Den varma och rena staden 2

Delrapport för Energipositiv rening

My Carlsson, Veolia Water Technologies AB
Lars-Erik Olsson, Veolia Water Technologies AB
Katerina Holaskova, Veolia Water Technologies AB

November 2016

INNEHÅLL

1 INLEDNING 4
1.1 Bakgrund 4
1.2 Syfte och mål 4
1.3 Metoder 4
2 TEORI 5
2.1 MBBR 5
2.2 Anaerob avloppsvattenrening 5
2.2.1 Temperatur och koncentration av organiskt material 5
2.2.2 Sulfatreduktion 6
2.2.3 Löst gas i utgående vatten 6
2.2.4 Utvärdering av metanutbyte med hänsyn till sulfid och löst gas 6
2.3 Kväverening med partiell nitrifikation-anammox (PNA) 7
3 FÖRSÖKSUPPSTÄLLNING 10
3.1 Pilotförsök AnMBBR, PNA 10
3.1.1 Pilotuppställning 10
3.1.1.1 Förbehandling 10
3.1.1.2 AnMBBR 10
3.1.1.3 Avgasning/bufferttank 12
3.1.1.4 Kvävereningsprocess (PNA) 12
3.1.2 Processdrift 13
3.1.2.1 Uppstart och daglig drift av AnMBBR 13
3.1.2.2 Daglig drift PNA 14
3.1.2.2.1 Försök med förlängning av huvudströmsfasen 14
3.1.2.3 Specifika studier 14
3.1.2.3.1 Studie av dygnsvariationer 14
3.1.2.3.2 BMP 14
3.1.2.3.3 Kvantifiering av löst gas i utgående vatten från AnMBBR 14
3.1.2.3.4 Försök med efterfällning 15
3.1.2.4 Analyser 15
4 RESULTAT FÖRSÖK 17
4.1 Resultat från pilotlinjen 17
4.1.1 Driftresultat AnMBBR 17
4.1.1.1 Studie av dygnsvariationer 18
4.1.2 Driftresultat PNA 20
4.1.3 Fosforfällning 22
4.2 Mass- och energibalans 22
4.3 Förutsättningar 23
4.3.1 Inkommande avloppsvatten 23
4.3.2 Temperatur 23
4.4 Kemikaliebehov 23
4.5 Värdering av driftskostnader 23
5 NYCKELTAL FÖR JÄMFÖRELSE 25
6 INTEGRERING AV TEKNIKEN PÅ BEFINTLIGA RENINGSVERK 26
7 LÖSNINGAR FÖR FRAMTIDEN 27
8 DISKUSSION OCH SLUTSATSER 28
9 REFERENSER 29

1 INLEDNING

1.1 BAKGRUND

Rening av avloppsvatten är en viktig miljöåtgärd och en del av det moderna samhällets grundläggande infrastruktur. Kraven på reningsverken har succesivt ökat och omfattar idag organiskt material (syretärande ämnen) samt kväve och fosfor (övergödande ämnen). Lagkraven på reningsverken kommer fortsätta att öka och närmast till hands är att även ta hand om tungmetaller och läkemedelsrester samt att hushålla med resurser genom att använda mindre energi och att återvinna energin och näringsämnena i avloppsvattnet.

I ”Den varma och rena staden” steg 1 togs två koncept fram som angriper avloppsvattenreningen på nya sätt. Koncepten är ”Energipositiv rening” och ”Kompakt rening”. Denna delrapport behandlar steg 2 av ”Energipositiv rening” där målet är att få fram säljbara produkter ur avloppsvattnet samtidigt som det renas från föroreningar. Produkterna som det fokuseras på är biogas, koncentrerade näringsämnen samt algbiomassa som råvara för vidareförädling. Vidare ska, som namnet antyder, den teknik som används ge mer energi än som förbrukas.

1.2 SYFTE OCH MÅL

Syftet med steg 2 är att konstruera, installera och testköra en försöksanläggning i pilotskala för att visa att den teknik som valts fungerar på ett tillfredsställande sätt på ett existerande reningsverk. Baserat på de resultat som erhålls ska en fullstor anläggning kunna dimensioneras och i framtiden byggas. Försökskörningarna ska visa att processlösningen är så energisnål att en positiv energibalans uppnås samtidigt som utsläppskraven uppfylls.

Produkter ska tas fram som de deltagande företagen kan sälja och som de offentliga aktörerna kan använda för att få en renare miljö till en lägre kostnad, inklusive bättre resursutnyttjande och ett bättre kretslopp för näringsämnena.

1.3 METODER

En försöksanläggning i pilotskala har byggts upp i en container på Källby reningsverk i Lund. I pilotanläggningen har provtagningen skett flera dagar i veckan och ett stort antal parametrar har studerats. Tidvis har intensivprovtagning utförts för att följa förändringar under dygnet.

Under första försöksperioden utvärderades den anaeroba behandlingen och algodling för reduktion av kväve och fosfor. Försök i laboratorieskala utfördes då för att utvärdera rötning av slam och alger. Detta utfördes som ett examensarbete och redovisas i en separat rapport (Lidén 2015). Under senare delen av försöksperioden utvärderades anaerob behandling i kombination med kväverening genom partiell nitrifikation-anammox (PNA).

2 TEORI

2.1 MBBR

Flera av delprocesserna i den energipositiva linjen är baserade på AnoxKaldnes™ MBBR-teknik. MBBR står för Moving Bed Biofilm Reactor, och är en teknik där mikroorganismer växer skyddade på s.k. biobärare, tillverkade i plast. Bärarna suspenderas och blandas runt i vattenfasen i en tank eller reaktor, antingen genom luftning (aeroba processer) eller med hjälp av mekanisk omrörning (anoxiska och anaeroba processer). Behandlat vatten flyter från reaktorn genom ett galler eller en sil, som behåller bärarna med den aktiva biofilmen i reaktorn. Processen är mer kompakt än en aktivslamprocess och slam behöver inte recirkuleras. Som flerstegsprocess utvecklar MBBR en unik mikroflora i varje steg, vilket gör det möjligt att utforma väldigt specialiserade processer. Biobärare kan vara utformade på olika sätt för att passa olika processer och avloppsvatten, och ständig forskning pågår inom området. Exempelvis har olika bärare olika mycket aktiv yta för biofilmstillväxt. Fyllnadsgraden av bärare i reaktorn styr också hur stor yta mikroorganismerna kan växa på och därmed mängden biofilm i reaktorn. Upp till 60% fyllnadsgrad är möjligt. En nyutvecklad bärartyp som går under serienamnet Z, har inga genomgående hål utan istället fördjupningar i ett rutnät över ytan med olika bestämda djup. Detta möjliggör kontrollerad tjocklek på biofilmen, vilket är fördelaktigt i processer där väldigt tunn biofilm önskas. De bärare som har använts i försöken specificeras i Tabell 1.

Tabell 1. Bärare som använts i försöken och deras aktiva yta/biofilmstjocklek.

Bärare	Aktiv yta
AnoxKaldnes™ K5	*800m^2/m^3*
AnoxKaldnes™ K5 heavy	*800m^2/m^3*
AnoxKaldnes™ K3	*500m^2/m^3*
AnoxKaldnes™ Z-50	*50µm biofilmstjocklek*

2.2 ANAEROB AVLOPPSVATTENRENING

2.2.1 Temperatur och koncentration av organiskt material

Vid anaerob behandling av avloppsvatten avlägsnas organiskt material genom en serie biokemiska reaktioner som utförs av mikroorganismer i frånvaro av syre. Den anaeroba metabolismen ger mycket lite energi till mikroorganismerna och den största delen av det organiska materialet återfinns i stället i slutprodukten metan, som kan fångas upp och användas som förnybar energikälla, antingen som fordonsbränsle eller för produktion av el och värme. Processen har stora potentiella energimässiga fördelar tack vare att luftning undviks och att en stor del av den kemiskt bundna energin i avloppsvattnet kan nyttiggöras. En konsekvens av det låga energiutbytet är att de anaeroba mikroorganismerna växer mycket

långsamt och att slamproduktionen blir låg jämfört med en aerob process. För att få en tillräckligt effektiv nedbrytning körs processer oftast vid mesofil temperatur, ca 35°C och då krävs relativt höga koncentrationer av organiskt material för att energivinsten från metan och undviken luftning ska vara större än uppvärmningsbehovet. På senare tid har dock anaeroba processer börjat köras vid lägre temperaturer, ca 15-20°C, med goda resultat, vilket gör att processen kan vara aktuell även för avloppsvatten med lägre koncentration såsom kommunalt avloppsvatten. Den låga tillväxten av mikroorganismer gör att biofilmsprocesser eller granulprocesser är lämpliga eftersom höga halter biomassa kan erhållas utan recirkulation av slam.

