

Pilotförsök för utökad nitrifikation med en biofilmsprocess

INSTITUTIONEN FÖR PROCESSTEKNIK OCH TILLÄMPAD BIOVETENSKAP | LUNDS UNIVERSITET

JONATAN LINDEMANN | EXAMENSARBETE 2026



Pilotförsök för utökad nitrifikation med en biofilmsprocess

av

Jonatan Lindemann

Examensarbete nr: 2026–09

Vattenförsörjnings- och Avloppsteknik
Avdelningen för kemiteknik
Lunds universitet

April 2026

Handledare: **Michael Cimbritz**
Biträdande handledare: **Simon Bengtsson**
Examinator: **Åsa Davidsson**

Bild på framsidan: Pilotanläggningen på Ellinge, Foto: Jonatan Lindemann

Postadress
Box 124
221 00 Lund
Hemsida
www.ple.lth.se

Besöksadress
Naturvetarvägen 14

Telefon
046-222 82 85
046-222 00 00

Förord

Detta examensarbete genomfördes på institutionen för processteknik och tillämpad biovetenskap på Lunds Tekniska Högskola tillsammans med VA Syd och Sweden Water Research.

Jag vill tacka alla som get mig stöd genom detta arbete. Först och främst till Simon Bengtsson som handlett det praktiska arbetet med pilotanläggningen och för alla de diskussioner vi har haft vid sidan om. Oavsett om det har varit om olika formuleringar eller förklaringar av olika koncept. Därefter till Michael Cimbritz som varit en viktig del i att väcka mitt intresse för nya och avancerade reningsprocesser och föreslog detta examensarbete. Till min sambo Linnéa för allt stöd i vardagen. Slutligen tack till mina föräldrar Helena och Jonas som alltid funnits som alltid motiverat mig till att göra det där lilla extra som tagit mig hit.

Populärvetenskaplig sammanfattning

Pilotförsök för renare vatten med kompakt teknik

Kan avloppsrening bli effektivare utan större ytor? I detta arbete testades biofilmsteknik i pilotskala och gav lovande resultat för framtidens krav på ammoniumrening. Studien visade hög reningseffektivitet och gav viktiga insikter om drift och klimatpåverkan.

I takt med skärpta miljökrav på avloppsrening blir effektiv behandling av avloppsvatten allt viktigare. Många reningsverk, inklusive flera av VA SYDs anläggningar i sydvästra Skåne, står inför behov av nya miljötillstånd och uppgraderingar för att klara kraven, särskilt gällande ammoniumkväve. Problemet är att konventionella metoder kräver stora ytor för att uppnå de skärpta kraven, vilket många befintliga verk saknar. Därför behövs mer kompakta lösningar.

För att undersöka detta testades en ”moving bed biofilm reactor process” (MBBR) i liten skala vid Ellinge avloppsreningsverk i Eslöv. Tekniken bygger på att bakterier och andra mikroorganismer växer på små plastbärare som rör sig fritt i vattnet. På bärarnas yta bildas biofilm där bakterier omvandlar ammoniumkväve till mindre skadliga kväveformer genom nitrifikation.

En stor fördel med MBBR är att bärarna möjliggör en stor biofilmsyta, vilket ger hög kapacitet i liten volym. I försöket användes två parallella reaktorer på 15 liter vardera med olika driftstrategier. Den ena fick kontinuerligt biologiskt behandlat vatten, medan den andra periodvis fick vatten med högre halter ammonium och organiskt material för att testa om varierad belastning kunde stärka bakteriernas kapacitet.

Resultaten visade att båda reaktorerna effektivt reducerade ammoniumkväve. Reaktorn med jämn belastning låg oftast under 0,2 mg/l, vilket motsvarar framtida riktvärden för skärpta krav. Att försöken dessutom genomfördes huvudsakligen under vintermånader med låga temperaturer, vilket normalt försämrar bakteriernas prestanda och samtidigt under en period där bakterierna fortfarande höll på att etablera sig, tyder på att processen vid stabil drift under ett helt år troligen kan uppnå de skärpta kraven.

Reaktorn med varierad belastning utvecklade snabbare en stark bakteriekultur med högre nitrifikationskapacitet, men blev samtidigt mer känslig för snabba förändringar och höga flöden. Detta visar att driftstrategin är avgörande vid uppstart av fullskaliga anläggningar och en viktig indikator på hur en framtida driftstrategi ska utformas.

En annan viktig aspekt var utsläpp av lustgas, en kraftig växthusgas med en uppvärmningseffekt nästan 300 gånger större än koldioxid. Emissionerna ökade vid ackumulation av nitrit, vilket nitrifikationshastigheten och luftningen visade sig vara viktiga parametrar att kontrollera för att minimera klimatpåverkan.

Datorsimuleringar av en fullskalig MBBR-process visade att tekniken är mycket yteffektiv och kan minska behovet av utbyggnad med 85–95% jämfört med traditionella metoder. Två reaktorer i serie visade sig dessutom ge bättre resultat än en ensam.

Sammanfattningsvis visar försöket att MBBR som efterpoleringssteg har god potential att möta framtida krav på ammoniumutsläpp på ett yteffektivt och tekniskt genomförbart sätt. Nästa steg är att vidareutveckla och optimera processen i full skala för att uppnå en så effektiv och klimatvänlig rening som möjligt.

Sammanfattning

I detta arbete undersöktes potentialen av en biofilmsprocess med suspenderade bärare (MBBR) som efternitritifikation att minska halterna av ammoniumkväve som släpps ut med det behandlade avloppsvattnet. För detta genomfördes en studie i en pilotanläggning vid Ellinge avloppsreningsverk där två parallella reaktorer med olika driftsätt jämfördes, varav den ena periodvis utsattes för högre belastning genom periodvis tillförsel av försedimenterat avloppsvatten.

Arbetet kombinerade experimentella studier i pilotanläggningen, laboratorieanalyser och modellering baserad på BSM2 för att utvärdera MBBR-processens effektivitet och viktiga parametrar att ta hänsyn till inför en fullskalig implementering av efternitritifikation. För att efterlikna verkliga förhållanden tillfördes biologiskt behandlat avloppsvatten kontinuerligt från Ellinge reningsverk med ett flöde proportionellt mot reningsverkets flöde och temperaturen justerades för att motsvara temperaturen i reningsverkets vatten.

Resultaten visade att MBBR-processen som efternitritifikation kunde uppnå låga ammoniumhalter under stabila förhållanden med jämn belastning, men att variationer i belastning och kortvariga flödestoppar påverkade effektiviteten av ammoniumomvandlingen negativt. Driftsättet med tillförsel av försedimenterat avloppsvatten bidrog till att biofilmen snabbare får en högre nitrifikationshastighet, men verkade göra processen mer känslig för större belastningsvariationer och mycket höga flöden.

Bildningen av lustgas utgör en utmaning för processen då nitritackumulation kan leda till ökade emissioner. För implementering av en MBBR-process i fullskala måste en avvägning mellan effektiv kväverening och eventuell klimatpåverkan från processen göras.

Utifrån modellering baserat på BSM2 bekräftades pilotförsökens resultat om en effektiv ammoniumomvandling och en yteffektiv process som kan utgöra ett kompakt komplement till befintliga reningsprocesser. Resultaten indikerar att processen kan bidra till att uppfylla framtida skärpta krav på ammoniumutsläpp, förutsatt att driftstrategier optimeras med hänsyn till både reningsprestanda och lustgasemissioner.

Summary

This study investigated the potential of a moving bed biofilm reactor (MBBR) process as a post-nitrification step to reduce ammonium nitrogen concentrations in treated wastewater. The study was conducted in a pilot plant at Ellinge wastewater treatment plant, where two parallel reactors with different operating strategies were compared, one of which was periodically subjected to higher loading through intermittent addition of primary settled wastewater.

The work combined experimental studies in the pilot plant, laboratory analyses, and modelling based on BSM2 to evaluate the performance of the MBBR process and key parameters to consider for full-scale implementation of post-nitrification. To replicate real operating conditions, biologically treated wastewater was continuously supplied from Ellinge wastewater treatment plant at a flow rate proportional to the plant's flow, and the temperature was adjusted to match that of the plant's incoming water.

The results showed that the MBBR process as a post-nitrification step was capable of achieving low ammonium concentrations under stable conditions with steady loading, but that variations in loading and short-term peak flows negatively affected ammonium conversion efficiency. The operating strategy involving addition of primary settled wastewater promoted faster development of higher nitrification rates in the biofilm but appeared to make the process more sensitive to larger load variations and very high flow rates.

The formation of nitrous oxide presents a challenge for the process, as nitrite accumulation can lead to increased emissions. For the implementation of a full-scale MBBR process, a balance between efficient nitrogen removal and potential climate impact from the process must be considered.

Modelling based on BSM2 confirmed the pilot results, demonstrating effective ammonium conversion and an area-efficient process that can serve as a compact complement to existing treatment systems. The results indicate that the process has the potential to contribute to meeting future stricter discharge requirements for ammonium, provided that operating strategies are optimized with respect to both treatment performance and nitrous oxide emissions.

Lista på förkortningar

AMO – Ammoniak-monooxygenas

AOA – Ammoniumoxiderande arkéer (Ammonia Oxidizing Archaea)

AOB – Ammoniumoxiderande bakterier (Ammonia Oxidizing Bacteria)

ASM1 – Activated Sludge Model No.1

BOD – Biochemical Oxygen Demand (Biokemisk syreförbrukning)

BSM1 – Benchmark Simulation Model No. 1

BSM2 – Benchmark Simulation Model No. 2

CMX - Comammox

COD – Chemical Oxygen Demand (Kemisk syreförbrukning)

MBBR – Moving Bed Biofilm Reactor

N₂O – Lustgas

NH₄-N – Ammoniumkväve

NO₂-N – Nitritkväve

NO₃-N – Nitratkväve

NOB – Nitritoxiderande bakterier (Nitrite Oxidizing Bacteria)

p.e. – Personekvivalenter

UWWTD – Urban Wastewater Treatment Directive

Innehållsförteckning

1	Introduktion	1
1.1	Syfte.....	1
2	Bakgrund	3
2.1	Problematik med utsläpp av ammoniumkväve.....	3
2.1.1	EU:s vattendirektiv samt EU direktivet om rening av avloppsvatten från tätbebyggelse	3
2.1.2	Konsekvenser av ammoniumkväve	3
2.1.3	Tekniker för kvävereduktion	4
2.2	Nitrifikation & den biologiska processen.....	4
2.2.1	Nitrifikation	4
2.2.2	Biologiska processen för nitrifikation	4
2.2.3	Biofilmsprocess med suspenderade bärare i reaktor (MBBR)	5
2.2.4	Struktur hos biofilm på suspenderade bärare	5
2.2.5	Fördelar med MBBR jämfört med aktivslamprocess	5
2.2.6	Nitrifikationshastighet	6
2.2.7	Efternitrifikation med MBBR.....	7
2.2.8	Dimensioneringsprinciper för MBBR-reaktorer för nitrifikation.....	8
2.3	Indikatorer för analys av effektivitet hos nitrifikationsprocess	8
2.4	Problematik med lustgas.....	8
2.4.1	Produktion av N ₂ O i biologiska reningsprocesser	8
2.4.2	Uppskattning av N ₂ O emissioner	10
2.5	Benchmark Simulation Models	10
3	Metod.....	13
3.1	Pilotanläggning.....	13
3.2	Belastning i pilotanläggningen	15
3.3	Praktiska försök i pilotanläggningen	16
3.4	Provtagning & dygnsprover	17
3.5	Analys av prover.....	17
3.5.1	Arbetsgång & materiel.....	17
3.5.2	Kyvettester.....	18
3.6	Cykelförsök	18
3.7	Satsförsök	19
3.8	Högflödesförsök	20
3.9	Mätning av N ₂ O-koncentration	21
3.9.1	Beräkning av N ₂ O-emissioner	21

3.10	Modellering av MBBR-processen	22
3.10.1	Parametrar för BMS2	22
3.10.2	Process för BSM2 i SUMO24.....	23
4	Resultat.....	27
4.1	Mätvärden från onlinegivare.....	27
4.1.1	Flöde.....	27
4.1.2	Temperatur	27
4.1.3	Sammansättning av tillfört biologiskt behandlat vatten.....	28
4.1.4	Syre	29
4.1.5	pH-värden.....	30
4.2	Analysvärden	30
4.2.1	Laboratorieanalyser.....	31
4.2.2	Påverkan av belastning.....	33
4.2.3	Kvävebalans	34
4.3	N ₂ O-emissioner från dagliga driften	35
4.3.1	N ₂ O-bildning i reaktor 2	35
4.3.2	N ₂ O cykel i reaktor 2 under olika perioder	36
4.3.3	N ₂ O-emissioner från reaktor 2	36
4.3.4	Massbalans av N ₂ O för pilotanläggningen.....	37
4.4	Cykelförsök.....	38
4.5	Satsförsök.....	41
4.5.1	Nitrifikationshastighet.....	47
4.5.2	N ₂ O Utsläpp	48
4.5.3	Kvävebalans	49
4.6	Högflödesförsök.....	50
4.7	Modellering av MBBR-process baserat på BSM2.....	51
5	Diskussion.....	53
5.1	Effektivitet och stabilitet i nitrifikationsprocessen	53
5.1.1	Effektivitet av NH ₄ omvandling i reaktorerne	53
5.1.2	Kortvarig hög belastning utmaning för att nå 0,2 mg NH ₄ -N/l	54
5.1.3	Tillförsel av försedimenterat vatten ger högre nitrifikationshastighet.....	55
5.1.4	Periodvis högre belastning gjorde biofilmen i reaktor 2 mer känslig för höga flöden	56
5.2	N ₂ O-emissioner en utmaning vid NH ₄ -omvandling	57
5.2.1	Ökade N ₂ O-emissioner med ökad nitrifikationshastighet.....	57
5.2.2	Ökad N ₂ O-bildning vid ackumulation av NO ₂ ⁻	58
5.2.3	Flödet av tillfört försedimenterat vatten påverkar mängden N ₂ O-emission kraftigt.	59

5.2.4	Förbrukning av N ₂ O i reaktorerna	60
5.3	Driftstrategier och förväntad effektivitet i fullskalig process.....	61
5.3.1	Stor yteffektivitet med MBBR jämfört med att utvidga aktivslamprocessen.	61
5.3.2	Optimala driftsätt av MBBR.....	62
5.3.3	Möjligheter att implementera i fullskaliga processer	63
6	Slutsatser.....	65
7	Framtida Studier	67
8	Referenser.....	69
<i>Appendix A</i>		73
<i>Appendix B</i>		75
<i>Appendix C</i>		77

1 Introduktion

Avloppsvattenrening är en kritisk del av samhällets infrastruktur, med en direkt påverkan på både miljön och människors hälsa. VA SYD ansvarar idag för driften av 17 reningsverk där avloppsvattnet från mer än en halv miljon människor i sydvästra Skåne renas. Flera av dessa kommer inom närtid att behöva nya miljötillstånd, vilket kommer innebära skärpta krav på vilka koncentrationer av föroreningar som får släppas ut i recipienterna med det behandlade vattnet. När vattnet ska släppas ut i särskilt känsliga recipienter kan de tillåtna halterna av ammoniumkväve vara utmanande att uppnå med dagens reningsprocesser. Därför behövs nya processlösningar utvecklas för att minska utsläppen av ammoniumkväve.

Många av dagens reningsverk är ofta inte utformade för att uppnå dessa låga halter och att bygga ut med dagens teknik skulle kräva stora ytor och bassängvolym. Dessutom leds de högsta flödestopparna ofta förbi den biologiska behandlingen vilket bidrar till utsläppen av ammonium. När de tillåtna halterna blir lägre blir det viktigare att även behandla så stor del av dessa flödestoppar på ett så effektivt sätt som möjligt.

På Ellinge avloppsreningsverk utför VA SYD pilotförsök för att utvärdera en ny processlösning som ska möjliggöra väldigt låga ammoniumhalter i det behandlade avloppsvattnet. I dessa försök behandlas avloppsvatten som redan har genomgått verkets konventionella biologiska process i en efterföljande biofilmsprocess ytterligare, genom en så kallad efternitritifikation i en MBBR-process (Moving Bed Biofilm Reactor) där rörliga bärare används. Försöken ska öka kunskapen om hur en kompakt reningsprocess kan bidra till att uppnå framtida skärpta krav för ammonium genom ytterligare biologisk behandling med efternitritifikation. Om försöken faller ut väl kan resultaten användas som underlag för att skala upp processen.

1.1 Syfte

Syftet med detta arbete är att öka kunskapen och förståelsen om hur en kompakt biofilmsprocess kan dimensioneras, utformas och styras för att möta framtidens reningskrav gällande ammoniumutsläpp. Målet är att jämföra nitrifikationskapaciteten för två biofilmsreaktorer med olika driftsätt, där den ena periodvis utsatts för högre belastning och högre koncentrationer av föroreningar. Samtidigt analyseras lustgasemissionerna för att utvärdera de eventuella riskerna med ytterliga lustgasemissioner från nitrifikationsprocessen. Därutöver kommer arbetet undersöka förväntade utsläppsminskningar genom modellering och simulering.

Detta arbete kommer ge kunskap om och erfarenhet av kompakta biologiska reningsprocesser och vara ett underlag för hur eventuella framtida MBBR-processer ska dimensioneras, utformas och styras. Även utifrån modellering kommer en inblick av förväntade effekter på utsläppen ammoniumkväve ges. För att uppnå detta syfte kommer följande frågeställningar att besvaras:

- Om en MBBR-process som efternitritifikation har förmågan att uppnå låga utgående halter av ammoniumkväve under 0,2 mg/l för att uppfylla framtida skärpta krav och för vilka driftsförhållanden?
- Vilka skillnader i nitrifikationskapacitet finns det mellan de två olika driftsätten för biofilmsreaktorerna, där det ena driftsättet innebär högre belastning och högre koncentrationer av föroreningar?
- Hur kan en MBBR-process kan driftsättas för en så effektiv omvandling av ammoniumkväve som möjligt?

2 Bakgrund

I följande avsnitt ges en introduktion till biofilmsprocessen med suspenderade bärare och nitrifikationen som används vid MBBR-reningsprocessen, samt risker med bland annat utsläpp av ammoniumkväve och lustgasen som bildas som en biprodukt av reningssteget. Även en översikt av modellen som användes för simuleringar presenteras i detta avsnitt.

2.1 Problematik med utsläpp av ammoniumkväve

Moderna miljökrav, däribland EU:s reviderade avloppsdirektiv (Urban Wastewater Treatment Directive, UWWTD) ställer skärpta krav på bland annat kväverening från reningsverket. Detta för att minska utsläpp av kväve till recipienter som hav och vattendrag vilket kan förbättra den ekologiska statusen (Kardos, et al., 2025). Därutöver kräver EU:s vattendirektiv att ytvattenförekomster ska ha god ekologisk och kemisk status (Europeiska Unionen, 2000). För exempelvis Ellinge reningsverk och andra svenska reningsverk innebär det att vid framtida miljötillståndsansökningar kommer lägre utsläppshalter av bland annat totalkväve krävas då dessa krav ställs för reningsverk med kapaciteten 100 000 personekvivalenter (p.e) samt reningsverk i riskområden med kapaciteten 10 000–100 000 p.e (Kardos, et al., 2025).

2.1.1 EU:s vattendirektiv samt EU direktivet om rening av avloppsvatten från tätbebyggelse

Europeiska unionen, EU implementerade redan 1991 direktivet om rening av avloppsvatten från tätbebyggelse (91/271/EEG) med målet att förhindra att miljön tar skada när otillräckligt renat avloppsvatten från tätbebyggelse släpps ut till recipient och för att kräva effektivare behandling av avloppsvattnet med recipient i känsligare områden (Europeiska Unionen, 2024). Detta direktiv har bidragit till att uppnå målen som fastställs av Europaparlamentets och rådets direktiv om upprättande av en ram för gemenskapens åtgärder på vattenpolitikens område om att bland annat undvika försämring av vattenkvaliteten (2000/60/EG). Det reviderade direktivet skärper kraven för reningen, särskilt för kväveutsläpp och ökar fokuset på minskning av växthusgasutsläppen från reningsprocesserna för att uppnå klimatneutralitetsmålet 2050 (Europeiska Unionen, 2024).

2.1.2 Konsekvenser av ammoniumkväve

Utsläpp av ammoniumkväve till en recipient utgör en miljöutmaning då det är en reaktiv kväveform som bidrar till eutrofiering och syrebrist i dess ekosystem. Höga halter ammoniumkväve leder i många fall till övergödning, vilket orsakar algbloomning och förändrade bakteriesamhällen. Detta kan över tid leda till försämrade biologisk mångfald i recipienten och dessa konsekvenser är särskilt viktiga att beakta i känsliga vattenmiljöer där kväve är den begränsande näringsfaktorn. (Bergbusch, et al., 2023). Den försämrade biologiska mångfalden från kväveutsläpp orsakas bland annat av att syrebristen kan leda till en toxisk miljö för fiskarter, vilket ger stor påverkan på det lokala ekosystemet (Goswami, et al., 2025). Ytterligare toxicitet kommer från ammoniak (NH_3) och för vilken koncentrationen av påverkas av pH och temperaturen i vattnet då en jämvikt mellan ammonium (NH_4^+) och NH_3 existerar i vattenmiljöer (Yun, et al., 2026). Minskning av koncentrationen ammoniumkväve som släpps ut innebär därmed minskade effekter av eutrofiering och övergödning i recipienten (Bergbusch, et al., 2023). Att minska utsläppen av NH_4^+ är därmed en viktig del av att uppnå målen i EU:s vattendirektiv (2000/60/EG) om god ekologisk status i ytvattenförekomster (Europeiska Unionen, 2000).

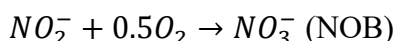
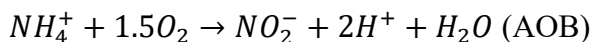
2.1.3 Tekniker för kvävereduktion

För att minska utsläppen av ammoniumkväve till recipienter används främst nitrifikation och denitrifikation, där ammonium oxideras till nitrat och därefter reduceras till kvävgas. Därutöver kan nyare teknik, såsom så kallade anammox-processer (anaerob ammoniumoxidation) användas för kvävebortagning där NH_4^+ reagerar med nitrit (NO_2^-) och bildar kvävgas (N_2) under anaeroba förhållanden (Kasiński, et al., 2025). Implementering av förbättrad kväverening på reningsverk är enligt EU:s analyser en kostnadseffektiv åtgärd för att minska övergödningen och uppnå en god ekologisk status i recipienter (Pistocchi, et al., 2023).

2.2 Nitrifikation & den biologiska processen

2.2.1 Nitrifikation

Nitrifikation är en biologisk process där NH_4^+ eller NH_3 konverteras till NO_2^- vilket därefter följs av oxidation till nitrat (NO_3^-). Detta är en bakteriologisk process som innefattar ammonium-oxiderande bakterier (AOB) och nitrit-oxiderande bakterier (NOB) för att omvandla kvävemolekyler. AOB oxiderar det första steget då ammonium oxideras till nitrit, medan NOB genomför det andra steget av NO_2^- till NO_3^- . (Goswami, et al., 2025). Dessa reaktionsstegen kan beskrivas som följande för nitrifikation:



Dessa reaktioner är syreberoende och nitrifikationshastigheten påverkas av faktorer såsom syrehalt, temperatur, pH och substratkoncentration.

2.2.2 Biologiska processen för nitrifikation

Vanligtvis sker nitrifikationen aerobt, där syre används som elektronacceptor. Denna process kan även ske genom anoxisk nitrifikation där andra oxiderade föreningar används som elektronacceptor. Den ammoniumoxiderande processen sker framför allt med hjälp av bakterierna Nitrosomonas och Nitrosococcus, medan den nitrit-oxiderande processen domineras av Nitrobacter, Nitrospina och Nitrocystis (Goswami, et al., 2025). Detta innebär att nitrifikation innefattar olika bakterier och dess enzymer för att katalysera oxidation av ammonium och nitrit. Dessa mikroorganismer är kemolitotrofa och både AOB och NOB använder syre som elektronacceptor vid sin energimetabolism, vilket sker genom oxidation av ammonium respektive nitrit. (Goswami, et al., 2025).

Omvandlingen av NH_4^+ till NO_2^- i det första nitrifikationssteget inleds med oxideringen av NH_4^+ genom AOB där enzymet ammoniak-monooxygenas (AMO) katalyserar reaktionen till hydroxylamin (NH_2OH) som därefter fortsatt oxideras till NO_2^- genom enzymet hydroxylamin-oxidoreduktas (HAO). Därefter kan NOB oxidera NO_2^- till NO_3^- om syre finns tillgängligt. Denna reaktion som genomförs av NOB katalyseras av enzymet nitrit-oxidoreduktas (NXR) och andra bakterier som Nitrobacter och Nitrospina (Goswami, et al., 2025).

Om syre blir begränsat i reaktorn kan anammox process uppstå där NH_4^+ direkt omvandlas till N_2 -gas genom oorganiska kolväten som kolkälla, kväveoxid, NO och Hydrazin (N_2H_4) som mellanprodukter där NO_2^- fungerar som elektronacceptor under anoxa förhållanden. Anammox-processen drivs framför allt av bakteriegruppen Planctomycetes (Adams, et al., 2025).

2.2.3 Biofilmsprocess med suspenderade bärare i reaktor (MBBR)

Biofilmsprocessen med suspenderade bärare i en reaktor, MBBR är en process där biomassa växer på bärare som rör sig fritt i reaktorns vattenvolym. Detta innebär att ingen slamåterförsel behövs, utan enbart överskottet av biomassa behöver separeras (Ødegaard, 2006). För en aerob process skapas rörelse för bärarna genom omrörning av luftning, medan det för anoxisk och anaerob sker detta mekaniskt (Ødegaard, 2006). MBBR-processen kan bestå av en reaktor eller flera reaktorer kopplade i serie och vardera reaktor bör ha ett längd-bredd förhållande mellan 0.5:1 till 1.5. Reaktorer med större längd-bredd förhållande kan leda till icke-uniform distribution av de suspenderade bärarna (Mcquarrie & Boltz, 2011).

I biofilmsprocessen kan olika typer av suspenderade bärare användas som exempelvis K5-bärare. Dessa bärare består oftast av polyeten, PE med densitet kring 0.95g/cm^3 (Arabgol, et al., 2022). Den specifika ytan för bärare varierar mellan olika typer, vanligtvis mellan $500\text{--}1200\text{ m}^2/\text{m}^3$ (Mcquarrie & Boltz, 2011). Denna höga specifika yta innebär flera små kanaler och skyddade ytor som ger en stor biofilmskapacitet, men även risk för att partiklar fastnar. Därför är det viktigt att minimera ackumulationen i de suspenderade bärarna genom att ta hänsyn till reningsstegen innan.

2.2.4 Struktur hos biofilm på suspenderade bärare

Biofilmer är komplexa biostrukturer som finns på ytor med regelbunden kontakt med vatten och används inom MBBR-processen för rening av avloppsvatten. För dessa bildas över tid en koncentrationsgradient för vilken substratkoncentrationen minskar djupare in i biofilmen (Rittmann & McCarty, 2005).

Tjockleken av biofilmen påverkar masstransporten av substrat genom den. Om substratkoncentrationen som bakterier ”ser” i biofilmen är över noll i hela biofilmen kallas den för tunn (Rittmann & McCarty, 2005). Däremot om bakterierna inte ”ser” hela substratkoncentrationen benämns biofilmen som en djup biofilm (Rittmann & McCarty, 2005). För en djup biofilm innebär det att en ökning av tjockleken inte leder till en ökning av substratanvändning (Rittmann & McCarty, 2005).

En aspekt av masstransporten och substratkoncentrationen i djupare biofilmer är att både en aerobisk och anaerobisk miljö kan uppstå simultant (Morgenroth, 2020). Då syre används av substraten i de yttre lagren begränsas transporten av syre djupare, vilket kan tillåta denitrifikation djupare in i biofilmen (Morgenroth, 2020).

2.2.5 Fördelar med MBBR jämfört med aktivslamprocess

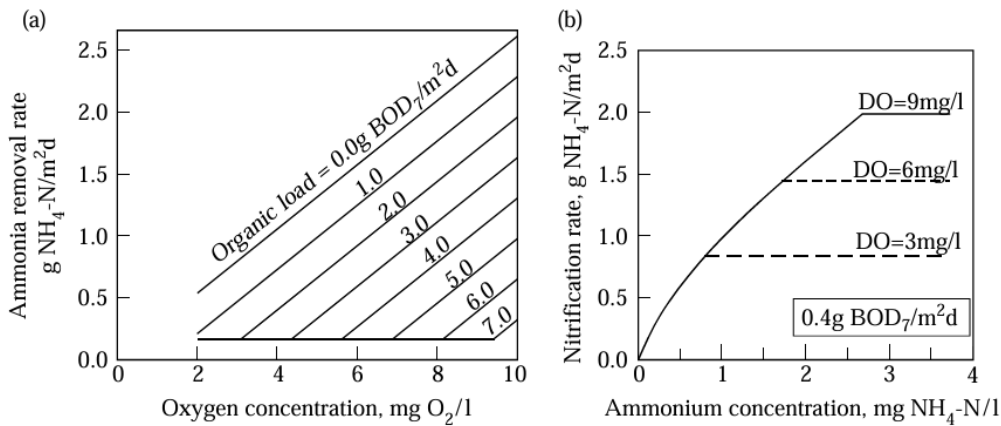
Då MBBR processen innefattar stora specifika ytor på bärarna kan storleken på reningssteget bli betydligt mindre än motsvarande aktivslamprocess. Därutöver blir biomassan mer specialiserad då den får högre koncentration av relevanta organismer jämfört med aktiv slamprocessen då MBBR inte innefattar retur biomassa (Ødegaard, 2006). Med en kompakt yta jämfört med aktivslam kan därmed en väldigt effektiv rening uppnås, vilket medför att en större mängd substrat kan omsättas per reaktorvolym.

Däremot finns det flera nackdelar med MBBR-processen. En av de viktigaste nackdelarna med MBBR är att högre fyllnadsgraden kan innebära svårigheter för tillräcklig omrörning (Ødegaard, 2006). Dessutom kan MBBR-processen medföra hög energiförbrukning då luftning både behövs för omröringen och tillgodose faktiska syrebehoven för nitrifikation. Därutöver måste syre och substrat diffundera in i biofilmen för att nå nitrifierarna i MBBR-processen som

beskrivit i avsnitt 2.2.4, till skillnad från aktivslam, där nitrifierande bakterier är direkt exponerade mot vätska.

2.2.6 Nitrifikationshastighet

Nitrifikationshastigheten styrs av flera olika parametrar, framför allt av belastningen organiskt material, ammonium- och syrehalten. Ökade syrehalter upp till och med 10 mg O₂/l i vattenfasen (bulken) innebär ökad nitrifikationshastighet för biofilmer (Rusten & Ødegaard, 2023). Därutöver innebär en hög organisk belastning en hämning av nitrifikationen då höga COD-nivåer (kemisk syreförbrukning) konkurrerar om syre (Zhang, et al., 2024). Ammoniumkoncentrationen är endast begränsade för nitrifikationshastigheten vid låga koncentrationer uppe till cirka 3 mg NH₄-N/l och därefter styrs nitrifikationshastigheten av syrekoncentrationen och organiska belastningen (Ødegaard, 2006). Effekten av belastningen organiskt material, ammonium- och syrehalten på nitrifikationshastigheten kan ses i Figur 1.



Figur 1. Samband mellan BOD, syre och nitrifikationshastighet (Ødegaard, 2006), med tillstånd av IWA Publishing.

För MBBR-processer kan en uppehållstid under 5 h uppnå en nästan total rening av NH₄⁺ i reaktorn (Ødegaard, 2006). Med den korta uppehållstiden för MBBR processen kan en nitrifikationshastighet på omkring 1,2 gNH₄-N/m²/d förväntas även vid lägre temperaturer (Ødegaard, 2006).

