

CHALMERS



Undersökning av deammonifikationsprocessens optimala uppstartsförhållanden för kväverening av rejektvatten på Ryaverket

Teoretisk studie baserad på vetenskapliga artiklar.

Anja Baatz

Sofia Rasmusson

Institutionen för Bygg- & miljöteknik

Institutionen för Kemi- & bioteknik

Kemiingenjör

CHALMERS TEKNISKA HÖGSKOLA

Göteborg, Sverige 2014

Examensarbete 15hp

Undersökning av deammonifikationsprocessens optimala uppstartsförhållanden
för kväverening av rejektvatten på Ryaverket
Teoretisk studie baserad på vetenskapliga artiklar.

ANJA BAATZ
SOFIA RASMUSSEN

©ANJA BAATZ & SOFIA RASMUSSEN, 2014

Rapportnummer: 2014:87
Institutionen för Bygg- & miljöteknik
Institutionen för Kemi- & bioteknik
Handledare: Professor Britt-Marie Wilén
Chalmers Tekniska Högskola
SE-412 96 Göteborg
Sverige
Telefon: +46 (0)31 772 1000

Sammanfattning

Avloppsvatten måste renas från kväve för att inte orsaka övergödning av sjöar och hav. Ryaverket planerar att införa deammonifikationsprocessen för kväverening av rejektvatten. Rejektvatten är det ammoniumrika vatten som separerats från slammet efter biogasanläggningen. Deammonifikationsprocessen är en relativt ny process vilket gör att det inte finns många fullskaleanläggningar ännu. Reningsprocessen på Ryaverket ska ske i en Moving Bed Biofilm Reactor som en enstegprocess. Kväverening sker naturligt i mark och vatten med hjälp av bakterier och två av dessa används i deammonifikationsprocessen, aeroba och anaeroba ammoniumoxiderande bakterier. Dessa typer av bakterier kräver olika levnadsförhållanden och processen bygger på att aeroba och anaeroba tillstånd samexisterar i en biofilm. Reaktionerna som sker i processen är partiell nitrifikation och anammox, där den partiella nitrifikationen är den begränsande reaktionen. Reaktionen begränsas av syre i vätskebulken och molförhållandet mellan ammonium och vätekarbonat i inflödet. Processen är beroende av vissa faktorer: pH, temperatur och syrets börvärde. Syftet med studien är att undersöka de optimala uppstartsforhållandena för deammonifikationsprocessen med avseende på Ryaverkets anläggning.

Antaganden gav att det endast är nödvändigt att använda en av två linjer som finns tillgängliga för deammonifikationsprocessen. Linjen kommer få en medelbelastning på $2 \text{ gNH}_4 - \text{N}/\text{m}^2 * d$ men kan fortfarande klara högre belastningar. Det finns dock risk för ammoniakinhibering vid hög temperatur och hög ammoniumkoncentration. Under uppstartsperioden kan linjen luftas intermittent och börvärdet skall inte överstiga $1 \text{ mgO}_2/\text{L}$. Systemet kräver en ympning på minst 10 % och en successiv tillförsel av rejektvatten för att bygga upp en stabil biofilm. Deammonifikation är en energi- och kostnadseffektiv process framförallt på ammoniumrika vattenflöden.

Nyckelord: Kväverening, Deammonifikation, MBBR, Biofilm, Anammox.

Förkortningar

AOB	AmmoniumOxiderande Bakterier
NOB	NitritOxiderande Bakterier
AnAOB	Anaeroba AmmoniumOxiderande Bakterier
ANAMMOX	ANaerobic AMMonium OXidation
HRT	Hydraulic Retention Time - Hydraulisk uppehållstid
MBBR	Moving Bed Biofilm Reactor
SBR	Sequencing Batch Reactor
SAA	Specifik Anammox Aktivitet
DO	Dissolved Oxygen, löst syre
Syrets börvärde	Bakgrundskoncentration av syre i vätskebulken, krävs för att skapa en koncentrationsgradient
Autotrof bakterie	En typ av bakterie som utnyttjar koldioxid som energikälla

Innehåll

1	Inledning	1
1.1	Syfte	2
1.1.1	Frågeställning	2
1.2	Metod	3
2	Bakgrund	4
2.1	Kväverening	5
2.1.1	Konventionell kväverening	6
2.1.2	Deammonifikationsprocess	7
2.2	Processutformning	8
3	Process- och reaktorteori	9
3.1	Deammonifikation	9
3.1.1	Partiell nitritation	9
3.1.2	Anammox	11
3.2	MBBR-process	12
3.2.1	Bärare i MBBR-processen	13
3.2.2	Biofilm	14
3.3	Drift	15
3.3.1	Lufttillförsel	16
3.3.2	Omrörning	16
3.3.3	Hydraulisk uppehållstid	17

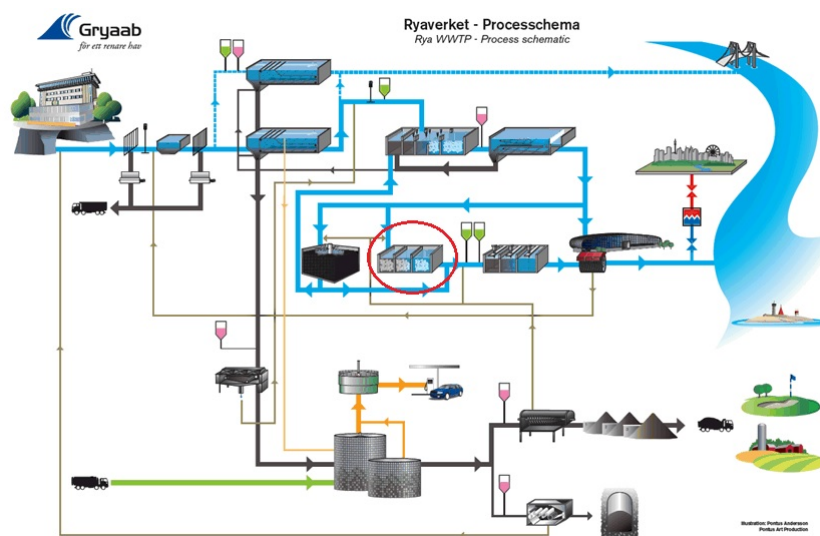
4	Driftfaktorer	19
4.1	Temperatur	19
4.2	pH och konduktivitet	22
4.3	Syrets börvärde	26
4.4	Substratinhibering	29
4.5	Ympning	31
5	Tillämpning på Ryaverket	35
5.1	Temperatur	36
5.2	Substratinhibering	36
5.3	pH och alkalinitet	38
5.4	Hydraulisk uppehållstid	40
5.5	Ympning och successiv belastning	40
5.6	Syrets börvärde och belastning	43
5.7	Onlinemätningar	45
6	Rekommendationer	50
	Litteraturförteckning	56
A	Tabeller	i
B	Beräkningar	xi
C	MATLAB-koder	xiii

1

Inledning

Belastningen på avloppsreningsverket i Göteborg är stor och miljökraven blir allt hårdare. Det sker en ständig utveckling av processerna och nya metoder för avloppsrening tas fram, deammonifikationsprocessen är en av dem. Det är en relativt nyutvecklad biologisk kväverenningsprocess som initieras på avloppsreningsverk runt om i världen. Under sent 1990-tal var det första gången Anammox (ANaerobic AMMonium OXidation) beskrevs som en del av processen [1]. Processen använder två bakterietyper, aeroba och anaeroba ammonium oxiderare. AnAOB (Anaeroba Ammonium Oxiderande Bakterier) oxiderar ammonium direkt till kvävgas med hjälp av nitrit. Detta har visats vara både kostnads- och energieffektiv på ammoniumrika vattenflöden. AnAOB har en snäv optimumkurva vilket kan försvåra uppstarten men driftkostnadsfördelarna med processen gör att avloppsreningsverk ändå vill införa den.

Gryaab i Göteborg bygger under 2013-2016 ut den biologiska kväverenningsprocessen på Ryaverket. Detta på grund av att kvävebelastningen ökar och risken, att i framtiden, inte kunna uppfylla miljökravet på halten kväve som får släppas ut i Göta älv ökar. Utbyggnaden består av en reaktor med sex linjer som skall rena kväve genom nitrifikation. I fyra linjer kommer det att renas avloppsvatten från eftersedimenteringsbassängerna med nitrifikation. I de två resterande linjerna skall det undersökas om det är möjligt att införa deammonifikationsprocessen genom att rena ammoniumrikt rejektivatten från biogasanläggningen. I figur 1.1 visas Ryaverkets processchema.



Figur 1.1: Ryaverkets processchema. Den röda ringen visar vart deammonifikationsprocessen skall införas [2].

1.1 Syfte

Syftet med studien är att ta fram teoretisk information om och hur deammonifikationsprocessen kan införas i reningsprocessen på Ryaverket. Studien kommer endast avse rening av rejektvatten i två linjer och den kommer behandla information om drift och uppstart från existerande deammonifikationsprocesser samt pilotförsök från andra reningsverk och universitet. En jämförelse mellan vetenskapliga artiklar kommer att göras för att ta fram det mest optimala uppstartsförhållandet med avseende på Ryaverkets blivande process. Parametrar som är möjliga att reglera vid drift är uppehållstid i linjerna, lufttillförsel och därmed syrets börvärde samt frekvensen på mekaniska omrörare. Målet med studien är att undersöka optimala driftförhållanden för uppstart och beräkna förväntad reningsgrad av ammonium.

1.1.1 Frågeställning

1. Ökar kvävereningsgraden vid användandet av två linjer eller uppnås en effektiv process vid användandet av en?
2. Vilka är de viktigaste faktorerna att ta hänsyn till vid uppstart?

3. Hur kommer deammonifikationsprocessen bero av syrets börvärde, temperatur och pH?
4. Är processen effektiv hela året?
5. Vad finns det för svårigheter med deammonifikationsprocessen?

1.2 Metod

För att få bakgrundsinformation besöktes Rejektvattendagarna i Linköping, 9 april 2014, efter det utfördes litteraturstudier och e-postintervjuer. Litteraturstudierna har avsett vetenskapliga artiklar tillgängliga via Chalmers bibliotek. Artiklarna har gett information om processens funktion och uppstartsförhållande. Många studier var med avseende på enbart anammox i laboratorie- och pilotskala. E-postintervjuer hölls med avloppsreningsverken, Himmerfjärdsverket utanför Södertälje och Sundets reningsverk i Växjö. De har bidragit med information och rådata från respektive process. Det utfördes teoretiska beräkningar med värden från Ryaverket som sedan jämfördes med värden från Himmerfjärdsverket och Sundets reningsverk samt andra studier för att hitta bästa möjliga driftförhållanden för uppstart av deammonifikationprocessen. Beräkningarna utfördes i MATLAB och är grundat på stökiometri från reaktionsformler.

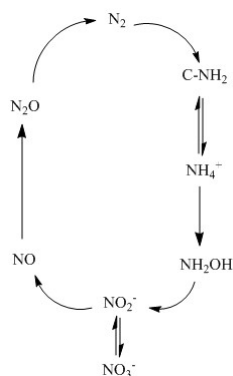
2

Bakgrund

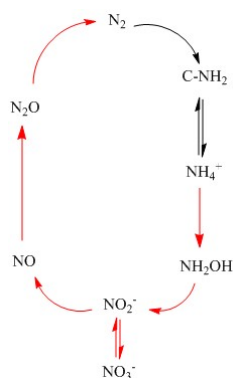
Avloppsvatten måste renas från kväve för att det orsakar övergödning av sjöar och hav. Övergödning stör den naturliga kvävecykeln, figur 2.1, eftersom kväveföreningarna ackumuleras i mark och vattendrag. Naturen kan alltså inte ta tillvara på all energi och näring som finns tillgänglig i form av kväveföreningar [3][4]. Dagens krav på halten kväve som Ryaverket får släppa ut per år är 10 mg/l, under år 2013 låg Ryaverkets årsmedelvärde på 8,8 mg/l [5]. Eftersom halten kväve i avloppsvattnet hela tiden ökar med ökande population och ökande konsumtion av proteinrik mat, måste kvävereningen effektiviseras och därav utökas. Den största kvävekällan i avloppsvatten är ammonium, NH_4^+ , [2]. I den här studien kommer undersökning av kväverening genom deammonifikation att appliceras på det ammoniumrika rejektivattnet. Rejektivattnet står för bara 2 % av avloppsreningsverkets totalflöde men för 15-20 % av den totala ammoniumbelastningen [2]. Rejektivattnet bildas efter avvattning av rötslam från biogasanläggningen. Vid avvattning separeras vattnet från slammet genom centrifugering [6]. Vattnet har nu väldigt hög koncentration av ammonium, ungefär 1000 mg/l, en låg halt av organiska ämnen och en temperatur på 37°C. Rejektivattnets karaktär gör det fördelaktigt att använda deammonifikationsprocessen vid kväverening [3].

2.1 Kväverening

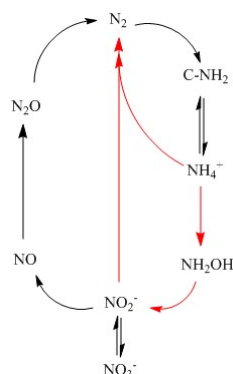
Kväverening på avloppsreningsverk sker genom omvandling av kväveföreningar i avloppsvattnet till kvävgas, N_2 , som sedan kan avgå till atmosfären. På avloppsreningsverk är det vanligt att använda biologiska reningsprocesser vid kväverening. De biologiska processerna sker med hjälp av bakterier vilket även sker i vår natur som en del av kvävecykeln. Två av dessa är konventionell kväverening och deammonifikation som kan ses i figur 2.2 respektive 2.3.



Figur 2.1: Den naturliga kvävecykeln.



Figur 2.2: De röda pilarna representerar konventionell kväverening som tillämpas på Ryaverket i nuläget. Kvävefixering sker inte på avloppsreningsverk.

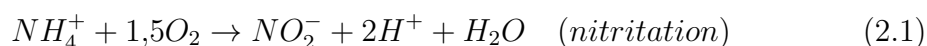


Figur 2.3: De röda pilarna representerar kväverening genom deammonifikation. Ny process som kanske skall införas på Ryaverket. Kvävefixering sker inte på avloppsreningsverk.

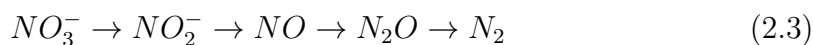
2.1.1 Konventionell kväverening

På Ryaverket används i dagsläget konventionell kväverening för att rena avloppsvatten. Det är en biologisk nedbrytning av kväveföreningar, vilket sker genom nitrifikation och denitrifikation. Detta kräver tillförsel av syre samt kolkälla för att kunna avlägsna kväveföreningar, genom redoxreaktioner, från avloppsvattnet. Konventionell kväverening sker i olika reaktionssteg. Först sker nitrifikation, förenklat genom oxidation av ammonium till nitrit, NO_2^- , med hjälp av AOB (AmmoniumOxiderande Bakterier), reaktion (2.1), och sedan vidare till nitrat, NO_3^- , genom NOB (NitritOxiderande Bakterier), reaktion (2.2) [3]. Dessa två reaktioner sker aerobt, vilket gör att det krävs stor syretillgång för oxidationen av ammonium [7].

Nitrifikation:



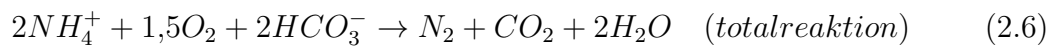
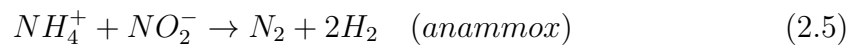
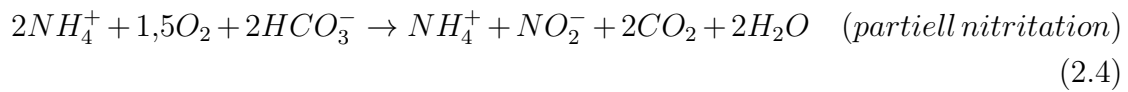
Andra steget i konventionell kväverening är denitrifikation. Förenklat kan detta ses som en reduktion av det bildade nitrattet till kvävgas genom denitrifikationsbakterier [3]. Förenklad reaktionsväg kan ses i reaktion (2.3) [8].

Denitrifikation:

Denitrifikationsbakterierna använder kolkälla som elektrondonator [9]. När avloppsvattnet når detta steg innehåller det vanligtvis en för liten mängd organiskt kol som bakterierna kan utnyttja. Därför måste avloppsreningsverken tillsätta extern kolkälla, oftast fossil metanol, för att denna reaktion skall slutföras. Tillsats av fossil metanol kan innebära stora koldioxidutsläpp samt stora kostnader i längden [2][3]. Konventionell kväverening är därför inte tillräckligt kostnadseffektiv för att rena rejektvatten på grund av det låga innehållet av organisk kolkälla [10].

2.1.2 Deammonifikationsprocess

Deammonifikationsprocessen är ett relativt nytt tillvägagångssätt för att rena avloppsvatten från kväve, den är inte applicerad på många reningsverk i Sverige i dagsläget [11]. Deammonifikationsreaktionen sker i två delsteg, partiell nitrifikation, reaktion (2.4), och anammox, reaktion (2.5), via AOB respektive AnAOB. Den sammanlagda deammonifikationsprocessen kan ses i reaktion (2.6). AnAOB:s funktion gör att denna process inte kräver någon extern kolkälla och förbrukar drygt hälften så mycket syre jämfört med konventionell kväverening [3]. Att det krävs mindre syre kan ses genom att jämföra reaktionerna (2.1) och (2.2) med reaktion (2.6). Det krävs då 2 mol O_2 per mol NH_4 i konventionell kväverening men bara 0,75 mol O_2 per mol NH_4 . Förbrukningen av extern kolkälla minskar på grund av att denitrifikationssteget inte är en del av deammonifikationsprocessen. Totalt kan förbrukningen av syre minska med 57 % och förbrukningen av extern kolkälla kan minska med 86 % [12]. Detta gör att processen är väldigt energi- och kostnadseffektiv [11].

Deammonifikationsreaktioner: [13]

2.2 Processutformning

Deammonifikationsprocessen kan utföras i olika reaktorer, varav den vanligaste typen är MBBR [14][15][16], Moving Bed Biofilm Reactor, som antingen en- eller tvåstegsprocess [17]. Ryaverket skall använda en enstegsprocess för att rena rejektvattnet. MBBR använder bärare i rörelse där bakterierna tillåts växa på en skyddad yta vilket ökar effektiviteten av kväverening per reaktorsvolym [17]. Bärarna bidrar till att bakterierna har en stor yta att växa på i jämfört med om bakterierna växer suspenderat. Enstegsprocessen innebär att partiell nitritation och anammox sker i en gemensam reaktor, det vill säga aeroba och anaeroba tillstånd samexisterar i en biofilm [3][17]. Genom att styra syretillgång, mekanisk omrörning och flöde förväntas en optimal miljö för AnAOB och AOB uppnås vilket bör leda till en effektiv kväverening.

3

Process- och reaktorteori

Kommande teoridel riktas mot kväverening av ammoniumrikt rejecktatten genom deammonifikationsprocessen. Avsnittet tar upp teoretisk information om hur processen och reaktorn fungerar samt hur bakteriernas miljö kan implementeras i reaktorn.

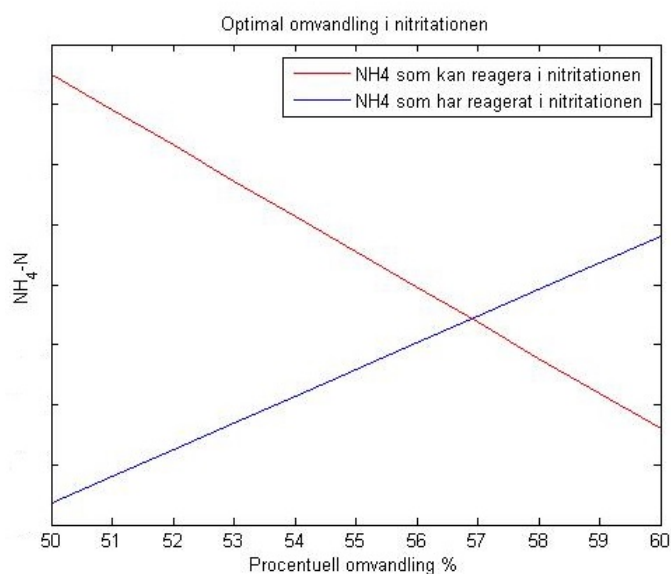
3.1 Deammonifikation

Som nämnt tidigare består deammonifikation av två delsteg, partiell nitritation och anammox. Delstegen sker med hjälp av två typer av bakterier som kräver olika driftförhållanden. Nedan beskrivs dessa reaktionssteg och vilken miljö bakterierna kräver. De olika levnadsmiljöerna bidrar till att det kan vara svårt att starta upp och stabilisera en enstegs deammonifikationsprocess [3][11].