2.2.2 Sulfatreduktion

När vatten som innehåller sulfat behandlas anaerobt uppstår konkurrens om det organiska materialet och vätgas mellan sulfatreducerande bakterier (SRB) och metanproducerande archaea (MA). Rektionen som utförs av SRB (ekv 1) ger mer energi, så organiskt material konsumeras i första hand denna väg när sulfat är närvarande, vilket minskar metanutbytet i processen per inmatad mängd organsikt material och därmed den potentiella energiutvinningen. Vidare producerar SRB sulfid, som kan hämma MA och som är korrosivt varför det måste avlägsnas från gasen innan användande i motorer.

$$C_6H_{12}O_6 + 3\ SO4_2^{-} + 3\ H^+ \rightarrow 6\ CO2 + 3\ HS^- + 6\ H_2O \qquad \text{(ekv 1)}$$

2.2.3 Löst gas i utgående vatten

Gasers löslighet i vätska är beroende av temperatur, partialtryck av gasen över vätskan, vätskans beskaffenhet och gasens beskaffenhet (Henry´s lag). När kommunalt vatten behandlas anaerobt vid låg temperatur löser sig en betydande del av producerad metan i vätskefasen och kan därmed gå förlorad (och bidra till utsläpp av den kraftiga växthusgasen metan) med utgående vatten om den inte fångas upp i ett efterbehandlingssteg. Sulfid löser sig ännu mer än metan och koldioxid löser sig ännu mer.

2.2.4 Utvärdering av metanutbyte med hänsyn till sulfid och löst gas

Gasflödet från en reaktor för anaerob behandling av kommunalt avloppsvatten vid låg temperatur utgör endast en liten andel av den totala gasproduktionen och gas som är löst i vätska är svår att kvantifiera. Utvärdering av metanutbytet från en anaerob reningsprocess försvåras ytterligare av sulfatreduktion och närvaro av sulfid, som bidrar till COD i analysen. Giménez et al (2012) föreslår en metod för utvärdering där hänsyn tas till organiskt material som bryts ned av sulfatreducerande bakterier (SRB) liksom sulfid som oxideras i COD-analysen, COD som tas bort med hjälp av metanproducerande archaea (MA), liksom CH_4 som är löst i utgående vatten. COD-reduktionen (COD_{REM}) kan beräknas enligt:

$$COD_{REM} = COD_{IN} \cdot Q_{IN} - COD_{EF} \cdot Q_{EF} \qquad \text{(ekv 2)}$$

Inte bara organiskt material, utan även sulfid bidrar till COD (2 kg O_2 går åt för att oxidera 1 kg S^{2-}) och vid höga sulfidhalter i utgående vatten behöver utgående COD-halt korrigeras (korrigerad COD definieras som "residual COD" COD_{RES-EF}), vilket görs enligt:

$$COD_{RES-EF} = COD_{EF} - COD_{S^{2-}} \qquad \text{(ekv 3)}$$

COD-reduktionen blir då istället:

$$COD_{TREM} = COD_{IN} \cdot Q_{IN} - COD_{RES-EF} \cdot Q_{EF} \qquad \text{(ekv 4)}$$

COD som reduceras används dels av sulfatreducerande bakterier (SRB), dels av metanproducerande archaea (MA):

$$COD_{REM\ MA} = COD_{REM} - COD_{REM\ SRB} \qquad \text{(ekv 5)}$$

COD som konsumeras av SRB beräknas baserat på sulfatreduktionen (SRB konsumerar 2 kg COD för att reducera 1 kg SO_4-S) enligt:

$$COD_{REM\ SRB} = 2 \cdot \lfloor (SO_4S)_{IN} - (SO_4S)_{EF} \rfloor \cdot Q_{IN} \qquad \text{(ekv 6)}$$

Resterande COD-reduktion ($COD_{REM\ MA}$) är den som bidrar till metanproduktionen, där utbytet ($Y_{Obs}^{CH_4}$) beräknas som summan av mängden metan i gasen från AnMBBR ($V_{BG1}^{CH_4}$) och metan som är löst i utgående vätska ($V_{BG2}^{CH_4}$) , dividerat med mängden COD som reduceras av MA:

$$Y_{BM}^{CH_4} = \frac{V_{BG1}^{CH_4} + V_{BG2}^{CH_4}}{COD_{REM\ MA}} \qquad \text{(ekv 7)}$$

Enligt stökiometriska beräkningar bildas 350 NL CH_4 per kg COD som reduceras av MA.

Denna metod följdes till viss del i massbalansberäkningar i föreliggande projekt, med viss modifikation, vilket redovisas i avsnittet om analysmetoder.

2.3 KVÄVERENING MED PARTIELL NITRIFIKATION-ANAMMOX (PNA)

Konventionell biologisk kväverening utförs i två separata processteg genom nitrifikation och denitrifikation. I nitrifikationssteget tillförs syre och reaktionen sker i två delsteg; nitritbildning, eller nitritation (ekv 8), som utförs av ammoniumoxiderande bakterier (AOB) och nitratbildning (ekv 9), som utförs av nitritoxiderande bakterier (NOB). Denitrifikation (ekv 10) är en anoxisk process där heterotrofa bakterier oxiderar organiskt material med nitrat som elektronmottagare.

Nitritation: $NH_4^+ + 1{,}5O_2 \rightarrow NO_2^- + 2H^+ + H_2O$ (ekv 8)

Nitratbildning: $NO_2^- + 0{,}5\ O_2 \rightarrow NO_3^-$ (ekv 9)

Denitrifikation: $14NO_3^- + C_{18}H_{19}O_9N + 14H^+ \rightarrow 7\ N_2 + 17CO_2 + HCO_3^- + NH_4^+ + 14H_2O$ (ekv 10)

Ett alternativt sätt att biologiskt avlägsna kväve från avloppsvatten är genom partiell nitritation följt av så kallad anaerob ammoniumoxidation, eller anammox. Processen styrs så att ca hälften av inkommande ammonium oxideras av AOB enligt ekv 8, varefter autotrofa anammoxbakterier oxiderar ammonium med nitrit som elektronmottagare enligt ekv 11.

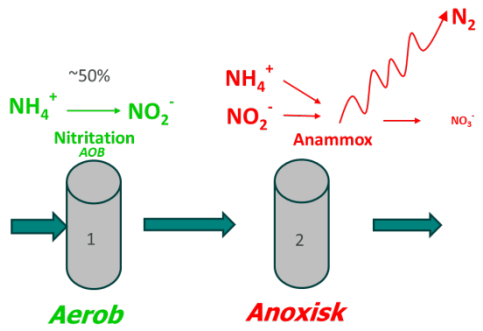
Anammox: $NO_2^- + NH_4^+ \rightarrow N_2 + 2\ H_2O$ (ekv 11)

På grund av cellsyntes åtgår i realiteten 1,32 mol NO_2^- per mol NH_4^+ som oxideras och det bildas även 0,26 mol NO_3^- i anammoxprocessen.

Kväverening med PNA har energimässiga fördelar jämfört med nitrifikation/denitrifikation dels på grund av att luftningsbehovet är ca 60% lägre, dels på grund av att inget organiskt material går åt i processen, vilket möjliggör högre nyttjandegrad av organiskt material för metanproduktion. Utmaningar med PNA är att bakterierna växer långsamt och att det kan vara svårt att hindra NOB-aktivitet, men samtidigt hålla hög aktivitet av AOB och anammoxbakterier. Vidare går det inte att uppnå fullständig kväverening pga att det bildas nitrat i processen.

PNA är numera en etablerad teknik för behandling av rejektvatten från kommunala rötkammare, som har höga halter ammonium och temperaturer över 25°C. Dessa förhållanden är mindre gynnsamma för NOB än AOB och därför kan NOB-aktiviteten relativt enkelt hållas nere med hjälp av låga syrehalter. I en MBBR-process kan PNA genomföras i ett steg (AnitaMox). Konceptet bygger på att med rätt syrehalt i vätskan uppnå AOB-aktivitet i biofilmens yttersta lager i vilket syret sedan konsumeras, så att lagret innanför blir anoxiskt och gynnsamt för anammoxaktivitet. En påskyndad uppstart av processen möjliggörs med inympning av bärare som redan har en etablerad PNA-mikroflora.

