkla uppsättningen av instrument och maskinella objekt borgar för en minimering av driftproblem. Detta, tillsammans med det faktum att kemisk fällning generellt sett är enklare än en biologisk process, bör ha bidragit till att den angivna arbetstiden är den minsta av samtliga fallstudier.

8.10.4 Ändringar inför fullskaleanläggning

Om en fullskaleanläggning skulle uppföras skulle följande modifieringar införas:

- En luftning av inkommande vatten skulle installeras för koldioxidstripping och pH-höjning. Vid försök utförda efter ovan beskrivet pilotskaleförsök har totala uppehållstiden kunnat kortas ned till ca 20 minuter med en fosforavskiljningsgrad av 90 % vid en höjning av pH till 8.
- Vid varierande halt fosfatfosfor kan det installeras en on-line sensor för fosfatfosfor på inkommande vatten. Detta för att förbättra fosforreduktionen samt minska eventuell överdosering av magnesiumklorid.
- pH-givare i fällningstankar kan slopas. Även om pH varierar i inkommande rejektivatten så är dess variationer inom ett intervall där fällningsprocessen är robust.

8.11 Reflektioner från fallstudier

Några av reflektionerna från de olika fallstudierna är följande:

- Genomgående intryck från många av fallstudierna är att dess processer står och faller med dess instrument; dålig funktion hos instrumenten medför antingen dålig process eller en onödigt energikrävande process.

Exempelvis var syrehaltsgivaren otillförlitlig vid en anläggning vilket gjorde att blåsmaskiner i onödan alltid gick på full effekt under aeroba faser.

- I föreliggande rapport så anges i huvudsak att det kan tillämpas biologiska eller näringsåterförande metoder. Det går också utmärkt att kombinera dessa. Exempelvis så föregås den redovisade ANAMMOX[®]-processen för fallstudien i kapitel 8.6 av struvitfällning. Det är också möjligt att kombinera två näringsåterförande metoder där exempelvis struvitfällning kan efterföljas av ammoniakstripping.
- Alla fallstudier utom en har sin rejektivattenbehandling i en (1) linje. Endast vid Ejby Mølle avloppsreningsverk i Odense sker rejektivattenbehandling i två parallella linjer. Detta innebär en större driftsäkerhet vid eventuella störningar och drifthaverier.
- Driftkostnader för processer med deammonifikation är lägre än för de andra processer, helt i enlighet med övrig litteratur.

Då de olika fallstudierna jämförs mot varandra kan följande konstateras:

- Hydrauliska uppehållstid för konventionella biologiska metoder varierade mellan 2–5 d, för biologiska metoder med deammonifikation var variationen 0,2–2 d (lägsta hydrauliska uppehållstiden erhöles vid ett mer utspätt vatten). Hydrauliska uppehållstiden för växtnäringsåterförande metoder var betydligt kortare; 1–3 h. För dessa har dock endast tagits hänsyn till tankarnas volym, ej de omgivande byggnaderna som erfordras.
- Reduktion av ammoniumkväve för de biologiska metoderna var 89 % som medelvärde. Reduktion av totalkväve för de biologiska metoderna var 78 % som medelvärde om värde från SBR vid Sjölanda ARV i Malmö exkluderas (där totalkvävereduktion inte eftersträvas).
- Andelen rejektivattenflöde av inkommande avloppsvattenflöde varierade mellan 0,3–0,7 % med medelvärde av 0,6 %.
- För anläggningar med biologisk metod som angav ökningen av temperatur i reaktorn kunde ökningen vara upp till 5–6 °C. Ökningen var lägre vid lägre kvävekoncentration i rejektivattnet.
- Den volumetriska reduktionshastigheten av totalkväve för de biologiska metoderna som inte innefattar deammonifikation varierade mellan 0,2–0,3 kg TN_{red}/m³,d vid aktuell belastning. För de anläggningar som tillämpar deammonifikation var motsvarande reduktionshastighet mellan 0,4–1,4 kg TN_{red}/m³,d vid aktuell belastning. Den högsta volumetriska reduktionshastigheten erhöles vid ammoniakstripping i Oslo; 10,4 kg TN_{red}/m³,d.
- Arbetstid för processövervakning, driftskötsel och kemiska analyser var 10 timmar per vecka som medelvärde men varierade mellan 2–30 timmar per vecka mellan de olika anläggningarna.
- Driftkostnaden för biologiska metoder utan deammonifikation varierade mellan 9–19 kr/kg TN_{red} (13 kr/kg NH₄-N_{red} för SBR vid Sjölanda ARV som inte eftersträvar totalkvävereduktion). Driftkostnaderna för anläggningar med deammonifikation varierade mellan 4–6 kr/kg TN_{red}. Driftkostnaden för ammoniakstripping var 9 kr/kg TN_{red} vilket är lågt för att vara en växtnäringsåterförande metod.

