

MBR-tekniken – utmaningar och möjligheter för svenska avlopps- reningsverk

Praktiska erfarenheter och framtidsutsikter baserat på nio år av pilotverksamhet och en fullskaleimplementering

Sofia Lovisa Andersson
Sofia Andersson
Christian Baresel

Svenskt Vatten

UTVECKLING

Svenskt Vatten Utveckling (SVU) är kommunernas eget FoU-program om kommunal VA-teknik. Programmet finansieras i sin helhet av kommunerna. Programmet lägger tonvikten på tillämpad forskning och utveckling inom det kommunala VA-området.

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

Svenskt Vatten Utveckling

Svenskt Vatten AB

POSTADRESS BOX 14057, 16714 Bromma

BESÖKSADRESS Gustavslundsvägen 12, 16751 Bromma

TELEFON 08-506 002 00

E-MAIL svensktvatten@svensktvatten.se

www.svensktvatten.se

RAPPORTENS TITEL	MBR-tekniken – utmaningar och möjligheter för svenska avloppsreningsverk. Praktiska erfarenheter och framtidsutsikter baserat på nio år av pilotverksamhet och en fullskaleimplementering.
TITLE OF THE REPORT	The MBR technology – Challenges and possibilities for Swedish wastewater treatment plants. Practical experiences and future prospects based on nine years of pilot operations and a full-scale implementation
FÖRFATTARE	Sofia Lovisa Andersson, Stockholm Vatten och Avfall, Sofia Andersson, Sweco, Christian Baresel, IVL Svenska Miljöinstitutet
RAPPORTNUMMER	2023-8
ANTAL SIDOR	158
SAMMANDRAG	Under nio år (2013–2022) har membranbioreaktorteknik (MBR) för rening av avloppsvatten utvärderats i pilotförsök vid FoU-anläggningen på Hammarby Sjöstadverk i Stockholm – inför fullskaleimplementering vid Henriksdals avloppsreningsverk där en av sju fullskalelinjer är i drift sedan 2021. Rapporten sammanfattar erfarenheter, utmaningar och möjligheter med tekniken.
SUMMARY	During 2013–2022, the membrane bioreactor technology (MBR) has been evaluated through pilot tests at the Hammarby Sjöstadverk research facility, in preparation for full-scale implementation at the Henriksdal wastewater treatment plant. This report summarizes specific experiences, challenges, and opportunities identified.
SÖKORD	Membranbioreaktor, avloppsvattenrening, pilotförsök, Henriksdals avloppsreningsverk
KEYWORDS	Membrane bio reactor, wastewater treatment, pilot scale, Henriksdal wastewater treatment plant
MÅLGRUPPER	Kommunala tjänstemän, VA-huvudmän och andra VA-aktörer, driftpersonal samt utvecklingsingenjörer, konsulter och forskare som jobbar med dimensionering och optimering av avloppsreningsprocesser
RAPPORT	Finns att hämta hem som pdf från Vattenbokhandeln. https://vattenbokhandeln.svensktvatten.se/
UTGIVNINGÅR	2023
UTGIVARE	@Svenskt Vatten AB
REFERENS	Andersson S. L., Andersson S. och Baresel C. (2023). MBR-tekniken – utmaningar och möjligheter för svenska avloppsreningsverk. Praktiska erfarenheter och framtidsutsikter baserat på nio år av pilotverksamhet och en fullskaleimplementering. SVU-rapport 2023-8. Stockholm: Svenskt Vatten.
RAPPORTNUMMER IVL	B2468

Om projektet

PROJEKTNUMMER	22-108
PROJEKTETS NAMN	MBR-tekniken – Utmaningar och möjligheter för svenska ARV
PROJEKTETS FINANSIERING	Stiftelsen IVL (SIVL), Stockholm Vatten och Avfall (SVOA), Svenskt Vatten Utveckling

Förord

I nio år (2013–2022) har tekniken med membranbioreaktor (MBR) testats och utvärderats i pilotskala på IVL Svenska Miljöinstitutets och Kungliga Tekniska Högskolans gemensamma forskningsanläggning Hammarby Sjöstadsvverk i Stockholm, inför ombyggnation och införande av MBR-tekniken i Stockholms största avloppsreningsverk Henriksdal. Den första fullskaliga linjen i Henriksdal togs i drift i januari 2021.

Denna rapport är en sammanställning av de nio årens olika försök och utvärderingar och en jämförelse mellan pilotskalan på Hammarby Sjöstadsvverk och fullskalan på Henriksdals avloppsreningsverk. Dessutom ges en bild av MBR-tekniken generellt – både dess möjligheter och utmaningar med fokus på tillämpning i Sverige.

Pilotprojektet initierades under 2012/13 genom en kartläggning av möjligheter och begränsningar för pilotförsök med användning av en redan existerande pilotanläggning som representerade en kopia av Henriksdals dåvarande aktivslamprocess. Initieringsgruppen som bestått av Jonas Grundestam och Lars-Gunnar Reinius från Stockholm Vatten och Avfall (SVOA, då Stockholm Vatten) och Christian Baresel, Östen Ekengren och Lars Bengtsson från IVL Svenska Miljöinstitutet (IVL) enades relativt snabbt om att ett aktivt samverkansprojekt mellan SVOA och IVL skulle kunna ge möjlighet att undersöka de frågeställningar som fanns. Projektet har därmed finansierats gemensamt av Stockholm Vatten VA AB och Stiftelsen IVL. Två delprojekt kopplade till samverkansprojektet har delfinansierats av Svenskt Vatten Utveckling.

Genom åren har projektet haft flera olika projektledare: Jonas Grundestam, Niklas Dahlén och Sofia Andersson från SVOA samt Christian Baresel, Oscar Samuelsson, Klara Westling och Sofia Lovisa Andersson från IVL, som ägt huvudansvaret för att projektet kunde genomföras och att kunskapen om MBR-tekniken massivt kunnat utökas. Av dessa projektledare är det Sofia Lovisa Andersson (numera SVOA), Sofia Andersson (numera Sweco) och Christian Baresel (IVL) som också är huvudansvariga för sammanfattningen av projektet i föreliggande rapport.

Ett stort tack går till alla medverkande i projektet som arbetat i driften, eller genomfört specifika tester eller utvärderingar kopplat till piloten på Hammarby Sjöstadsvverk. Dessa personer har inte bara arbetat för att hålla processen igång dygnet runt, året om, genomfört all viktig provtagning, många analyser och sett till att instrument fungerat, utan också samlat in värdefulla erfarenheter från driften av de olika processerna. Ett enormt stort tack till Ann-Sofie Allard, Lars Bengtsson, Niclas Bornold, Andrea Carranza Munoz, Mats Ek, Mikael Eriksson, Per Fjällström, Erik Lindblom, Jesper Karlsson, Mayumi Narongin, Elin Ottosson, Gabriel Persson, Hugo Royen och Jing-Jing Yang. Tack även till alla examensarbetare och praktikanter för värdefulla insatser i projektet.

Tack till Christer Laurell, Åke Axné, Andreas Carlsson, Cajsa Wahlberg, Lena Jonsson och Katja Närhi som bidragit med värdefulla erfarenheter från olika delar inom SVOA.

Tack även till Anders Björk (IVL) för all hjälp med styrsystem och automation under alla projektår och Rune Bergström (IVL) för hjälp vid ombyggnationer och installationer.

Författarna

Innehåll

Förord	2
Sammanfattning	6
Summary	7
Terminologi och förkortningar	8
Publikationer från eller relaterade till pilotprojektet	10
Rapportens innehåll och resultat i korthet	14
1 Inledning	18
Läsanvisning	18
2 Bakgrund	20
2.1 Stockholms framtida avloppsrening	22
2.2 Syfte och mål med pilotförsöken	23
2.3 Hammarby Sjöstadsverk	25
2.4 Om MBR-tekniken	25
3 Beskrivning av pilotanläggningen	32
3.1 Processutformning plattmembran (Alfa Laval)	32
3.2 Processutformning hålfibermembran (GE/Suez/Veolia, ZeeWeed 500 D)	35
3.3 Jämförelse av konfiguration med platt- och hålfibermembran	38
3.4 Flöde och belastning	40
4 Provtagning och analys	42
4.1 Regelbunden provtagning och analyser	42
4.2 Onlinemätning	42
4.3 Specifika tester	43
4.4 Specifika mätkampanjer	44
5 Övergripande pilotresultat	45
5.1 Uppstart och driftsättning	45
5.2 BOD ₇ -rening	46
5.3 Kväverening	46
5.4 Fosforrening	49
5.5 Membrandrift	52
5.6 Slamproduktion och slamegenskaper	57
5.7 Resursförbrukning	60
6 Lämpliga styrstrategier för rening av kväve och fosfor till låga halter	63
6.1 Fosforrening	63
6.2 Kväverening	64
6.3 Slamhalter	65
7 Möjligheter till resurseffektivare membrandrift	66
7.1 Luftning av membranen	66
7.2 Rengöring med kemikalier-CIP	67
7.3 Försök med flux-enhancer	69
7.4 Utökad drifttid	71
7.5 Minskat returslamflöde	71
8 Utsläpp i samband med CIP	74
8.1 AOX och EOX i vatten och slam	74
8.2 Emissioner av klorgas och trikloramin	75
8.3 Fosforsläpp vid membrantvätt	77
9 Membranfiltrering vid låga temperaturer	79
9.1 Bakgrund	79
9.2 Temperatur i piloten	80

9.3	Metod för kontrollerat kallvattentest.....	80
9.4	Resultat från det kontrollerade kallvattentestet	82
9.5	Erfarenheter från andra kalla perioder och snösmältning.....	83
9.6	Erfarenheter från andra MBR-anläggningar.....	84
10	Jämförelse av olika kolkällor för efterdenitrifikation.....	85
10.1	Bakgrund och testade kolkällor	85
10.2	Denitrifikationshastigheter och specifik COD-förbrukning.....	86
10.3	Tillväxningstid för olika kolkällor	88
10.4	Styrstrategier och påverkan på andra delar av processen	88
10.5	Förbrukning av externa kolkällor.....	89
11	Bio-P	91
11.1	Bakgrund och teori	91
11.2	Bio-P i piloten	92
11.3	Viktigaste erfarenheterna från piloten.....	93
11.4	Erfarenheter från Henriksdal	93
11.5	Erfarenheter från andra reningsverk designade för MBR och Bio-P	94
11.6	Utmaningar och möjligheter med MBR med biologisk fosforreduktion	94
12	Växthusgasemissioner	96
12.1	Bakgrund och utmaning.....	96
12.2	Erfarenheter av växthusgasemissioner i MBR-anläggningar.....	97
12.3	Framtidens utmaningar och potential	99
13	MBR och rening av mikroföroreningar	101
13.1	Bakgrund.....	101
13.2	Erfarenheter med mikroföroreningar i MBR-anläggningar	102
13.3	Framtidens potential och utmaningar	108
14	Skumning och flytslam	110
14.1	Bakgrund	110
14.2	Utmaningar med skumning och flytslam	110
14.3	Erfarenheter med skum och flytslam i MBR-anläggningar	111
14.4	Lärdomar och rekommendationer	117
14.5	Framtidens utmaningar och potential	118
15	Avveckling och hantering av uttjänta membran	119
15.1	Faktisk livslängd av membran.....	119
15.2	Återanvändning av utbytta membran	120
15.3	Återvinning och destruktion av uttjänta membran	121
16	Drifterfarenheter	123
16.1	Erfarenheter från driftorganisationen i pH2040.....	123
16.2	Erfarenheter från Henriksdals avloppsreningsverk	124
16.3	Driftsäkerhet och flexibilitet.....	126
17	Återföring av pilotresultat till fullskala	128
17.1	Pilotförsök som mellanled mellan labb- och fullskala.....	128
17.2	Återkoppling från pH2040 för fullskaleimplementering i Henriksdals ARV	128
17.3	Frågeställningar som inte kunde undersökas med pilottester.....	130
17.4	Kostnadseffektivitet av pilottester.....	131
18	Första fullskalelinjen med MBR på Henriksdal	134
18.1	Design framtida Henriksdal 2040.....	134
18.2	Reningsresultat och membranprestanda första fullskalelinjen	136
18.3	Resursförbrukning första fullskalelinjen.....	141
19	Framtida utvecklingspotential och utmaningar för MBR-tekniken	144
19.1	Teknikutveckling relaterat till MBR-processen.....	144
19.2	Decentraliserade MBR-anläggningar.....	145
19.3	MBR-anläggningar och cirkulär vattenhantering	146
19.4	Arbetsmiljö.....	147

19.5 Tillgång på kemikalier och elenergi.....	148
19.6 Miljöpåverkan	148
19.7 Släpp av mikroplaster från membranen.....	149
19.8 Kostnadsutveckling.....	150
19.9 Kompetensförsörjning	151
Referenser	152

Sammanfattning

Under nio år (2013–2022) har membranbioreaktorteknik (MBR) för rening av avloppsvatten utvärderats i pilotförsök vid FoU-anläggningen på Hammarby Sjöstadsverk i Stockholm – inför fullskaleimplementering vid Henriksdals avloppsreningsverk där en av sju fullskalelinjer är i drift sedan 2021. Rapporten sammanfattar erfarenheter, utmaningar och möjligheter med tekniken.

Membranen i Henriksdals reningsverk ska ersätta slutsteget i den konventionella aktivslamprocessen. Slammet avskiljs med filtrering genom membran med mycket små porer. Totalt kommer 1,6 miljoner m² membranyta att installeras vilket kommer att ge fördubblad kapacitet i befintliga bassänger. Många svenska VA-organisationer behöver mer kompakta reningsverk, och flera kommuner utreder därför möjligheten att införa MBR, som blir ett allt mer konkurrenskraftigt alternativ när reningskraven höjs.

I MBR-piloten renades kväve biologiskt med för- och efterdenitrifikation till mycket låga halter, <5 mg/l, vilket krävt tillsats av extern kolkälla (sju olika testades). Fosfor avskildes till som lägst 0,05 mg/l genom kemisk fällning i tre punkter med metallsalter (tre olika testades). Reningen var stabil även vid hög belastning och låga temperaturer, och utgående föroreningshalter låg under de framtida utsläppskraven på 6 mg/l kväve och 0,20 mg/l fosfor, samtidigt som förbrukningen av processkemikalier var lägre än förväntat. Biologisk fosforering uppstod oväntat i processen; detta har dock inte noterats ännu i fullskalelinjen.

Membrandriften i piloten har varit stabil. Permeabiliteten, genomsläppligheten, var mycket god och låg mellan 600 och 200 lmh/bar. Ingen negativ inverkan av de olika processkemikalierna kunde påvisas på membranen, utom vid extremt hög dosering av järn.

Till utmaningarna med MBR-tekniken hör hög resursförbrukning då membran rengörs med luftning och kemikalier, och återcirkulationen av slam är hög. Optimering av resursanvändningen har därför varit i fokus och bland annat resulterat i 60 % minskning av kemikaliebehovet för membranrengöring samt visat att återcirkulationen av slam kunde minskas utan att membranen stördes. En annan utmaning är ansamling av flytslam/skum i det biologiska reningssteget vilket till viss del kunde stävjas med dosering av en skumdämpande produkt, även om tekniska lösningar för avlägsnande av flytslam främst rekommenderas.

En nyckel till den stabila driften och den minskade resursförbrukningen är utvecklingen av styrstrategier för biologisk och kemisk rening samt styrning av membranen. Delar av styrningen användes senare i fullskalelinjen där även membranrengöringen minskats baserat på pilotens resultat.

En kartläggning visade att MBR-tekniken inte gav bättre avskiljning av mikroföroreningar och PFAS än konventionella aktivslamprocesser. Däremot visade tester att ozon och aktivt kol är mer effektivt på vatten som renats i MBR då det är helt partikelfritt.

MBR-piloten har också använts för att mäta växthusgasutsläpp samt utsläpp av klorerade föroreningar i vatten och gasform, test av en membranförbättrande fluxenhancer, och för att visa hur MBR kan underlätta återanvändning av renat avloppsvatten. Rapporten avslutas med diskussion om hantering av uttjänta membran, nyttan av pilotförsök samt framtida utvecklingspotential och utmaningar för MBR-tekniken. Rapportens innehåll och resultat presenteras i korthet i början av rapporten.

Summary

During 2013–2022, the membrane bioreactor technology (MBR) has been evaluated through pilot tests at the Hammarby Sjöstadsvärk research facility, in preparation for full-scale implementation at the Henriksdal wastewater treatment plant. This report summarizes specific experiences, challenges, and opportunities identified.

The pilot consists of pre- and post-denitrification with the addition of an external carbon source for nitrogen removal. Phosphorus is removed through pre- and simultaneous precipitation at three dosing points. The pilot has generally achieved stable treatment efficiency, even under high load conditions, with effluent concentrations far below the discharge requirements. This even with less consumption of chemicals compared to design values.

The report includes results from various control strategies and a comparison of different external carbon sources. The membrane operation was generally stable, with permeability ranging from 600 to 200 l/m²/h/bar. Optimization of resource consumption has been a focus in the pilot project since 2018. Attempts to reduce membrane fouling and the amount of chemicals used for membrane cleaning have been conducted, showing, for example, a reduction of membrane cleaning chemical requirements to 30–40% of the design. This finding has partially been confirmed in the full-scale line. Tests with reduced sludge recirculation to decrease energy consumption indicated no negative effects on membrane performance. Tests with a flux enhancer showed no apparent positive or negative changes in membrane permeability. However, tests with an antifoaming agent were effective in reducing and controlling foaming.

An assessment of micropollutants such as pharmaceutical residues, microplastics and PFAS, showed comparable levels between the MBR pilot and the conventional activated sludge process at Henriksdal WWTP. Emissions of chlorinated compounds were measured during several recovery cleanings with sodium hypochlorite, indicating potential harm throughout the cleaning process from an exposure perspective. Measurements of greenhouse gas emissions showed varied emissions between different measurements. In addition to these and other results and aspects, experiences from other MBR plants in Sweden and internationally are also presented.

The MBR pilot was also used for several other activities outlined in the report, including:

- Testing and comparing different carbon sources for post-denitrification, including sodium acetate, Brenntaplus, methanol, acetic acid, glycerol, ethanol, and internally produced VFA (volatile fatty acids).
- Biological phosphorus removal, although the process was not specifically designed for this purpose. This resulted in significantly lower consumption of precipitation chemicals than expected.
- Tests with advanced treatment techniques such as ozonation, activated carbon, and others for the removal of micropollutants. Experiences from other Swedish and international MBR plants are also described.
- Use of the MBR pilot as part of a direct potable reuse (DPR) system, which involves treating the purified wastewater for direct use as drinking water.

Finally, the report discusses various aspects including decommissioning and management of spent membranes, general operational experiences, pilot to full-scale feedback, and future potential and challenges for MBR technology.

Terminologi och förkortningar

Aerob	Luftad
Air scouring	Membranluftning. Ett konstant luftflöde genom membranmoduler som reducerar fouling.
Anox	Ej luftad
AOX	Adsorberbara organiskt bundna halogener
ARV	Avloppsreningsverk
BOD ₇	Biologisk syreförbrukning under 7 dygn (mg/l)
BR1 till BR6	Bioreaktorer 1 till 6, prov- och analyspunkter
BV	Bäddvolym (empty bed volumes, EBV)
CAPEX	Investeringskostnader (Capital Expenses eller Expenditures)
CEB	Rengöring av membran genom backpuls med kemisk tvättlösning (Chemically Enhanced Backwash).
CIP	Rengöring av membran på plats i membranbioreaktor (Clean-In-Place).
COD	Kemisk syreförbrukning (mg/l)
cTOC	kollodalt TOC (colloidal Total Organic Carbon, mg/l)
DO	Löst syre (dissolved oxygen, mg/l)
EBCT	Kontaktid i filter (empty bed contact time)
EDN	Efterdenitrifikation
EOX	Extraherbara organiskt bundna halogener
EPS	Extracellulära polymera substanser
EQS	Environmental Quality Standards, relaterat till direktiv 2008/105/EC, prioämnesdirektivet
Fe	Järn (mg/l)
F/M-kvot	Inkommande substrat i förhållande till mängden mikroorganismer (Food to Mass, kg BOD ₇ /kg SS, d)
Flux	Flöde per membranyta, enhet l/(m ² ·h). Flux är ett mått på hur hårt membranen belastas. Enheten skrivs vanligen l/mh.
FoU	Forskning och utveckling
Fouling	Igensättning av membranyta vilket resulterar i försämrat flöde genom membranet.
FS	Flat sheet, platt[-membran] (membrantyp)
FV	Försedimenterat vatten, prov- och analyspunkt
GAO	Glykogenackumulerande organismer
GHG	Växthusgaser (Greenhouse gases)
Hepta	Järn(II)sulfat heptahydrat (Quickfloc)
HF	Hollow fibre/hålfiber (membrantyp)
MBR	MembranBioReaktor, bioreaktor med membranseparation, prov- och analyspunkt
MOF	Metallorganiska ramverksföreningar (metal-organic framework)
MT ₁	Membrantank 1 (av 2)
MT ₂	Membrantank 2 (av 2)
NH ₄ -N	Ammoniumkväve (mg/l)
NO ₂ -N	Nitritkväve (mg/l)
NO ₃ -N	Nitratkväve (mg/l)
O & M	Drift och underhåll (Operation and Maintenance)
OPEX	Driftkostnader (Operational Expenses eller Expenditures)
Org-N	Organiskt bundet kväve (mg/l)
PAO	Polyfosfatackumulerande organismer

pe	Personekvivalenter, mått på antal anslutna. (1 pe = 70 g BOD ₇ /d)
Permeabilitet	Flux per TMP, enhet l/(m ² ·h·bar), skrivs vanligen lmh/bar. Permeabilitet är ett mått på hur bra ett visst flux tas ut genom membranen. Permeabiliteten försämras gradvis med tiden beroende på fouling.
Permeat	Det avloppsvatten som trängt igenom efter membranet, d.v.s. renat vatten efter membranet.
pH2040	Pilot Henriksdal 2040, det projekt som sammanställs i denna rapport, där en MBR-pilot för framtida Henriksdals reningsverk utvärderades 2013–2022.
P&ID	Flödesdiagram (Process and Instrumentation Diagram)
PID	Proportionell, Integrerande, Deriverande (regulator)
PIX	PIX 111, järn(III)klorid
PO ₄ -P	Fosfatfosfor (mg/l)
PS	Primärslam
RAS-Deox	Zon dit returslam (RAS, Return Activated Sludge) leds för avluftning
RC	Återhämtningsrengöring (Recovery cleaning)
Relaxationstid	Den tid som uttag av permeat från membranet stoppas som en del av en normal driftcykel. Under uppehållet luftas membranet med air scouring. Detta ger en återhämtning av permeabiliteten.
RK	Rötkammare
SED	Försedimentering
SFA 2040	Stockholms Framtida Avloppsvattenrening år 2040
SS	Suspenderat material (suspended solids, mg/l)
SSV L1 MBR	Förkortning för Sjöstadverket Linje 1 med MBR, som är den försökslinje vid Hammarby Sjöstadverket som användes för projektet
TDS	Total upplöst material (total dissolved solids, mg/l)
TOC	Totalt organiskt kol (total organic carbon, mg/l)
TMP	Transmembrantryckskillnad, enhet mbar. Skillnaden i tryck före och efter membran, kan jämföras med filtermotstånd.
Tot-N	Totalkväve (mg/l)
Tot-P	Totalfosfor (mg/l)
TS	Torrsubstans (Total solids, mg/l)
TTF	Filtreringstid (Time To Filter, s). Den tid det tar att filtrera en viss volym slam genom ett glas mikrofiberfilter. I denna rapport redovisas enbart TTF ₁₀₀ , vilket motsvarar filtreringstiden för 100 ml filtrat.
UT	Utgående vatten, prov- och analyspunkt
VS	Glödförlust (Volatile solids, %)
VSS	Glödförlust (Volatile suspended solids, %)
ÖS	Överskottsslam

Publikationer från eller relaterade till pilotprojektet

MBR-pilotprojektet har, förutom de tekniska årsrapporterna, resulterat i ett stort antal andra publikationer som antingen togs fram inom projektet eller som använde sig av pilotanläggningen i sina studier. Nedan återges de publikationer som hittills publicerats och som har en direkt koppling till pilotprojektet. Utöver dessa är det flera studier som ännu pågår och som kommer att resultera i fler publikationer. Här kan t.ex. nämnas doktorandstudier kring internt producerad kolkälla och användning i MBR-piloten samt karakterisering av mikrofloran i mesofila och termofila slamrötningstester.