I det kommunala reningsverkets huvudström med relativt kallt och kvävefattigt vatten är förhållandena mer gynnsamma för NOB, vilket gör det svårare att hålla nere tillväxten av dessa. En möjlig strategi är att periodvis växla mellan huvudströmsvatten och rejektvatten i processen. De höga halterna ammoniak (FA) och HNO_2 (FNA) i kombination med den högre temperaturen förväntas då hämma NOB-tillväxten och potentiellt även stimulera AOB-aktiviteten. Ett koncept i två steg illustreras i Figur 1: *Steg 1* är ett luftat nitritationssteg och *Steg 2* är det anoxiska anammoxsteget. Syftet med en uppdelning i flera steg är att möjliggöra effektiv hämning av NOB i första steget, utan för mycket störning av anammoxbakterierna i sista steget. Vid implementering i fullskala kan nitritationssteget delas upp i flera parallella linjer, där en linje i taget matas med rejekt samtidigt som övriga matas med huvudströmsvatten. Utgående vatten från nitritationslinjerna blandas vilket ger en jämn belastning till ett nedströms anammoxsteg. Ett alternativ är att nitritationsbärarna flyttas mellan en rejektlinje och en huvudströmslinje. Hämningen i nitritationssteget blir mer effektiv i en mycket tunn biofilm, som göra att en stor andel av biomassan utsätts för höga halter FA och FNA under rejektfasen vilket ska hindra att NOB kan etablera sig i biofilmens djupare lager. Konceptet beskrivs i detalj av Piculell m fl. (2015).

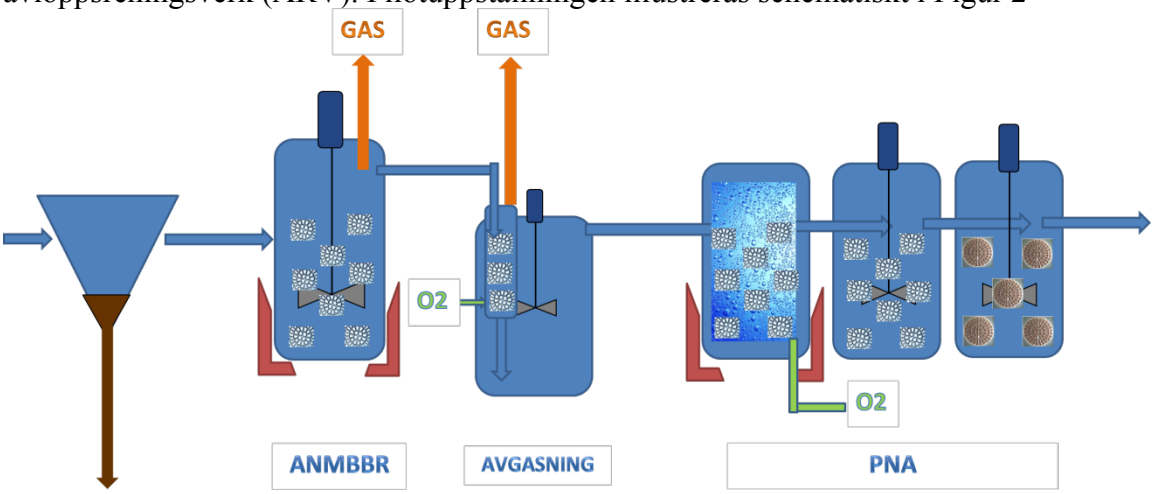


Figur 1. PNA i tvåstegsprocess.

3 FÖRSÖKSUPPSTÄLLNING

3.1 PILOTFÖRSÖK ANMBBR, PNA

Pilotförsöket genomfördes i en pilotuppställning som var placerad i en container på Källby avloppsreningsverk (ARV). Pilotuppställningen illustreras schematiskt i Figur 2



Figur 2. Schema över pilotuppställningen: Försedimentering, AnMBBR, avgasning/buffert och kväverening med PNA.

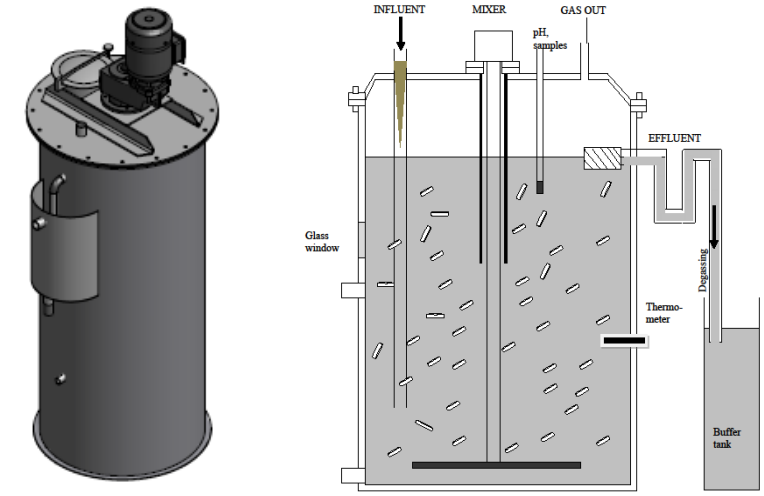
3.1.1 Pilotuppställning

3.1.1.1 Förbehandling

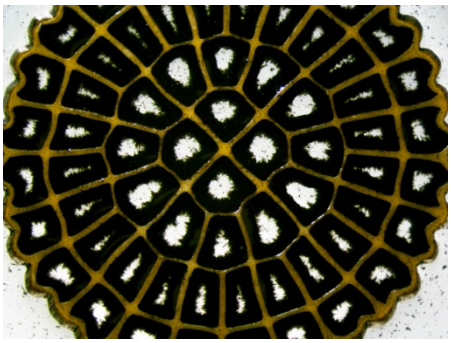
Under försökets första fas utgjordes förbehandlingen av en försedimentering och ett hydrolyssteg. Syftet med hydrolyssteget var delvis att undersöka om långtgående hydrolys av primärpartiklarna kunde uppnås, vilket skulle medföra att en större andel av inkommande organiskt material skulle kunna brytas ned i AnMBBR-steget. Vidare var syftet att avlägsna luften som var löst i det inkommande avloppsvattnet och därmed uppnå högre CH_4-halt i den producerade biogasen. En utvärdering av hydrolysstegets prestanda visade på obetydliga fördelar med denna processlösning och hydrolyssteget kopplades bort efter 150 dagars drift.

3.1.1.2 AnMBBR

AnMBBR utgjordes av en hermetiskt försluten totalomblandad reaktor med en totalvolym på 478 liter, varav 430 liter aktiv volym med 50% fyllnadsgrad av bärare K5 heavy (50% ympade från anaerob pilotreaktor som kördes på Kävlinge ARV 2012-2014, se Figur 4). Reaktorn var utrustad med toppmonterad omrörare, värmebälten, pH-meter och termometer. Försedimenterat avloppsvatten pumpades kontinuerligt med en slangpump genom en flödesmätare in i reaktorn via ett inmatningsrör som leddes ner under vattenytan för att säkerställa anaeroba förhållanden. För provtagning fanns ytterligare ett nedsänkt rör, där också pH-metern var placerad. Producerad gas leddes ut genom en flödesmätare (Ritter). Utgående vatten leddes ut genom ett vattenlås och (under senare delen av försöket) genom en avgasningsenhet till en 100 liters bufferttank. Uppställningen illustreras i Figur 3.

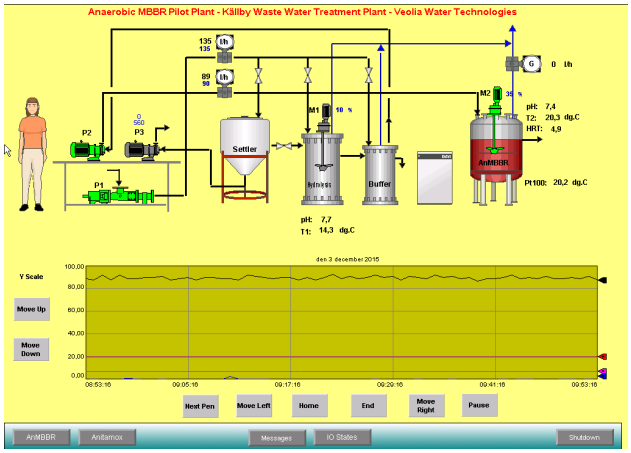


Figur 3. 3D-ritning och schematisk illustration av AnMBBR-reaktorn som användes i pilotförsöket.



Figur 4. Bärare med biofilm från anaerob pilotreaktor som kördes på Kävlinge ARV.

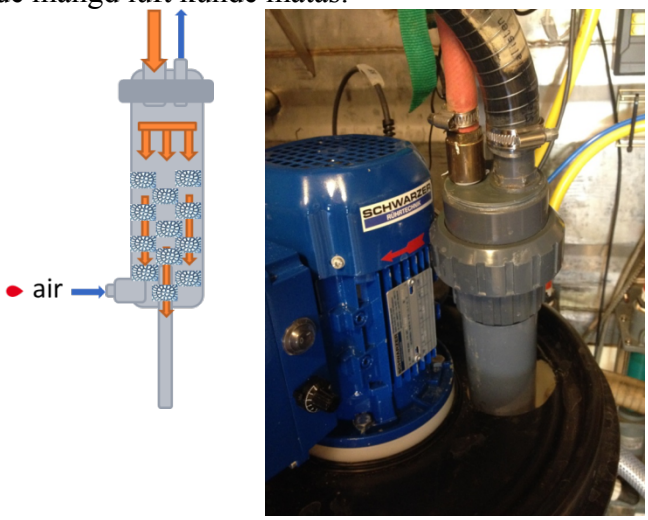
Processen övervakades och styrdes via PLC med avseende på flöden och temperatur. Inflödet och temperaturen i AnMBBR-reaktorn justerades kontinuerligt till inställd börvärde. Av- och påsättnings-alarm kopplades till kritiska steg i processen för att säkerställa anaeroba förhållanden (Figur 5).