- För anläggningarna med biologiska metoder men som inte tillämpar deammonifikation utgjorde kemikalier (koldosering eller lutdosering) den dominerande kostnaden och varierade mellan 64–76 % av totala driftkostnaden. För dessa anläggningar utgjorde energikostnaden 5–25 % av totala driftkostnaden.
- För anläggningarna som tillämpar deammonifikation utgjorde energi den dominerande kostnaden och varierade mellan 52–76 % av totala driftkostnaden.
- Energiförbrukning per kilo reducerat kväve för de två anläggningarna som tillämpar nitrifikation-denitrifikation (Norrköping och 's-Hertogenbosch) var i medelvärde 3,4 kWh/kg TN_{red} . Motsvarande medelvärde för de tre anläggningarna med deammonifikation var 1,8 kWh/kg TN_{red} vilket i det närmaste innebär en halverad energiförbrukning.
- Rejektivattenbehandlingen som inkluderar bioaugmentation skiljer sig från de övriga metoderna eftersom den både reducerar kvävet i rejektivattnet och bidrar till ökad kvävereduktionen i huvudströmmen, effekten av bioaugmentation är därmed dubbel.
- Jämförelse av koncentrationer i inkommande och utgående rejektivatten från de olika anläggningarna görs i kapitel 1.

9 Referenser

- Aage, H.K., Andersen, B.L., Blom, A. & Jensen, I. (1997). The solubility of struvite. *Journal of Radioanalytical and Nuclear Chemistry*, 223(1–2), 213–215.
- Abma W. R., Driessen W., Haarhuis R. & van Loosdrecht M. C. M. (2010). Upgrading of sewage treatment plant by sustainable and cost-effective separate treatment of industrial wastewater. *Water Science & Technology*, 61(7), 1715–1722.
- Ahlgren, S., Bauer, F., Hulteberg, C. (2015). Produktion av kvävegödsel baserad på förnybar energi - en översikt av teknik, miljöeffekter och ekonomi för några alternativ. Rapport nr 082. Institutionen för energi och teknik, Sveriges lantbruksuniversitet, Uppsala.
- Ali, M. & Okabe, S. (2015). Anammox-based technologies for nitrogen removal: Advances in process start-up and remaining issues. *Chemosphere*, 141, 144–153.
- Allgeier, R.J., Peterson, W.H., Juday, C. & Birge, E.A. (1932). The anaerobic fermentation of lake deposits. *Internationale Revue der Gesamten Hydrobiologie und Hydrographie*. 26(5–6), 444–461.
- Anderson, I.C., Poth, M., Homstead, J. & Burdige, D. (1993). A comparison of NO and N₂O production by the autotrophic nitrifier *Nitrosomonas europaea* and the heterotrophic nitrifier *Alcaligenes faecalis*. *Applied and Environmental Microbiology*, 59(11), 3525–3533.
- Andersson Chan, A., Johansson, N. & Christensson, M. (2014). Increased nitrogen removal in existing volumes at Sundet wastewater treatment plant, Växjö. *Water Practice & Technology*, 9(2), 215–224.
- Anthonisen, A.C., Loehr, R.C., Prakasam, T.B.S. & Srinath, E.G. (1976). Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid. *Journal Water Pollution Control Federation*, 48(5), 835–852.
- Arntzen, V.B.G. (2012). Erfaringer med nitrogenfangst fra rejektivann fra utrånnet organisk materiale med lukket ammoniakstripping I Eslöv. Examensarbete. Universitetet for miljø- og biovitenskap, Institutt for matematiske realfag og teknologi, Ås, Norge.
- Arrojo, B., Mosquera-Corral, A., Campos, J.L. & Méndez, R. (2006). Effects of mechanical stress on anammox granules in a sequencing batch reactor (SBR). *Journal of Biotechnology*, 123(4), 453–463.
- Barnard, J. 2006. Biological Nutrient Removal: Where We Have Been, Where We Are Going. Proceedings of the Water Environment Federation's 79th Annual Technical and Educational Conference, Dallas, TX, October 21–25.
- Berends, D.H.J.G., Salem, S., van der Roest, H.F. & van Loosdrecht, M.C.M. (2005). Boosting nitrification with the BABE technology, *Water Science & Technology*, 52(4), 63–70.

- Bergkvist, S. (2012). Rejektvattenbehandlings inverkan på kvävereduktionen vid Arboga reningsverk. Examensarbete. Uppsala Universitet, Institutionen för informationsteknologi.
- Blum, D.J.W. & Speece, R.E. (1991). A database of chemical toxicity to environmental bacteria and its use in interspecies comparisons and correlations. *Research Journal of the Water Pollution Control Federation*, 63(3), 198–207.
- Blum, D.J.W. & Speece, R.E. (1992). The toxicity of organic chemicals to treatment processes. *Water Science & Technology*, 25(3), 23–31.
- Borgerding, J. (1972). Phosphate Deposits in Digestion Systems. *Journal of Water Pollution Control Federation*, 44(5), 813–819.
- Bowden, G., Stensel, H. D., Tsuchihashi, R. (2015). Technologies for Sidestream nitrogen removal. WERF (Water Environment Research Foundation).
- Broda, E. (1977). Two kinds of lithotrophs missing in nature. *Zeitschrift für Allgemeine Mikrobiologie*, 17(6), 491–493.
- Carrère, H., Dumas, C., Battimelli, A., Batstone, D.J., Delgenès, J.P., Steyer, J.P. & Ferrer, I. (2010). Pretreatment methods to improve sludge anaerobic degradability: A review. *Journal of Hazardous Materials*, 183(1–3), 1–15.
- Celen, I. (2006). Phosphorus removal from liquid swine manure by chemical precipitation. Doktorsavhandling. University of Tennessee, Knoxville. USA.
- Christensson, M., Lie, E. & Welander, T. (1994) A comparison between ethanol and methanol as carbon-sources for denitrification. *Water Science & Technology*, 30(6), 83–90.
- Christensson, M., Ekström, S., Andersson Chan, A., Le Vaillant, E. & Lemaire, R. (2013a). Experience from start-ups of the first ANITA Mox plants. *Water Science & Technology*, 67(12), 2677–2684.
- Christensson, M., Piveteau, S., Hemmingsen, S., Ochoa, J. & Lemaire, R. (2013b). Experience from Start-up and Operation of a New Hybas™ ANITA™ Mox Process. NORDIWA, 13:e nordiska avloppskonferensen, 8–10 oktober, 2013, Malmö.
- Christian, S.J., Broeders, E. & Menkveld, H.W.H. (2016). Recovery of ammonia from digestate as fertilizer. *Proceedings of the Water Environment Federation, WEFTEC 2016*, 932–937.
- Crites, R. & Tchobanoglous, G. (1998). *Small and Decentralized Wastewater Management Systems*. McGraw-Hill, New York.
- Dapena-Mora, A., Fernández, I., Campos, J.L., Mosquera-Corral, A., Méndez, R. & Jetten, M.S.M. (2007). Evaluation of activity and inhibition effects on anammox process by batch tests based on the nitrogen gas production. *Enzyme and Microbial Technology*, 40(4), 859–865.