3.1.1 Partiell nitritation

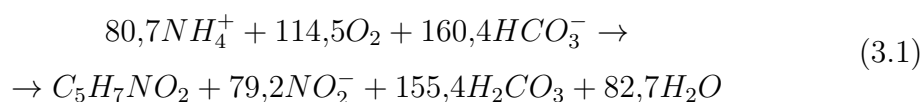
Nitritation är en delreaktion av nitrifikation, i deammonifikation sker partiell nitritation, reaktion (2.4). Partiell syftar på att en del av ammonium från inflödet oxideras med hjälp av AOB till nitrit. I det mest optimala fallet av deammonifikation reagerar drygt hälften (50-60 %) av ammoniummängden i den partiella nitritationen och resten i anammoxreaktionen [18]. Figur 3.1 visar att det mest optimala fallet är när 56,9 % ammonium omvandlas i den partiella nitritationen.

Stökiometriskt sett bör detta ge det högsta utbytet av ammonium. Driftmässigt kan det styras av tillfört syre som begränsar AOB:s aktivitet [19]. Vilket i sin tur leder till hur mycket nitrit som kan bildas i den partiella nitrifikationen, det är den begränsande faktorn för hela systemet [19]. AOB är en autotrof bakterie och utnyttjar vätekarbonat som kolkälla i deammonifikationsprocessen. Bakteriens metabolism sker enligt reaktion (3.1) [3].



Figur 3.1: Procentuell omvandling av ammonium i partiell nitrifikation. Vid 56,9 % skär de båda linjerna varandra. Linjerna representerar ammonium som kan reagera i reaktion (2.4) och ammonium som har reagerat i reaktion (3.2). Där dessa två linjer skär varandra är den optimala mängd ammonium som bör reagera i partiell nitrifikation. För beräkning se appendix C: figur C.7.

AOB:s metabolism:



Tillväxt genom autotrofi tar lång tid då kolkällan som utnyttjas ger lite energi och detta leder till att dessa bakterier delas väldigt långsamt [8]. Tillväxthastigheten för AOB gynnas av temperaturer runt 35°C [20] samt överskott av ammonium och syre [8]. Detta tillskillnad från anammox som inte kräver något syre alls.

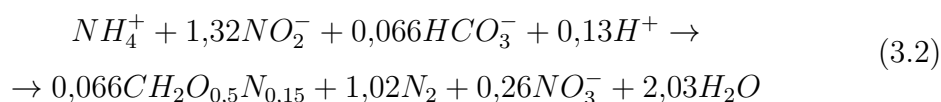
3.1.2 Anammox

Anammoxreaktionen är anaerob ammonium oxidation som utförs av bakterier. Dessa bakterier kallas AnAOB och spelar en stor roll i den naturliga kvävecykeln [3]. Det finns hittills fem kända släkten av bakterien, *Kuenenia*, *Jettenia*, *Brocadia*, *Anammoxoglobus* och *Scalindua* [21]. De fyra förstnämnda släktena har blivit detekterade i avloppsreningsverk, men alla dessa bakterier förekommer naturligt i syrefattiga marina miljöer [21]. Bakterierna kan leva i dessa miljöer då de oxiderar ammonium med kväveoxid, NO , som elektronacceptor [9]. Det kan jämföras med många andra bakterier som använder sig av syrgas som elektronacceptor [3]. Anammoxreaktionen kan ses som en trestegsprocess med kväveoxid och hydrazin, N_2H_4 , som intermediärer som sedan bildar kvävgas [9]. Nedan ses en mycket förenklad reaktionsväg:

1. $NO_2^- \rightarrow NO$
2. $NO + NH_4^+ \rightarrow N_2H_4$
3. $N_2H_4 \rightarrow N_2$

AnAOB är även den autotrof, vilket gör att dess tillväxt är väldigt långsam. Tillväxten är beroende av temperaturen vilket gör att det tar ungefär 11-13 dagar för bakterien att fördubblas vid 32-33°C [3][8][11]. Bakterien har en optimal temperatur på ungefär 37°C men det har även visat sig att den kan arbeta stabilt vid lägre temperaturer [3][11]. Detta är en fördel då den svenska medeltemperaturen inte överstiger 18°C på sommaren och är ungefär 0°C på vintern vilket kan leda till sänkt temperatur på rejektvattnet i reaktorn. Det finns även teorier att den långsamma tillväxten kan bero på att anammox förbrukar ammonium väldigt långsamt [8]. AnAOB:s metabolism sker enligt reaktion (3.2) [12]:

AnAOB:s metabolism:



Dock kan för höga halter av substrat och syre bidra till långsam delning eller att processen upphör tillfälligt [22]. Med hänseende till föregående kräver samexistens

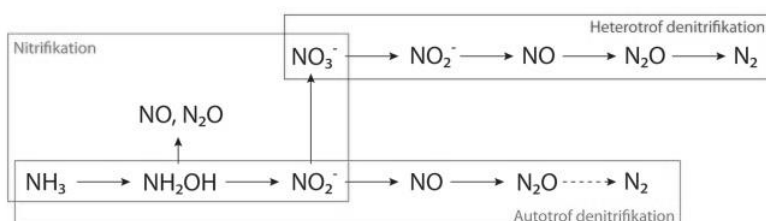
mellan AOB och AnAOB en väldigt fin balans av substrat. Balansen skapas på ett lämpligt sätt med hjälp av biofilm på bärare i en MBBR process [3][17].

3.2 MBBR-process

I en MBBR sker reaktionen i en biofilm på bärare som hela tiden är i rörelse i vattnet, processen kan ses som en fluidiserad bädd. Rörelserna i bassängen skapas av antingen luftning, mekaniska omrörare eller både och. MBBR har visats vara stabil och robust process genom att den inte behöver så mycket underhåll [17]. Den är även kostnadseffektiv på många avseenden till exempel att den kräver liten yta och utnyttjar hela tankvolymen för reaktionen [17]. Biomassa växer på bärarnas skyddade yta som ger en stor effektiv yt-area sett till tankvolymen [17]. Tack vare den skyddade ytan så krävs mycket mindre biomassaseparation, i jämförelse med processer där bakterier växer suspenderat i vattnet och det minimerar risken att få in oönskade bakterier i andra delar av processen [17].

Deammonifikation kan ske både genom enstegs- eller tvåstegsprocess i en MBBR, där båda utformningarna har för- och nackdelar. Ett vanligt upplägg är att MBBR-processen delas upp i flera zoner [14][23]. I dessa går det att få aeroba, anaeroba eller anoxiska förhållanden [17]. I en enstegsprocess utnyttjas både aeroba och anaeroba förhållanden i alla zonerna genom kontroll av syre och biofilmen, där dessa två miljöer samexisterar. I en tvåstegsprocess används däremot en eller flera zoner till aerob och de andra till anaerob miljö. Tvåstegsprocessen kan lättare optimera processen då de olika bakterierna får bättre villkor [3]. Studier tyder ändå på att enstegsprocessen är den mest effektiva på grund utav besparingar i luftning och kemikalieåtgång [3][8].

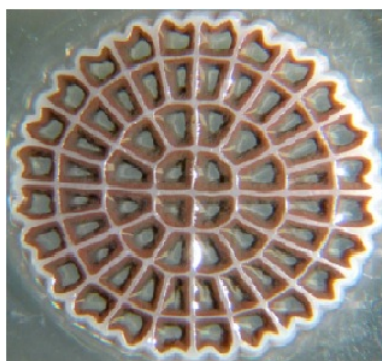
Enstegsprocessen minskar även risken för lustgasbildning. Lustgas kan bildas vid kväverening om AOB arbetar vid för låga syrehalter eller vid för höga nitrithalter [3]. Minskningen av lustgasbildning i en enstegsprocess antas bero på att nitrit förbrukas omedelbart av AnAOB [24]. Lustgas bildas genom en reaktion som kallas för autotrof denitrifikation, se figur 3.2, och innebär att AOB reducerar nitrit till kväveoxid som sedan kan bilda lustgas som slutprodukt [25]. Lustgas är en kraftig växthusgas, dess GWP (Global Warming Potential) ligger på ungefär 298 koldioxidekvivalenter, vilket gör den 300 gånger värre än koldioxid [25], det är därför viktigt att undvika dess produktion vid kväverening.



Figur 3.2: Reaktionsvägar för bildning av kvävgas. AOB kan reagera genom autotrof denitrifikation vilket kan bilda lustgas [25].

3.2.1 Bärare i MBBR-processen

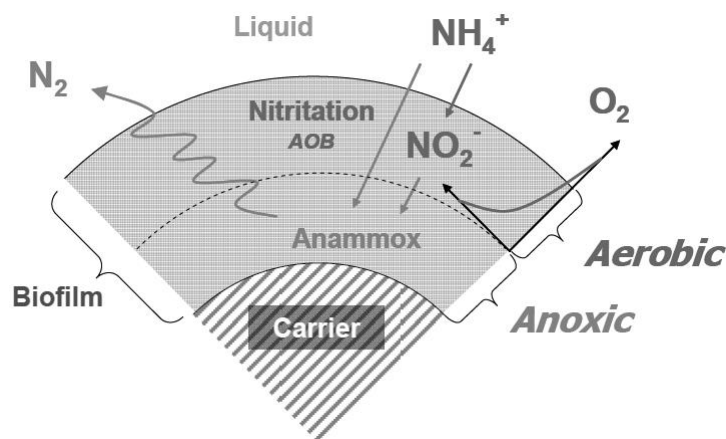
För att biomassa skall stanna inne i reaktorn används bärare. Dessa bärare finns i olika typer och former men jämförs mest med avseende på effektiv area som biofilmen kan utnyttja. Ryaverket överväger att använda K5 bärare, se figur 3.3, som är utvecklade utvecklade av AnoxKaldnes. Det finns två sorter av K5, lätta och tunga. I grunden är båda tillverkade av polyeten och den lättare har en densitet på $0,96 \text{ kg/m}^3$ medan den tyngre har en densitet på $0,98 \text{ kg/m}^3$ på grund av inblandning av antingen titandioxid eller kalk [2]. Ryaverket kommer antagligen att använda de tyngre bärarna då det generellt önskas i omrörda bassänger [2]. Dessa bärare har en kostnad på $6,6 \text{ kr/m}^3$ och en yta på $800 \text{ m}^2/\text{m}^3$ som biomassa kan växa på. Bärarna kommer röra sig fritt med en fyllnadsgrad på 50 % vilket ger en aktiv yta på $731\,400 \text{ m}^2$ per linje.



Figur 3.3: K5 bärare med biofilm [2]. Den rödbruna färgen är karakteristisk för AnAOB [18].

3.2.2 Biofilm

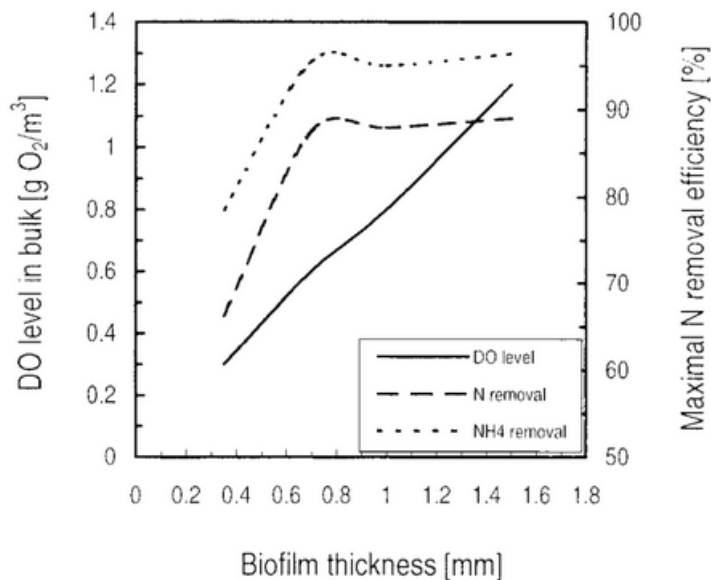
Biofilmen är det lager på bärarna där bakterierna växer och producerar biomassa. Egenskaperna hos biofilmen spelar en stor roll för totalprocessens effektivitet, eftersom det är där bakterierna samexisterar. Samexistensen karaktäriseras av att AOB växer längst ut på biofilmen där syrehalten är som högst och AnAOB växer längre in mot bäraren där syrehalten är noll eller nära noll [9]. Svårigheten med biofilmen i en enstegsprocess är att tjockleken måste anpassas för att passa båda bakterierna [9]. Tjockleken på filmen påverkar substrattransporten [9]. Transport av substrat kan ses i figur 3.4.



Figur 3.4: Transport och förbrukning av substrat i biofilmen. Anoxic representerar det anaeroba lagret [26].

Det är viktigt att syret förbrukas helt i den partiella nitritationen för att ge AnAOB en anaerob omgivning och därmed undvika syrehämning. Dock får inte de andra substraten ta slut, ammonium och nitrit, det resulterar i att AnAOB dör och en del av filmen blir outnyttjad [4]. I det aeroba lagret växer även ett tunt lager NOB, närmare det anaeroba lagret. Vid för höga substrathalter ökar dess tillväxt. Det resulterar i utkonkurrens av AnAOB på grund av att NOB förbrukar nitrit. Mängden biomassa i filmen beror inte bara på biofilmens tjocklek, utan även på dess densitet och porositet men dessa har inte visat någon större påverkan på substrattransporten [19]. Därför bör tjockleken kontrolleras och styras med avseende på systemets belastning, det krävs tjockare film för högre belastning men en biofilm som är tjockare än 0,7 mm har dock inte visat öka kvävereduktionen,

se figur 3.5 [19].

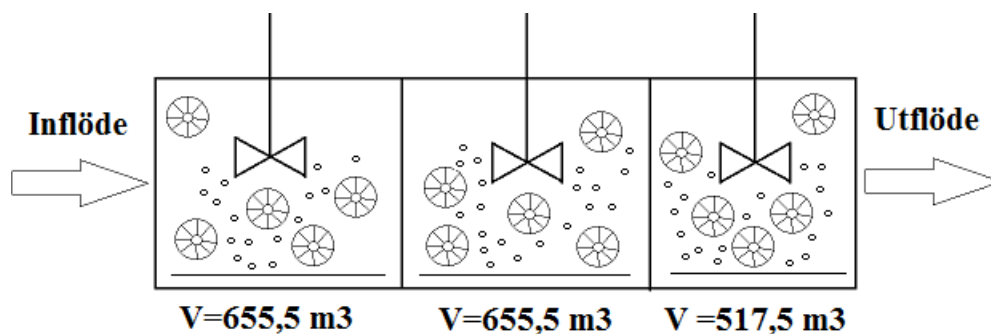


Figur 3.5: Förhållande mellan syrets börvärde, kvävereduktion och biofilmtjocklek [19].

De mekaniska omrörarna kan användas för att reglera biofilmen [18]. Vid en för tjock biofilm kan frekvensen ökas på omrörarna som med skjuvkrafter begränsar tillväxt på filmen [8][18]. Det är viktigt att inte förlora för mycket biofilm genom detta, eller andra ändringar i systemet, då det är svårt för processen att återhämtas, mycket beroende på AnAOB:s långa tillväxtstid. För en utslagen linje på Himmerfjärdsverket med försiktig uppstart tog det ungefär sex månader att vara tillbaka på full kapacitet [14].

3.3 Drift

Reaktorn på Ryaverket kommer delas upp med tre zoner i vardera linje. Varje linje har en total volym på $1828,5 \text{ m}^3$, se figur 3.6. Uppdelningen gör att bärarna sprids jämt ut över totalvolymen och inte ansamlas i slutet på grund av flödesriktningen. För att få optimala förhållanden i de olika zonerna kan lufttillförsel och omrörare regleras enskilt i varje zon. Regleringen kommer ske efter belastning på zonerna till exempel en högre ammoniumhalt i inflödet kräver mer lufttillförsel.



Figur 3.6: Förenklad bild på linjernas utseende med volym på respektive zon.

3.3.1 Lufttillförsel

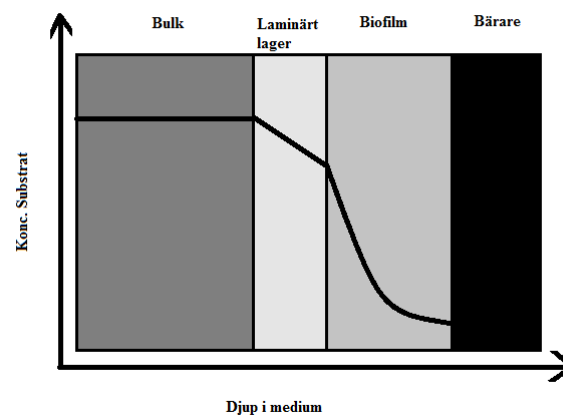
Det behöver tillsättas luft till processen för att öka halten löst syre i vattnet. Lufttillförsel kan bidra med nästan 75 % av ett avloppsreningsverks totala energiförbrukning [7][27]. Det är därför viktigt att ha rätt utrustning som kan arbeta på det mest energieffektiva sättet. För att uppnå en minimal energiförbrukning bör luftningsutrustningen ha hög botten täckningsgrad och ett finblåsig luftningssystem [27]. En hög botten täckningsgrad leder till en bra omrörning och minskning av energibehovet [27]. Det är även viktigt att systemet är finblåsig (små bubblor) eftersom det är detta som ökar syrets löslighet i vattnet genom ökad kontaktyta [16][27]. Varje luftningsutrustning har en specifik kapacitet, $K_L a$ för att lösa syre i vatten [16].

Reaktorerna kan luftas antingen intermittent eller kontinuerligt. Intermittent innebär att luftningen startas och stängs av med lämpligt intervall. Det framgår sällan i studier vilka intervall som används men exempelvis kan cykler om en timme användas med 40 eller 30 minuters luftning [14]. Kontinuerlig luftning går ut på att det hela tiden tillsätts syre till processen men i olika koncentrationer. Processen kan luftas på ett av dessa två sätt för att främja både AOB och AnAOB.

3.3.2 Omrörning

En deammonifikationsprocess brukar utrustas med mekaniska omrörare för att hålla bärarna i rörelse när luftningen är avstängd eller inte räcker till [17]. Utan omrörning hamnar bärarna på botten eller flyter, vilket leder till ineffektivitet.

Omrörarnas frekvens och tiden de används beror på om systemet nyttjar intermitent eller kontinuerlig luftning. Vid en uppstart kan det vara bra att ha ganska låg hastighet på omrörarna för att bakterierna lättare ska växa sig fast på bärarna. När processen börjar bli stabil kan hastigheten öka för att undvika igensättning av bärarna [18]. En omrörning som skapar turbulens i processen kan underlätta masstransport från vätska till biofilm genom att minska tjockleken på det laminära diffusionslagret, se figur 3.7 [4].



Figur 3.7: Förändring av substratkoncentration från bulken till bäraren. Minskning av det laminära lagret underlättar substrattransport in till biofilmen.