Figur 5. Skärmbild på pilotuppställningen (med försedimentering och bufferttank innan AnMBBR) från kontrollsystemet.

3.1.1.3 Avgasning/bufferttank

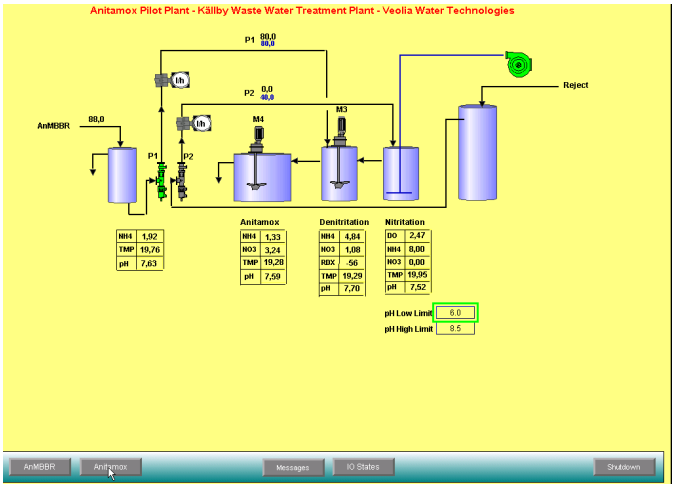
En avgasningsenhet installerades 2015-09-01, vilket är försöksdag 303, för att avlägsna och fånga upp lösta gaser från utgående vatten från AnMBBR-reaktorn. Avgasningsenheten (Figur 6) utgjordes av ett 25 cm långt PVS-rör, fyllt till hälften med bärare (K3) och försett med lock i båda ändar. Det övre locket var försett med två rör; ett som var kopplat till utgående vatten från AnMBBR och det andra kopplat till en gasledning med flödesmätning. I botten fanns ett utflödesrör för vätska och ett inflödesrör som var kopplat till en luftpump Airset 270. Inkommande mängd luft kunde mätas.



Figur 6. Avgasningsenhet.

3.1.1.4 Kvävereningsprocess (PNA)

Kvävereningslinjen med partiell nitritation-anammox (PNA) utgjordes av tre seriekopplade reaktorer; nitritation (R-N), denitritation (R-D) och anammox (R-A). Inflödet till R-N alternerades mellan rejektvatten från avvattning av Källby ARVs rötslam och huvudströmsvatten, alltså utgående vatten från AnMBBR. Huvudströmsvatten samlades upp i den omrörda bufferttanken och pumpades med eccenterskruvpump P1 till R-N, med en aktiv volym av 120 liter. Rejektvatten från Källby ARV hämtades en gång per vecka och lagrades i en 1 m^3 cipax-behållare utanför container och därifrån fylldes en bufferttank på 500 liter inne i containern (pump P2). R-N tanken var utrustad med sensorer för online-mätning av pH, Temp, DO, NH_3-N och NH_4-N och hade 40% fyllnadsgrad med bärare (Z-50). Luftarsystemet var kopplat till en blåsmaskin som kontrollerades manuellt med en stoppventil. Vattnet leddes med överfall till nästföljande tank, R-D med aktiv volym på 125 l och utrustad med omrörare och sensorer för onlineövervakning av pH, Temp, redox, NH_3-N and NH_4-N. Fyllnadsgraden i denna tank var 40% med bärare (K5). Vattnet rann sedan vidare till nästa tank med överfall, R-A, med aktiv volym på 245 l och utrustad med omrörare och sensorer för onlineövervakning av pH, Temp, NH_3-N, NH_4-N och fyllnadsgraden 47% med ympade anammoxbärare (K5) från AnoxKaldnes biofarm på Sjölunda ARV. Processen övervakades med PLC och inflödet justerades kontinuerligt till angivet börvärde (Figur 7). PLCn kunde nås på plats genom en interaktiv animering på en touchscreen vid elskåpet samt på distans med hjälp av Netbiter. Processdata loggades och lagrades på en drive.



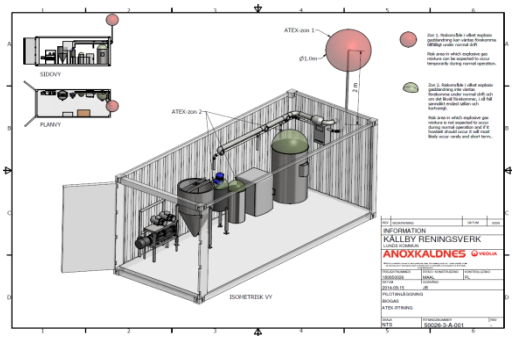
Figur 7. Skärmbild på PNA-pilotuppställningen från kontrollsystemet.

3.1.2 Processdrift

3.1.2.1 Uppstart och daglig drift av AnMBBR

AnMBBR-processen startades i november 2014.
Vid uppstart var den hydrauliska uppehållstiden (hydraulic retention time HRT) 24h under de första 23 dagarna. HRT minskades därefter gradvis till 7 h under de nästföljande 20 dagarna och hölls så i 40 dagar. Därefter minskades HRT till 6 h och hölls så i knappt 180 dagar. Slutligen minskades HRT till 5h och hölls så under resterande del av försöket (Figur 9). Uppstartstemperaturen var 25˚C och hölls så i 215 dagar varefter den sänktes till 20˚C mellan dag 221 och 467. Slutligen kördes processen vid 12-15°C under de sista 80 dagarna (Figur 9). Ingen värmning var på den sista perioden utan temperaturen följde den verkliga inkommande temperaturen och var som lägst 11,7°C.

Avloppsvatten från Källby ARVs sandfång användes som inflöde under försökets första 339 dagar. En ny inloppsstation installerades i början av oktober 2015 och från dag 340 togs inflödet till piloten efter denna stations sandfång, där vattnet var fritt från kemslam.



Figur 8. Pilotanläggning Energipositiva linjen på Källby ARV. Layout vid uppställning med försedimentering, hydrolys och AnMBBR, innan PNA installerades.

Den dagliga driftrutinen inkluderade regelbunden övervakning av pH, temperatur och gasproduktion, analys av gassammansättning, inkommande och utgående COD, VFA och SS. Vidare analyserades N-tot, P-tot, NH_4^+-N, PO_4^3-P och BOD vid visa tillfällen.

Prov på inkommande vatten från försedimenteringen togs i form av dygnsprover som samplades upp med provtagare 1-2 gånger per vecka. Provtagaren tog 100 ml var 30:e minut, totalt ca 5 liter per dygn. Uppsamlingsbehållaren var placerad i ett kylskåp och provet hämtades efter ett dygn. Utgående vattenprover togs som stickprover 1-2 gånger per vecka. Dessutom övervakades flera processparametrar online.
Figur 8 visar pilotanläggningen.

3.1.2.2 Daglig drift PNA

Den dagliga driftrutinen för PNA-linjen inkluderade online-mätning av pH, DO, temperatur och NH_4^+-N, NO_3-N, NO_2-N i alla tre steg. Vidare togs prover vid några tillfällen ut för analys av N-tot, P-tot, PO_4-P, och TSS/VSS.
R-N matades med huvudströmsvatten 5 dygn (onsdag-måndag) och sedan byttes till rejektvattenmatning under 2 dygn (måndag-onsdag). Reglering av N-belastning och luftning var nyckelfaktorer för styrning av nitritationen. Genom dagliga analyser av NO_3-N and NO_2-N halter i R-N övervakades AOB/NOB-aktiviteten.

3.1.2.2.1 Försök med förlängning av huvudströmsfasen

För att uppnå mer realistiskt förhållande mellan rejekt och huvudströmsvatten gjordes ett försök att förlänga huvudströmsfasen till 14 dagar. Detta ledde till etablering av NOB (se avsnitt i Resultat), efter att dessa tryckts tillbaka återgick PNA till 5:2-diet.

Slutligen testades en metod där R-N reaktorn dränerades på main stream vätska för att sedan fyllas med rejektvatten. På så sätt hämmades NOB bakterierna snabbare och effektivare.

3.1.2.3 Specifika studier

3.1.2.3.1 Studie av dygnsvariationer

En studie av dygnsvariationer genomfördes vid ett tillfälle. Syftet var att undersöka hur de dagliga koncentrationsvariationerna i inkommande avloppsvatten påverkade processen och utgående koncentrationer. Stickprover på inkommande och utgående vatten togs var 30:e minut från 07.00 till 16.00. Ett samlingsprov från 16.00 till 07.00 nästkommande dygn togs också. Proverna analyserades med avseende på total och löst COD.