- De Mulder, C. (2014). Impact of intrinsic and extrinsic parameters on the oxygen kinetic parameters of ammonia and nitrite oxidizing bacteria. Doktorsavhandling. Ghent University, Faculty of Bioscience Engineering, Ghent, Belgium.
- Devol, A.H. (2003). Solution to a marine mystery. *Nature*, 422(6932), 575–576.
- Dinçer, A.R. & Kargi, F. (2000). Kinetics of sequential nitrification and denitrification processes. *Enzyme and Microbial Technology*, 27(1), 37–42.
- Dosta, J., Fernandez, I., Vazquez-Padin, J.R., Mosquera-Corral, A., Campos, J.L., Mata-Alvarez, J. & Mendez, R. (2008). Short- and long-term effects of temperature on the Anammox process. *Journal of Hazardous Materials*, 154(1–3), 688–693.
- Driessen, W., Abma, W., Van Zessen, E., Reitsma, G. & Haarhuis, R. (2009). Sustainable treatment of reject water and industrial effluents by producing valuable by-products. 14th European Biosolids and Organic Resources Conference and Exhibition, 9–11 November 2009, The Royal Armouries, Leeds, UK.
- Dytczak, M.A., Londry, K.L., Oleszkiewicz, J.A. (2008). Activated sludge operational regime has significant impact on the type of nitrifying community and its nitrification rates. *Water Research*, 42(8–9), 2320–2328.
- Egli, K., Fanger, U., Alvarez, P., Siegrist, H., van der Meer, J. & Zehnder, A. (2001). Enrichment and characterization of an anammox bacterium from a rotating biological contactor treating ammonium-rich leachate. *Archives of Microbiology*, 175(3), 198–207.
- Ekama, G.A. & Wentzel, M. C. (2008). Nitrogen removal. I: Biological Wastewater Treatment – Principles, Modelling and Design. Henze, M., van Loosdrecht, M.C.M., Ekama, G.A. & Brdjanovic, D. (Red.). IWA publishing, London, 87–138.
- Ellwerth-Stein, E. (2012). Resurseffektiv kvävereduktion genom nitrifikation. Examensarbete. Uppsala Universitet, Institutionen för informationsteknologi, Avdelningen för systemteknik.
- EPA (1975). Process design manual for nitrogen control. U.S. Environmental Protection Agency, Washington, D.C.
- Falås, P., Andersen, H.R., Ledin, A. & la Cour Jansen, J. (2012). Occurrence and reduction of pharmaceuticals in the water phase at Swedish wastewater treatment plants. *Water Science & Technology*, 66(4), 783–791.
- Fernández, I., Dosta, J., Fajardo, C., Campos, J.L., Mosquera-Corral, A. & Méndez, R. (2012). Short- and long-term effects of ammonium and nitrite on the anammox process. *Journal of Environmental Management*, 95, 170–174.
- Forrest, A.L., Fattah, K.P., Mavinic, D.S., Koch, F.A., (2008). Optimizing struviteproduction for phosphate recovery in WWTP. *Journal of Environmental Engineering*, 134(5), 395–402.