3.3.3 Hydraulisk uppehållstid

Upphållstiden är viktigt att reglera för optimering av processen. En för kort uppehållstid skulle göra att inte allt ammonium kan reagera, då sänks utbytet och önskad reningsgrad kan ej uppnås. En lång uppehållstid kan försvåra uppbyggnaden av dubbellagret på biofilmen genom mikrobiell konkurrens vilket skulle leda till att reaktorn fungerar som en kemostat [28]. Kemostat innebär att det inte sker någon ökning av mikroorganismer, det kan ses som ett kontinuerligt system där mängden mikroorganismer i reaktorn alltid är konstant. Den hydrauliska uppehållstiden, HRT , beror på vätskans volym i reaktorn, $V_{vätska}$, och inflöde, F_{in} , och

kan beräknas enkelt via ekvation (3.3):

$$HRT = V_{v\ddot{a}tska}/F_{in} \quad (3.3)$$

En studie i laboratorieskala gjord på två MBBR med skilda uppehållstider visade tydligt ett beroende mellan uppehållstid och effektivitet [28]. Den ena reaktorn hade uppehållstid på 12 timmar och mängden biomassa på $3,1 \text{ g/m}^2$. Den andra hade en uppehållstid på 48 timmar men en mycket mindre mängd biomassa, $0,28 \text{ g/m}^2$. Biofilmen i reaktorn med kortare uppehållstid var även tjockare, $150 \text{ }\mu\text{m}$ jämfört med $50 \text{ }\mu\text{m}$ i den andra reaktorn. Detta gav upphov till en högre ammoniomvandling i den första reaktorn. I reaktorn med 48 timmars uppehållstid upptäcktes även suspenderade mikroorganismer. Dessa organismer stod för den större delen av ammoniomvandlingen vilket resulterande i felaktig process [28]. Detta visar vikten av en kortare uppehållstid för att undvika konkurrerande mikroorganismer. Risken finns att dessa organismer inte bidrar till deammonifikationsprocessens effektivitet utan stör den genom att minska tillgängligt substrat. Skulle till exempel tillväxt av NOB ske suspenderat skulle de förbruka nitrit och syre, se reaktion (2.2).

4

Driftfaktorer

Det finns svårigheter med att införa deammonifikation i processen. De faktorer som påverkar mest är temperatur, pH, syrets börvärde och substratinhibering. Det innebär att dessa faktorer måste kontrolleras och i vissa fall styras för att processen skall kunna arbeta vid en hög effektivitet. I följande stycken kommer dessa faktorer samt ympning att granskas. Faktorerna jämförs och mäts oftast i bakterieaktivitet och aktiviteten innebär den mängd kväve bakterierna klarar att rena per dag och mäts oftast i $gN/m^2 * d$.

En del av informationen kommer från två svenska avloppsreningsverk, Sundets avloppsreningsverk i Växjö och Himmerfjärdverket utanför Södertälje. Dessa avloppsreningsverk har bidragit med data från respektive processer som kan jämföras med Ryaverket. Resterande data och information kommer från studier i vetenskapliga artiklar och examensarbeten.

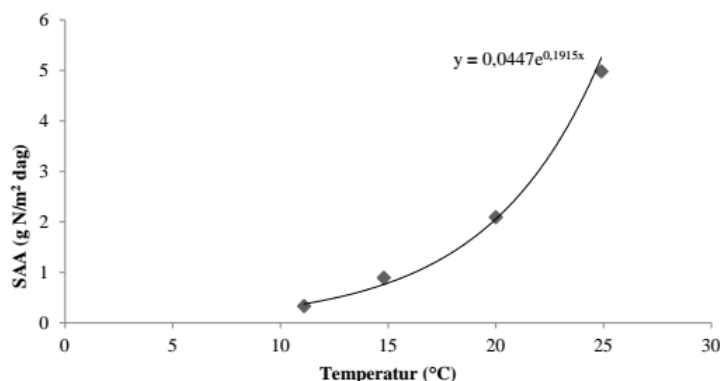
4.1 Temperatur

Temperaturen är en viktig miljöfaktor vid bakteriella processer då aktiviteten generellt ökar med en högre temperatur [8]. Både AOB och AnAOB har ett optimalt temperaturintervall mellan 35-40°C [20] men kan fortfarande arbeta stabilt vid lägre temperaturer [8][29]. Vid temperaturer över 20°C är tillväxten av AOB fortfarande snabbare än NOB vilket är positivt vid användning av deammonifikation [23]. I ett examensarbete utfört på Sjölundas avloppsreningsverk visades det att

aktiviteten är kraftigt beroende av temperaturen. När temperaturen sjönk från 24,9°C till 11,1°C minskade aktiviteten med totalt 93 % [8]. I försöken kan det ses att aktiviteten är exponentiellt beroende av temperaturen. Detta kan ses i figur 4.1 samt 4.2.

Temperatur (°C)	SAA (g N/m ² /dag)
11,1	0,33
14,8	0,89
20	2,09
24,9	4,98

Figur 4.1: Temperaturer med respektive SAA (Specifik Anammox Aktivitet) [8].

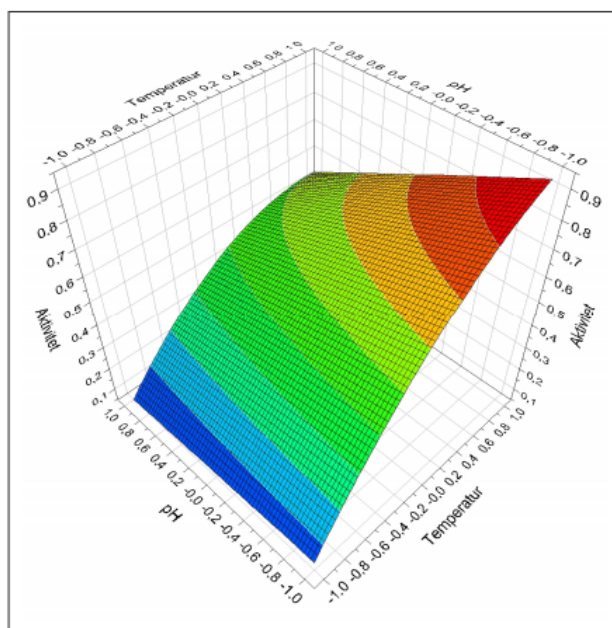


Figur 4.2: Kurva som visar att SAA är exponentiellt beroende av temperaturen [8].

Även en studie i laboratorieskala från Hammarby Sjöstadsverk visade hur aktiviteten av anammox beror av temperaturen. Studien utfördes för att ge underlag till att införa rejektvattenbehandling vid kommunala reningsverk och undanröja generella uppstartsproblem [30]. Testerna utfördes för visa effekten av temperatur, pH och ammoniumhalt på SAA (Specifik Anammox Aktivitet). I figur 4.3 visas reella värden med motsvarande kontrollvariabler vilket gör att man kan tyda figur 4.4. Denna studie gav en högsta aktivitet på 1,38 gN/m² * d vilket uppmättes vid 30°C, pH=7,0 och ammoniumbelastning 300 mgN/L. Resultatet visas enskilt beroende av temperaturen i figur 4.5 med en ammoniumbelastning på 300 mgN/L.

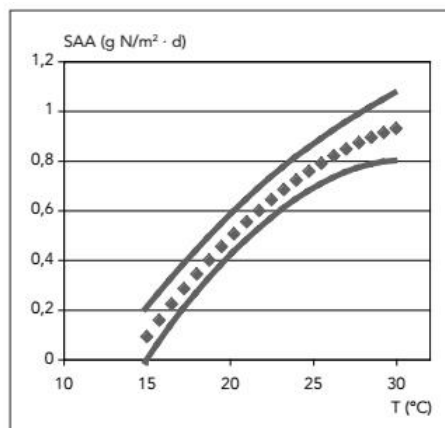
	-1	0	1
T (°C)	15,0	22,5	30,0
NH ₄ ⁺ -N (mg N/l)	53	300	530
pH	7,0	7,8	8,6

Figur 4.3: Temperatur, pH och ammoniumkoncentration i inflöde avsett till en specifik kontrollvariabel [30].



Figur 4.4: Tredimensionellt beroende på SAA av temperatur och pH. Det röda området visar absolut optimum i studien från Hammarby Sjöstadsverk [30].

Dessa studier tyder på att en högre temperatur ger högre aktivitet hos bakterierna. Det är därför viktigt att försöka bibehålla temperaturoptimum i bassängerna för att uppnå önskad aktivitet och för att undvika tillväxt av NOB. Temperaturen bör dock inte överstiga 45°C eftersom då minskar aktiviteten på grund av celledöd [20]. På Ryaverket är det kort avstånd mellan reaktorer och centrifuger, dessutom kommer reaktorerna vara täckta vilket gör att temperaturen på 37°C på rejektvattnet borde bibehållas relativt bra.

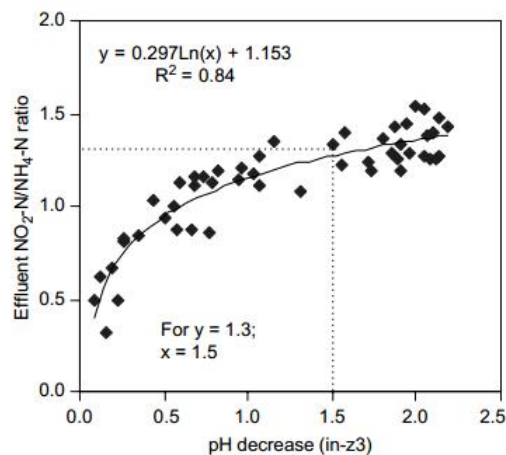


Figur 4.5: SAA:s beroende av temperaturen vid inkommande halt av $300 \text{ mgNH}_4\text{-N/L}$ [30].

4.2 pH och konduktivitet

Deammonifikationsprocessens pH bör ligga stabilt mellan 6,5–8,0 eftersom detta har visats vara gynnsamt för både AOB och AnAOB [7]. En pilotstudie på en tvåstegsprocess visade att pH ändras i de olika reaktionerna, det sjunker i nitritationen och ökar i anammoxreaktionen [31]. pH är därför ett bra verktyg för att kontrollera processens gång, en sänkning i pH på 1,5 i nitritationen och en höjning på 1,0 i anammoxreaktionen tyder på stabilitet [31]. Ändringar i pH beror på hur hög alkalinitet rejektvattnet har, vilket innebär buffertförmåga i form av vätekarbonat. Under nitritationen frigörs vätejoner, reaktion (2.1), samtidigt som vätekarbonat förbrukas som kolkälla och omvandlas till koldioxid, reaktion (3.1). Dessa två reaktioner bidrar till att pH sänks under processen [11][32], se figur 4.6, medan AnAOB:s cellsyntes bidrar till ökningen i pH då vätejoner förbrukas, reaktion (3.2) [11].

Sammanlagt kommer pH att sänkas i den totala processen men är nära försumbar i en enstegsprocess då reaktionerna sker parallellt, detta kallas jonkompensering [11]. Jonkompenseringen sker via jämvikt mellan joner, främst vätejoner, och kan styra vilka reaktioner som förekommer [32]. Ett högre pH kan driva nitritationen som frigör vätejoner, när dessa finns i överskott och vattnet har erhållit ett lägre pH, sänks nitritationens aktivitet. Då ökar anammoxreaktionens aktivitet som förbrukar vätejoner och pH kommer att stiga igen. Vattnets alkalinitet stabi-

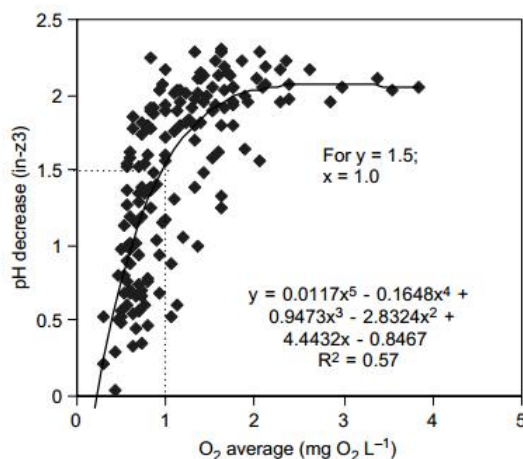


Figur 4.6: Diagrammet visar hur pH beror av ökning i nitritkoncentration, i förhållande mot ammoniumkoncentration [31].

liserar pH till en viss grad genom buffring, det gör att till exempel ett högre antal vätejoner kan frigöras innan pH sänks och nitritationen begränsas [32]. Ett molförhållande mellan inkommande ammonium och alkalinitet i rejektvatten brukar ligga mellan 1:1 och 1:2 [32]. Enligt stökiometri behöver förhållandet vara minst 1:2 för att AOB skall kunna omvandla allt inkommande ammonium till nitrit, se reaktion (3.1) [28][32]. Vid ett lämpligt förhållande närmare 1:1 bli alkaliniteten en naturligt begränsande faktor och kan bidra till att önskad mängd nitrit bildas [32][33]. Mycket vätekarbonat i inflödet behåller pH stabilt och gör att AOB alltid har tillgång till kolkälla och kan obegränsat bilda för mycket nitrit. Mycket nitrit och vätekarbonat kan dessutom öka risken för tillväxt av NOB [33].

Förbrukning av vätekarbonat ger förändring av alkalinitet genom linjen. Förändringen kan visas i ändrad konduktivitet och betyder att nitritationen fungerar och påvisar att ammoniumborttagning sker [11][31]. I och med att konduktivitet och alkalinitet (ändringar i pH) hänger ihop gör detta att konduktivitet också är ett utmärkt sätt att mäta processens effektivitet [11][31]. Alkalinitet och konduktivitet verkar i samband med syreförbrukningen eftersom syre styr AOB:s och AnAOB:s aktivitet [11]. Genom att mäta konduktivitet och pH regelbundet kan lufttillförseln optimeras med avseende på inflödets ammoniumkoncentration för att maximera utbytet [11][31]. pH:s beroende på syrets börvärde kan ses i figur 4.7. I figuren syns en pH-sänkning vid högre börvärde vilket tyder på att pH kan

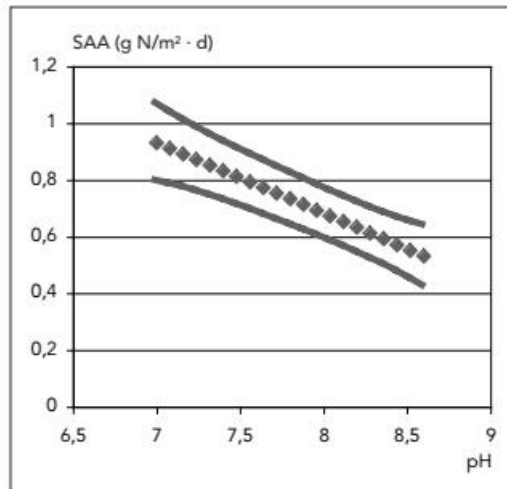
kontrolleras genom luftning på grund av högre nitritbildning.



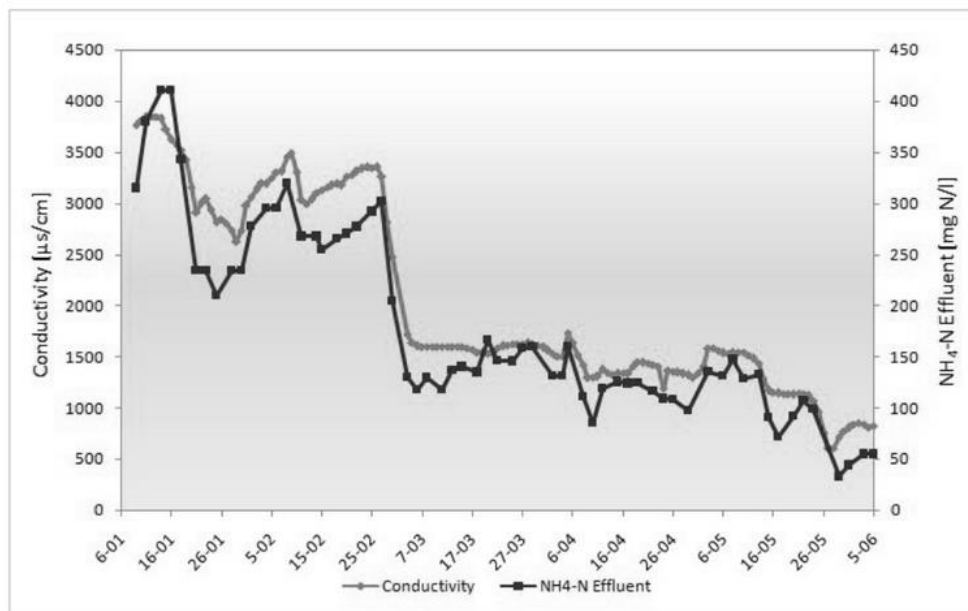
Figur 4.7: pH:s beroende av syrets börvärde i vätskebulken [31].

Som tidigare nämnt i föregående avsnitt har pH-beroende studerats på Hammarby Sjöstadsvverk. Studien visade att pH=7 gav det bästa resultatet i samband med en temperatur på 30 °C, figur 4.4 [30]. De tog även fram aktivitetens enskilda beroende av pH, figur 4.8. I figuren kan man se att aktiviteten är linjärt beroende av pH. En höjning i pH på 1,5 ger en lägre aktivitet vilket visar på att det är viktigt att hålla pH stabilt [30].

Ett examensarbete från KTH (2013) utfört på Hammarby Sjöstadsvverk hade syftet att utvärdera onlinemätningar och aktivitetstest för att styra och kontrollera en MBBR. Reaktorn hade en volym på 200 L och var försedd med en kylare som höll processen vid en temperatur på 13 °C. I ett av försöken kan det ses ett väldigt tydligt samband mellan konduktivitet och ammoniumhalt i utflödet, figur 4.9. Detta visar att konduktivitet är ett bra mätverktyg för att kontrollera om processen är stabil. Medelutbytet för ammonium och oorganiskt kväve i studien var 40,6 % respektive 24,4 %. Att utbytet inte blev högre berodde antagligen på den låga temperatur som användes i försöken. Även fast temperaturen var väldigt låg arbetade processen stabilt [29].



Figur 4.8: Samband mellan anammoxaktiviteten och pH i ett försök på laboratorieskala på Hammarby Sjöstadsvärk [30].



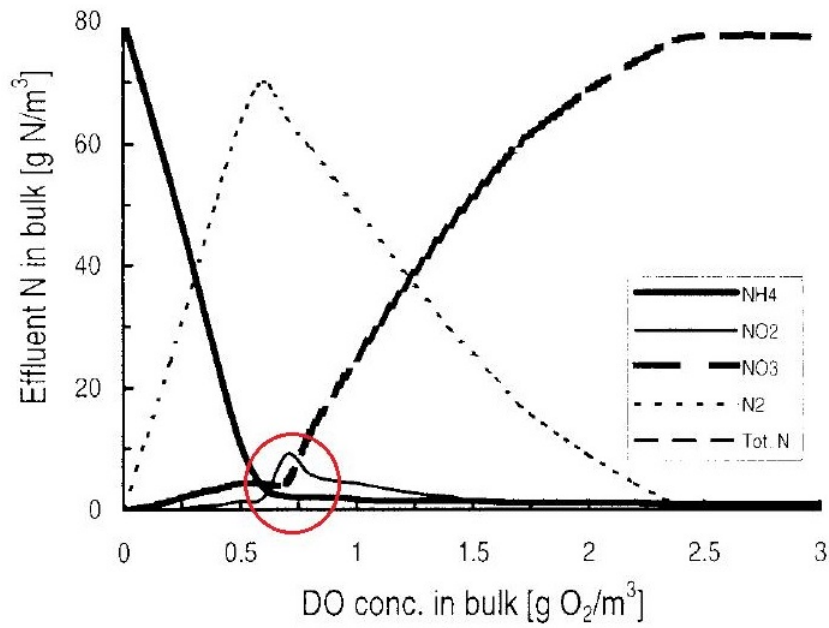
Figur 4.9: Ett tydligt samband mellan konduktivitetssänkning och halten ammonium i en reaktor [29].