Vid beräkningar av nitrifikationshastighet bör de parametrar som beskrivits ta hänsyn till exempelvis temperatur och syrehalt. Med hjälp av en temperaturkorrigeringsfaktor som för i biofilmsreaktorer vanligtvis har värden mellan 0,01–0,05 °C⁻¹ kan nitrifikationshastigheten bestämmas med hjälp av ekvation 1 (Hem, et al., 1994).

$$r = NR * \frac{10^{\theta * (T - T_{ref})}}{DO} * DO_{ref} \quad (1)$$

r: Korrigerade nitrifikationshastigheten (g/m²/d)

T: Temperatur vid försöket (°C)

NR: Nitrifikationshastigheten (g/m²/d)

T_{ref}: Referenstemperatur (20°C)

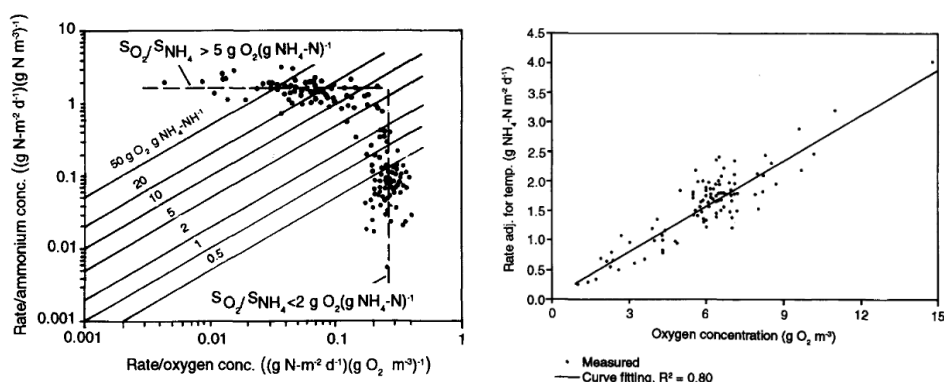
θ: Temperaturkorrigeringsfaktor (0,017/°C)

DO: Aktuell syrgashalt (mg/l)

DO_{ref}: Referens syrgashalt (7 mg/l)

En högre belastning av NH_4 leder till ökad nitrifikationshastighet vilket har visats för en MBBR-process på Dürrenroth avloppsreningsverk (Ødegaard, 2006). Samma anläggning uppnådde nästan fullständig nitrifikation på 97% över ett år med medelkoncentrationen 0,2 mg $\text{NH}_4\text{-N/l}$ där temperaturen varierade mellan 5–18°C (Ødegaard, 2006). En MBBR-process har en nitrifikationshastighet på 1,2–1,5 g $\text{NH}_4\text{-N/m}^2\text{d}$ uppmätt vid Bergamo avloppsreningsverk i Italien där MBBR-processen placerats nedströms aktivslamprocessen där organiska belastningen varit låg för MBBR vid 15°C och >5 mg $\text{O}_2\text{/l}$ (Ødegaard, 2006).

Nitrifikationshastigheten påverkas därutöver av tillgången på löst syre i reaktorn för MBBR-processen. För biofilmer med syrekoncentrationer över 5g $\text{O}_2\text{/m}^3$ är nitrifikationshastigheten enbart begränsad av koncentrationen av NH_4^+ , medan för koncentrationer av syre mellan 2-5g $\text{O}_2\text{/m}^3$ påverkades nitrifikationshastigheten framför allt av syretillgången, vilket kan ses i Figur 2 (Ødegaard, 2006). För koncentrationer av syre under 2g $\text{O}_2\text{/m}^3$ blir nitrifikationshastigheten helt begränsad av syret (Ødegaard, 2006).



Figur 2. Nitrifikationshastighetens påverkan av NH_4 belastning och tillgång till löst syre (höger) och nitrifikationshastigheten (justerad för 15°C) som funktion av syrekoncentration (Hem, et al., 1994), med tillstånd av Elsevier.

2.2.7 Efternitrifikation med MBBR

Efternitrifikation med hjälp av MBBR innebär att nitrifikationssteget sker efter större delen av organiskt material har tagits bort i aktivslamprocessen innan nitrifikation sker i MBBR-reaktorn. Till skillnad från en aktivslamprocess där organismer som konsumerar organiska ämnen, s.k. heterotrofer verkar parallellt med nitrifierande bakterier sker en indelning i systemet med MBBR som efternitrifikation. Först nedbrytning av organiskt material i aktivslamprocessen, följt av ren nitrifikation i MBBR-processen, vilket innebär att nitrifierarna inte konkurreras ut av heterotrofa bakterier (Ødegaard, 2006).

Däremot är nitrifikationsprocessen känslig för temperatur, pH, alkalinitet och löst syre. Vid 15°C och koncentration av löst syre över 5 mg $\text{O}_2\text{/l}$ kan en relativt hög nitrifikationshastighet uppnås, men med lägre temperaturer eller otillräcklig syretillgång kan processen begränsas avsevärt (Ødegaard, 2006). Alkaliniteten verkar som en buffert som motverkar pH-förändringar och nödvändigt för att upprätthålla en stabil miljö. Ungefär 7,14 mg alkalinitet (CaCO_3) krävs i teorin för varje milligram $\text{NH}_4\text{-N}$ som oxideras (Evas & Sober, 2025). För lite alkalinitet innebär en risk för ofullständig nitrifikation (Evas & Sober, 2025). Slutligen bör pH-värdet hållas något över 7,5 för att upprätthålla en stabil och effektiv nitrifikation, samtidigt som hämning av de nitrifierande bakterier kan undvikas (Jaroszynski, et al., 2011).

2.2.8 Dimensioneringsprinciper för MBBR-reaktorer för nitrifikation

För dimensionering av MBBR-reaktorer baseras volymen på den specifika ytan av bärarna och fyllnadsgraden (Hem, et al., 1994). Dessa två parametrar är avgörande för att säkerställa att det finns tillräckligt med biofilmyta för mikroorganismerna, vilket påverkar reaktorernas nitrifikationskapacitet.

En stor fördel med MBBR är att fyllnadsgraden av suspenderade bärare kan anpassas utifrån behov. För att de suspenderade bärarna ska kunna röra sig fritt bör fyllnadsgraden vara under 70% (Rusten, et al., 2006). En högre fyllnadsgrad ger större biofilmsyta, men riskerar att göra det svårare att skapa rörelse genom exempelvis luftning eller omrörning, vilket kan resultera i att vissa suspenderade bärare igensätts och syreöverföringen begränsas. Den totala aktiva biofilmsytan kan beräknas enligt:

$$A_{tot} = V_{reaktor} * f * \alpha_s \quad (2)$$

A_{tot} : Total aktiv biofilms (m^2)

$V_{reaktor}$: Reaktorvolym (m^3)

f : Fyllnadsgrad (-)

α_s : Bärarnas specifika yta (m^2/m^3 bärare)

2.3 Indikatorer för analys av effektivitet hos nitrifikationsprocess

För att analysera nitrifikationshastigheten och effektiviteten av ammoniumborttagning hos en MBBR process kan flertalet olika ämnen mätas. I nitrifikationsprocessen sker nitritackumulation, där nitrat bildas som ett mellansteg (Wang, et al., 2023). Detta genom reaktionsformeln tidigare redogjort för i avsnitt 2.2.1. COD tillsammans med totala kvävehalten påverkar effektiviteten av nitrifikationen då högre COD/N-förhållande minskar nitrifikationshastigheten (Zafarzadeh, et al., 2011). Därför kan indikatorer som NH_4-N , NO_3-N , NO_2-N , totalkväve (TN) och COD mätas för att analysera effektiviteten av MBBR processen och dess nitrifikation.

Därutöver finns olika egenskaper i MBBR-reaktorn som påverkar nitrifikationshastigheten och effektiviteten av ammoniumborttagningen. Som beskrivet i kapitel 2.2 innebär ökade syrehalter upp t.o.m. 10mg O_2/l betydligt snabbare nitrifikationshastigheter.

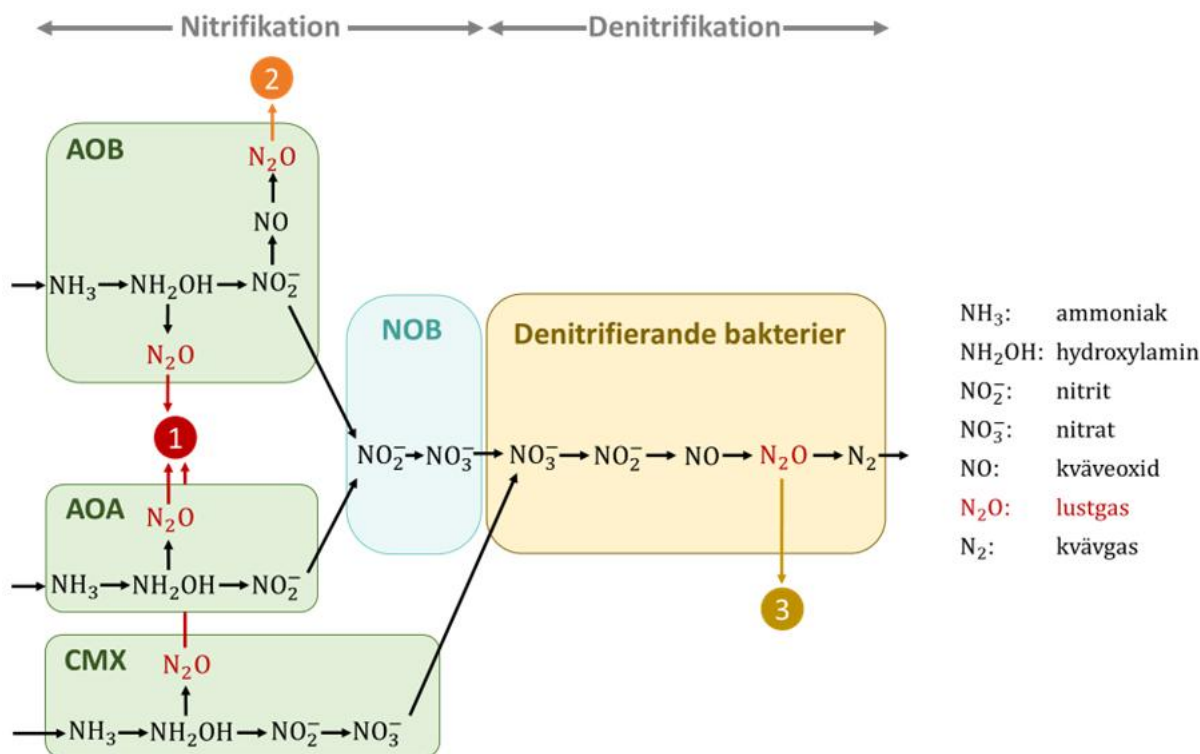
2.4 Problematik med lustgas

Lustgas (N_2O) är en biprodukt av nitrifikationsprocessen och bildas genom olika mekanismer inom biologisk kväverening. N_2O är en växthusgas med stort ozonnedbrytande effekt och en global uppvärmningspotential uppemot 300 gånger högre än koldioxid (CO_2) (Cuihong, et al., 2024). För alla olika biologiska kvävereningsprocesser är N_2O bildning ett potentiellt problem då N_2O bildas vid flera olika steg i kvävecykeln, delvis vid oxidering av ammonium till nitrit och delvis genom denitrifikation av nitrit till kvävgas (Baresel, et al., 2016). Fortsättningsvis kommer framtida reningsverk med storlek på över 10 000 p.e. kräva kontinuerlig mätning av N_2O utsläpp enligt det nya reviderade direktivet om rening av avloppsvatten från tätbebyggd (UWWTD) miljö inom Europeiska unionen (Europeiska Unionen, 2024).

2.4.1 Produktion av N_2O i biologiska reningsprocesser

N_2O produceras i olika delar av kvävecykeln för både nitrifikation och denitrifikation. Inom nitrifikationsprocessen kan N_2O bildas på flera olika sätt. Först och främst kan N_2O bildas vid ofullständig oxidation av hydroxylamin (NH_2OH) till NO_2^- samt under låga halter löst syre vid ackumulation av NO_2^- och NO . Därutöver kan lustgas också bildas genom denitrifikation som

en intermediär innan N_2O reduceras till N_2 (Seshan, et al., 2025). Dessa olika produktionsvägar för N_2O kan ses i Figur 3.



Figur 3. Schematisk bild av kväveomsättning vid nitrifikation och denitrifikation där huvudsakliga produktionsvägar för lustgas visas. 1) Oxidation av hydroxylamin som leder till lustgasbildning. 2) Lustgasbildning genom denitrifikation av AOB. 3) Lustgasbildning via ofullständig denitrifikation.

Ofullständig oxidation av NH_2OH kan leda till bildning av N_2O på tre olika sätt, vilket kan ses i produktionsväg 1 i Figur 3. Både AOB och ammonium-oxiderande arkéer (AOA) kan katalysera oxidation av NH_2OH och därmed producera N_2O_x (Hink, et al., 2018). Därutöver kan denna produktionsväg även ske genom s.k. comammox (CMX) där en organism kan omvandla ammonium till nitrit och därefter nitrat själv genom nitrifikation i stället för både AOB/ AOA och NOB (Kessel, et al., 2015).

Fortsättningsvis kan N_2O bildas genom denitrifikation av AOB vid ackumulation av NO_2^- och NO , vilket kan ses i produktionsväg 2 i Figur 3. Genom s.k. nitrifierande denitrifikation där HNO_2 verkar som elektronacceptor, vilket leder till reduktion där NO bildas. Från NO kan därefter N_2O bildas genom fortsatt reduktion (Seshan, et al., 2024). Därutöver finns ytterligare ett produktionsätt av N_2O , vilket är med hjälp av denitrifierande bakterier som kan ses i produktionsväg 3 i Figur 3. I denitrifikation är N_2O en intermediär i heterotrof denitrifikation där N_2O reduceras till N_2 (Seshan, et al., 2025).

Produktionsväg 2 i Figur 3 blir en viktig faktor för N_2O -bildning vid lägre pH-nivåer då NOB kraftigt hämmas av låga pH värden (Jiménes, et al., 2011). För pH-värden lägre eller ungefär 6.5 kunde ingen aktivitet för NOB ses samtidigt som vid pH-värden 7.5–9.95 kunde ingen hämning av nitritoxidation ses (Jiménes, et al., 2011). Minskande pH-värden har därför en stor påverkan på N_2O bildningen då NOB-steget i nitrifikationen kan hämmas kraftigt, samtidigt som

AOB även vid lägre pH-värden kan genomföra ammoniumnitrifikation (Jiménes, et al., 2012). Detta då AOB enbart inhiberas med cirka 50% vid pH-värden omkring 6 (Jiménes, et al., 2012).

2.4.2 Uppskattning av N₂O emissioner

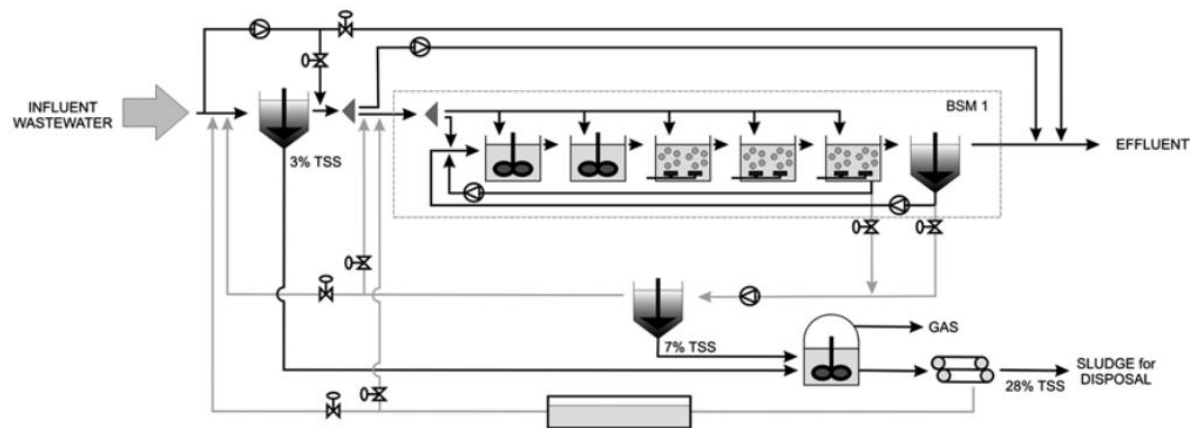
För att kunna uppskatta N₂O-emissionerna för en MBBR-process behövs en mätning av koncentrationen N₂O i reaktorn eller dess frånluft genomförs samtidigt som luftflödet som tillförs reaktorerna mäts med en lustgasmätare. Däremot innebär mätningar under korta tidsperioder vid enskilda punkter stora osäkerheter för att uppskatta N₂O-koncentrationen (Baresel, et al., 2016).

För att uppskatta N₂O-emissionerna från en reaktor med hjälp av koncentration i vätskan kan en N₂O-massöverföringskoefficient bestämmas utifrån den ytliga gashastigheten (Baresel, et al., 2016). Denna ekvation tillsammans med olika ekvationer utvecklade på en aktivslamprocess kan användas för att uppskatta utsläppshastigheten (von Schulthess, et al., 1994). Fortsättningsvis utifrån N₂O-massöverföringskoefficienten bestäms även Henrys konstant, vilken beskriver hur väl en gas löser sig i vätska, beräknas för att tillsammans med koncentrationen av N₂O och luftflödet för att uppskatta utsläppshastigheten av N₂O (Baresel, et al., 2016). För dessa beräkningar genomförs även en temperaturkorregering då de empiriska ekvationerna som används är baserade på laboratoriemätningarna vid 20°C Baresel, et al., 2016).

2.5 Benchmark Simulation Models

För att kunna jämföra effekten av ett tillägg med efternitrifikation genom MBBR-process på ett reningsverk kan en Benchmark Simulation Model (BSM) användas där fördefinierade modeller för processkonfiguration, volymer, flöden, sammansättning på inkommande avloppsvatten med mera används (Garnaey, et al., 2014). Det finns två huvudmodeller, BSM1 (Benchmark Simulation Model No. 1) och BSM2 (Benchmark Simulation Model No. 2) där den första är en simpel modell som enbart inkluderar aktivslamprocessen samt den sekundära sedimentationen med dess returslam (Garnaey, et al., 2014). Däremot är BSM2 en mer komplex modell som även tar hänsyn till slamhanteringen och inkluderar både långtidsperspektivet och hela reningsverksperspektivet (Garnaey, et al., 2014). Processkonfigurationen för BSM2 kan ses i Figur 4.

Aktivslamprocessen modelleras med en av de grundläggande modellerna inom BSM-ramverket, Activated Sludge Model No.1 (ASM1) för att beskriva biologiska reningsprocesser. Modellen fokuserar främst på nedbrytning av organiskt material och kväveomvandlingar genom nitrifikation och denitrifikation. De biologiska omvandlingarna modelleras i ASM genom kinetik och stökiometri för att ge en matematisk beskrivning av hur mikroorganismer växer och omvandlar substrat (Garnaey, et al., 2014).



Figur 4. Schematisk representation av BSM2 reningsverk med primärt reningssteg, sekundär aktivslam- och sedimentation samt inkluderar en slamförtjockare, anaerob rötkammare, avvattningssteg samt lagringstank. (Garnaey, et al., 2014), med tillstånd av IWA Publishing.

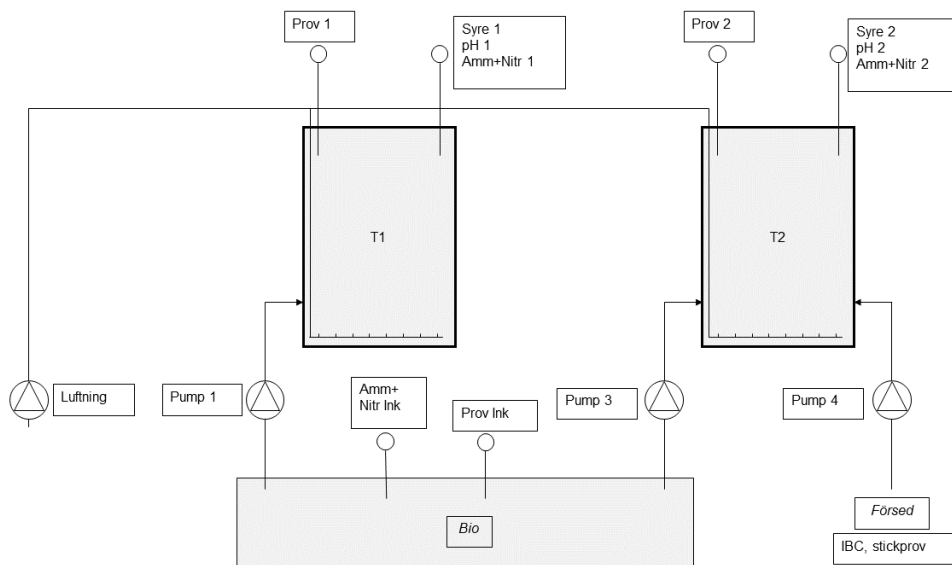
3 Metod

Arbetet utfördes vid Ellinge avloppsreningsverk i Eslöv, där en pilotanläggning bestående av två parallella reaktorer för att genomföra studien kring minskade ammoniumutsläpp. Övervakning skedde dels genom laboratorieanalyser av vattnets kvalitet med avseende på bland annat ammonium, nitrat, nitrit, totalkväve och COD. Därutöver genomfördes detta dels med online instrument för löst syre, pH, ammonium, nitrat och temperatur. Därutöver genomfördes även luftflödesmätningar för reaktorerna. I arbetet genomfördes därutöver kontinuerlig tillsyn och övervakning av anläggningen, samt analyser, sammanställning och utvärdering av resultat parallellt. Under arbetets gång genomfördes även olika försök och variationer av belastningen för att undersöka optimala förhållanden för framtida drift av en MBBR-process.

3.1 Pilotanläggning

Pilotanläggningen omfattade två parallella luftade biofilmsreaktorer av typen MBBR med suspenderade bärare av typ AnoxKaldnes K5. De två parallella reaktorerna hade vardera volymen 15 l. Varje reaktor var utrustad med sensorer för kontinuerlig mätning av löst syre, pH och ammonium/ nitrat. En schematisk bild över pilotanläggningen kan ses i Figur 5. Reaktor 2 hade dessutom en lustgasmätare för kontinuerlig övervakning av N_2O -koncentration. Dessa två reaktorer hade följande driftsätt:

- Reaktor 1 (R1) tillfördes kontinuerligt med vatten från det biologiska reningssteget.
- Reaktor 2 (R2) utsattes periodvis för högre belastning med försedimenterat vatten, vilket medför högre koncentrationer av ammonium och organiskt material.



Figur 5. Schematisk bild över pilotanläggningen och provtagningspunkter

Tillförseln av avloppsvatten in till reaktorerna skedde genom pumpning utifrån en kvot av flödet ut från Ellinge reningsverk. Detta för att uppnå ett varierande flöde som motsvarade de faktiska driftförhållandena. Kvoten användes för att säkerställa att reaktorn följer verkets belastning då exempelvis ett högre flöde i verket ska resultera i en motsvarande ökning av flödet i reaktorn. Då bland annat slam fastnar i slangar och slangkopplingar påverkas flödet in till pumparna och ut till reaktorerna, vilket innebär att varvtalet på pumparna kontinuerligt sågs

över för att förhindra stopp. Därför justerades även kvoten individuellt för båda pumparna efter flödesmätningar. Flödesmätningar genomfördes regelbundet av både pump 1 och pump 3 till reaktor 1 respektive reaktor 2, samt för pump 4 från IBC-tanken. Utifrån dessa flödesmätningar kunde kvotens utveckling över tid följas och därmed justeras vid behov för att säkerställa en jämn belastning i reaktorn över tid som motsvarade Ellinge reningsverks drift.

Luftningen skedde med hjälp av två luftkompressorer kopplade till reaktorerna och syrehalten i reaktorerna hölls inom 7–8 mg/l. Luftflödesmätarna EK-3MR-H och EK-5FR-H av Kytola Instruments användes för reaktor 1 respektive reaktor 2 för att mäta luftflödet till reaktorerna. I anslutning till pilotanläggningen fanns en IBC-tank med det försedimenterade vattnet från det kommunala avloppsvattnet in till reningsverket som periodvis pumpades in i T2. Denna IBC-tank var placerad utomhus och för att minimera risken för att vatten fryser i plastslangarna som för in vattnet till reaktor 2, isolerades denna med rörisolering av polyeten. Därutöver användes plastslangar och pumpning för att föra in biologiskt renat vatten till båda reaktorerna. Det biologiskt reade vattnet inkluderar både det kommunala avloppsvattnet och det industriella avloppsvattnet. Pumparna var av modellen Innofluid M6-6L med hastighetsintervallet 0,1–600 rpm och flödesintervallet 0,3–6000 mL/min.

Reaktorerna i pilotanläggningen var kopplade med slangar från pumpar där vatten kunde föras in från biologiskt förbehandlat vatten och från IBC-tanken med vatten från försedimentationen. På dessa pumpar kan riktning ändras för att kunna genomföra bakspolning. I Figur 6 kan pilotanläggningen och pumparna under reaktorerna ses. Reaktor 2 hade en lustgasmätare av typen Unisense N2O-R-SR som var inkopplad i en dator som mäter lustgashalterna dygnet runt. Denna givare byttes senare till en N2O-R-LR. Båda reaktorerna var utrustade med sensorer för löst syre, pH, redox samt ammonium och nitrat.



Figur 6. Pilotanläggningen med pumpar

3.2 Belastning i pilotanläggningen

Labbreaktor 2 representerar en av fyra parallella reaktorer i en fullskaleprocess. Denna reaktor belastades initialt med biobehandlat vatten (bio ut) under 75% av tiden och försedimenterat vatten 25% av tiden. För denna belastning undersöktes påverkan av två olika flödes hastigheter. Fortsättningsvis undersöktes även en belastning med biobehandlat vatten 87,5% av tiden och 12,5% av tiden för försedimenterat vatten. Denna tillfälliga belastning under en del av dygnet med försedimenterat vatten ska motsvara den alternerande drift som används vid högflödesförhållanden för att undersöka hur effektivt omvandlingen av NH_4 verkar vid flödestoppar.

Fortsättningsvis hade båda reaktorer suspenderade bärare med den specifika ytan på $800\text{m}^2/\text{m}^3$. Fyllnadsgraden var 25%, vilket gav en total aktiv biofilmsyta på 3.0m^2 , vilket kan ses i Tabell 1. Dessa parametrar var valda för att uppnå höga nitrifikationshastigheter vid varierande belastning i linje med dimensioneringsprinciper för MBBR-processer beskrivna i kapitel 2.2.8. Att fyllnadsgraden valdes till 25% var för att möjliggöra tillräcklig omrörning av de suspenderade bärarna i reaktorerna.

Tabell 1. Labbreaktorns belastning

Parameter	Värde	Enhet
Volym	15	L
Specifik Yta	800	m^2/m^3
Fyllnadsgrad	0,25	-
Yta	3,0	m^2

Under arbetets gång varierades belastningen till reaktor 2 genom att tidsintervallet för det enbart försedimenterade avloppsvattnet varierades, samt detsamma för flödes hastigheten. Detta för att undersöka påverkan denna tillförsel hade på nitrifikationskapaciteten i reaktor 2. De olika tidsintervallen och respektive flöde för de olika perioderna under arbetet kan ses i Tabell 2.

Tabell 2. Variationer av belastning av flöde för reaktor 1 (R1) och av det periodvis tillförda försedimenterade avloppsvattnet för reaktor 2 (från 1 december 2025).

Period	Tidsperiod	Tid för tillförsel	Flöde, R1 (l/h)	Flöde, FS (l/h)
1	t.o.m. 16/12 2025	04:00-10:00 (6h)	16 ($\pm 3,9$)	5,1 ($\pm 0,8$)
2	t.o.m. 10/2 2026	06:00-09:00 (3h)	6,5 ($\pm 2,2$)	3,7 (± 1)
3	från. 11/2 2026	04:00-10:00 (6h)	7,3 ($\pm 1,3$)	2,3 ($\pm 0,4$)

För de olika perioderna varierade sammansättningen av det förbehandlade biologiska avloppsvattnet gällde som tillfördes reaktorerna och sammansättningen försedimenterat avloppsvatten som periodvis tillfördes reaktor 2 varierade även. Detta då samma förhållanden som för reningsverket gällde. Medelkoncentrationen av de analyserade ämnen för biologiskt förbehandlat avloppsvatten och försedimenterat avloppsvatten kan ses i Tabell 3 respektive Tabell 4.

Tabell 3. Variationer av sammansättning av inkommande belastning från biobehandlat vatten mellan de olika perioderna för analyserade ämnen uttryckt som medelvärde samt deras standardavvikelse (från 1 december 2025).

Period	NH ₄ (mgN/l)	NO ₃ (mgN/l)	NO ₂ (mgN/l)	N-tot (mgN/l)	COD (mg/l)
1	2,6 (±0,7)	2,6 (±1,7)	0,2 (±0,1)	8,6 (±0,7)	25,2 (±6,8)
2	2,0 (±0,9)	3,2 (±2,2)	0,2 (±0,0)	6,7 (±2,2)	37,9 (±7,3)
3	2,9 (±1,1)	2,4 (±1,5)	0,2 (±0,0)	6,4 (±1,3)	42,4 (±5,2)

Tabell 4. Variationer av sammansättning hos inkommande försedimenterat avloppsvatten mellan de olika perioderna för analyserade ämnen uttryckt som medelvärde samt deras standardavvikelse (från 1 december 2025).

Period	NH ₄ (mgN/l)	NO ₃ (mgN/l)	NO ₂ (mgN/l)	N-tot (mgN/l)	COD (mg/l)
1	33,8 (±1,4)	0,3 (±0,0)	0,0 (±0,0)	36,6 (±0,6)	62,4 (±15,3)
2	28,6 (±3,3)	0,3 (±0,0)	0,0 (±0,0)	35,1 (±2,8)	88,2 (±5,4)
3	34,1 (±2,9)	0,3 (±0,1)	0,0 (±0,0)	43,7 (±5,1)	111 (±12,2)

3.3 Praktiska försök i pilotanläggningen

Först och främst genomfördes en kontinuerlig övervakning av koncentrationerna av NH₄, NO₃, NO₂, COD och totalkväve i båda reaktorerna, inkommande biobehandlat vatten och i IBC tanken med försedimenterat vatten. Detta genom flödesproportionella dygnsprover som togs minst två gånger i veckan utifrån prover under en hel dag. COD och totalkväve analyserades enbart vid vartannat tillfälle.

Därutöver genomfördes även cykelstudier i reaktor 2. Detta för att undersöka hur koncentrationerna av NH₄, NO₃, NO₂ och COD förändrades från innan tillförseln av försedimenterat vatten, under tillförseln samt efteråt. Cykelstudierna genomfördes vid olika tillfällen och vid olika belastningar för att kunna analysera olika driftsätt.

Det genomfördes även satsförsök där lösning av NH₄Cl tillsattes för att undersöka nitrifikationshastigheterna i båda reaktorerna då försöken genomfördes för båda. Under satsförsöken analyserades förändringarna i koncentrationerna av NH₄, NO₃, och NO₂ genom kontinuerliga prover under tiden strax innan satsförsöket, under satsförsöket och därefter. Detta för att kunna uppskatta nitrifikationshastigheten och estimerar N₂O-utsläpp vid full nitrifikation. Därutöver genomfördes flera olika satsförsök, först och främst för att undersöka nitrifikationshastigheten i reaktorerna över tid, men även för att undersöka påverkan av begränsad syretillförsel.

För att analysera hur mycket N₂O-emission som genereras av MBBR-processen mättes även N₂O-koncentrationen periodvis i provtagningspunkten för det biobehandlede vattnet, samt periodvis i reaktor 1. Därutöver genomfördes kontinuerliga mätningar av N₂O-koncentration i reaktor 2 där lustgasmätaren vanligtvis var placerad.

3.4 Provtagning & dygnsprover

För provtagning av $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$, $\text{NO}_2\text{-N}$, N-tot och COD togs varsitt vattenprov från det biologiska reningssteget, försedimenteringen och de två MBBR reaktorerna. Dessa prover togs genom att föra över vatten från provbehållare till bägare för analys i laboratoriet. För vattnet från försedimenteringen genomfördes provtagningen direkt från en tank utanför pilotanläggningen där vatten fördes över med en slang. Därutöver mättes även flödet från biologiska steget, försedimenteringen och reaktorerna samtidigt som ett medelvärde av flödet i reningsverket registrerades. Detta för att kunna jämföra kvoten mellan flödet i reaktorn och i verket.

Från de två reaktorerna togs prover regelbundet med olika stor mängd utifrån flödesmängden under det dygnet då provtagning skedde. Detta gjordes med hjälp av provtagare som pumpade upp en flödesproportionell mängd vatten och därefter pumpade vidare det vattnet till en plastbehållare för reaktor 1 och en för reaktor 2. Dessa plastbehållare lagrades i ett kylt skåp för att minimera bakterietillväxt och således koncentrationsförändringar i provet.

3.5 Analys av prover

Efter ett dygn av kontinuerlig tillförsel till vattenproverna, genomfördes därefter analys av dessa prover. Vid varje analystillfälle genomfördes analys av ammonium, nitrat och nitrit. Där-
emot för totalkväve och COD som är mer tidskrävande processer där uppvärmning ingår genomfördes detta enbart ungefär en gång i veckan.

Vattenproverna fördes in i analyskitten med hjälp av pipettering, där destillerat vatten användes i vissa fall för att anpassa koncentrationen till intervallet för analyskitten. Därefter gjordes analysen genom spektrofotometri med en spektrofotometer som analyserade koncentrationen av varje ämne.