Årsrapporter

- **2021–22:** Andersson, S.L., Andersson, S., Baresel, C., Eriksson, M., Narongin-Fujikawa, M., Carranza Munzos, A., Yang, J.J., Bornhold, N., Karlsson, J. 2023. [Long term trials with membrane bioreactor for enhanced wastewater treatment coupled with compact sludge treatment – pilot Henriksdal 2040, results from 2021–2022.](#) IVL Svenska Miljöinstitutet, Rapport B2461.
- **2020:** Andersson, S.L., Westling, K., Andersson, S., Karlsson, J., Narongin, M., Carranza Munzos, A., Bornhold, N., Baresel, C. 2021. [Long term trials with membrane bioreactor for enhanced wastewater treatment coupled with compact sludge treatment – pilot Henriksdal 2040, results from 2020.](#) IVL Svenska Miljöinstitutet, Rapport B2425.
- **2019:** Andersson, S.L., Westling, K., Andersson, S., Karlsson, J., Narongin, M., Carranza Munzos, A., Persson, G. 2021. [Long term trials with membrane bioreactor for enhanced wastewater treatment coupled with compact sludge treatment – pilot Henriksdal 2040, results from 2019.](#) IVL Svenska Miljöinstitutet, Rapport B2409.
- **2018:** Andersson, S.L., Westling, K., Andersson, S., Karlsson, J., Narongin, M., Persson, G. 2020. [Long term trials with membrane bioreactor for enhanced wastewater treatment coupled with compact sludge treatment – pilot Henriksdal 2040, results from 2018.](#) IVL Svenska Miljöinstitutet, Rapport B2388.
- **2017:** Andersson, S.L., Westling, K., Andersson, S., Lindblom, E. 2019. [Long term trials with membrane bioreactor for enhanced wastewater treatment -pilot Henriksdal 2040.](#) IVL Svenska Miljöinstitutet, Rapport B2334.
- **2016:** Andersson, S.L., Westling, K., Andersson, S., Laurell, C., Baresel, C., Narongin, M., Royen, H., Bornhold, N. 2017. [Pilotförsök med membranreaktor för avloppsvattenrening Delrapport 3 – försöksår 3.](#) IVL Svenska Miljöinstitutet, Rapport B2285.
- **2015:** Westling, K., Andersson, S.L., Baresel, C., Royen, H., Ottosson, E., Bergström, R., Björk, A., Andersson, S., Dahlén, N., Lindblom, E., Laurell, C. 2016. [Pilotförsök med membranreaktor för avloppsvattenrening Delrapport 2 – försöksår 2.](#) IVL Svenska Miljöinstitutet, Rapport B2271.
- **2013–14:** Samuelsson, O., Royen, H., Ottosson, E., Baresel, C., Westling, K., Bergström, R., Bengtsson, L., Yang, J., Andersson, S., Björk, A., Dahlén, N., Laurell, C., Lindblom, E., Grundestam, J. 2014. [Pilotförsök med membranbioreaktor för avloppsvattenrening: Delrapport 1 – Försöksår 1.](#) IVL Rapport B2215.

Andra rapporter

- Allard, A.S., Wahlberg, C. 2017. [Förekomst och reduktion av fokusämnen i fyra reningsverk.](#) Delrapport SystemLäk projekt. IVL Svenska Miljöinstitutet, Rapport B2279.
- Kazadi Mbamba, C., Jeppsson U. 2017. [Plant-wide model-based analysis of](#)

simultaneous precipitation on phosphorus removal in an activated sludge system with MBRs. Technical Report, Division of Industrial Electrical Engineering and Automation Faculty of Engineering, Lund University.

- Lakshmanan, R., Chowdhury, U., Chowdhury, S., Baresel, C., Royen, H., 2014. Monitoring, investigation and analysis of pathogens in MBR treated water at Hammarby Sjöstadverket, Stockholm. IVL Report C 39, IVL Swedish Environmental Research Institute, Stockholm.
- Magnusson, K., Wahlberg, C. 2014. Mikroskopiska skrappartiklar i vatten från avloppsreningsverk. IVL Rapport B2208.
- Närhi, K., Westling, K., Andersson, S., Baresel, C., Wahlberg, C. 2021. Mikroföroreningar i avloppsreningsverk med membranteknik – Jämförelse med konventionellt reningsverk och bedömning av recipientpåverkan. SVU-report 2021-2.
- Westling, K., Andersson, S. 2019. Fem avloppsreningsverk med MBR-process och strikta utsläppskrav – Rapport från en studieresa till USA. SVU-rapport Nr 2019-5. Svenskt Vatten.

Examensarbeten

- Ahmed, I. 2021. Omställning från mesofil till termofil rötning på Hammarby Sjöstadverket. Examensarbete inom kemiteknik 15 hp, Kungliga Tekniska högskolan, Stockholm.
- Apostolopoulou Kalkavoura, V. 2014. Effects of Varying Sludge Permeability of a Membrane Bioreactor. Master thesis. Royal Institute of Technology, TRITA-IM-EX 2014:09.
- Fridh, B. 2020. Mapping of spontaneous biological phosphorus removal in MBR-process. KTH Royal Institute of Technology. TRITA-CBH-GRU; 2020:116.
- Hallgren, S. 2017. Pumpning av slam med hög torrsubstanshalt. Examensarbete 15 hp. Tekniska Högskolan Jönköping, Jönköping.
- Jirblom, M. 2019. Egenskaper och förtjockningspotential hos slam från MBR- respektive CAS-process. Examensarbete 30 hp, Uppsala universitet.
- Kalkavoura, V.A. 2014. Effects of Varying Sludge Quality on the Permeability of a Membrane Bioreactor. Master of Science Thesis, KTH Royal Institute of Technology/ Industrial Ecology, Stockholm.
- Kääriä, S. 2015. The effect of microbiological properties of membrane bioreactor sludge on its filterability. Degree project in Biotechnology, KTH Royal Institute of Technology, Stockholm Vatten AB and IVL Swedish Environmental Institute, Stockholm.
- Murad, H. 2018. Membranbioreaktorer och deras förmåga att avlägsna prioriterade mikroföroreningar. Examensarbete UPTEC W18 048, Sveriges Lantbruksuniversitet SLU, Uppsala.
- Roberts, R.A. 2020. Mapping spontaneous biological phosphorus removal observed in a membrane bioreactor process without the anaerobic condition. KTH Royal Institute of Technology, TRITA-ABE-MBT 20734.
- Sellin, J. 2021. Jämförelse av termofil och mesofil slamrötning på Hammarby Sjöstadverks MBR-pilotanläggning för avloppsvattenrening. Exjobb 2021:09, SLU Sveriges lantbruksuniversitet, Uppsala.
- Sandberg, P. B. 2017. Kemisk fällning av fosfor med tvåvärt järn i kombination med aktivslam eller membranbioreaktor. Examensarbete, Högskoleingenjörsexamen Kemiteknik, Kungliga Tekniska högskolan, Stockholm.
- Söderström, A. 2018. Utvärdering av kvävefraktioner i avloppsreningsprocess med membranbioreaktor. Examensarbete Högskoleingenjörsexamen Kemiteknik, Kungliga Tekniska högskolan, Stockholm.
- Taylor, S. 2019. Utvärdering av return activated sludge deoxygenation (RAS-DeOx) i membranbioreaktor pilotlinje vid Hammarby Sjöstadverket. Examensarbete 30 hp, Uppsala universitet.

Vetenskapliga publikationer

- Baresel, C., Yang, J., Bornold, N., Tjus, K., Kanders, L., Westling, K. 2022. Direct GHG emissions from a pilot scale MBR-process treating municipal wastewater. *Advances in Climate Change Research*, 13 (1), 138–145. <https://doi.org/10.1016/j.accre.2021.09.006>
- Baresel, C., Harding, M., Fång, J. 2019. Ultrafiltration/Granulated Active Carbon-Biofilter: Efficient Removal of a Broad Range of Micropollutants. *Appl. Sci.* 2019, 9, 710. <https://doi.org/10.3390/app9040710>
- Baresel, C., Westling, K., Samuelsson, O., Andersson, S., Royen, H., Andersson, S., Dahlén, N. 2017. Membrane Bioreactor Processes to Meet Today's and Future Municipal Sewage Treatment Requirements? *Int J Water Wastewater Treat* 3(2). <https://dx.doi.org/10.16966/2381-5299.140>

Konferensbidrag

- Andersson, S.L., Westling, K., Andersson, S., Karlsson, J., Narongin, M., Baresel, C. 2021. Stockholm's Future Wastewater Treatment – long term pilot trials with an MBR process. NORDIWA – Nordic Wastewater Conference, 28 september–1 October 2021.
- Andersson, S., Roberts, R., Fridh, B., Narongin, M., Muñoz, A.C., Karlsson, J., Andersson, S.L., Westling, K. 2021. Where did the phosphorus go? NORDIWA – Nordic Wastewater Conference, 28 september–1 October 2021.
- Andersson, S., Sellin, J., Karlsson, J., Carlsson, A., Muñoz, A.C., Narongin, M., Andersson, S.L., Westling, K., Schnürer, A. 2021. How low can we go? – mesophilic and thermophilic digestion of WWT sludge at short retention times. NORDIWA – Nordic Wastewater Conference, 28 september–1 October 2021.
- Andersson, S.L., Muñoz, A.C., Westling, K., Andersson, S., Sellin, J., Karlsson, J., Narongin, M., Baresel, C. 2021. How low can you go – Resource efficient membrane cleaning in municipal membrane bioreactor pilot. NORDIWA – Nordic Wastewater Conference, 28 september–1 October 2021.
- Andersson, S., Karlsson, J., Carlsson, A., Carranza Muñoz, A., Narongin, M., Andersson, S.L., Westling, K. 2021. Retention time crash test for mesophilic and thermophilic digestion of WWT sludge. IWA Digital World Water Congress, 24 May–4 June 2021.
- Andersson, S. L., Westling, K., Andersson, S., Lindblom, E., Taylor, S. 2019. Evaluation of a resource efficient deoxygenation MBR zone using trials and simulation. IWA Membrane Technology Conference & Exhibition for Water and Wastewater Treatment and Reuse. Toulouse, France, 23–27 June 2019.
- Andersson, S.L., Westling, K., Baresel, C., Andersson, S. 2017. Phosphorus peaks in MBR effluent after membrane cleaning. NORDIWA – Nordic Wastewater Conference, 10–12 October, Aarhus, Denmark.
- Baresel, C., Yang, J., Bornold, N. 2019. GHG-emissions from a pilot scale MBR-process. NORDIWA – Nordic Wastewater Conference, 23–25 september, Helsinki, Finland.
- Baresel, C., Filipsson, S., Karlsson, J., Junestedt, C. 2019. Sweden's first beer brewed with recycled water to raise the value of water reuse. NORDIWA – Nordic Wastewater Conference, 23–25 september, Helsinki, Finland.
- Baresel, C., Westling, K., Andersson, S.L., Narongin, M. 2019. Membrane Bioreactors (MBR) in municipal WWTPs as turning point in wide-ranging water reuse? NORDIWA – Nordic Wastewater Conference, 23–25 september, Helsinki, Finland.
- Baresel, C., Filipsson, S., Karlsson, J., Junestedt, C. 2019. Sweden's first beer brewed with recycled water to raise the value of water reuse. 12th IWA International Conference on Water Reclamation and Reuse, 16–20 June 2019 – Berlin, Germany.

-
- Baresel, C., Westling, K., Andersson, S. L., Narongin, M. 2019. Membrane Bioreactors (MBR) in municipal WWTPs as turning point in wide-ranging water reuse? 12th IWA International Conference on Water Reclamation and Reuse, 16–20 June 2019 – Berlin, Germany.
 - Baresel, C., Ek, M., Harding, M., Magnér, J. 2017. Long-time experiment with biological active filter (BAF) for removal of pharmaceutical residues. NORDIWA – Nordic Wastewater Conference, 10–12 October, Aarhus, Denmark.
 - Karlsson J., Carranza Muñoz, A. 2020. How low can you go – retention time reduction until microbial inhibition in a thermophilic digester treating wastewater sludge. IWA Latin American Meetings on Anaerobic Digestion, 22 October–12 November 2020.
 - Westling, K., Närhi, K., Andersson, S., Baresel, C., Narongin, M., Wahlberg, W. 2021. Micropollutants and Microplastics in a Membrane BioReactor (MBR). NORDIWA – Nordic Wastewater Conference, 28 september–1 October 2021.
 - Westling, K., Baresel, C., Andersson, S., Wahlberg, C., Närhi, K. 2019. Micropollutants and microplastics in MBR. NORDIWA – Nordic Wastewater Conference, 23–25 september, Helsinki, Finland.
 - Westling, K., Andersson, S.L., Andersson, S. 2019. Citric vs oxalic acid for membrane cleaning. NORDIWA – Nordic Wastewater Conference, 23–25 september, Helsinki, Finland.
 - Westling, K., Andersson, S. L., Andersson, S. 2019. Citric vs Oxalic Acid for Membrane Cleaning in MBR. IWA Membrane Technology Conference & Exhibition for Water and Wastewater Treatment and Reuse. Toulouse, France, 23–27 June 2019.
 - Westling, K., Andersson, S., Andersson, S. L. 2018. The world’s largest membrane bioreactor: Henriksdal WWTP, Stockholm, Sweden – results from pilot scale trials. Membrane Technology 2018, West Palm Beach, FL, USA.
 - Westling, K., Baresel, C., Dahlén, N., Andersson, S., Albertsen, M. 2016. Microbiological populations – a comparison between MBR and CAS processes. 2nd IWA Conference on Holistic Sludge Management, HSM 2016, Malmö, Sweden.
 - Westling, K., Baresel, C., Dahlén, N. 2015. On the Implementation of an MBR Process at Wastewater Treatment Plants. WWTP-0113, 12th IWA LWWTPL, september 2015, Prag.
 - Westling, K., Baresel, C., Dahlén, N. 2015. Studies on the implementation of a MBR process at the Henriksdal wastewater treatment plant. 14th Nordic Wastewater Conference – NORDIWA, Bergen.
 - Westling, K., Samuelsson, O., Baresel; C., Royen, H., Dahlén, N. 2015. Pilot scale studies of the forthcoming world’s largest MBR facility. ACHEMA, 15–19 June 2015, Frankfurt am Main, Germany.
 - Yang, J., Bornold, N., Baresel, C., Westling, K. 2021. Nitrous oxide emissions from MBR-processes and their impact in the total environmental performance of the process. IWA Digital World Water Congress, 24 May–4 June 2021.

Rapportens innehåll och resultat i korthet

Under nio år (2013–2022) har membranbioreaktortekniken (MBR) utvärderats genom pilottester vid FoU-anläggningen Hammarby Sjöstadsvverk inför fullskalig implementering vid Henriksdals avloppsreningsverk i Stockholm med start 2021. Syftet med denna rapport är att sammanfatta specifika erfarenheter, utmaningar och möjligheter som IVL Svenska Miljöinstitutet och Stockholm Vatten och Avfall (SVOA) har identifierat under dessa år. Vidare presenteras MBR-teknikens roll för Stockholms framtida avloppsrening och erfarenheter från det första året av fullskalig drift.

Bakgrund

För att öka kunskapen om MBR-tekniken under nordiska förhållanden initierades ett omfattande MBR-pilotprojekt under 2012 och MBR-piloten togs i drift 2013. Piloten rekonstruerades till sin nuvarande konfiguration 2016 med samma membran som används i fullskala (Zeeweed 500D). Den biologiska reningen består av för- och efterdenitrifikation med tillsats av extern kolkälla för kväveavskiljning. Fosfor avlägsnas genom för- och simultanfällning i tre doseringspunkter. Under 2017 kompletterades MBR-piloten med en slambehandlingslinje för att studera olika aspekter av slamhanteringen som slamavvattning, rötning och rejektvattenhantering.

Reningsresultat

MBR-piloten har generellt uppnått en stabil reningseffekt med utgående föroreningshalter långt under utsläppskraven, se tabell nedan, vid användning av mindre mängd extern kolkälla och fällningskemikalier jämfört med designvärden.

Parameter	Krav	Kommentar	2016*	2017	2018	2019	2020	2021	2022 fullskala
BOD ₇ (mg/l)	5	årsmedelvärde	< 2	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.	n.a.	< 2
TN (mg/l)	6	årsmedelvärde	4,6	4,8	4,6	4,4	3,9	3,9	4,8
NH ₄ -N (mg/l)	2	medelvärde apr-okt	0,2	0,5	0,4	0,6	0,8	0,2	–
TP (mg/l)	0,20	årsmedelvärde	0,33	0,14	0,15**	0,10	0,05	0,07	0,15

*juni till december. **Exklusive 16 veckor (v.26–41) med specifika försök utan tillsats av järn.

Även vid olika stresstester som kallvattenperioder och perioder med hög belastning visade MBR-piloten bra reningseffekt. Under 2021 kördes t.ex. MBR-piloten med ett fast inflöde på 4,1 m³/h, vilket är 37 % högre än designmedelflödet, för att testa extrema förhållanden vid drifttagande av den första MBR-linjen i Henriksdals avloppsreningsverk. Glycerol alternativt internproducerad VFA (flyktiga fettsyror) användes som kolkälla för efterdenitrifikation, och aluminium (PAX) användes istället för järn (PIX) som komplement till järn (FeSO₄) för fosforfällning. Den årliga medelkoncentrationen i utgående avloppsvatten för kväve och fosfor var 3,9 mg TN/l respektive 0,07 mg TP/l, vilket innebär att reningskraven uppfylldes utan problem även vid dessa höga belastningsförhållanden.

Framtida reningsskrav, resultat från pilotskala 2016–2021 och fullskalelinjen 2022 (fullskaleresultat är utan tillsats av extern kolkälla och med endast tillsats av järn (FeSO₄) som fällningskemikalie; n.a.= ej analyserad).

Rapporten innehåller även resultat från användningen av olika kontrollstrategier och en jämförelse av sju olika externa kolkällor.

Membrandrift och prestanda

Piloten byggdes med två membrantankar som arbetade parallellt. Generellt var membrandriften stabil och permeabiliteten var bra, mellan 600 och 200 lmh/bar, vilket ligger över leverantörens rekommendationer. Projektet visade att möjligheter till ökad effektivitet och minskad resursåtgång för membrandrift är betydande jämfört med leverantörens design.

Enligt design skulle membranen rengöras kemiskt med citronsyra och natriumhypoklorit. Från och med 2017 rengjordes membranen i membrantank 1 (MT1) med oxalsyra och membranen i MT2 med citronsyra för jämförelse. Båda membranen rengjordes också med natriumhypoklorit. Resultaten visade att effekten av rengöring med oxalsyra var minst lika bra som vid rengöring med citronsyra. Eftersom oxalsyra är billigare än citronsyra finns det en stor ekonomisk besparingspotential i att byta till oxalsyra. Även fosfortoppar som upptäckts i permeatet i samband med citronsyra-rengöring, påträffades inte i samband med oxalysyrarengöring. Då det främst var igensättning (fouling) orsakat av järn som minskade membranets prestanda gav rengöring med syra bättre effekt än rengöring med hypoklorit.

Optimering av resursförbrukningen relaterad till membrandriften har varit i fokus i pilotprojektet sedan 2018. Försök för att minska membranluftningen och mängden kemikalier som används för membranrengöring har genomförts. Olika tester visar att det finns stora potentiella besparingar i både kemikalie- och energianvändning vid drift av membranen, utan att riskera någon minskning av membrankapaciteten. Pilotförsöken visade att en behovsstyrd styrning (baserat på mätningar av TMP och en beslutsalgoritm) istället för den produktions-/tidsbaserade styrning som tillhandahålls av leverantören, i kombination med en minskad dos per tvätt, kunde minska kemikaliebehovet för membranrengöring till 30–40 % av design. Oxalysraförbrukningen kunde minskas mer än citronsyraförbrukningen, jämfört med design, utan att påverka membranets prestanda.

Utförliga tester relaterade till membrandrift visade dessutom:

- inga permanenta negativa effekter på permeabiliteten vid snösmältnings- eller kalltemperaturperioder.
- att ingen av de föreslagna parametrarna som kan detektera igensättning av membran (TTF, cTOC) har använts vid uppföljning av membranets prestanda eftersom inget tydligt samband mellan dessa parametrar och permeabilitet kunde fastställas med data från MBR-piloten.
- att slamrecirkulation genom membrantankarna krävdes i 10–15 minuter, motsvarande 2–3 uppehållstider, efter den kemiska rengöringen innan permeatuttag kunde återupptas för att förhindra tillfälligt förhöjda halter av organiska klorföreningar (AOX, EOX), klor, järn och fosfor i permeatet.
- att membranets prestanda inte påverkades nämnvärt även vid några mer extrema tester; som att helt stänga av relaxdelen av driftscykeln i 6 veckor, stoppa underhållsrengöringen med natriumhypoklorit i över 4 månader och drift vid maximalt designflux (>30 lmh) medan slamhalten var högt (>12 000 mg/l) och returslamflödet lågt ($2 \times Q_{in}$) under några månader.
- att ett stopp i luftflödet till membrankassetterna under permiering orsakar snabb igensättning och högt TMP (>300 mbar) inom 10 minuter.