4.3 Syrets börvärde

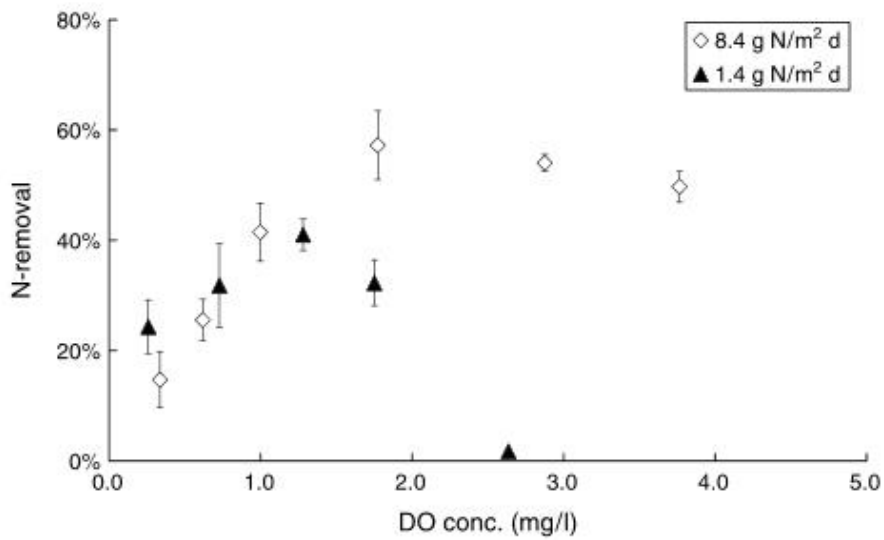
Syre är en viktig parameter i styrandet av reaktionerna som sker i deammonifikationsprocessen. Börvärdet är den syremängd som alltid ska finnas löst i vätskebulken, som en bakgrundskoncentration. Börvärdet krävs för att skapa en koncentrationsgradient och driva transporten av syre in i filmen [16]. Det måste hållas lågt för att en anaerob miljö skall upprätthållas i en del av biofilmen. Själva tillförseln av syre kommer vara högre än börvärdet för att kompensera för det bakterierna förbrukar. AOB använder syre som elektronacceptor för att oxidera ammonium, reaktion (2.4), medan AnAOB använder nitrit, reaktion (2.5). För höga halter löst syre kommer medföra hämning av AnAOB vilket leder till en kraftig minskning i effektivitet av processen [11][19].

Många studier har utförts med avseende på hur syret påverkar systemet. Totalt sett kräver deammonifikationsreaktionerna $1,72 \text{ gO}_2/\text{gN}$ vilket kan jämföras konventionell kväverening som kräver $4,57 \text{ gO}_2/\text{gN}$ [32]. En studie från KTH på laboratorieskala (8 L) har visat att deammonifikationsprocessen försämras av börvärden högre än $0,5 \text{ mgO}_2/\text{L}$ vid en belastning på $0,92 \text{ gNH}_4 - \text{N}/\text{m}^2 * d$ [34]. En studie från Nederländerna, med en enstegsreaktor på $13,2 \text{ m}^3$ och med ammoniumbelastningen $1,23 \text{ gN}/\text{m}^2 * d$, visade att ammoniumomvandling hade en topp vid $0,6 \text{ mgO}_2/\text{L}$, vilket gav ett utbyte på ca 95,5 % av ammonium [19], figur 4.10. Halter högre än $0,6 \text{ mgO}_2/\text{L}$ sänkte utbytet och små ändringar i syretillgången ($\pm 0,2 \text{ mgO}_2/\text{L}$) kunde minska omsättningen med 20 %. Det visar på att regleringen måste vara noggrann för att inte förlora för mycket i kapacitet [19].

Det finns även studier som tyder på att deammonifikationsprocessen klarar högre koncentrationer av löst syre. En pilotstudie från Hannover i Tyskland visar att systemet klarar $1-4 \text{ mgO}_2/\text{L}$ då reaktorn har en belastning på $4-5 \text{ g N}/\text{m}^2 * d$ [28], se figur 4.11. Även vid Himmerfjärdsverket utfördes ett pilotförsök, med en reaktorsvolym på $2,1 \text{ m}^3$, där visades att syrets börvärde kan vara upp till $3-3,5 \text{ mgO}_2/\text{L}$ för att inte verka hämmande vid en genomsnittlig belastning på $2,3 \text{ gNH}_4 - \text{N}/\text{m}^2 * d$ [11]. Andra försök som gjordes i samma studie gav resultat som visade att högre börvärden gav en ökad kväveavskiljningshastighet mätt i ammonium. Detta resultat visade att syrets börvärde har en stor betydelse på ammoniumavskiljningshastigheten då syre är det begränsande substratet [11]. Det visar dock inte på ökad effektivitet på processen eftersom syre minskar det anaero-

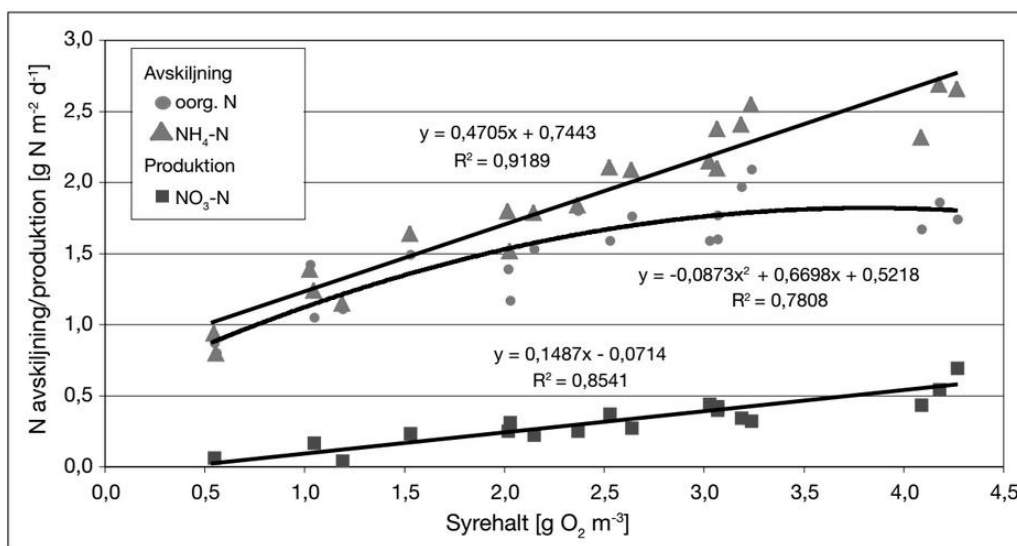


Figur 4.10: Syrets börvärdes påverkan på utgående halter av kväveföreningar [19].



Figur 4.11: Procentuell kvävereducering i förhållande till syrets börvärde vid två olika belastningar. Standardavvikelse är även synligt i diagram [28].

ba skiktet i biofilmen och därmed minskar den totala kväveavskiljningen genom att nitrat bildas via NOB, se figur 4.12, [11]. Genomsnittligt gavs de högsta kväveavskiljningshastigheterna vid $3,1 \pm 0,6 \text{ gO}_2/\text{m}^3$, ammoniumavskiljningen var då $2,31 \pm 0,19 \text{ gNH}_4 - \text{N}/\text{m}^2 * \text{d}$. Under försöksperioden var den inkommande belastningen på $2,3 \text{ gNH}_4 - \text{N}/\text{m}^2 * \text{d}$ [11].



Figur 4.12: Kväveavskiljningshastigheter vid olika börvärden av syre. Studien utfördes i pilotskala på Himmerfjärdsverket [11].

Vid för höga börvärden av syre kommer dessutom NOB-tillväxt att främjas vilket inte är önskvärt. Detta sker eftersom NOB alltid växer i ett tunt lager i filmen oavsett förhållanden [16]. Det skulle leda till total nitrifikation, reaktion (2.1-2.3) [3]. Vid börvärden under $3,5 \text{ mgO}_2/\text{L}$ gynnas inte NOB då AOB har högre affinitet till syret [9][11]. Om NOB-tillväxt skulle främjas skulle det även betyda konkurrens om nitriten mellan NOB och AnAOB vilket kan leda till produktion av nitrat, reaktion (2.2), istället för kvävgas [3][9].

Som tidigare nämnt beror lösligheten av syre i vattnet på vilken sorts luftningsutrustning som används. Andra faktorer som påverkar är temperatur, salthalt och koncentrationsgradient. Syrets börvärde, C, i vattnet kan beräknas med sambandet i ekvation (4.1). Detta samband kan användas för att beräkna massöverföring i biologiska processer.

$$K_L a(C_m - C) = r_m \quad (4.1)$$

C_m = Mättnadskoncentrationen för vattnet vid en viss temperatur (mg/L)

K_L = Massöverföringstal (m/s)

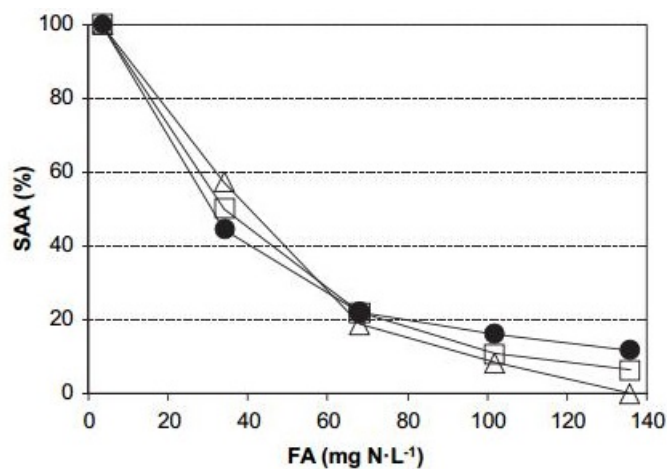
a = Kontaktyta per volymsenhet (m^2/m^3)

r_m = Mängd syre förbrukat per tidsenhet (mg/L * s)

4.4 Substratinhibering

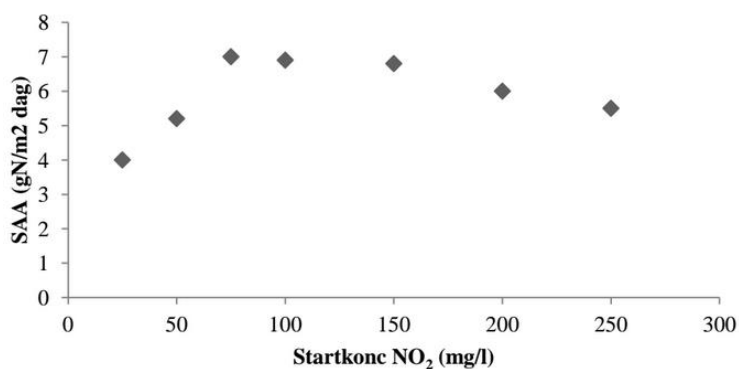
AnAOB är beroende av både ammonium och nitrit men för höga halter av substraten kan ändå verka irreversibelt och hämma processen. Ammonium inhiberar i form av ammoniak, NH_3 , jämvikten av ammonium och ammoniak förskjuts beroende på temperatur men framförallt beroende på pH. Ett högre pH och en hög inkommande ammoniumhalt ökar även halten av ammoniak [3][4]. En studie gjord på en MBBR i laboratorieskala med endast anammox visade att en väldigt låg koncentration av ammoniak, mindre än 2 mg/L verkade inhiberande [35]. En annan studie på laboratorieskala visade dock att fri ammoniak inte verkade inhiberande vid 150 mg/L men vid 190 mg/L skedde en minskning av aktiviteten med 10 % [36]. I en studie gjord i laboratoriekala på en SBR (Sequencing Batch Reactor) med endast anammox visades att om systemet utsattes för fri ammoniak en längre period, vid koncentrationer på 35-40 mgNH₃ – N/L blev systemet ostabilt och effektiviteten minskade avsevärt. Detta tyder på en inhibering [22]. Samma studie har även visat att fri ammoniak inhiberar vid kort exponering, vilket kan ses i figur 4.13. Dessa studier visar att det är en stor variation av effekten vid inhibering av ammonium i form av ammoniak. Det är därför svårt att avgöra vilken koncentration av ammoniak som verkligen påverkar aktiviteten negativt i en deammonifikationsprocess.

För höga koncentrationer av nitrit kan även verka inhiberande på AnAOB. Det har visats att 100 mgNO₂ – N/L verkar delvis inhiberande och minskar AnAOB:s aktivitet vilket kan ses i figur 4.14. Det har även visats att den koncentrationen kan verka totalt inhiberande på systemet [1]. Men andra säger att dessa studier

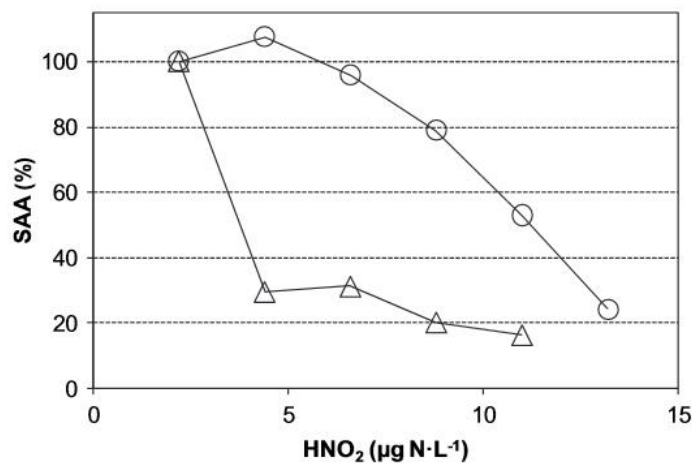


Figur 4.13: SAA (Specifik Anammox Aktivitet) beroende av fri ammoniak vid kortvarig exponering. Linjerna representerar tre syntetiska avloppsvatten [22].

är överdrivna och menar att 170-250 $mgNO_2 - N/L$ inte är inhiberande [37]. Vissa studier tyder dock på att det är salpetersyrighet, $HNO_2 - N$, som verkar inhiberande på systemet. Salpetersyrighet står i jämvikt med nitrit [3][22]. När den långvariga effekten av salpetersyrighet undersökts i ett experiment i Spanien på laboratorieskala så visades det att 1,5 $\mu gHNO_2 - N/L$ gav en minskning i effektiviteten och en instabil process [22]. Även en kortvarig exponering visade en minskning i anammoxaktivitet på 50 % vid halter på 11 $\mu gHNO_2 - N/L$ [22], vilket kan ses i figur 4.15.



Figur 4.14: SAA i förhållande till nitrit koncentration i ett system. Ett examensarbete utfört i laboratorieskala på Sjölundas avloppsreningsverk [8].



Figur 4.15: SAA i förhållande till salpetersyrighet vid kort exponering. Linjerna representerar två biomassor den ena i form av biofilm, ○, och den andra suspenderad biomassa, △. Försöket är utfört i laboratorieskala i Spanien [22].

4.5 Ympning

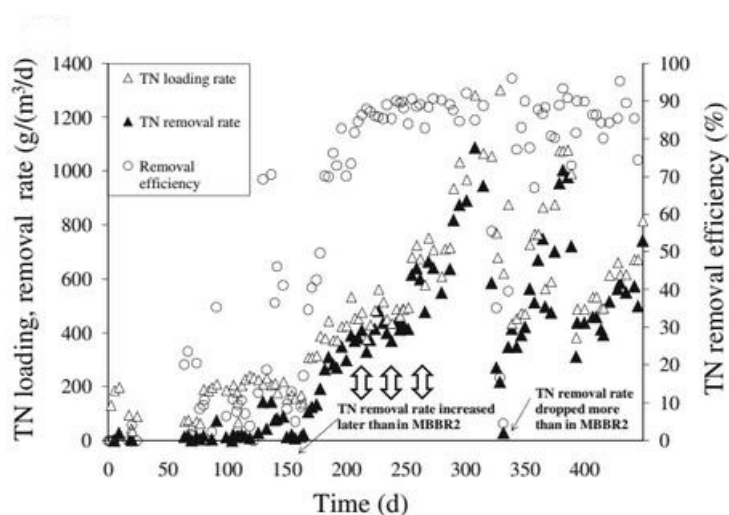
Vid uppstart av deammonifikationsprocessen är det vanligt att ympa med bärare som har en aktiv biofilm. Detta innebär att det tillsätts en viss andel bärare med deammonifierande biofilm. Dessa kommer oftast från andra avloppsreningsverk som använder deammonifikationsprocessen. Andra alternativ är att starta upp från en nitrifikationsprocess eller från tomma bärare. Att starta upp från nitrifikation och genom ympning har båda visats effektiva [14][26][38]. Dock att starta från helt tomma bärare tar väldigt lång tid [18][26].

En studie gjord i laboratorieskala på Tallinns Tekniska Universitet undersökte påverkan av uppstartstiden på en deammonifikationsprocess. Studien undersökte uppstart på både blanka bärare (MBBR1) och på bärare med nitrifierande biofilm (MBBR2). Resultaten kan ses i figur 4.16, 4.17 samt 4.18. Båda reaktorerna resulterade i en stabil process men en snabbare uppstart och en högre effektivitet kan ses i reaktorn (MBBR2) som startade med nitrifierande biofilm. I figur 4.16 visas bland annat förhållanden under uppstart och det är en tydlig skillnad i effektivitet mellan nitrifierande biofilm och blanka bärare. Reaktorn med nitrifierande biofilm når även en högeffektiv fas tidigare.

Erfarenheter från uppstart av AnitaTMMox MBBR från Sjölanda avloppsre-

Items	MBBR1 periods			MBBR2 periods		
	Start-up	Adaptation	High efficiency	Start-up	Adaptation	High efficiency
Days of operation	0–109	110–180	181–450	0–105	106–147	148–407
HRT (days)	0.75–1	0.6–0.75	0.75–2	0.5–0.75	0.75	0.75–2
Average TN removal rate (g-N/m ³ /day)	13.8	65	510	14	107	460
Average TN removal efficiency (%)	10	23	80	25	24	85
Biofilm TSS (mg/carrier), standard deviation (\pm)	0	3.05 (\pm 0.1)	5.96 (\pm 0.2)–8.85 (\pm 0.3)	1.6 (\pm 0.3)–2.47 (\pm 0.2)	4.42 (\pm 0.2)	4.3 (\pm 0.8)

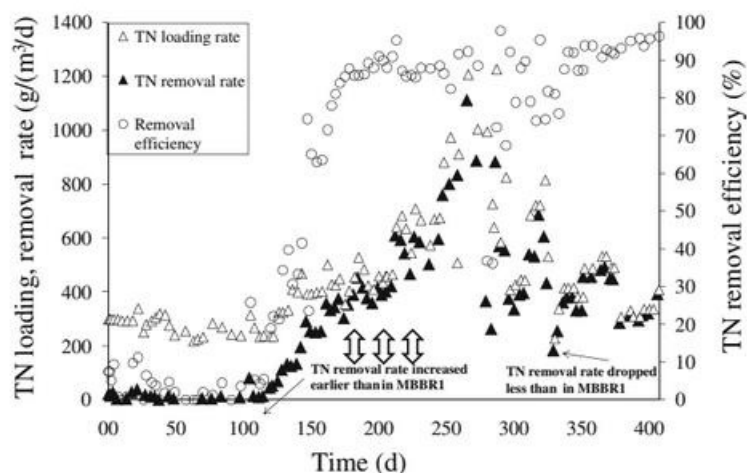
Figur 4.16: MBBR1 motsvarar reaktorn med blanka bärarna och MBBR2 motsvarar reaktorn med nitrifierande biofilm [18].



Figur 4.17: MBBR1 - Reaktor med blanka bärare. Figuren visar total kvävebelastning och reduktion ($g/m^3 * d$) samt procentuell kvävereduktion under de första 400 dagarna [18].

ningsverk i Malmö och Sundets avloppsreningsverk i Växjö visade på att ympning av bärare med existerande biofilm resulterade i snabb uppstart [38]. På Sjölundan användes en reaktor på 200 m³ med en fyllnadsgrad på 40-50 %. 3 % av de bärare som lades i var ympade med deammonifierande biofilm vilket resulterade i en uppstart på 4 månader. Processen hade då en kvävereduktion på 1,2 kgN/m³ * d med en koncentration i inflödet på ungefär 1000 mgNH₄ – N/L vilket gav ett ammoniumutbyte på 90 % vid kontinuerlig luftning [38].

Bärare med biofilm från föregående anläggning användes som ymp till Sundets



Figur 4.18: MBBR2 - Reaktor med nitrifierande biofilm. Figuren visar total kvävebelastning och reduktion ($g/m^3 \cdot d$) samt procentuell kvävereduktion under de första 400 dagarna [18].