3.5.1 Arbetsgång & materiel

För analys av proverna användes först och främst mikrofiber filter, provrör och fyllningstratt för att filtrera vattenproverna. För detta användes även 3ml plastpipetter för att föra över vattenproverna från plastbehållarna. Då avloppsvattenproverna filtrerats användes därefter en justerbar pipett (upp till 1ml) för att föra över de filtrerade proverna till de olika kyvetttesterna. Utifrån arbetsgångsbeskrivningen genomfördes specifika arbetsgångar för kyvetttesterna i enlighet med Hachs beskrivningar. Vid behov späddes kyvetttesterna med destillerat vatten för att uppnå läsbara koncentrationer. För vissa av kyvetttesterna genomfördes även uppvärmning med hjälp av ett värmeblock. Efter vardera arbetsgången för kyvetttesterna hade genomförts fick testerna stå en tid för att låta sin reaktor fortlöpa. Därefter analyserades kyvetttesterna med spektrofotometri. Denna process genomfördes för vardera ämnet som undersöktes enligt följande arbetsgång:

Arbetsgång för analys av avloppsvattenprover:

1. **Filtrering av provet**

- Avloppsvattnet filtrerades genom mikrofiberfilter (MGA porstorlek $1,6\mu\text{m}$) till rena provrör

2. **Pipettering till kyvetter**

- Överförde filtrerade prover med justerbar pipett till respektive kyvetttest

3. **Eventuell uppvärmning**

- För N-tot och COD placerades kyvettterna i värmereaktor för termisk aktivering

4. **Låt reaktionstid passera**

- Kyvetterna stod orörda under angiven reaktionstid enligt Hach arbetsgång
- 5. Analys med spektrometri**
- Spektrofotometrisk analys av kyvetterna utfördes efter fullständig reaktion

3.5.2 Kyvetteter

För att analysera koncentrationerna av NH_4 , NO_3 , NO_2 , N-tot och COD användes kyvetteter av tillverkaren Hach. Olika kyvetteter användes för att kunna analysera ämnen inom olika koncentrationsintervall, varvid spädning genomfördes vid behov. För cykelförsöken då en stor variation av olika koncentrationer mättes användes olika kyvetteter för att kunna erhålla bra resultat. Kyvetteter som användes under laboratorieanalyserna kan ses i Tabell 5 med var-dera intervall. Därutöver genomfördes även analys av kaliumkoncentration för kalibrering av pH-mätaren.

Tabell 5. Kyvetteter använda för laboratorieanalyser

Ämne	Produktnummer	Kyvetttest
NH₄-N	LCK 304	Ammoniumkyvetttest, 0,015–2,0 mg/L $\text{NH}_4\text{-N}$ (Hach)
	LCK 303	Ammoniumkyvetttest, 2,0–47,0 mg/L $\text{NH}_4\text{-N}$ (Hach)
NO₃-N	LCK 339	Nitratkyvetttest, 0,23–13,5 mg/L $\text{NO}_3\text{-N}$ (Hach)
NO₂-N	LCK 341	Nitritkyvetttest, 0,015–0,6 mg/L $\text{NO}_2\text{-N}$ (Hach)
	LCK 342	Nitritkyvetttest, 0,6–6,0 mg/L $\text{NO}_2\text{-N}$ (Hach)
N-Tot	LCK 138	Laton Totalkväve, kyvetttest, 1–16 mg/L TN_b (Hach)
COD	LCK 314	COD-kyvetttest, 15–150 mg/L O_2 (Hach)
	LCK 1414	COD-kyvetttest, 5–60 mg/L O_2 (Hach)
K⁺	LCK228	Kaliumkyvetttest, 5–50 mg/L K^+ (Hach)

För COD och N-Tot behövdes även kokning ske i en termostad. För detta användes en termostad för COD med förinställningen 'Classic' där uppvärmning i 148°C under 2h och för N-Tot en annan termostad med förinställningen 'LT200' där uppvärmning skedde i 30°C under 30min. Efter dessa kyvetter hade svalnat kunde även koncentrationer för dessa avläsas med hjälp av spektrofotometri.

3.6 Cykelförsök

För att analysera effekten av tillförsel av försedimenterat vattens till reaktor 2 under perioden då den utsätts för högre belastning genomfördes cykelförsök. Ett cykelförsök genomfördes för varje belastning, av vilka beskrivs i avsnitt 3.2. Dessa cykelförsök genomfördes genom att kon-
 tinuerligt ta prover innan det försedimenterade vattnet tillförs, under tillförseln och fram t.o.m. efter tillförseln upphört och syrehalten återgått till den ursprungliga nivån. Laboratorieanalys genomfördes därefter av $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$, $\text{NO}_2\text{-N}$ samt COD för alla dessa prover som tagits under cykeln. Därefter sammanställdes mätvärden från laboratorieanalyserna genom skapandet

av en tabell och en graf där koncentrationsförändringarna kunde följas. Även COD/N förhållanden analyserades över dessa cykelförsök.

Arbetsgång för cykelförsök:

1. **Prov 1:** 30 minuter innan tillförsel av försedimenterade vattnet.
2. **Prov 2:** Tas precis innan tillförseln av försedimenterat vatten
3. **Prov 3–8:** Regelbundna prover med specifikt tidsintervall under tiden då försedimenterat vatten tillförs. (*1 prov/h för försök med belastning i 6h och 2 prov/h för försök med belastning i 3h*)
4. **Prov 9+:** Regelbundna prover med specifikt tidsintervall från försedimentering kopplats av, fram till och med syrehalten stigit tillbaka till tidigare nivå.
5. **Analys av samtliga prover:** $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$, $\text{NO}_2\text{-N}$ och COD

Under cykelförsöken mättes även N_2O -koncentrationen i reaktorn med hjälp av lustgasmätaren. Denna data användes därefter för att analysera hur koncentrationen av N_2O förändrades över cykeln med tillförsel av försedimenterat vatten. Jämförelse med grafen av koncentrationsändringar gjordes för detta. Därutöver sammanställdes den digitala data med O_2 och pH från mätarna för reaktor 2 över cykelförsöket för att bistå analysen.

3.7 Satsförsök

För att utvärdera hur vardera reaktorn reagerar på ökad belastning tillfördes en lösning av ammoniumklorid och därefter följdes koncentrationsförändringarna av NH_4 . Under försöken registrerades koncentrationen av N_2O i respektive reaktor kontinuerligt under försökets gång. Detta för att kunna beräkna N_2O -emissionerna under försökets gång. Parallellt utfördes regelbundna laboratorieanalyser av ammonium, nitrat och nitrit för att undersöka hur reaktorerne reagerade på lösningen av ammoniumklorid. Detta för att kunna bedöma reaktorerens reaktionsförlopp och uppskatta nitrifikationshastigheten i vardera reaktor. Med en månads mellanrum genomfördes ett satsförsök för att utvärdera nitrifikationskapaciteten vid optimala förhållanden med syrehalten 7–8 mg/l och 20°C. Ett satsförsök genomfördes för varje variant på belastning i reaktor 2, vilket redogörs för i avsnitt 3.2. Arbetsgången för dessa satsförsök var följande:

Arbetsgång för ordinarie satsförsök:

1. Stängde av matning av biologiskt renat vatten till reaktorn.
2. Justerade temperaturen vid behov för att ligga nära 20°C
3. Startade loggning av lustgasmätaren.
4. Tillsatte 9 ml av en koncentrerad NH_4Cl -lösning (25g N/l) vilket motsvarade 15 mg/l N i reaktorn.
5. Tog ett stickprov och analyserade NH_4 , NO_3 och NO_2 (start).
6. Luftade intensivt (reglera mot syrehalt 7–8 mg/l).
7. Tog stickprov var 30:e minut och analyserade $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$ och $\text{NO}_2\text{-N}$.
8. Avslutade efter 2 timmar.

Det genomfördes även satsförsök där syrehalten var begränsad där en så låg syrehalt som möjligt skulle uppnås, utan att omröringen av de suspenderade bärarna stannade av. Detta för att undersöka påverkan syrehalten har på nitrifikationshastigheten och för att undersöka skillnaden i N_2O emissioner för nitrifikation under optimala förhållande och i syrebegränsande förhållanden. Arbetsgången för det syrebegränsade satsförsöket var följande:

Arbetsgång för satsförsök där syrehalten var begränsande faktor:

1. Stängde av matning av biologiskt renat vatten till reaktorn.
2. Justerade temperaturen vid behov för att ligga nära 20°C.
3. Startade lustgasmätare.
4. Tillsatte ca 15 mg/l av NH_4Cl -lösning (9 ml av 25 g N/l).
5. Tog ett stickprov och analyserade NH_4 , NO_3 och NO_2 (start).
6. Reglerade för minimal luftning (ca 2 mg/l).
7. Tog stickprov var 30:e minut och analyserade $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$ och $\text{NO}_2\text{-N}$.
8. Avslutade efter 2 timmar.

Först och främst efter att arbetsgången för satsförsöket hade genomförts uppskattades den maximala reaktionshastigheten genom att beräkna lutningen för NH_4 -koncentrationsförändringen under satsförsöket. Därefter med hjälp av ekvation 1 i kapitel 2.2.6 beräknades nitrifikationshastigheten för vardera satsförsöket och för båda reaktorerna.

Därutöver uppskattades även lutningen av förändringen av NO_3 och NO_2 . Detta för att kunna skapa en kvävebalans tillsammans med NH_4 -koncentrationsförändringarna. Flödet och koncentrationen jämfördes med koncentrationen kväve ut. Utifrån detta gjordes analys av belastningens påverkan på satsförsöken.

Varsitt medelvärde av N_2O koncentrationerna användes för satsförsöket i reaktor 1 respektive reaktor 2. Utifrån detta uppskattades utsläppshastigheten av $\text{N-N}_2\text{O}$ per dag och därefter som andel N_2O utsläpp av N tillfört till reaktorn.

3.8 Högflödesförsök

Ett högflödesförsök genomfördes för att undersöka hur båda reaktorerna reagerade på ett väldigt högt flöde. För detta försök användes ett 220 l plastfat där avloppsvatten som ska motsvara sammansättningen vid höga flöden blandades. Detta genom att blanda 17 l försedimenterat avloppsvatten, 33 l kranvatten och 100 l biobehandlat avloppsvatten. Under högflödesförsöket tillfördes reaktorerna vatten med flödet 15 l/h från plastfatet. Detta försök genomfördes för att kunna analysera hur de olika driftsätten av reaktor 1 och reaktor 2 påverkar reaktorernas förmåga att hantera höga flöden. Arbetsgången för högflödesförsöket var följande:

Arbetsgång för högflödesförsök:

1. Prov togs för vardera reaktor under vanlig tillförsel av biobehandlat avloppsvatten.
2. Kopplade in slangar till plastfatet med högflödesvattnet.
3. Tog prov för vardera reaktor strax innan tillförsel av högflödesvattnet.
4. Startade flöde från plastfat med 15 l/h till vardera reaktorn
5. 1 prov per timme för vardera reaktorn under 4h av tillförsel från högflödesvattnet.
6. Provtagning tills syrenivån hade stabiliserats.

Efter att arbetsgången hade genomförts för högflödesförsöket analyserades koncentrationerna av $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$, $\text{NO}_2\text{-N}$ och COD genom kyvettester. Även de digitalt uppmätta syrekoncentrationerna och pH-förändringarna sammanställdes för att kunna analyseras tillsammans med de nämnda koncentrationerna. Slutligen sammanställdes grafer för koncentrationsförändringarna och de digitalt uppmätta värdena.

3.9 Mätning av N₂O-koncentration

För att estimerar utsläppen av N₂O genomfördes först och främst en kontinuerlig mätning av koncentrationen N₂O i reaktor 2 med periodvis tillförsel av försedimenterat avloppsvatten. Därefter genomfördes även kortare mätningar under ett dygn i olika punkter av pilotanläggningen. Först i det biobehandlade avloppsvattnet och därefter i reaktor 1 och sedan reaktor 2. En mätning genomfördes även under tiden med tillförseln av försedimenterat avloppsvatten. Detta för att kunna uppskatta hur mycket N₂O-utsläpp som genereras i MBBR-processen och därmed hur mycket mer utsläpp som kan förväntas vid implementering på ett framtida reningsverk. Mätningarna genomfördes med UniSense lustgasmätaren.

3.9.1 Beräkning av N₂O-emissioner

Utifrån luftflödes hastigheten, Q_a som matas in i de luftade zonerna kunde den ytliga gashastigheten, $v_{g,20^\circ C}$ bestämmas genom ekvation 3. Baserat på $v_{g,20^\circ C}$ bestämdes därefter N₂O-massöverföringskoefficienten, beräknad med hjälp av ekvation 4, vilket är en empirisk ekvation baserat på laboratorieförsök i 20°C. Slutligen justeras massöverföringskoefficienten till process-temperaturen genom ekvation 5 (Baresel, et al., 2016).

$$v_{g,20^\circ C} \cong \frac{Q_{a,20^\circ C}}{\text{Luftningsfältets storlek}} \quad (3)$$

$$k_L a_{N_2O,20^\circ C} = \left\{ \frac{D_R}{D_L} \right\}^{-0.49} * 34500 * v_{g,20^\circ C}^{0.86} \quad (4)$$

$$k_L a_{N_2O,T_{process}} = k_L a_{N_2O,20^\circ C} * 1.024^{T_{process}-20^\circ C} \quad (5)$$

$k_L a_{N_2O}$: N₂O massöverföringskoefficient (d^{-1})

v_g : Ytliga gashastigheten för reaktorn ($m^3 m^{-2} s^{-1}$)

D_R : Djup över reaktorns diffuser (m)

D_L : Djupet av reaktorn (0.815m)

För att uppskatta utsläppshastigheten för en reaktor användes Henrys konstant, vilken är beroende av processens temperatur och temperaturkorregering. Denna konstant beräknades med hjälp av ekvation 6 och 7. Henrys konstant kombinerat med lustgaskoncentrationen och luftflödet användes därefter för att uppskatta utsläppshastigheten av N₂O med hjälp av ekvation 8 (Baresel, et al., 2016).

$$k_H = k_H^\theta * e^{\left(\frac{\Delta \text{soln} H}{R} * \left(\frac{1}{T_{process} + 273.15} - \frac{1}{T^\theta + 273.15} \right) \right)} \quad (6)$$

$$H_{N_2O,T_{process}} = \frac{1}{k_H * R * (T_{process} + 273.15) * 10^3} \quad (7)$$

$$r_{N_2O,20^\circ C} = H_{N_2O,T_{process}} * S_{N_2O} \left[1 - e^{-\frac{k_L a_{N_2O} * V_R}{H_{N_2O} * Q_A}} \right] * \frac{Q_A}{V_R} \quad (8)$$

$r_{N_2O,20^\circ C}$: N₂O utsläppshastighet ($g N N_2O m^{-3} d^{-1}$)

V_R : Volum av luftad del av reaktorn (m^3)

H_{N_2O} : Henrys konstant (dimensionslös)

$k_L a_{N_2O}$: N₂O massöverföringskoefficient (d^{-1})

S_{N_2O} : N₂O koncentration ($g N N_2O m^{-3}$)

Q_A : Totalt luftflöde genom reaktorn ($m^3 d^{-1}$)

3.10 Modellering av MBBR-processen

Med hjälp av simuleringsprogrammet SUMO24, utvecklat av Dynamita skapades en processmodell baserat på BSM2, beskrivet i kapitel 2.5. Denna modell baserades på BSM2 för att kunna jämföras mot annan forskning för vidare analys av effektiviteten av att tillföra en MBBR-process som efternitrfikation.

3.10.1 Parametrar för BSM2

De fysikaliska parametrarna för de olika processerna i reningsverket kan ses i Tabell 6 och parametrarna som beskriver sammansättningen på det inkommande avloppsvattnet och avloppsvattnet i systemet kan ses i Tabell 7.

Tabell 6. Fysikaliska parametrar för olika reaktorer och processer i BSM2.

Parameter	BSM2	Enhet
Djup, primär sedimentering	3	m
Area, primär sedimentering	300	m ²
Volym, tank 1	1500	m ³
Volym, tank 2	1500	m ³
Volym, tank 3, 4 & 5	3000	m ³
Djup, sekundär sedimentering	4	m
Area, sekundär sedimentering	1500	m ²
Volym, rötkammare	3400	m ³
Volym, rötkammare (head space)	300	m ³

I Tabell 7 kan parametrarna ses för inkommande vatten och i de olika systemen av BSM2 reningsverket. Inflödet kan simuleras med ett konstant medelvärde, men även med en dynamisk inflödesfil där en kalibreringstid inkluderas och därefter ett år av data för flödesvärden och variationer av avloppsvattnets sammansättning finns med (Garnaey, et al., 2014). Med den dynamiska data kan BSM2 modell utvärderas genom torrperioder såväl högflödesperioder. I tabellen redogörs för de konstanta parametrarna som används för BSM2.

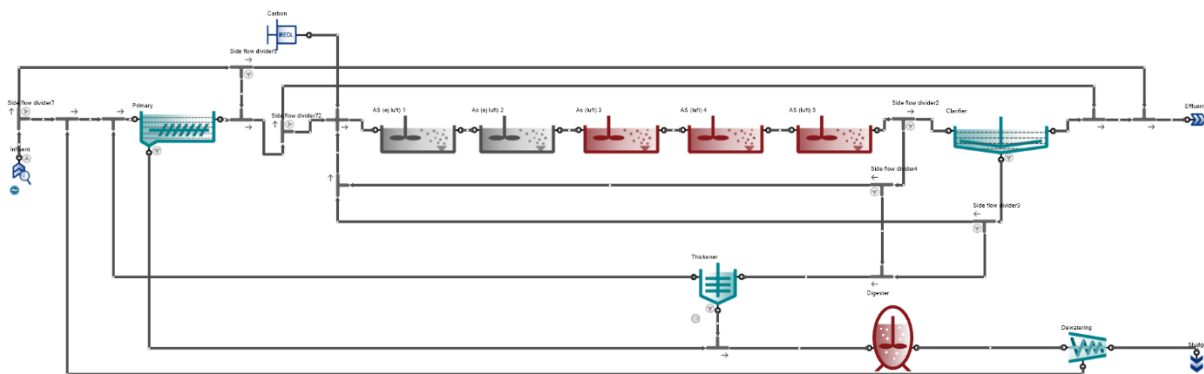
Tabell 7. Viktiga parametrar i sammansättningen av inkommande avloppsvatten och avloppsvattnet i olika delar av systemet.

Parameter	BSM2	Enhet
Returflöde	20 648	m ³ /d
Internt returflöde	61 944	m ³ /d
Wastage Flow	300	m ³ /d
Slamflöde, primär sedimentation	147,6	m ³ /d
Supplement kolvätekoncentration	400	Kg COD/m ³
Supplement kolväteflöde	2	m ³ /d
Förtjockare, underflödeskoncentration	7	% TSS
Förtjockare, underflöde	30,9	m ³ /d
Avvattnings slamkoncentration	28	% TSS
Avvattnings slamflöde	9,6	m ³ /d
Avvattnings rejektflöde	168,9	m ³ /d

3.10.2 Process för BSM2 i SUMO24

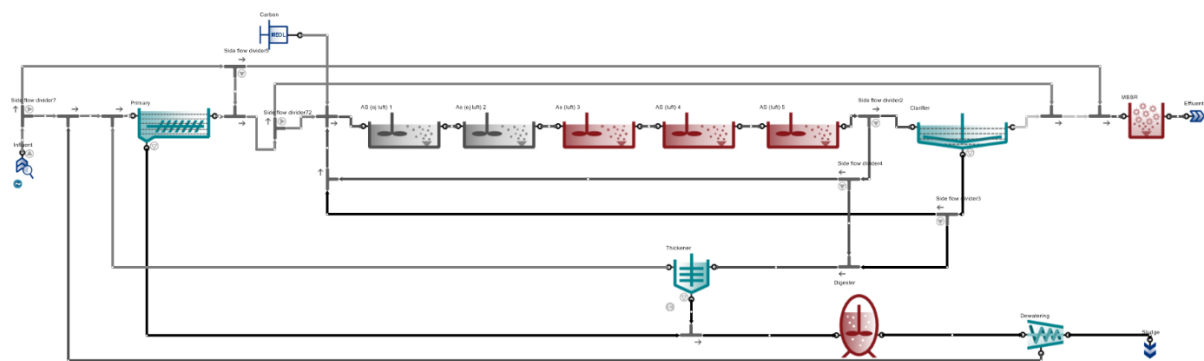
För simuleringen kördes modellen först med konstant indata, för vilken kan ses i tabell B.1 i Appendix B under 200 dygn för att få de stationära förhållandena. Värdena från det stationära förhållandet användes därefter som ingångsvärden vid start av den dynamiska simuleringen. De första 245 dagarna i den dynamiska simuleringen användes som stabilisering av modellen. Därefter för de sista 364 dagarna simulerades modellen och sparade data med 15 minuters intervall. Samma process genomfördes för alla varianter av modellen som beskrivs nedan.

Först och främst återskapades BSM2 reningsverksprocessen utifrån parametrarna beskrivna i kapitel 2.5 i SUMO24. Det skapade processschemat i SUMO24 kan ses i Figur 7. I Appendix B kan processinställningarna som användes i SUMO24 ses för primära sedimentationen, aktivslamprocessen, sekundära sedimentationen samt slamhanteringen. Tabell C.1 redogör för primära sedimentationens parametrar, tabell C.2 för aktivslamreaktorerna och tabell C.3 för sekundära sedimentations parametrar. Tabell C.4 redogör för slamhanterings olika delar och dess dimensioner. Fortsättningsvis i Appendix C, kan det även ses vilka variationer i flöde till förtjockaren beroende på temperatur som användes under simuleringarna i tabell C.5. Därefter validerades simuleringens utdata med resultatdata från samma BSM2 modell i andra modelleringsprogram, genom att undersöka olika parametrar i olika delar av reningsprocessen. I denna modell kan avloppsvatten ledas förbi antingen aktivslamprocessen eller försedimenteringen, alternativt båda två vid flödestoppar då kapaciteten för processerna uppnås. Därefter simulerades denna BSM2 processen i SUMO24 där framför allt total ammonium, NH_x koncentrationen undersöktes för den normala aktivslam processen. All NH_x antogs i simuleringen vara NH₄ för att kunna jämföras med laboratorieanalyserna.



Figur 7. BSM2 processmodell i SUMO24

Därefter skapades även en utökad modell, även den baserad på BSM2 och med samma parametrar som för vanliga modellen. I denna utvecklade modell inkluderades en MBBR-process efter aktivslamprocessen i form av ett efternitrifikationssteg, vilket det utökade processchemat av kan ses i Figur 8. Vid högflödesperioder kan avloppsvattnet ledas förbi de tidigare processerna och direkt in i MBBR-processen då kapaciteten i de tidigare processerna överskrids. Då målet är att nitrifiera så mycket som möjligt leds allt avloppsvatten genom MBBR-processen. Slutligen valdes parametrarna specifik yta och belastningsgrad till samma som beskrivet i avsnitt 3.2 för att kunna jämföra resultaten med resultaten från pilotanläggningen.



Figur 8. BSM2 processmodell med MBBR (med 1 reaktor) i SUMO24

För MBBR-processen simulerades olika parametrar för att undersöka hur optimala olika dimensioner är. Först och främst simulerades olika volymer av en reaktor för att undersöka minimala volymen som krävs och därutöver vilka volymer som uppnår en koncentration av NH_4 under 0,2 mg/l. Därutöver simulerades även olika fyllnadsgrader för att analysera dess påverkan. Slutligen simulerades även två reaktorer i serie för att undersöka om totala volymen kan minskas med två mindre reaktorer i serie.

Även en alternativ modell med utökad aktivslamprocess med tankar mellan befintlig tank 4 och tank 5, med DO-koncentrationen 2 mg/l simulerades. Detta för att kunna jämföra möjligheterna med att utvidga en befintlig aktivslamprocess med MBBR-processen. Samt för att undersöka hur mycket mer yteffektiv MBBR-processen eventuellt är för motsvarande ammoniumomvandling.

För att motsvara reaktorerna i pilotanläggningen valdes parametrar med bland annat tunnare biofilm i den tillagda MBBR-processen, vilka kan ses i Tabell 8. Fyllnadsgrader mellan 30–

50% undersöktes i simuleringarna för såväl en reaktor som två reaktorer i serie. Alla simuleringar genomfördes med samma värden för biofilmens djup, specifika massa och specifika yta.

Tabell 8. Parametrar använda för reaktorer i BSM2 simuleringar med MBBR

Parameter	BSM2	Enhet
Djup på biofilm	150	mikrometer
Biofilmens specifika massa	5	g TSS/m ²
Biofilmens specifika yta	800	m ² /m ³

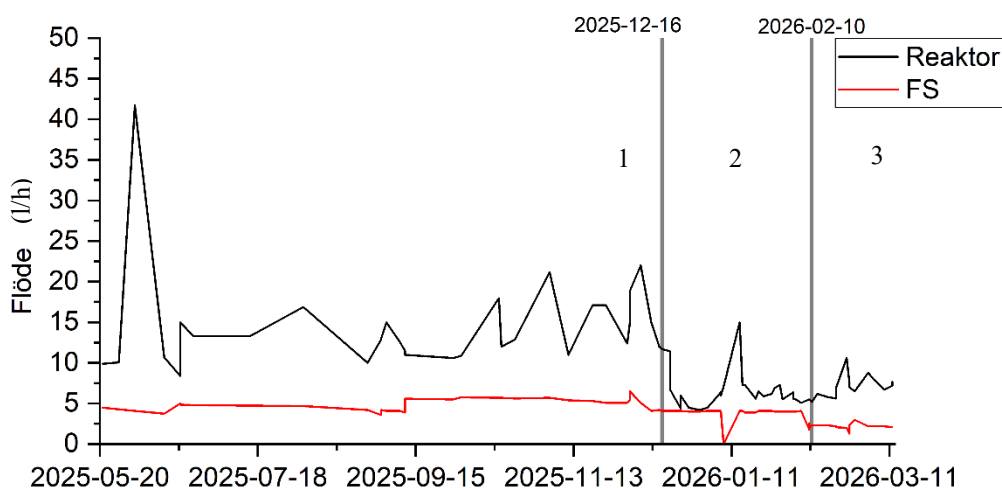
4 Resultat

I de följande avsnitten, redogörs för resultaten av mätvärden från onlinegivare, satsförsök, cykelförsök och olika laboratorieanalysvärden. Fortsättningsvis i följande del redovisas resultaten av försöken i pilotanläggningen samt från simuleringen. Även resultat från loggningen av lustgas kan ses i detta kapitel.

4.1 Mätvärden från onlinegivare

4.1.1 Flöde

Den kontinuerliga mätningen av flödet ut ur verket kan ses i Figur 9. Detta för att visa hur flödet till reaktorerna varierade över tid. I denna figur kan det dagliga genomsnittsvärdet av flödet tillfört reaktorerna från pilotanläggningens start 20 maj 2025 fram till och med slutet av försöken den 12 mars 2026, samt flödet av vilket försedimenterat avloppsvatten tillfördes periodvis.

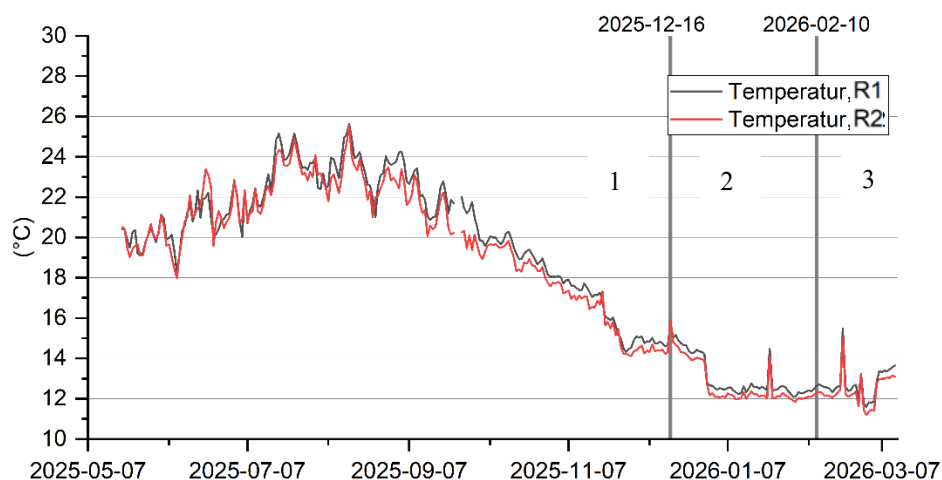


Figur 9. Dygnsmedelflöde tillfört reaktorerna samt det genomsnittliga flödet av vilket det försedimenterade avloppsvattnet (FS) tillfördes. Perioderna är markerade i figuren.

Det kan ses i Figur 9 att det finns en svagt ökande trend av dygnsmedelflödet under period 1 från och med 1 december to försöken började. Från och med period 2 sänktes kvoten av tillfört avloppsvatten till reaktorerna, vilket även kan ses i Figur 9 med lägre flöde. Under enstaka dagar i början av januari frös tillförseln av försedimenterat avloppsvatten och därmed var flödet 0 l/h. Under period 3 ses en ökande trend av flödet. Dessa variationer i flöde är viktiga att beakta för analys av MBBR-processen prestanda.

4.1.2 Temperatur

I Figur 10 presenteras de uppmätta dygnsmedeltemperaturerna för reaktor 1 och reaktor 2 under hela projektets gång, från maj 2025 till mars 2026. Detta för att visa temperaturvariationerna i reaktorerna, vilka relaterar till temperaturen i Ellinge reningsverk då temperaturerna justerades under projektets gång för att motsvara verkets.

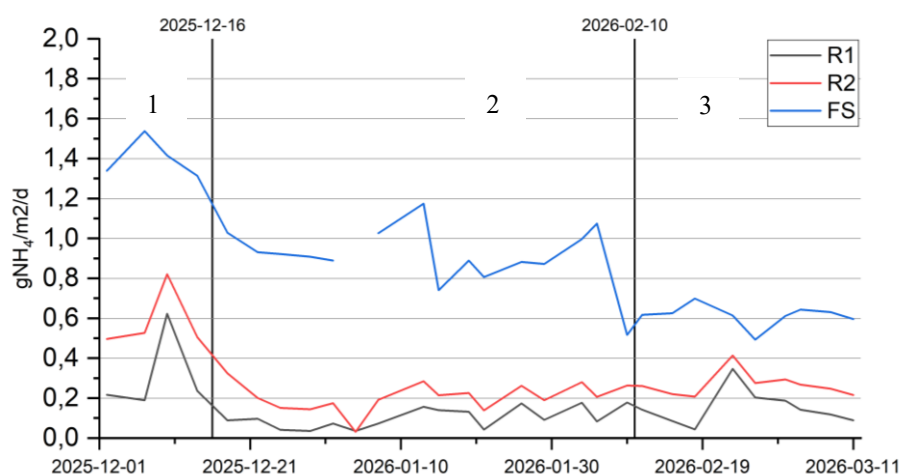


Figur 10. Uppmätta dygnsmedeltemperaturer (°C) för reaktor 1 (R1) och reaktor (R2) med värden erhållna från UniView sedan projektets start 2025 med markerade perioder.

Det kan ses i Figur 10 att under sommaren uppmättes en temperatur på omkring 25°C i båda reaktorerna och därefter sänktes temperaturen successivt till ca 12°C under vintern. Detta för att efterlikna de naturliga temperaturvariationerna i reningsverket och undersöka hur nitrifikationen presterar under olika temperaturförhållanden. Temperaturerna var i stort sett likadana i reaktor 1 och reaktor 2 över hela försökets tidsperiod mellan maj 2025 och mars 2026.

4.1.3 Sammansättning av tillfört biologiskt behandlat vatten

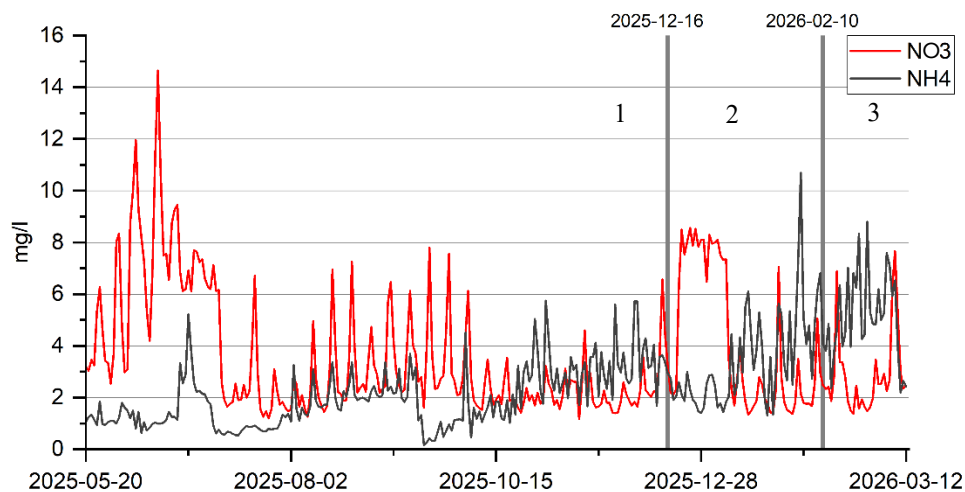
I Figur 11 visas den uppmätta belastningen för det inkommande bibehandlade avloppsvattnet samt belastningen i det försedimenterade avloppsvattnet som periodvis tillfördes. Det kan ses att för period 2 minskade belastningen något både hos det bibehandlade- och försedimenterade avloppsvattnet i samband med flödesminskningen. Under period 3 ökade belastningen något i reaktorerna igen.