3.1.2.3.2 BMP

Test av inkommande avloppsvattens biokemiska metanpotential (BMP) genomfördes vid 3 tillfällen (2015-05-27, 2015-06-03, 2015-06-10). Syftet var att undersöka den maximala metanpotentialen i det försedimenterade avloppsvattnet. Testet genomfördes vid 37°C och slam från rötkammaren på Källby ARV användes som ymp. Testet genomfördes enligt Carlsson m fl. (2015) i 245 ml serumflaskor med 200 ml vätskevolym, substrat/ympförhållande 0,5 g COD/g VS och substratkoncentration 0,42 g COD/l.

3.1.2.3.3 Kvantifiering av löst gas i utgående vatten från AnMBBR

För att bestämma hur mycket gas som finns löst i vätskan användes en metod föreslagen av Souza m fl. (2011). Utgående vatten från AnMBBR samlades försiktigt med en 100 ml sprita och ca 30 cm lång slang och överfördes till 120 ml serumflaskor av känd vikt, med så lite turbulens som möjligt. Flaskorna stängdes omedelbart med butylgummikork och förseglades med aluminiumkapsyl. Flaskorna placerades i en kylväska och transporterades till labbet där

de fick stå i rumstemperatur under omskakning i ca 20 minuter. Gasprov togs ut från flaskans headspace och injicerades i en GC för analys av gasens kväve-, koldioxid- respektive metaninnehåll. Trycket i headspace mättes med en GMH 3111 Handheld Digital Precision Manometer (Greisinger) och flaskorna vägdes för att bestämma vätskans exakta volym. Koncentrationen löst metan ($[CH_4]_{dis}$) kunde därmed beräknas genom ekv 12.

$$[CH_4]_{dis} = \frac{[[\%CH_4]_{gas} * V_{gas} + H * [\%CH_4]_{gas} * V_L * P_F]}{V_L/1000} \quad \text{(ekv 12)}$$

Där $[CH4]_{dis}$ är koncentrationen löst metan (ml/l); $[CH4]_{gas}$ är koncentrationen metan i flaskans headspace (%); V_{gas} är headspace-volymen (ml); P_F är trycket i flaskan (mbar), H är löslighetskonstanten för metan (25,4) och V_L är vätskevolymen I flaskan (ml).
Löst CH_4 kvantifieras och adderas till den CH_4 som uppmätts som gasflöde från AnMBBR för att få reda på totala metanproduktionen.

3.1.2.3.4 Försök med efterfällning

I utgående vatten från Anammoxsteget är fosfor halten för hög (5-7 mg/l utan struvitfällning och drygt 2 mg P/l med struvitfällning) för att vattnet ska vara acceptabelt att släppa ut. Ett antal fällningsförsök genomfördes för att utvärdera hur stora mängder järnklorid som behövde doseras för att komma ner mot fosforhalter under 0,3 mg P-tot/l. Doseringar från 0,02-0,06 ml/l testades.

3.1.2.4 Analyser

För analys av lösta fraktioner filtrerades vattenprover från piloten på plats direkt efter uttag. Som lösta fraktioner definierades de som passerar ett glasfiberfilter med 1,6 µm porstorlek (MGA Munktell). Filtrerade lösningar analyserades med avseende på löst COD, NH_4^+-N, NO_3-N, NO_2-N ochPO_4-P. Obehandlade vätskeprover analyserades med avseende på total COD, P-tot, N-tot och TSS/VSS. Analysmetoder specificeras i Tabell 2.

Tabell 2. Analysmetoder

Analysvariabel	Analysmetod
NH_4^+-N	LCK 303/304
NO_3-N	LCK 339
NO_2-N	LCK 342
COD	LCK 114
N-tot	LCK 238/138
P-tot	LCK 350
PO_4-P	LCK 350
SO4-S	LCK 153/SulfaVer 4
S^{2-}S	LCK 653
TSS/VSS	SS-EN972 edition 2 SS 028112 edition 3
VFA	GC-FID

För spektrofotometriska metoder avlästes koncentrationerna med en DR3800 spektrofotometer (Hach Lange, Tyskland). Analoga pH-sensorer av typ Orbisint CPS11 (Endress+Hauser) användes för pH-mätningar i sedimenteringstank, AnMBBR och PNA.

En gasprovtagare i glas användes för uppsamling av gasprov från AnMBBR-reaktorn en gång per vecka. Gasens sammansättning analyserades med gaskromatograf (Clarus 480, Perkin Elmer, Waltham, MA, USA) med packad kolonn (2.5 m, 3.2 mm, Porapak, 50-80 mesh), med helium som bärargas och termisk konduktivitetsdetektor. Injektortemperaturen var 80°C, kolonntemperaturen 60°C och detektortemperaturen 150°C.

Drägerör användes för mätning av H_2S i gasen. Därutöver gjordes kompletta gasanlyser vid de två massbalansstudierna av ett externt laboratorium (SP).

Löst S^{2-} analyserades direkt på plats efter provtagning. Övriga analyser gjordes vid ankomst till laboratoriet 1-3 timmar senare. Detta gör att en korrekt korrigering av COD-resultaten inte kan göras med avseende på sulfidens bidrag (enligt ekv. 3 i teoriavsnittet). Kontroller har visat att en andel av sulfid frigörs vid transport av proverna till laboratoriet. Därför är samtliga redovisade COD-resultat okorrigerade och detta steg har uteslutits ur COD-/gasbalansberäkningarna.

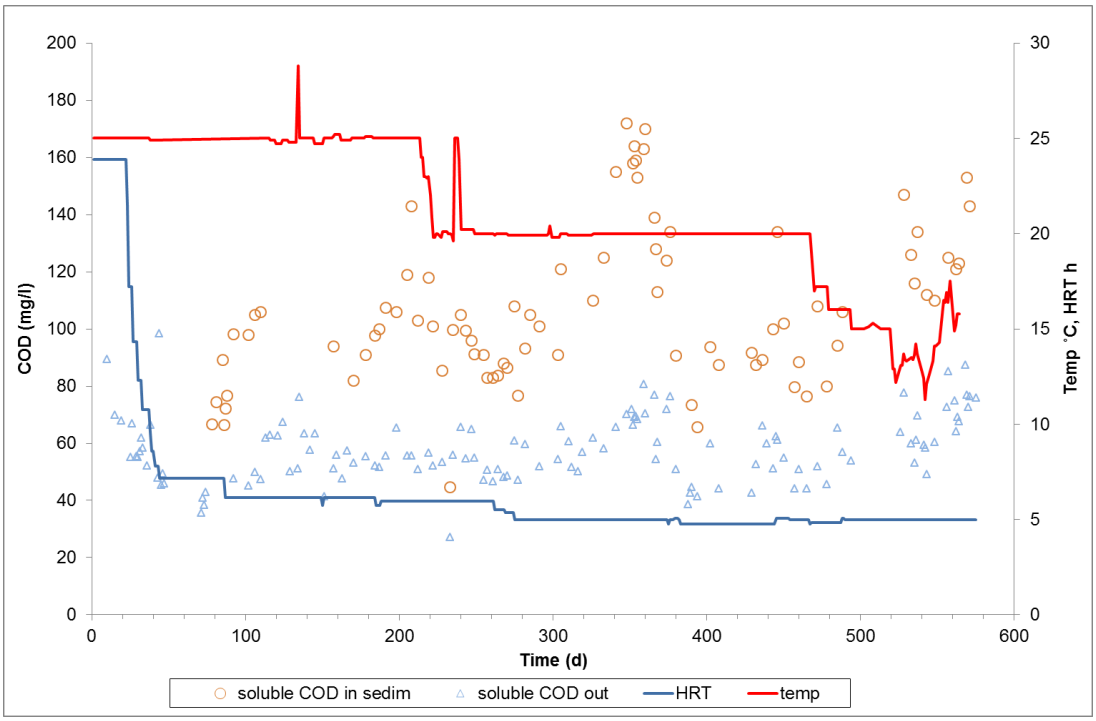
Analys av total COD-halt i kommunalt avloppsvatten med stor andel partikulärt material har visat sig ge relativt osäkra resultat. Därför grundas de utvärderade totalCOD-halterna på beräkningar baserade på löst COD och VSS-mätningar. En kvot på 1,4 g COD/gVSS har antagits för omvandling av VSS till partikulärt COD. Denna kvot baseras på COD-innehållet i biologiskt slam, men kan tyckas konservativ för primärpartiklar, som generellt har ett högre COD-innehåll. Detta antagande kan medföra en underskattning av processens prestanda med avseende på COD-reduktion och metanproduktion, vilket diskuteras i resultatavsnittet.