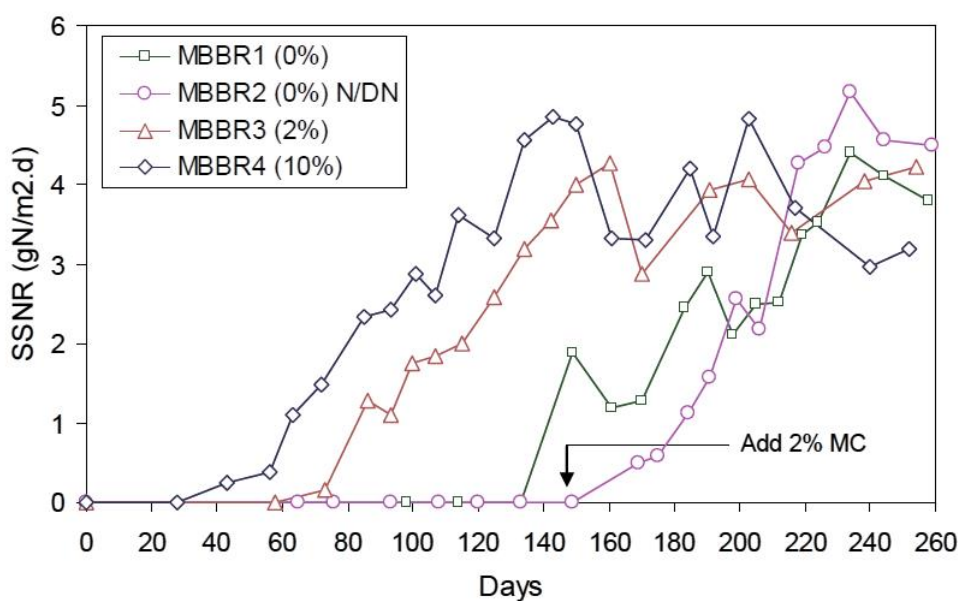
avloppsreningsverk. Reaktorn på Sundet har en volym på $350 m^3$, även denna med en fyllnadsgrad på 40-50 %. 13 % av totala antalet bärare var ympade med biofilm vilket resulterade i en uppstartstid på 2 månader. Denna process fick en kvävereduktion på $0,5 kgN/m^3 \cdot d$ vilket gav ett ammoniumutbyte på 89 %, belastningen på reaktorn var $800-1100 mgNH_4 - N/L$ [38].

En studie gjord på pilotskala i samarbete mellan Lynnettens avloppsreningsverk i Danmark och Sjölanda avloppsreningsverk visade även den tydligt att ympning har en stark inverkan på uppstartstiden [26]. Försöken gjordes med avseende på procentuell andel ympning och de utfördes enligt figur 4.19. Resultatet syns i figur 4.20, där kan det tydligt ses skillnad mellan reaktorer med ympning och med tomma bärare [26]. Reaktorerna med 2 % (MBBR3) och 10 % (MBBR4) startade upp avsevärt mycket tidigare än de andra två reaktorerna.

Från studierna i detta stycke syns en tydlig korrelation mellan andel ympning och uppstartstid. Större andel ympade bärare ger en avsevärt snabbare uppstart vilket innebär att en stabil process med effektiv kväverening nås tidigare.

Reactors	MBBR 1	MBBR 2	MBBR 3	MBBR 4
Type of seeding carriers	none	none *	MC	MC
Type of new carriers	BCM	BCM	BCM	BCM
% seeding carriers (area)	0%	0% *	2%	10%
Area seeding carriers	0 m ²	0 m ² *	0.04 m ²	0.19 m ²
Area new carriers	1.92 m ²	1.92 m ²	1.88 m ²	1.73 m ²
% filling ratio MBBR	23%	23%	23%	23%

Figur 4.19: Försöksutformning vid kontroll av ympningsberoende vid samarbetet mellan Lynnettens avloppsreningsverk i Danmark och Sjölunda avloppsreningsverk [26].



Figur 4.20: Resultat av ympningsberoende. I grafen kan det tydligt ses att en liten ympning, 2-10 %, ger en betydligt snabbare uppstart. SSNR innebär Specific Surface Nitrogen Removal-rate. I reaktor MBBR2 tillsattes det, efter ungefär 150 dagar, 2 % ympade bärare, MC (MiniChipTM), för att processen inte hade startat [26].

5

Tillämpning på Ryaverket

I avsnittet kommer författarna att diskutera de artiklar och studier som har analyserats i kapitel 4. Jämförelser mellan artiklar och data från Ryaverket samt beräkningar utförda på rejektivattnets flöde och ammoniumkoncentration kommer ligga till grund för författarnas rekommendationer. Framförallt kommer diskussionen avse uppstart av deammonifikationsprocessen i Ryaverkets reaktor.

Utbyggnaden på Ryaverket ska utnyttja både deammonifikation och nitrifikation i de sex nya linjerna. Två av linjerna finns tillgängliga för att användas till deammonifikation. Linjerna på Ryaverket har en totalvolym på $1828,5 \text{ m}^3$ vardera och med nuvarande medelkoncentration av ammoniumkväve skulle vardera linje få en belastning på 708 kgN/dag , beräkning kan ses i appendix B: (B.15). En av frågorna i den här studien är om båda linjerna behövs för att rena rejektivatten på Ryaverket. Under arbetes gång framkom det att bakterier kan ha en aktivitet upp mot $5\text{-}10 \text{ gNH}_4 - \text{N}/\text{m}^2 * d$ [8][15]. Vid beräkning på en linje på Ryaverket ger att systemet får en belastning på $1,9 \text{ gNH}_4 - \text{N}/\text{m}^2 * d$, se appendix B: (B.14). Detta visar på att Ryaverket endast behöver en linje för kväverening av rejektivatten genom deammonifikationsprocessen. Om beräkning utförs på endast zon 1 ger det en belastning på ungefär $6 \text{ gN}/\text{m}^2 * d$ vid medelkoncentrationen av ammonium. För dessa beräkningar se appendix C: figur C.2. Även detta tyder på att kapaciteten på en linje är tillräcklig. Eftersom det kan ske en stor kvävereduktion i zon 1 kan det leda till att de andra två zonerna blir utsatta för svält. Det skulle i sin tur leda till lägre bakterieaktivitet och att linjen inte blir utnyttjad till fullo. För att

optimera processen kräver olika parametrar specifika reaktorförhållanden, vilket diskuteras nedan.

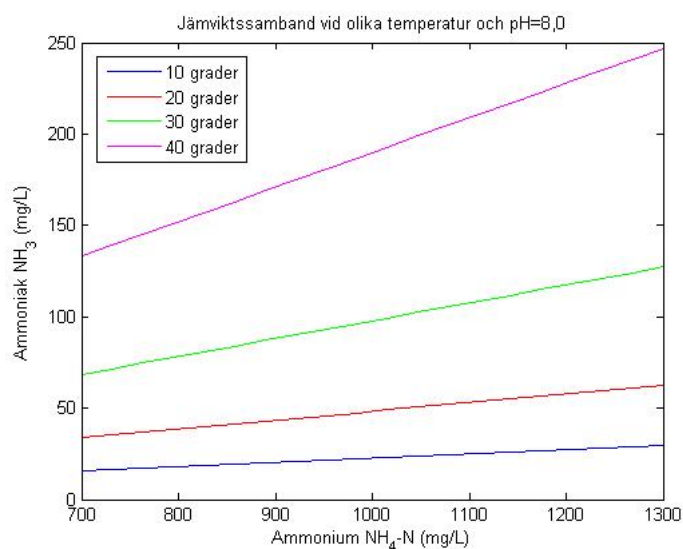
5.1 Temperatur

Rejektvattnet har en temperatur på 37°C när det avvattnas från rötslammet. Avståndet till reaktorn är inte långt och linjerna är täckta men det borde fortfarande ske en viss temperatursänkning av vattnet genom värmeöverföring till omgivningen. Antagligen kommer det även ske en temperatursänkning i linjen på grund av stor vattenyta samt att endast zon 1 får det varma tillflödet. Men i detta examensarbete har inga beräkningar på värmeförlust utförts. En diskussion kring temperatur är dock ändå viktig då den påverkar bakterieaktiviteten så pass mycket, vilket kunde ses i figur 4.2 och figur 4.5. Där kan det ses att kvävereduktionen sjunker vid lägre temperaturer, alltså blir inte ammoniumutbytet lika högt. Det är svårt att avgöra hur mycket temperaturen sjunker i reaktorn under vinterhalvåret när utomhustemperaturen är låg och hur den sänkningen skulle påverka processen eftersom inga beräkningar på värmeförlust utfördes. Men med hänseende till sänkt bakterieaktivitet vid låga temperaturer borde uppstart ske under sommarhalvåret eftersom temperaturen inte är reglerbar. Det skulle garantera en högre bakterieaktivitet och därmed snabb och stabil uppstart.

5.2 Substratinhibering

Inhibering är något av de största problemen som kan drabba processen vid uppstart på grund av långsam återhämtning. Det finns olika lösningar på problemen. Inhibering av ammonium i form av ammoniak kontrolleras bäst med ett lågt pH samt en låg halt av inkommande ammonium. I figur 5.1 kan jämvikten mellan ammonium och ammoniak ses vid olika temperaturer och pH=8. Rejektvattnet på Ryaverket har ett medelvärde på pH=7,985. Enligt figuren kan inhibering vara en risk vid relativt hög koncentration av ammonium och vid en temperatur på drygt 30 °C. I figuren kan ses att Ryaverket borde få en ammoniakhalt på 100-150 mgNH₃/L vid medelkoncentrationen av ammonium. Detta är relativt högt enligt de litteraturstudier som presenteras i avsnitt 4.4. Dessa studier är dock gjorda

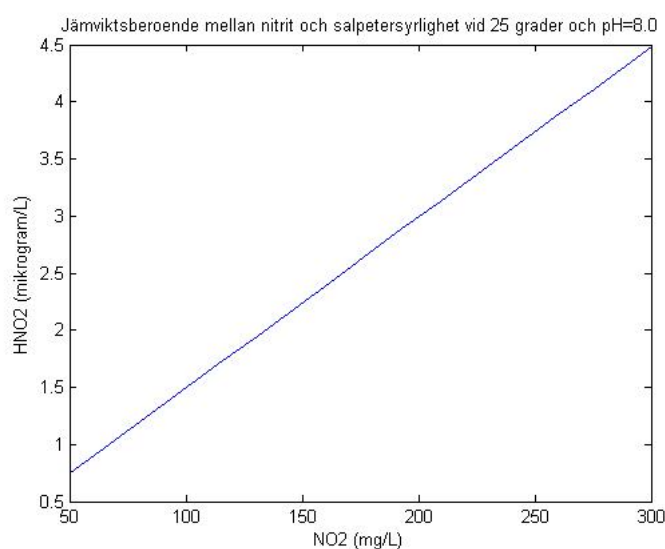
på laboratorieskala vilket kan göra att jämförelsen inte är helt pålitlig. Men även Himmerfjärdsverket har stött på problem med ammoniakinhibering vilket tyder på att risken finns i fullskaleanläggningar också [14]. Inhibering kan undvikas om pH kontrolleras och koncentrationen hålls låg. I appendix A: tabell A.9 och A.10, ses att nuvarande medelkoncentration av ammonium ger lägre halter ammoniak vid lägre pH. En sänkning av ammoniumhalten kan åstadkommas vid utblandning av rejektvattnet med ett annat vattenflöde. På Ryaverket kan eftersedimenterat vatten användas för detta. Det eftersedimenterade vattnet innehåller bland annat ammonium och högre halter organiskt material. Detta antas dock inte påverka systemet nämnvärt och därför utlämnas det i beräkningar [16]. Eftersom jämvikten, dock i liten grad, även är beroende av temperaturen gynnas detta av utblandningen eftersom det då sker en temperatursänkning. En successiv belastning under uppstart med en viss andel rejektvatten utblandat med en andel eftersedimenterat vatten kan göra att ammoniakhämmning undviks. Förslag på sådan uppstart kan ses i tabellerna 5.2, 5.4, 5.5 och 5.6. De tre sistnämnda tabellerna kan ses längst bak i kapitlet.



Figur 5.1: Jämviktsamband mellan inkommande ammoniumkväve och ammoniak vid pH=8.

För höga halter nitrit inhiberar AnAOB:s aktivitet vilket hämmar processen. AOB får inte producera för mycket nitrit som AnAOB inte kan tillgodogöra. Det-

ta kan lättast styras via intermittent luftning genom att syretillgången stryps för AOB. Nitrit inhiberar även i form av salpetersyrighet. Salpetersyrighet inhiberar vid väldigt låga halter vilket kunde ses i figur 4.15. Jämvikten mellan nitrit och salpersyrighet kan ses i figur 5.2 vid pH=8. Sannolikheten för inhibering av salpetersyrighet är minimal eftersom den mängd nitrit som inte reagerar är väldigt liten om processen kontrolleras noga via syre. Mängden nitrit som inhiberar i form av salpetersyrighet måste överstiga $100 \text{ mgNO}_2^- / \text{L}$ för att hämma processen. Koncentrationen av salpetersyrighet är då över $1,5 \mu\text{gHNO}_2 - \text{N} / \text{L}$ vilket, enligt studierna i avsnitt 4.4, verkade inhiberande. Risken för nitritinhibering antas vara låg eftersom nitrit omedelbart förbrukas av AnAOB.

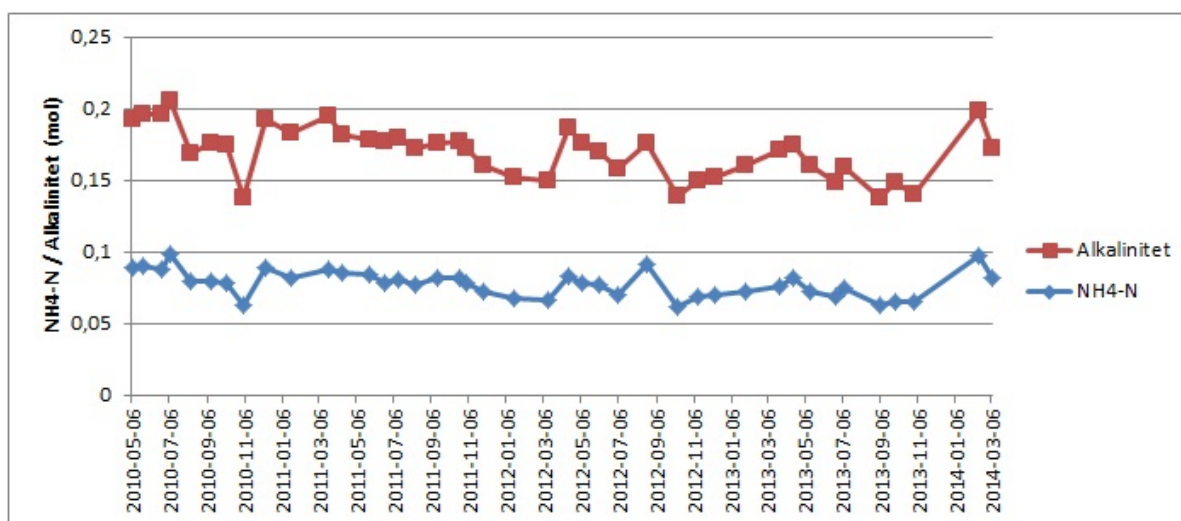


Figur 5.2: Jämviktsamband mellan nitritkoncentration och salpetersyrighet.

5.3 pH och alkalinitet

Rejektvattnet har ett pH=7,5-8,0 när det når reaktorn och det är ett lämpligt intervall eftersom bakterietyperna fortfarande kan bibehålla en hög aktivitet inom det. Reaktionsmässigt borde det ske en sänkning av pH genom linjen då det frigörs vätejoner samt att vätekarbonat förbrukas och denna sänkning är gynnsam för AnAOB. Om pH hålls i den lägre delen av intervallet minskar det även risken för substratinhiberingen.

Rejektvattnet har en alkalinitet på ungefär $7 \text{ gHCO}_3^- / \text{L}$. Molförhållandet mellan ammonium och alkalinitet i inflödet är drygt 1:1, se figur 5.3. Det är ett optimalt förhållande eftersom det endast bör förbrukas hälften av ammoniummängden i den partiella nitritationen. Enligt AOB:s metabolism, reaktion (3.1), krävs det två mol vätekarbonat för en mol ammonium, för förbrukning av vätekarbonat se appendix A: tabell A.1. Skulle molförhållandet ammonium och vätekarbonat öka upp mot 1:2 kan förbrukningen av vätekarbonat behöva begränsas. Detta kan göras genom att minska syrehalten i vattnet. AOB har fortfarande fri tillgång till vätekarbonat men metabolismen begränsas istället av tillgången till syre. Blir det dock brist på syre kan det bli en för låg nitrithalt vilket håller pH högt. AnAOB:s aktivitet sjunker när pH stiger mot 8,0, se figur 4.8, och det kan bidra till långsam uppstart. Vid låg bakterieaktivitet är tillväxten av biomassa långsam och det gör att det tar längre tid innan processen blir stabil och arbetar vid önskad effektivitet.



Figur 5.3: Sambandet av molförhållandet mellan inkommande ammonium och vätekarbonat. Data från Ryaverket. Diagrammet visar att molförhållandet mellan ammonium och vätekarbonat är något högre än 1:1 i och med att linjerna inte täcker varandra.

5.4 Hydraulisk uppehållstid

Tidigare i rapporten nämns den hydrauliska uppehållstiden som en viktig faktor för att processen ska kunna arbeta effektivt. Ryaverkets medelflöde på $58 \text{ m}^3/\text{h}$ ger en genomsnittlig HRT på 15 timmar, se tabell 5.1. I tabellen kan även ses vilken uppehållstid andra ger. Utifrån jämförelser mellan studier kan det avgöras om detta är en rimlig uppehållstid. Studien som nämnts i avsnitt 3.3.3 där uppehållstiderna var på 12 timmar och 48 timmar visades det att den på 12 timmar gav en effektivare process. Studier på laboratorieskala som hade en HRT på 48 timmar kom inte heller upp i önskvärt ammoniumutbyte [16]. Dock på Sundets reningsverk i Växjö har även de en uppehållstid på 48 timmar men där är ammoniumreduktionen fortfarande hög. I ett pilotförsök på Himmerfjärsverket inleddes försöket med en HRT på 24 timmar för att sedan sänkas till 16 timmar. Detta visade ingen skillnad i kvävereduktion utan effektiv reduktion bibehölls [11]. Det kan vara svårt att avgöra genom att jämföra dessa studier eftersom processerna skiljer sig men anledningen till att en kortare uppehållstid kan vara önskvärt är på grund av konkurrerande mikroorganismer. Ett stillastående system skulle öka tillväxten av suspenderade bakterier medan ett kraftigare flöde försvårar det. Slutsatsen av detta är att den hydrauliska uppehållstiden på Ryaverket bör hållas runt ett dygn för att undvika risken för mikrobiell tillväxt. Den genomsnittliga uppehållstiden på 15 timmar är alltså godtagbar men antagligen kommer systemet inte påverkas nämnvärt om uppehållstiden skulle öka eller minska några timmar. Detta baseras på att det finns studier som har en effektiv process med en HRT på 12-24 timmar.

5.5 Ympning och successiv belastning

Det finns flera sätt att starta upp en deammonifikationsprocess. De som visats vara effektiva är antingen genom nitrifierande biofilm, ympning med deammonifierande biofilm eller både och. Att starta upp från helt tomma bärare har visats vara ineffektivt. En högre inkommande halt ammonium bidrar till en högre aktivitet hos bakterierna, vilket kan ses i figur 5.4. Dock vid uppstart bör systemet belastas med försiktighet för att bygga en stabil biofilm.