Figur 11. Belastning ($\text{gNH}_4/\text{m}^2/\text{d}$) för inkommande bibehandlat avloppsvatten till reaktor 1 och reaktor 2 samt belastningen från det periodvis det försedimenterade avloppsvattnet (från 1 december 2025), med markerade perioder.

I Figur 12 presenteras de digitala värdena för koncentrationerna av NH_4 och NO_3 i avloppsvattnet från den biologiska reningen under försökets period mellan 20 maj 2025 till 12 mars 2026.

Detta för att visa variationerna i koncentrationer för dessa ämnen för att kunna utvärdera påverkan på MBBR-processens prestanda.

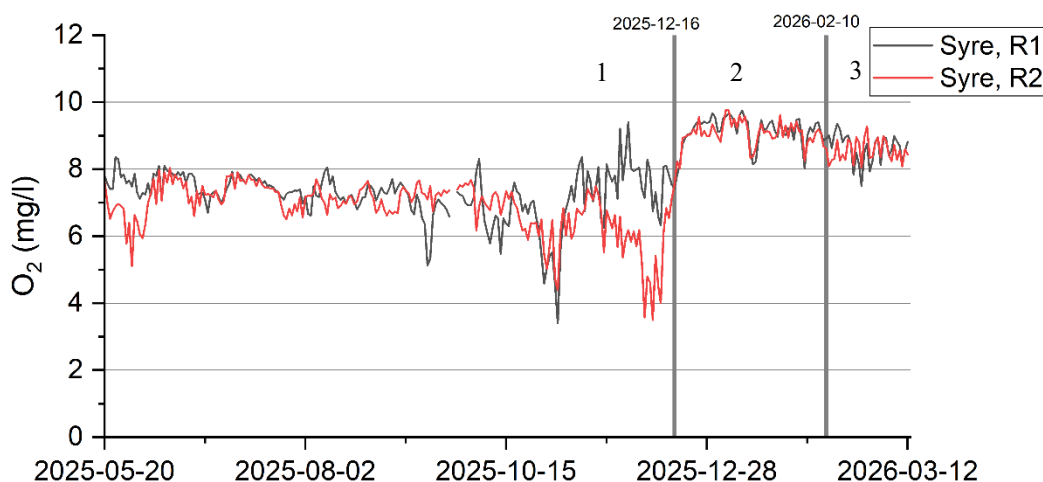


Figur 12. Digitala värden för NH_4 och NO_3 koncentrationer i vatten från biologiska reningen, med markerade perioder.

Det kan ses i Figur 12 att under försökets gång finns det en ökande trend av koncentrationen NH_4 , framför allt från och med september 2025. Det kan även ses att för period 2 med lägre flöde var koncentrationen NO_3 större än vanligt. Från och med slutet av period 2 och in i period 3 fortsatte däremot trenden med ökande koncentrationer av NH_4 hos avloppsvattnet från den biologiska reningen.

4.1.4 Syre

De uppmätta dygnsmedelvärdena för O_2 för reaktor 1 och reaktor 2 kan ses i Figur 13. Då luftning förändrades under arbetets gång och tillgången till O_2 påverkar nitrifikationsprocessen övervakades denna parameter under hela försöket mellan 20 maj 2025 och 13 mars 2026.



Figur 13. Uppmätta dygnsmedelvärden för löst syre (mg/l) i reaktor 1 (R1) och reaktor 2 (R2) med värden erhållna från UniView. Data från projektets start 2025, med perioder markerade.

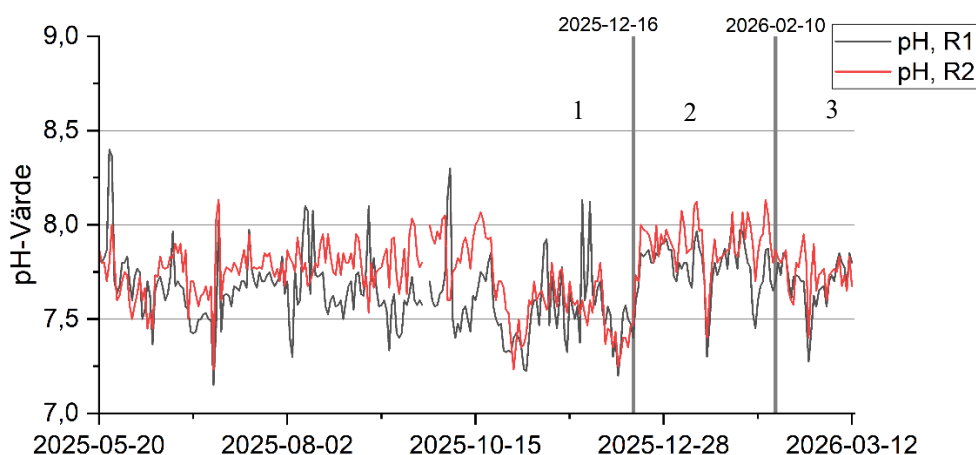
Det kan ses i Figur 13 att mellan juni och oktober 2025 är koncentrationen av O_2 för både reaktorerna relativt konstant mellan 6,8 mg/l till 7,8 mg/l. En minskning av koncentrationen O_2

kan ses i slutet av period 1. Reaktorerna hade under större delen av period 1 ungefär samma koncentration av O_2 , förutom vid slutet av denna period då en större avvikelse kan noteras då reaktor 2 får en minskad koncentration av O_2 .

Period 2 i mitten av december inleddes med ökade koncentrationen av O_2 till en nivå på cirka 8 mg/l till 9,5 mg/l då luftningen ökades till 7,5 l/min för reaktor 1 och 12 l/min för reaktor 2. För period 3 uppmättes liknande koncentrationer av O_2 som i period 2, fast med en svagt minskande trend av tillgång på O_2 .

4.1.5 pH-värden

I Figur 14 presenteras de erhållna dygnsmedelvärdena för pH för både reaktor 1 och reaktor 2 från försökets start 20 maj 2025 till slutet 13 mars 2026. Denna kontinuerliga övervakning av hur pH-värdet förändrats över tid är viktigt för att vidare undersöka hur förändringar i pH-värde korrelerar med prestandan i MBBR-processen. Variationerna hos pH-värdet är särskilt viktigt för att undersöka hur stabil miljö som bakterierna i biofilmen verkar i.



Figur 14. Erhållna pH-dygnsmedelvärden från UniView för reaktor 1 (R1) och reaktor 2 (R2) sedan projektets start 2025, med perioder markerade.

Det kan ses i Figur 14 att pH-värdena i reaktor 2 är generellt något högre än värdena i reaktor 1 under större delen av mätningen. Däremot korrelerar trenderna för båda reaktorernas pH-värden relativt väl. Under större delen av arbetet har pH-värdena för båda reaktorerna legat mellan pH 7,5–8,0.

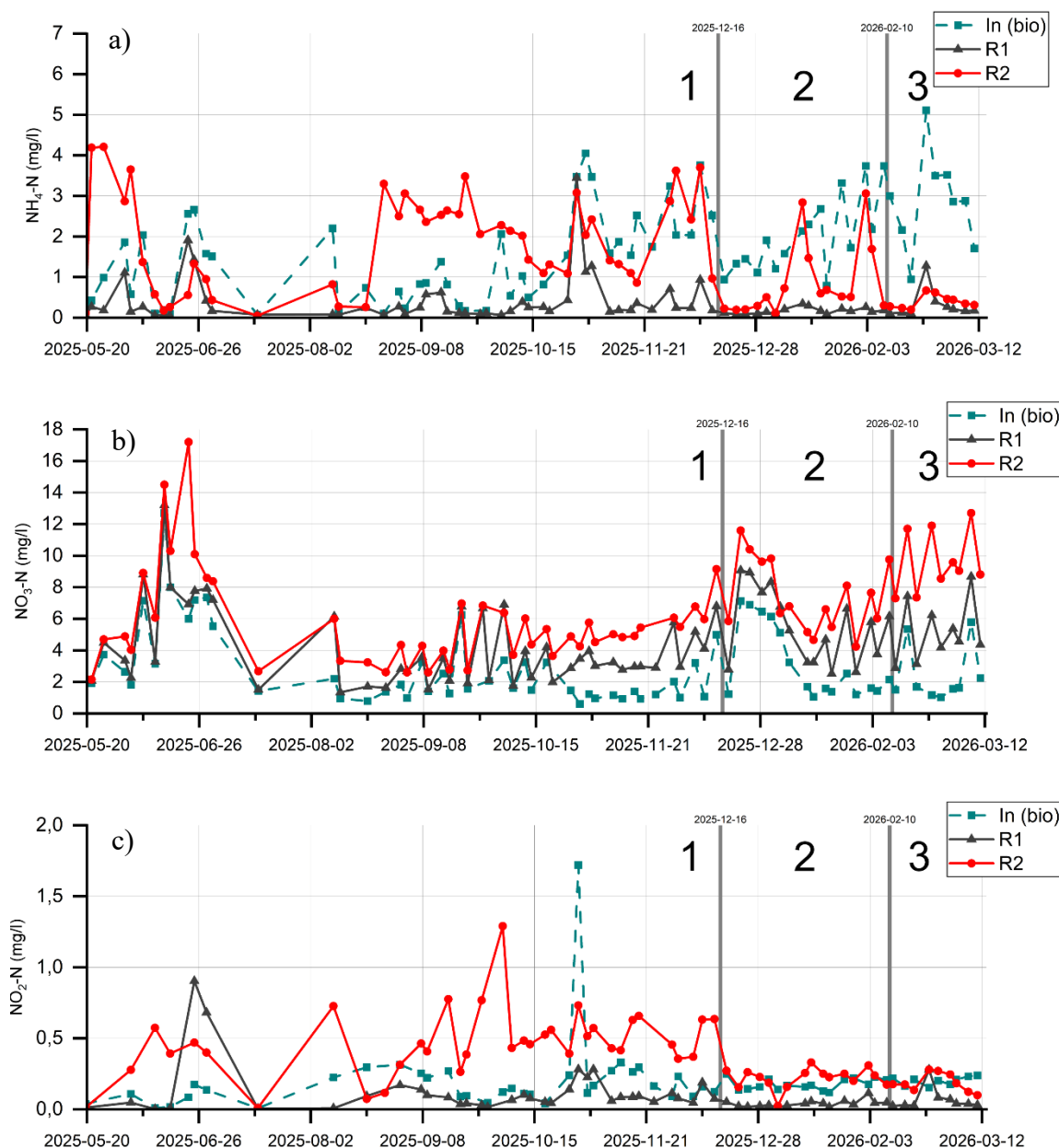
Då belastningen och luftningen förändrades från och med period 2, den 16 december 2025 kan det ses att pH-värdena för både reaktor 1 och reaktor 2 ökar för att i stället variera närmare mellan 7,7–8,0. Därefter kan en väldigt svag trend av minskning av pH ses, framför allt under period 2 och 3.

4.2 Analysvärden

I detta delkapitel kan resultaten för de regelbundna dygnsproverna ses och olika analyser utifrån dessa såsom kvävebalans. I kapitel 3.2 beskrivs för vilka datum belastningsförändringar (period 1, 2 och 3) såsom ändrade tidsintervall för tillförsel av försedimenterat vatten har genomförts.

4.2.1 Laboratorieanalyser

I Figur 15 presenteras koncentrationerna av $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$ och $\text{NO}_2\text{-N}$ som uppmätts genom laboratorieanalys för reaktor 1, reaktor 2 och inkommande biobehandlat vatten presenteras. Detta för att visa hur koncentrationerna av dessa ämnen förändrats över tid och under de tre olika perioderna med respektive belastning för varje period. Dessa mätningar är dygnsmedelprover genomförda för de olika ämnena.



Figur 15. Dygnsmedelkoncentrationer av $\text{NH}_4\text{-N}$ (a), $\text{NO}_3\text{-N}$ (b) och $\text{NO}_2\text{-N}$ (c). De olika perioderna är markerade med siffrorna 1, 2 och 3.

I Tabell 9 kan medelkoncentrationer av $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$ och $\text{NO}_2\text{-N}$ ses baserade på dygnsproverna för de tre perioderna. Denna tabell visar medelvärdena för respektive ämne och provpunkt. Detta för att undersöka om riktvärdet på 0,2 mg $\text{NH}_4\text{-N/l}$ kan uppnås med MBBR-processen. Den genomsnittliga belastningen över hela försöksperioden och under de olika perioderna av inkommande avloppsvatten till respektive reaktor kan ses i Tabell 10.

Tabell 9. Medelkoncentration av $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$ och $\text{NO}_2\text{-N}$ baserat på dygnsproverna tillsammans med standardavvikelsen.

Ämne	Reaktor	Period 1	Period 2	Period 3	Hela
$\text{NH}_4\text{-N}$ (mg/l)	R1	0,40 ($\pm 0,31$)	0,17 ($\pm 0,08$)	0,30 ($\pm 0,30$)	0,25 ($\pm 0,25$)
	R2	2,68 ($\pm 1,11$)	0,87 ($\pm 0,89$)	0,39 ($\pm 0,15$)	0,97 ($\pm 1,06$)
$\text{NO}_3\text{-N}$ (mg/l)	R1	4,77 ($\pm 1,42$)	5,47 (2,23)	5,30 ($\pm 1,75$)	5,29 ($\pm 2,02$)
	R2	6,85 ($\pm 1,41$)	7,38 ($\pm 2,18$)	9,67 ($\pm 1,78$)	8,01 ($\pm 2,29$)
$\text{NO}_2\text{-N}$ (mg/l)	R1	0,10 ($\pm 0,06$)	0,04 ($\pm 0,02$)	0,07 ($\pm 0,07$)	0,06 ($\pm 0,05$)
	R2	0,50 ($\pm 0,14$)	0,22 ($\pm 0,07$)	0,19 ($\pm 0,06$)	0,25 ($\pm 0,13$)

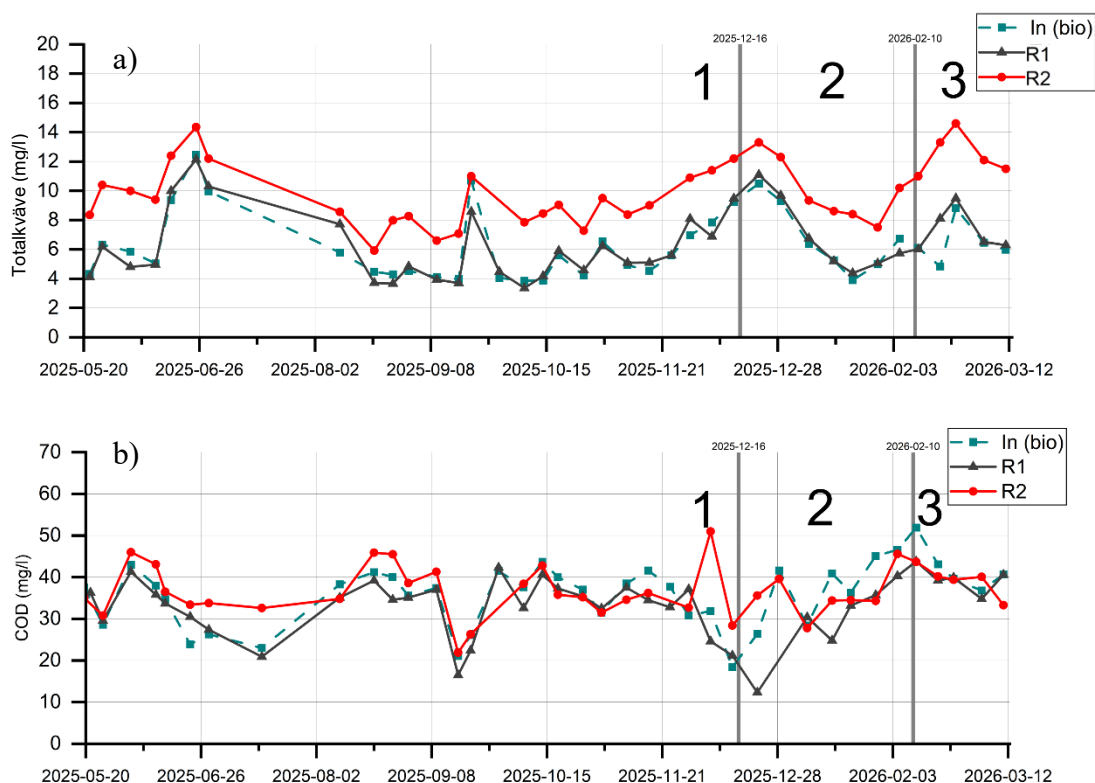
Tabell 10. Belastningen av $\text{NH}_4\text{-N}$ i inkommande vatten till reaktor 1 och reaktor 2 med standardavvikelse.

Ämne	Reaktor	Period 1	Period 2	Period 3	Hela
$\text{NH}_4\text{-N}$ (g/m ² /d)	R1	0,31 ($\pm 0,18$)	0,10 ($\pm 0,05$)	0,14 ($\pm 0,08$)	0,14 ($\pm 0,11$)
	R2	0,54 ($\pm 0,18$)	0,20 ($\pm 0,07$)	0,25 ($\pm 0,06$)	0,27 ($\pm 0,14$)

Det kan ses i både Tabell 9 och Figur 15 att koncentrationerna av $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$ och $\text{NO}_2\text{-N}$ varierade över tid och mellan de olika perioderna. Under period 1 då biofilmerna initialt växte till sig kan en medelkoncentration av $\text{NH}_4\text{-N}$ på 0,40 mg/l ses för reaktor 1. För period 2 kunde en medelkoncentration av $\text{NH}_4\text{-N}$ på 0,17 mg/l ses och för period 3 0,30 mg/l för reaktor 1. En trend mot lägre $\text{NH}_4\text{-N}$ koncentrationer kan ses över tid för MBBR-processen, samtidigt som koncentrationen $\text{NH}_4\text{-N}$ från inkommande biologiskt renat vatten ökat över tid. Även för reaktor 2 kan denna minskande trend ses, med en medelkoncentration $\text{NH}_4\text{-N}$ på 2,68 mg/l under period 1. För period 2 och period 3 kunde en koncentration $\text{NH}_4\text{-N}$ 0,87 mg/l respektive 0,39 mg/l uppmätas.

I Tabell 9 kan det ses att koncentrationen av $\text{NO}_3\text{-N}$ till skillnad från $\text{NH}_4\text{-N}$ i stället har en ökande trend över tid och framför allt för reaktor 2, trots att samma trend inte kan ses för avloppsvattnet från föregående biologiska reningen. Däremot kan ingen större skillnad i koncentrationen av $\text{NO}_2\text{-N}$ ses över tid i någon provpunkt.

I Figur 16 presenteras utvecklingen av N-tot och COD för reaktor 1 och reaktor 2. För både N-tot och COD redogörs dygnsmedelvärden från och med försökens start 20 maj 2026 t.o.m. 13 mars 2026. Detta för att kunna analysera korrelationen med koncentrationerna av de undersökta ämnena i Figur 15. För både N-tot och COD redogörs för period 1, 2 och 3 i graferna.



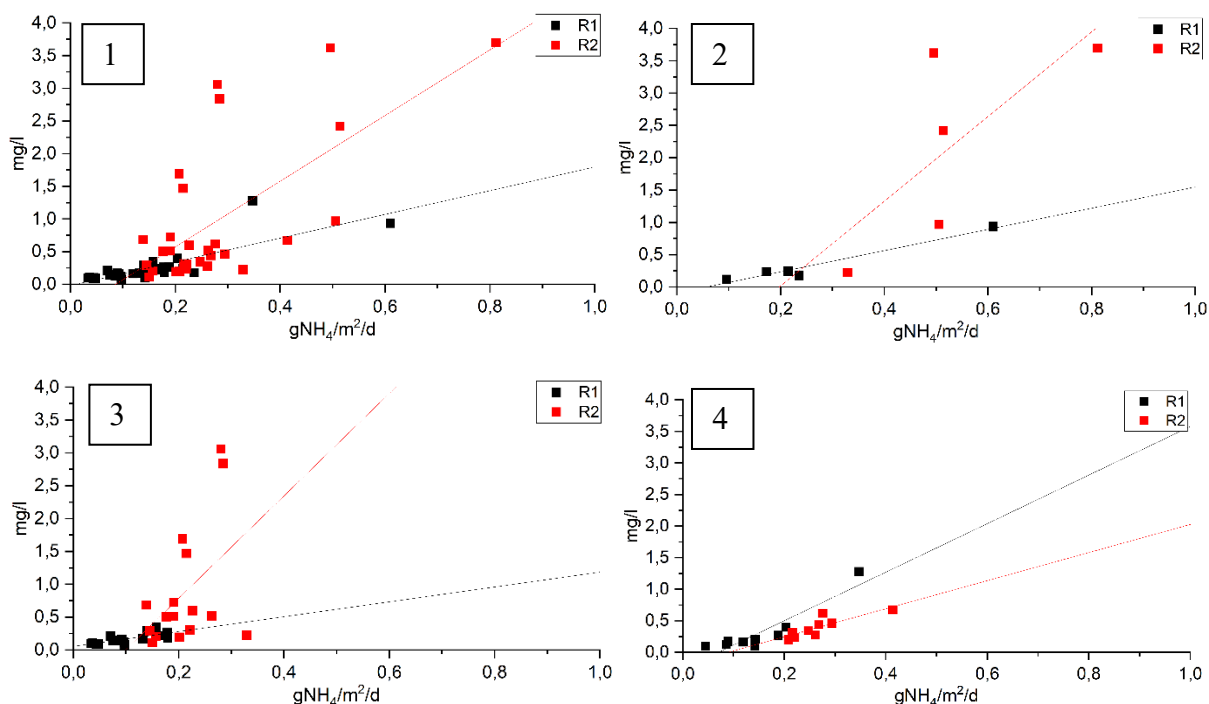
Figur 16. Koncentrationer (dygnsmedel) av N-tot (a) och COD (b) för reaktor 1 (R1) och reaktor 2 (R2). De olika perioderna är markerade med siffrorna 1, 2 och 3.

Det kan ses i Figur 16 att för totalkväve är koncentrationen ungefär densamma för både reaktor 1 och det biologiskt reade avloppsvattnet. Medan för reaktor 2 som tillförs avloppsvatten periodvis direkt från försedimentationen är koncentrationerna högre, men följer samma trend.

För utvecklingen av COD-koncentrationen över tid kan det ses att både reaktor 1 och reaktor 2, samt det biobehandlade avloppsvattnet följer en liknande trend och har liknande koncentrationer, med enbart enstaka undantag. Ett av dessa undantag är under period 2 då reaktor 1 har en betydligt lägre COD-koncentration än reaktor 2 och det biobehandlade avloppsvattnet.

4.2.2 Påverkan av belastning

I Figur 17 presenteras belastningens inverkan på koncentrationen av $\text{NH}_4\text{-N}$ uppmätt i båda reaktorerna. Detta för att kunna avgöra belastningens inverkan på effektiviteten av omvandlingen $\text{NH}_4\text{-N}$ i reaktorerna. Belastningen redovisas som mängden inkommande $\text{NH}_4\text{-N}$ per bärararea och dygn där den periodvisa tillförseln av försedimenterat avloppsvatten i reaktor 2 tages i hänsyn. Mätvärdena som redovisas är från 1 december 2025 till 12 mars 2025 och indelning kan ses efter de tre olika perioderna i Figur 17.



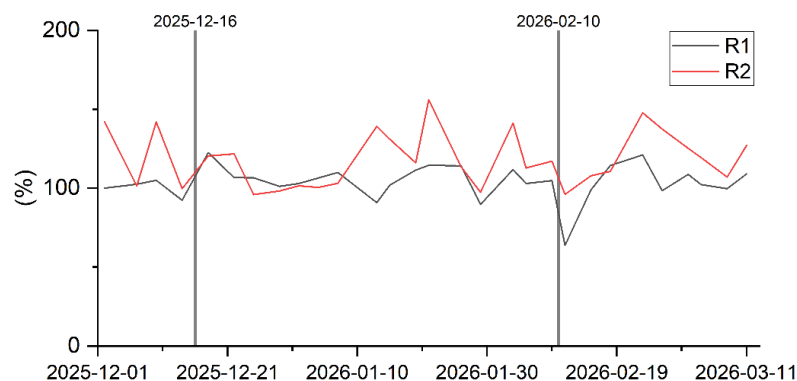
Figur 17. $\text{NH}_4\text{-N}$ koncentrationen i reaktorerna (reaktor 1: R1, reaktor 2: R2) för olika inkommande belastningar. 1) Alla mätvärden, 2) Period 1, 3) Period 2, 4) Period 3. Data från och med 1 december 2025.

Det kan ses i Figur 17.1 att över hela försöksperioden uppvisade reaktor 1 relativt låga koncentrationer av $\text{NH}_4\text{-N}$, även vid högre belastningar jämfört med reaktor 2. Det kan ses en betydligt större spridning av uppmätta koncentrationer $\text{NH}_4\text{-N}$ i reaktor 2 för samma belastning som i reaktor 1. Reaktor 2 visade generellt högre $\text{NH}_4\text{-N}$ koncentrationer än reaktor 1 för liknande belastning över hela försöksperioden, men detta skiljer sig åt mellan de olika perioderna.

I Figur 17.2 kan de uppmätta värdena för period 1 ses och för dessa kan låga koncentrationer av $\text{NH}_4\text{-N}$ ses för reaktor 1, samtidigt som väldigt höga koncentrationer kan ses för reaktor 2. Under denna period kan en snabb ökning av $\text{NH}_4\text{-N}$ koncentration ses med ökad belastning för reaktor 2. För period 2, vilket kan ses i Figur 17.3 uppmättes fortsatt låga koncentrationer av $\text{NH}_4\text{-N}$ för reaktor 1. Betydligt fler låga koncentrationer av $\text{NH}_4\text{-N}$ uppmättes för reaktor 2 under denna period, men samtidigt en del väldigt höga koncentrationer från och med en belastning på ca $0,2 \text{ gNH}_4/\text{m}^2/\text{d}$. Det kan ses i Figur 17.4 för period 3 att trendlinjen för reaktor 2 ökar långsammare än reaktor 1, vilket skiljer sig från period 1 och period 2.

4.2.3 Kvävebalans

Figur 18 presenterar kvävebalanser mellan det inkommande avloppsvattnet och reaktor 1, respektive reaktor 2 under perioden mellan december 2025 och mars 2026, detta för att kunna analysera hur väl MBBR-processen fungerade. Analysen baseras på laboratorieanalyserade dagliga genomsnittsvärden för koncentrationer av NH_4 , NO_3 och NO_2 . För reaktor 2 togs även det tillförda försedimenterade vatten från IBC-tanken i hänsyn till, samt flödet från denna tank. I Figur 18 kan även de tre olika belastningsperioderna ses.



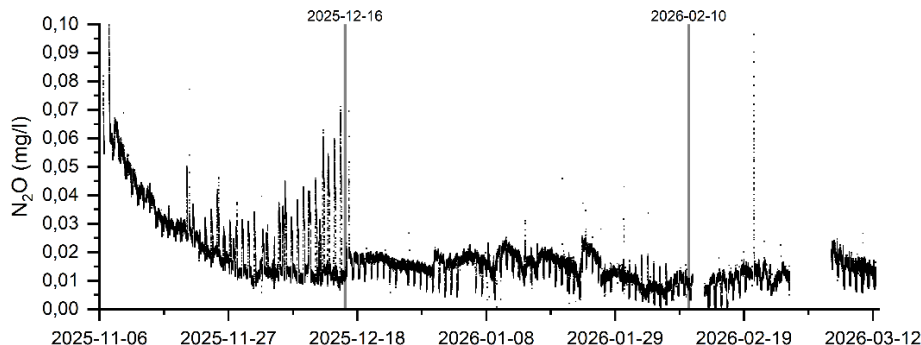
Figur 18. Kvävebalans mellan inkommande avloppsvatten och reaktor 1 (R1) samt reaktor 2 (R2) uttryckt procentuellt. Data mellan 1/12 2025 till 12/3 2026.

Det kan ses i Figur 18 att reaktor 1 uppvisade en kvävebalans nära 100% mellan inkommande avloppsvatten och reaktor, medan reaktor 2 uppvisade större variationer. Sammantaget visar resultaten att reaktor 1 har en mer stabil kvävebalans över tid, medan reaktor 2 visade större variationer och högre toppvärden.

4.3 N₂O-emissioner från dagliga driften

4.3.1 N₂O-bildning i reaktor 2

I Figur 19 presenteras utvecklingen av N₂O-koncentrationen över tid i reaktor 2, från november 2025 till och med mars 2026 utifrån den kontinuerliga data från lustgasmätaren. De tre perioderna är markerade i grafen med datum för när belastningen förändrades för reaktor 2.



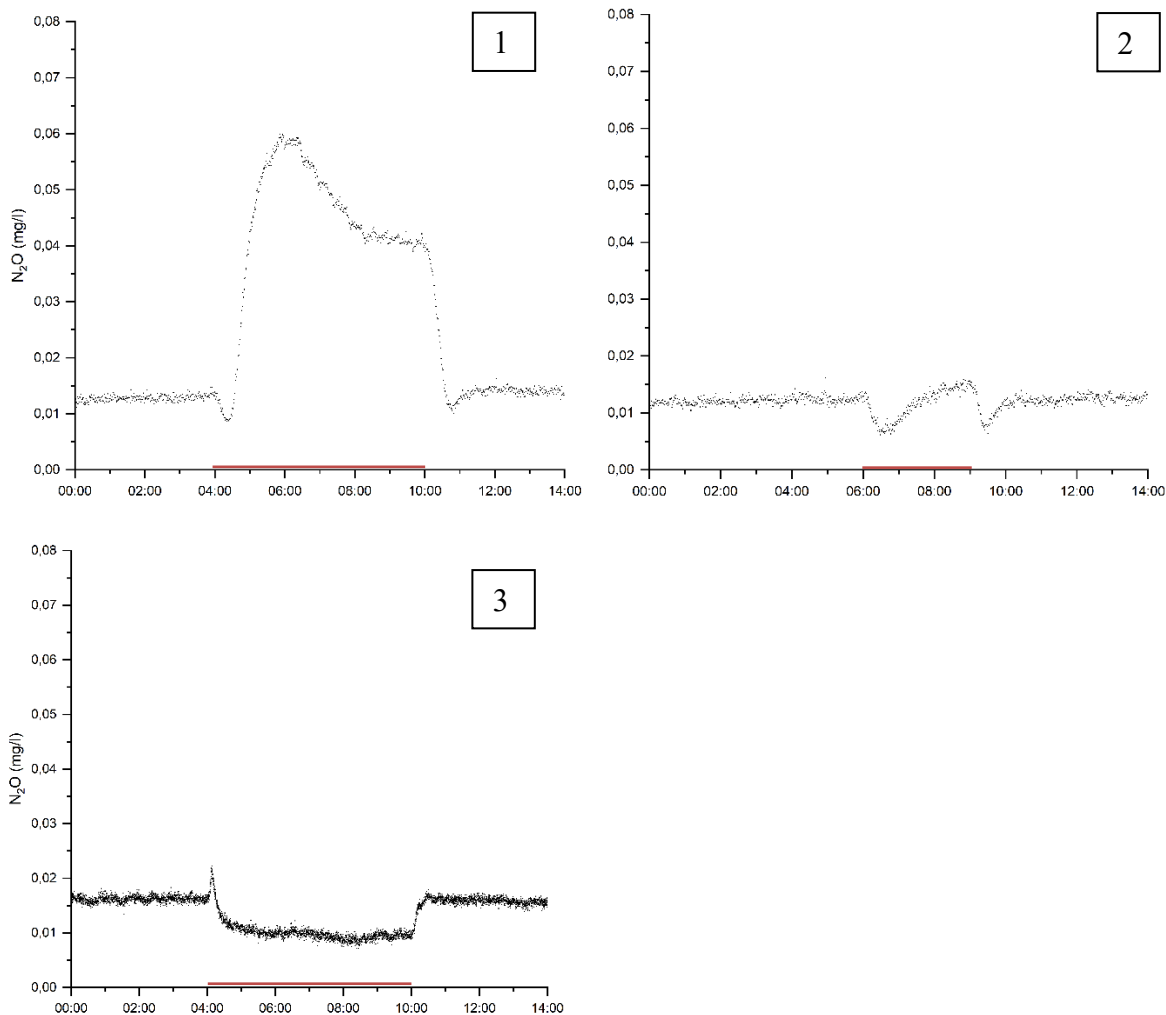
Figur 19. N₂O-koncentration i Reaktor 2 över tid från och med november 2025, med förändringar i belastning markerat med linjer.

Det kan ses i Figur 19 att under november 2025 sker en kontinuerlig minskning av N₂O-koncentrationen från och med lustgasmätaren startats. Först i december har koncentrationen av N₂O stabiliserats och då kan ett tydligt cykelmönster synas med ökad N₂O-koncentration under tillförseln av enbart försedimenterat avloppsvatten och en relativt konstant koncentration under tillförseln av biobehandlat avloppsvatten.