- Fossum, J.-P. (2014). Note: Calculation of carbon footprint of fertilizer production. Yara HESQ, 2014-01-10. Nedladdad 2017-01-20 från [http://www.yara.fi/images/2013_Carbon %20footprint %20of %20AN %20- %20Laskumenetelm %C3 %A4 %20- %20Method %20of %20calculation_tcm431-123924.pdf](http://www.yara.fi/images/2013_Carbon%20footprint%20of%20AN%20-%20Laskumenetelm%C3%A4%20-%20Method%20of%20calculation_tcm431-123924.pdf)
- Fowler, G.J. (1920). The conservation of nitrogen with special reference to activated sludge. *Journal of the Indian Institute of Science*, 3, 227–279.
- Fransson, L., Löwgren, S. & Thelin, G. (2010) Återvinning av näringsämnen från rötrest genom struvitfällning. Rapport SGC 218. Svenskt Gastekniskt Center, Malmö.
- Fux, C., Lange, K., Faessler, A., Huber, P., Grueniger, B. & Siegrist, H. (2003). Nitrogen removal from digester supernatant via nitrite – SBR or SHARON? *Water Science & Technology*, 48(8), 9–18.
- Fux, C. & Siegrist, H. (2004). Nitrogen removal from sludge digester liquids by nitrification/denitrification or partial nitrification/anammox: environmental and economical considerations. *Water Science & Technology*, 50(10), 19–26.
- Gali, A., Dosta, J., van Loosdrecht, M.C.M. & Mata-Álvarez, J. (2006). Biological nitrogen removal via nitrite of reject water with a SBR and chemostat SHARON/Denitrification process. *Industrial and Engineering Chemistry Research*, 45(22), 7656–7660.
- Gao, D.W., Peng, Y.Z. & Wu, W.M. (2010). Kinetic model for biological nitrogen removal using shortcut nitrification–denitrification process in sequencing batch reactor. *Environmental Science & Technology*, 44(13), 5015–5021.
- Glass, C., Silverstein, J. & Oh, J. (1997). Inhibition of denitrification in activated sludge by nitrite. *Water Environment Research*, 69(6), 1086–1093.
- Granstedt, A. (2012). Morgondagens jordbruk – med fokus på Östersjön. Huddinge: Södertörns högskola.
- Greaves, J., Hobbs, P., Chadwick, D. & Haygarth, P. (1999). Prospects for the recovery of phosphorus from animal manures: a review. *Environmental Technology*, 20(7), 697–708.
- Grontmij (2009). SHARON Reference List. Nedladdad 2016-08-11 från <http://grontmij.com/sharon>.
- Grontmij (u.å.). SHARON Nitrogen Removal Over Nitrite [broschyr]. Nedladdad 2016-08-12 från <http://grontmij.com/sharon>.
- Gustavsson, D.J.I., Nyberg, U. & la Cour Jansen, J. (2008). Operation for nitritation of sludge liquor in a full-scale SBR. *Water Science & Technology*, 58(2), 439–444.
- Gustavsson, D.J.I. (2010) Biological sludge liquor treatment at municipal wastewater treatment plants – a review. *Vatten*, 66(3), 179–192.
- Gustavsson, D.J.I. & la Cour Jansen, J. (2011a). Dynamics of nitrogen oxides emission from a full-scale sludge liquor treatment plant with nitritation. *Water Science and Technology*, 63(12), 2838–2845.

- Gustavsson, D.J.I., Nyberg, U. & la Cour Jansen, J. (2011b). Full-scale sludge liquor treatment for ammonium reduction with low carbon dosage. *Environmental Technology*, 32(8), 857–863.
- Gut, L. (2006). Assessment of a partial nitrification/Anammox system for nitrogen removal. Licentiatavhandling. Land and Water Resources Engineering, KTH, Stockholm, TRITA-LWR LIC 2034.
- Güven, D., Dapena, A., Kartal, B., Schmid, M.C., Maas, B., van de Pas-Schoonen, K., Sozen, S., Mendez, R., Op den Camp, H.J.M., Jetten, M.S.M., Strous, M. & Schmidt, I. (2005). Propionate oxidation by and methanol inhibition of anaerobic ammonium-oxidizing bacteria. *Applied and Environmental Microbiology*, 71(2), 1066–1071.
- Hallin, S., Lindberg, C.-F., Pell, M., Plaza, E., Carlsson, B. (1996). Microbial adaptation, process performance and a suggested control strategy in a pre-denitrification system with ethanol dosage. *Water Science & Technology*, 34(1–2), 91–99.
- Halling-Sørensen, B. & Jørgensen, S.E. (1993), *The Removal of Nitrogen Compounds from Wastewater*. Elsevier Science Publishers B.V., Amsterdam, The Netherlands.
- Hatton, T.C. (1921). The use of centrifuges for dewatering sludge. *American Journal Of Public Health*, 11(11), 957–963.
- Head, M.A. & Oleszkiewicz, J.A. (2004). Bioaugmentation for nitrification at cold temperatures. *Water Research*, 38(3), 523–530.
- 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 wastewater. *Water Science & Technology*, 37(9), 135–142.
- Henze, M. (1991). Capabilities of biological nitrogen removal process from wastewater. *Water Science & Technology*, 23(4–6), 669–679.
- Henze Christensen, M. & Harremoës, P. (1977). Biological denitrification of sewage: A literature review. *Progress in Water Technology*, 8(4–5), 509–555.
- Henze, M., Harremoës, P., Jansen, J. la C. & Arvin, E. (2002). *Wastewater treatment; Biological and chemical processes* (3rd Ed.). Springer Verlag, Berlin.
- Hooper, A.B. & Terry, K.R. (1979). Hydroxylamine oxidoreductase of *Nitrosomonas*: Production of nitric oxide from hydroxylamine. *Biochimica et Biophysica Acta*, 571(1), 12–20.
- Hwang, J.H. & Oleszkiewicz, J.A. (2007). Impact of cold temperature shock on nitrification. *Water Environment Research*, 79(9), 964–968.
- Isaka K., Sumino T. & Tsuneda S. (2007). High nitrogen removal performance at moderately low temperature utilizing anaerobic ammonium oxidation reactions. *Journal of Bioscience and Bioengineering*, 103(5), 486–490.