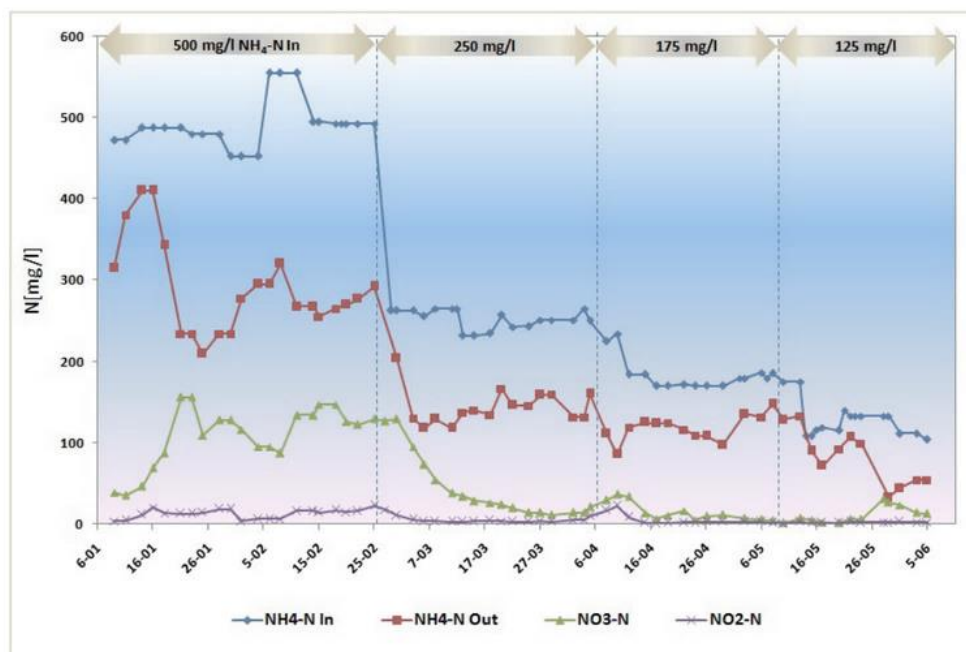
Genom att starta upp via ympning tillsätts en andel bärare med deammonifierande biofilm till systemet. Ympningen bidrar till en snabbare uppstart vilket

Tabell 5.1: Hydrauliska uppehållstider, för beräkning se appendix B. Vid flöden under $30 \text{ m}^3/h$ överstiger uppehållstiden ett dygn. Därav bör det totala flödet hållas större än $30 \text{ m}^3/h$ för att inte riskera mikrobiell tillväxt.

Flöde (m^3/h)	HRT (h)
10	91,4
20	45,7
30	30,5
40	22,9
50	18,3
60	15,2
70	13,1

kunde ses i figur 4.20 och figur 4.18. På Sundets reningsverk i Växjö byggdes en nitrifierande biofilm upp med inkommande avloppsvatten [15]. Efter några veckor ympades systemet med 13 % bärare med deammonifierande biofilm och rejeckt-vatten tillfördes successivt [38]. Belastningen var något högre än vad bakterierna klarade av att rena för att pressa systemet till uppbyggnad av biomassa. Detta resulterade i en snabb uppstart på 2 månader samt en stabil process [38]. På Himmerfjärdsverket startades systemet upp med endast nitrifierande biofilm med hjälp av tillförsel av försedimenterat vatten. Förutsättningarna förändrades genom att sluta tillsätta kolkälla och successivt öka ammoniumhalten. Inom 6 månader uppnåddes önskvärd reduktion på 70 % [14]. Uppstart av deammonifikationsprocessen med hjälp av dessa sätt ger snabbt en stabil och effektiv reduktion. Uppstart av deammonifikationsprocessen på Ryaverket är möjlig genom alla tre sätt, via nitrifierande biofilm, enbart ympning med deammonifierande biofilm eller dessa två tillsammans. Men det som verkar ge ett bra resultat är med nitrifierande biofilm tillsammans med ympning.

Bärarna med deammonifierande biofilm som Sundets reningsverk ympade med hade en aktivitet på $12,5 \text{ gN/m}^2 * d$ [15]. Om det antas att Ryaverket skall ympas med bärare med biofilm som har snarlikt aktivitet och över 10 % ymp kan det tas



Figur 5.4: Aktivitetens beroende av ammoniumkoncentration [29].

fram en uppstartsbelastning. Som nämnt tidigare så behövs endast linje för kvävereningen av rejektvattnet och aktiviteten på de ympade bärarna behöver då vara $19 \text{ gN/d} \cdot \text{m}^2$ för att klara att oxidera medelbelastningen av ammonium på Ryaverket, beräkning kan ses i appendix B: (B.16). Den belastningen är orimligt hög vid uppstart, det är mer troligt att bakterierna har en ungefärlig aktivitet på drygt $10 \text{ gN/d} \cdot \text{m}^2$ baserat på bärarna som Sundets reningsverk ympade med. Detta visar att Ryaverket behöver ha en lägre belastning än nuvarande medelbelastning vid uppstart för att kunna bygga en stabil biofilm från dessa bärare. För att erhålla den lämpliga belastningen som antogs, $10 \text{ gN/d} \cdot \text{m}^2$, på de ympade bärarna behöver inflödet av rejektvatten minska från medelflödet på $58 \text{ m}^3/\text{h}$ till $10 \text{ m}^3/\text{h}$ under uppstart. Beräkningen för mängden rejektvatten kan ses i appendix C: figur C.1. I beräkningen syns belastningen på den totala ytan av bärarna och inte endast de ympade. För att behålla en lämplig uppehållstid bör ändå totalflödet vara upp mot medelflödet på $40\text{-}50 \text{ m}^3/\text{h}$ vilket uppnås genom utblandning av eftersedimenterat vatten, för förslag se tabell 5.2. Under uppstartsperioden kan flödet av rejektvatten ökas successivt upp till full kapacitet, i och med att bakterietillväxten ökar, samtidigt som flödet av det eftersedimenterade vattnet minskas. Ökning av

inflödets belastning på totala bärarytan i zon 1 kan ses i tabell 5.4. Tabellen är ett förslag på hur uppstart kan ske och är baserat på att uppehållstider runt ett dygn är godtagbara och aktiviteten på bärarna borde klara respektive flöde.

Tabell 5.2: Hydrauliska uppehållstider med utblandning, för beräkning se appendix B. När en HRT på runt 24 timmar uppnås behövs troligen ingen utblandning.

Rejektvattenflöde (m^3/h)	Vattenflöde för utblandning (m^3/h)	HRT (h)
10	40	18,3
20	30	18,3
30	20	18,3
40	-	22,9
50	-	18,3
60	-	15,2
70	-	13,1

5.6 Syrets börvärde och belastning

Det är skillnad på syrets börvärde och den faktiska mängd syre som bakterierna använder. Per mol ammonium krävs det 1,5 mol syre till partiell nitrifikation, vilket ses i reaktion (2.4). I de studier som analyserats har syrets börvärde varierat mellan 0,5-4 mgO_2/L . Det är en bråkdel av vad bakterierna faktiskt använder. Hur mycket syre som AOB behöver för reaktionen kan ses i tabell 5.3 längst bak i kapitlet. För att tillsätta syre kan processen luftas antingen intermittent eller kontinuerligt. Under uppstart bör både AnAOB samt AOB gynnas på bästa möjliga sätt vilket troligen lättast kan göras via intermittent luftning. Detta är baserat på att Himmerfjärdsverket och Sundets reningsverk applicerade denna metod [14][15]. Dock är luftningen oftast en smakfråga och beroende på belastning kan luftningen anpassas via båda varianterna. I större reaktorer kan det dock vara svårt att kontrollera små förändringar av syrets börvärde oavsett luftning vilket kan vara

bra att ha i åtanke [19]. Viktigt att nämna är att syrets börvärde inte är beräknat utan det är framtaget utefter jämförelser mellan vetenskapliga artiklar och avloppsreningsverk.

Under uppstart bör belastningen vara låg och därav även börvärdet för att undvika hämmning av AnAOB. Belastning och börvärde ökas parallellt under uppstart med ökande bakterieaktivitet. Börvärdet är helt beroende på vilken belastning systemet har samt om det är under uppstart eller ej. Används en linje kommer Ryaverket att få en totalbelastning i linjen på drygt $1,9 \text{ gNH}_4 - \text{N}/\text{m}^2 * d$ vilket kan jämföras med studien från figur 4.11. I figuren visas två olika belastningar och det visar att en högre belastning klarar ett högre börvärde. Om en jämförelse även görs mellan pilotförsöket på Himmerfjärdsverket där processen klarade drygt $3 \text{ mgO}_2/\text{L}$ vid en belastning på $2,3 \text{ gNH}_4 - \text{N}/\text{m}^2 * d$ [11], kan det tydas att syrets börvärde på Ryaverket inte bör vara mycket högre än $3 \text{ mgO}_2/\text{L}$. Börvärden på drygt $3 \text{ mgO}_2/\text{L}$ är rimligt vid full belastning och kapacitet på Ryaverket om linjen ses som en totalomblandad process. I tabell 5.3 kan reningsgrad, belastning, syrets börvärde samt AOB:s syrebehov utläsas. Tabellen avser ett, enligt författarna, verklighetstroget scenario med ett ammoniumutbyte på 87,9 %. Antagandet är baserat på litteraturstudier där det visats att fullskaleanläggningar och pilotförsök uppnått dessa utbyten [11][23][38].

Istället för att se linjen som ett system så kan den delas upp i de tre zoner som finns tillgängliga och de kan beräknas som tre enskilda system. Belastningen i varje zon skulle skilja sig åt, vilket leder till en högre belastning i zon 1 som skulle minska stegvis i zon 2 och 3. Detta inträffade på Himmerfjärdsverket där 70 % av totalreduktionen skedde i zon 1 [14] och det är ett troligt scenario på Ryaverket. Resultatet av detta visar att det är viktigt att reglera syrets börvärde separat i zonerna. Förslag på detta scenario under successiva belastningen från uppstart till full kapacitet kan ses i tabell 5.4, 5.5 och 5.6. Beräkningen för detta scenario kan ses i appendix C: figur C.1.

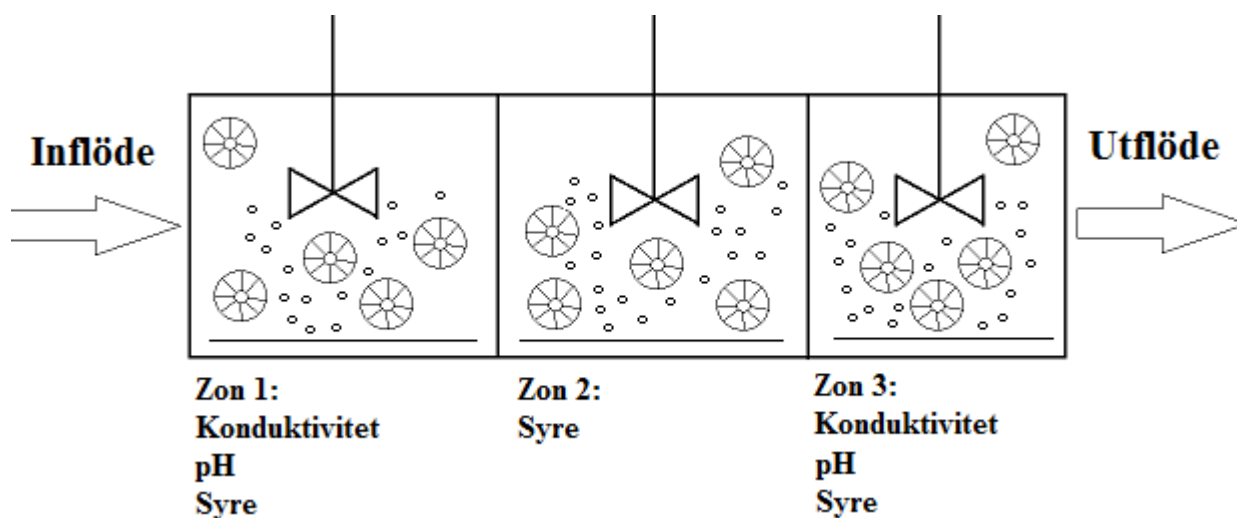
Andra reflektioner som även tar hänsyn till syre är att vid kraftig luftning finns det alltid risk för överproduktion av nitrit. Sker detta i zon 1 kan nitriten ändå reagera i zon 2 respektive 3 via AnAOB. Ackumulation av nitrit kan dock bidra till bildning av NOB som oxiderar nitrit till nitrat. Nitrat kan dock renas i efterdenitrifikationen som är nästa steg på avloppsreningsverket, kan ses i figur 1.1, där nitrat reduceras till kvävgas men bildningen av nitrat är inte önskvärd.

Trots ojämn belastning på zonerna samt att små mängder av nitrat och nitrit förekommer i utflödet i och med ickeideala reaktioner så är processen troligtvis effektiv sett till den totala reningsprocessen på verket.

5.7 Onlinemätningar

För att övervaka och styra processen är det vanligt att tillämpa onlinemätningar. Vanliga online-mätningarna är pH, temperatur, konduktivitet och syrets börvärde [14][15]. Det förekommer även ammonium-, nitrit- och nitratmätningar för att övervaka men dessa kräver mycket underhåll och kalibrering [16]. Onlinemätningarna visar processens förlopp och därefter kan parametrar regleras för att hålla processen inom optimala förhållanden. Utnyttjas flera onlinemätningar blir det enkelt att kontrollera om processen är effektiv och att ett önskat utbyte hela tiden upprätthålls. Himmerfjärdsverket har onlinemätning på pH i zon 1, syre i zon 1-3 och konduktivitet i zon 1 och zon 3 [14]. Sundets avloppsreningsverk styr främst med avseende på syre och pH, och övervakar via onlinemätningar på ammonium och nitrat [15]. Det är vanligt att ha onlinemätare på endast zon 1 och 3 för att systemet ses som en totalomblandad process [14]. Flera studier tyder på att konduktivitet är ett bra instrument för att övervaka ammoniumborttagning, se figur 4.9, [29][30]. Processen på Ryaverket borde utnyttja onlinemätningar på syre, pH och konduktivitet för att övervaka och styra processen. Genom att mäta pH och konduktivitet i zon 1 och 3 är det enkelt att kontrollera ammoniumborttagning och efter det reglera luftningen. Enligt enkla beräkningar, appendix A: tabell A.2 och appendix C: figur C.6, på ett ammoniumutbyte på 87,9 % i processen på Ryaverket bör utgående konduktivitet ligga på $1000 \mu\text{s}/\text{cm}$, enligt figur 4.9, för att garantera ett bra utbyte. Onlinemätningar på syre är viktigt att utnyttja i alla tre zonerna för att optimera processen och undvika hämning. Genom att övervaka ändringar i pH och konduktivitet i in- och utflöde kan syrets börvärde anpassas efter hur mycket ammonium som totalt reduceras. Ett för högt ammoniumvärde (visad i högre konduktivitet) eller ett högt nitritvärde (visad i ett lägre pH) visar på att processen inte fungerar optimalt och reglering av syre är essentiellt.

Deammonifikationsprocessen är en komplicerad process som kräver mycket övervakning och kontroll, framförallt i uppstart. Det som underlättar optimering



Figur 5.5: Rekommenderade onlinemätningar.

och styrning i deammonifikationsprocessen är att de flesta parametrar grundas i syrets börvärde. Faktorer som är viktiga för processens effektivitet är pH, temperatur och substrathalter. Temperaturen kommer troligtvis att bibehållas och både pH och substrathalt kan regleras via syrets börvärde. Bra reglering av syrets börvärde och rejektvattnets tillflöde ger en effektiv process och resulterar i en bra kvävereduktion. Stökiometriska värden på kvävereduktion och utgående halter av ammonium och nitrat samt syrebehov finns i appendix A. Även olika belastningar och reningsgrad i zon 1-3 kan ses i appendix A. För alla beräkningar se appendix C. Få fullskaleanläggningar med deammonifikationsprocessen finns i dagsläget men förhoppningsvis kommer antalet att öka i framtiden eftersom det är effektiv process i åtskilliga avseenden.

Tabell 5.3: Viktiga värden när 50 % av inkommande $NH_4 - N$ oxideras i den partiella nitritationen. Den nitriten som bildas förbrukas helt eftersom det är den begränsande faktorn för systemet, för beräkning se appendix C: figur C.6. Den mängd syre som AOB förbrukar är även inkluderat samt syrets börvärde. Linjen ses som ett totalomblandat system med ett ammoniumutbyte på 87,9 %.

* Börvärden baserade på jämförelser mellan högsta och minsta värde i tabellen då det saknades representativa källor för dessa belastningar.

$NH_4 - N$ in ($g/m^2 * d$)	$NH_4 - N$ in (mg/L)	$NH_4 - N$ ut (mg/L)	O_2 behov (mg/L)	O_2 börvärde (mg/L)
1,3	700	84,85	599,57	0,6 [19]
1,4	730	88,68	626,62	0,6 [19]
1,5	763	92,5	653,67	1 [28]
1,5	795	96,33	680,72	1-1,5 [28]
1,6	826	100,16	707,77	1-1,5 [28]
1,6	856	103,99	734,81	1-1,5 [28]
1,7	889	107,81	761,86	1,5-2*
1,8	921	111,64	788,91	1,5-2*
1,8	953	115,47	815,96	1,5-2*
1,9	984	119,3	843,01	2-3*
2,0	1016	123,13	870,06	2-3*
2,0	1047	126,95	897,10	2-3*
2,1	1079	130,78	924,15	2-3*
2,1	1105	134,61	951,20	2-3*
2,2	1142	138,44	978,25	2-3*
2,3	1174	142,26	1005,30	3-3,5 [11]
2,3	1205	146,09	1032,35	3-3,5 [11]
2,4	1237	149,92	1059,39	3-3,5 [11]
2,4	1268	153,75	1086,44	3-3,5 [11]
2,5	1300	157,58	1113,49	3-3,5 [11]

Tabell 5.4: Zon 1: Detta är ett förslag på en successiv belastning under uppstart med ett visst rejektvattenflöde, vilket bör utblandas med eftersedimenterat vatten upp till 40-50 m^3/h för att hålla en bra hydraulisk uppehållstid. Belastningarna har även fått motsvarande börvärden av syre som zonen bör luftas med. Denna successiva belastning bör ske under tre månader. Antaganden för lämplig belastning är gjorda utifrån medelkoncentration på ammonium, 10 % ympning med högt presterande bakterier och ett totalt ammoniumutbyte på knappt 80 %. Det antas då att 56 % renas i zon 1 samt 20 % och 4 % renas i zon 2 respektive zon 3 baserat på en ojämn belastning. För beräkning se appendix C: figur C.1.

Rejektvattenflöde (m^3/h)	Belastning ($gN/m^2 * d$)	Syrets börvärde (mgO_2/L)
10	0,92	0,5
20	1,85	1
30	2,77	1-2
40	3,69	2
50	4,62	2-3,5
60	5,54	3-3,5

Tabell 5.5: Zon 2: Belastning på zon 2 med samma villkor som i tabell 5.4.

Rejektvattenflöde (m^3/h)	Belastning ($gN/m^2 * d$)	Syrets börvärde (mgO_2/L)
10	0,07	0,5
20	0,14	0,5
30	0,21	0,5
40	0,28	0,5-1
50	0,35	0,5-1
60	0,42	0,5-1

Tabell 5.6: Zon 3: Belastning på zon 3 med samma villkor som i tabell 5.4.

Rejektvattenflöde (m^3/h)	Belastning ($gN/m^2 * d$)	Syrets börvärde (mgO_2/L)
10	0,04	0,5
20	0,09	0,5
30	0,13	0,5
40	0,17	0,5-1
50	0,21	0,5-1
60	0,26	0,5-1

6

Rekommendationer

Kapitlet redovisar de rekommendationer som författarna ger till Ryaverket. Rekommendationerna är baserade på litteraturstudier och beräkningar som gjordes med avseende på Ryaverkets process. Reaktorn är inte designad för en deammonifikationsprocess utan för nitrifikation därför bör rekommendationerna endast ses som vägledning.

- Till att börja med rekommenderas det att använda endast en linje för reningen av rejektvatten genom deammonifikationsprocessen på grund av att belastningen på hela systemet är relativt låg. Medelbelastningen på systemet skulle vid användningen av allt rejektvatten på en linje bli knappt $2 \text{ gNH}_4 - \text{N}/\text{m}^2 * d$. Det finns även utrymme till att denna belastning ökas.
- Trots aktivitetsförändringar som beror på temperatur kommer deammonifikationsprocessen att vara gynnsam året runt. Men uppstart skall ske under sommarhalvåret för att garantera en hög temperatur och aktivitet.
- Systemet är beroende av ympning. Det bör först förses med nitrifierande biofilm via eftersedimenterat vatten genom en nitrifikationprocess för att bygga upp en stabil biofilm. Därefter bör det ympas med minst 10 % bärrare med deammonifierande biofilm och syretillgången bör minskas för att uppnå optimala förhållandena för en deammonifikationsprocess och tillförsel av rejektvatten kan starta. Detta ger en stabil och effektiv uppstart och full kapacitet kommer nås inom 3-4 månader.