Under period 2 kan en trend med lägre koncentrationstoppar ses för reaktor 2 i Figur 19 och en relativt konstant koncentration kan ses över tid under denna period. Därefter under period 3 är koncentrationen ungefär densamma som i period 1 under början, men en något högre koncentration kan ses mot slutet av period 3. Under denna period flyttades lustgasmätaren periodvis ifrån reaktor 2 och därmed finns inte mätvärden för alla dagar.

4.3.2 N₂O cykel i reaktor 2 under olika perioder

Belastningen påverkade i hög grad bildningen och emissionerna av N₂O i reaktor 2. För period 1 var reaktor 2 belastad med det högsta flödet under 6h, under period 2 nästan lika högt flöde under 3h och under period 3 ett lågt flöde under 6h. I Figur 20 kan för varje period ses en typiskt N₂O utveckling under tillförseln av försedimenterat avloppsvatten.



Figur 20. N₂O utveckling för de tre olika perioderna. 1) Period 1 (14 december), 2) Period 2 (28 januari), 3) Period 3 (7 mars). Perioden av tillförsel markerad med rött på x-axeln och under vilka klockslag detta tillfördes.

I Figur 20.1 kan det ses att en tydlig ökning av N₂O-koncentrationen sker i reaktor 2 under tillförsel av försedimenterat avloppsvatten under period 1 då ett högt flöde på tillförseln används. För period 2 som kan ses i Figur 20.2 sker en minskning av koncentrationen vid tillförselns start och vid tillförselns slut, men ligger relativt konstant på liknande nivå som innan tillförseln. Däremot för period 3 med lågt flöde, vilket kan ses i Figur 20.3 minskar koncentrationen under hela perioden med tillförsel.

4.3.3 N₂O-emissioner från reaktor 2

I Tabell 11 presenteras de beräknade N₂O-emissionerna för respektive period, samt över hela mätperioden från november 2025 till mars 2026 för att undersöka hur stora N₂O-emissioner som kan förväntas från den vanliga driften av reaktor 2 som förväntas ha störst utsläpp av

N₂O. Mätningar av N₂O-koncentrationen från november fram t.o.m. 9/12 2026 är inte inkluderade då lustgasmätaren inte uppnått en stabil nivå för mätning. I Tabell 11 redovisas N₂O bildat som andel av NH₄-N. För alla perioder har luftningen av reaktor 2 varit ungefär 12 Nl/min.

Tabell 11. Genomsnittliga N₂O-emissioner under de tre olika perioderna samt över hela perioden för lustgasmätning från och med stabilisering av lustgasmätare 10 december 2025 till 12 mars 2026.

Tidsintervall	Datum	N ₂ O-emissioner	N ₂ O/NH ₄ -N
Period 1	10/12 25 – 15/12 26	0,21 mgN ₂ O-N/l/h	0,36%
Period 2	16/12 25 – 9/2 26	0,15 mgN ₂ O-N/l/h	0,68%
Period 3	10/2 26 – 12/3 26	0,13 mgN ₂ O-N/l/h	0,46%
Period 1–3	10/12 25 – 12/3 26	0,14 mgN ₂ O-N/l/h	0,54%

Det kan ses i Tabell 11 att över hela mätperioden uppnås är N₂O-emissioner i genomsnitt 0,14 mgN₂O-N/l/h, vilket ger N₂O/NH₄-N-kvoten 0,54%. För period 1 var emissionerna högst, men minst till förhållande av omvandlat NH₄-N. Både period 2 och 3 hade likande genomsnittliga emissioner av N₂O, men period 2 hade den högsta N₂O/NH₄-N-kvoten på 0,68%. Utifrån Tabell 11 kan en variation av N₂O emissioner ses för de olika perioderna där N₂O/NH₄-N-kvoten är en viktig faktor att ta i hänsyn till.

4.3.4 Massbalans av N₂O för pilotanläggningen

För de korta lustgasmätningarna under ett dygn i det biobehandlade avloppsvattnet och avloppsvattnet i reaktorerna sammanställdes en massbalans i Tabell 12. Detta för att undersöka mängden av N₂O som faktiskt bildas i reaktorerna eller förbrukas. För denna massbalans var flödet av inkommande biologiskt avloppsvatten och från reaktorerna 5,5 l/h och flödet för tillförsel av försedimenterat avloppsvatten 2,1 l/h. Uppskattning av emissioner beräknades enligt samma metod som i avsnitt 4.3.3 och mätningarna genomfördes under period 3, den 23 mars 2026.

Tabell 12. Massbalans för inkommande, koncentrationen i reaktor och emissioner av N₂O för reaktor 1, reaktor 2 och reaktor 2 med tillförsel av försedimenterat avloppsvatten (FS).

Tidsintervall	Bio, in (mg/l/h)	Reaktor (mg/l/h)	Emissioner (mg/l/h)	Diff (mg/l/h)
Reaktor 1	0,52	0,35	0,01	-0,17
Reaktor 2	0,52	0,43	0,02	-0,08
Reaktor 2, FS	0,00	0,12	0,01	0,13

Det kan ses i Tabell 12 att för både reaktor 1 och reaktor 2 minskar mängden N₂O i reaktorn, förutom i fallet då försedimenterat avloppsvatten tillförs, varvid en ökning kan ses. För reaktor 1 är denna förbrukning av N₂O ungefär dubbelt så stor som förbrukningen i reaktor 2. Under tillförseln av försedimenterat avloppsvatten i reaktor 2 mättes en tydlig N₂O bildning. Emissionerna var något större för reaktor 2 jämfört med reaktor 1 och perioden med reaktor 2 då

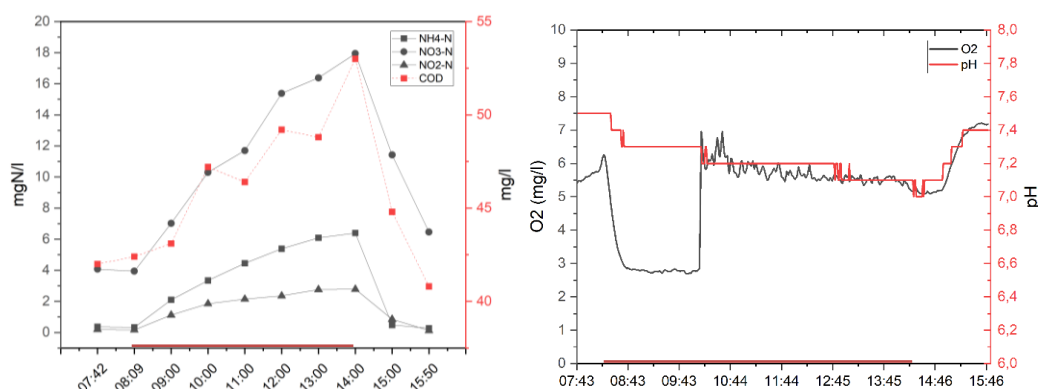
försedimenterat avloppsvatten tillfördes. Givaren N2O-R-SR hade bytts till N2O-R-LR med en lägre detektionsgräns inför detta försök.

4.4 Cykelförsök

De genomförda cykelförsökens resultat gällande koncentrationsförändringar av $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$, $\text{NO}_2\text{-N}$ samt COD då det försedimenterade avloppsvattnet tillfördes kan ses i följande kapitel. Detta för att undersöka hur reaktor 2 reagerar på tillförsel av försedimenterat avloppsvatten. Även koncentrationsförändringarna av N_2O under cykelförsöken kan ses i detta kapitel. Ett cykelförsök genomfördes för varje period. För de olika cykelförsöken kan alla mätvärden från laboratorieanalysen ses i Tabell A.1 (cykelförsök 1), Tabell A.2 (cykelförsök 2) och Tabell A.3 (cykelförsök 3) i Appendix A där även COD/N förhållande finns över försöken.

Cykelförsök 1: (12 december 2025, period 1)

De uppmätta koncentrationerna för första cykelförsöket genomfört under period 1 visas i Figur 21, där koncentrationerna av $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$, $\text{NO}_2\text{-N}$ och COD kan ses. Även utvecklingen av O_2 -koncentration och pH kan ses. I denna figur kan det ses uppmätta värden innan det försedimenterade avloppsvattnet tillfördes vid kl 8:10 och därefter koncentrationsökningarna under tillförseln och slutligen koncentrationsförändringarna då tillförseln upphörde vid kl 14:00.

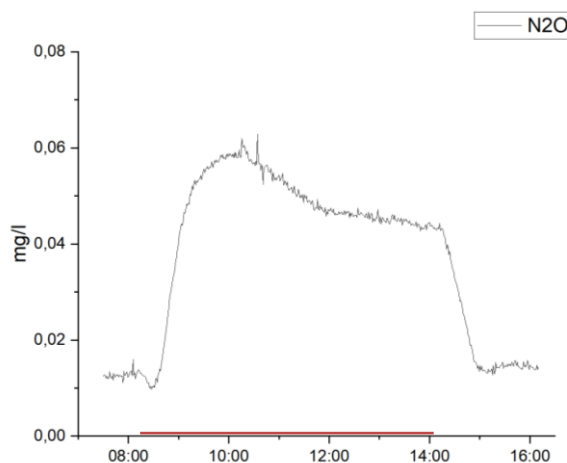


Figur 21. Utveckling av $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$, $\text{NO}_2\text{-N}$ samt COD utveckling under cykelförsök 1 den 12 december 2025 i reaktor 2 (vänster) samt utveckling av O_2 och pH (höger). Tillförsel markerad med rött i x-axel.

Efter tillförsel av försedimenterat vatten kan det ses i Figur 21 att koncentrationen i reaktorn ökade markant. Koncentrationen ammoniumkväve, $\text{NH}_4\text{-N}$ ökade från 0,4 mg/l innan tillförseln till en topp på 6,4 mg/l vid 14:00. $\text{NO}_3\text{-N}$ ökade kraftigare från 4,1 mg/l till en hög koncentration på 18 mg/l vid 14:00. Därutöver steg $\text{NO}_2\text{-N}$ från 0,2 mg/l till ca 2,8 mg/l vid 14:00. COD ökade från 42 mg/l till 53 mg/l vid 14:00. Det kan ses att COD-koncentrationen följer en liknande trend som $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$ och $\text{NO}_2\text{-N}$. Det tog därefter ca 2h innan koncentrationen O_2 hade stabiliserats. Koncentrationerna för kl 07:42 och 08:09 var innan försedimenterat avloppsvatten tillfördes och kl 15:00 och 15:50 var mätningar efter tillförseln hade slutat.

Det kan även ses i Figur 21 att från och med tillförseln av försedimenterat avloppsvatten sjunker både O_2 -koncentrationen och pH-nivån. Under cykelförsök 1 rengjordes O_2 -mätaren under försöken och efter rengöringen kan en högre O_2 -koncentration ses. Då tillförseln upphörde ökade både O_2 -koncentrationen och pH-nivån.

De uppmätta N_2O -koncentrationerna under cykelförsök 1 kan ses i Figur 22 där denna koncentration kan ses ökas när det försedimenterade vattnet tillförsel. Vid kl 8:30 kan det ses att N_2O -koncentrationen snabbt ökade från ca 0,01 mg/l till ca 0,06 mg/l för att därefter successivt minska till ca 0,05 mg/l. Därefter minskade N_2O -koncentrationen tillbaka till ca 0,01 mg/l.

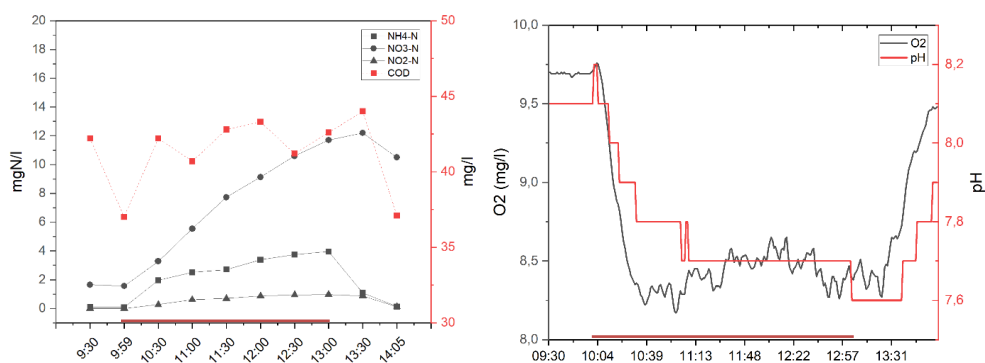


Figur 22. Utveckling av N_2O -koncentration under cykelförsök 1 (12 december 2025) i reaktor 2. Tillförsel markerad med rött i x-axel.

Medelkoncentrationen N_2O under cykelförsöket var 0,04 mg/l, vilket gav genomsnittliga N_2O -emissionen 0,4 mg N_2O -N/l/h. Under de 6h av tillförsel har ca 680 mg NH_4 -N omvandlats och 9,6 mg N_2O -N avgått med frånluften, vilket gav kvoten N_2O -N/ NH_4 -N var 1,4%.

Cykelförsök 2: (29 januari 2026, period 2)

I Figur 23 kan resultat för cykelförsök 2 genomfört under period 2 ses, där koncentrationerna för av NH_4 -N, NO_3 -N, NO_2 -N och COD kan ses över tid samt O_2 -koncentration och pH-nivå. För detta cykelförsök tillfördes det försedimenterade avloppsvattnet mellan kl 10:00 och 13:00.

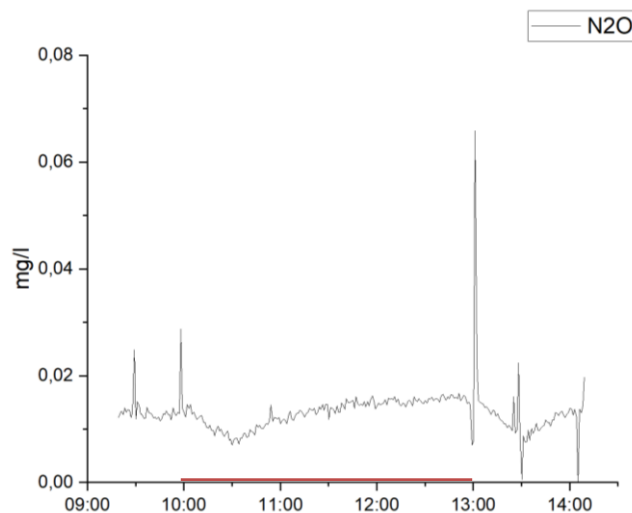


Figur 23. Utveckling av NH_4 -N, NO_3 -N, NO_2 -N samt COD utveckling under cykelförsök 2 de 29 januari 2026 i reaktor 2 (vänster) samt utveckling av O_2 och pH (höger). Tillförsel markerad med rött i x-axel.

Utvecklingen av koncentrationer av NH_4 -N, NO_3 -N och NO_2 -N liknar de i cykelförsök 1. Till skillnad från cykelförsök 1 varierade koncentration av COD mindre under cykelförsök 2 och hade inte en tydlig ökning. O_2 -koncentration och pH-nivå minskade vid tillförseln och ökade

därefter tillbaka mer tydlig än i cykelförsök 1. Däremot var pH-nivån fortsatt kvar på en något lägre nivå kring 7,9 jämfört med initiala 9,5 vid försökets start.

Slutligen kan de uppmätta N_2O -koncentrationerna under cykelförsök 2 ses i Figur 24 där inga större koncentrationsskillnader kan ses utöver extrempunkterna vid vissa tillfällen. Efter kl 10:00 sker en mindre minskning av N_2O -koncentrationen från ca 0,13 mg/l till 0,08 mg/l varvid därefter ökar koncentrationen succesivt till ca 0,16 mg/l till kl 13:00. Till skillnad från cykelförsök 1 kan ingen tydlig ökning av koncentrationen N_2O ses i cykelförsök 2.

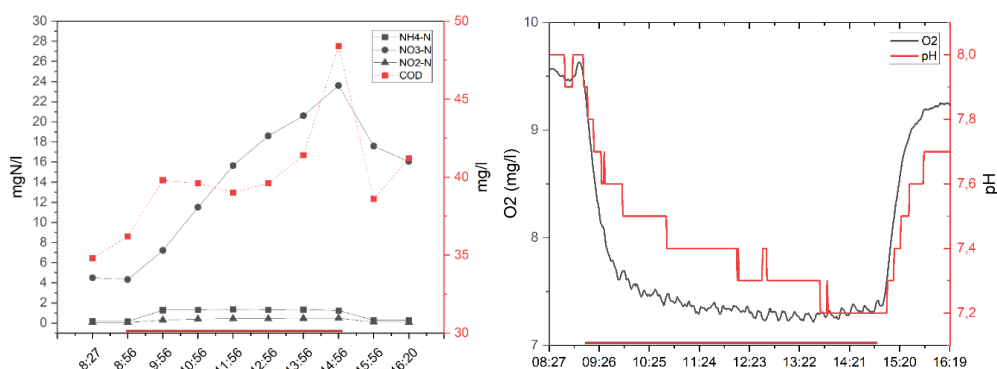


Figur 24. Utveckling av N_2O -koncentration under cykelförsök 2 (29 januari 2026) i reaktor 2. Tillförsel markerad med rött i x-axel.

Den genomsnittliga koncentrationen N_2O under det andra cykelförsöket var 0,01 mg/l, vilket innebar den genomsnittliga N_2O -emissionen på 0,1 mg N_2O -N/l/h. Under de 3h av tillförsel har ca 255 mg $\text{NH}_4\text{-N}$ omvandlats och 1,7 mg N_2O -N bildats, vilket innebär att kvoten N_2O -N/ $\text{NH}_4\text{-N}$ var 0,7% för cykelförsök 2. Därmed blev det både lägre utsläpp och lägre kvot N_2O -N/ $\text{NH}_4\text{-N}$ än cykelförsök 1.

Cykelförsök 3: (4 mars 2026, period 3)

I Figur 25 kan resultat för cykelförsök 3 genomfört under period 3 ses, där koncentrationerna av $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$, $\text{NO}_2\text{-N}$ och COD kan ses över tid. I denna figur kan även utvecklingen av O_2 -koncentration och pH-nivå ses. Fortsättningsvis för detta cykelförsök tillfördes det försedimenterade avloppsvattnet över 6h, mellan kl 8:57 och 14:56. Det togs två prover innan tillförseln av det försedimenterade vattnet, sex prover under tillförseln och två prover efter tillförseln hade upphört. För detta cykelförsök loggades ingen lustgasmätning då kalibrering av ny lustgasmätare genomfördes.



Figur 25. Utveckling av $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$, $\text{NO}_2\text{-N}$ samt COD utveckling under cykelförsök 3 4 mars 2026 i reaktor 2 (vänster) samt utveckling av O_2 och pH (höger). Tillförsel markerad med rött i x-axel.

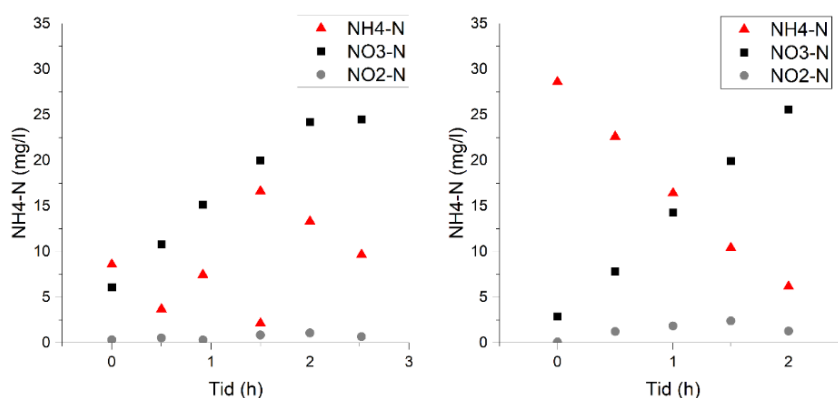
Under cykelförsök 3 följde koncentrationerna $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$ och $\text{NO}_2\text{-N}$ även här en liknande trend som cykelförsök 1 och 2. Därutöver kan det ses att koncentrationen av COD ökade från 36,2 mg/l till 48,4 mg/l under tillförseln av försedimenterat avloppsvatten. Trenden för COD utvecklingen liknar den i cykelförsök 1, med en tydligare uppgång än cykelförsök 2. Nedgången av COD-koncentration efter tillförseln är däremot inte lika tydlig.

4.5 Satsförsök

I detta avsnitt presenteras resultaten för satsförsöken som genomfördes där koncentrationerna av $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$ & $\text{NO}_2\text{-N}$ undersöktes under försöket med tillsats av NH_4Cl -lösning vid olika belastningar. Därutöver genomfördes även ett satsförsök där syrehalten var begränsande faktorn, vilket kan ses i Figur 34. Resultaten redovisas för respektive försök med grafer för båda reaktorerna, följt av en jämförelse av nitrifikationshastigheter och N_2O -utsläpp

Satsförsök 1: (16 december 2025)

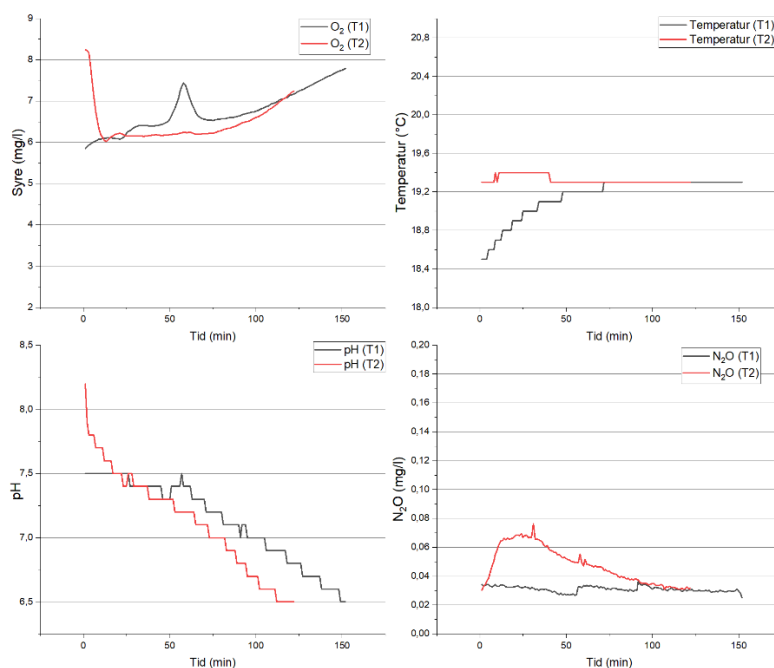
För reaktor 1 i Figur 26 (vänster) tillfördes initialt 9 ml NH_4Cl -lösning och ytterligare NH_4Cl -lösning efter 55 min respektive 88 min då NH_4 började ta slut, vilket visas av de två koncentrationökningarna i figuren. En dubbel tillsatts med initialt 18 ml tillfördes i reaktor 2, vilket kan ses i Figur 26 (höger).



Figur 26. Satsförsök 16 december med $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$ & $\text{NO}_2\text{-N}$ värden för reaktor 1 (vänster) och reaktor 2 (höger).

I båda reaktorerna kan det ses att koncentrationen av $\text{NH}_4\text{-N}$ successivt minskar samtidigt som $\text{NO}_3\text{-N}$ och $\text{NO}_2\text{-N}$ ökar. Efter tillsatts av ytterligare 4,5ml NH_4Cl efter 55 min och 9ml NH_4Cl efter 90 min i reaktor 1 kan det ses i Figur 26 (vänster) att koncentrationen $\text{NH}_4\text{-N}$ ökade för att därefter minska igen.

För reaktor 1 var $\text{NH}_4\text{-N}$ omvandlingen 6,5 mg/l/h under satsförsöket, samtidigt som 7,8 mg $\text{NO}_3\text{-N}$ /l/h bildades (118% av $\text{NH}_4\text{-N}$ omvandling). För reaktor 2 var omvandlingen $\text{NH}_4\text{-N}$ 11,4 mg/l/h, samtidigt som 11,5 mg $\text{NO}_3\text{-N}$ /l/h bildades (101% av $\text{NH}_4\text{-N}$ omvandling). I Figur 27 kan utvecklingen av O_2 , temperatur, pH och N_2O under satsförsöket för både reaktor 1 och reaktor 2 ses.

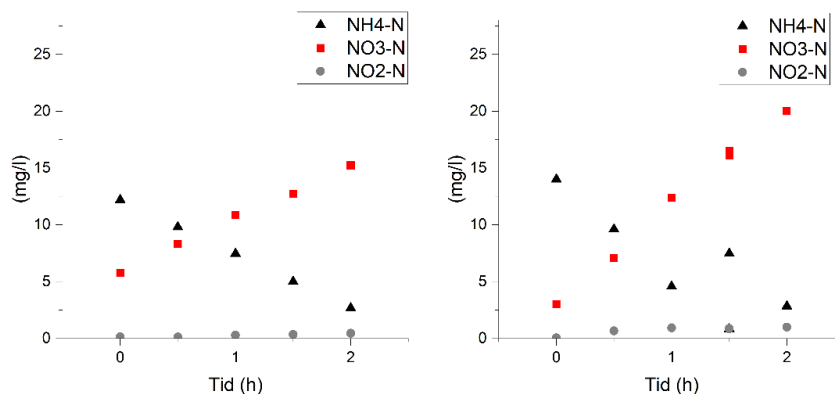


Figur 27. O_2 (mg/l), temperatur ($^{\circ}\text{C}$), pH och N_2O (mg/l) under satsförsöket 16 december.

Först och främst kan det ses i Figur 27 att koncentrationen av O_2 snabbt sjunker från 8,2 mg/l till 6,0 mg/l efter tillförseln av NH_4Cl -lösning för reaktor 2, medan för reaktor 1 börjar koncentrationen från en lägre nivå och ökar successivt. För reaktor 1 ökades luftningen efter cirka 50 minuter, vilket kan ses med den ökande O_2 -koncentration under mitten av satsförsöket för reaktor 1. Temperaturen ökade snabbt upp till $19,3^{\circ}\text{C}$ för både reaktor 1 och 2 och låg därefter kvar kring den temperaturen. Försättningsvis sjönk pH-värdet successivt från 7,5 i reaktor 1 och 8,2 i reaktor 2 till 6,5 för båda. Slutligen kan det ses att koncentration av N_2O ökar snabbt från 0,03 mg/l till som högst 0,08 mg/l i reaktor 2 för att därefter successivt sjunka ner till 0,03 mg/l, medan reaktor 1 ligger kring 0,03 mg/l.

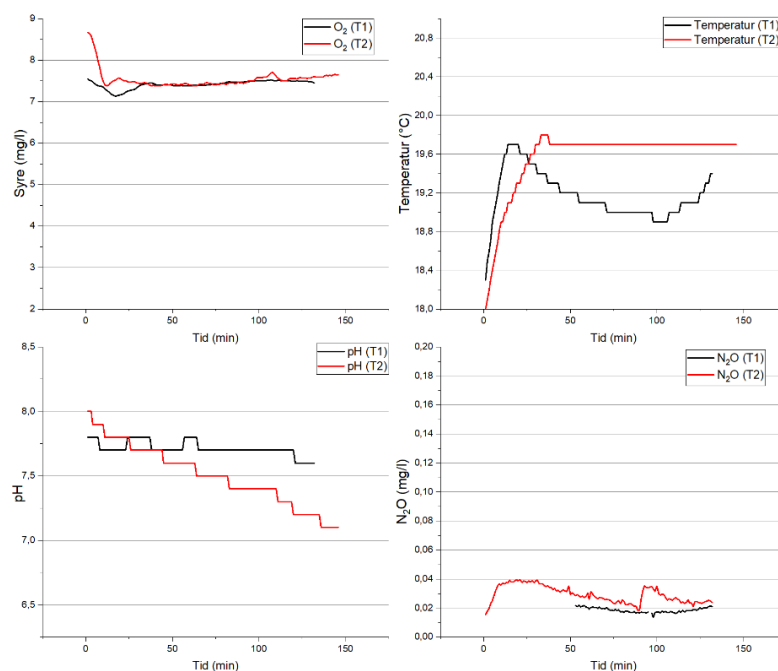
Satsförsök 2: (23 januari 2026)

Resultatet från satsförsök 2, genomfört 23 januari under period 2 kan ses i Figur 28. För detta satsförsök tillfördes initialt 9ml NH_4Cl -lösning för respektive reaktor, varvid ytterligare 4,5 ml tillfördes för reaktor 2 efter ca 90 minuter. Trenderna liknade satsförsök 1, men med en långsammare $\text{NH}_4\text{-N}$ omvandling och $\text{NO}_3\text{-N}$ bildning. En något högre O_2 -koncentration kunde upprätthållas under detta satsförsök under period 2 jämfört med satsförsök 1, vilket gav en relativt konstant O_2 -koncentration på 7 mg/l över hela försöket, vilket kan ses i Figur 29.



Figur 28. Satsförsök 23 januari med $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$ & $\text{NO}_2\text{-N}$ värden för reaktor 1 (vänster) och reaktor 2 (höger).

Det kan ses i Figur 29 att koncentrationen av $\text{NH}_4\text{-N}$ minskade samtidigt som koncentrationerna av $\text{NO}_3\text{-N}$ och $\text{NO}_2\text{-N}$ ökade för båda reaktorerna. Vid tillförseln av ytterligare NH_4Cl -lösning i reaktor 2 kan en ökning av koncentrationen $\text{NH}_4\text{-N}$ ses. Den genomsnittliga koncentrationsminskningen $\text{NH}_4\text{-N}$ 4,8 mg/l/h erhöles för reaktor 1 och 8,9 mg/l/h för reaktor 2, vilket var lägre än för satsförsök 1. Omvandlingen $\text{NO}_3\text{-N}$ var 4,7 mg/l/h för reaktor 1 och 8,7 mg/l/h för reaktor 2. Detta gav kvävebalanser 98% för båda reaktor 1 och reaktor 2.

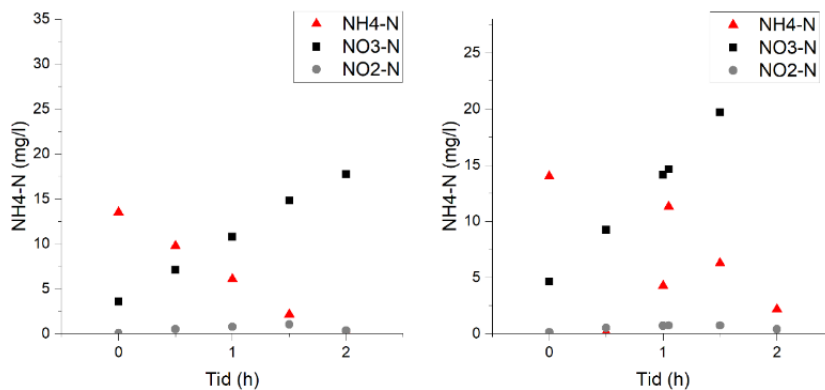


Figur 29. O_2 (mg/l), temperatur ($^{\circ}\text{C}$), pH och N_2O (mg/l) under satsförsöket 23 januari.

I Figur 29 kan det ses att koncentration av O_2 var i stort sett konstant kring 7,5 mg/l för både reaktor 1 och 2. Temperaturen var i genomsnitt 19,2 $^{\circ}\text{C}$ för reaktor 1 och 19,6 $^{\circ}\text{C}$ för reaktor 2. Det kan ses att pH-nivån minskade snabbare för reaktor 2. Detta var en mindre minskning av pH-nivån än för satsförsök 1 och som lägst hade reaktor 2 i detta satsförsök en pH-nivå omkring 7,1. Koncentrationen N_2O i reaktorerna var i genomsnitt 0,02 mg/l för reaktor 1 och 0,03 mg/l för reaktor 2, något mindre än satsförsök 1. En ökning av N_2O -koncentrationen kan ses när ytterligare NH_4Cl -lösning tillfördes reaktor 2. För reaktor 1 startades loggning av N_2O för sent och därför finns enbart data för sista 85 minuterna.