- Itokawa, H., Hanaki, K. & Matsuo, T. (2001). Nitrous oxide production in high-loading biological nitrogen removal process under low COD/N ratio condition. *Water Research*, 35(3), 657–664.
- Jardin, N., Thöle, D. & Wett, B. (2006). Treatment of sludge return liquors: Experiences from the operation of full-scale plants. *Proceedings of the Water Environment Federation, WEFTEC 2006*, 5237–5255.
- Jaroszynski L.W., Cicek N., Sparling R. & Oleszkiewicz J.A. (2011). Importance of the operating pH in maintaining the stability of anoxic ammonium oxidation (anammox) activity in moving bed biofilm reactors. *Bioresource Technology*. 102(14), 7051–7056.
- Jetten, M.S.M., van Niftrik, L., Strous, M., Kartal, B., Keltjens, J. & Op den Camp, H.J.M. (2009). Biochemistry and molecular biology of anammox bacteria. *Critical Reviews in Biochemistry and Molecular Biology*, 44(2–3), 65–84.
- Jin, R.-C., Yang, G.-F., Yu, J.-J. & Zheng, P. (2012). The inhibition of the anammox process: a review. *Chemical Engineering Journal*, 197, 67–79.
- Johnston, A.E., and Richards, I.R. (2003). Effectiveness of different precipitated phosphates as phosphorus sources for plants. *Soil Use & Management*, 19(1), 45–49.
- Jones, A.G. (2002). Crystallization process system. Oxford, Great Britain: Butterworth/Heinemann.
- Juhlin-Dannfelt, H. (1925). *Lantbrukets historia – Världshistorisk översikt av lantbrukets och lantmannalivets utveckling*. Stockholm: J. Beckmans bokförlag (även tillgänglig på <http://runeberg.org/>).
- Kampas, K (2007) Sidestream treatment for improved BNR process performance. Doktorsavhandling. Cranfield University, Cranfield, UK.
- Kampschreur, M.J., Tan, N.C.G., Kleerebezem, R., Picioreanu, C., Jetten, M.S.M. & van Loosdrecht, M.C.M. (2008a). Effect of dynamic process conditions on nitrogen oxides emission from a nitrifying culture. *Environmental Science & Technology*, 42(2), 429–435.
- Kampschreur, M.J., van der Star, W.R.L., Wielders, H.A., Mulder, J. W., Jetten, M.S.M. & van Loosdrecht, M.C.M., (2008b). Dynamics of nitric oxide and nitrous oxide emission during full-scale reject water treatment. *Water Research*, 42(3), 812–826.
- Kampschreur, M.J., Temmink, H., Kleerebezem, R., Jetten, M.S.M. & van Loosdrecht, M.C.M. (2009a). Nitrous oxide emission during wastewater treatment. *Water Research*, 43(17), 4093–4103.
- Kampschreur M.J., Poldermans R., Kleerebezem R., van der Star W.R.L., Haarhuis R., Abma W.R., Jetten M.S.M. & van Loosdrecht M.C.M. (2009b). Emission of nitrous oxide and nitric oxide from a full-scale single-stage nitrification-anammox reactor. *Water Science & Technology*, 60(12), 3211–3217.
- Kappe, S.E. (1958). Digester supernatant: Problems, characteristics and treatment. *Sewage and Industrial Wastes*, 30(7), 937–952.

- Kartal, B., Kuypers, M.M.M., Lavik, G., Schalk, J., Op den Camp, H.J.M., Jetten, M.S.M. & Strous, M. (2007). Anammox bacteria disguised as denitrifiers: nitrate reduction to dinitrogen gas via nitrite and ammonium. *Environmental Microbiology*, 9(3), 635–642.
- Katsogiannis, A.N., Komaros, M. & Lyberatos, G. (2003). Enhanced nitrogen removal in SBRs bypassing nitrate generation accomplished by multiple aerobic/anoxic phase pairs. *Water Science & Technology*, 47(11), 53–59.
- Kim, S.-W., Miyahara, M., Fushinobu, S., Wakagi, T. & Shoun, H. (2010). Nitrous oxide emission from nitrifying activated sludge dependent on denitrification by ammonia-oxidizing bacteria. *Bioresource Technology*, 101(11), 3958–3963.
- Knowles, R. (1982). Denitrification. *Microbiological Reviews*, 46(1), 43–70.
- Kofina, A.N. & Koutsoukos, P. (2005). Spontaneous precipitation of struvite from synthetic wastewater. *Crystal Growth and Design*, 5(2), 489–496.
- Kujawa, K. & Klapwijk, B. (1999). A method to estimate denitrification potential for pre-denitrification system using NUR batch test. *Water Research*, 33(10), 2291–2300.
- Lemaire, R., Vuillet, F., Bausseron, A., Chastrusse, S., Monnier, R., Christensson, M., Zhao, H., Thomson, C. & Ochoa, J. (2015). ANITA™ Mox deammonification process for COD-rich and THP reject water. *WFTEC 2015*, 3266–3279.
- Lackner, S., Gilbert, E.M., Vlaeminck, S.E., A. Joss, A., Horn, H & van Loosdrecht, M.C.M. (2014). Full-scale partial nitrification/anammox experiences – an application survey. *Water Research*, 55, 292–303.
- Le Corre, K. S., Valsami-Jones, E., Hobbs, P., & Parsons, S. A. (2009). Phosphorus Recovery from Wastewater by Struvite Crystallization: A Review. *Critical Reviews In Environmental Science & Technology*, 39(6), 433–477.
- Liberti, L., Boari, G., Petruzzelli, D., & Passino, R. (1981). Nutrient removal and recovery from wastewater by ion exchange. *Water Research*, 15(3), 337–342.
- Liu, Y. & Tay, J.-H. (2004) State of the art of biogranulation technology for wastewater treatment. *Biotechnology Advances*, 22, 533–563.
- Lu, H., Chandran, K. & Stensel, H.D. (2014) Microbial ecology of denitrification in biological wastewater treatment. *Water Research*, 64, 237–254.
- Ma, J., Yang, Q., Wang, S., Wang, L., Takigawa, A. & Peng, Y. (2010). Effect of free nitrous acid as inhibitors on nitrate reduction by a biological nutrient removal sludge. *Journal of Hazardous Materials*, 175(1–3), 518–523.
- Malina, J.F. & DiFilippo, J. (1971). Treatment of supernatant and liquids associated with sludge treatment. *Water Sewage Works, Referens nummer 118*, R30–R38.