- Vid ympningen av anammoxbärare under uppstart bör rejektvattnets tillflöde vara lägre för att ge en belastning på knappt $1 \text{ gN/m}^2 * d$. Tillflöde av rejektvatten kan sedan ökas succesivt upp till full belastning på $1,9 \text{ gN/m}^2 * d$ under de 3 första månaderna. Detta för att inte överbelasta de ympade bärarna. Totalflödet bör ändå hållas på ungefär $40\text{-}50 \text{ m}^3/h$ för att upprätthålla en lämplig uppehållstid på strax under ett dygn för att undvika tillväxt av konkurrerande mikroorganismer som växer suspenderat, se tabell 5.2.
- Syrets börvärde skall inledningsvis ligga mellan $0,5\text{-}1,0 \text{ mgO}_2/L$ i zon 1 och i zon 2 samt 3 bör det ej överstiga $0,5 \text{ mgO}_2/L$. Vid fortsatt drift kan det successivt höjas men det skall aldrig överstiga $3,5 \text{ mgO}_2/L$. Börvärdet ska inte vara högre än så för att bibehålla optimala levnadsförhållanden i biofilmen samt att AOB har högre affinitet till syre än NOB. Vid uppstart bör intermittent luftning användas i cykler om till exempel 60 minuter med 40 minuter luftning. I tabell 5.4, 5.5 och 5.6 visas förslag på belastning och börvärden under uppstart i de olika zonerna.
- Onlinemätningar bör användas för att övervaka processen. I zon 1 bör konduktivitet, pH och syre övervakas, i zon 2 endast syre och i zon 3 konduktivitet, pH och syre. I figur 5.5 ses förslaget på vilka mätningar och var de skall mätas. Ammonium-, nitrit- och nitratgivare rekommenderas ej eftersom kräver mycket kalibrering och underhåll.

Erfarenheter som författarna erhållit från detta examensarbete har gett inblick i processen på olika anläggningar och trots att deammonifikation har applicerats på samtliga skiljer sig de optimala driftförhållandena mellan anläggningarna. Detta gör att det har varit svårt att avgöra vilka optimala driftförhållanden som är lämpligast för Ryaverket. Författarna rekommenderar ändå att Ryaverket bör starta upp deammonifikationsprocessen i en linje enligt rekommendationerna ovan och om kvävereningen ger en önskad reduktion leder det till en väldigt effektiv process både med avseende på kostnad- och energiförbrukning.

Litteraturförteckning

- [1] Strous M, Kuenen JG, Jetten MSM. Key physiology of anaerobic ammonium oxidation. *Applied and Environmental Microbiology*. 1999;65(7):3249–3250.
- [2] Tumlin S. Utvecklingsingenjör på Gryaab AB; 2014. [Personlig kontakt] E-post: susanne.tumlin@gryaab.se.
- [3] Gustavsson DJI, Persson F, Aspegren H, Stålhandske L, la Cour-Jansen J. Anammox i huvudströmmen - vad är problemet? *Vatten*. 2012;68(3):195–208.
- [4] Areskoug T. Inverkan av ympning som metod för snabb uppstart av DeAmmon-processen i labbskala [Examensarbete 30hp]. Lunds Universitet. Lund; 2013.
- [5] Matsson J. Miljörapport Ryaverket 2013;. [Internet] Göteborg:Gryaab AB;2014-03-28 [Hämtad 2014-04-07] Tillgänglig via: http://gryaab.se/admin/bildbank/uploads/Dokument/Miljorapporter/Miljorapport_Ryaverket_2013.pdf.
- [6] Gryaab. [Internet];. Göteborg: Gryaab AB; [Hämtad 2014-04-07] Tillgänglig via: http://gryaab.se/processen/film_biogas.html.
- [7] Siegrist H, Salzgeber D, Eugster J, Joss A. Anammox brings WWTP closer to energy autarky due to increased biogas production and reduced aeration energy for N-removal. *Water science and technology*. 2008;57(3):383–388.

- [8] Gustavsson I. Metoder för aktivitetstest av anammox och ammoniakoxiderande bakterier på bärmaterial [Examensarbete 30hp]. Uppsala Universitet. Uppsala; 2013.
- [9] Hu Z, Lotti T, van Loosdrecht M, Kartal B. Nitrogen removal with the anaerobic ammonium oxidation process. *Biotechnology letters*. 2013;35(8):1145–1154.
- [10] Kotay SM, Mansell BL, Hogsätt M, Pei H, Goel R. Anaerobic Ammonia Oxidation (ANAMMOX) for side-stream treatment of anaerobic digester filtrate process performance and microbiology. *Biotechnology and bioengineering*. 2012;110(4):1180–1192.
- [11] Trela J, Hultman B, Plaza E, Levlin E, Cema G, Bosander J. Utvärdering av en enstegsprocess för deammonifikation; 2008. [Teknisk rapport]. Stockholm: Svenskt vatten.
- [12] Gustavsson DJI. Biological sludge liquor treatment at municipal wastewater treatment plants - a review. *Vatten*. 2010;66:179–192.
- [13] Szatkowska B, Plaza E, Trela J, Hultman B, Bosander J. Combined partial nitrification and Anammox biofilm system as a sustainable solution for supernatant treatment. *Water practice and technology*; [Internet]. 2007 [Hämtad 2014-05-05];2(1) Doi: 10.2166.
- [14] Himmerfjärdsverket G. Kontaktperson: Elin Åfeldt, Processingenjör, Syvab; 2014. [E-postkonversation] E-post: elin.afeldt@syvab.se.
- [15] Sundets reningsverk, Tekniska Förvaltningen: VA-avdelningen. Kontaktperson: Anneli Andersson Chan, Processingenjör, Sundets reningsverk, Växjö; 2014. [E-postkonversation] E-post: anneli.anderssonchan@vaxjo.se.
- [16] Wilén BM. Professor och avdelnings chef på institutionen Bygg- och miljöteknik, Chalmers tekniska högskola; 2014. [Personlig kontakt] E-post: brittmarie.wilen@chalmers.se.
- [17] Odegaard H. Innovation in wastewater treatment: The moving bed biofilm process. *Water science and technology*. 2006;53(9):17–33.

- [18] Zekker I, Rikmann E, Tenno T, Lemmiksoo V, Menert A, Loorits L, et al. Anammox enrichment from reject water on blank biofilm carriers and carriers containing nitrifying biomass: operation of two moving bed biofilm reactors (MBBR). *Biodegradation*. 2012;23(4):547–560.
- [19] Hao X, Heijnen JJ, van Loosdrecht MCM. Sensitivity analysis of a biofilm model describing a one-stage completely autotrophic nitrogen removal (CANON) process. *Biotechnology and bioengineering*. 2002;77(3):266–377.
- [20] Dosta J, Fernández I, Vázquez-Padín JR, Mosquera-Corral A, Campos JL, Mata-Álvarez J, et al. Short- and long-term effects of temperature on the Anammox process. *Journal of Hazardous Materials*. 2008;154(1-3):688–693.
- [21] Jetten MSM, van Niftrik L, Strous M, Kartal B, Keltjens TJ, op den kamp HJM. Biochemistry and molecular biology of anammox bacteria. *Critical reviews in biochemistry and molecular biology*. 2009;44(2-3):65–84.
- [22] Fernández I, Dosta J, Fajardo C, Campos JL, Mosquera-Corral A, Méndez R. Short- and long-term effects of ammonium and nitrite on the Anammox-process. *Journal of Environmental Management*. 2012;95(supplement):s170–s174.
- [23] Rosenwinkel KH, Cornelius A. Deammonification in the moving-bed process for the treatment of wastewater with high ammonia content. *Chemical Engineering and Technology*. 2005;28(1):49–52.
- [24] Kampschreur MJ, van der Star WRL, Wielders HA, Mulder JW, Jetten MSM, van Loosdrecht MCM. Dynamics of nitric oxide and nitrous oxide emission during full-scale reject water treatment. *Water Research*. 2008;42(3):812–826.
- [25] Arnell M. Utsläpp av lustgas och metan från avloppssystem; 2013. [Teknisk rapport]. Stockholm: Svenskt vatten.
- [26] Lemaire R, Liviano I, Ekström S, Roselius C, Chauzi J, Thornberg D, et al.. 1-stage Deammonification MBBR process for reject water sidestream treatment: investigation of start-up strategy and carriers design; 2011. [Konferensmaterial]. Protokoll från WEF/IWA, Konferens inom 'Nutrient Recovery and Management', Miami, USA, 9–12 januari 2011.

- [27] Eriksson J. Från branchen: 'Mindre kostnader med miljösmarta reningsverk'; [Internet]. Örebro: Cirkulation, VA-tidskriften; 2009 [Hämtad 2014-05-07] Tillgänglig via: <http://www.cirkulation.com/2009/09/fran-branchen-mindre-kostnader-med-miljosmarta-avloppsreningsverk/>.
- [28] Gaul T, Märker S, Kunst S. Start-up of moving bed biofilm reactors for deammonification: the role of hydraulic retention time, alkalinity and oxygen supply. *Water science and technology*. 2005;52(7):127–133.
- [29] Maloszewski K. Application of on-line measurements and activity tests for the controlling and monitoring of the nitrification/anammox process [Examensarbete 30hp]. Kungliga Tekniska Högskolan. Stockholm; 2013.
- [30] Trela J, Hultman B, Plaza E, Levlin E, Fernáandes I. Mätteknik för att styra och optimera deammonifikation; 2009. [Teknisk rapport]. Stockholm: Svenskt vatten.
- [31] Gut L, Plaza E, Trela J, Hultman B, Bosander J. Combined partial nitrification/Anammox system for treatment of digester supernatant. *Water science and technology*. 2006;53(12):148–159.
- [32] Trela J, Plaza E, Gut L, Szatkowska B, Hultman B, Bosander J. Deammonifikation, en ny process för behandling av avloppsströmmar med hög kvävehalt; 2005. [Teknisk rapport]. Stockholm: Svenskt vatten.
- [33] Bagchi S, Biswas R, Nandy T. Alkalinity and dissolved oxygen as controlling parameters for ammonia removal through partial nitrification and ANAMMOX in a single-stage bioreactor. *Journal of Industrial Microbiology and Biotechnology*. 2010;37(8):871–876.
- [34] Plaza E, Trela J, Gut L, Löwén M, Szatkowska B. Deammonification process for treatment of ammonium rich wastewater; 2003. [Teknisk rapport]. Stockholm: Kungliga tekniska högskolan, avdelningen för mark och vattenteknik.
- [35] Jaroszynski LW, Cicek N, Sparling R, Oleszkiewicz JA. Impact of free ammonia on anammox rate (anoxic ammonium oxidation) in a moving bed biofilm reactor. *Chemosphere*. 2012;88(2):188–195.

- [36] Aktan CK, Ypasakli K, Mertoglu B. Inhibitory effects of free ammonia on Anammox bacteria. *Biodegradation*. 2012;23(5):751–762.
- [37] Jaroszynski LW, Cicek N, Sparling R, Oleszkiewicz JA. Importance of the operating pH in maintaining the stability of anoxic ammonium oxidation (anammox) activity in moving bed biofilm reactors. *Biosource Technology*. 2011;102(14):7051–7056.
- [38] Christensson^[1] M, Andersson-Chan^[2] A, Ochoa^[3] J, Lemaire^[4] R. Experience from start-up and operation of ANITATMMox MBBR plants and development of a new HybasTM ANITATMMox process; 2012. [Teknisk rapport].
^[1]AnoxKaldnes AB, Lund, Sverige. ^[2]Tekniska Förvaltningen, Växjö, Sverige.
^[3]Veolia Environment Research and Innovation, Maison Laffitte Cedex, Frankrike. ^[4]Veolia Water Technical Department, St-Maurice, Frankrike.

A

Tabeller

Tabell A.1: Förhållande mellan inkommande ammonium-kväve och alkalinitet. Stökiometrisk beräkning utifrån reaktion (3.1).

Inkommande $NH_4 - N$ (mg/L)	Förbrukad HCO_3^- (mg/L)
700	3447,39
730	3602,91
763	3758,43
795	3913,95
826	4069,47
856	4224,99
889	4380,52
921	4536,04
953	4691,56
984	4847,08
1016	5002,60
1047	5158,12
1079	5313,64
1105	5469,16
1142	5624,69
1174	5780,21
1205	5935,73
1237	6091,25
1268	6246,77
1300	6402,29

Tabell A.2: Koncentrationer av utgående ämnen när 50 % av inkommande ammonium oxideras i den partiella nitritationen. Beräkningarna är gjorda på ett sådant sätt att all den bildade nitriten reagerar eftersom det är den begränsande faktorn för systemet. Utgående koncentration nitratkväve är inkluderat på grund av att det alltid bildas 0,26 mol i anammoxreaktionen, se reaktion (3.2), samt att den mängd syre som AOB förbrukar är inkluderat. Linjen ses som ett totalomblandat system med ett ammoniumutbyte på 87,9 %. För beräkning se appendix C: figur C.6.

$NH_4 - N$ in (mg/L)	$NH_4 - N$ ut (mg/L)	$NO_3 - N$ (mg/L)	O_2 behov (mg/L)
700	84,85	68,94	599,57
730	88,68	72,05	626,62
763	92,5	75,16	653,67
795	96,33	78,27	680,72
826	100,16	81,38	707,77
856	103,99	84,49	734,81
889	107,81	87,60	761,86
921	111,64	90,71	788,91
953	115,47	93,82	815,96
984	119,3	96,93	843,01
1016	123,13	100,04	870,06
1047	126,95	103,15	897,10
1079	130,78	106,26	924,15
1105	134,61	109,37	951,20
1142	138,44	112,48	978,25
1174	142,26	115,59	1005,30
1205	146,09	118,70	1032,35
1237	149,92	121,81	1059,39
1268	153,75	124,92	1086,44
1300	157,58	128,03	1113,49

Tabell A.3: Koncentrationer av utgående ämnen när 56,9 % inkommande ammonium oxideras i den partiella nitritationen. Beräkningarna är gjorda på ett sådant sätt att all den bildade nitriten reagerar eftersom det är den begränsande faktorn för systemet. Utgående koncentration nitratkväve är inkluderat på grund av att det alltid bildas 0,26 mol i anammoxreaktionen, se reaktion (3.2), samt den mängd syre som AOB förbrukar är inkluderat, ej syrets börvärde. Linjen ses som ett totalomblandat system med ett ammoniumutbyte på ungefär 99 %. För beräkning se appendix C: figur C.8.

$NH_4 - N$ in (mg/L)	$NH_4 - N$ ut (mg/L)	$NO_3 - N$ (mg/L)	O_2 behov(mg/L)
700	0,08	78,44	682,19
730	0,08	81,98	712,97
763	0,09	85,52	743,74
795	0,09	89,06	774,52
826	0,10	92,59	805,30
856	0,10	96,13	836,07
889	0,10	99,67	866,85
921	0,11	103,21	897,62
953	0,11	106,75	928,40
984	0,11	110,29	959,17
1016	0,12	113,83	989,95
1047	0,12	117,36	1020,72
1079	0,12	120,9	1051,50
1105	0,13	124,44	1082,28
1142	0,13	127,98	1113,05
1174	0,14	131,52	1143,83
1205	0,14	135,06	1174,60
1237	0,14	138,6	1205,38
1268	0,15	142,13	1236,15
1300	0,15	145,67	1266,93

Tabell A.4: Belastning på zonerna vid olika koncentrationer på inflödet vid full kapacitet med 90 % ammoniumutbyte och flöde på $50 \text{ m}^3/h$. För beräkning se appendix C: figur C.2.

$NH_4 - N$ in (mg/L)	Belastning zon 1 $gN/m^2 * d$	Belastning zon 2 $gN/m^2 * d$	Belastning zon 3 $gN/m^2 * d$
700	3,21	0,24	0,15
850	3,89	0,30	0,18
1000	4,58	0,35	0,21
1150	5,27	0,40	0,24
1300	5,95	0,45	0,28

Tabell A.5: Koncentrationer i zon 1 vid 90 % ammoniumutbyte vid full belastning med flödet $50 \text{ m}^3/h$. Denna reningsgrad är jämförbar med belastning på zon 1 enligt tabell A.4. För beräkning se appendix C: figur C.3 och figur C.4.

$NH_4 - N$ in (mg/L)	$NH_4 - N$ oreagerad (mg/L)	Syrebehov (mg/L)	Bildat $NO_3 - N$ (mg/L)
700	123,45	377,73	43,43
850	149,91	458,67	52,74
1000	176,36	539,61	62,05
1100	194,00	593,58	68,25
1150	202,82	620,56	71,35
1300	229,27	701,50	80,66

Tabell A.6: Koncentrationer i zon 2 vid 90 % ammoniumutbyte vid full belastning med flödet $50 \text{ m}^3/h$. Denna reningsgrad är jämförbar med belastning på zon 2 enligt tabell A.4. För beräkning se appendix C: figur C.3 och figur C.4.

$NH_4 - N$ in (mg/L)	$NH_4 - N$ oreagerad (mg/L)	Syrebehov (mg/L)	Bildat $NO_3 - N$ (mg/L)
123,45	95,57	180,69	20,78
149,91	116,05	219,41	25,23
176,36	136,53	258,13	29,68
194,00	150,18	283,94	32,65
202,82	157,01	296,85	34,13
229,27	177,49	335,57	38,58

Tabell A.7: Koncentrationer i zon 3 vid 90 % ammoniumutbyte vid full belastning med flödet $50 \text{ m}^3/h$. Denna reningsgrad är jämförbar med belastning på zon 3 enligt tabell A.4. För beräkning se appendix C: figur C.3 och figur C.4.

$NH_4 - N$ in (mg/L)	$NH_4 - N$ oreagerad (mg/L)	Syrebehov (mg/L)	Bildat $NO_3 - N$ (mg/L)
95,57	76,92	48,88	5,62
116,05	93,40	59,36	6,82
136,53	109,88	69,83	8,03
150,18	120,87	76,82	8,83
157,01	126,36	80,31	9,23
177,49	142,85	90,78	10,44

Tabell A.8: Olika ammoniumutbyte på processen med respektive utgående koncentrationer och syreförbrukning av AOB vid inkommande ammoniumkoncentration på 1008 mg/L. Dessa värden är ideala och baseras på att 56,9 % av inkommande ammonium oxideras i den partiella nitritationen. För beräkning se appendix C: figur C.5.

Utbyte %	$NH_4 - N$ ut (mg/L)	Syrebehov (utan börvärde) (mg/L)	Bildat $NO_3 - N$ (mg/L)
45	430,50	343,33	39,48
55	352,23	419,63	48,25
65	273,96	495,92	57,02
75	195,68	572,22	65,79
85	117,41	648,51	74,57
95	39,14	724,81	83,34

Tabell A.9: Jämvikt mellan inkommande ammonium-kväve och ammoniak vid pH=6,0. Kompletterande till figur 5.1.

$NH_4 - N$ (mg/L)	NH_3 (mg/L)	NH_3 (mg/L)	NH_3 (mg/L)	NH_3 (mg/L)
	10°C	20°C	30°C	40°C
700	0,16	0,34	0,69	23,99
730	0,17	0,35	0,72	25,07
763	0,17	0,37	0,75	26,15
795	0,18	0,38	0,78	27,23
826	0,19	0,40	0,81	28,32
856	0,19	0,41	0,84	29,40
889	0,20	0,43	0,87	30,48
921	0,21	0,44	0,90	31,56
953	0,22	0,46	0,93	32,65
984	0,22	0,48	0,96	33,73
1016	0,23	0,49	0,99	34,81
1047	0,24	0,51	1,02	35,89
1079	0,24	0,52	1,06	36,97
1105	0,25	0,54	1,09	38,06
1142	0,26	0,55	1,12	39,14
1174	0,27	0,57	1,15	40,22
1205	0,27	0,58	1,18	41,30
1237	0,28	0,60	1,21	42,39
1268	0,29	0,61	1,24	43,47
1300	0,29	0,63	1,27	44,55

Tabell A.10: Jämvikt mellan inkommande ammonium-kväve och ammoniak vid pH=7,0. Kompletterande till figur 5.1.