I fullskalelinjen varierade permeabiliteten under 2022 mellan 500 och 350 lmh/bar med ett kemikaliebehov för membranrengöring som minskats till 60 % och 81 % av designförbrukningen för natriumhypoklorit respektive citronsyra.

Särskilda mätkampanjer och försök

En tvåårig kartläggning av mikroföroreningar genom reningsprocessen, såsom läkemedelsrester, mikroplaster, bakterier, PFAS och klororganiska halogener påbörjades under hösten 2017 och avslutades 2019. Av denna studie drogs slutsatsen att halterna av dessa mikroföroreningar, både i avloppsvatten och slam, var jämförbara mellan MBR-piloten och den konventionella aktivslamprocessen vid Henriksdals avloppsreningsverk. Detta indikerar att slamkvaliteten inte kommer att försämrans genom att införa en MBR, dock kommer inte heller avloppskvaliteten att förbättras nämnvärt med avseende på mikroföroreningar.

Utsläpp av klorerade föreningar mättes vid flera återhämtningsrengöringar (RC, recovery cleaning) med natriumhypoklorit. Utsläppsförloppet var långsammare än förväntat och generellt sett observerades inga tydliga tecken på minskning av emissioner under provtagningens 21 timmar. Även om sammansatta prover på flera timmar under natten inte ger tillräckligt med detaljer så drogs slutsatsen att emissionerna kan vara skadliga under hela RC-processen ur ett exponeringsperspektiv. Observerade trikloraminalter översteg det rekommenderade gränsvärdet 36 gånger, klorgas nådde upp till 73 % av korttidsexponeringsgränsen (15 min exponering) och kloroform låg vid 9 % av yrkesexponeringsgränsen (8-timmars arbetsdagsmedelvärde).

För att kvantifiera utsläpp av växthusgaser inklusive lustgas (N_2O) och metan (CH_4) genomfördes totalt tre mätkampanjer under 2014, 2018 och 2021. Generellt varierade utsläppsfaktorerna mellan 0,004–1,44 N_2O-N/NH_4-N och 0,026–0,63 CH_4/TOC där de högsta utsläppen observerats under 2021. Speciellt höga lustgasutsläpp kunde identifieras från membrantanken 2021. Ingen tydlig orsak kunde identifieras men den ökade inkommande belastningen med bibehållen hög reningseffekt och förbättrad provtagning jämfört med 2014 och 2018 kan delvis vara en förklaring. I rapporten återges även erfarenheter från andra MBR-anläggningar.

I samarbete med Kemira genomfördes även tester med en fluxförbättrare (flux-enhancer) under 2021. Ingen uppenbar positiv eller negativ förändring i membranpermeabiliteten på grund av dosering av fluxförbättrare kunde dock identifieras utifrån de processparametrar som kontinuerligt övervakas och med hänsyn till vanligt observerade variationer i permeabilitet och effekt av membranrengöring.

Eftersom skumbildning är ett vanligt fenomen i MBR-anläggningar gjordes även tester med ett skumdämpande medel genom korta batch-doseringar och kontinuerlig dosering till den biologiska reningen under perioden med kraftig skumbildning (mars-juni). Även om skumning inte undveks kunde en bra reduktion och kontroll av skumning uppnås. En optimal effekt uppnåddes med kontinuerliga doser på > 10 ppm. Men även om produkten har visat sig ha en positiv effekt i MBR-piloten, bedöms permanent användning i fullskala inte vara ekonomiskt genomförbar på grund av den höga förbrukningen. Erfarenheter från andra MBR-anläggningar i Sverige och internationellt beskrivs också i rapporten.

Test med reducerad slamrecirkulation (RAS-flöde) från designvärdet $4 \times Q_{in}$ till $2 \times Q_{in}$ gjordes i syfte att minska energiförbrukningen för pumpning. Ett minskat RAS-flöde skulle dock innebära ökad slamkoncentration i membrantankarna, vilket kan ha negativa effekter på membranets prestanda med mer igensättning och följaktligen ökat behov av membranluftning och behov av frekventare membranrengöringar. I pilottesterna kunde dock inga negativa effekter av det minskade RAS-flödet på membranets prestanda observeras.

Andra relaterade aktiviteter och aspekter

Utöver de ovan beskrivna projektaktiviteterna användes MBR-piloten för flera andra aktiviteter som återges i rapporten, inklusive

- tester och jämförelse av olika kolkällor för efterdenitrifikation inkl. natriumacetat, Brenntaplus, metanol, ättiksyra, glycerol, etanol, och internt producerad VFA (flyktiga fettsyror).
- biologisk fosforreduktion (Bio-P) även om processen inte har varit designad för detta. Detta har bl.a. medfört en betydligt lägre förbrukning av fällningskemikalier än förväntat.
- ett antal tester med olika avancerade reningstekniker som t.ex. ozonering, aktivt kol, m.fl. för borttagning av mikroföroeningar som läkemedelsrester och PFAS. Även erfarenheter från andra svenska och internationella MBR-anläggningar beskrivs.
- användning av MBR-piloten som del för direkt återanvändning av renat avloppsvatten till dricksvatten (direct potable reuse – DPR).

Avslutningsvis diskuteras olika relaterade aspekter till MBR-tekniken i rapporten. Detta inkluderar bl.a. avveckling och hantering av uttjänta membran, generella drift-erfarenheter från pilotprojektet och första fullskalelinjen, återföring av pilotresultat till fullskala, och framtida utvecklingspotential och utmaningar för MBR-tekniken.

1 Inledning

Under 2012/2013 beslutade Stockholm Vatten och Avfall (SVOA, före 2014 endast Stockholm Vatten) att införa membranbioreaktorer (MBR) på Henriksdals avloppsreningsverk (ARV). Då var MBR-tekniken relativt ny och det fanns ingen fullskalig MBR-anläggning för behandling av kommunalt avloppsvatten i Norden. För att bättre lära känna tekniken och för att utöka kunskapen om membranteknik under svenska förhållanden beslöt SVOA i samverkan med IVL Svenska Miljöinstitutet (IVL) att genomföra försök i pilotskala vid test- och demonstrationsanläggningen Hammarby Sjöstadsvverk som var belägen på Henriksdals ARV.

Stockholm Vattens erfarenheter av pilottester var sedan tidigare goda och vid denna tidpunkt fanns redan en pilotlinje vid Hammarby Sjöstadsvverk som hade byggts som en kopia av den existerande aktivslamprocessen vid Henriksdals avloppsreningsverk. Denna pilotlinje byggdes om till en MBR som sedan modifierades allteftersom beslut om den framtida utformningen av Henriksdals biolinjer fattades. Försöken pågick mellan åren 2013 och 2022, och MBR-piloten har under hela denna tid varit i drift i princip dygnet runt, året om, med undantag för några begränsade ombyggnadsperioder.

Målen med pilotprojektet har liksom processens utformning utvecklats med tiden. Vid pilotprojektets början fanns det stora osäkerheter kring hur väl MBR-tekniken fungerar under de förutsättningar som råder i Stockholm med säsongsvist låga temperaturer och stora flödesvariationer, men också vid användandet av järnsulfat för simultan fosforfällning ner till mycket låga utsläppshalter. Det initiala målet med projektet var därför att säkerställa att MBR-tekniken fungerar bra under dessa förutsättningar. Målen har sedan utvecklats vidare till att bland annat omfatta optimering av styrstrategier, ökad resurseffektivitet, ökad kunskap om miljöpåverkan och arbetsmiljö.

På senare år har allt fler svenska avloppsreningsverk visat intresse för MBR-tekniken, både för att den är platseffektiv och för att den ger goda förutsättningar för efterföljande rening av organiska mikroföroreningar ("läkemedelsrening"). Samtidigt är MBR-tekniken resurskrävande jämfört med konventionell aktivslamteknik, eftersom membranet kräver konstant luftning och regelbunden rengöring med kemikalier. Givet dagens krisbetonade läge (våren 2023), då det råder krig i Europa och skenande elpriser, utgör detta en större utmaning än tidigare och de resultat kring resursoptimering av membranrengöring som uppnåtts vid pilotförsöken blir än mer aktuella. Erfarenheter och resultat från det mångåriga MBR-pilotförsöket inom detta projekt kan utifrån dessa olika infallsvinklar vara av stort intresse i VA-Sverige.

I den här rapporten sammanställs därför de pilotförsök med MBR-teknik för rening av kommunalt avloppsvatten som genomförts under nio år inom projekt "pilot Henriksdal 2040" (pH2040). Varje försöksår, från 2013 till och med 2022 finns dessutom redovisade i separata årsrapporter; på svenska för de tre första åren och därefter på engelska. Utöver pilotförsöken redovisas också resultat från den första MBR-linjen i fullskala på Henriksdals avloppsreningsverk, som varit i drift sedan januari 2021. Författarna lyfter även blicken och belyser utmaningar och möjligheter med MBR-tekniken ur ett bredare perspektiv.

Läsanvisning

- I kapitel 2 ges en kort bakgrund till projektet och MBR-tekniken.
- I kapitel 3 och 4 återfinns en beskrivning av MBR-pilotens utformning och belastning respektive provtagning, analys, instrumentering och tester.

-
- I kapitel 5 redovisar de övergripande resultaten avseende reningsresultat, membran-drift och slamegenskaper.
 - Kapitel 6–14 redovisar resultat och erfarenheter från olika försök eller tester som utförts inom pilotprojektet och redovisas som separata rapporter med bakgrund, metod och resultat och innehåller i många fall jämförelser med Henriksdals MBR-linje och en utblick utanför projektet i de fall sådan information funnits tillgänglig.
 - Kapitel 15 berör avveckling och hantering av uttjänta membran och baseras på teori och intervjuer.
 - Kapitel 16 handlar om drifterfarenheter och driftsäkerhet och sammanställer erfarenheter från personal både från pilotanläggningen och Henriksdals ARV.
 - Kapitel 17 beskriver hur projektering och driftsättning av fullskalelinjen på Henriksdal har dragit nytta av MBR-piloten och de resultat som uppnåtts. Kapitlet innehåller också ett försök att omsätta nyttan av pilotförsöken till kostnader, besparingar och andra konkreta nyttor för SVOA.
 - I kapitel 18 redovisas resultat från fullskalig drift av MBR i Henriksdal.
 - I kapitel 19 avslutas rapporten med ett kapitel om framtida utvecklingspotential och utmaningar för MBR-tekniken.

2 Bakgrund

Inom projektet Stockholms framtida avloppsrening (SFA) byggs Henriksdals avloppsreningsverk (ARV) om och ut från en konventionell aktivslamprocess (CAS) till en MBR-process för att klara en fördubblad kapacitet motsvarande 1,6 miljoner anslutna (personekvivalenter, pe) vilket förväntas uppnås år 2040. Utöver en ny grovrening och försedimentering i Sickla kommer den biologiska reningen byggas om i befintliga volymer till en av världens största MBR-processer. Den stora ökningen i antal anslutna beror på att Bromma ARV ska läggas ned och att avloppsvattnet från både Bromma ARV och Eolshälls pumpstation (som idag leds till Himmerfjärdsverket) ska ledas i en ny tunnel till Sicklainloppet på Henriksdal ARV samtidigt som befolkningen i upptagningsområdet förväntas öka kraftigt till följd av förtätning. Eftersom Henriksdals ARV ligger insprängt i Henriksdalsberget och de tillgängliga bergsvolymerna redan utnyttjas maximalt är möjligheterna till en utbyggnad begränsade. I samband med ombyggnationen kommer reningskraven skärpas till 5 mg BOD₇/l, 6 mg Tot-N/l och 0,20 mg Tot-P/l. Därutöver tillkommer en mängdbegränsning för utsläpp av fosfor på 27 ton per år, vilket är en direkt effekt av Sveriges åtaganden i Baltic Sea Action Plan och EU:s ramdirektiv för vatten. Drygt 1,6 miljoner m² membranyta (vilket motsvarar nästan 300 fotbollsplaner) kommer att installeras och ersätta dagens eftersedimentering.

MBR-tekniken är en internationellt sett beprövad teknik inom både industriell och kommunal avloppsrening. I Europa, USA och Asien finns flertalet stora kommunala avloppsreningsverk med membranteknik som idag har varit i drift i 10–20 år, varav en del varit i drift i ca 10 år när pilotprojektet påbörjades (Brepols, 2010; Judd, 2010; www.thembrsite.com, 2023-01-16). Dessa avloppsreningsverk drivs dock med helt andra förutsättningar än Henriksdals ARV, såsom varmare avloppsvatten, helt separata ledningsnät, biologisk fosforrening (EBPR) eller aluminiumfällning och mindre stränga reningskrav.

Vid tidpunkten för inriktningsbeslutet om att bygga MBR på Henriksdals ARV fanns stora osäkerheter kring hur väl membran fungerar vid olika förhållanden såsom låga temperaturer, stora flödesvariationer och vid användandet av järnsulfat för fosforfällning ned till mycket låga utsläppshalter. Risken för försämrad prestanda till följd av flödesvariationer och låg temperatur samt irreversibel fouling till följd av kraftig kemfällning lyftes. För att säkerställa att tekniken fungerar bra även under de förutsättningar som råder i Stockholmsområdet, samt för att utöka kunskapen om membranteknik under svenska förhållanden beslöt SVOA att genomföra försök i pilotskala.

MBR-piloten anlades på FoU-anläggningen Hammarby Sjöstadsvärk i anslutning till Henriksdals ARV uppe på Henriksdalsberget och benämndes som pH2040-piloten med tanke på att den pågående ombyggnationen av Henriksdals reningsverk (inom projektet Stockholm Framtida Avloppsrening), dimensioneras för beräknad belastning år 2040 (pilot Henriksdal 2040). Driftsättning skedde i september 2013 och de två första åren drevs processen med plattmembran (flat sheet) men efter att det beslutats att hålmembran (hollow-fibre) skulle installeras på Henriksdal byttes membranerna i piloten ut inför försöksår 3. Även den biologiska processutformningen har utvecklats under projektets gång i takt med att processdesignen för det framtida Henriksdal har tagits fram. Detta har resulterat i att utformningen av den biologiska reningen i MBR-piloten från 2016 var nära nog identisk med utformningen av det framtida Henriksdal.

Idag finns det flertalet exempel på MBR-anläggningar som når mycket låga utgående halter av kväve och fosfor (0,03–0,3 mg Tot-P/l och 2–7 mg Tot-N/l) vid låga eller relativt låga vattentemperaturer (lägsta månadsmedelvärde 7–13 °C) som liknar de svenska förhållandena, t.ex.:

- *Ballenger McKinney ARV, USA*: I drift sedan 2013 med ZeeWeed hålfibermembran,

-
- 180 000 pe (Westling & Andersson, 2019).
- *Yellow River ARV, USA*: I drift sedan 2011 med ZeeWeed hålfibermembran, 165 000 pe (Westling & Andersson, 2019).
 - *Mølleå ARV i Lyngby, Danmark*: I drift sedan 2013 med ZeeWeed hålfibermembran, 125 000 pe (<https://moelleaavaerket.dk>, besökt 2023-01-16).
 - *Johns Creek ARV, USA*: I drift sedan 2010 med ZeeWeed hålfibermembran, 85 000 pe (Westling & Andersson, 2019).
 - *Cox Creek ARV, USA*: I drift sedan 2017 med ZeeWeed hålfibermembran, 80 000 pe (Westling & Andersson, 2019).
 - *Taskila ARV i Oulu, Finland*: I drift sedan 2018 med ZeeWeed hålfibermembran i MBR-processen (70 000 pe) och en CAS-process (130 000 pe), mycket kallt vatten och endast kvävekrav då $T < 12^{\circ}\text{C}$ (Haimi, 2023).
 - *Metsäsairila ARV i Mikkeli, Finland*: I drift sedan 2020 med Alfa Laval plattmembran, 63 000 pe (Haimi, 2023).
 - *Wädenswil ARV, Schweiz*: I drift sedan 2005 med Marapur hålfibermembran, 22 000 pe.
 - *Stäfa ARV, Schweiz*: I drift sedan 2012 med Marapur hålfibermembran, 15 000 pe.
 - *Glessen ARV (Erftverband), Tyskland*: I drift sedan 2008 med ZeeWeed hålfibermembran, 9 000 pe (Brepols, 2022).
 - *Lagoon Lane ARV i Ontario, Kanada*: I drift sedan 2011 med ZeeWeed hålfibermembran, kvävekravet gäller bara ammonium, 7 000 pe (<https://muskoka.on.ca>, besökt 2023-01-16).
 - *Rödingen ARV (Erftverband), Tyskland*: I drift sedan 1999 med ZeeWeed hålfibermembran, 3 000 pe (Brepols, 2022).

De flesta av dessa avloppsreningsverk var dock inte i drift då pilotprojektet inleddes och fosforavskiljningen åstadkoms främst med biologisk fosforering (EBPR) och fällning med trevärd metall (Al^{3+} eller Fe^{3+}). Endast Metsäsairila ARV i Mikkeli, Finland använder tvåvärt järn (järnsulfat – ”hepta”) för fosforavskiljning.

Andra kända MBR-anläggningar i Europa är t.ex. Nordkanal i Tyskland och Seine Aval i Frankrike, men de har inte lika strikta utsläppskrav.

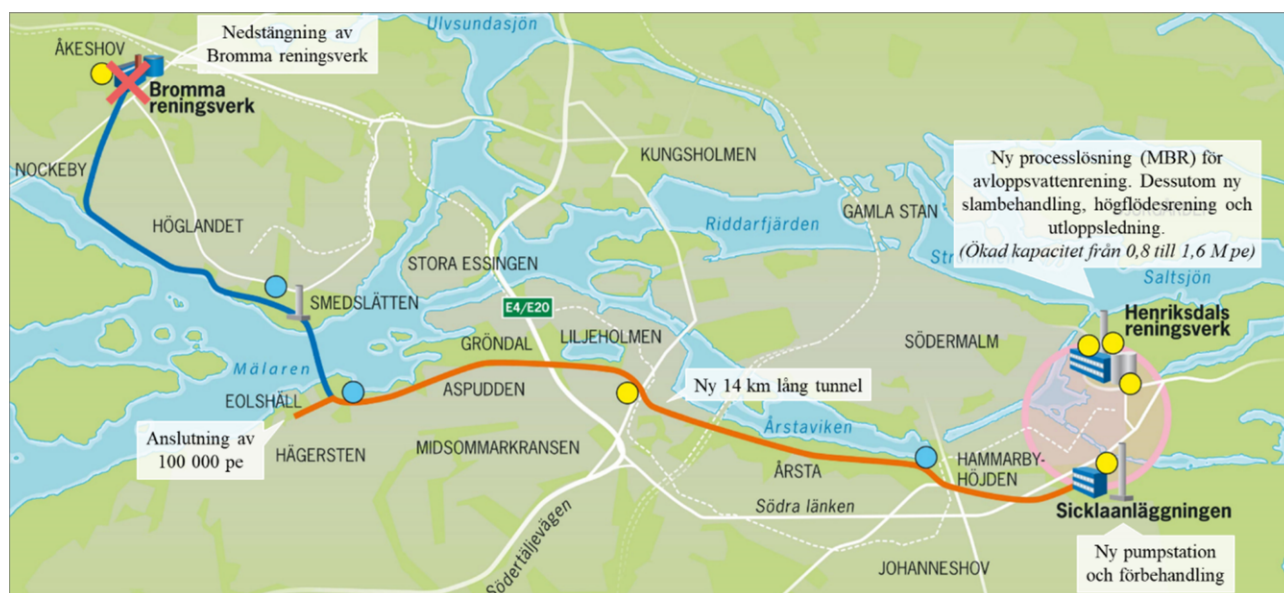
I Sverige ökar intresset för MBR-tekniken och utöver Henriksdals ARV är följande anläggningar driftsatta eller under uppbyggnad (mars 2023):

- Häckla ARV, Åtvidaberg har en SBR-MBR (8 000 pe) med Alfa Laval plattmembran som driftsattes år 2020.
- Kivik, Österlen (7 500 pe) har en HUBER Vacuum Rotation Membrane VRM® Bioreactor driftsatt december 2020.
- Himmerfjärdsverket (375 000 pe), Syvab, under uppbyggnad (första linjen förväntas vara färdigställd vid årsskiftet 2023/2024). ZeeWeed hålfibermembran.
- Centrala reningsverket i Kristianstad (250 000 pe), under uppbyggnad (beräknas i huvudsak färdigställt under 2024).
- Margretelunds ARV, Roslagsvatten (57 000 pe), under uppbyggnad (beräknas klart 2026).

Under projektets gång har fler nya frågeställningar lyfts, som framför allt berör miljöpåverkan eller frågor som kommit från projektorganisationen som sköter ombyggnaden av Henriksdals ARV. Frågor rörande bland annat kemikalie- och energiförbrukning för membrandrift, produktion av toxiska klororganiska föreningar i samband med membrantvätt, processens förmåga att avskilja organiska mikroföroreningar, effektiviteten hos olika fossilfria kolkällor för efterdenitrifikation och processens kapacitet att hantera ökad belastning jämfört med designdata. Dessa frågor har lett till nya inriktningar och målbilder för försöken i pilotanläggningen.

2.1 Stockholms framtida avloppsrening

Projektet Stockholms framtida avloppsrening (SFA, se Figur 2.1) omfattar en avveckling av Bromma ARV, en ny avloppstunnel från Bromma ARV till Sicklaanläggningen, en ny pumpstation och förbehandlingsanläggning i Sickla, installation av MBR i befintlig biolinje, ny höglödesrening i befintliga sandfilter, ny anläggning för förtjockning av slam, renovering av rötchammare samt utökning av värmväxlarkapaciteten för att klara termofil rötning samt flytt av slamavvattning och -utlastning från Sickla till nya bergrum i Henriksdal. Framtida Henriksdal kommer att bli en av världens största anläggningar i sitt slag, dimensionerat för att rena vatten från 1,6 miljoner pe år 2040.



Bakgrunden till SFA-projektet är att både Henriksdals och Bromma ARV länge varit överbelastade samtidigt som befolkningsökningstakten i Stockholmsområdet var en av Europas snabbaste. Reningsverkskapaciteten behövde därmed ökas och samtidigt var båda avloppsreningsverken i stort behov av renovering och hade små möjligheter att expandera då de är omgivna av bostäder och vägar. Åkeshovanläggningen, den del av Bromma ARV som ligger ovan mark, ansågs dessutom vara en attraktiv plats för exploatering. Sammantaget ledde detta till beslutet att genomdriva SFA-projektet.