4 RESULTAT FÖRSÖK

4.1 RESULTAT FRÅN PILOTLINJEN

4.1.1 Driftresultat AnMBBR

Driftförhållanden med avseende på temperatur och HRT i AnMBBR redovisas i Figur 9 tillsammans med inkommande och utgående halter av löst COD.



Figur 9. Grafen redovisar inkommande och utgående lösta COD-halter (ej korrigerat för S^{2-}), höger axel redovisar temperatur i AnMBBR och hydraulisk uppehållstid HRT under hela försöksperioden.

Inkommande halter vatten varierade under försöket enligt Tabell 3. Inkommande vatten till piloten togs från sandfånget vid Källby ARV under försökets första 340 dagar, därefter togs vatten från det specialinsatta sandfånget för att undvika inblandning av kemfällt slam (och därmed risken att organiskt material och P fälls ut innan den energipositiva linjen, vilket skulle ge felaktiga resultat). Under en period strax efter inkopplandet av det nya sandfånget dag 340 var inkommande halter av löst och totalt COD relativt höga, men de återgick till relativt låga halter igen runt dag 365, så denna ökning var troligtvis inte ett resultat av att mindre organiskt material fälldes ut, utan snarare beroende av mindre nederbörd under dessa dagar. För utvärdering och massbalansberäkningar används perioden dag 367-469. Under hela denna period var temperaturen 20°C, HRT 5h och inkommande vatten från nyinstallerat sandfång. Medelvärden presenteras i Tabell 4.

Förändring av uppehållstid och temperatur inom de testade intervallen påverkade inte utgående halter av COD.

Tabell 3. Inkommande avloppsvatten till AnMBBR.

	pH	tCOD mg/l	sCOD mg/l	TSS mg/l
Med kemslam	7,3-8,2	98-390	45-155	66-155
Utan kemslam	7,2-7,6	144-343	57-172	75-147

Tabell 4. Medelvärden över AnMBBR från utvärderingsperioden dag 367-469 som använts som underlag till massbalansberäkningar.

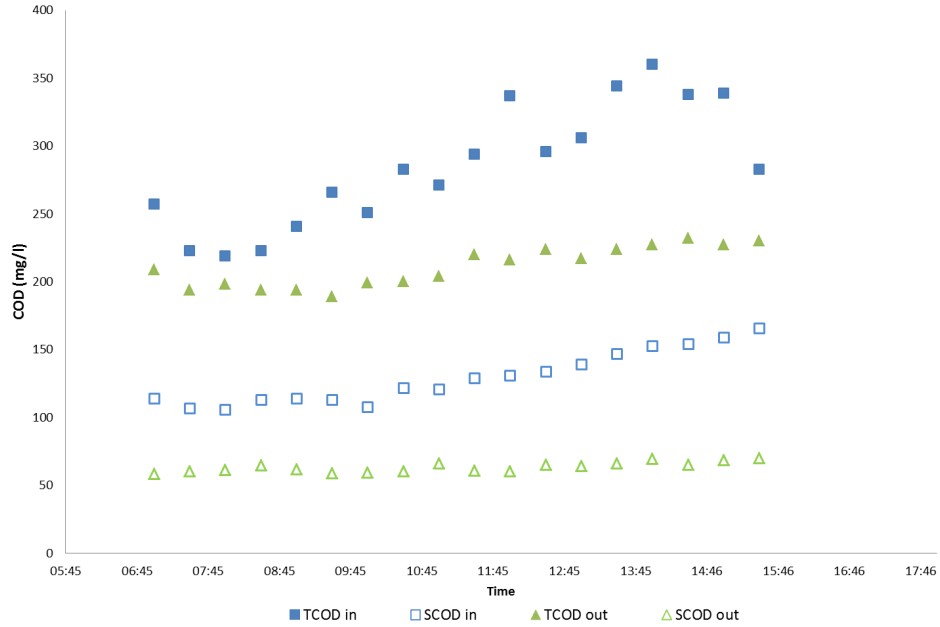
Variabel	Konc. (mg/l)
TSS_in	85
CODs_in	100
TSS_ut	66
CODs_ut	54

Halten partiklar var högre in än ut, vilket är ett resultat av att mer av inkommande partiklar reduceras än vad som växer till som biomassa i processen. För att göra en komplett massbalans över processen behöver hydrolysgraden kvantifieras. Med ett antagande om att 10% av nedbruten COD åtgår till produktion av ny biomassa blir den beräknade hydrolysen under försöket som presenterad i Figur 9. Under utvärderingsperioden dag 367-469 var hydrolysgraden i medeltal 30%. För vidare massbalansberäkningar antas därför 30% hydrolysgrad och 10% biomassa-yield.

Gasen från AnMBBR-reaktorn bestod till största delen av metan och kvävgas. Kvävgasinnehållet varierade mellan 30-50%, vilket antas härstamma från luft som finns löst i inkommande vatten. Halten koldioxid, som har hög löslighet i vatten, var mycket låg. Gasens metanhalt varierade mellan 38-68% och halten svavelväte var ca 800 ppm.

4.1.1.1 Studie av dygnsvariationer

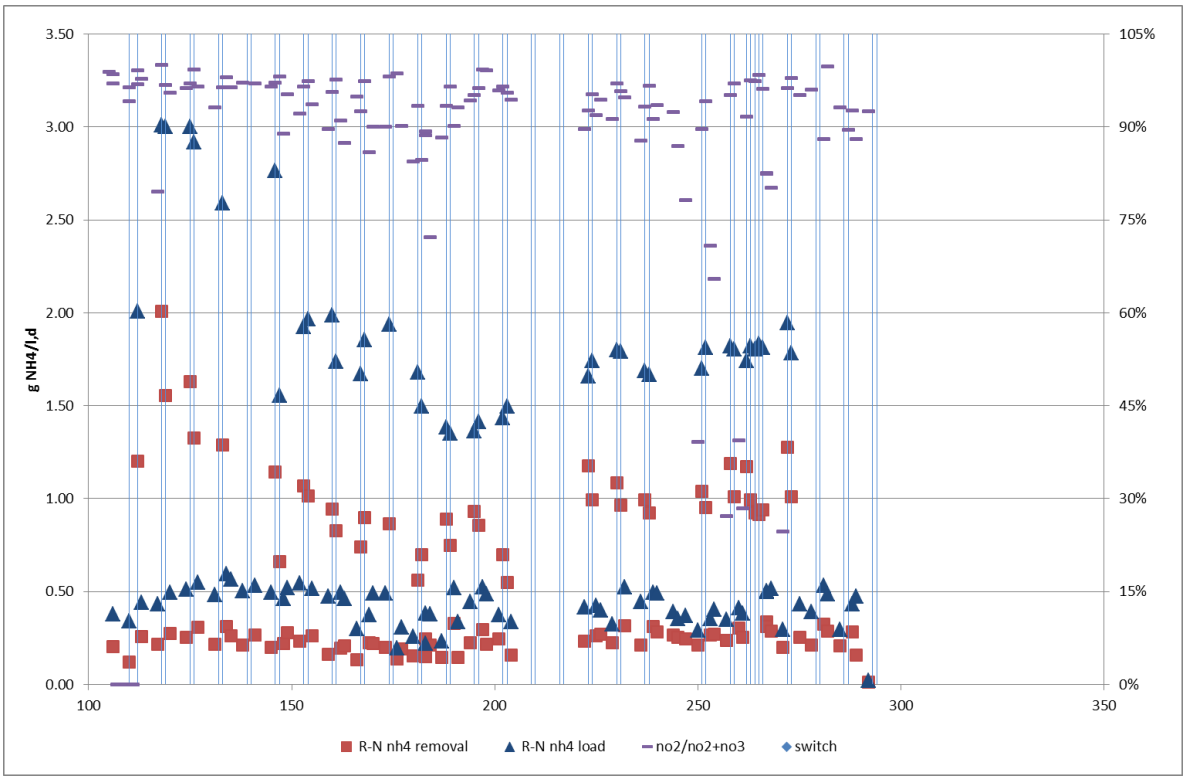
Resultatet från studien av dygnsvariationer redovisas i Figur 10. Förutom stickproverna togs också ett samlingsprov på inkommande vatten från resterande delen av dygnet. Halterna i detta prov var 317 mg CODt/l och 143 mg CODs/l. Studien visar att inkommande halter av COD varierar kraftigt över dygnet, men att halterna i AnMBBR-reaktorn, framförallt löst COD, är relativt stabila.