$NH_4 - N$ (mg/L)	NH_3 (mg/L)	NH_3 (mg/L)	NH_3 (mg/L)	NH_3 (mg/L)
	10°C	20°C	30°C	40°C
700	1,58	3,38	6,85	13,30
730	1,66	3,53	7,16	13,90
763	1,73	3,68	7,47	14,50
795	1,80	3,84	7,78	15,10
826	1,87	3,99	8,09	15,70
856	1,94	4,14	8,40	16,30
889	2,01	4,29	8,70	16,89
921	2,08	4,45	9,01	17,49
953	2,16	4,60	9,32	18,09
984	2,23	4,75	9,63	18,69
1016	2,30	4,90	9,94	19,29
1047	2,37	5,06	10,25	19,89
1079	2,44	5,21	10,56	20,49
1105	2,51	5,36	10,87	21,09
1142	2,58	5,51	11,18	21,69
1174	2,66	5,66	11,49	22,29
1205	2,73	5,82	11,80	22,89
1237	2,80	5,97	12,10	23,49
1268	2,87	6,12	12,41	24,09
1300	2,94	6,27	12,72	24,69

Tabell A.11: Jämvikt mellan inkommande ammonium-kväve och ammoniak vid pH=8,0. Värdena till figur 5.1.

$NH_4 - N$ (mg/L)	NH_3 (mg/L)	NH_3 (mg/L)	NH_3 (mg/L)	NH_3 (mg/L)
	10°C	20°C	30°C	40°C
700	15,84	33,78	68,50	132,96
730	16,55	35,31	71,60	138,96
763	17,27	36,83	74,69	144,96
795	17,98	38,36	77,78	150,95
826	18,70	39,88	80,87	156,95
856	19,41	41,41	83,96	162,95
889	20,13	42,93	87,05	168,95
921	20,84	44,45	90,14	174,95
953	21,56	45,98	93,23	180,95
984	22,27	47,50	96,32	186,94
1016	22,98	49,03	99,41	192,94
1047	23,70	50,55	102,50	198,94
1079	24,41	52,07	105,59	204,94
1105	25,13	53,60	108,68	210,94
1142	25,84	55,12	111,77	216,93
1174	26,56	56,65	114,86	222,93
1205	27,27	58,17	117,95	228,93
1237	27,99	59,69	121,04	234,93
1268	28,70	61,22	124,13	240,93
1300	29,41	62,74	127,22	246,93

B

Beräkningar

Uppehållstid

$$10m^3 : 914,25/10 \approx 91,4h \quad (\text{B.1})$$

$$20m^3 : 914,25/20 \approx 45,7h \quad (\text{B.2})$$

$$30m^3 : 914,25/30 \approx 30,5h \quad (\text{B.3})$$

$$40m^3 : 914,25/40 \approx 22,9h \quad (\text{B.4})$$

$$50m^3 : 914,25/50 \approx 18,3h \quad (\text{B.5})$$

$$60m^3 : 914,25/60 \approx 15,2h \quad (\text{B.6})$$

$$70m^3 : 914,25/70 \approx 13,1h \quad (\text{B.7})$$

Totala aktiva ytor

$$A_{tot}(m^2) = A_{bärare}(m^2/m^3) * V_{bärare}(m^3) \quad (\text{B.8})$$

$$A_{linje} = 800 * 914,25 = 731400m^2 \quad (B.9)$$

$$A_{zon1} = 800 * 327,75 = 262200m^2 \quad (B.10)$$

$$A_{zon2} = 800 * 327,75 = 262200m^2 \quad (B.11)$$

$$A_{zon3} = 800 * 258,75 = 207000m^2 \quad (B.12)$$

Belastning, B

$$B = (C_{ammonium} * F_{in} * h) / m^2 \quad (B.13)$$

$$B_{tot} = (1,008 * 58520 * 24) / 731400 = 1,9gNH_4 - N/m^2 * d \quad (B.14)$$

$$B_{dag} = (1,008 * 58520 * 24) / 1000 = 1416kgNH_4 - N/d \quad (B.15)$$

$$B_{ymp} = (1,008 * 58520 * 24) / 73140 = 19gNH_4 - N/m^2 * d \quad (B.16)$$

$C_{ammonium}$ = ammoniumkväve (g/L)

F_{in} = medelinflöde (L/h)

C

MATLAB-koder

Figur C.1: Beräkningar för belastning av zoner vid 80 % ammoniumutbyte. Resultatet kan ses i tabeller 5.4, 5.5 och 5.6. Denna beräkning utfördes för att ta fram lämpliga börvärden till respektive zon.

```

%% Belastning
%Vid uppstart behöver flödet spädas för att bärarna inte ska överbelastas
clc, clear all
%B=1.0; %g N/m^2*d, Belastning
F1=[10000 20000 30000 40000 50000 60000]; %Medelflöde (L/h)
C1=1.008;
B=(C1.*F1.*24)/262000;
m=F1.*C1; %Total massa i flödet
M=14.01; %N molmassa
n=m./M; %Totala antal mol

noreagerat=((0.2.*n.*M)./F1).*1000; %Andel oreagerat ammonium (mol)
%i totalprocessen vid 80% utbyte
nreagerat=0.8.*n; %Andel reagerat ammonium (mol) i totalprocessen vid 80% utbyte
disp 'Belastning (g N/m^2*d) in på zon 1='
disp (B)

%Zon 1
andel1=0.7.*nreagerat; %I första zonen bör det största utbytet
%av ammonium ske, kanske runt 70%
nomv=0.5.*andel1; %Andel mol ammonium omvandlat till nitrit av AOB
nanammox=nomv./1.32; %Andel mol ammonium som behövs av AnAOB
nover=andel1-nomv-nanammox; %Andel mol ammonium som ej har reagerat i zon 1

zon1=((nover).*M)./F1).*1000; %Andel oreagerat ammonium (mg/L)
syre=((1.5.*nomv).*16)./F1).*1000; %Syrebehov (mg/L) för AOB
%nover andelen av ammonium kommer nu vara det som reagerar i zon 1 vid
%70% utbyte
B1=(noreagerat+zon1.*F1.*24)./262000000;
disp 'Belastning (g N/m^2*d) på zon 2='
disp (B1)

%Zon 2
andel2=(0.25.*nreagerat)+nover; %I andra zonen kommer det troligen
%ske ett mindre utbyte av ammonium, kanske runt 25%
nomv2=0.5.*andel2; %Andel mol ammonium omvandlat till nitrit av AOB
nanammox2=nomv2./1.32; %Andel mol ammonium som behövs av AnAOB

nover2=andel2-nomv2-nanammox2; %Andel mol ammonium som ej har reagerat i zon 2
zon2=((nover2).*M)./F1).*1000; %Andel oreagerat ammonium (mg/L)
%nover2 andelen av ammonium kommer nu vara
%det som reagerar i zon 2 vid 25% utbyte
B2=(noreagerat+zon2.*F1.*24)./207000000;
disp 'Belastning (g N/m^2*d) på zon 3='
disp (B2)

```

Figur C.2: Beräkningar för belastning av zoner vid 90 % ammoniumutbyte med ett flöde på $50 \text{ m}^3/\text{h}$.

```

%% Belastning
%Vid uppstart behöver flödet spädas för att bärarna inte ska överbelastas
clc, clear all
%B=1.0; %g N/m^2*d, Belastning
F1=50000; %Medelflöde (L/h)
C1=[0.7 0.85 1.0 1.15 1.3];
B=(C1.*F1.*24)/262000;
m=F1.*C1; %Total massa i flödet
M=14.01; %N molmassa
n=m./M; %Totala antal mol

noreagerat=((0.1.*n.*M)./F1).*1000; %Andel oreagerat ammonium (mol)
%i totalprocessen vid 90% utbyte
nreagerat=0.9.*n; %Andel reagerat ammonium (mol) i totalprocessen vid 90% utbyte
disp 'Belastning (g N/m^2*d) in på zon 1='
disp (B)

%Zon 1
andell1=0.7.*nreagerat; %I första zonen bör det största utbytet
%av ammonium ske, kanske runt 70%
nomv=0.5.*andell1; %Andel mol ammonium omvandlat till nitrit av AOB
nanammox=nomv./1.32; %Andel mol ammonium som behövs av AnAOB
nover=andell1-nomv-nanammox; %Andel mol ammonium som ej har reagerat i zon 1

zon1=((nover).*M)./F1).*1000; %Andel oreagerat ammonium (mg/L)
syre=((1.5.*nomv).*16)./F1).*1000; %Syrebehov (mg/L) för AOB
%nover andelen av ammonium kommer nu vara det som reagerar i zon 1 vid
%70% utbyte
B1=(noreagerat+zon1.*F1.*24)./262000000;
disp 'Belastning (g N/m^2*d) på zon 2='
disp (B1)

%Zon 2
andell2=(0.25.*nreagerat)+nover; %I andra zonen kommer det troligen
%ske ett mindre utbyte av ammonium, kanske runt 25%
nomv2=0.5.*andell2; %Andel mol ammonium omvandlat till nitrit av AOB
nanammox2=nomv2./1.32; %Andel mol ammonium som behövs av AnAOB

nover2=andell2-nomv2-nanammox2; %Andel mol ammonium som ej har reagerat i zon 2
zon2=((nover2).*M)./F1).*1000; %Andel oreagerat ammonium (mg/L)
%nover2 andelen av ammonium kommer nu vara
%det som reagerar i zon 2 vid 25% utbyte
B2=(noreagerat+zon2.*F1.*24)./207000000;
disp 'Belastning (g N/m^2*d) på zon 3='
disp (B2)

```

Figur C.3: Beräkningen gjordes för ojämn belastning som kan uppkomma på grund av zonerna. Det totala ammoniumutbytet är knappt 90 % där ungefär 63 % reagerar i zon 1 samt att 22,5 % och 4,5 % reagerar i zon 2 respektive zon 3.

```

%% Zonberäkningar vid ungefärligt 90 % utbyte, MYCKET HYPOTETISKT!
clc, clear all
%Zon 1
F=50000; %Medelflöde (L/h)
C=[0.7 0.85 1.0 1.1 1.15 1.3]; %Medelkoncentration ammonium (g/L)
m=F.*C; %Total massa i flödet
M=14.01; %N molmassa
n=m./M; %Totala antal mol

noreagerat=((0.1.*n.*M)./F).*1000; %Andel oreagerat ammonium (mol) i
%totalprocessen vid 90% utbyte
nreagerat=0.9.*n; %Andel reagerat ammonium (mol) i totalprocessen vid
%90 % utbyte

%Zon 1
andell=0.7.*nreagerat; %I första zonen bör det största utbytet av
%ammonium ske, kanske runt 70%
nomv=0.5.*andell; %Andel mol ammonium omvandlat till nitrit av AOB
nanammox=nomv./1.32; %Andel mol ammonium som behövs av AnAOB
nover=andell-nomv-nanammox; %Andel mol ammonium som ej har reagerat i zon 1

zon1=((nover).*M)./F).*1000+noreagerat; %Andel oreagerat ammonium (mg/L)
syre=((1.5.*nomv).*16)./F).*1000; %Syrebehov (mg/L) för AOB
nitrat=((0.26.*nanammox).*14.01)./F).*1000; %Utgående nitrat i zon 1
%nover andelen av ammonium kommer nu vara det som reagerar i zon 1 vid
%70% utbyte
disp 'Andel ammonium (mg/L) som reagerar vidare i zon2='
disp (zon1)
disp 'Syrebehov i zon 1 (utan börvärde)'
disp (syre)
disp 'Utgående nitrat i zon 1='
disp (nitrat)

```

Figur C.4: Fortsättning på figur C.3. Beräkningen gjordes för ojämn belastning som kan uppkomma på grund av zonerna. Det totala ammoniumutbytet är knappt 90 % där ungefär 63 % reagerar i zon 1 samt att 22,5 % och 4,5 % reagerar i zon 2 respektive zon 3.

```

%Zon 2
andel2=(0.25.*nreagerat)+nover; %I andra zonen kommer det troligen ske
%ett mindre utbyte av ammonium, kanske runt 25%
nomv2=0.5.*andel2; %Andel mol ammonium omvandlat till nitrit av AOB
nanammox2=nomv2./1.32; %Andel mol ammonium som behövs av AnAOB
nover2=andel2-nomv2-nanammox2; %Andel mol ammonium som ej har reagerat
%i andra zonen
zon2=((nover2).*M)./F).*1000+noreagerat; %Andel oreagerat ammonium (mg/L)
nitrat2=((0.26.*nanammox2).*14.01)./F).*1000; %Utgående nitrat i zon 2
%nover2 andelen av ammonium kommer nu vara det som reagerar i zon 2 vid
%25% utbyte
disp 'Andel ammonium (mg/L) som reagerar vidare i zon3='
disp (zon2)
syre2=((1.5.*nomv2).*16)./F).*1000; %Syrebehov (mg/L) för AOB
disp 'Syrebehov i zon 2 (utan börvärde)'
disp (syre2)
disp 'Utgående nitrat i zon 2='
disp (nitrat2)

%Zon 3
andel3=(0.05.*nreagerat)+nover2; %I andra zonen kommer det troligen ske
%ett mindre utbyte av ammonium, kanske runt 5%
nomv3=0.5.*andel3; %Andel mol ammonium omvandlat till nitrit av AOB
nanammox3=nomv3./1.32; %Andel mol ammonium som behövs av AnAOB
nover3=andel3-nomv3-nanammox3; %Andel mol ammonium som ej har reagerat
%i tredje zonen
zon3=((nover3).*M)./F).*1000+noreagerat; %Andel oreagerat ammonium (mg/L)
nitrat3=((0.26.*nanammox3).*14.01)./F).*1000; %Utgående nitrat i zon 2
%nover3 andelen av ammonium kommer nu vara det går ut från zon
%25% utbyte
disp 'Andel ammonium (mg/L) som inte reagerat i zon 3='
disp (zon3)
syre3=((1.5.*nomv3).*16)./F).*1000; %Syrebehov (mg/L) för AOB
disp 'Syrebehov i zon 3 (utan börvärde)'
disp (syre3)
disp 'Utgående nitrat i zon 3='
disp (nitrat3)

disp 'Total andel ammonium (mg/L) som inte reagerar i deammonifikationsprocessen:'
Tot=(zon1+zon2+zon3);
disp(Tot)
Utbyte=(1-(zon3+noreagerat)./(C.*1000)).*100;
disp 'Procentuell andel:'
disp(Utbyte)

```

Figur C.5: Beräkning till tabell A.8.

```
%Ammoniumhalt vid olika utbyten
clc, clear all
F=58520; %Medelflöde (L/h)
C=1.008; %Medelkoncentration av ammonium-kväve (g/L)
C1=C*1000; %Medelkoncentration av ammonium-kväve (mg/L)

m=F.*C; %Total massa i flödet
M=14.01; %N molmassa
n=m./M; %Totala antal mol
p=0.45:0.1:0.95; %Olika utbyten

nover=(1-p).*n; %Andel oreagerat ammonium (mol)
nreagerat=p.*n; %Andel reagerat ammonium (mol)

ut=((nover.*14.01)./F.*1000); %Andel oreagerat ammonium (mg/L)

nomv=0.5.*nreagerat; %Andel ammonium omvandlat till nitrit av AOB
nanammox=nomv./1.32; %Andel ammonium som behövs i anammox

syre=((1.5.*nomv).*16)./F.*1000; %Syrebehov (mg/L) för AOB
nitrat=((nanammox.*0.26).*62.01)./F.*1000; %Andel bildat nitrat (mg/L) i
%anammoxreaktionen, förhållande 1:0,26
```


Figur C.6: Beräkning av reningsgrad där 50 % av inkommande ammoniummängd oxideras i den partiella nitritationen.

```

%Flödets medelvärde 58,52 m3/h, regleras beroende uppehållstid osv
%Koncentrationens medelvärde 1008.2 mg NH4-N/L, 20 värden av varje
%Linjen ses som ett totalomblandat system.
clc, clear all
F=58520; %Medelvärde på inflöde L/h
C=linspace(0.700,1.300,20); %Variation i koncentration av ammonium-kväve (g/L)

m=F.*C; %Total massa i inflöde
M=14.01; %N molmassa
n=m./M; %Totala antal mol/h

nomv=0.5.*n; % (mol/h) 50% av ammonium blir nitrit,
%förhållande 1:1 ger att detta är både ammonium- och nitrithalt för AOB
syre=(((1.5.*nomv).*16)./F).*1000; %Syrebehov (mg/L) för AOB
nanammox=nomv./1.32; %Andel ammonium som används i
%anammoxreaktionen enligt 1:1,32 förhållande

nitrat=(((nanammox.*0.26).*M)./F).*1000; %Andel bildat nitrat (mg/L)
%i anammoxreaktionen, förhållande 1:0,26
N2=(((nanammox.*1.02).*28.02)./F).*1000; %Andel bildat kvävgas (mg/L)

nover=(((n-nomv-nanammox).*M)./F).*1000; %Andel oreagerat ammonium (mg/L)
Ut=(1-(84.848484848484860./(0.7.*1000))).*100; %Procenthalt utbyte
%(baserat på lägsta värdet 700 mg/L gav 84,84 g/L oreagerad ammonium
disp 'Totalt utbyte:'
disp (Ut)

```

Figur C.7: Beräkning för optimala mängden ammonium som bör oxidera i den partiella nitrifikationen för att nå ett så högt ammoniumutbyte som möjligt. Se figur 3.1.

```
%% Stökiometriska beräkningar med medelvärden på koncentration och inflöde,  
%hur stor mängd ammonium ska omvandlas till nitrit för högsta utbyte  
clc, clear all  
C=0.0010082 ; %Ammoniummängd(g/m3)  
F=58.52; %Flöde (m3/h)  
  
m=F.*C; %Total ammoniummassa i flöde  
M=14.01; %N molmassa  
nin=m./M; %Totala antal mol  
  
p=0.5:0.01:0.60; % Andel ammonium som omvandlas till nitrit av AOB  
nitrit=p.*nin; %Andel bildad nitrit i nitrifikationen  
  
n1=nin-nitrit; %Andel ammonium som kan reagera i anammoxreaktionen  
  
n2=nitrit./1.32; %Andel ammonium som har använts i anammoxreaktionen  
  
n3=n1-n2; %Procentuellt ammonium som reagerar i AOB, optimalt hamnar  
%mellan 56-57% exakt 0.569  
plot(p,n1,'r')  
hold on  
plot(p,n2)
```

Figur C.8: Beräkning av reningsgrad där 56,9 % av inkommande ammoniummängd oxideras i den partiella nitritationen. Se tabell A.3.

```

%% Största möjliga utbytet beroende av koncentration ammonium in
%Linjen ses som ett totalomblandat system.
clc, clear all

C=linspace(0.7,1.3,20); %Variation i koncentration av ammonium-kväve (g/L)
M=14.01; %Molmassa för kväve
n=C./M; %Koncentration mol ammonium (mol/L)

NI=n.*0.5689; %Ideal mängd (mol/L) av inkommande ammonium som bör oxideras
%till nitrit
AM=n.*0.4301; %Ideal mängd ammonium som finns kvar efter nitritationen
syre=(((1.5.*NI).*16).*1000); %Syrebehov (mg/L) för AOB
nAnAOB=NI/1.32; %Andel ammonium (mol/h) som används i anammoxreaktionen
%enligt 1:1,32 förhållande,

nitrat=(((nAnAOB.*0.26).*M).*1000); %Andel bildat nitrat (mg/L) i
%anammoxreaktionen, förhållande 1:0,26. Idela reaktionen bilder 11 % nitrat

over=(n-nAnAOB-NI); %Andel mol ammonium som är inte har reagerat (mol/L)
Over=over.*M.*1000; %Andel ammonium som inte reagerat (mg/L)

ut=1-(over./n); %Utbyte av ammonium, vid det här förhållande reagerar 99%
%ammonium i reaktionen

Tot=1-(Over./C);
disp 'Ammoniumutbytet blir 99%'
disp 'Det oorganiska kvävetbytet (NH4, NO2, NO3) 88,5%'

```