Upphandlingen av membran var färdig redan 2016 då det ansågs ha en stor inverkan på projektets fortsatta genomförande. Vid samma tidpunkt spikades processutformningen efter att ha jämfört möjliga alternativ. Den första utav 7 parallella biolinjer byggdes om till MBR-linje under 2016–2020. I januari 2021 driftsattes linjen och i oktober samma år överlämnades linjen till driften efter att prestandatest och provdrift genomförts. Enligt nuvarande tidplan ska samtliga linjer vara ombyggda och drifttagna till år 2029. Brommatunneln och Sicklaanläggningen ska vara färdiga år 2026, vilket också är tidpunkten då Bromma ARV planerar att stängas ner.

De reningskrav som den framtida processen på Henriksdal ska uppfylla visas i Tabell 2.1.

Figur 2.1

Olika delar som ingår i Stockholms framtida avloppsrening (SFA).

Parameter	Reningskrav	Kommentar
BOD ₇ (mg/l)	5	begränsningsvärde, årsmedel
Tot-N (mg/l)	6	begränsningsvärde, årsmedel
NH ₄ -N (mg/l)	2	begränsningsvärde, medel april-oktober
Tot-P (mg/l)	0,20	begränsningsvärde, årsmedel

Tabell 2.1

Framtida reningskrav för Henriksdals ARV.

Kraven omfattar även årsmängder, vilket blir kritiskt för fosforutsläppet där maximalt 27 ton per år får släppas ut. I praktiken medför det att utgående halt av totalfosfor kommer behöva understiga 0,15 mg/l år 2036 för att inte överskrida mängdkravet (baserat på den prognos för framtida flöde och belastning som togs fram som dimensioneringsunderlag för SFA-projektet år 2013).

Den dimensionerande belastningen på Henriksdals ARV utgår från den prognos för år 2040 som togs fram inom SFA-projektet år 2013 vilken baserade på anslutna kommuners tillväxtprognoser och historiska data från avloppsreningsverken, se Tabell 2.2.

Parameter	2040	Enhet
Q _{dim}	6,1	m ³ /s
Q _{max biologisk rening}	10	m ³ /s
Q _{max avloppsreningsverket}	19	m ³ /s
BOD ₇ belastning	113 000	kg/d
Tot-N belastning	19 440	kg/d
Tot-P belastning	2 600	kg/d

Tabell 2.2

Dimensionerande värden för Henriksdal 2040.

2.2 Syfte och mål med pilotförsöken

De övergripande syftena med pilotförsöken vid Hammarby Sjöstadsverk har varit att:

1. Få ökad kunskap om och erfarenhet av MBR-tekniken och den processlösning för den biologiska reningen som togs fram för framtida Henriksdals ARV.
2. Undersöka om de strikta reningskrav som kommer att gälla för framtida Henriksdals ARV kan uppnås med den valda processlösningen vid olika belastningssituationer.
3. Jämföra hur processen fungerar gentemot design (teoretisk design av fullskaleprocessen).

Vidare skulle försöken ge information om utmaningar och möjligheter med MBR-tekniken för kommunal avloppsvattenrening vid svenska förhållanden.

Det har varit viktigt att också fånga upp driftmässiga erfarenheter för att förbereda operativ personal på Henriksdal inför idrifttagning av processen i fullskala.

Mer specifikt skulle följande frågor besvaras:

- Uppnås ställda reningskrav vid olika belastningsfall?
- Vilka ytterligare optimeringar kan göras inom befintliga volymer för processoptimering?
 - Styrning
 - Resursförbrukning
 - Kemikalieval
 - Membrandrift
- Vad är lämpliga styrstrategier för att nå produktionsmålen?
- Hur ser drift- och underhållsbehov för processlösningen ut, inklusive ekonomiska aspekter?
- Processspecifika frågor, exempelvis på vilket sätt förändras slamegenskaper?

-
- Hur ser driftstabilitet och robusthet av systemet ut vid dynamisk belastning och höga flöden?
 - Vad är lämplig strategi för driftsättning av biologi och membran?
 - Hur fungerar processen jämfört med teoretisk design?
 - Reningseffektivitet
 - Kemikalie- och luftförbrukning
 - Hur påverkas membranerna av faktorer som
 - dos av fällningskemikalie, dosering av kolkälla och olika kemikalietyper,
 - luftningsstrategier,
 - dynamisk belastning och höga flöden,
 - strategier för kemisk membrantvätt (CIP) såsom tvättintervall och typ av tvätt, samt volym och typ av tvättkemikalier?

Försöken skulle också bidra med kunskap om vilka driftsproblem som kan uppstå och hur man avhjälper dem, och bidra till en effektiv och smidig driftsättning av fullskaleanläggningen.

Utöver reningskraven i tillståndet har projektet även haft en ambition att följa reningseffektiviteten med avseende på läkemedelsrester och andra svårnedbrytbara ämnen.

Varje försöksår har haft sina egna uppsatta mål:

- *Försöksår 1:* Under 2013 och 2014 var målet att se om MBR-processen kan uppnå förväntade reningskrav under en längre period för olika belastningsfall samt att få praktiska erfarenheter av den, för svenska avloppsreningsverk, nya tekniken.
- *Försöksår 2:* Under 2015 var målen att se om de processförändringar som implementerades för att efterlikna processutformningen i framtida Henriksdal (rejektvatten-tillförsel, förluftning, en deox-zon för returslam, så kallad RAS-deox, och modifierad returslamsrecirkulation) gav önskad effekt samt optimering av fällningsstrategier för fosforreningen.
- *Försöksår 3:* Målen under 2016 var att testa de nya hålfibermembranerna i enlighet med de garantiförutsättningar som gäller för dessa, samt att verifiera att processen kan uppfylla de förväntade framtida reningskraven över en längre tid.
- *Försöksår 4:* Under 2017 var fokus på att optimera fosforreningen och verifiera att målet på Tot-P < 0,20 mg/l kunde nås, att testa metanol som extern kolkälla och genomföra försök med kallvatten (ca 10 °C) för att studera hur membran och kväverening påverkades. Ytterligare mål var att jämföra oxalsyra och citronsyra för membrantvätt och arbeta med resursoptimering för både membranluftning och kemikalier för membrantvätt, samt påbörja en kartläggning av mikroföroreningar i processen.
- *Försöksår 5:* Mål för 2018 var att fortsätta med resursoptimering och kartläggning av mikroföroreningar samt utvärdera specifika processer och funktioner i MBR-processen. Ett mål var att studera hur första fasen av SFA skulle kunna bli med ett högt fast inflöde och utan tillgång till metanol som kolkälla. Ett annat var att närmare studera den spontana biologiska fosforrening som uppstått.
- *Försöksår 6 och 7:* Under 2019 och 2020 hade pilotförsöken målet att svara på frågan "Hur lågt kan vi gå?" genom minskning av membranrengöring och låga utgående halter av fosfor och kväve.
- *Försöksår 8 och 9:* 2021 och 2022 var målsättningen att pressa membranerna tuffare än tidigare genom högre slamhalt, högre flux och lägre recirkulationsflöde och tillsats av skumdämpare och flux-enhancer. Sådant som inte gjorts tidigare på grund av risk för att påverka membranerna negativt.

2.3 Hammarby Sjöstadsverk

Hammarby Sjöstadsverk är en FoU-anläggning specialiserad på pilottester inom vattenreningsteknik som bedrivs i regi av Kungliga Tekniska Högskolan (KTH) och IVL (Figur 2.2). Anläggningen används i både nationella och internationella forskningsprojekt och som en test- och pilotanläggning. Anläggningen låg fram till år 2022 i anslutning till Henriksdals ARV i Stockholm och flyttades därefter till Loudden. På Hammarby Sjöstadsverk arbetar experter inom vattenreningsteknik året runt med teknikutveckling, provtagning och analys. Anläggningens uppbyggnad är mycket bra lämpad för tester av ny teknik och innovativa lösningar inom vattenrening och miljöteknik då den är uppbyggd på ett sätt som möjliggör en flexibel styrning och interaktion med olika vattenrenings- och slamhanteringsprocesser.



Figur 2.2

Förbehandling och aktivslamdelar av MBR-pilotlinjen på Hammarby Sjöstadsverk.

2.4 Om MBR-tekniken

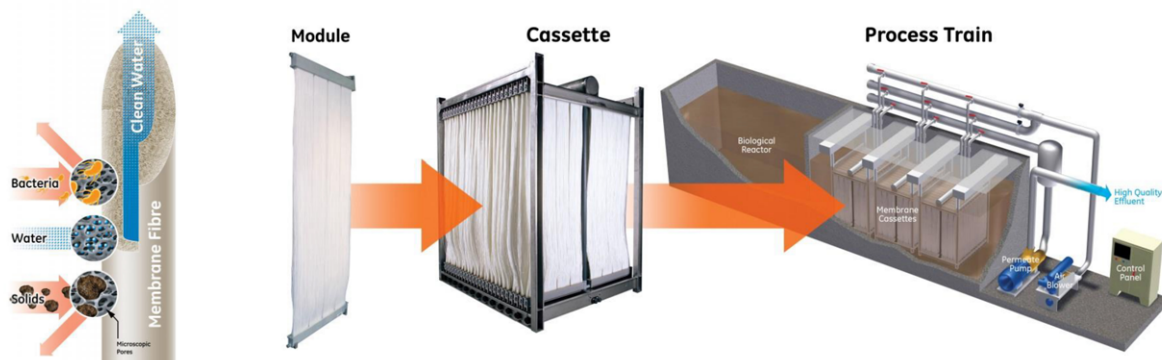
MBR-processen är en typ av aktivslamprocess där biologisk nedbrytning av organiskt material kombineras med membranteknik för att separera ut renat vatten från mikroorganismer och partiklar.

2.4.1 Membranseparation i MBR

Membranseparation i en MBR baseras på en enkel grundprincip där ett membran med en vald porstorlek används för att filtrera det biologiskt behandlade vattnet. Membranfilter i en MBR ersätter på så sätt en traditionell sedimenteringsbassäng och efterföljande filtersteg och innebär att betydligt högre slamhalter i biosteget kan användas. Vanligen används så kallade ultrafilter (UF) vilket betyder att membranet har en nominal porstorlek mellan 0,01–0,1 μm . Som jämförelse kan nämnas att ett sandfilter ligger >1 mm och en bra mikrofiltrering via t.ex. disk-/trumfilter $>0,1$ μm .

Det finns i huvudsak två sorters membran som används för avloppsrening; Hollow Fibre (HF, hålfiber), där membranet sitter på ytan av ihåliga trådar och permeatet passerar in i trådarna för att pumpas vidare mot utloppet, och Flat Sheet (FS, plattmembran), där membranet sitter på plattor och permeatet passerar in i hålrum i plattorna och vidare ut från processen. Principen för de båda filtertyperna är densamma, en fysisk barriär för filtrering, men det finns skillnader i detaljer. I försöken användes plattmembran av

typen MFM 100 från Alfa Laval under åren 2013–2015. Under 2016–2022 användes hålfibermembran från Suez (ZeeWeed 500D) (se Figur 2.3).



En stor utmaning med MBR-tekniken är att hindra membranens porer från att sätta igen, så kallad fouling. Fouling kan ske antingen som en beläggning på membranets yta, eller genom blockering i själva porerna. Ibland talas det också om ”scaling” kopplat till igensättning av membran. Scaling är en typ av fouling som består av utfällning av oorganiska salter. Begreppet ”biofouling” som ibland används beskriver igensättning av membranerna orsakad av organiska molekyler eller mikroorganismer (biofilm). Det finns många olika orsaker till och typer av fouling i MBR-processer som dock inte diskuteras i detalj i denna rapport utan intresserade hänvisas till annan litteratur, t.ex. Ladewig och Al-Shaeli (2017).

Figur 2.3

Hålfibermembran, den typ av membran som installeras på Henriksdal och som användes i pilotförsöken 2016–2022. Bild: Veolia Water Technologies & Solutions. Använd med tillåtelse.

För att förhindra igensättning av membranerna finns olika metoder att hålla dem rena, t.ex. genom :

- genomströmningsflöde (cross-flow), vilket innebär att endast en delmängd av det flöde som går till membrantanken tas ut som permeat, resterande flöde blir returslam, jämför med så kallad dead-end filtrering där allt vatten passerar genom membranet,
- viloperioder (relax) när ingen permeat tas ut,
- mekanisk rengöring med luftbubblor, s.k. air scouring,
- backspolning och
- kemisk rengöring.

2.4.2 Luftning av membran – air scouring

För att hindra membranerna från att sätta igen, d.v.s. att en slamkaka byggs upp på membranytan till följd av sugkraften, luftas membranerna, så kallad air scouring. Luftbubblorna ger en mekanisk påverkan som hindrar partiklar från att fastna på ytan av membranerna och sätta igen porerna. Mängden luft som åtgår för membranluftning är betydande och kan motsvara dubbla luftmängden som krävs för syresättning av biosteget. Eftersom membrantankarna oftast är grundare än de biologiska bassängerna behöver dock inte energiförbrukningen bli större i membrantankarna än i biologin. Eftersom luftning är energikrävande bidrar luftning av membranerna i en MBR-process till hög energianvändning och är ett av fokusområdena för teknikutveckling (se kapitel 19).

Utformningen och styrning av membranluftning kan skilja mellan olika membran typer och leverantörer. Till skillnad från luftning i biosteget där man önskar små bubblor för att få bättre syreöverföring vill man generellt här ha grovblåsiga luftare som ger större bubblor eftersom det är turbulens och inte syresättning som är målet. Hålfibermembranerna sitter löst uppspända vilket gör att luftbubblorna får trådarna att röra sig och på så sätt skaka av sig slam som ansamlats på ytan.

Styrning av luftning kan ske antingen kontinuerligt eller intermittent och med fast eller variabelt luftflöde. Några exempel på olika membranluftningsstrategier är:

1. *Kontinuerlig luftning*: Här används en konstant luftström för att hålla slammet i rörelse och för att förhindra att de fastnar på membranet.
2. *Intermittent luftning*: Luftningsflödet är antingen på eller av i ett visst antal sekunder eller i olika sekvenser. Längre intervall utan luftning kan spara energi, men kan samtidigt medföra en snabbare igensättning av membranerna och ökat behov av kemisk tvätt.
3. *Cyklisk luftning*: I denna strategi varierar luftningen mellan perioder av hög och låg luftning. Detta kan öka effektiviteten och minska energiförbrukningen. Samma metod används för Henriksdal och i piloten och teknikleverantörens system består av två luftningslägen; Leap-Lo och Leap-Hi, där det senare motsvarar det högre läget som innebär nästan en dubbling av luftflödet. Luftningen växlar automatiskt mellan dessa lägen beroende på hur igensatta membranerna är. Beslutet sker genom användning av en algoritm som baseras på filtreringsmotståndet och hur det ändras under en driftcykel.

2.4.3 Kemisk membranrengöring – Clean In Place (CIP)

Membranytorna får med tiden en beläggning, s.k. fouling, vilket gör att permeabiliteten minskar och tryckskillnaden mellan membranens in- och utsida därför behöver ökas för att åstadkomma samma flöde genom membranet (flux). Genom att rengöra membranerna med en tvättlösning i en rengöringsprocedur kan kapaciteten återställas. Det är vanligt att rengöringen sker i membrantanken, s.k. CIP (clean in place) men det går även att lyfta ut membranerna till en särskild rengöringstank. Vanligen består beläggningen på membranerna av biologiska material, s.k. biofouling, och då är natriumhypoklorit en rekommenderad tvättkemikalie. Oorganiska beläggningar från fällningskemikalier kan behöva avlägsnas med en syra, exempelvis citronsyra eller oxalsyra. Vid en CIP pumpas en tvättlösning baklänges in i membranerna via permeatsystemet, det vill säga motströms flödesriktning, ”backspolning”. Tvättlösningen kommer att samlas upp i slammet i MBR-reaktorn. En backspolning med kemikalier kallas även för Chemically Enhanced Backwash (CEB).

Rengöring med kemikalier kan göras som CIP antingen genom att pumpa in kemikalielösning baklänges till den slamfyllda tanken eller så töms tanken på slam och fylls upp med tvättlösning som membranerna får stå i, så kallad ”soak”. Den första CIP-typen används som underhållsrengöring (maintenance cleaning – MC), ofta flera gånger per vecka för HF-membran och membranerna tas endast ur drift en kort period (<1 h) vid själva tvätten. För FS-membran kan denna typ av rengöring användas i olika utförande med varierande längd och frekvens, beroende på leverantör. Det kan vara allt ifrån 5 minuters rengöring dagligen till flera timmar lång rengöring ett antal gånger per år. Den andra CIP-typen där hela membranerna dränks i tvättkemikalier under flera timmar kallas för återhämtningsrengöring (recovery cleaning – RC) eller intensivrengöring och genomförs endast enstaka gånger per år (både i installationer med HF-membran och för vissa FS-membran). Den tvättlösning som membranerna står i under RC neutraliseras när tvätten är klar genom att pumpa in slam från biosteget till membrantanken, låta det stå en stund, och sedan cirkulera slam från biologin genom membranerna en tid innan uttag av permeat påbörjas.

2.4.4 Utvärderingsparametrar för membranprestandan i en MBR

Membranerna i en MBR-process utvärderas med hjälp av ett antal olika parametrar som kort beskrivs i detta avsnitt.

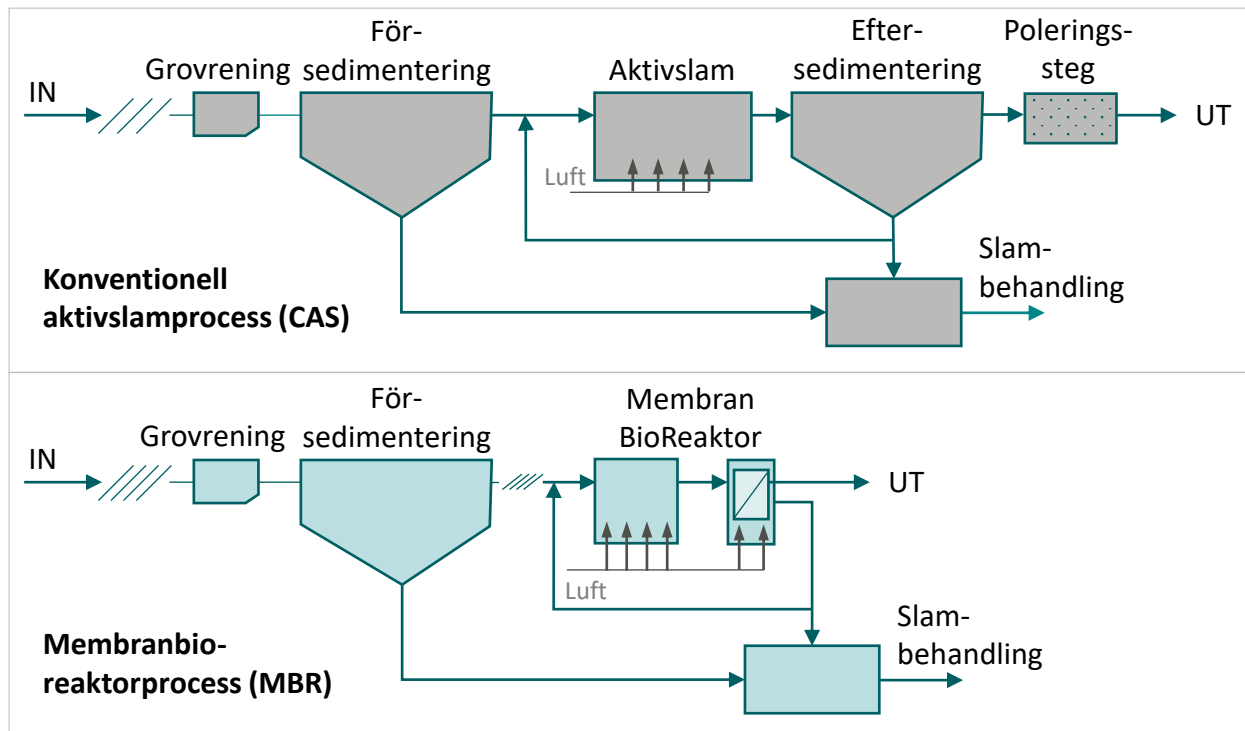
- *Flux*: Definierar flöde per membranyta och har enheten $l/(m^2 \cdot h)$ men förkortas vanligen lmh . Flux är ett mått på hur hårt membranerna belastas. Normalt designflux för kommunala MBR ligger i intervallet 20–30 lmh/bar beroende på temperatur,

membrantyp och vilket vatten som ska filtreras. Högre flux kan användas för avloppsreningsverk med höga vattentemperaturer och kort varaktighet på maxflöden. Vanligen anges och används nettoflux, vilket är ett medelvärde av flux under en längre period, det vill säga inklusive den relaxationstid som är en del i permieringscykeln. Nettoflux är lägre än det momentana flux som uppmäts just när permeatuttaget sker. Momentant flux kallas också bruttoflux. Alla flux som nämns i denna rapport avser nettoflux.

- **TMP:** Transmembrantryckskillnad som anges i bar och som beskriver skillnaden i tryck före och efter membranen. TMP kan jämföras med filtermotstånd vid filtertester. TMP vid normaldrift varierar i intervallet 0,01–0,15 bar beroende på typ av membran, porstorlek och vilket vatten som ska filtreras. HF-membran klarar dock oftast av TMP upp till 0,55 bar.
- **Permeabilitet:** Definieras av flux per TMP med enheten $l/(m^2 \cdot h \cdot bar)$ som dock vanligen förkortas lmh/bar . Permeabilitet är ett mått på hur bra ett visst flux tas ut genom membranen, d.v.s. membranens genomsläpplighet. Permeabiliteten påverkas av filtreringsmotståndet och vattnets viskositet. Permeabiliteten försämras gradvis med tiden beroende på fouling som ökar filtreringsmotståndet. Vid kalla temperaturer har vattnet högre viskositet och blir trögare att filtrera vilket gör att permeabiliteten minskar. Eftersom permeabiliteten påverkas av temperaturen på vattnet används vanligtvis en temperaturkompenserad permeabilitet, normaliserad mot temperatur 20 °C, vid utvärdering av MBR-drift. Normalt varierar permeabiliteten mellan 150–4 000 lmh/bar beroende på vilken typ av membran som används.