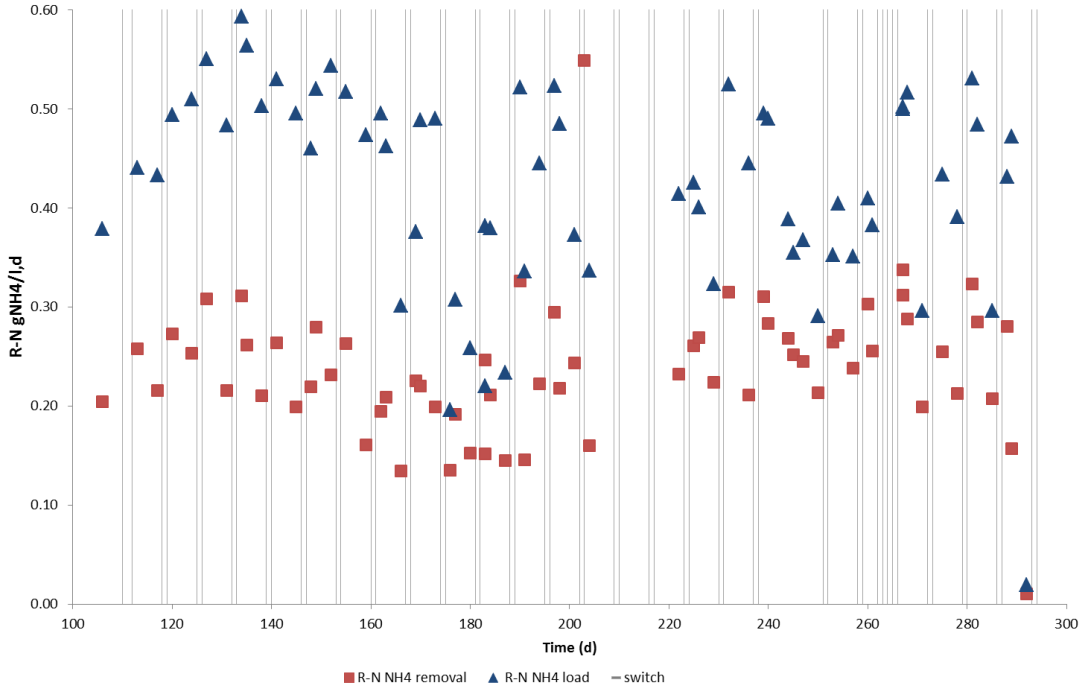
Figur 10. Resultat från studie av dygnsvariationer i inkommande vatten och dess påverkan på utgående halter från AnMBBR.

4.1.2 Driftresultat PNA

I Figur 11 redovisas NH_4-N-belastning respektive – avskiljning (vilket här innebär oxidation och/eller assimilering) i P-N tillsammans med kvoten mellan nitritkväve och summan av nitrat- och nitritkväve. Målet är att uppnå långtgående nitritation (minst 50%), samtidigt som nitrithalten är så hög som möjligt. I Figur 12 redovisas NH_4-N-belastning respektive – avskiljning under endast försökets huvudströmsfaser.



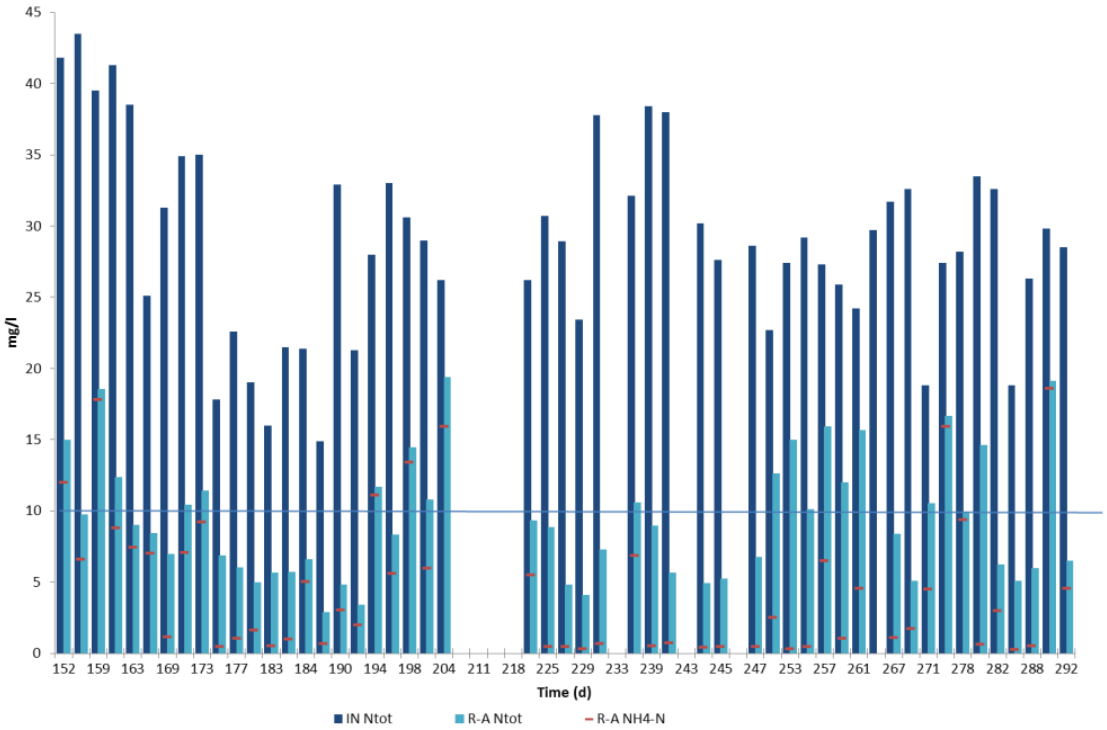
Figur 11. NH_4-N- belastning och –avskiljning i nitritationsreaktorn R-N under försöket (vänster axel) samt kvoten NO_2-N/(NO_2-N+NO_3-N) (höger axel).



Figur 12. NH_4-N- belastning och –avskiljning i nitritationsreaktorn R-N under huvudströmsfas.

Under försökets 200 första dagar, med 5:2-strategi, var nitrithalten hög och NH_4-N avskiljning (kvot NO_2/NH_4 runt 1). Runt dag 180 var inkommande NH_4-N-halter väldigt låga, runt 20 mg/l, vilket gjorde att belastningen och även avskiljningen minskade. Runt dag 240 gjordes ett försök att öka huvudströmsfasens längd. Detta gjorde att NOB etablerade sig i biofilmen och det tog flera veckors relativt frekvent rejektinmatning för att trycka tillbaka aktiviteten.

Driftsdata från hela PNA-linjen visar att det är möjligt att nå utgående krav på <10 mg/l under huvudströmsfasen (Figur 13). Dock återstår en del optimering för att konsekvent nå dessa halter. En strategi som är praktiskt genomförbar och som svarar mot de rejektmängder som denna linje ger upphov till behöver också utvecklas. Det finns ett behov av ökad förståelse för mekanismerna för hur olika variabler begränsar kväveavskiljningseffektiviteten. Optimering av nitritationssteget är avgörande för att uppnå effektiv kvävereduktion över hela PNA.



Figur 13. Inkommande och utgående koncentrationer av löst kväve.

4.1.3 Fosforfällning

För att reducera fosforhalten i utgående vatten utfördes ett antal tester där olika mängder PIX-111 doserades till vattnet efter PNA steget.

Sammanfattningsvis kan sägas att mängden PIX som krävdes var 0,05-0,06 ml/l avloppsvatten för att komma ner mot 0,3 mg P-tot/l i ett filtrerat prov. Om ett struvitfällt vatten användes krävdes ca 0,05 ml PIX/l. Det ska nämnas att nödvändig mängd varierade med den mängd suspenderat material som fanns i vattnet.

4.2 MASS- OCH ENERGIBALANS

Massbalansberäkningarna baserades på medelhalter av COD och TSS in och ut från AnMBBR under utvärderingsfasen (Tabell 4) och de bästa resultaten från huvudströmsfasen i PNA. Det antogs vidare att dessa resultat kunde uppnås med en strategi baserad på befintliga rejektvattenmängder. Driftresultaten och massbalansberäkningarna användes som underlag för att beräkna nödvändiga insatser av el- och värmeenergi. Elenergibehovet specificeras i Tabell 5.

Tabell 5. Elenergibehov per p.e. och år för energipositiva linjen, baserat på beräkningar för en anläggning motsvarande 89200 p.e. (Källby 2014).

	kWh/p.e.,år
Slamhantering (avskiljning, pumpning, rötning, avvattning)	6,0
Pumpning av avloppsvatten	5,0
Luftning	7,0
Omrörning	3,1
Totalt	21,1

4.3 FÖRUTSÄTTNINGAR

4.3.1 Inkommande avloppsvatten

Avloppsvattnet som använts i pilotförsöket hade relativt låga halter av organiskt material och kväve. På många platser är koncentrationen betydligt högre, vilket skulle förbättra processens energiprestanda.

4.3.2 Temperatur

Utvärderingsfasen och de första mass- och energibalanserna baseras på ett inkommande vatten med en temperatur på 20°C. Efter denna utvärdering har temperaturen successivt sänkts och är i skrivande stund 12°C. Processen verkar inte ha påverkats nämnvärt, men en längre utvärderingsperiod behövs för att säkerställa processens effektivitet vid denna temperatur.