- Mampaey, K.E., De Kreuk, M.K., van Dongen, U.G.J.M., van Loosdrecht, M.C.M. & Volcke, E.I.P. (2016). Identifying N₂O formation and emissions from a full-scale partial nitrification reactor. *Water Research*, 88, 575–585.
- Massone, A., Gernaey, K., Rozzi, A. & Verstraete W. (1998). Measurement of ammonium concentration and nitrification rate by a new titrimetric biosensor. *Water Environment Research*, 70(3), 343–350.
- Metcalf & Eddy Inc. (2003). *Wastewater Engineering: Treatment, Disposal, Reuse*, 4th edition. McGraw-Hill, New York, NY.
- Mokhayeri, Y., Riffat, R., Murthy, S., Bailey, W., Takacs, I. & Bott, C. (2009). Balancing yield, kinetics and cost for three external carbon sources used for suspended growth post-denitrification. *Water Science & Technology*, 60(10), 2485–2491.
- Momberg, G.A. & Ollermann, R.A. (1992). The removal of phosphate by hydroxyapatite and struvite crystallisation in South Africa. *Water Science & Technology*, 26(3–4), 987–996.
- 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 Research*, 31(12), 3191–3194.
- Mossakowska, A. (1994). Nitrifiering av rejektivatten med SBR-teknik på Bromma reningsverk. Licentiatavhandling. Avd. för Vattenvårdsteknik. Kungliga Tekniska Högskolan, Stockholm. TRITA-VAT-1942.
- Mulder, A., van de Graaf, A.A., Robertson, L.A. & Kuenen, J.G. (1995). Anaerobic ammonium oxidation discovered in a denitrifying fluidized bed reactor. *FEMS Microbiology Ecology*, 16(3), 177–184.
- Naturvårdsverket (1990). *Kvävereduktion vid kommunala avloppsreningsverk: Rejektivattenbehandling*, Volym 14. Solna: Naturvårdsverket Rapport 3872.
- Nicolella, C., van Loosdrecht M.C.M. & Heijnen J.J. (2000). Wastewater treatment with particulate biofilm reactors. *Journal of Biotechnology*, 80(1), 1–33.
- Nikolic, A., Sundin, A.M. (2006). Teknik för förbättrad kväverening i Sverige – Resultat av landsomfattande enkätundersökning. *Vatten*, 62(4), 313–322.
- NSVA (2012). Pressmeddelande. Nedladdad 2016-05-24 från <http://www.mynewsdesk.com/se/nsva/pressreleases/plastroer-minskar-struvitbelaeggningar-hos-nsva-742002>.
- Nyberg, U., Andersson, B. & Aspegren, H. (1996) Long-term experiences with external carbon sources for nitrogen removal. *Water Science & Technology*, 33(12), 109–116.
- Oh, J. & Silverstein, J. (1999). Oxygen inhibition of activated sludge denitrification. *Water Research*, 33(8), 1925–1937.
- Oliveira, C.S. (2012). *Respirometric techniques applied to aerobic microbial processes*. Doktorsavhandling. University of Minho, School of engineering, Guimarães, Portugal.

- Otte, S., Grobbsen, N.G., Robertson, L.A., Jetten, M.S. & Kuenen, J.G. (1996). Nitrous oxide production by *Alcaligenes faecalis* under transient and dynamic aerobic and anaerobic conditions. *Applied and Environmental Microbiology*, 62(7), 2421–2426.
- Park, S., Bae, W., Chung, J. & Baek, S. (2007). Empirical model of the pH dependence of the maximum specific nitrification rate, *Process Biochemistry*, 42(12), 1671–1676.
- Parker, P. & Wanner, J. (2007). Review of methods for improving nitrification through bioaugmentation, *Water Practice*, 1(5).
- Parsons, S.A., Wall, F., Doyle, J., Oldring, K. & Churchley, J. (2001). Assessing the potential for struvite recovery at sewage treatment works, *Environmental Technology*, 22(11), 1279–1286.
- Paulsrud, B., Rusten, B. & Storhaug, R. (1988). Pretreatment of sludge liquors in sewage treatment plants. *Proceedings of the 3:rd Gothenburg Symposium 1988*, 1–3 Juni 1988, Göteborg.
- Prakasam, T.B.S. & Loehr, R.C. (1972). Microbial nitrification and denitrification in concentrated wastes. *Water Research*, 6(7), 859–869.
- Principi, P., Villa, F., Bernasconi, M., & Zanardini, E. (2006). Metal toxicity in municipal wastewater activated sludge investigated by multivariate analysis and in situ hybridization. *Water Research*, (40), 99–106.
- Puyol, D., Carvajal-Arroyo, J.M., Sierra-Alvarez, R. & Field, J.A. (2014). Nitrite (not free nitrous acid) is the main inhibitor of the anammox process at common pH conditions. *Biotechnology Letters*, 36(3), 547–551.
- Queiroz, L.M., Aun, M.V., Morita, D.M. & Alem Sobrinho, P. (2011). Biological nitrogen removal over nitrification/denitrification using phenol as carbon source. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*, 28(2), 197–207.
- Remde, A. & Conrad, R. (1990). Production of nitric oxide in *Nitrosomonas europaea* by reduction of nitrite. *Archives of Microbiology*, 154(2), 187–191.
- Ren, S. (2004). Assessing wastewater toxicity to activated sludge: recent research and developments. *Environment International* 30(8), 1151–1164.
- Ritchie, G.A.F. & Nicholas, D.J.D. (1972). Identification of the sources of nitrous oxide produced by oxidative and reductive processes in *Nitrosomonas europaea*. *Biochemical Journal*, 126(5), 1181–1191.
- Ronteltap, M. (2009). Phosphorus recovery from source-separated urine through the precipitation of struvite. *Doktorsavhandling*. Swiss federal institute of technology, ETH Zürich, Schweiz.
- Rudolfs, W. & Gehm, H.W. (1939). High and low temperature digestion: VI. Supernatant liquor treatment with chemicals. *Sewage Works Journal*, 11(1), 19–34.