2.4.5 Skillnader MBR-process och konventionell aktivslamprocess (CAS)

MBR-processen jämförs ofta med vanlig aktivslamprocess, så kallad CAS (conventional activated sludge process). Figur 2.4 visar en schematisk processbeskrivning för konventionell aktivslamprocess (CAS) och en membranbioreaktorprocess (MBR). En CAS består av ett biosteg med aktivt slam och en eftersedimentering där slam sedimenterar och avskiljs från det renade vattnet. Det sedimenterade slammet återförs tillbaka till biosteget, via returslamflödet. I reningsverk med långtgående rening leds det biologiskt renade vattnet genom ett filtersteg (poleringssteg) innan det släpps ut. I en MBR-process ersätts eftersedimenteringen och filtersteget med ultrafilter vilket innebär en fysisk barriär mot utloppet. För MBR-processen tillkommer en utökad förbehandling genom en finsil (1–3 mm öppning). För en rättvis jämförelse mellan CAS och MBR antas vanligtvis att båda behöver uppnå likvärdigt reningsresultat vilket innebär att CAS-processen måste följas av ett poleringssteg såsom ett filter, vilket indikeras i figuren.





Figur 2.4

Schematisk process för konventionell aktivslamprocess och membranbioreaktorprocess.

MBR är alltså fortfarande en typ av aktivslamprocess men med några viktiga skillnader som man måste tänka på:

- Genom att membranet utgör en fysisk barriär kan en hög kvalitet på utgående vatten uppnås även vid stora variationer i belastning. Beroende på porernas storlek i membranet kan t.o.m. bakterier avskiljas i en MBR-process.
- Slamhalten i MBR är normalt 3–4 gånger högre än i en CAS vilket gör den mer platseffektiv. Att uppgradera ett befintligt, konventionellt avloppsreningsverk till MBR-tekniken kan öka reningskapaciteten upp till tre till fyra gånger utan ytterligare utrymmesbehov.
- Vanliga processparametrar som används för att bedöma slamegenskaper, så som till exempel SVI (slamvolymindex) har mindre betydelse i en MBR där slammet inte behöver sedimentera väl för att processen ska fungera. Med en sedimenteringsbassäng kan processen släppa ifrån sig slam eller partiklar vid höga flöden eller om slammet har dåliga sedimenteringsegenskaper. Men i en MBR-process hålls allt slam kvar i processen oavsett slamegenskaper. Detta gör att det är vanligare med flytslam och skum i de biologiska bassängerna vilket kan ställa till det både för processen och arbetsmiljön för de som jobbar med processen.
- I en MBR behövs ett högre returslamflöde (upp till fyra gånger inflödet) för att se till att uppkoncentreringen av slam i själva membrantanken inte blir allt för stor och därmed undvika höga filtreringsmotstånd. Det höga genomströmningsflödet bidrar också till att minska igensättning av membranporerna på grund av cross-flow filtreringen som uppstår. Högre recirkulationsflöden bidrar till mer utspädning av inkommande föroreningshalter och leder till generellt låga halter i hela processen. Högre flöden medför också att mer energi går åt för att pumpa vattnet.
- Returslammet i en MBR-process har en hög syrehalt till följd av membranluftningen vilket gör det olämpligt att leda returslammet direkt in i en anoxisk fördenitrifikationszon.

Till fördelarna med MBR-processen hör att en mycket hög reningsgrad och ett partikelfritt vatten kan åstadkommas i en kompakt process som är driftsäker då den är oberoende av slammets sjunkegenskaper. Den största nackdelen med membrantekniken är en högre energiförbrukning, i form av membranluftning och höga recirkulationsflöden, samt en ökad användning av kemikalier för rengöring av membranen. Utvecklingen av MBR-tekniken det senaste decenniet har dock förbättrat energieffektiviteten hos MBR-processen avsevärt och processen blir ett allt mer konkurrenskraftigt alternativ till en konventionell aktivslamprocess för kommunalt avloppsvatten, särskilt då reningskraven ständigt höjs (Asif et al., 2022). Tabell 2.3 listar några av de vanliga för- och nackdelar som ofta framförs. Vissa av dessa argument återstår dock att bekräfta och den pågående teknikutvecklingen och behovförändringen inom VA-sektorn kommer att påverka hur dessa argument står sig framöver.

	
<ul style="list-style-type: none"> • Platseffektiv process • Effektivare separation av partiklar och fysisk barriär mot recipient tack vare membranet. • Partikelfritt utgående vatten (t.ex. mikroplast och partikelbundna föroreningar avskiljs). • Hög avskiljning av bakterier och parasiter • Mer effektiv och flexibel efterföljande eller kombinerad rening av mikroföroreningar (t.ex. läkemedel) • Möjlighet att hantera större haltvariationer då den höga slamhalten ger en snabbare biologisk respons. • Möjlighet att hantera större flödesvariationer då risken för slamflykt inte finns. • Reningsprocessen påverkas inte av dåliga sjunkegenskaper hos slammet. • Komplex system ger högre kompetens hos personal (kan underlätta rekrytering). • Enkel styrning (slamhalt) och enkelt att övervaka/kontrollera på distans. 	<ul style="list-style-type: none"> • Högre investeringskostnad* • Högre driftskostnad* • Ökad energiförbrukning i form av luftning och pumpning • Kemikalieförbrukning vid membranrengöring • Kräver en noggrannare dimensionering då för låg belastning kan leda till driftproblem. • Sämre slamegenskaper (t.ex. mer skumbildning, flytslam och mer finsuspenderat material i slammet) • Komplex system kräver högre kompetens hos personal. • Korrosionsrisk p.g.a. hypoklorithantering • Begränsad livslängd hos membranen gör att de behöver bytas regelbundet. • Kräver extra förbehandling (2–3 mm hålsilning) • Hög grad av automatisering kräver välfungerande instrument och maskinutrustning (motordrivna luckor, ventiler o.s.v.) samt ställer högre krav på exakt konstruktion/ installation.

Tabell 2.3

För- och nackdelar med MBR-tekniken jämfört med konventionella aktivslamprocesser.

* En jämförelse av faktiska kostnader för att uppnå lika höga reningskrav som ofta avses vid implementering av MBR-tekniken med en konventionell aktivslamprocess och nödvändiga poleringssteg finns inte idag.

Kostnadmässigt framstår CAS som ett bättre alternativ förutsatt att man har tillgång till den yta som krävs. MBR-tekniken är däremot att föredra om man har begränsad plats eller mycket strikta utsläppskrav. Enligt Asif et al. (2022) har dock energibehovet för MBR-processen reducerats avsevärt de senaste åren och både installations- och driftkostnader för MBR-processer är jämförbara med CAS följt av tertiära behandlingsprocesser, såsom filtersteg, vilket krävs för att uppnå samma reningseffekt som MBR-processer. Det är också rimligt att förvänta sig fortsatt teknikutveckling för MBR vilket ytterligare kan minska resursbehovet framöver (mer om detta finns att läsa i kapitel 19).

2.4.6 Skillnader mellan plattmembran och hålfibermembran

Plattmembran har ofta större porer än hålfibermembran. Det gör att tryckskillnaden över membranen inte behöver vara lika stor, vilket innebär lägre TMP (transmembrantryck) vid drift. För plattmembran kan filtreringen därför drivas antingen genom gravitation eller genom pumpning. För hålfibermembran krävs alltid pumpning. Vid behandling

av kommunalt avloppsvatten drifas generellt båda membrantyperna vid likvärdiga flux vilket gör att permeabiliteten normalt är högre för plattmembran än hålfibermembran, på grund av skillnaden i TMP.

Hålfibermembran rengörs oftare med kemikalier och ställer högre krav på förbehandling (Krzeminski et al., 2012) men kräver mindre luftning än plattmembran. Luftningen förbrukar mer el än permeatpumpning vilket gör att hålfibermembran är lite mer energieffektiva än plattmembran, trots att plattmembranen kan drivas utan permeatpumpning. Hålfibermembran är generellt sett mer platseffektiva med en större membranyta per bassängvolym eller golvyta, upp till 203–315 m²/m³ (Memstar 100 skids SMM-2030 respektive ZeeWeed 500EV) jämfört med plattmembran som i nuläget kan nå upp till 77–174 m²/m³ (AlfaLaval MFM 240 respektive BlueFoot IPC Flex Ocean).

I förstudien till ombyggnationen av Henriksdal gjordes en jämförelse mellan en ledande leverantör av vardera membrantyp för implementering på Henriksdal. Resultatet från jämförelsen överensstämmer med den generella bilden av de två typerna av membran och sammanfattas i Tabell 2.4.

Tabell 2.4

Jämförelse mellan hålfibermembran och plattmembran från förstudie för Henriksdal.

Parameter	Hålfibermembran	Plattmembran
Porstorlek	0,04 µm	0,2 µm
Designflux (lmh)	20–30 lmh	20–30 lmh
TMP (bar)	0,05–0,15	0,01–0,05
Permeabilitet (lmh/bar)	150–500	500–4 000
Luftbehov	60–70 % jämfört med plattmembran	
Behov rengöringskemikalier		12 % syra, 45 % hypoklorit jämfört med hålfibermembran
Ytbehov	59 % jämfört med plattmembran	
Krav på förbehandling	Finare silning (1–2 mm hål)	Grövre silning (2–3 mm hål)
Maximal tryckskillnad över membranet	0,55 bar	0,2 bar
Membranmaterial	PVDF (GE/Suez/Veolia), PES (Koch) eller PE (Mitsubishi)	Klorerade PE material (Kubota), PVDF (AlfaLaval) eller PES (Brightwater/Huber)
Exempel på leverantörer	Veolia (Zenon), Koch (Puron), Memstar och Mitsubishi Rayon	Kubota, Toray, Huber, AlfaLaval

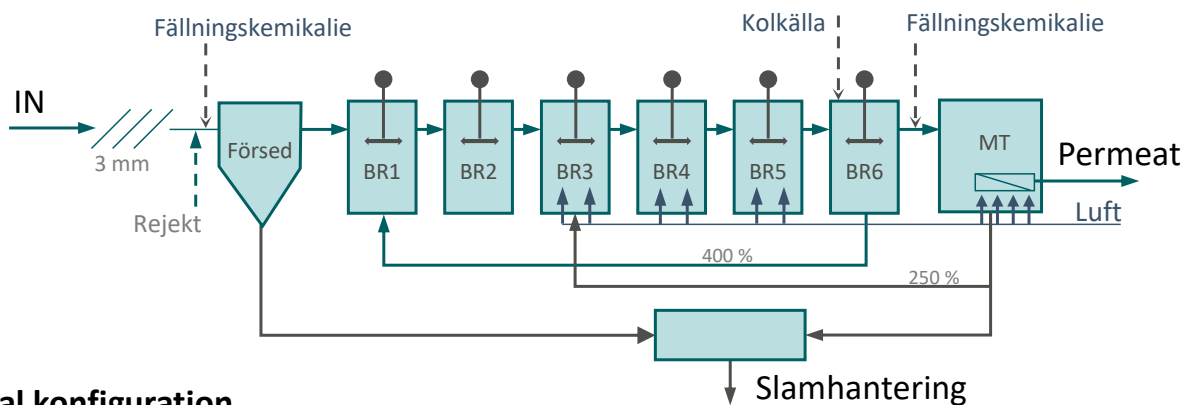
3 Beskrivning av pilotanläggningen

Försökslinje 1 på Hammarby Sjöstadswerk fanns redan tillgängligt som en kopia av den befintliga vattenlinjen på Henriksdals ARV. När den nya MBR-piloten skulle byggas, kunde därför försökslinjen användas mer eller mindre i sin ursprungliga utformning avseende de biologiska reaktorerna. På Hammarby Sjöstadswerk fanns dessutom sedan tidigare en MBR-pilot med Kubota plattmembran (Försökslinje 2) som hade använts i de första MBR-försöken som SVOA bedrev vid Hammarby Sjöstadswerk. Denna pilot kunde anpassas till membranseparationsdelen i den nya MBR-piloten.

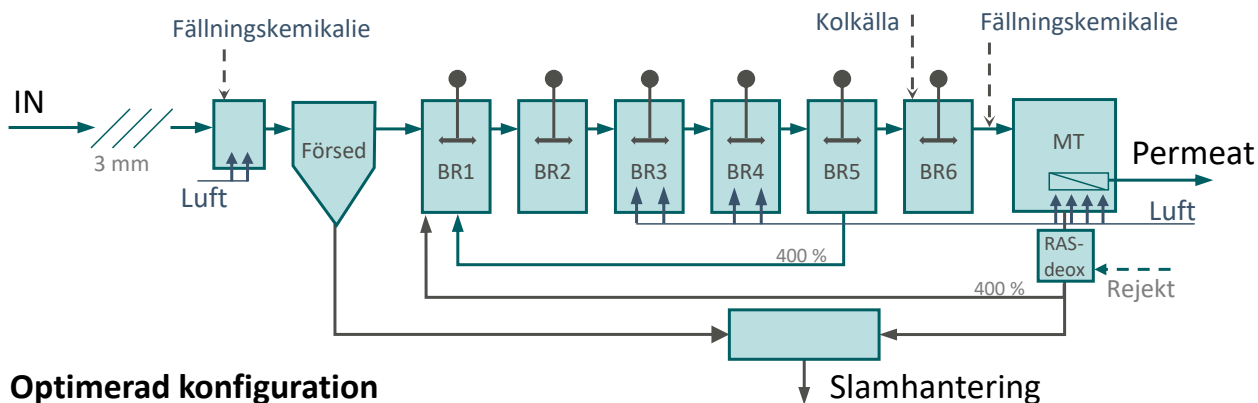
För att kunna utvärdera dimensioneringen och optimera driften och styrningen av första MBR-linjen i full skala på Henriksdal har piloten utformats för att i största möjliga mån vara en mindre kopia av den framtida fullskaleanläggningen. Vid projektets start 2013 var val av processutformning och membrantyp för framtida Henriksdal ännu inte gjorda. Då fattades beslut om att testa plattmembran från AlfaLaval med en vanligt förekommande utformning av den biologiska processen. År 2014 beslutade SVOA om processutformning av den biologiska processen och under 2015 handlades membranerna upp. Under 2016 byggdes sedan pilotanläggningen om för att byta till de hålfibermembran (ZeeWeed 500D) som upphandlats till Henriksdal. I samband med ombyggnationen ändrades även delar av biosteget för att bättre överensstämma med den beslutade fullskaledesignen. Nedan presenteras processutformningen för piloten vid drift med plattmembran (2013–2015) och vid drift med hålfibermembran (2016–2022) var för sig. Även om pilotanläggningen i grunden varit densamma med försedimentering, aktivslamsteg uppdelat på sex bioreaktorer och två parallella membrantankar, så fanns ändå flera viktiga skillnader mellan processutformningarna. Efter beskrivning av de två processutformningarna jämförs därför dessa i slutet på kapitlet.

3.1 Processutformning plattmembran (Alfa Laval)

Processutformningen för försök med plattmembran visas i Figur 3.1. Förbehandlingen bestod av 3 mm hålplåtsgaller (för att skydda membranerna i enlighet med vanliga krav för denna membrantyp), följt av försedimentering. Biosteget bestod av en aktivslamprocess med för- och efterdenitrifikation uppdelat på 6 bioreaktorer (BR) följt av en membrantank med två parallella membranmoduler. Nitratrecirkulation (400–500 %) skedde från slutet av biosteget (BR5 eller BR6) till början av biosteget (BR1). Det syrerika returslammet recirkulerades initialt (250 %) från membrantanken till början av den luftade zonen i biosteget (BR3). Efter införande av en deox-zon för returslam, så kallad RAS-deox-zon, med tillsats av rejektvatten för att få ner syrehalten leddes returslamflödet (400 %) till BR1 istället. Kolkälla tillsattes i efterdenitrifikationen (BR6). Fällningskemikalier tillsattes i anslutning till försedimenteringen och i flera olika punkter i biosteget samt i membrantanken (olika kombinationer testades för att ta fram en fungerande fällningsstrategi).



Initial konfiguration



Optimerad konfiguration

Figur 3.1

Processutformning med plattmembran (BR avser bioreaktor och MT avser membran tank). Övre bilden visar ursprunglig konfiguration och den nedre bilden hur processen har optimerats.

Den biologiska reaktorvolymen (BR1–6, 29 m³, 3,4 m djupa) motsvarade en skalfaktor på 1:7 070 mellan piloten och Henriksdals ARV i fullskala år 2040. Inkommande flöde varierade mellan 1,8 m³/h och 5,1 m³/h med ett medel kring 2,8 m³/h. Själva membran-tanken var 13,2 m³, vilket motsvarade 46 % av hela den biologiska volymen, att jämföra med maximalt 28 % i fullskalan i Henriksdal, vilket motsvarar hela eftersedimenteringsvolymen. För de hålfibermembran som senare upphandlades för MBR i Henriksdal motsvarar membran tankarnas volym 9 % av den biologiska reningsvolymen.

Slamhalten i biologin var initialt 6 g SS/l, men kunde ökas till 8 g SS/l efter att retur-slamflödet ändrats vilket gav en slamhalt på 10 g SS/l i membran tanken. Normalt ligger slamhalten i en CAS på 2–3,5 g SS/l även om något högre halter, uppemot 4–5 g SS/l, i enskilda fall kan uppnås i reningsverk med stora eftersedimenteringsbassänger och/eller exceptionellt bra slamegenskaper. Slamhalten i retur-slammet p en CAS är oftast ungefär den dubbla jämfört med slamhalten i biologin.

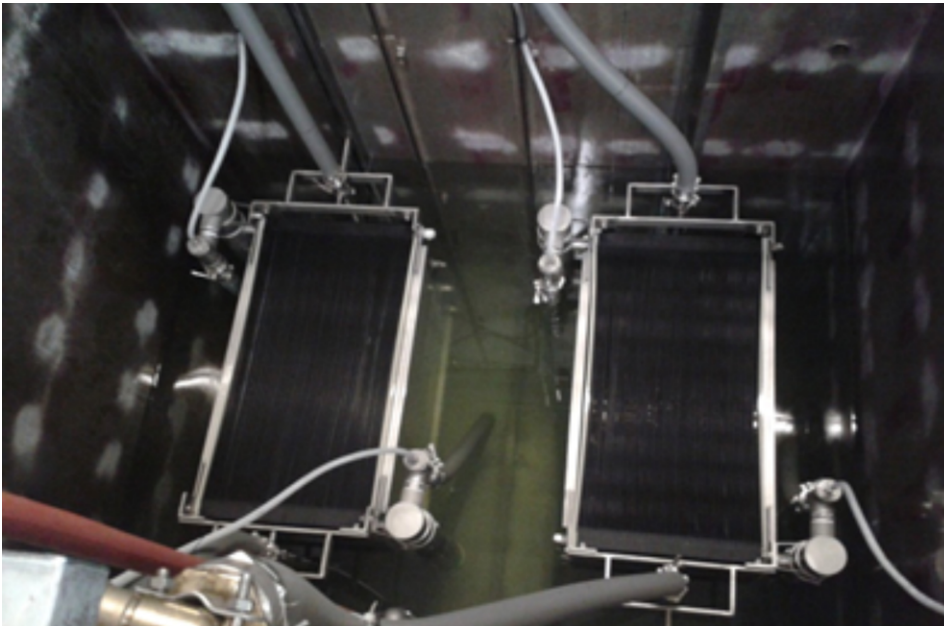
Samtliga bioreaktorer var utrustade med toppomrörare, som kompletterades med ytomrörare för skumhantering. Reaktorerna BR3–6 var dessutom utrustade med 9 tallriksluftare vardera och luftflödet kunde styras mot t.ex. ett syrebövråde. I BR4 och BR5 användes samtliga 9 luftare medan endast 6 tallrikar användes i BR3. Detta gav en botten täckningsgrad på 16–24 %. I BR6 användes inte luftarna alls, då reaktorn användes för efterdenitrifikation.

All utrustning i piloten har varit kopplad till ett styrsystem och processtyrningen har varit automatiserad. Styrning av membran enheterna skedde dock genom en separat, av membran tillverkaren skåpsmonterad PLC.

Några specifika aspekter som processutformningen och praktiska omständigheter medförde för processutvärderingen var:

- *Begränsningar i pumpkapacitet och försedimenteringen resulterade i mindre flödesvariationer.*
 - En begränsning i inloppspumpen till piloten gjorde att det lägsta flödet begränsades till 1,8 m³/h. Utformningen av försedimenteringen, som var betydligt mindre än motsvarande volym i fullskala, gjorde att även det maximala inflödet fick begränsas till 4,8 m³/h, istället för 5,1 m³/h, och att medelflödet blev lägre än önskat; 2,5 m³/h istället för 2,8 m³/h. Detta gjorde även att dygnsvariationerna i försöket var mindre än i fullskala. Skillnaden bedömdes inte påverka resultatet av den biologiska reningen i någon större utsträckning men ledde till ett lågt flux för membranen. Nettoflux var 15,6 lmh, vilket är något mindre än det flux på 17–18 lmh som är normalt för den här typen av membran.
- *Den högbelastade försedimenteringen resulterade i en högre belastning på den biologiska reningen och högre slamproduktion än designen.*
 - Försedimenteringen i piloten var högbelastad och i det avseendet var förutsättningarna för avskiljning över försedimenteringen sämre än driftförhållanden i Henriksdals ARV. Detta påverkade den biologiska reningen med en ökad belastning och ökad slamproduktion.
- *Utan tillsats av rejekt fanns bättre förutsättningar för fördenitrifikation.*
 - Vid Henriksdal ARV, både befintlig CAS och framtida MBR, behandlas även rejektvatten från slamavvattning i den biologiska reningen. Rejektvatten tillsattes inte i piloten under det första försöksåret och innebar att kvävehalten i till biologin inkommande vatten var i storleksordningen 15 % lägre än i Henriksdal. Kvoten BOD per kväve var betydligt högre i det försedimenterade avloppsvattnet i piloten, ca 30 % högre, än för Henriksdal. Detta gav en bättre möjlighet för god fördenitrifikation i försöken, jämfört med fullskala.
- *Bioreaktorernas djupförsvårade jämförelser av syreöverföringen med Henriksdal.*
 - Vattendjupet i reaktorerna är betydligt djupare i Henriksdal än i piloten, 12 m jämfört med 3,4 m, vilket gör att jämförelser för syreöverföring inte kunde göras direkt.
- *En överdimensionerad membrantank resulterade i en hög slamålder, sämre utnyttjande av membranluftningen och stor syresättning.*
 - MBR-reaktorn i piloten utgjorde 46 % av den totala biologiska volymen vilket kan jämföras med maximalt 28 % för motsvarande volymer tilltänkta i Henriksdal (dödvolum för membran ej inräknad). Det gör att totala slamåldern i försöken i piloten var minst 15 % högre än vad den skulle bli i en MBR i Henriksdal med motsvarande belastning. I en fullskaleinstallation av Henriksdals storlek skulle flera Alfa Laval-membranmoduler staplas på varandra (i den mån det skulle vara möjligt i befintliga konstruktioner) för att bättre nyttja det luftflöde som tillförs för att motverka fouling. Membranluftningen som i piloten åtgick för 2 moduler skulle i en anläggning med 2–3 moduler staplade på varandra ha varit tillräcklig för 4–6 moduler (mängd tillsatt luft per membranyta). Syresättningen och luftflödet var alltså betydligt större i membranreaktorn i piloten vad den skulle varit i en fullskaleinstallation i Henriksdal.