4.4 KEMIKALIEBEHOV

Pilotanläggningen har drivits utan någon typ av kemikalietillsats. Om man tänker sig en fullskaleanläggning där också föravvattning av slam, avvattning av rötslam och fosforreduktion i utgående vatten så är skillnaden inte stor jämfört med konventionell rening. Eftersom mängden bioslam är mindre än för konventionell rening kommer polymerbehovet att vara mindre i avvattningen av rötslam medan något mer fosfor är kvar i avloppsvattnet. Men med Ekobalans utfällning av struvit så är restfosforhalten efter de biologiska stegen ca 2 mg/l.
Mängden 13,8% järnklorid som behövs då är ca 0,02 l/m^3 avloppsvatten. Behovet blir 500 l per dygn eller 0,716 ton/d med kostnad ca 2 000 kr/ton. Kostnad per år blir 520 000 kr.

4.5 VÄRDERING AV DRIFTSKOSTNADER

För reduktion av organiskt material har de luftade aeroba stegen ersatts av ett anaerobt steg. Erfarenheten av processer med rörligt bärarmaterial är att bärarna håller mer än 20 år och enda rörliga del är en omrörare som kan jämföras med en omrörare för en rötkammare. I detta steg behövs inga blåsmaskiner som kräver mer underhåll. Producerad gas ska ledas till en gasmotor och detta är ett nytt steg som kräver underhåll av samma art där rötgas används för elproduktion.

Anammoxstegen innehåller ett luftat steg där ammonium oxideras till nitrit och det kan jämföras med ett luftat steg i en konventionell rening. Luftarsystemet i en bärarprocess behöver inget underhåll jämfört med finblåsiga luftare där membranen behöver bytas regelbundet så underhållskostnaden är lägre i detta fall.

Rötkammare och avvattning är precis som vid en konventionell rening men mängden bioslam är mindre vilket gör att avvattningsutrustningen kan ha kortare drifttid.

Det behövs varken mer ordinarie eller extern personal jämfört med konventionell rening.

5 NYCKELTAL FÖR JÄMFÖRELSE

Parameter	Nyckeltal	Enhet
Ytbehov (endast process, dvs inkluderar bassängytor och ytbehov för övrig utrustning som behövs för process. Rensgaller och sandfång medräknas ej.)	100*75 m= 7 500 m^2= **0,084**	m^2/p.e.
Reningsgrad i utgående vatten, medelvärde vid stabil drift Separationsgrad…	0,3	mg P-tot/l
	8,5	mg N-tot/l
	5	mg BOD-tot/l
	39	mg COD-tot/l
Näringsåterföringsgrad, andel näringsämnen som kan återföras till åkermark	95%	% av inkommande P
	10-15%	% av inkommande N
Energiförbrukning	21	kWh el/p.e., år
	12	kWh värme/p.e., år
	0	kWh biogas/p.e., år
Energiproduktion	7,2 (35***)	kWh el/p.e., år
	11,3 (55***)	kWh värme/p.e., år
	79,5 (0***)	kWh biogas/p.e., år
Energiförbrukning exergi	30 (29***)	kWh/p.e., år
Energiproduktion exergi	93 (60***)	kWh/p.e., år
Energiförbrukning primärenergi	49 (46***)	kWh/p.e., år
Energiproduktion primärenergi	33 (104***)	kWh/p.e., år
Kemikaliekostnader	22	Kemikalier, kr/p.e., år
Investeringskostnad	1 640**	kr/p.e.

*Baseras på beräkningar och antaganden om nedbrytningen i rötkammaren, **Inkluderar ej byggnation,
***Om all biogas används till el- och värmeproduktion

6 INTEGRERING AV TEKNIKEN PÅ BEFINTLIGA RENINGSVERK

Den process som utvärderats på Källby är hela kedjan med reduktion av organiskt material, kväve och fosfor. Om ett helt nytt reningsverk ska byggas kan hela konceptet användas om avloppsvattnet har en temperatur från 12°C och uppåt. Temperaturen kan vara naturlig i vattnet men en viss uppvärmning kan ske om det finns överskottsvärme från någon närliggande industrianläggning.

För att få ner driftskostnaderna i ett reningsverk kan både den anaeroba behandlingen eller anammox processen ersätta befintliga steg var för sig. Det är inget krav att processdelarna ska hänga ihop.

Den anaeroba behandlingen av avloppsvattnet är speciellt lämplig i varmare länder där elkostnaden är hög. Med föreslagen teknik kan då luftade bassänger ersättas med ett anaerobt steg där biogas produceras. Elbehovet kan då reduceras med 50% i anläggningen.

Anammoxprocessen är också väldigt intressant och energisnål då kvävereduktion krävs. Ett sådant steg kan kopplas på om krav på kvävereduktion kommer. Resterande anläggning kan behållas i befintligt skick.

I många länder i närheten av ekvatorn har det på kommunala anläggningar byggts anaerob rening med s.k. UASB teknik. Dessa system har ofta fungerat dåligt och ett sätt skulle vara att byta ut själva reaktorerna mot AnMBBR-reaktorer och utnyttja resten av den befintliga anläggningen såsom gassystem och efterbehandling.

7 LÖSNINGAR FÖR FRAMTIDEN

Testerna i projektet har visat det går att köra anaerob rening på avloppsvatten med temperatur ner mot 11°C. Detta öppnar upp en helt ny ”värld” då denna teknik kan användas även i länder runt medelhavet, södra delen av USA, delar av Kina m.m. Mycket energi kan sparas samtidigt som mer gas produceras.

Den anaeroba behandlingen och Anammox-behandlingen kan kombineras med kompakta slamsepareringssteg typ filter och membran och därmed göra processystemet kompakt. Detta kan passa på ställen där det är ont om yta. Då erhålls en kompakt energipositiv reningslösning.

8 DISKUSSION OCH SLUTSATSER

Anaeroba tester har genomförts på avloppsvatten från Källbys reningsverk i Lund. Pilotstudierna har genomförts under närmare 600 dygn. Temperaturen in till det anaeroba steget har succesivt sänkts från 25 till under 12°C.

Det anaeroba steget reducerade det filtrerade COD värdet ner till 50-60 mg/l vid temperatur 12-25°C och uppehållstid 5 timmar. Driften var väldigt okänslig för variationer i COD-halt och temperatur.

Vid testerna användes försedimenterat vatten och i genomsnitt var ingående halt suspenderat material till anaerobin 100 mg/l. Efter anaerobin hade halten sänkts till i genomsnitt 80 mg/l vilket innebär att slamproduktionen var lägre än slamtillväxten. Detta är en stor fördel, för denna processlösning, att mängden överskottsslam blir väldigt liten förutom att energitillförseln kan reduceras med 50% eftersom ingen luftning behövs vid reduktion av det organiska materialet.

En nackdel är att metangas löser sig i utgående behandlat vatten. Därför installerades ett strippersteg där luft användes för att strippa av metangas i en desorptionskolonn. Luftflödet anpassades till det syrebehov som en gasmotor behöver. Då kan den metan som frigjorts till luftströmmen användas i gasmotorn tillsammans med gasen från reaktorn och från rötkammaren. Det reducerar metanspillet till atmosfären kraftigt och uppskattningsvis kan över 90% av den lösta metangasen strippas av och användas i en gasmotor.

Anammox-systemet byggdes upp av ett nitritationssteg, ett syrereduceringssteg och ett anammoxsteg. I första steget ska partiell nitritation ske. Andra steget, som inte är helt nödvändigt ska syrehalten reduceras och i tredje steget sker så kallad anaerob ammoniumoxidation, eller anammox. Processen styrs så att ca hälften av inkommande ammonium oxideras av AOB, varefter autotrofa anammoxbakterier oxiderar ammonium med nitrit till kvävgas och vatten. Det bildas även en liten del nitrat.

Fördelen med processen är att syrebehovet halveras och det behövs ingen kolkälla.

Vid testerna visade det sig att nitratbildningen tar över när huvudströmmen behandlas så därför måste rejektvatten med hög ammoniumhalt behandlas med jämna mellanrum och på så sätt reducera nitrifikationen. Det betyder att systemet måste bestå av flera linjer där en linje går med rejektvatten och 3-4 linjer med huvudström.

Under flera perioder fungerade processen så att de krav som gäller i Sverige idag kunde upprätthållas vilket innebär att BOD var under 10 mg/l, kväve under 10 mg/l och fosfor under 0,3 mg/l. Fosforn fälldes med kemikalier. Anammoxprocessen kördes som lägst vid 18^{o}C.

9 REFERENSER

Lidén, Stina (2015) Renewable energy from wastewater grown microalgae – a concept for nutrient recycling and sustainable energy recovery. Examensarbete, VA-teknik, Lunds Universitet