- Rusten, B., Hem, L.J. & Ødegaard, H. (1995). Nitrification of municipal wastewater in moving-bed biofilm reactors, *Water Environment Research*, 67(1), 75–86.
- Rysgaard, S., Glud, R.N., Risgaard-Petersen, N. & Dalsgaard, T. (2004). Denitrification and anammox activity in Arctic marine sediments. *Limnology and Oceanography*, 49(5), 1493–1502.
- Salem, S., Berends, D., van Loosdrecht, M.C.M. & Heijnen, J.J. (2003). Bioaugmentation by nitrification with return sludge. *Water Research*, 37(8), 1794–1804.
- Salem, S., Berends, D.H.J.G., van der Roest, H.F., van der Kuji, R.J. & van Loosdrecht, M.C.M. (2004). Full-scale application of the BABE technology. *Water Science & Technology*, 50(7), 87–96.
- Salem, S. (2005). Bioaugmentation of nitrification in activated sludge systems. Doktorsavhandling. Delft University of Technology, Delft, Nederländerna.
- Schoumans, O.F., Bouraoui, F., Kabbe, C., Oenema, O. & van Dijk, K.C. (2015) Phosphorus management in Europe in a changing world. *Ambio*, 44(2), 180–192.
- Schulthess, R.V., Kühni, M. & Gujer, W. (1995). Release of nitric and nitrous oxides from denitrifying activated sludge. *Water Research*, 29(1), 215–226.
- Shammas, N.K. (1986). Interactions of Temperature, pH, and Biomass on the Nitrification Process. *Water Pollution Control Federation*, 58(1), 52–59.
- Sharma, B. & Ahlert, R.C. (1977). Nitrification and Nitrogen Removal. *Water Research*, 11(10), 897–925.
- Siegrist H. (1996). Nitrogen removal from digester supernatant - comparison of chemical and biological methods. *Water Science & Technology*, 34(1–2), 399–406.
- Slycke, H. (1992). En by i Östergötland under 500 år. Lingham: Stålgården förlag.
- Statens energimyndighet (2015). Produktion och användning av biogas och rötresten år 2014. ES 2015:03.
- Stenström, F., Baresel, C. & la Cour Jansen, J. (2013). Nitrous oxide production under varied C/N-ratio and DO in an SBR treating digester supernatant. Nordiska avloppskonferensen, NORDIWA 2013. Oktober 2013, Malmö.
- Stenström F., Tjus K. & Jansen J. la Cour. (2014). Oxygen-induced dynamics of nitrous oxide in water and off-gas during the treatment of digester supernatant. *Water Science & Technology*, 69(1), 84–91.
- Stenström, F. & la Cour Jansen, J. (2016). Promotion of nitrifiers through side-stream bioaugmentation: A full-scale study. *Water Science & Technology*, 74(7), 1736–1743.