I pilotförsöken användes under 2013–2015 två moduler (benämnda A och B) med plattmembran av typen MFM 100 från Alfa Laval (Figur 3.2). Membranet bestod av ett skikt av polyvinylidenfluorider (PVDF) fäst på ett supportmaterial som ger stadga och tålighet. Nominell porstorlek var 0,2 µm med en minimal respektive maximal porstorlek på 0,17 µm respektive 0,26 µm. Den totala installerade membranytan var 159,28 m² och per modul 79,64 m² fördelad på 44 membranskivor.



Figur 3.2
 MBR-tanken med
 plattmembran av typen
 MFM 100 från Alfa Laval.

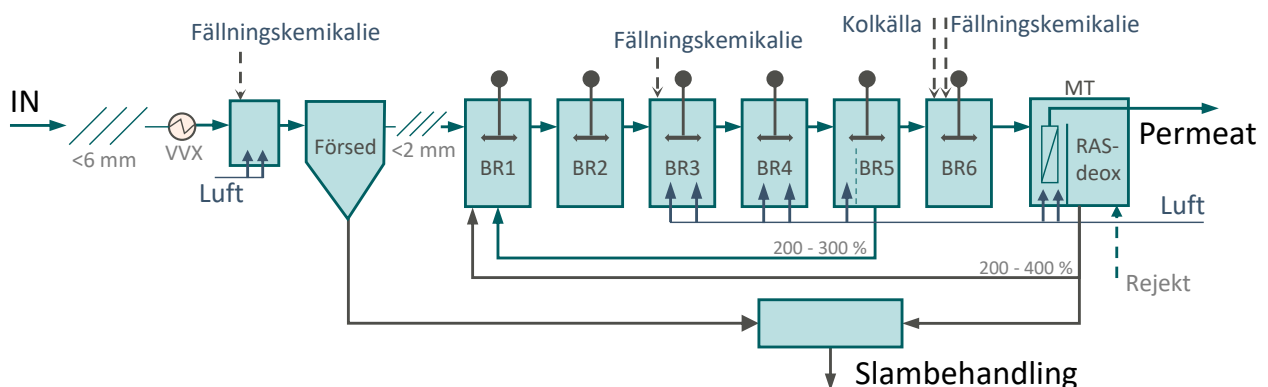
Två grundstrategier för membrandriften definierades från början där antingen flöde eller TMP reglerade mängden uttaget permeat. Dessa styrstrategier är typiska för plattmembran. I praktiken användes en kombinationslösning som innebar att flöde eller TMP tilläts variera för det ena membranet, om nivån i tanken (och därmed tryckskillnaden över membranerna) avvek för mycket. Detta var nödvändigt för att kunna hantera variationer i inflöde. Motsvarande behövs inte i fullskala om det istället är möjligt att ta fler membran i och ur drift vid variationer i flöde. Grundcykeln för vardera membranheten bestod under försöket av 10 minuter drift och 2 minuter vila, där alltid minst ett membran var i drift.

Rengöring av membranerna genom CIP gjordes med natriumhypoklorit och oxalsyra. Utförandet av CIP var inte fullt automatiserat och skedde genom två olika procedurer, en "normalvariant" och en "soak-variant", som beskrivs i detalj i Samuelsson et al. (2014) samt i avsnitt 3.3.3.

3.2 Processutformning hålfibermembran (GE/Suez/Veolia, ZeeWeed 500 D)

Processutformningen för pilotförsöken med hålfibermembran har varierat något under åren men så som piloten sett ut under största delen av försöken illustreras i Figur 3.3.

Figur 3.3
 Processutformning med
 hålfibermembran (VVX
 avser värmväxlare, BR
 bioreaktor och MT avser
 membrantank).



Inkommande avloppsvatten passerade en förbehandling bestående av ett fingaller (2–6 mm hålsil), förluftning, försedimentering och finsil (0,2–2 mm hålsil). Själva MBR-processen bestod av en aktivslamprocess med för- och efterdenitrifikation och två parallella membrantankar (betecknat som MT1 och MT2). Returslammet (RAS, return activated sludge) passerade en deox-zon (RAS-deox). Syftet med denna zon var att sänka syrehalten i returslammet för att inte störa fördenitrifikationen. Möjlighet fanns att tillsätta rejektvatten från avvattning av rötat slam i RAS-deox för att ytterligare bidra till att sänka syrehalten i returslammet samt utnyttja syret för nitrifikation av ammonium och därmed öka mängden tillgängligt nitrat i fördenitrifikationszonen. Dosering av kolkälla till biosteget har vid behov skett i efterdenitrifikationszonen. Fosforeringen skedde genom simultanfällning med dosering av järn(II)sulfat i förluftning och luftad del av biosteget samt med järn(III)klorid i slutet av biosteget.

Som i den tidigare processkonfigurationen var alla 6 bioreaktorer utrustade med omrörare och ytomrörare för att hantera skumbildning. BR5 delades med en skiljevägg där den första delen var luftad och den andra delen var omrörd (deox-zon). Från deox-zonen i BR5 recirkulerades nitratrikt vatten till fördenitrifikationen (BR1).

Tabell 3.1 visar de olika processvolymerna i MBR-pilotanläggningen och jämförelse med designen för fullskaleanläggning i Henriksdal år 2040 (Hdal).

Tabell 3.1

Processvolymerna i pilotanläggning respektive framtida fullskaleanläggning i Henriksdal år 2040 (Hdal).

Tank	Pilot (m ³)	Hdal (m ³)	Skalfaktor Hdal/Pilo	Specifikation
Förbehandling				
Förluftning (sandfång)	0,7	2 460	–	Doseringspunkt 1 för Fe ²⁺ .
Försedimentering	3,3	30 000	9 200	Försedimentering. Uttag primärslam.
Membranbioreaktor (MBR)				
BR1	4,8	33 500	7 000	Anoxisk. Omrörd. Fördenitrifikation
BR2	4,8	33 500	7 000	Anoxisk. Omrörd. Fördenitrifikation
BR3	4,8	40 000	8 300	Flexzon. Omrörd/(luftad). Fördenitrifikation/(nitrifikation)
BR4	4,8	31 000	6 500	Luftad. Nitrifikation. Dosering punkt 2 Fe ²⁺
BR5ox	1,5	10 000	6 700	Luftad. Nitrifikation.
BR5deox	3,3	15 000	4 500	Deox. Omrörd.
BR6	4,8	24 000	5 000	Anoxisk. Omrörd. Efterdenitrifikation. Dosering extern kolkälla. Dosering punkt 3 Fe ³⁺
MT1	1,45	9 750	6 700	Membrantank. Luftad.
MT2	1,45	9 750	6 700	Membrantank. Luftad.
RAS-deox	2,7	18 000	6 600	Deox av returslam. Omrörd. Tillsats rejektvatten. Uttag överskottslam (innan tillsats av rejektvatten).
Totalt MBR	34,4	224 500	6 500	BR1–6, MT1–2, RAS-deox

Under 2017 kompletterades piloten med en slambehandlingspilot bestående av mekanisk förtjockning, anaerob rötning och mekanisk avvattning. Rötning har skett både mesofilt och termofilt. Utformning och tester med slampiloten beskrivs i detalj i årsrapporterna med start Andersson et al. (2019a).

All utrustning i piloten har varit kopplad till ett styrsystem och processtyrningen har varit automatiserad. I försöksanläggningen användes ett styrsystem bestående av en PLC av fabrikat ABB AC800M och ett SCADA av fabrikat UniView (version 9.01). Styrsystemet är ett standardsystem som finns på flera avloppsreningsverk i Sverige. All utrustning kopplad till piloten styrdes via styrsystemet, med undantag för enstaka doserpumpar som styrdes manuellt. I samband med ombyggnation och byte till hålfibermembran kopplades även membrantankarna med all tillhörande utrustning in på samma styrsystem som övriga linjen.

Även om det vid ombyggnaden av piloten försöktes bygga bort vissa begränsningar som identifierades under de första projektåren (se 3.1) så återstod några praktiska aspekter som påverkat processutvärderingen:

- *Den högbelastade försedimenteringen resulterade i en högre belastning på den biologiska reningen och högre slamproduktion än designen.*
 - Försedimenteringen i piloten var, trots en anpassning under 2017 (från 2,5 till 3,3, m³), fortfarande förhållandevis liten, vilket har bidragit till relativt låg avskiljning och därmed en ökad belastning på biologin.
- *Bioreaktorernas djupförsvårade jämförelser av syreöverföringen med Henriksdal.*
 - Vattendjupet i reaktorerna är betydligt djupare i Henriksdal än i piloten, 12 m jämfört med 3,4 m, vilket har varit svårt att påverka i piloten. Direkta jämförelser för syreöverföring kunde därför inte göras.
- *Begränsningar gällande zonindelningen.*
 - Zonindelningen, baserat på befintliga reaktorvolymen enligt Tabell 3.1, visar att skalfaktorn blev olika för de olika zonerna i processen men var överlag lika med undantag av BR5-deox och BR6–EDN där zonerna i piloten var förhållandevis stora. Utifrån de möjligheter till zonindelning som fanns prioriterades att hålla så korrekt volym i den luftade zonen som möjligt, då dimensioneringen av denna zon ansågs högst avgörande för framtida kväverening i fullskalanläggningen.
- *Begränsningar i antal membrantankar.*
 - En stor skillnad för driftstrategi och styrning jämfört med fullskala är att piloten endast har två membrantankar som kan tas i och ur drift för optimal/energi-effektiv membrandrift, medan varje linje i fullskalanläggningen kommer ha 12 membrantankar.
- *Sämre utnyttjande av membranluftningen och stor syresättning.*
 - Luftförbrukningen för membranrengöring i piloten blev högre än dimensionerad luftförbrukning vid Henriksdal eftersom båda kassetterna måste luftas hela tiden. I framtida Henriksdal kommer endast det antal membrantankar som krävs för aktuellt flöde vara i drift, och endast de membrantankar som är i drift luftas, vilket innebär en minimerad luftförbrukning.

I pilotförsöken under 2016–2022 användes hålfibermembran av typen ZeeWeed 500D från Veolia (som vid leverans var GE Water och senare Suez). Även dessa membran bestod av polyvinyldienfluorider (PVDF) och den nominella porstorleken var 0,04 µm, alltså mindre än för plattmembranen från AlfaLaval. Membranpiloten (total membran-yta 206,4 m²) utgjordes av två kassetter (2,5 m × 1,0 m × 0,34 m) bestående av 3 moduler (34,4 m²/modul, samma som i fullskalan) vardera, nedsänkta i två separata tankar (Figur 3.4). De två membrankassetterna i piloten drevs parallellt men oberoende av varandra för att möjliggöra test av olika driftstrategier.

Permeatet transporterades på insidan av membrantrådarna till anslutningar i botten och toppen av modulen. Membranen hölls rena under drift genom luftning underifrån. Som kan ses i Figur 3.4 är membranen inte helt spända mellan botten och toppen, vilket gör att luftningen bidrar till att membrantrådarna rör sig med hjälp av luftbubblorna och därmed lättare skakar av sig slam som fastnat på membrantrådarna.



Figur 3.4

Membranen vid installation av piloten. a) membrankassett med tre membranmoduler, b) kassett nedsänkt i tanken, sedd ovanifrån, c) infästning och luftningsanordning i botten av kassetten, d) permeatanslutningar (gula) i toppen av kassetten.

Grundstrategin för membrandriften definierades så att en kombination av flöde och nivå i biosteget reglerade mängden uttaget permeat. För att kunna testa membran vid ett jämt flux så utrustades piloten med en permeatrecirkulation. Detta har inneburit att flödet genom membranen varit högre än inflödet men detta kompenseras genom att en delström av permeatet recirkulerades till membrantanken. Grundcykeln för varje membranhet har under försöket varit 10 minuter drift och 1 minut vila med alltid minst ett membran i drift.

Rengöring av membran genom CIP gjordes med natriumhypoklorit och citronsyra (MT2) respektive oxalsyra (MT1). Utförandet var fullt automatiserat. CIP genomfördes i två olika utformningar: underhållsrengöring (MC) och återhämtningsrengöring (RC). Membrantvätten beskrivs i mer detalj i avsnitt 3.3.3 samt kapitel 7.2 och i årsrapporterna.

3.3 Jämförelse av konfiguration med platt- och hålfibermembran

Även om processutformningen med plattmembran respektive hålfibermembran utgått från samma biologiska reaktorvolym (BR1–BR6) och liknande förbehandling, så finns det ett antal viktiga skillnader som listas i följande stycken nedan. Det är också värt att komma ihåg att processen byggdes om vid flera tillfällen för att implementera förbättrande åtgärder. Detta innebär att processutformningen blev mer optimerad med hålfibermembranen som användes efter det att försöken med plattmembran var avslutade.

3.3.1 Förbehandling

Membran i en MBR-process kräver ett extra skydd mot större partiklar. För de två membran typer som användes i piloten definieras dessa krav normalt som en silning genom hål i hålplåt på maximalt 3 mm för plattmembran och 2 mm för hålfibermembran. För att minska driftproblem och underhållsbehov placeras detta extra skydd vanligtvis efter försedimenteringen. I piloten användes ett rensfilter före försedimentering vid drift med plattmembran och en finsil efter försedimentering vid drift med hålfibermembran. Skillnaden förklaras huvudsakligen med att 1) hålfibermembranen har högre krav på

förbehandling vilket krävde finare silmaskor, 2) det fanns ett intresse av att undersöka hur mycket rens som avskiljdes vid finsilning av försedimenterat vatten då Henriksdals framtida reningsprocess utformats så, och 3) det fanns en önskan att få en mer representativ belastning på försedimenteringen.

3.3.2 Processutformning MBR

Den ursprungliga processutformningen för plattmembranen hade större luftad volym (BR3–BR5) och saknade deox-zon innan efterdenitrifikationen. Returslamflödet var lägre och recirkulerades till början av den luftade delen av biosteget (BR3). Efter ombyggnation av piloten under år 2 liknade den mer konfigurationen med hålfibermembran (men med mindre luftad volym och större deoxvolym). Själva membrantanken med plattmembran var dock fortfarande överdimensionerad vilket gav en stor extra luftad volym. Detta gjorde det mer utmanande att få ner syrehalten i efterföljande RAS-deox och bidrog till ökad luftad, och total, slamålder.

Med plattmembranen togs permeatet ut genom gravitation medan det pumpades ut genom hålfibermembranen.

Själva styrningen av membranen var också mindre automatiserad för plattmembranen, vilket påverkade driftstabiliteten och längden på driftavbrott, eftersom personal var tvungen att vara fysiskt på plats för att starta upp plattmembranenheterna.

Hålfibermembranen utformades med möjlighet till permeatrecirkulation för att kunna testa ett bredare spann av flux över membranen utan att behöva variera inflödet och belastningen på övriga processteg.

3.3.3 Kemisk rengöring av membranen

Kemisk rengöring av plattmembran gjordes helt manuellt med hypoklorit (500–100 g/l) och oxalsyra (0,4 %) genom att pumpa in tvättlösning bakläges genom membranen (CIP, clean-in-place) eller genom att tömma ut allt slam och därefter fylla hela tanken med tvättlösning, så kallad soaking CIP. Kemisk rengöring fick utföras inför ny försöksperiod eller vid behov. Totalt genomfördes 14 CIP:ar varav endast en var en så kallad soak CIP. Två gånger tvättades membranen med enbart hypoklorit och resterande gånger med först oxalsyra och sedan hypoklorit. Ingen veckovis underhållsrengöring utfördes således under försöksperioden med plattmembran.

Hålfibermembranen hade två typer av CIP, dels underhållsrengöring (MC, maintenance cleaning) på veckobasis bestående av kortare backpulser med kemisk rengöringslösning (CEB, chemically enhanced backwash) vilket kompletterades med återhämtningsrengöring (RC, recovery cleaning, en typ av soaking CIP) 1–2 gånger per år. För hålfibermembranen skedde CIP till stor del automatiserat och följde samma procedur som används i fullskala.

Båda membrantyperna rengjordes med natriumhypoklorit för att avlägsna organisk fouling. För att avlägsna icke organisk fouling användes oxalsyra till plattmembranen medan hålfibermembranen enligt design skulle rengöras med citronsyra. Parallell jämförelse mellan rengöring med citronsyra och oxalsyra har dock gjorts för hålfibermembranen från att de varit i drift i ett år (under första året rengjordes de med citronsyra).

Effekten av varje rengöring utvärderades på olika sätt för de två membrantyperna. Efter genomförd CIP med plattmembranen gjordes så kallat fluxtest, vilket innebar att tre olika förbestämda flux testades direkt efter CIP för att få ett värde på hur väl permeabiliteten hade återställts. Inget sådant test gjordes för hålfibermembranen. En anledning är att hålfibermembranen i större utsträckning rengjordes förebyggande och effekten av den enskilda rengöringen var därför inte så påtaglig.

3.3.4 Membranluftning

Luftflödet till MBR-tanken var överdimensionerat för plattmembran p.g.a. själva utformningen med ett färre antal membranmoduler än vid en motsvarande

fullskaleimplementering. En bieffekt av detta var en ökad syresättning som har påverkat resultaten. I processutformningen med hålfibermembran har piloten haft samma membrankassetter inklusive luftning som i fullskala.

3.3.5 Kemikalieanvändning

Tabell 3.2 listar de kemikalier som testades inom olika användningsområden under testerna med de två processkonfigurationerna, plattmembran respektive hålfibermembran, i pilotförsöken. Den huvudsakliga förklaringen till att flera kemikalier testades för hålfibermembran är att dessa försök pågick under längre tid. Valet av processkemikalier som testades initialt baserades på praktiska skäl och hade inget med membrantypen att göra.

Typ av användningsområde	Plattmembran	Hålfibermembran
Fällningskemikalier	Järn(II)sulfat Järn(III)klorid	Järn(II)sulfat Järn(III)klorid Aluminium(III)klorid
Kolkälla	Natriumacetat	Metanol Glycerol Brenntaplus Etanol VFA (producerad på plats)
Tvätt av membran	Natriumhypoklorit Oxalsyra	Natriumhypoklorit Citronsyra (MT1) Oxalsyra MT2)
Annat		Skumdämpare Flux-enhancer Polymer till slambehandling*

Tabell 3.2

Testade kemikalier i processutformning med platt- och hålfibermembran.

* Notera att det inte fanns någon slambehandling för plattmembranen.

3.3.6 Driftparametrar

De två membrantyperna som kördes på Hammarby Sjöstadsverk hade likvärdiga designflux, kring 18 lmh, men i praktiken kördes plattmembranen vid lägre flux medan hålfibermembranen normalt kördes vid högre flux.

Plattmembranen hade betydligt högre permeabilitet, nästan den dubbla, jämfört med hålfibermembranen. För plattmembranen angav leverantören 700 lmh/bar som riktvärde efter CIP. En god permeabilitet för hålfibermembran brukar anses vara högre än 200 lmh/bar enligt leverantören. Vid drifttagning i piloten hade hålfibermembranen dock en permeabilitet kring 600 lmh/bar. Den stora skillnaden i permeabilitet är, som tidigare nämnts, en följd av skillnaden i porstorlek (0,04 µm för hålfibermembranen och 0,2 µm för plattmembranen), vilket gör att ett lägre TMP krävs för plattmembranen (permeabilitet = flux/TMP).

3.4 Flöde och belastning

Inkommande avloppsvatten till piloten pumpades från Danvikstunneln, som är en av fem inloppstunnlar till Henriksdals ARV. Pilotens inkommande vatten hade 10–20 % högre koncentration av organiskt material (mätt som BOD₇) jämfört med Henriksdals kombinerade inflöde. Skillnaden kommer att vara ännu större när flödet från Bromma ARV kopplas på till Henriksdal, eftersom Brommas vatten har ännu lägre koncentration BOD₇ (60 % lägre än till piloten).

Inkommande flöde till piloten var proportionellt mot det förväntade flödet till Henriksdal år 2040 och varierades mellan fast flöde och dynamiskt flöde. Vid dynamiskt

flöde styrdes inflödet proportionellt mot aktuellt inflöde till Henriksdals ARV genom att använda en signal från flödesmätare på fullskaleanläggningen.

Inkommande temperatur på avloppsvattnet till piloten var högre än till Henriksdal. För att kunna testa olika temperaturer användes värmeväxlare för att kyla antingen inkommande flöde eller recirkulerat flöde i det biologiska reningssteget (se även Figur 3.3).

Tabell 3.3 visar karakteristiska processdata för pilotanläggningen vid drift med hålfibermembran jämfört med framtida fullskaleanläggning (Henriksdal 2040 – vid normaldrift).

Tabell 3.3

Processdata för pilotanläggning respektive framtida fullskaleanläggning (Henriksdal 2040 – vid normaldrift).

Parameter	Enhet	Värde Pilot 2020	Design Pilot	Design Hdal 2040	Värde Pilot/ Design Hdal
Flöden					
Medelflöde, Q_{in}	m ³ /h	4,37	3,16	20 880	0,02 %
Max	m ³ /h	5,5	5,44	36 000	0,02 %
Min	m ³ /h	1,8	1,8	11 600	0,02 %
Temperaturer					
Temperatur inflöde	°C	19	–	–	–
Temperatur biologi	°C	17,8	–	–	–
Inkommande belastning					
BOD ₇ in	mg/l	195	206 ⁱ	216	90 %
SS in	mg/l	221	201 ⁱ	280	79 %
Tot-N in	mg/l	39	44 ⁱ	37	105 %
Tot-P in	mg/l	4,7	5,7 ⁱ	4,9	96 %
Försedimenterat vatten (FV)					
BOD ₇ reduktion över försed	%	21	46	50 ⁱⁱ	42 %
SS-reduktion över försed	%	33	60	60 ⁱⁱ	55 %
Tot-N reduktion över försed	%	0	10	10 ⁱⁱ	–
Tot-P reduktion över försed	%	7	40	40 ⁱⁱ	17,5 %
BOD ₇ FV	mg/l	159	112	108	147 %
SS FV	mg/l	145	80	112	130 %
Tot-N FV	mg/l	39	40	33	118 %
Tot-P FV	mg/l	4,4	3,4	3	147 %
Biologisk rening					
BOD ₇ -belastning FV (vid medelflöde)	kg BOD ₇ /d	16	8,6	57 500	0,03 %
Specifik överskottslamproduktion ⁱⁱⁱ	kg SS/kg BOD ₇	0,99	1,02	1,02	97 %
Överskottslamproduktion, medel	kg SS/d	15,9	8,8	58 600	0,03 %
VSS i överskottslam	% of TSS	80	64	64	125 %
Slamhalt i biologiska reningssteget	mg SS/l	7 600	8 000	8 000	95 %
Slamhalt i membrantankar	mg SS/l	9 900	10 000	10 000	99 %
Total slamålder	d	17,5	32	31,2	56 %
Membrantankar					
Installerad membranyta	m ²	206	206	1 600 000	0,01 %
Nettoflux medel (vid medeltemperatur)	lmh	22	17,9	20,9	105 %
Nettoflux max	lmh	25,3	30,8	30	84 %
Specifikt luftbehov vid Leap-Lo ^{iv}	Nm ³ /h, m ²	0,136	0,136	0,098	139 %
Specifikt luftbehov vid Leap-Hi ^{iv}	Nm ³ /h, m ²	0,252	0,252	0,196	129 %

i Design baserad på data från 2015.

ii Uppmätt vid järndos ca 10 g Fe/m³ i förflutning/sandfång.

iii Exklusive extern kolkälla. Värde Pilot 2020 är beräknade från processdata. Designvärden är enligt tyska dimensioneringsstandarden ATV DVWK-A 131E (2000) baserad på inkommande SS och BOD, och total slamålder (SRT_{tot}).