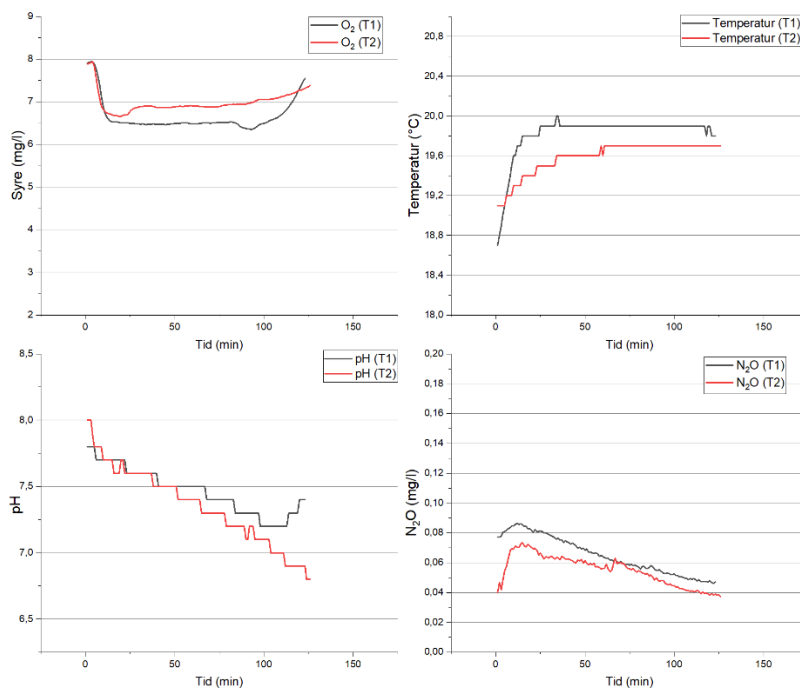
Satsförsök 3: (27 februari 2026)

I Figur 30 kan resultaten för satsförsök 3, genomfört under period 3 ses. För detta satsförsök tillfördes initialt 9 ml NH_4Cl -lösning för respektive reaktor. I reaktor 2 tillfördes ytterligare 9 ml NH_4Cl -lösning efter 60 minuter.



Figur 30. Satsförsök den 27 februari med $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$ & $\text{NO}_2\text{-N}$ värden för reaktor 1 (vänster) och reaktor 2 (höger).

Det kan ses i Figur 30 (vänster) en liknande trendutveckling som de tidigare satsförsöken, men i detta satsförsök en något högre nitrifikationshastighet än satsförsök 2, men lägre än för satsförsök 1. Den genomsnittliga $\text{NH}_4\text{-N}$ koncentrationsminskning 6,9 mg/l/h för reaktor 1 och 9,5 mg/l/h för reaktor 2 under satsförsöket 27 februari 2026. Skillnaderna mellan reaktorerna var inte lika stor som i de tidigare satsförsöken. För satsförsök 3 var kvoten NH_4/NO_3 104% för reaktor 1 och 106% för reaktor 2, vilket är ungefär lika jämnt som satsförsök 2, men betydligt jämnare för reaktor 1 jämfört med satsförsök 1.

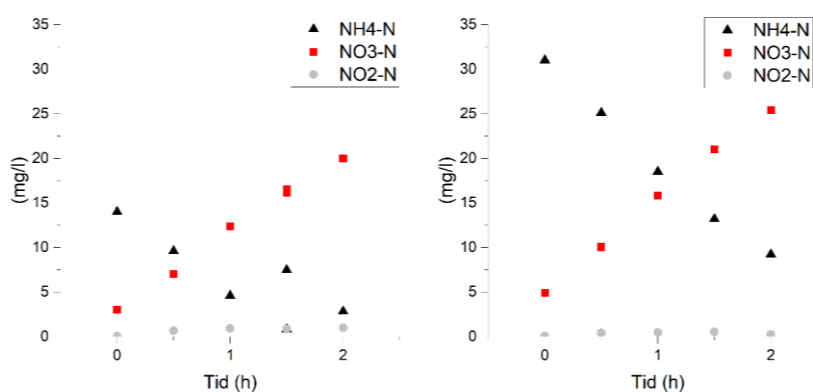


Figur 31. O_2 (mg/l), temperatur (°C), pH och N_2O (mg/l) under satsförsöket 27 februari.

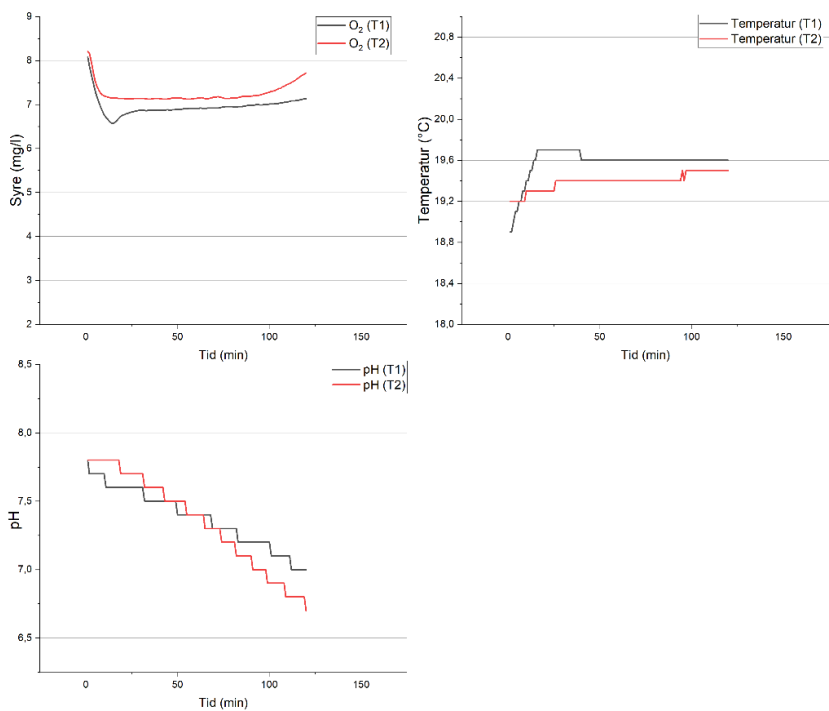
För detta satsförsök hölls O_2 -koncentrationen strax under 7 mg/l under större delen av satsförsöket för båda reaktorerna, vilket kan ses i Figur 31. Temperaturen var omkring 20°C. En liknande pH-utveckling som tidigare satsförsök kunde ses. Därutöver kan en viss ökning av N_2O -koncentrationen ses då ytterligare lösning tillfördes för reaktor 2 i Figur 31. Genomsnittliga koncentrationen av N_2O var 0,06 mg/l i reaktor 1 och 0,05 mg/l i reaktor 2 under satsförsöket, vilket är betydligt högre än de andra satsförsöken, men lustgasmätaren var i stabiliseringsfas

Satsförsök 4: (18 mars 2026)

Ytterligare ett satsförsök genomfördes under period 3 för att fortsatt undersöka den ökande nitrifikationshastigheten i reaktor 1, vilket under satsförsök 3 var betydligt närmare nitrifikationshastigheten i reaktor 2 än tidigare försök. Liknande trender för koncentrationerna av NH_4-N , NO_3-N och NO_2-N kan ses under detta satsförsök, men med högre hastigheter, vilket kan ses i Figur 32.



Figur 32. Satsförsök 18 mars. NH_4-N , NO_3-N & NO_2-N för R1 (vänster) och R2 (höger).



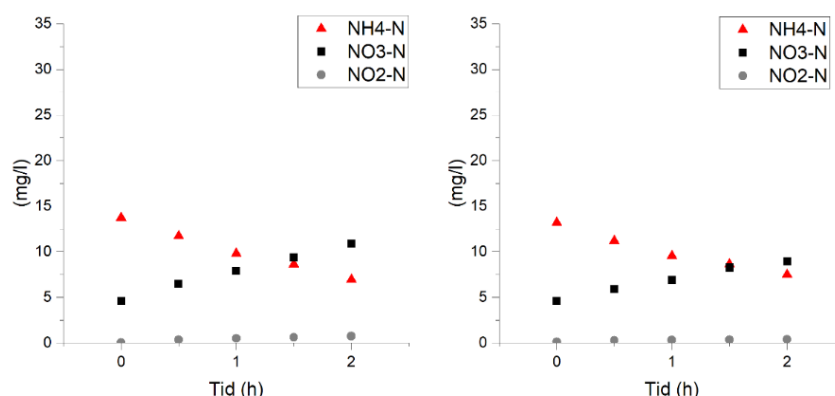
Figur 33. O_2 (mg/l), temperatur (°C) och pH under satsförsöket 18 mars.

I Figur 32 kan det ses att minskningen av $\text{NH}_4\text{-N}$ för reaktor 1 var 9,2 mg/l/h och för reaktor 2 11,1 mg/l/h, vilket innebär en väldigt likartad minskning jämfört med de tidigare satsförsöken och att reaktor 1 närmar sig reaktor 2 ännu mer. För satsförsök 4 var balansen NH_4/NO_3 94% för reaktor 1 och 94% för reaktor 2.

I Figur 33 kan det ses att utvecklingen av O_2 -koncentration, pH och temperatur var ungefär desamma för detta satsförsök som tidigare. Däremot kunde en tydlig minskning av pH-nivån för reaktor 1 ses. Ingen lustgasmätning skedde under detta satsförsök.

Satsförsök med begränsad syrehalt (20 februari):

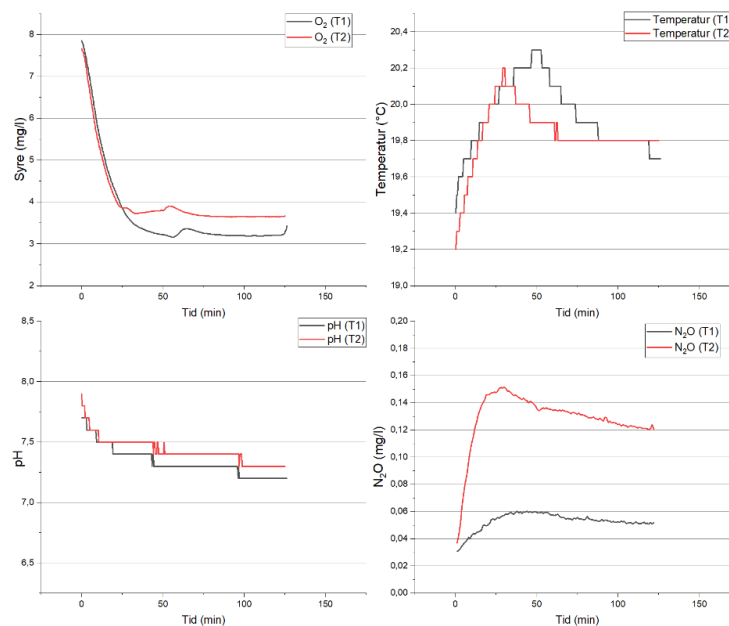
För satsförsöket med begränsad halt syre kunde en syrehalt strax över 3 mg/l erhållas för reaktor 1 och ca 3,7 mg/l för reaktor 2. Det kan ses i Figur 34 att för reaktor 1 var $\text{NH}_4\text{-N}$ koncentrationen initialt ca 13,7 mg/l för att under satsförsöket minska ner till ca 7,0 mg/l efter tillsats av NH_4Cl -lösningen. För reaktor 2 minskade $\text{NH}_4\text{-N}$ från ca 13,2 mg/l till 7,5 mg/l efter tillsats av samma mängd lösning som för reaktor 1 under satsförsöket. Detta gav en genomsnittlig minskning av $\text{NH}_4\text{-N}$ i reaktor 1 med 3,3 mg/l/h och för reaktor 2 med 2,8 mg/l/h. Omvandlingen av $\text{NH}_4\text{-N}$ för detta satsförsök gav en NH_4/NO_3 kvot på 94% för reaktor 1 och 79% för reaktor 2.



Figur 34. Satsförsök där syrehalten var den begränsande faktorn, där $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$ & $\text{NO}_2\text{-N}$ värden för reaktor 1 (vänster) och reaktor 2 (höger).

Därutöver för satsförsöket kan O_2 -koncentrationen, temperaturen, pH och N_2O -koncentrationen ses i Figur 35. Dessa grafer visar utvecklingen av parametrarna från och med startprovet, vilket togs efter tillsatsen av NH_4Cl lösning fram till och med slutet av mätningen i respektive reaktor.

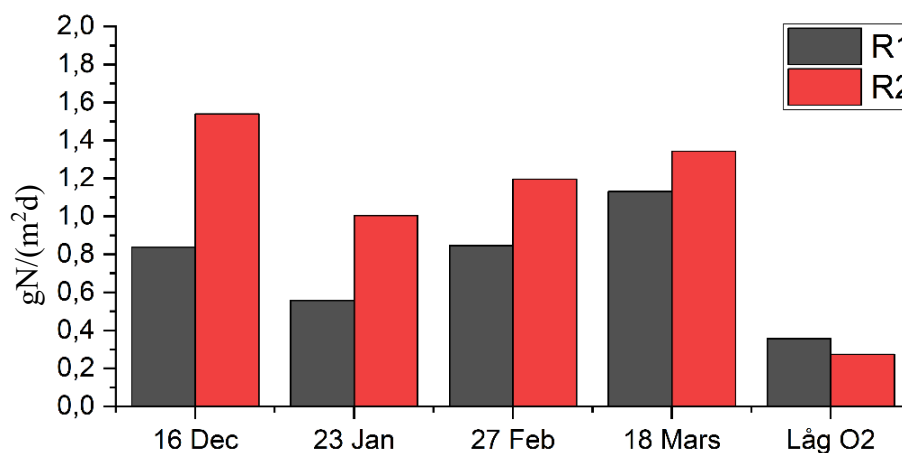
Det kan ses i Figur 35 att för reaktor 1 sjunker koncentrationen av O_2 till strax över 3 mg/l och för reaktor 2 till ca 3,7 mg/l. Under satsförsöket var dessa de lägsta koncentrationerna av O_2 som gick att erhållas för att de suspenderade bärarna fortsatt skulle vara i rörelse. En svag minskning av pH-nivån erhöles för båda reaktorer. Slutligen för N_2O -bildningen i reaktorerna var koncentrationen i genomsnitt 0,05 mg/l i reaktor 1 och 0,13 mg/l i reaktor 2. Alltså betydligt högre koncentrationer N_2O i reaktorerna jämfört med de andra satsförsöken.



Figur 35. O_2 (mg/l), temperatur ($^{\circ}C$), pH och N_2O (mg/l) under satsförsöket där syrehalten var begränsande faktorn.

4.5.1 Nitrifikationshastighet

Utifrån ekvation 1 beskrivet i kapitel 2.2.6 beräknades nitrifikationshastigheterna under satsförsöken, vilka visas i Figur 36 för reaktor 1 och reaktor 2. Belastningarna för reaktor 2 för respektive satsförsök kan ses i kapitel 3.2. För satsförsöket den 16 december var nitrifikationshastigheten $0.84 \text{ gN/m}^2/\text{d}$ för reaktor 1 och $1.54 \text{ gN/m}^2/\text{d}$ för reaktor 2. Däremot uppvisade satsförsöket den 23 januari märkbart lägre nitrifikationshastighet än satsförsöket 16 december med $0.56 \text{ gN/m}^2/\text{d}$ för reaktor 1 och $1.0 \text{ gN/m}^2/\text{d}$ för reaktor 2. För satsförsöket 27 februari erhöles en nitrifikationshastighet på $0.84 \text{ gN/m}^2/\text{d}$ för reaktor 1 och $1.16 \text{ gN/m}^2/\text{d}$ för reaktor 2. För satsförsöket 18 mars kunde en nitrifikationshastighet på $1.13 \text{ gN/m}^2/\text{d}$ erhållas för reaktor 1 och $1.34 \text{ gN/m}^2/\text{d}$ för reaktor 2. Därutöver för satsförsöket med begränsat löst syre genomfört 20 februari kunde en nitrifikationshastighet för reaktor 1 på $0.36 \text{ gN/m}^2/\text{d}$ och för reaktor 2 på $0.27 \text{ gN/m}^2/\text{d}$ erhållas.



Figur 36. Nitrifikationshastighet för reaktor 1 (R1) och reaktor 2 (R2) för satsförsöken 16 december, 23 januari, 27 februari och satsförsöket med begränsat syre.

Reaktor 2 som periodvis hade en högre belastning med det försedimenterade avloppsvattnet hade en nitrifikationshastighet som var 83% större än den i reaktor 1 den 16 december och 79% större den 23 januari. För satsförsöket 27 februari under period 3 hade reaktor 2 en nitrifikationshastighet på 41% större än reaktor 1 och för 18 mars under samma period var nitrifikationshastigheten för reaktor 2 enbart 19% större. Nitrifikationshastigheten i reaktor 1 har över tid närmat sig nitrifikationshastigheten i reaktor 2.

Fortsättningsvis i Figur 36 kan det ses att för satsförsöket med syre som begränsande faktor genomfört under period 3 att reaktor 1 fick en något högre nitrifikationshastighet än vad reaktor 2 hade. Reaktor 1 hade en nitrifikationshastighet om ca 30% högre än för nitrifikationshastigheten i reaktor 2.

4.5.2 N₂O Utsläpp

Utifrån mätningarna av N₂O under satsförsökets gång användes principerna beskrivna i kapitel 2.4.2 för att uppskatta utsläppen av N₂O som kan förväntas för nitrifikationsprocessen. Dessa var baserade på en area på 0,05m² med djupet i reaktor på 0,3m. De förväntade utsläppen N₂O beräknades och sammanställdes i Tabell 13 där även en beräkning av andelen av N₂O bildat per kväve som transformeras. Dessa resultat för N₂O-utsläppen genomfördes i den lägre delen av mätintervallet för N₂O-sensorn.

Tabell 13. N₂O-utsläpp under satsförsöken vid nitrifikation för de ordinarie satsförsöken under optimala förhållanden. Perioden är angiven bredvid datumet för satsförsöket. Luftningen som krävdes för att uppnå 8 mgO₂/l anges i normalliter/min.

	Satsförsök	N ₂ O utsläpp	N ₂ O/N	Luftning
Reaktor 1	16 dec (1)	0,28 mgN ₂ O-N/l/h	4,3%	11 NI/min
	23 jan (2)	0,18 mgN ₂ O-N/l/h	3,8%	12 NI/min
	27 feb (3)	0,65 mgN ₂ O-N/l/h*	9,5%*	11 NI/min
Reaktor 2	16 dec (1)	0,68 mgN ₂ O-N/l/h	6,0%	20 NI/min
	23 jan (2)	0,41 mgN ₂ O-N/l/h	4,6%	40 NI/min
	27 feb (3)	1,30 mgN ₂ O-N/l/h*	13,7%*	30 NI/min

* Vid satsförsöket 27 februari var det en ny N₂O-givare, vilket kan innebära att för höga värden uppmätts då mätaren eventuellt ej har stabiliserats.

N₂O-utsläppen för satsförsöken där olika parametrar varierades ses i Tabell 14 för båda reaktorerna. I denna tabell visas N₂O-utsläppen för båda reaktorerna. Först och främst kan det ses att för försöket där syre var den begränsande faktorn (satsförsök, 20 februari) hade reaktor 1 N₂O-utsläpp på 0,15 mgN₂O-N/l/h (4,6% per N) och reaktor 2 utsläpp på 0,45 mgN₂O-N/l/h (16% per N).

Tabell 14. N₂O-utsläpp under satsförsöken vid nitrifikation för satsförsöken där olika parametrar som O₂ varierades.

	Satsförsök	N ₂ O utsläpp	N ₂ O/N
Reaktor 1	Låg O ₂ (20 feb)	0,15 mgN ₂ O-N/l/h	4,6%
Reaktor 2	Låg O ₂ (20 feb)	0,45 mgN ₂ O-N/l/h	16%

4.5.3 Kvävebalans

För alla satsförsök sammanställdes även kvävebalansen under försökets gång, vilket kan ses i följande kapitel. I Tabell 15 kan kvävebalansen för satsförsöken för både reaktor 1 och reaktor 2 ses. NH₄-koncentrationsförändringen, alltså nitrifikationshastigheten jämförs med bildningen av NO₃, NO₂ och N₂O över tid. Slutligen redovisas även NO₃, NO₂ och N₂O som andel av nitrifikationshastigheten i Tabell 15. Koncentrationerna av N₂O är det utsläpp som uppskattas i kapitel 4.5.2.

Tabell 15. Kvävebalans för satsförsöken

	Satsförsök	NH ₄ -N (mg/l/h)	NO ₃ -N (mg/l/h)	NO ₂ -N (mg/l/h)	N ₂ O-utsläpp (mg/l/h)
Reaktor 1	16 dec (1)	6,5	7,8 (118%)	0,2 (3,5%)	0,3 (4,3%)
	23 jan (2)	4,8	4,7 (98%)	0,2 (3,5%)	0,2 (4,3%)
	27 feb (3)	6,9	7,2 (104%)	0,2 (3,3%)	1,0 (9,5%)
	18 mar (4)	9,2	8,6 (94%)	0,4 (4%)	-
Reaktor 2	16 dec (1)	11,4	11,5 (101%)	0,7 (6,2%)	0,7 (6,0%)
	23 jan (2)	8,9	8,7 (98%)	0,4 (4,6%)	1,0 (11%)
	27 feb (3)	9,5	10,1 (105%)	0,1 (1,5%)	2,0 (14%)
	18 mar (4)	11,1	10,4 (94%)	0,1 (1,0%)	-

*() Koncentration som andel av nitrifikationshastigheten (förändring av NH₄/h).

Det kan ses i Tabell 15 att för satsförsöket den 16 december under period 1 att kvävebalansen var 125% för reaktor 1 och bara något lägre för reaktor 2. Däremot visade satsförsöket den 23 januari under period 2 att en kvävebalans nära 100% uppnåddes för både reaktor 1 och reaktor 2. Satsförsöket den 18 mars under period 3 har en kvävebalans relativt nära 100% för både reaktor 1 och reaktor 2, medan satsförsöket 27 februari hade en kvävebalans klart över 100% då väldigt mycket N₂O-emissioner uppmätts.

Fortsättningsvis redovisas även kvävebalanserna för satsförsöket begränsat av syre i Tabell 16 för både reaktor 1 och reaktor 2. Nitrifikationshastigheten jämförs med bildningen av NO_3 , NO_2 och N_2O över tid. Därutöver redovisas även NO_3 , NO_2 och N_2O som andel av nitrifikationshastigheten.

Tabell 16. Kvävebalans för satsförsöken med begränsad tillgång på syre

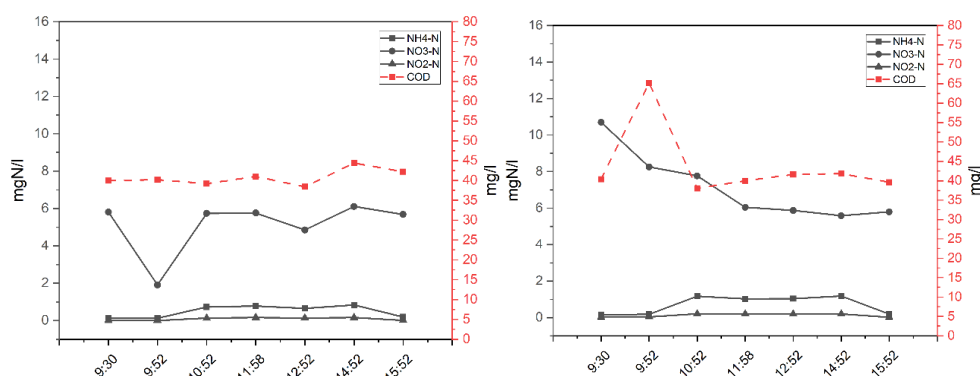
	Satsförsök	$\text{NH}_4\text{-N}$ (mg/l/h)	$\text{NO}_3\text{-N}$ (mg/l/h)	$\text{NO}_2\text{-N}$ (mg/l/h)	N_2O -utsläpp (mg/l/h)
Reaktor 1	Låg O_2	3,3	3,1 (93%)	0,3 (10%)	0,15 (4,6%)
Reaktor 2	Låg O_2	2,8	2,2 (79%)	0,1 (4,6%)	0,45 (16%)

*() Koncentration som andel av nitrifikationshastigheten (förändring av NH_4/h).

Jämfört med kvävebalanserna för de vanliga satsförsöken kan det ses att för reaktor 1 uppmätts både en högre andel $\text{NO}_2\text{-N}$ och N_2O under den begränsade syretillförseln. Detta gäller även för reaktor 2 där en väldigt stor del omvandlas till N_2O -utsläpp. Det enda satsförsöket med god tillgång på O_2 som har liknande resultat är 27 februari med hög andel N_2O , vilket var mätningen med osäker lustgasmätning. För 27 februari är fortfarande koncentrationen av $\text{NO}_2\text{-N}$ lägre.

4.6 Höglödesförsök

Resultatet från höglödesförsöket som genomfördes för att analysera hur reaktorerna hanterar ett relativt högt flöde jämfört med flöden under dagliga driften kan ses i Figur 37. De första två proverna togs innan tillförseln av höglödesvattnet tillfördes. Den sista mätpunkten i reaktor 1 respektive reaktor 2 visar koncentrationerna när syrenivån hade stabiliserats.



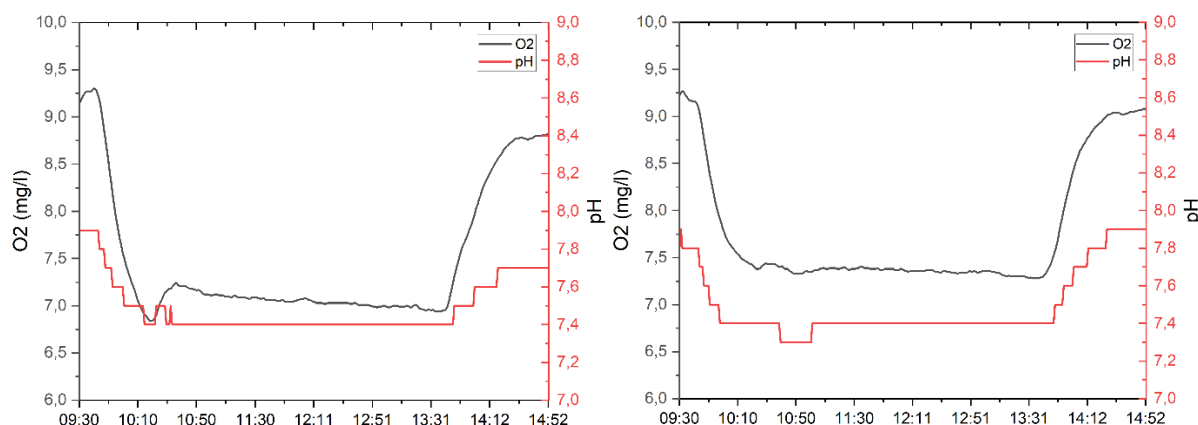
Figur 37. Cykelstudie för höglödesförsöket med för reaktor 1 (vänster) och reaktor 2 (höger) där utvecklingen av koncentrationerna för $\text{NH}_4\text{-N}$, $\text{NO}_3\text{-N}$, $\text{NO}_2\text{-N}$ och COD kan ses.

I Figur 37 (vänster) kan det ses att för reaktor 1 ökade koncentrationen av $\text{NH}_4\text{-N}$ till cirka 0,7 mg/l och för $\text{NO}_2\text{-N}$ till 0,15 mg/l. Däremot kan det även ses i Figur 37 (höger) att i reaktor 2 ökade koncentrationen av $\text{NH}_4\text{-N}$ och $\text{NO}_2\text{-N}$ till 1,1 mg/l respektive 0,2 mg/l.

Det kan även ses i Figur 37 (höger) att COD koncentrationen ökade väldigt mycket under mät-punkten 9:52, vilket sammanfaller med att avloppsvatten tillfördes av misstag samtidigt som

provet togs i reaktor 2. Förutom denna ökning av koncentration av COD, kan det ses i Figur 37 att COD-koncentration var konstant kring 40 mg/l.

I Figur 38 kan utvecklingen av O_2 -koncentration och pH nivå för reaktor 1 (vänster) och reaktor 2 (höger). Det kan ses att efter tillförseln av avloppsvattnet minskar O_2 -koncentrationen snabbt ner till cirka 7 mg/l för reaktor 1 och ner till 7,5 mg/l för reaktor 2. Samtidigt minskade pH-nivån till ca 6,6 för båda reaktorerna.



Figur 38. Utveckling av O_2 -koncentration och pH-nivå för reaktor 1 (vänster) och reaktor 2 (höger) under höglödesförsöket.

4.7 Modellering av MBBR-process baserat på BSM2

I följande avsnitt redogörs för resultaten erhållna från simuleringen av en BSM2 reningsprocess samt den modifierade BSM2 reningsprocessen med inkluderad MBBR-processen. Dessa resultat erhöles för att jämföra med laboratorieanalyserna och undersöka optimal drift för fullskalig MBBR-process. I detta avsnitt presenteras årsgenomsnitt och procentuella minskningen för NH_4 -koncentrationen i utsläppen. Därutöver även årsmedelskoncentrationerna av NO_2 och NO_3 i utsläppsvattnet, samt totalkväve och COD. Dessa resultat kan ses i Tabell 17 för både BSM2 simuleringen och den modifierade BSM2 simuleringen med MBBR. Även resultat från den utvidgade aktivslamprocessen kan ses här.

Det kan ses i Tabell 17 att årsmedelskoncentrationen av NH_4 -N i avloppsvattnet som släpps ut ur reningsverket i BSM2 simuleringen är 0,892 mg/l. För att uppnå en koncentration av NH_4 under 0,2 mg/l behövs aktivslamprocessen utvidgas med tre AS reaktorer med en total volym på 9000m³ utöver den vanliga aktivslamprocessen då en koncentration på 0,196 mg/l erhålls. Medan för en MBBR process kan en koncentration av NH_4 -N under 0,2 mg/l uppnås med antingen en reaktor av storleken 800m³ då en koncentration på 0,199 mg/l uppnås eller 2 reaktorer med en total volym på 600 m³, vilket ger en NH_4 -N koncentration på 0,168 mg/l. För att uppnå en koncentration närmare 0,1 mg/l kan en MBBR process med 2 reaktorer med totala volymen 1000m³ och en fyllnadsgrad på 50% användas för att få en koncentration av NH_4 -N 0,127 mg/l. På enbart 600m³ MBBR kan en effektivare borttagning av NH_4 -N uppnås än för 9000m³ aktivslamprocess. Utifrån Tabell 17 kan en volymbesparing på 85–95% uppskattas för MBBR-processen jämfört med utvidgad aktivslamprocess.

Tabell 17. Årsmedelsresultat av simulering av BSM2 och simuleringar av modifierade BSM2 med inkluderad MBBR-process eller förlängd aktivslamprocess. I tabellen anger '2x' eller '3x' om det finns två tillagda reaktorer eller tre tillagda. Belastningen anger medelbelastningen som gäller under simuleringen.

Simulering	Fyllnads- grad	NH ₄ -N (mg/l)	Minskning	Belastning (gNH ₄ - N/m ² /d)
BSM2	-	0,892	-	
BSM2 + 2x3000m³ (AS)	-	0,245	73%	
BSM2 + 3x3000 m³ (AS)	-	0,196	78%	
BSM2 + 500m³ (MBBR)	50%	0,241	73%	0,09
BSM2 + 800m³ (MBBR)	50%	0,199	78%	0,06
BSM2 + 1000m³ (MBBR)	50%	0,180	80%	0,05
BSM2 + 2x300m³ (MBBR)	50%	0,168	81%	0,08
BSM2 + 2x400m³ (MBBR)	30%	0,175	80%	0,10
BSM2 + 2x400m³ (MBBR)	50%	0,144	84%	0,06
BSM2 + 2x500m³ (MBBR)	30%	0,166	81%	0,08
BSM2 + 2x500m³ (MBBR)	50%	0,127	86%	0,05

5 Diskussion

I detta kapitel diskuteras resultaten erhållna från de olika experimentella försöken i anläggningen, men även en analys av de erhållna mätvärdena. Fortsättningsvis diskuteras effektiviteten av NH_4 omvandlingen och därmed reduktionen av ammoniumkväve genom MBBR-processen. Slutligen i detta kapitel diskuteras simuleringarna av MBBR-processen för att tillsammans med resultaten för pilotanläggning diskutera möjligheterna för att skala upp processen för framtida reningsverk och potentiella driftstrategier.

5.1 Effektivitet och stabilitet i nitrifikationsprocessen

Under pilotförsöket visade resultaten att MBBR-processen kan uppnå mycket låga ammoniumhalter vid stabil belastning och indikerar en god nitrifikationskapacitet i båda reaktorerna. En koncentration $\text{NH}_4\text{-N}$ under 0,2 mg/l kan uppnås i reaktor 1 under förutsättning att belastning är max 0,1 g $\text{NH}_4\text{-N}/\text{m}^2/\text{d}$ vid 12°C. Enstaka tillfällen med hög belastning visades vara en utmaning att nå riktvärdet 0,2 mg $\text{NH}_4\text{-N}/\text{l}$, men även för detta uppvisas en effektiv omvandling av NH_4 . Reaktor 2 med periodvis tillförsel av försedimenterat avloppsvatten hade en högre koncentration av $\text{NH}_4\text{-N}$, men fick snabbt en hög nitrifikationshastighet p.g.a. tillförseln vilket troligen specialiserat biofilmen. Däremot blev reaktor 2 betydligt mer känslig för låg syrehalter och höga flöden, vilket innebär att reaktor 1 med en mer jämn belastning hade en mer effektiv omvandling av NH_4 än reaktor 2 i den normala driften.