- Strous, M., Heijnen, J.J., Kuenen, J.G. & Jetten, M.S.M. (1998). The sequencing batch reactor as a powerful tool for the study of slowly growing anaerobic ammonium-oxidizing microorganisms. *Applied Microbiology & Biotechnology*, 50(5), 589–596.
- Strous, M., Kuenen, J.G. & Jetten, M.S.M. (1999). Key physiology of anaerobic ammonia oxidation. *Applied and environmental microbiology*, 65(7), 3248–3250.
- Tendaj-Xavier, M. (1985). Biologisk behandling av rejektivatten från centrifugering av rötslam. Licentiatavhandling. Vattenvårdsteknik, Kungliga Tekniska Högskolan (KTH), Stockholm. TRITA-VAT-1851.
- Thorndahl, U. (1993). Nitrogen removal from returned liquors. *Water & Environment Journal*, 7(5), 492–496.
- Tumlin, S., Gustavsson, D. & Bernstad Saraiva Schott, A. (2014). Klimatpåverkan från avloppsreningsverk. Bromma, Sverige: Svenskt Vatten Utveckling, Rapport Nr 2014-02.
- Tykesson, E., Jönsson, L.-E., la Cour Jansen, J. (2005). Experience from 10 years of full-scale operation with enhanced biological phosphorus removal at Öresundsverket. *Water Science & Technology*, 52(12), 151–159.
- US EPA (2000). Wastewater Technology Fact Sheet Ammonia Stripping. United States Environmental Protection Agency. EPA 832-F-00-019.
- van Loosdrecht, M.C.M. & Salem, S. (2006). Biological treatment of sludge digester liquids. *Water Science & Technology*, 53(12), 11–20.
- van Loosdrecht, M.C.M. (2008). Innovative nitrogen removal. I: *Biological Wastewater Treatment – Principles, Modelling and Design*. Henze, M., van Loosdrecht, M.C.M., Ekama, G.A. & Brdjanovic, D. (Eds.). IWA publishing, London. 139–154.
- van de Graaf, A.A., Mulder, A., Slijkhuys, H., Robertson, L.A. & Kuenen, J.G. (1990). Anoxic ammonium oxidation. In: *Proc. 5th European Congress on Biotechnology* (Christiansen, C., Munck, L. & Villadsen, J. Eds), vol 1, 388–391, Munkgaard International Publishers, Copenhagen.
- van de Graaf, A.A., de Bruijn, P., Robertson L.A., Jetten, M.S.M. & Kuenen, J.G. (1996). Autotrophic growth of anaerobic ammonium-oxidizing micro-organisms in a fluidized bed reactor. *Microbiology*, 142(8), 2187–2196.
- van der Star, W. (2008). Growth and Metabolism of Anammox Bacteria. Doktorsavhandling. Delft University of Technology, Delft, Nederländerna.
- 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 Research*, 41(18), 4149–4163.
- van Hulle, S.W.H., Vandeweyer, H.J.P., Meesschaert, B.D., Vanrolleghem, P.A., Dejans, P. & Dumoulin, A. (2010). Engineering aspects and practical application of autotrophic nitrogen removal from nitrogen rich streams. *Chemical Engineering*, 162(1), 1–20.

VAV, Svenska Vatten- och Avloppsverksföreningen. (1986). Styrning av slambehandlingsprocesser. VAV P61.

Veolia Water Technologies (u.å.). ANITA™ Mox – Sustainably treating highly concentrated ammonia-loaded effluents [broschyr]. Nedladdad 2016-05-10 från http://technomaps.veoliawatertechnologies.com/processes/lib/pdfs/3133,Brochure_AnitaMox_EN_LR.pdf

Veuillet, F., Lacroix, S., Bausseron, A., Gonidec, E., Ochoa, J., Christensson, M. & Lemaire, R. (2014). Integrated fixed-film activated sludge ANITA™Mox process – A new perspective for advanced nitrogen removal. *Water Science & Technology*, 69(5), 915–922.

Webb, K.M. & Ho, G.E. (1992). Struvite solubility and its application to a piggery effluent problem. *Water Science & Technology*, 26(9–11), 2229–2232.

WERF Nutrient Challenge (2014). Deammonification. Water Environment Research Foundation (WERF). Neethling, J.B. (Red.). Nedladdad 2016-03-14 från <http://werf.org>.

Wett, B. (2006). Solved up-scaling problems for implementing deammonification of rejection water. *Water Science & Technology*, 53(12), 121–128.

Wett, B. (2007). Development and implementation of a robust deammonification process. *Water Science & Technology*, 56(7), 81–88.

Wett, B. & Rauch, W. (2003). The role of inorganic carbon limitation in biological nitrogen removal of extremely ammonia concentrated wastewater. *Water Research*, 37(5), 1100–1110.

Wett, B., Murthy, S., Takács, I., Hell, M., Bowden, G., Deur, A. & O'Shaughnessy, M. (2007). Key Parameters for control of DEMON deammonification process. *Water Practice*, 1(5), 1–11.

Wett, B., Omari, A., Han M., Murthy, S., Bott, C., Hell, M., Nyhuis, G. & O'Shaughnessy, M. (2012) Going for mainstream deammonification from bench- to full-scale for maximised resource efficiency. *Proceedings of IWA World Water Conference & Exhibition, Busan, Sydkorea*, 16–21 september 2012.

Wijffels, R.H., Englund, G., Hunik, J.H., Leenen, E.J.T.M., Bakketun, A., Gunther, A., Obon de Castro, J. M. & Tramper, J. (1995) Effects of diffusion limitation on immobilized nitrifying microorganisms at low temperatures. *Biotechnology and Bioengineering*, 45(1), 1–9.

Wunderlin, P., Mohn, J., Joss, A., Emmenegger, L. & Siegrist, H. (2012). Mechanisms of N₂O production in biological wastewater treatment under nitrifying and denitrifying conditions. *Water Research*, 46(4), 1027–1037.

Yasin, A.M. (2012). Undersøkelse av rensegrader, driftsforhold og kostnader ved nitrogenfjerning og fangst med lukket ammoniakstripping ved VEAS. Examensarbete. Universitetet for miljø- og biovitenskap, Ås, Norge.

- Yu, R., Kampschreur, M.J., van Loosdrecht, M.C.M. & Chandran, K. (2010). Mechanisms and specific directionality of autotrophic nitrous oxide and nitric oxide generation during transient anoxia. *Environmental Science & Technology*, 44(4), 1313–1319.
- Zhu, G., Peng, Y., Li, B., Guo, J., Yang, Q., Wang, S., (2008). Biological removal of nitrogen from wastewater. I: Whitacre, D. (Red.), *Reviews of Environmental Contamination and Toxicology*, vol. 192. Springer, New York, 159–195.
- Ødegaard, H. (1991). Some trends in Scandinavian wastewater treatment. *Proceedings Hansa Environment Conference*, Helsinki May 28–30, 1991.



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