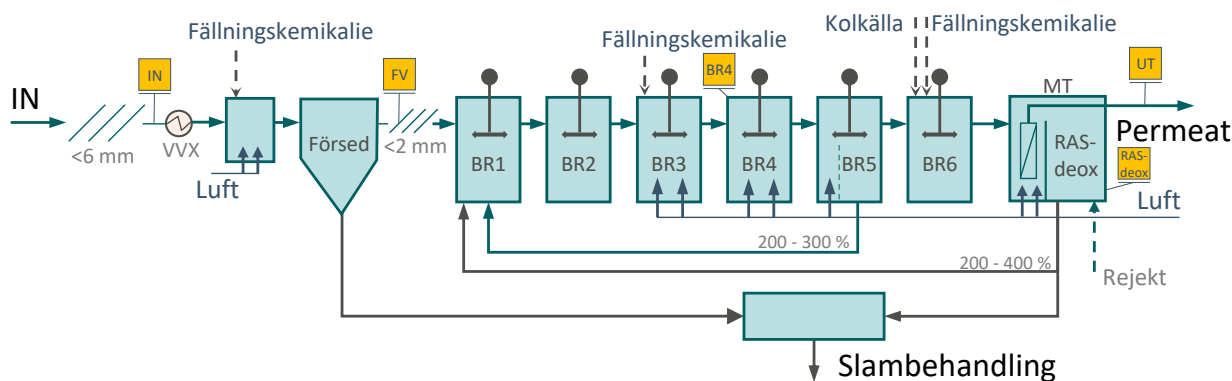
iv Luftning av membranen hade två lägen, ett lägre (Leap-Lo) och ett med högre luftflöde (Leap-Hi).

4 Provtagning och analys

Provtagning och analyser har varierat under den långa försöksperioden och även instrumentering för onlinemätning har varit olika mellan de olika processkonfigurationerna. Några övergripande strategier för provtagning och analys har dock funnits under alla år och dessa återges kortfattat i detta avsnitt tillsammans med de viktigaste tillkommande testerna. Mer detaljer återfinns i de årsvisa projektrapporterna, se t.ex. Andersson et al. (2019a).

4.1 Regelbunden provtagning och analyser

Eurofins Environment Sweden AB (Lidköping) utförde analyser på vatten från fem olika provtagningspunkter: IN (inkommande vatten), FV (försedimenterat vatten), UT (utgående vatten) samt aktivslam från bioreaktor BR4 (aerob zon) och RAS-deox (returslam från membrantank, MT) (Figur 4.1).



Flödesproportionella automatiska provtagare användes för provpunkterna IN, FV och UT. Både dygnsprov och veckoprov analyserades regelbundet av externt labb. Analyserna inkluderade TOC, COD, BOD₇, Tot-P, PO₄-P, SS, NH₄-N, NO₃-N, Tot-N samt järn, men även aluminium när detta doserats. I UT analyserades även TDS (Total dissolved solids). Slamprover analyserades av externt labb med avseende på TSS, VSS, järn (och aluminium när detta doserats) samt fosfor.

I tillägg till externa analyser gjordes interna analyser regelbundet på dygnsprov på utgående vatten med avseende på COD, NH₄-N, NO₃-N, Tot-N, PO₄-P, Tot-P och färg. Detta kompletterades med stickprover eller utökad analys av dygnsprover enligt behov och i samband med kalibrering av onlineinstrument. Stickprov togs på rejektvatten och analyserades med avseende på suspenderad substans (SS), filtretat och totalt COD, totalkväve och ammoniumkväve för att beräkna tillkommande belastning på processen.

4.2 Onlinemätning

Processen studerades med ett stort antal onlineinstrument som installerats för projektet. Onlinemätningarna kompletterade information från analysresultaten med dynamiska värden, samt användes för en kontinuerlig uppföljning och styrning av processen. De viktigaste utöver flöden, temperatur, nivå och tryck och pH på olika platser i anläggningen

Figur 4.1

Placering av provtagningspunkter IN, FV, BR4, UT och RAS-deox i behandlingslinjen.

var mätning av syre i samtliga zoner inklusive membrantankar. Slamhalt mättes både i luftad volym och i returslam. Kväve mättes som ammonium och nitrat online in till och på flera platser i biosteget. Utöver onlinegivare fanns även en analysator som analyserade utgående $PO_4\text{-P}$ och $NO_3\text{-N}$. Tabell 4.1 visar en lista med alla onlineinstrument i piloten och deras funktion.

Placering	Parameter	Funktion
Flera positioner	Flöde (vatten)	Mätning av alla återcirkulationsströmmar
IN	Temperatur	Mätning av inkommande avloppsvattentemperatur, ibland för styrning av värmeväxling
IN	Flöde (vatten)	Mätning av inkommande vatten
IN	SS	Övervakning av inkommande suspenderade fasta ämnen
Försed	$NH_4\text{-N}$	Mätning av inkommande ammonium
BR1	DO	Övervakning av syrehalt
BR2	DO	Övervakning av syrehalt
BR2	$NH_4\text{-N}$	Mätning av ammonium i biosteget, ibland för styrning
BR3	DO	Övervakning syrehalt, styrning av luftning
BR3	Flöde (luft)	Mätning av luftförbrukning
BR4	DO	Övervakning syrehalt, styrning av luftning
BR4	Flöde (luft)	Mätning av luftförbrukning
BR4	SS	Mätning av slamhalt, ibland styrning av överskottslamuttag
BR5	DO	Övervakning syrehalt, styrning av luftning
BR5	Flöde (luft)	Mätning av luftförbrukning
BR5	$NO_3\text{-N}$	Mätning av nitrat, övervaka funktionen av efterdenitrifikation
BR6	$NO_3\text{-N}$	Mätning av nitrat, styrning av kolkälladosering
BR6	pH	Mätning av pH i biologin
MT1/MT2	Temperatur	Mätning av temperatur i membrantank (x2)
MT1/MT2	DO	Mätning av syrehalt in membrantank (x2)
MT1/MT2	Tryck	Nivå- och tryckmätningar för beräkning av TMP (4 sensorer)
MT1/MT2	Flöde (vatten)	Utgående permeat från membran 1 och 2 (x2)
MT1/MT2	Flöde (luft)	Mätning av luftförbrukning (x2)
RAS-deox	SS	Mätning av slamhalt i returslam
RAS-deox	DO	Övervakning av syrehalt
RAS-deox	$NH_4\text{-N}$	Mätning av ammoniumhalt (efter tillsats av rejekt)
UT	$PO_4\text{-P}$	Mätning av fosfat och styrning av fällningskemikaliedosering
UT	$NO_3\text{-N}$	Mätning av utgående nitrat

Tabell 4.1

Placering av onlineinstrument i MBR-piloten.

4.3 Specifika tester

Utöver standardanalyser enligt ovan och online-sensorer, har ett antal olika tester genomförts på regelbunden basis, både som del i processuppföljningen och vid specifika undersökningar.

- *Bio-P-test (Fosforläppförsök)*
 - Fosforläppförsök kan användas för att utvärdera en aktivslamprocess med bio-P (biologisk fosforavskiljning, EBPR). Testmetoden beskrivs i detalj i Tykesson och la Cour Jansen (2005a). Resultat från dessa tester presenteras i kapitel 11 Bio-P.

-
- *Denitrifikationstester*
 - Denitrifikationstester gjordes för att beräkna denitrifikationshastighet och specifik COD-förbrukning vid denitrifikation och för att följa förändringar i slammets aktivitet. Resultaten användes för utvärdering och jämförelse av olika externa kolkällor och för att studera bakteriernas invänjningstid vid byte till ny kolkälla. Resultat från denitrifikationstester presenteras i kapitel 10 Jämförelse av olika kolkällor för denitrifikation.
 - *Nitrifikationstest*
 - Nitrifikationstester utfördes för att följa förändringar i slammets aktivitet och för att bedöma hur nitrifikationsaktiviteten påverkades av den höga slamåldern och långvarigt låga fosfathalter (<0,1 mg Tot-P/l). Testerna utfördes framför allt under första året med plattmembran.
 - *Slamvolymindex (SVI)*
 - SVI är en vanlig metod för att bedöma slammets sjunkegenskaper, vilket inte är av betydelse i en MBR-process. Analyserna gjordes istället för att kunna jämföra förändringar i slamegenskaper över tid och studera om det fanns några samband med andra slamegenskaper eller membranens prestanda.
 - *Time to filter (TTF) och kolloidalt TOC (cTOC)*
 - Efter byte till hålfibermembran analyserades TTF enligt instruktioner från membranleverantören en gång per vecka som ett mått på slammets filtrerbarhet. Filtratet skickades också till externt laboratorium för analys med avseende på TOC (mg/l) för att utvärdera mängden kolloidalt TOC (cTOC) i permeat, det vill säga skillnaden mellan TOC i filtrat efter TTF och TOC i permeat. Enligt membranleverantör bör mängden cTOC vara < 10 mg/l.
 - *Trash content*
 - Efter bytet till hålfibermembran analyserades mängden trash content (mg/l) i slammet ungefär en gång per månad. Denna analys genomförs som en försäkran att partiklar >2 mm, som skulle kunna skada membranen, inte finns närvarande och att det inte sker någon ackumulering av partiklar (1–2 mm) i behandlingslinjen. För en väl fungerande process ska, enligt information från membranleverantör, mängden trash content i slammet, vid silstorlek 2 mm, ej överstiga 2 mg/l. För en detaljerad beskrivning av metoden hänvisas till Andersson et al. (2017).

4.4 Specifika mätkampanjer

I samband med olika delaktiviteter för att undersöka särskilda frågeställningar genomfördes flera specifika mätkampanjer inom pilotprojekt som t.ex.:

- Mätning av AOX/EOX i vatten och slam i samband med membranrengöring med natriumhypoklorit (se kapitel 8 Utsläpp i samband med membrantvätt).
- Mätning av klogaser i samband med membranrengöring med natriumhypoklorit (se kapitel 8 Utsläpp i samband med membrantvätt).
- Mätning av direkt avgång av växthusgaser i form av metan och lustgas från olika delar av processen vid olika tillfällen (se kapitel 12 Växthusgasemissioner).
- Kartläggning av mikroföroreningar genom provtagning i olika delar av processen för både MBR-piloten och Henriksdals aktivslamprocess. Fullständig redovisning finns i Närhi et al. (2021) och en sammanfattning i kapitel 13 MBR och rening av mikroföroreningar.
- Mätning av inkommande vattensammansättning i samband med snösmältning för att studera eventuell ökad förekomst av joner från vägsalt.

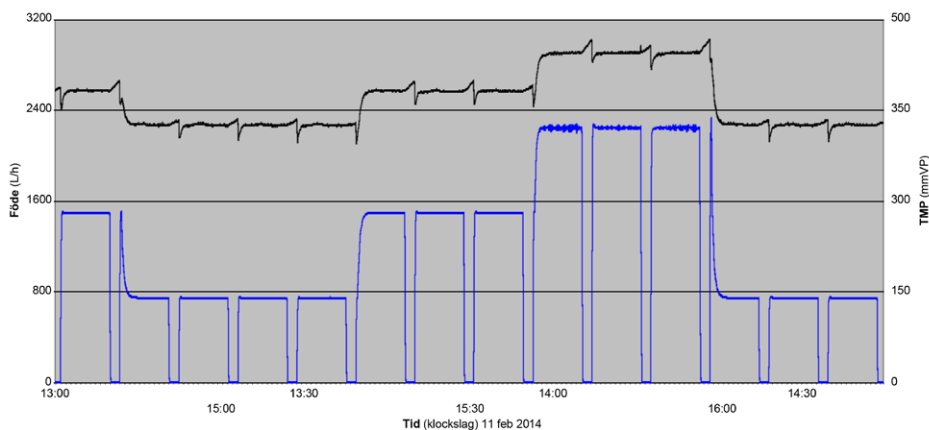
5 Övergripande pilotresultat

I detta avsnitt beskrivs kortfattat uppstarten av pilotanläggningen samt de mest övergripande resultaten från pilottesterna. För en mer detaljerad beskrivning och diskussion av de olika delresultaten hänvisas till de tekniska årsrapporter som projektet har tagit fram (se det inledande avsnittet *Publikationer från eller relaterade till pilotprojektet* för en översikt).

5.1 Upstart och driftsättning

Både plattmembran och hålfibermembran var konserverade med glycerin vid leverans. Plattmembranen rengjordes med etanol innan driftsättning medan hålfibermembranen endast tvättades rena med vatten. Efter avslutad installation och funktionskontroll utvärderades membranens initialprestanda.

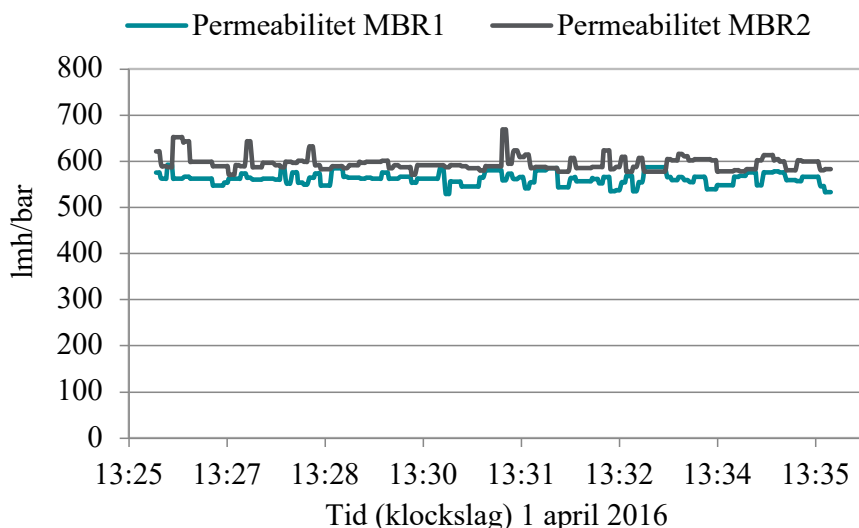
Plattmembranens prestanda utvärderades genom så kallade fluxstegringstest. Testet bestod av fyra steg, där varje steg bestod av tre drift/vila-cykler vid ett bestämt flux. De fyra stegen var, i tur och ordning, lågbelastning (10 lmh), medelbelastning (20 lmh) och hög belastning (30 lmh) och avslutande lågbelastning (10 lmh), för att se om själva testet påverkat prestandan. För att utvärdera prestandan beräknades medelpermeabiliteten för den stabila delen av den tredje cykeln i varje steg. 30 lmh var vad som angavs som maximalt rekommenderat flux vid 8 °C av tillverkaren. Ett exempel på hur fluxstegrings-testet såg ut illustreras i Figur 5.1. Fluxstegringstest genomfördes även efter driftsättning före och efter CIP för att följa membranens prestanda över tid.



Figur 5.1

Principen för fluxstegringstest där blå linje visar flöde och svart linje motsvarar TMP för ett plattmembran.

Hålfibermembranens permeabilitet testades med renvatten (10 °C) vid medelflux 25 lmh för att få ett intialvärde på prestandan uttryckt som permeabilitet, vilken låg på omkring 600 lmh/bar (Figur 5.2).



Figur 5.2
Renvattenpermeabilitet vid driftsättning av hålfibermembran.

Ympning av biosteget skedde med förtjockat överskottsslam (utan polymertillsats vid förtjockning) från Henriksdals ARV. Vid driftsättning av plattmembranen var alla tankar tomma utom membrantanken som var fylld med renvatten. När hålfibermembranen togs i drift var hela linjen fylld med renvatten och ympning skedde i steg för att motsvara uppstartsproceduren i fullskala då tillgången på överskottsslam begränsade hur snabbt ympningen kunde ske. Innan slammet tillsattes silades det manuellt genom en finsil.

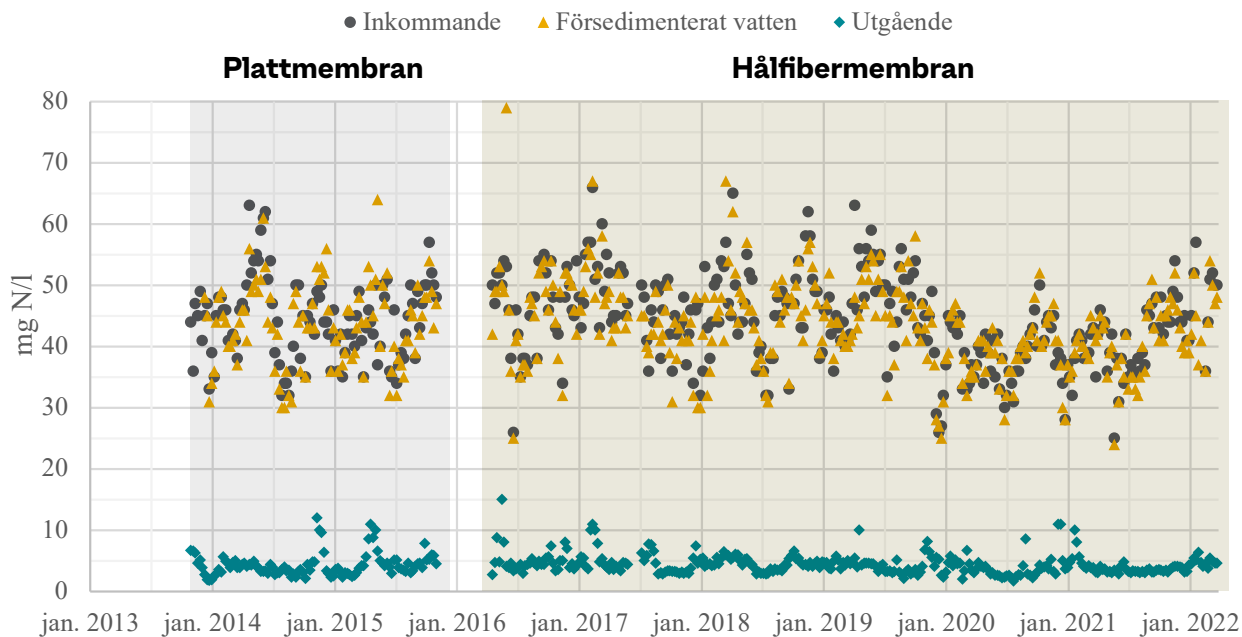
Vid båda driftsättningarna var aktiviteten i slammet god. Vid driftsättning av plattmembranen observerades nitrifikation redan från start, medan det vid driftsättning av hålfibermembranen tog ett par veckor efter avslutad inympning innan nitrifikationen var igång. En möjlig orsak till detta var den långsamma uppstarten av hålfibermembranen från renvatten till dess att slamhalten uppnådde målkoncentrationen på omkring 8 000 mg/l. En annan faktor som påverkade nitrifikationen var problem med en syregivare som medförde att luftningen under en period var för låg.

5.2 BOD₇-rening

I och med att processen varit designad för fullständig nitrifikation, och att det utöver detta tillkommer en luftad volym i själva membrantanken, har utgående halter av BOD₇ varit < 2 mg/l under större delen av drifttiden. De få tillfällen då högre värden (3–4 mg BOD₇/l) uppmätts har detta troligen berott på att påväxt av biofilm i permeatledningar lossnat och påverkat provet, snarare än försämrade rening. Mätningar har även gjorts på TOC i permeat, men det har inte varit möjligt att ta fram ett samband med BOD₇. TOC i permeatet har varit stabilt kring 9 mg/l. Under 2016 till 2022 (hålfibermembran) var TOC som lägst 7,0 mg/l och som högst 13 mg/l.

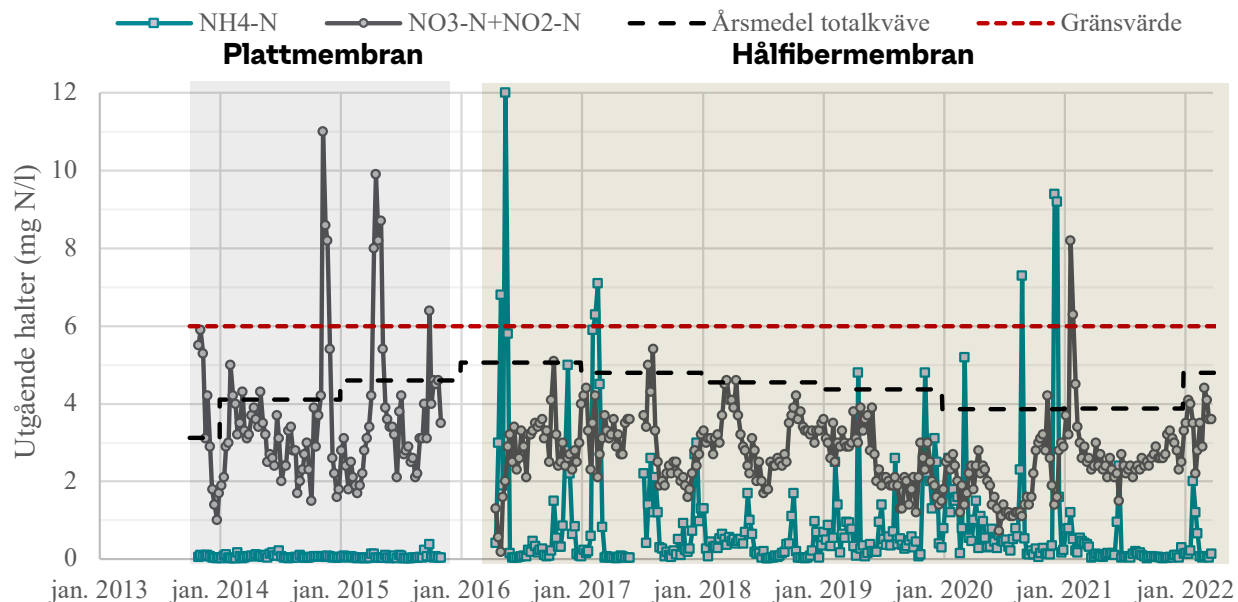
5.3 Kväverening

Processlösningen med fördenitrifikation, flexibel luftad volym och efterdenitrifikation som användes både vid försöken med FS- och HF-membran, om än i lite olika tappning, utvärderades noga med avseende på syrehalter, kvävehalter samt slamålder. Generellt har kvävereningen gått mycket bra med reduktion från omkring 45 mg Tot-N/l i försedimenterat vatten till 4–5 mg Tot-N/l i utgående vatten (Figur 5.3), även när processen körts med förhöjd inkommande belastning jämfört med design. Nitrifikationen har varit fullständig stora delar av försökstiden.