5.1.1 Effektivitet av NH_4 omvandling i reaktorerna

För reaktor 1 erhöles i genomsnitt en koncentration av $\text{NH}_4\text{-N}$ på 0,40 mg/l, 0,17 mg/l och 0,30 mg/l för period 1, 2 respektive 3 för reaktor 1 (Figur 15). Koncentrationen av $\text{NH}_4\text{-N}$ på 0,17 mg/l uppnåddes vid belastningen 0,1 g $\text{NH}_4\text{-N}/\text{m}^2/\text{d}$ vid 12°C. För reaktor 2 erhöles för motsvarande perioder en koncentration av $\text{NH}_4\text{-N}$ på 2,68 mg/l, 0,87 mg/l och 0,39 mg/l (Figur 15). Under driften av pilotanläggningen har tillgången på syre varit över 5 mg O_2/l (Figur 13) och därmed har nitrifikationen varit i huvudsak begränsad av belastningen. Därtill kunde det ses att pH-nivån låg mellan 7,5–8,0 under hela försöksperioden (Figur 14), vilket innebär att pH inte har varit en begränsande faktor och alkaliniteten har motverkat allt för stora pH-förändringar. Därmed har både AOB och NOB kunnat verka effektivt under den dagliga driften. Denna effektiva nitrifikation kan även ses med en kvävebalans omkring 100% för reaktor 1 och något högre för reaktor 2 för de flesta mätningarna (Figur 18).

Enbart under period 2 uppnåddes en medelkoncentration av $\text{NH}_4\text{-N}$ under 0,2 mg/l för reaktor 1 och då omkring 0,17 mg/l, då belastningen NH_4 var ca 0,1 g $\text{N}/\text{m}^2/\text{d}$ (Tabell 10 och Figur 17). Under de andra perioderna översteg medelkoncentrationen riktvärdet 0,2 mg $\text{NH}_4\text{-N}/\text{l}$ som varit målet för att klara framtida skärpta krav på ammoniumutsläpp. Belastningen var som högst under period 1 och lägst under period 2 med en ökning under period 2 t.o.m. period 3 (Figur 11 och Tabell 18). Temperaturen var relativt låg omkring 12–15°C under större delen av försöken (Figur 10).

En låg temperatur kan ha en avsevärd begränsning av nitrifikationshastigheten (avsnitt 2.2). Däremot då temperaturen högst varit ungefär 15°C under period 1 från 1 december 2025 och därefter omkring 12°C över resten av försöken kunde ingen större skillnad i effektivitet av omvandling beroende på temperatur ses i dygnsproverna. Under sommarmånaderna innan försöken började i december var biofilmerna fortfarande i en tidig tillväxtfas och nitrifikationskapaciteten ökade successivt. Därmed kan inte någon jämförelse av nitrifikationshastighet utifrån

temperatur göras utifrån detta försök, utan en längre tid för nitrifikationshastigheten att stabiliserats hade behövts. Samtidigt innebär de låga temperaturerna under vinterperioden sannolikt att nitrifikationskapaciteten påverkas negativt, vilket kan innebära svårighet att nå en medelkoncentration på 0,2 mg NH₄-N/l.

Nitrifikationshastigheten ökade över tid för reaktorerna (Figur 36). Under period 1 där flödet in i reaktorerna var ungefär det dubbla än för period 2 och 3 var nitrifikationshastigheten initialt högre då det tillförda flödet var dubbelt så stort och därmed en hög belastning. Men från och med period 2 då flödet biobehandlat avloppsvatten in var konstant ökade nitrifikationshastigheten succesivt. I slutet av pilotförsöket var denna nitrifikationshastighet 1,1 gN/m²/d för reaktor 1 och 1,3 gN/m²/d för reaktor 2 (Figur 36), vilket ligger i nivå med de teoretiska hastigheter i förhållanden med 15°C (avsnitt 2.2.6).

Koncentrationen för reaktor 1 var omkring 0,1 mg/l för de flesta mätningarna och enstaka dygnsprover genomförda under en väldigt hög belastning under enstaka dagar har dragit upp medelvärdet över 0,2 mg/l. Alltså bör MBBR-processen med störst sannolikhet kunna uppnå en årsmedelskoncentration under 0,2 mg/l över tid. Det är dock värt för en framtida drift att ta hänsyn till påverkan av perioder med höga flöden eller hög belastning då de höga värdena NH₄-N snabbt blir väldigt höga under icke gynnsamma förhållanden. Att kunna hantera dessa extrema tillfällen är därmed centralt för att uppnå de skärpta kraven.

För reaktor 2 uppnåddes NH₄-N koncentrationer högre än 0,2 mg/l för flertalet analyser. Samtidigt var nitrifikationshastighet något högre för driftsättet med periodvis tillförsel av försedimenterat vatten (Figur 36). Dock minskade skillnaden i nitrifikationshastighet mot driftsättet enbart belastat med biobehandlat vatten över tid, vilket innebär att fördelarna med detta driftsätt kan förväntas vara små.

Att reaktor 1 uppvisade en mer stabil kvävebalans omkring 100% indikerar en jämn och stabil förutsägbar nitrifikationsprocess, vilket kan kopplas till dess kontinuerliga tillförsel av biobehandlat avloppsvatten. Detta skulle även kunna vara på grund av en lägre mätosäkerhet för reaktor 1 då enbart en tillförsel av biobehandlat vatten behövts ta i hänsyn. Till skillnad från reaktor 1 uppvisade reaktor 2 större variation i kvävebalans, vilket troligen beror på den högre belastningen från det försedimenterade avloppsvattnet. Medelkoncentrationen NO₂ i reaktor 2 var högre än i reaktor 1 (Tabell 9), vilket indikerar att NO₂ ackumuleras i större utsträckning i reaktor 2 och därmed mer N₂O bildas.

Vid en belastning på 0,1 gNH₄-N/m²/d vid 12°C med 25% fyllnadsgrad kan reaktor 1 uppnå 0,2 mgNH₄-N/l. Att öka fyllnadsgraden något hade med största sannolikhet säkerställt en årsmedelskoncentration av NH₄-N under 0,2 mg/l vid samma belastning.

5.1.2 Kortvarig hög belastning utmaning för att nå 0,2 mg NH₄-N/l

De enstaka höga koncentrationerna av NH₄-N ökade medelkoncentrationen kraftigt (Figur 15, Figur 17 och Tabell 9). Flertalet av de uppmätta koncentrationerna NH₄-N är inom intervallet 0,1–0,15 mg/l för reaktor 1 under framför allt period 2 och 3, med en medelkoncentration på 0,17 mg/l respektive 0,30 mg/l, vilket är en effektiv omvandling av NH₄-N. Under period 1 uppmättes däremot högre koncentrationer, med medelkoncentration på 0,40 mg NH₄-N/l i reaktor 1, vilket troligen berott på att biofilmen vid denna tidpunkt ej utvecklats fullt ut samt det högre tillförda flödet vilket ger en låg uppehållstid och hög belastning.

Möjligheten att uppnå en koncentration under 0,2 mgNH₄-N/l minskade snabbt vid högre belastningar (Figur 17). Resultaten visade att låg tillförsel av försedimenterat avloppsvatten, och därmed längre kontakttid, var viktigt för att upprätthålla effektiv omvandling och nå <0,2 mg NH₄-N/l. Att effektiviteten av NH₄-N omvandlingen minskar med högre belastning berodde troligen på flera olika faktorer, såsom exempelvis lägre uppehållstid och syrebegränsning. Det kan konstateras för cykelförsöken att vid tillförsel av försedimenterat avloppsvatten ökade belastning i reaktor 2, vilket ledde till minskad koncentration av O₂ (avsnitt 4.4) Processen blev därmed delvis syrebegränsad vid högre belastning.

Cykelförsöken visade även att pH-värdet minskade till ca 7 under tillförseln av försedimenterat avloppsvatten (avsnitt 4.4). Detta troligen p.g.a. nitrifikationsprocessen producerar H⁺-joner genom ammoniumoxidation vilket leder till en försurning som hämmar framför allt NOB, men även AOB. Alkaliniteten verkar ha fungerat som en buffert och motverkat en allt för snabb och stor pH-minskning genom att neutralisera en del av H⁺-jonerna. Men över tid sjönk pH-nivån till under 7,5 och delvis hämmat NOB.

I cykelförsöken uppvisades en minskning av COD/N kvoten under tillförseln av försedimenterade avloppsvatten (avsnitt 4.4 och Appendix A). Detta berodde troligen på att kvävekoncentrationen, framför allt NO₃-N ökade snabbare än COD-koncentrationen i takt med nitrifikation av NH₄. Ett högt COD/N-förhållande kan hämma nitrifikation då heterotrofa bakterier konkurrerar om syre (avsnitt 2.3). Den minskande COD/N-kvoten under tillförseln indikerar därmed att nitrifikationen fortlöper aktivt och att organiskt material inte utgör en begränsande faktor för process under tillförselperioden.

Sammantaget tyder detta på att nitrifikationen vid höga belastningar främst begränsades av en kombination av minskad tillgång på syre och sänkt pH-nivå. Men det kunde även ses att uppehållstiden är en viktig aspekt där låg uppehållstid försämrades nitrifikationen och höga koncentrationer av NH₄ erhöles. Nitrifikationen kan därmed kontrolleras genom exempelvis luftningen för att säkerställa fortsatt effektiv nitrifikation vid kortvariga höga belastningar.

5.1.3 Tillförsel av försedimenterat vatten ger högre nitrifikationshastighet

Reaktor 2 med periodvis tillförsel av försedimenterat avloppsvatten uppvisade en högre nitrifikationshastighet än reaktor 1 under satsförsöken där NH₄Cl-lösning tillsattes (avsnitt 4.5.1 och Figur 36). NH₄-N koncentrationen blev flera gånger högre i det försedimenterade avloppsvattnet än för det som har genomgått biologisk behandling (avsnitt 4.2.1). Detta innebär att det fanns en betydligt större mängd NH₄ tillgängligt som substrat för biofilmen och dess nitrifierande bakterier i reaktor 2 att använda för nitrifikation än i reaktor 1.

NH₄ var inte den begränsande faktorn vid koncentrationer över 3 mgNH₄-N/l, utan då styrs nitrifikationshastigheten främst av faktorer såsom syretillgång och biomassa (avsnitt 2.2.6). I satsförsöken var koncentrationen av NH₄ hög för båda reaktorerna och liknande förhållanden för temperatur och syre upprätthålls. Därför antas att skillnaderna i nitrifikationshastighet mellan reaktorerna främst beror på biofilmens egenskaper snarare än substratbegränsning.

Det är troligt att biofilmen i reaktor 2, som periodvis utsattes för högre belastning har utvecklat en större aktiv biomassa, vilket resulterade i högre nitrifikationskapacitet (Figur 36). Detta stöds även av att reaktor 2 krävde en högre luftning, ca 12 l/min jämfört med ca 7,5 l/min för reaktor 1 för att upprätthålla liknande koncentration av syre i reaktorn. Troligen innebär även det försedimenterade avloppsvattnet att en högre biologisk aktivitet funnits med en större andel

heterotrofer i reaktor 2, vilket lett till högre syreförbrukning. Därutöver har skillnaden i biofilmens struktur i reaktor 2 då den har utvecklats i förhållanden med högre substrattillgång och god tillgång på syre resulterat i en snabbare tillväxt av aktiv biomassa i biofilmen. Kombinerat uppstod troligen både ett större syrebehov från större organisk aktivitet med heterotrofer och en biofilm specialiserat till högre syrekoncentrationer.

Skillnaden i nitrifikationshastighet mellan reaktorerna minskade över de upprepade satsförsöken (Figur 36), vilket indikerar att biofilmen i reaktor 1 successivt utvecklas och fått ökad nitrifikationskapacitet, trots lägre och mer stabil belastning. Troligen tar det längre tid för biofilmen i reaktor 1 att nå samma nitrifikationshastighet som reaktor 2 p.g.a. den belastas med mindre N. Mot slutet av försöken är nitrifikationshastigheten enbart ca 20% större i reaktor 2 än 1. Satsförsöken genomfördes under kontrollerade förhållanden utan hydraulisk påverkan av flödesvariationer och visade därmed kapaciteten som respektive biofilm har.

Sammantaget indikerar resultaten att periodvis hög belastning kan leda till en snabbare utveckling av biofilm med hög nitrifikationskapacitet. Däremot minskade denna skillnad mellan reaktorerna över tid. Detta tyder på att även en reaktor med lägre och mer jämn belastning kan uppnå en liknande kapacitet över en längre tidsperiod och enbart en viss ökning av nitrifikationskapaciteten kan förväntas av en reaktor med periodvis hög belastning.

5.1.4 Periodvis högre belastning gjorde biofilmen i reaktor 2 mer känslig för höga flöden

Trots att resultaten från satsförsöken visade att reaktor 2 hade högre nitrifikationshastighet för alla satsförsöken (avsnitt 4.5), framgår det av högflödesförsöket att koncentrationen $\text{NH}_4\text{-N}$ blev högre i reaktor 2 än i reaktor 1 (avsnitt 4.6). Detta indikerar att reaktor 2, trots högre potentiell nitrifikationskapacitet hanterade höga flöden sämre. Vidare indikerar detta att det inte enbart är biofilmens nitrifierande kapacitet som avgör nitrifikationseffektiviteten.

Satsförsöken visade biofilmens nitrifikationskapacitet under kontrollerade förhållanden med optimal temperatur och god tillgång på syre, medan högflödesförsöket påverkats av den korta uppehållstiden. Under högflödesförsöket har den låga uppehållstiden inneburit att kontakttiden mellan substrat och biofilm minskat och begränsat den faktiska nitrifikationshastigheten. Resultaten från både cykelförsöken och högflödesförsöket indikerar därmed att uppehållstiden är en av de avgörande parametrarna för att säkerställa en effektiv nitrifikation. Vid korta uppehållstider minskar kontakttiden mellan biofilm och substrat, vilket begränsar omvandlingen av $\text{NH}_4\text{-N}$ och ökar risken för NO_2 -ackumulering.

Att reaktor 2:s nitrifikationskapacitet snabbare blir lägre vid låga syrekoncentrationen än reaktor 1 tyder på att den högre belastningen har medfört ett större syrebehov. Trots en liknande O_2 -koncentration i reaktorerna vid samma belastning under högflödesförsöket blir nitrifikationshastigheten lägre under högflödesförsöket för reaktor 2 (Figur 38).

Under högflödesförsöket sjönk pH-nivån snabbt i båda reaktorerna (Figur 38), vilket sannolikt beror på den ökade produktionen H^+ -joner vid nitrifikation och inte tillräcklig alkalinitet. I reaktor 2 skedde samtidigt en snabb ackumulering av $\text{NO}_2\text{-N}$ jämfört med reaktor 1 (Figur 37), vilket tyder på att ammoniumoxidationen med AOB sker snabbare än nitritoxidationen med NOB. Denna obalans kan förstärkas vid lägre pH och tillgång på syre då NOB hämmas snabbare av låga pH-nivåer än AOB.

Däremot sker en liknande pH-minskning och minskning av tillgång på syre för reaktor 1, även om något långsammare pH-sänkning och t.o.m. större syreminskning i reaktor 1 under höglödesförsöket. Möjligtvis har biofilmens som utvecklats under den periodvisa höga belastning i reaktor 2 en större andel AOB relativt NOB jämfört med i reaktor 1. Detta skulle kunna förklara att reaktor 2 hanterar höga flöden sämre då dess biofilm snabbare når en punkt där NOB blir begränsad under hög belastning, särskilt under förhållanden med lågt pH och låg syretillgång.

Då resultaten baseras på ett enskilt höglödesförsök är det dock svårt att dra allt för stora slutsatser kring reaktorernas förmåga att hantera höga flöden. Ytterligare försök under varierande driftförhållanden krävs för att med mer säkerhet kunna bedöma effekten av periodvis tillförsel av försedimenterat avloppsvatten.

Sammantaget tyder resultaten på att reaktor 2 har en högre potentiell nitrifikationskapacitet, men att denna kapacitet är mer beroende av gynnsamma driftförhållanden. Under höglödesförhållanden uppvisade reaktor 1 en mer stabil och effektiv nitrifikation, sannolikt till följd av en större andel AOB i biofilm och lägre syrebehov. Detta indikerar en tydlig avvägning mellan hög nitrifikationskapacitet och processstabilitet, där en biofilm som utvecklats under hög belastning uppvisade hög aktivitet men samtidigt en ökad känslighet för variationer i syretillgång och hydrauliska förhållanden.

5.2 N₂O-emissioner en utmaning vid NH₄-omvandling

För en effektiv NH₄-omvandling krävs en effektiv nitrifikation, vilket innebär stora fördelar för miljön vid utsläpp. Däremot innebär även nitrifikationen N₂O-emissioner, vilket är en stor klimatutmaning. Då nitrifikationshastigheten ökade, bildades mer N₂O i reaktorerna vilket ledde till ökade N₂O-emissioner. Detta kan däremot regleras genom kontroll över luftningen. Även driftstrategin påverkar, där reaktor 2 med en något högre nitrifikationshastighet resulterade i större andel N₂O-emissioner. Resultaten från både satsförsök och cykelförsök indikerar att NO₂-ackumulering utgjorde en central faktor mellan hög belastning och ökade N₂O-emissioner. När omvandlingen av NO₂ till NO₃ begränsas, exempelvis vid låg syretillgång eller lågt pH, skapas förutsättningar för N₂O-bildning genom denitrifikation hos AOB.

5.2.1 Ökade N₂O-emissioner med ökad nitrifikationshastighet

I reaktor 2 uppnåddes högre N₂O-emissioner för alla ordinarie satsförsök än för vad som uppnåddes i reaktor 1 (Tabell 13). För att uppnå likartad koncentration av tillgängligt O₂ i reaktorn behövdes betydligt högre luftflöde tillföras till reaktor 2, vilket även kan bidra till högre N₂O-emissioner då luftflödet påverkar överföringen av N₂O från vätskefas till gasform, vilket redogörs för i avsnitt 2.4.2.

I reaktor 1 skedde ingen större förändring av N₂O-koncentrationen i reaktorn, medan i reaktor 2 ökade den kraftigt under satsförsöken (Figur 27, Figur 29 och Figur 31). Denna utveckling av bildat N₂O korrelerade med ackumulering av NO₂ i reaktorn, troligen då N₂O bildats bland annat vid denitrifikation av AOB vid NO₂-ackumulation. NO₂-koncentrationen var högre i reaktor 2 än i reaktor 1 under satsförsöken (Figur 26, Figur 28 och Figur 30). Det kan konstateras att vid samma tillgång på O₂, men vid högre belastning för nitrifikation resulterar reaktor 2 i större utsläpp av N₂O än reaktor 1.

En högre nitrifikationshastigheten i reaktor 2 innebär även en snabbare produktion av H⁺-joner (avsnitt 2.2.1), vilket leder till en snabbare sänkning av pH om alkalinitet inte kan motstå förändringen. Detta gav lägre pH-nivåer omkring 6,5–7 (Figur 27 och Figur 29), vilket hämmat

NOB. Då har NO_2^- inte kunde omvandlas till NO_3^- , vilket lett till NO_2^- -ackumulation och genom denitrifikation av AOB inneburit produktion av N_2O .

N_2O bildas även via oxidation av intermediären NH_2OH (avsnitt 2.4.1). Vid höga koncentrationer NH_4^+ och snabb nitrifikation kan oxidering av NH_2OH till N_2O katalyseras av både AOB och AOA. Sammantaget innebär detta att de förhållanden som rådde för reaktor 2 med hög nitrifikationshastighet, NO_2^- -ackumulering, sänkt pH och högt luftflöde gynnsamma förutsättningar för bildning såväl som emissioner av N_2O .

Det är dock viktigt att ta i hänsyn till de stora osäkerheter som är förknippade med mätningar av N_2O -emissioner. De uppmätta koncentrationerna var mycket låga och i nedre spannet av lustgasmätarens intervall. Trots kalibrering var lustgasmätaren känslig och krävde lång stabiliseringstid. Det kan antas att N_2O -emissionerna dagliga driften och satsförsöken egentligen är lägre än vad som uppmätts p.g.a. de låga uppmätta värdena. Detta då kalibreringen av högre N_2O -värden kan ha en stor inverkan på de låga signalerna. Vidare baserades uträkningarna av N_2O -emissionerna på punktmätningar där massöverföringskoefficienter uppskattades utifrån dessa, vilket innebär en ytterligare osäkerhet. Även givaren har bytts under försöken, vilket inneburit mer än en stabiliseringsperiod. Därmed bör resultaten framför allt tolkas som en indikator på relativa skillnader och trender för N_2O -emissioner, snarare än exakta emissionsnivåer.

5.2.2 Ökad N_2O -bildning vid ackumulation av NO_2^-

För att upprätthålla en god nitrifikation och minimera risken för syrebegränsning hölls syrekonzentrationen på cirka 7 mgO_2/l under period 1 och 8–9 mgO_2/l under period 2 och 3 i båda reaktorerna. För att uppnå detta behövde reaktor 1 luftas med cirka 7,5 NL/min medan reaktor 2 krävde 12 NL/min . Skillnaden beror troligen på att periodvis tillfört försedimenterat avloppsvatten lett till en större och mer aktiv biomassa i reaktor 2. Därutöver har reaktor 2 troligen även haft en högre andel heterotrofer till följd av den högre COD-belastningen (Tabell 4). Detta ger en högre syreförbrukning som krävde ett större luftflöde för att upprätthålla samma syrekonzentration, vilket även stöds av den något högre nitrifikationshastigheten uppmätt i satsförsöken (Figur 36). Att reaktor 2 krävde högre luftning även under perioder utan tillförsel av försedimenterat avloppsvatten bekräftar att detta är en egenskap hos biofilmen snarare än enbart en effekt av belastningen.

Den centrala frågan för N_2O -bildning är inte enbart luftflödet, utan snarare i vilken utsträckning NO_2^- ackumuleras i reaktorn. I satsförsöket med begränsad syretillgång blev detta tydligt där koncentrationen N_2O snabbt blev hög i reaktorn. Vid låg syrehalt hämmas NOB, vilket innebär att NO_2^- ackumuleras och denitrifikation i AOB kan ske för att bilda N_2O . Vilket innebär att N_2O -emissionerna blir en stor andel av det omvandlade NH_4^+ (Tabell 16). Resultaten blev att andelen N_2O blev märkbart högre vid låg syretillgång, upp till 16% för reaktor 2, jämfört med lägre vid god syretillgång under ordinarie satsförsök (Tabell 13 & Tabell 14).

Luftningens roll kan däremot ses som tvåsidig och de två effekterna motverkar varandra. Tillräcklig syretillgång är nödvändig för att NOB ska kunna oxidera NO_2^- effektivt och begränsa N_2O -produktionen, samtidigt som ett högt luftflöde ökar mängden löst N_2O som avgår från vätskefas till gasfas. Vid satsförsöket med begränsad syretillgång var absoluta emissionerna relativt låga trots hög biologisk N_2O -produktion, vilket visar betydelsen av luftningen för faktisk överförsel som emission.

Sammantaget visade resultaten att god syretillgång är en viktig parameter för att begränsa N_2O -bildningen, eftersom det motverkar NO_2^- -ackumulering, samtidigt som luftning kan öka mängden N_2O som omvandlas till gasfas och därmed blir en emission. Detta bidrar troligen till att de absoluta emissionerna är högre i reaktor 2 än i reaktor 1 trots att andelen N_2O per omvandlat kväve är lägre vid god syretillgång. Över tid minskade nitrifikationskapaciteten mellan reaktorerna (Figur 36), vilket även utifrån de kvarstående högre N_2O -emissionerna därutöver innebär en större klimatpåverkan än reaktor 1.

5.2.3 Flödet av tillfört försedimenterat vatten påverkar mängden N_2O -emission kraftigt.

Koncentrationen av $\text{NH}_4\text{-N}$ mer än fyrdubblades i reaktorn vid tillförseln av försedimenterat avloppsvatten från IBC-tankens (avsnitt 4.4). Dessutom påverkades emissionerna av N_2O mycket av flödes hastigheten på tillförseln av det försedimenterade vattnet. Det kunde ses en ökning av koncentrationen N_2O under period 1, en relativt konstant nivå under period 2 och en mindre minskning under period 3 under tillförseln (avsnitt 4.3.2 och avsnitt 4.4).

Att koncentrationen av N_2O ökade under period 1 och inte de andra perioderna (Figur 20) beror troligen på det höga flödet av tillförseln av det försedimenterade avloppsvattnet (cirka 5,1 l/h). Detta har gett en hög belastning av $\text{NH}_4\text{-N}$ som tillförts reaktorn under period 1. Koncentrationen av $\text{NH}_4\text{-N}$ var ungefär lika hög under tillförseln under de andra perioderna också, men under kortare tid för period 2 och med lågt flöde under period 3. En ackumulation av NO_2^- på nästan 3 mg/l uppmättes under period 1, medan enbart ca 1 mg/l under period 2 och 0,5 mg/l under period 3, vilket kan ses i Appendix A. Ackumulationen av NO_2^- har varit den främsta faktorn för mängden emissioner. Att emissionerna blev som störst under period 1 kan bero på den lägre syrekonzentration om 6 mg O_2 /l och det höga flödet under tillförseln och låga pH-värden (Figur 21). Sammantaget kan NOB ha blivit hämmat och bidragit till den relativt stora NO_2^- -ackumuleringen vilket resulterat i den höga produktionen kombinerat med den höga nitrifikationshastigheten under period 1 för reaktor 2.

Till skillnad från period 1 kunde ingen tydlig ökning av koncentrationen N_2O ses i reaktor 2 under tillförseln under period 2 (cirka 4,1 l/h). Under denna period var flödet för tillförseln något lägre än period 1 och tillförseln varade enbart i 3h i stället för 6h. Nitrifikationshastigheten var även lägre under denna period, vilket som har diskuterats leder till lägre bildning av N_2O . Det tillgängliga syret var något högre under period 2 än för period 1 omkring 7 mg O_2 /l vid tillförseln vilket kan ha minskat ackumulationen av NO_2^- genom en mer effektiv omvandling av NO_2^- till NO_3^- jämfört med period 1. Enbart vid tillförseln och slutet av tillförseln sker en minskning av N_2O -koncentrationen (Figur 20). Nivån av N_2O bildning är ungefär jämförbar med den som bildas under enbart tillförsel av biobehandlat avloppsvatten.

Koncentrationen N_2O minskade i period 3 under tillförseln av det försedimenterade avloppsvattnet (Figur 20). Tillförsel flödet var under denna period betydligt lägre än de andra perioderna (cirka 2,3 l/h) men till skillnad från period 2 under 6h. Trots att nitrifikationshastigheten var högre än i period 2, var ackumuleringen av NO_2^- enbart cirka 0,5 mg/l, vilket tyder på en bättre balans mellan AOB och NOB där effektiv omvandling av NO_2^- till NO_3^- skedde då väldigt lite denitrifikation av AOB kan ske. Detta minskar mängden NO_2^- som ackumuleras och därmed minskar förutsättningarna för bildning av N_2O .

Sammantaget visade resultaten att det inte enbart är $\text{NH}_4\text{-N}$ koncentrationen som styr bildningen av N_2O , utan att även tillförsel flödet och dess varaktighet är av stor betydelse. Vid höga flöden kombinerat med hög belastning av NH_4 och begränsad syretillgång ökar risken för NO_2^- -ackumulering och därmed N_2O bildning genom denitrifikation av AOB. Detta bör även ses i

relation till det ökade luftningsbehovet av reaktor 2, vilket inte bara ger förutsättningar för ökad nitrifikation, utan kan även öka mängden N_2O som omvandlas till gasform och blir emissioner. Resultaten indikerar därmed att höga koncentrationer av NH_4-N inte nödvändigtvis leder till ökade N_2O emissioner, utan samspel mellan tillförselflödet av försedimenterat avloppsvatten, belastning, syretillgång och pH är avgörande.

Det är dock viktigt att notera att under period 3 användes en ny givare och när den kopplades in igen har höga värden uppmätts då lustgasmätaren inte har stabiliserats vilket kan ses i den nedåtgående trenden i Figur 19. Trots det kan en minskande trend under tillförseln av försedimenterat avloppsvatten ses.

5.2.4 Förbrukning av N_2O i reaktorerna

En mindre mängd N_2O lämnade reaktorerna än vad som tillförs under drift utan tillförsel av försedimenterat avloppsvatten vid en massbalansprovtagning (Tabell 12). Detta indikerade att en nettoförbrukning av N_2O skedde i både reaktor 1 och reaktor 2 under dessa förhållanden. Vid tillförseln av försedimenterat avloppsvatten sågs däremot en ökning av N_2O i reaktor 2, vilket tyder på att produktionen därmed översteg den eventuella förbrukningen. Det bör dock noteras att N_2O -koncentrationen i det försedimenterat avloppsvattnet inte uppmättes utan antogs vara 0 mg/l, vilket kan innebära att den faktiska produktionen överskattas.

Att N_2O tycks förbrukas i reaktorerna under detta försök avvek från resultaten i satsförsöken, där en tydlig ökning av N_2O -emissioner observerades vid hög nitrifikationshastighet och hög ammoniumbelastning. En viktig skillnad var att satsförsöken genomfördes under kontrollerade förhållanden med hög substrattillgång och utan att vatten fördes ut ur reaktorerna, medan för denna massbalans skedde en kontinuerlig drift under period 3 vid lägre belastning.

En möjlig förklaring är att N_2O reducerats vidare till N_2 genom denitrifikation (avsnitt 2.4). Trots att MBBR-processen var luftad kan biofilmen på de suspenderade bärarna i vissa fall möjliggöra samtidig nitrifikation och denitrifikation. Detta då syret eventuellt varit begränsat i de inre lagren vilket isåfall skapat en anaerob miljö med denitrifikation. För dessa anaeroba zoner kan denitrifierande bakterier ha reducerat N_2O till N_2 , vilket är möjligt vid tillräcklig tjocklek på biofilmen (avsnitt 2.2.4 och 2.4). Dock var biofilmen relativt tunn, vilket innebär att effekten bör vara relativt liten.

Förbrukningen av N_2O i reaktor 2 var lägre än förbrukningen i reaktor 1 under massbalansförsöket (Tabell 12). Detta indikerade att reaktor 2 generellt hade en högre produktion av N_2O , troligen kopplat till den högre nitrifikationshastigheten. Vilket kan ha lett till att nettoförbrukningen av N_2O blev lägre i reaktor 2 än i reaktor 1.

Det är dock viktigt att betona att dessa resultat är förknippade med betydande osäkerheter. De uppmätta N_2O -koncentrationerna var mycket låga och mätningarna baserades på punktvisa analyser där emissioner uppskattats genom massöverföringskoefficienter. Lustgasmätaren var dessutom känslig för matriseffekter, vilket kan ha påverkat noggrannheten, framför allt vid låga koncentrationer. Det är därför möjligt att den observerade nettoförbrukningen delvis var p.g.a. mätosäkerhet snarare än en faktiskt biologisk process i reaktorerna. Då det troliga egentligen bör vara att det sker en nettoproduktion av N_2O i en MBBR-process.

Sammantaget indikerade resultaten att en möjlig förbrukning av N_2O kan ske i MBBR-processen under vissa driftförhållanden, exempelvis vid lägre och mer stabil belastning p.g.a. anae-

roba förhållanden hos biofilmens inre lager vilket möjliggör simultan nitrifikation och denitrifikation. Samtidigt är osäkerheterna i mätningarna betydande och ytterligare studier krävs för att säkerställa om denna förbrukning faktiskt sker och i vilken omfattning. Det är därför mer sannolikt att MBBR-processen under normala driftförhållanden utgör en nettoproduktion av N_2O och att den observerade förbrukningen i detta fall antingen är begränsad till vissa mindre anaeroba delar i biofilmen eller påverkas av mätosäkerheter.

5.3 Driftstrategier och förväntad effektivitet i fullskalig process

Pilotanläggningen har haft en kontinuerlig drift och parametrar som flöde och temperatur har anpassats till att motsvara den dagliga driften på Ellinge reningsverk. Utifrån de olika försöken kan därmed viktiga parametrar såsom belastning, luftning och volym diskuteras för hur dessa påverkar effektiviteten av nitrifikationen. Tillsammans med modellering kan optimala driftsätt presenteras och jämföras med motsvarande volym som hade behövts för en aktivslamprocess. I följande delavsnitt diskuteras hur en MBBR-process med två reaktorer i serie kan uppnå NH_4-N koncentrationer under 0,2 mg/l med en betydligt mindre yta än för motsvarande aktivslamprocess, samt hur luftningen kan hanteras för att minimera N_2O -emissioner, samtidigt som effektiv ammoniumomvandling kan upprätthållas.

5.3.1 Stor yteffektivitet med MBBR jämfört med att utvidga aktivslamprocessen

Att införa en MBBR-process som efternitrifikation efter den konventionella aktivslamprocessen innebär att en stor omvandling av NH_4 kan uppnås till en relativt liten yta jämfört med andra reningsprocesser. Detta är i linje med resultaten från pilotförsöken, där en hög nitrifikationskapacitet uppnåddes, redan vid en låg fyllnadsgrad och icke-gynnsamma temperaturförhållanden. Om en konventionell aktivslamprocess ska utvidgas för att nå dessa låga koncentrationer av NH_4-N visade simuleringarna att en aktivslamprocessen hade fått utvidgas med en väldigt stor volym om minst 9000 m³ för att uppnå en koncentration under 0,2 mg NH_4-N/l (kapitel 4.7 och Tabell 17). En kompakt MBBR-process behöver enbart en volym på 600-1000m³ beroende på om en reaktor läggs till eller två reaktorer i serie för att uppnå en koncentration av NH_4-N mellan 0,1 – 0,2 mg/l (Tabell 17).

Simuleringen med enbart BSM2 visade på utsläpp av NH_4-N med koncentrationen 0,9 mg/l under dynamiska förhållanden med varierande belastning (Tabell 17). Vilket är en koncentration av NH_4-N som kan förväntas från konventionell aktivslamprocess. Därmed visade simuleringarna av en tillagd MBBR-process kan ge stora fördelar för ytterligare omvandling av NH_4 och uppnå betydligt lägre koncentrationer mot 0,1 – 0,2 mg NH_4-N/l .

Vid en ökning av aktivslamprocessens volym i storleksspannet av minst 9000 m³, varvid ytterligare volym hade behövts för driftsäkerhet för att uppnå en koncentration under 0,2 mg NH_4-N/l (Tabell 17) skulle ett stort ytbehov uppstå. För att säkerställa driftsäkerhet och kunna uppnå ett årsmedel under 0,2 mg NH_4-N/l hade en ännu större process krävts. Detta innebär troligen en stor investeringskostnad för att konstruera och tar i anspråk en stor area. Den stora arean som hade behövts hade varit svår att ens ta i anspråk för en del mindre reningsverk. Därmed är MBBR-processen betydligt mer yteffektiv, med enbart ett behov av ca 1000m³ för att uppnå de skärpta kraven (Tabell 17). Med två eller flera reaktorer kan ytbehoven minskas ytterligare med en MBBR-process.

En högre fyllnadsgrad ger stora fördelar för effektiviteten av ammoniumomvandlingen (Tabell 17). Att öka fyllnadsgraden från 30% till 50% för reaktorerna kan användas för att öka driftsäkerheten genom att en årsmedelkoncentration närmare 0,1 mg NH_4-N/l kan uppnås. Däremot

innebär en högre fyllnadsgrad med större mängd suspenderade bärare att ökad omrörning, genom exempelvis luftning kan behövas för att säkerställa tillräcklig omrörning.

Utifrån simuleringarna med efternitritifikation i form av MBBR tillagt på BSM2 kan det konstateras att två reaktorer i serie kan uppfylla kraven på ammoniumomvandling till låga koncentrationer under 0,2 mg NH₄-N/l kan uppnås. Med en fyllnadsgrad med 30–50% kan detta uppfyllas med två reaktorer av en kombinerad storlek under 1000 m³. Detta till skillnad från att utvidga den konventionella aktivslamprocessen med minst 9000 m³ för att uppnå en liknande effektivitet i ammoniumomvandlingen. För reningsverk med begränsad tillgänglig yta är därmed en MBBR-process mer lämpad än utvidgad aktivslamprocess.

5.3.2 Optimala driftsätt av MBBR

Resultaten från pilotförsöken visade att det optimala driftsättet för en MBBR-process utgör en avvägning mellan hög nitrifikationskapacitet, stabil drift utan stora variationer i belastning och låga emissioner av N₂O. Som diskuteras i avsnitt 5.1 uppnås generellt en god omvandling av NH₄ vid jämna driftförhållanden, medan resultaten i avsnitt 5.2 och 5.2.2 visade att variationer i belastning kan leda till ökade N₂O-emissioner. Olika driftstrategier har därmed stor betydelse för hur väl dessa mål kan nås.

En kontinuerlig tillförsel av biologiskt behandlat vatten, vilket var driftsättet i reaktor 1 kan ge stabila driftförhållanden med jämn belastning och kontrollerade syrehalter. Detta resulterar i en robust process med effektiv och förutsägbar nitrifikation. Variationerna i NH₄-halt blir relativt små (avsnitt 4.2). Denna driftstrategi resulterar även i lägre och mer stabila N₂O-nivåer (avsnitt 4.3). Denna drift är särskilt lämplig som grundstrategi i en fullskalig MBBR-process, då den är mindre känslig för variationer i inkommande flöde och sammansättning.

Samtidigt visade pilotförsöken även att en periodvis tillförsel av försedimenterat vatten, vilket var driftsättet i reaktor 2, kan innebära en ökad nitrifikationshastighet genom att biofilmen utsätts för högre halter NH₄. Detta framgår av både cykelförsök och satsförsök (avsnitt 4.4 och 4.5). Detta tyder på att biofilmen kan specialiseras till en högre belastning och därmed nå en högre specifik aktivitet. Däremot visade högflödesförsöket i avsnitt 4.6 att trots detta var reaktor 2 mindre effektivt än reaktor 1 och över tid har skillnaden i nitrifikationshastighet blivit allt mindre mellan de två reaktorerna med olika driftsätt. Därmed är fördelarna för att hantera flödestoppar, eller förbiletat försedimenterat avloppsvatten inte helt tydligt. Men detta driftsätt kan vara optimalt under en uppstart av en fullskalig MBBR-process under första tiden, då en högre nitrifikationshastighet uppnås snabbare.

Högre och mer varierande belastningar leder till större variation i tillgång på NH₄ och O₂, vilket kan leda till en mer syrebegränsad nitrifikation. Detta ökar risken för bildning av N₂O, vilket också observerades i pilotförsöket och kan (avsnitt 4.3). Nitrifikationsprocessen under denna strategi verkar även blivit mer känslig för hydrauliska variationer, särskilt vid höga flöden då uppehållstiden minskar.

Styrningen av syrehalten i reaktorerna är en särskilt viktig parameter för att uppnå optimalt driftsätt och säkerställa hög nitrifikationshastighet. Resultaten från pilotförsöken indikerar att syrehalter omkring 7–8 mg O₂/l möjliggjorde för hög nitrifikationshastighet. Samtidigt är det viktigt att ta i hänsyn energiförbrukningen att hög luftning och därmed bör luftningen optimeras utifrån avvägningen mellan processeffektivitet och energibehov. Denna luftning kan varieras

automatiskt utifrån kontinuerlig övervakning med digitala mätningar för att minimera energiförbrukningen. Däremot bör detta göras försiktigt för att låta biofilmen anpassa sig till en miljö för så effektiv nitrifikation som möjligt.

Som diskuterats visade simuleringen att för bäst effektivitet i omvandlingen av NH_4 bör två eller fler reaktorer i serie användas i MBBR-processen. Med två reaktorer kan volymen av processen vara väldigt kompakt samtidigt som en årsmedelkoncentration ner mot 0,1 mg $\text{NH}_4\text{-N/l}$ kan uppnås. Då två reaktorer används i steg kan även nitrifikationsprocessen optimeras då parametrarna kan justeras för vardera reaktorn. Exempelvis genom att första reaktorn driftsätts med högre syrehalt för snabb nitrifikation, medan den andra kan ha en lägre för att minska energiförbrukningen. Med högre belastning i första reaktorn kan den andra reaktorn därefter få en minskad risk för överbelastning och ha en mer jämn belastning, vilket de suspenderade bärarnas biofilm kan anpassas till. Vilket innebär att en väldigt hög nitrifikationsgrad kan uppnås då vardera reaktor optimeras för olika substratkoncentrationer.

5.3.3 Möjligheter att implementera i fullskaliga processer

Resultaten från pilotanläggningen visade att en MBBR-process för efternitrifikation har en god potential att implementeras, särskilt eftersom pilotförsöken genomförts med de faktiska driftförhållandena för Ellinge reningsverk med varierande flöde, belastning och temperatur. Detta innebär att liknande resultat kan förväntas vid en fullskalig MBBR-process, men däremot är det viktigt att ta i hänsyn skillnaden i reaktorernas dynamik i en fullskalig process.

En viktig skillnad mellan pilotanläggningen och eventuell fullskalig process är dynamiken i reaktorerna. För fullskaliga reaktorer är det svårare att säkerställa en homogen omrörning och jämn fördelning av de suspenderade bärarna. Ifall otillräcklig omblandning av de suspenderade bärarna sker kan anaeroba zoner uppstå i reaktorerna, vilket kan minska nitrifikationseffektiviteten. Därmed är det särskilt viktigt vid en fullskalig MBBR-process att säkerställa tillräcklig syretillförsel och god omrörning.

Luftningsstrategin framstår utifrån resultaten som en central faktor att hantera och kontrollera för en effektiv nitrifikation i en fullskalig anläggning. I resultaten från pilotanläggningen visas det att syrehalter på omkring 7–8 mg $\text{O}_2\text{/l}$ krävs för att uppnå en hög nitrifikationshastighet. Detta innebär eventuellt en betydande energiförbrukning för en fullskalig anläggning där eventuella avvägningar mellan nitrifikationshastigheten och energikostnader måste göras. Som föreslås i diskussionen om optimala driftsätt kan dynamisk styrning av luftning baserad på övervakning av belastningen av NH_4 användas för att reglera luftningen, utan att kompromissa med reningskraven.

Att MBBR-processen kan integreras med befintliga reningssteg på reningsverket är en viktig aspekt. Utifrån simuleringar visade resultaten att två reaktorer i serie i en MBBR-process är mycket yteffektiv och kan uppnå de låga utsläpp av $\text{NH}_4\text{-N}$ som ett eventuellt nytt miljötillstånd kan kräva. Med enbart en relativt liten volymökning av reningsprocessen i reningsverket kan en MBBR-process i form av efternitrifikation vara särskilt lämpad för befintliga reningsverk där tillgänglig yta är begränsad och utvidgning av aktivslamprocess antingen hade varit kostsam eller praktiskt svår p.g.a. den stora volymen som hade krävts. Ett annat alternativt för reningsverk där ytan är begränsad hade även en minskning av aktivslamprocessen kunnat övervägas vid implementering av en MBBR-process.

För en fullskalig tillämpning av MBBR-processen måste hänsyn till olika driftstrategier tas. Som grundstrategi för driften bör enbart det biobehandlade avloppsvattnet tillföras då detta innebär en stabil drift och minimerar N₂O-emissioner. Däremot bör ett driftsätt med periodvis tillförsel av försedimenterat avloppsvatten ta i hänsyn till. Detta driftsätt innebär dock ökade N₂O-emissioner och en mer känslig process för belastningsvariationer, vilket diskuterats i avsnitt 5.1.3. Exempelvis under uppstarten av den fullskaliga processen kan detta alternativa driftsätt övervägas för att uppnå en hög nitrifikationshastighet snabbare.

6 Slutsatser

Denna studie har undersökt möjligheten att använda en MBBR-process i form av efternitrfikation för att uppnå låga utgående halter av ammoniumkväve. Därutöver har skillnader i nitrifikationskapacitet analyserats mellan två olika driftsätt, där det ena har utsatts för högre belastning och högre koncentrationer av föroreningar. Detta har även kopplats till emissioner av N_2O . Vidare användes modellering för att utvärdera hur processen kan optimeras för effektiv rening av ammoniumkväve.

Resultaten visade att MBBR-processen under pilotförsöken kan uppnå en medelkoncentration av $\text{NH}_4\text{-N}$ under 0,2 mg/l vid en belastning om max 0,1 g $\text{NH}_4\text{-N}/\text{m}^2/\text{d}$ vid 12°C. Korta perioder med hög belastning är en utmaning för att kunna uppnå ett årsmedelvärde på 0,2 mg $\text{NH}_4\text{-N}/\text{l}$, men fullt möjligt. MBBR-processen blev mer effektiv över tid trots sjunkande temperaturer då biofilmen befann sig i en tillväxtfas och kan förväntas uppfylla kravet på 0,2 mg $\text{NH}_4\text{-N}/\text{l}$ vid högre belastningar under varmare perioder av året.

Reaktor 1 som hade en drift med jämn tillförsel av biobehandlat avloppsvatten, uppvisade en stabil drift och nådde målet under 0,2 mg $\text{NH}_4\text{-N}/\text{l}$ för de allra flesta dygnsproverna. Detta visade en stabil belastning är särskilt viktig för att uppnå låga ammoniumhalter. Reaktor 2 med en periodvis belastning av försedimenterat avloppsvatten, uppnådde däremot inte motsvarande låga koncentrationer. Däremot visade resultaten av detta driftsätt att en högre nitrifikationskapacitet nåddes och snabbare utveckling av biofilmens kapacitet. Detta innebär att ett sådant driftsätt kan vara av intresse vid exempelvis uppstarten av en MBBR-process eller hantering av tillfälligt höga belastningar, men mindre lämplig för att uppnå stabilt låga utgående halter.

Resultaten visade att de kortvariga höga belastningarna för enstaka dagar är den stora utmaningen för att ha en årsmedelskoncentration under 0,2 mg $\text{NH}_4\text{-N}/\text{l}$, då MBBR-processen i övrigt visade en effektiv omvandling. För att kunna uppfylla framtida skärpta krav är det därför avgörande att processen kan hantera belastningstopparna effektivt.

Därutöver visade resultaten att driftsättet med periodvis hög belastning kan öka nitrifikationskapaciteten något och snabbare, men gjorde processen mer känslig för variationer i tillgång på syre och flöde. Den högre biologiska aktiviteten i reaktor 2 medför även ett större syrebehov, vilket påverkar både drift och energiförbrukning.

Pilotförsöket visade att ackumulering av NO_2^- var centralt för bildningen av N_2O i MBBR-processen och att kontroll av syre och belastning är avgörande för att minimera processens klimatpåverkan. Detta sker när NOB hämmas, exempelvis vid pH-sänkning eller begränsning av syre, vilket leder till denitrifikation i AOB till N_2O . Även en väldigt hög nitrifikationshastighet leda till N_2O -bildning vid allt för stor produktion av H^+ -joner som sänker pH.

Luftningen identifierades i pilotförsöken som en central parameter. Detta då den styr nitrifikationshastigheten, viktig för att motverka ackumulering av NO_2^- samt överföringen av N_2O till gasfas. Driftstrategin måste därför balansera reningseffektivitet, energiförbrukning och klimatpåverkan.

Simuleringarna visade att MBBR-processen är mycket yteffektiv jämfört med en utbyggnad av aktivslamprocessen. Med en volym på 600–1000 m^3 med två reaktorer i serie kunde koncent-

rationer under 0,2 mg NH₄-N/l uppnås med god marginal, jämfört med över 9000 m³ för utbyggd aktivslamprocess. Detta gör tekniken särskilt intressant för reningsverk med begränsad tillgänglig yta och med känsliga recipienter.

För en framtida tillämpning är det särskilt viktigt att utveckla driftstrategier som möjliggör en stabil belastning, optimerad luftning och begränsad NO₂-ackumulering. Detta för att kunna uppnå väldigt låga halter NH₄-N samtidigt som låga klimatutsläpp upprätthålls.

Pilotförsöket och modelleringen visade att:

- En koncentration under 0,2 mg NH₄-N/l kan uppnås vid en belastning NH₄ om max 0,1 gNH₄-N/m²/d vid 12°C. MBBR-processen bedöms därmed kunna uppnå årsmedelskoncentration under 0,2 mg NH₄-N/l när biofilmen växt och stabiliserats och nitrifikation även får ske under högre temperaturer.
- Driftsättet enbart belastat med biobehandlat avloppsvatten uppnådde för de allra flesta dygnsproverna en koncentration under 0,2 mg NH₄-N/l, medan driftsättet med periodvis högre belastning sällan uppfyllde detta.
- Periodvis hög belastning kan ge en något högre nitrifikationskapacitet, men framför allt uppnå en hög nitrifikationskapacitet betydligt snabbare. Detta genom att biofilmen snabbare utvecklas under den periodvisa höga belastningen.
- Bildning av N₂O hänger i stor utsträckning ihop med ackumulationen av NO₂⁻ samtidigt som luftningen är central för att N₂O ska övergå till gasform.
- MBBR är en kompakt och effektiv process för efternitrifikation och kräver betydligt mindre volym (85–95% volymbesparing) än motsvarande aktivslamprocess hade krävt.

7 Framtida Studier

Det finns olika områden där fortsatta studier kan vara av intresse för att öka kunskapen om hur en MBBR-process som efternitrfikation både fungerar och kan optimeras. Några av dessa är följande:

- Ytterligare högflödesförsök hade varit optimalt för att kunna säkerställa att reaktorn periodvis belastad med försedimenterat avloppsvatten faktiskt omvandlar NH_4 sämre under höga flöden, trots den uppmätta högre nitrifikationshastigheten för den reaktorn. Att genom ytterligare högflödesförsök säkerställa detta kan ge ett säkrare underlag för hur en fullskalig reaktor faktiskt kommer prestera. Vilket är särskilt viktigt för planering av eventuella driftstrategier.
- Fortsatta studier med tillsatts av alkalinitet bör genomföras för att öka förståelsen för att undersöka om alkalinitet var tillräcklig och om tillsats kan förbättra effektiviteten av NH_4 -omvandlingen. Detta är viktigt för att få en bra förståelse för en framtida drift om hur alkaliniteten kan användas för att motverka allt för stora pH-förändringar.
- Fortsatta satsförsök där exempelvis temperaturen begränsats, pH-variation, alkalinitet med mera kan ge ytterligare förståelse för vilka driftstrategier som kan användas för att få en så effektivt MBBR-process som möjligt.
- Det hade varit av intresse att modellera de två driftstrategierna med periodvis tillförsel av försedimenterat avloppsvatten för att undersöka hur simuleringen stämmer överens med de praktiska försöken i pilotanläggningen. Detta hade även kunnat bidra till att öka förståelsen hur de två olika driftsätten kan hantera situationer med väldigt höga flöden, vilket hade stora osäkerheter i det praktiska högflödesförsöket.
- Fortsatta studier på temperaturens påverkan på nitrifikationen är av intresse. Att undersöka nitrifikationshastigheten under ett helt år med stabil drift och biofilmer som låtits växa till sig hade kunnat ge ett bättre underlag både för att bedöma årsmedelskoncentrationen av $\text{NH}_4\text{-N}$ samt temperaturens påverkan på just nitrifikationshastigheten.
- Att utvärdera en fullskalig demonstrationsanläggning är centralt för att öka förståelsen för hur MBBR-processen kommer fungera i full skala. Detta för att öka förståelsen för hur hydrauliken i en fullskalig reaktor kan optimeras på bäst sätt. Med en demonstrationsanläggning kan även resultaten från simuleringarna såväl som från pilotanläggningen bekräftas.
- I pilotförsöken loggades N_2O -koncentrationen i reaktor 2 samt en massbalans genomfördes för N_2O -koncentration i olika delar av pilotanläggningen. Vid denna massbalans uppmättes en högre N_2O -koncentration i det biobehandlade avloppsvattnet och en förbrukning av N_2O kunde ses i reaktorerna. Det fanns stora osäkerheter i denna massbalans och ytterligare mätningar behövs genomföras för att med säkerhet kunna konstatera om det faktiskt förbrukas N_2O eller ej. Detta för att kunna fastställa eventuella mängden N_2O som antingen produceras eller förbrukas i reaktorerna. Vid en eventuell produktion av N_2O i reaktorerna är detta viktigt för att fastställa hur mycket N_2O som faktiskt produceras i MBBR-processen och inte bara kvarstår från det biobehandlade avloppsvattnet.

8 Referenser

Adams, M., Issaka, E. & Chen, C., 2025. Anammox-based technologies: A review of recent advances, mechanism, and bottleneck. *Journal of Environmental Sciences*, Volym 148, pp. 151-173.

Arabgol, R., Vanrolleghem, P. A. & Delatolla, R., 2022. Influence of MBBR carrier geometrical properties and biofilm thickness restraint on biofilm properties, effluent particle size distribution, settling velocity distribution, and settling behaviour. *Journal of Environmental Sciences*.

Baresel, C., Andersson, S., Yang, J. & Andersen, M., 2016. Comparison of nitrous oxide (N₂O) emissions calculations at a Swedish wastewater treatment plant based on water concentrations versus off-gas concentrations. *Advances in Climate Change Research*, 7(3).

Bergbusch, N. T. o.a., 2023. *Impact of wastewater treatment upgrade and nitrogen removal on bacterial communities and their interactions in eutrophic prairie streams*, u.o.: FEMS Microbiology Ecology.

Cuihong, S. o.a., 2024. Oversimplification and misestimation of nitrous oxide emissions from wastewater treatment plants. *nature sustainability*.

Europeiska Unionen, 2000. *Directive 2000/60/EC of the European Parliament and of the Council of 23 October 2000 establishing a framework for Community action in the field of water policy*, u.o.: u.n.

Europeiska Unionen, 2024. *Directive (EU) 2024/3019 of the European Parliament and of the Council of 27 November 2024 concerning urban wastewater treatment (recast) (Text with EEA relevance)*, u.o.: u.n.

Evas, M. & Sober, G., 2025. *California Water Environment Association*. [Online] Available at: <https://www.cwea.org/news/how-alkalinity-affects-nitrification/> [Använd 27 3 2025].

Garnaey, K. V., Jeppsson, U., Vanrolleghem, P. A. & Copp, J. B., 2014. Benchmarking of Control Strategies for Wastewater Treatment Plants. *Scientific and Technical Report*, Volym 23.

Goswami, R., Priyajit Chatterjee, B. B. & Sadhukhan, S., 2025. Nitrification and denitrification in wastewater treatment: Current status and challenges. i: *Microbial Applications of Nitrifiers and Denitrifiers in Industrial Wastewater Treatment*. u.o.:Elsevier Inc, pp. 143-166.

Hem, L. J., Rusten, B. & Odegaard, H., 1994. Nitrification in a moving bed biofilm reactor. *Water Research*, 28(6), pp. 1425-1433.

Hink, L., Gubry-Ranging, C., Nicol, G. W. & Prosser, I. J., 2018. The consequences of niche and physiological differentiation of archaeal and bacterial ammonia oxidisers for nitrous oxide emissions. *The ISME Journal*, 12(4), pp. 1084-1093.

Jaroszynski, L., Cicek, N., Sparling, R. & Oleszkiewicz, J., 2011. Importance of the operating pH in maintaining the stability of anoxic ammonium oxidation (anammox) activity in moving bed biofilm reactors. *Bioresource Technology*, 102(14), pp. 7051-7056.

Jiménes, E. o.a., 2011. Effect of pH and nitrite concentration on nitrite oxidation rate. *Bioresource Technology*, 102(19), pp. 8741-8747.

Jiménes, E., Giménez, J. S. A., Ferrer, J. & Serralta, J., 2012. Effect of pH, substrate and free nitrous acid concentrations on ammonium oxidation rate. *Bioresource Technology*, Volym 124, p. 478.484.

Kardos, M. K., Patziger, M., Jolánkai, Z. & Clement1, a. A., 2025. *The new urban wastewater treatment directive from the perspective of the receiving rivers' quality*, u.o.: Environmental Sciences Europe.

Kasiński, S., 2, P. K. & Czerwionka, K., 2025. *Advanced Technologies for Nitrogen Removal and Recovery from Municipal and Industrial Wastewater*, u.o.: u.n.

Kessel, v. o.a., 2015. Complete nitrification by a single microorganism. *Nature*, Volym 528, pp. 555-559.

Mcquarrie, J. & Boltz, J., 2011. Moving Bed Biofilm Reactor Technology: Process Applications, Design, and Performance. *Water Environment Research*.

Morgenroth, E., 2020. *Modelling biofilms*, u.o.: IWA Publishing.

Pistocchi, A. o.a., 2023. *An Assessment of Options to Improve the Removal of Excess Nutrients from European Wastewater*, u.o.: u.n.

Rittmann, B. E. & McCarty, P. L., 2005. *Environmental Biotechnology: Principles and Applications*, u.o.: McGraw Hill LLC.

Rusten, B., Eikebrokk, B., Ulgenes, Y. & Lygren, E., 2006. Design and operation of the Kaldnes moving bed biofilm reactors. *Aquacultural Engineering*, 34(3), pp. 322-331.

Rusten, B. & Ødegaard, H., 2023. Nitrogen removal in moving-bed biofilm reactor plants at low temperatures: experiences from Norway. *Water Sci Technol*.

Seshan, S. o.a., 2024. Limitations of a biokinetic model to predict the seasonal variations of nitrous oxide emissions from a fullscale wastewater treatment plant. *Science of the Total Environment*, Volym 917.

Seshan, S. o.a., 2025. Forecasting nitrous oxide emissions from a full-scale wastewater treatment plant using LSTM-based deep learning models. *Water Research*, Volym 268.

Sweden Water Research, 2026. *Sweden Water Research*. [Online] Available at: <https://swedenwaterresearch.se/projekt/minska-utslappen-av-lustgas-fran-vattenrening/lustgasbildning/> [Använd 21 Januari 2026].

- von Schulthess, R., Wild, D. & Gujer, W., 1994. Nitric and nitrous oxides from denitrifying activated sludge at low oxygen concentration. *Water Science Tech*, 30(6), pp. 123-132.
- Wang, L. o.a., 2023. Nitrogen Removal for Low Concentration Ammonium Wastewater by Adsorption, Shortcut Simultaneous Nitrification and Denitrification Process in MBBR. *Water*, Volym 2023.
- Yuan, H., Li, Y. & Wang, K., 2021. Effect of influent ammonia nitrogen concentration on microbial community in MBBR reactor. *Water Science & Technology*.
- Yun, S. C. o.a., 2026. A review of ammonia toxicity on aquatic organisms: Species-specific responses, microbial shifts, and environmental interactions. *Comparative Biochemistry and Physiology Part C: Toxicology & Pharmacology*, Volym 300.
- Zafarzadeh, A. o.a., 2011. Effect of dissolved oxygen and chemical oxygen demand to nitrogen ratios on the partial nitrification/denitrification process in moving bed biofilm reactors. *Iranian Journal of Biotechnology*, 9(3).
- Zhang, R.-x.o.a., 2024. Influence of Influent Load on Nitrification/Denitrification with MBBR for Oil Shale Retorting Wastewater Treatment: Performance and Microbial Community Structure. *Water, Air, & Soil Pollution*, 236(4).
- Ødegaard, H., 2006. *Innovations in wastewater treatment: the moving*, u.o.: IWA Publishing.

Appendix A

Detaljerade mätvärden för cykelförsök

Tabell A.1 Uppmätta koncentrationer av NH₄-N, NO₃-N, NO₂-N och COD under cykelförsök 1 (12 december 2025) i reaktor 2 vid olika tidpunkter av försöket.

Prov	NH ₄ -N (mg/l)	NO ₃ -N (mg/l)	NO ₂ -N (mg/l)	COD (mg/l)	COD/N
07:42	0,37	4,07	0,19	42	9,08
08:09	0,32	3,94	0,16	42,4	9,58
09:00	2,1	7,02	1,12	43,1	4,21
10:00	3,34	10,3	1,85	47,2	3,05
11:00	4,45	11,7	2,15	46,4	2,54
12:00	5,38	15,4	2,35	49,2	2,13
13:00	6,09	16,4	2,76	48,8	1,93
14:00	6,4	17,9	2,78	53	1,95
15:00	0,48	11,4	0,85	44,8	3,52
15:50	0,27	6,46	0,12	40,8	5,95

Tabell A.2 Uppmätta koncentrationer av NH₄-N, NO₃-N, NO₂-N och COD under cykelförsök 2 (29 januari 2026) i reaktor 2 vid olika tidpunkter av försöket.

Prov	NH ₄ -N (mg/l)	NO ₃ -N (mg/l)	NO ₂ -N (mg/l)	COD (mg/l)	COD/N
09:30	0,10	1,65	0,00	42,20	24,1
09:59	0,08	1,56	0,00	37,00	22,5
10:30	1,96	3,28	0,27	42,20	7,66
11:00	2,51	5,54	0,61	40,70	4,70
11:30	2,71	7,73	0,70	42,80	3,84
12:00	3,39	9,13	0,87	43,30	3,23
12:30	3,74	10,60	0,95	41,20	2,69
13:00	3,96	11,70	0,98	42,60	2,56
13:30	1,08	12,20	0,87	44,00	3,10
14:05	0,13	10,50	0,12	37,10	3,45

Tabell A.3 Uppmätta koncentrationer av NH₄-N, NO₃-N, NO₂-N och COD under cykelförsök 3 (4 mars 2026) i reaktor 2 vid olika tidpunkter av försöket.

Prov	NH₄-N (mg/l)	NO₃-N (mg/l)	NO₂-N (mg/l)	COD (mg/l)	COD/N
8:27	0,18	4,49	0,05	34,8	7,38
8:56	0,17	4,32	0,05	36,2	7,97
9:56	1,27	7,20	0,30	39,8	4,54
10:56	1,29	11,5	0,39	39,60	3,00
11:56	1,36	15,6	0,43	39,00	2,24
12:56	1,30	18,6	0,43	39,60	1,95
13:56	1,32	20,6	0,46	41,40	1,85
14:56	1,24	23,6	0,49	48,40	1,91
15:56	0,27	17,5	0,09	38,60	2,15
16:20	0,27	16,1	0,08	41,20	2,51

Appendix B

Konstant indata för BSM2

Tabell B.1 Flödet in i BSM2 reningsverksmodellens sammanställning för simulering av stationärt tillstånd.

	Variabel	Concentration	Unit
Soluble inert organic matter	S_I,inf	27.21	g COD·m ⁻³
Readily biodegradable substrate	S_S,inf	58.15	g COD·m ⁻³
Particulate inert organic matter	X_I,inf	92.46	g COD·m ⁻³
Slowly biodegradable substrate	X_S,inf	363.77	g COD·m ⁻³
Heterotrophic biomass	X_B,H,inf	50.66	g COD·m ⁻³
Autotrophic biomass	X_B,A,inf	0.00	g COD·m ⁻³
Particulate products from biomass decay	X_P,inf	0.00	g COD·m ⁻³
Dissolved oxygen	S_O,inf	0.00	g O ₂ ·m ⁻³
Nitrate and nitrite nitrogen	S_NO,inf	0.00	g N·m ⁻³
Ammonium nitrogen	S_NH,inf	23.85	g N·m ⁻³
Soluble biodegradable organic nitrogen	S_ND,inf	5.64	g N·m ⁻³
Particulate biodegradable organic nitrogen	X_ND,inf	16.12	g N·m ⁻³
Alkalinity	S_ALK,inf	7.00	mol HCO ₃ ⁻ ·m ⁻³
Total suspended solids	TSS_inf	380.17	g·m ⁻³
Influent flow rate	Q_inf	20,668.44	m ³ ·d ⁻¹
Influent temperature	T_inf	14.86	°C

Appendix C

Parametrar för olika processer i BSM2 modellen i SUMO24

Tabell C.1 Parametrar för primära sedimentationen i den simulerade BSM2 modellen.

	Parameter	Value	Unit
Primary Clarifier	Surface	300	m ²
	Tank Depth	3	m
	Sludge flow (underflow)	147,6	m ³ /d

Tabell C.2 Parametrar för de fem reaktorerna i aktivslamprocessen i BSM2 modellen.

	Parameter	Value	Unit
Tank 1 (not aerated)	Volume	1500	m ³
	Tank Depth	4	m
	DO Setpoint	0	g O ² /m ³
Tank 2 (not aerated)	Volume	1500	m ³
	Tank Depth	4	m
	DO Setpoint	0	g O ² /m ³
Tank 3 (aerated)	Volume	3000	m ³
	Tank Depth	4	m
	DO Setpoint	2	g O ² /m ³
Tank 4 (aerated)	Volume	3000	m ³
	Tank Depth	4	m
	DO Setpoint	2	g O ² /m ³
Tank 5 (aerated)	Volume	3000	m ³
	Tank Depth	4	m
	DO Setpoint	1	g O ² /m ³
	Internal recycle flow	61 944	m ³ /d

Tabell C.3 Parametrar för sekundära sedimentationen i BSM2 modellen.

	Parameter	Value	Unit
Secondary Clarifier	Surface per train	1500	m ²
	Tank Depth	4	m
	Depth of feed layer from top	1.8	m
	Sludge flow (recycle flow)	20 648	m ³ /d
	Boundary Settling Velocity	250	m/d
	Maximum Vesilind settling velocity (v₀)	474	m/d
	Coefficient for hindered settling (rhin)	0,576	L/g
	Coefficient for flocculent settling	2,86	L/g
	Fraction of non-settleable solids	0,228	%
	Concentration at top of sludge blanket	3000	g/m ³

Tabell C.4 Parametrar för förtjockaren, rötammaren och avvattaren i BSM2 modellen.

	Parameter	Value	Unit
Thickener	Solids percent removal	98	%
	Sludge flow	30,9	m ³ /d
Digester	Liquid volume	3400	m ³
	Headspace volume	300	m ³
Dewatering	Solids percent removal	98	%
	Sludge flow	9,6	m ³ /d

Tabell C.5 BSM2 flöde in i förtjockaren beroende på tid på året. För temperaturen under 15°C är flödet 300 m³/d och för temperaturer över 15°C är flödet 450 m³/d.

Time (d)	Waste flow (m³/d)
0<t<182	300
182<t<364	450
364<t<546	300
546<t<609	450