Figur 5.3
Kvävereningsresultat.

Utgående ammonium har under kortare perioder varit förhöjda i samband med kalla temperaturer men som årsmedelvärde har utgående totalkväve haft god marginal till det framtida gränsvärdet på 6 mg Tot-N/l (Figur 5.4). Behovet av extern kolkälla har varit lågt (se detaljer för de olika testade kolkällorna i kapitel 10). Under långa perioder har det inte behövts någon extern kolkälla alls för att uppnå utgående kvävehalter under 6 mg/l och det har varit möjligt att med hjälp av extern kolkälla nå så lågt som 1–2 mg $\text{NO}_3\text{-N/l}$ i utgående vatten (Figur 5.4).



Figur 5.4
Utgående ammonium och nitrat som veckovärden samt årsmedel för utgående totalkväve. Framtida gränsvärde på 6 mg/l visas med röd streckad linje.

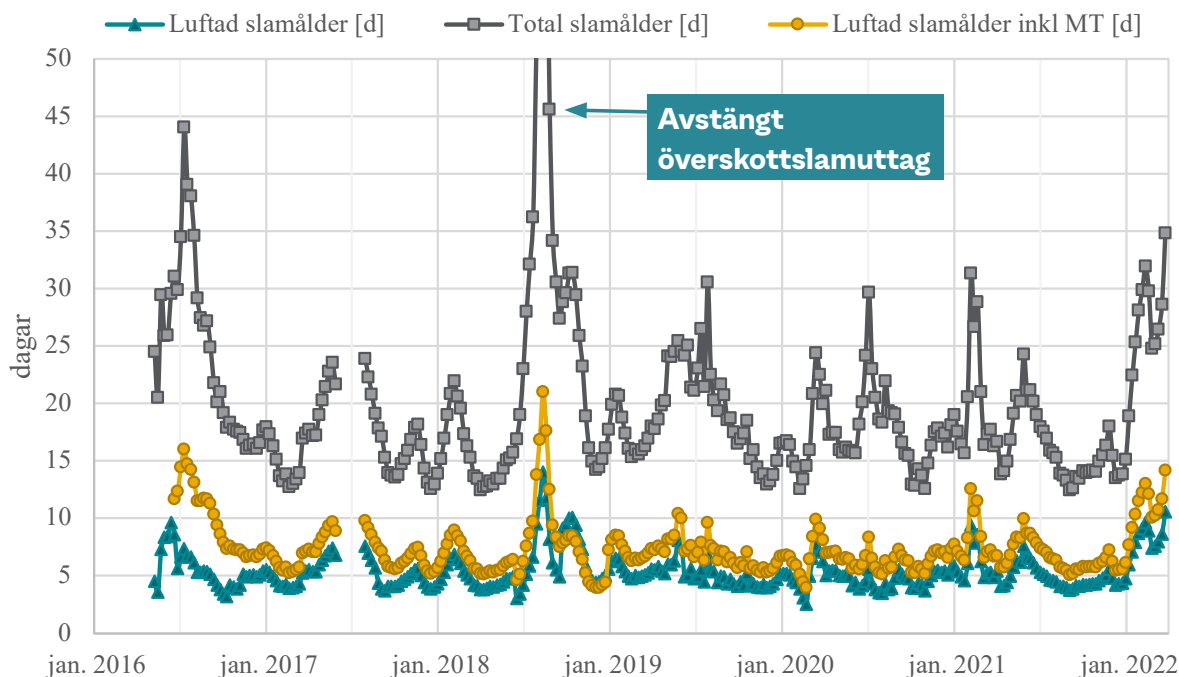
5.3.1 Slamålder

En frågeställning har varit hur mycket membrantankarnas volym påverkar nitrifikationen och om de bör räknas in i den luftade slamåldern eller inte. Eftersom processen var designad för fullständig nitrifikation i biosteget beräknades luftad slamålder utan att inkludera membrantanken. Dock kommer den syresatta slamvolymen i membrantankarna att bidra till tillväxt av nitrifierare eftersom ammonium frigörs vid hydrolysis,

vilket gör att de autotrofa bakterierna kan producera energi för tillväxt i membrantankarna även vid fullständig nitrifikation i den luftade zonen i biosteget. Därför valdes att oftast också inkludera den aktiva delen av membrantankarna vid utvärdering av luftad slamålder. Skillnaden mellan att inkludera membrantankarna eller inte, motsvarade i genomsnitt en ökning av den luftade slamåldern med 1,7 dagar. Den luftade slamåldern inklusive membrantank varierade normalt mellan 5 och 10 dagar. Total slamålder varierade normalt mellan 13 och 25 dagar, vilket är betydligt lägre än slamåldern i designen av Henriksdals ARV på 31,2 dagar. Detta beror framför allt på de högre halterna inkommande BOD och SS, vilket gav en högre överskottslamproduktion och därmed en lägre slamålder. Slamålder som månadsmedelvärden visas i Figur 5.5. För de flesta år syns en topp på vårkanten, i februari-mars, när vattentemperaturen normalt är som lägst.

Figur 5.5

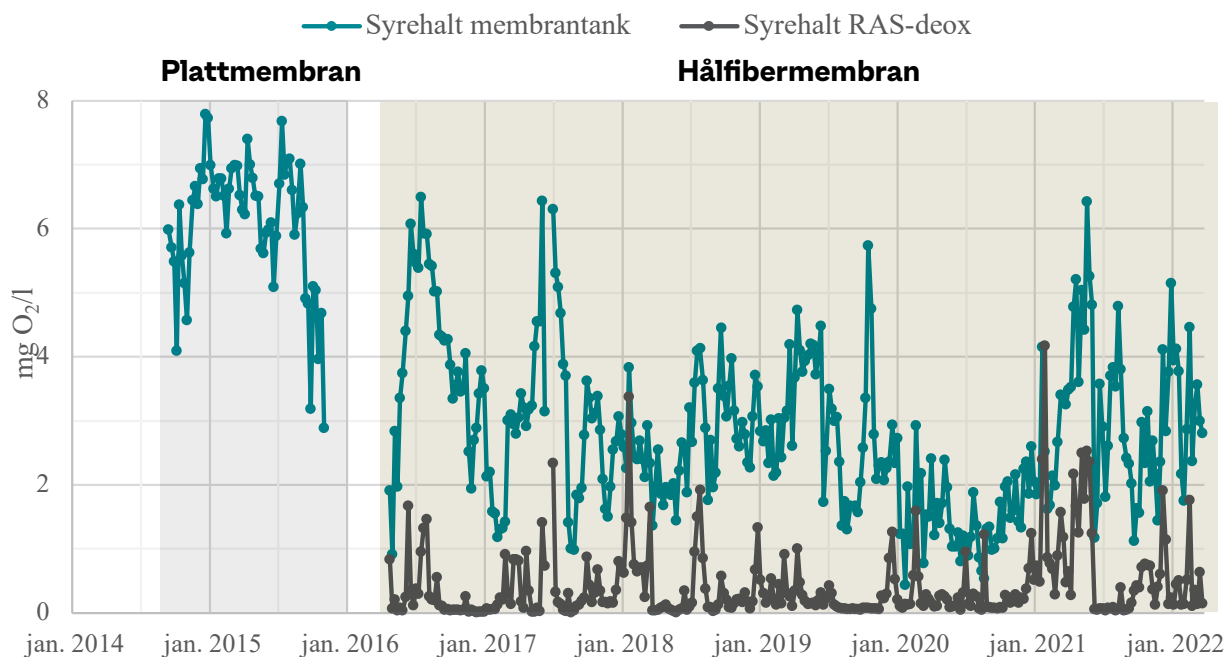
Total och luftad slamålder i pH2040-piloten under perioden med hålfibermembran. Den höga toppen under sommaren 2018 berodde på att överskottsslamuttaget var avstängt under ett antal veckor.



5.3.2 RAS-deox

RAS-deox-zonen infördes i piloten i samband med bytet till hålfibermembran och hade som huvudsaklig uppgift att sänka syrehalten i returslammet från membranen, innan det pumpades till fördenitrifikationen. Genom att även tillsätta rejektvatten till RAS-deox var tanken att både bidra till ännu lägre syrehalter och uppnå viss nitrifikation av ammonium i rejektet med hjälp av syreöverskottet i slammet från membranen. För att kunna utvärdera detta utrustades RAS-deox-zonen med ammonium- och syrehaltsmätare.

Inom projektet undersöktes hur RAS-deox-zonen fungerar vid olika uppehållstider, med och utan tillsats av rejektvatten, och vid olika luftningslägen för membranen. Under stora delar av projekttiden luftades hålfibermembranen med det lägre luftflödet (Leap-Lo) vilket medförde att syrehalten i membrantanken var betydligt lägre (ofta < 3 mg/l) än vad som antagits som worst-case vid dimensionering av RAS-deoxen. För design av RAS-deoxen ansattes en syrehalt på 8 mg/l och detta gjordes när membrantyp ännu inte var bestämd. Detta medförde att syrehalten för det mesta minskade till < 0,3 mg/l i RAS-deoxen, oavsett uppehållstid, samt med eller utan tillsats av rejektvatten (Figur 5.6).



Figur 5.6
Syrehalt i membrantank
och RAS-deox som
veckomedelvärde.

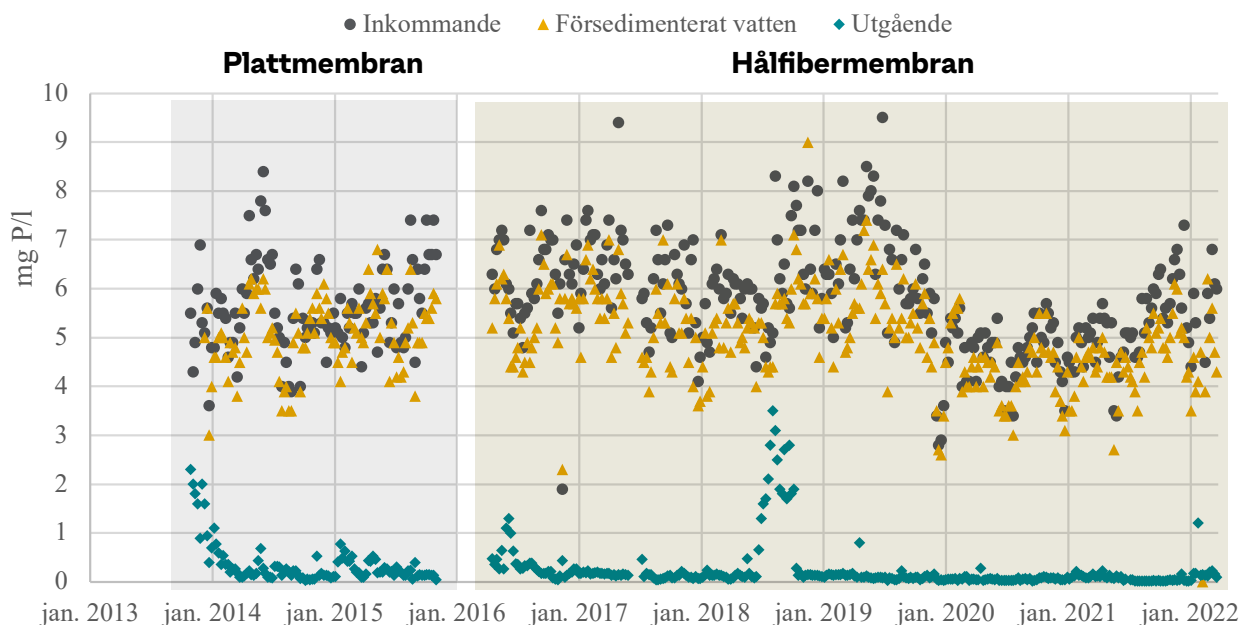
För att närmare utvärdera funktionen av RAS-deox-zonen gjordes även en mätkampanj vid olika mängd tillsatt rejektivatten inom ett examensarbete (Taylor, 2019). Det minst fördelaktiga scenariot med låg kvävebelastning där rejektivtillsats motsvarande 5 % av inkommande kväve till RAS-deox-zonen, och hög luftning av membranen, gav en syretopp som nådde maximalt 2 mg/l i RAS-deoxen. Alla övriga scenarion med högre kvävebelastning från rejektivatten och/eller lägre luftning av membranen gav minskade syrehalter till väl under 0,2 mg/l i RAS-deoxen. Både provtagning och datorsimuleringar visade på förekomst av simultan nitrifikation och denitrifikation i RAS-deox-zonen när rejektivatten tillsattes. Provtagningen visade att ammoniumoxidationen större delen av tiden omvandlade över 60 % av ammoniet i det tillsatta rejektivattnet. Dock var det inte möjligt att beräkna hur mycket syre som användes för nitrifikation. Avseende nitrat observerades en minskning av nitrathalten med ungefär 20–50 % i RAS-deox. Motsvarande reduktioner från simuleringar var 50 % för ammonium och 10 % för nitrat, när rejektivatten tillsattes i en mängd som motsvarade 10 % av inkommande kvävebelastning.

5.4 Fosforering

Reningen av fosfor i piloten skedde genom simultan kemisk fällning med huvudsakligen järn(II)sulfat heptahydrat, kallat hepta, och en kompletterande dos järnklorid. Initialt var det osäkert hur dosering av fällningskemikalier skulle påverka membranens prestanda och därför användes till en början relativt låga doser, både för FS och HF-membranen. Under projektets gång har stort fokus legat på just fosforeringen med test av olika fällningskemikalier, olika doseringspunkter och inte minst olika styrstrategier för doseringen. Detaljer kring styrstrategier finns beskrivet i kapitel 6. Efter ett par år uppmärksammades också förekomst av biologisk fosforering i piloten. Även detta finns beskrivet i ett eget kapitel (se kapitel 11).

För MBR-system utan tertiär rening är biosteget ofta det sista reningssteget för fosfor, till skillnad från CAS-processer som ofta kompletteras med efterfällning och ett filtersteg. Det innebär att den biologiska processen måste drifas vid mycket låga halter fosfor (i det här fallet under 0,15 mg/l). Eftersom fosfor är ett essentiellt näringsämne för mikrobiell tillväxt fanns inför försöken en oro över att begränsad tillgång på fosfor skulle påverka

den biologiska aktiviteten, t.ex. genom minskad nitrifikation eller denitrifikation. Inga sådana indikationer har dock observerats, trots årsmedelvärden så lågt som 0,05 mg Tot-P/l. En översikt över inkommande och utgående totalfosfor visas i Figur 5.7.

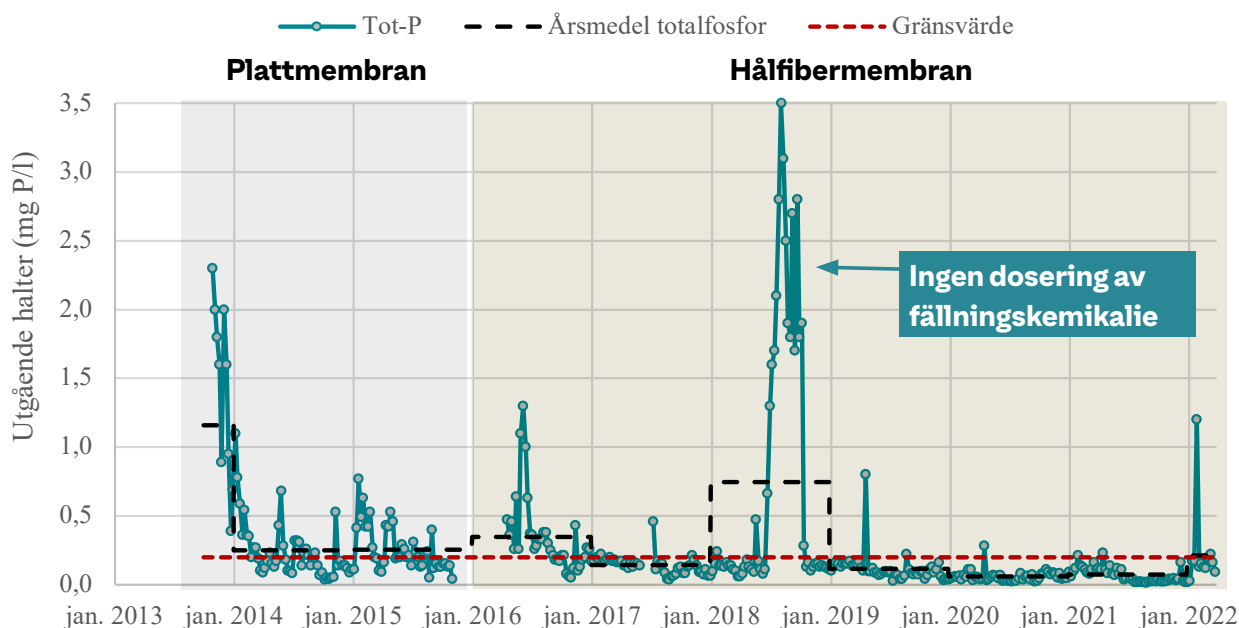


Figur 5.7

Reningsresultat totalfosfor. De höga utgående halterna under sommaren 2018 är resultaten av ett 16 veckor långt test utan dosering av fällningskemikalie.

Under pilotprojektets gång fastställdes SVOAs framtida utsläppsvillkor och inkluderade mängdkrav för fosfor som i praktiken skulle medföra att utgående utsläppshalt skulle behöva vara betydligt lägre än det angivna haltkravet på 0,20 mg Tot-P/l. Frågeställningar som projektet försökte besvara var bland annat hur låg fosforhalt som kan nås med simultanfällning utan att det blir fosforbrist i biologin, och utan att nitrifikationen påverkas. Initialt var fokus att nå 0,15 mg Tot-P/l, men även styrning mot halter < 0,10 mg Tot-P/l i testades.

Figur 5.8 visar utgående halter av totalfosfor med framtida gränsvärde och beräknat årsmedel för åren 2013 till 2022. Det framgår tydligt i figuren att utgående årsmedelvärden fram till 2017 var högre än framtida gränsvärde. Dock var det en medveten strategi att vara försiktig med dosering av fällningskemikalier till en början eftersom det var osäkert om membranerna skulle påverkas. Med tiden utvecklades en framgångsrik styrstrategi med dosering i tre olika punkter (se kapitel 6) och utgående fosforhalt var jämnare och lägre år för år. Ett undantag förekom under sommaren 2018, då all dosering av fällningskemikalie var avstängd under 16 veckor i ett försök som syftade till att utreda hur länge effekten av den ”hepta-reserv” som finns bundet i slammet kvarstår.



Figur 5.8

Utgående totalfosfor i veckoprover samt årsmedelvärden. Det framtida gränsvärdet på 0,20 mg/l visas med röd streckad linje. De höga utgående halterna under sommaren 2018 är resultaten av ett 16 veckor långt test utan dosering av fällningskemikalie.

En modelleringsstudie genomfördes i samarbete med Lunds tekniska högskola år 2017, för att öka kunskapen om den kemiska fällningen och vilka former som järnet antar i slammet. Resultatet av modelleringen visade att effektiviteten av doserad mängd fällningskemikalie minskar signifikant vid låga fosforkoncentrationer (Kazadi Mbamba och Jeppsson, 2017). I MBR-piloten har sådana effekter överskuggats av spontan bio-P och metall dosen har trots mycket låg halt utgående fosfor legat mellan 0,95 och 2,1 mol metall per mol fosfor som avskiljts. Detta kan jämföras med designen som använt 2,8 i molkvot och Henriksdal som legat kring 2,6. Nyckeltal för fosforeringen finns sammanställda i Tabell 5.1. Det är tydligt att reningsresultaten varit mycket goda med utgående totalfosfor på 0,10 mg/l eller lägre från 2019 till och med 2021. Samtidigt har både järnförbrukningen varit lägre, och avskiljningen i biologin högre jämfört med designen. Förklaringen till den stora skillnaden mot designen för Henriksdal är spontan biologisk fosforering (se kapitel 11).

Parameter	Enhet	2016*	2017	2018**	2019	2020	2021	Design Hdal 2040 (skalad)
Fällningskemikalier	mol Me/mol P	1,3	2,1	1,7	1,4	0,95	1,31	2,8
	kg Me/d	0,8	1,6	1,41	1,16	0,75	1,09	1,49
	g Me/m ³	12	20	17	13	7	11	20
Medelflöde	m ³ /h	2,8	3,4	3,5	3,6	4,4	4,1	3,2
Utgående fosforhalt	g Tot-P/m ³	0,33	0,14	0,15	0,10	0,05	0,07	0,15
Avskild fosfor över biologin	kg P/d	0,34	0,43	0,47	0,45	0,46	0,45	0,30
Fosforbelastning biologi	% av design	111	139	170	154	153	147	100***

* v.22-52 2016

** v.25-41 exkluderat 2018 p.g.a. försök utan fällningskemikalie.

*** 100 % motsvarar här 0,31 kg P/d.

Biosteget i MBR-piloten var designat för en fosforbelastning till biologin på motsvarande 0,31 kg P/d. Faktisk belastning var som högst under delar av 2018, då den uppgick till 0,53 kg P/d vilket motsvarar 170 % av design. Under majoriteten av pilotförsöken var fosforbelastningen ungefär 1,5 gånger så hög som designad.

Sammanfattningsvis kunde följande slutsatser dras gällande fosforeringen:

- Förväntade utsläppskrav < 0,20 mg/l Tot-P var möjligt att uppnå för samtliga driftsfall.

Tabell 5.1

Nyckeltal för fosforeringen jämfört med designen för Henriksdal (SFA) omskalad till pilotens storlek genom förhållande 1:6700. Me=metall, d.v.s. summan av järn och aluminium. Aluminium användes endast år 2020-2021.

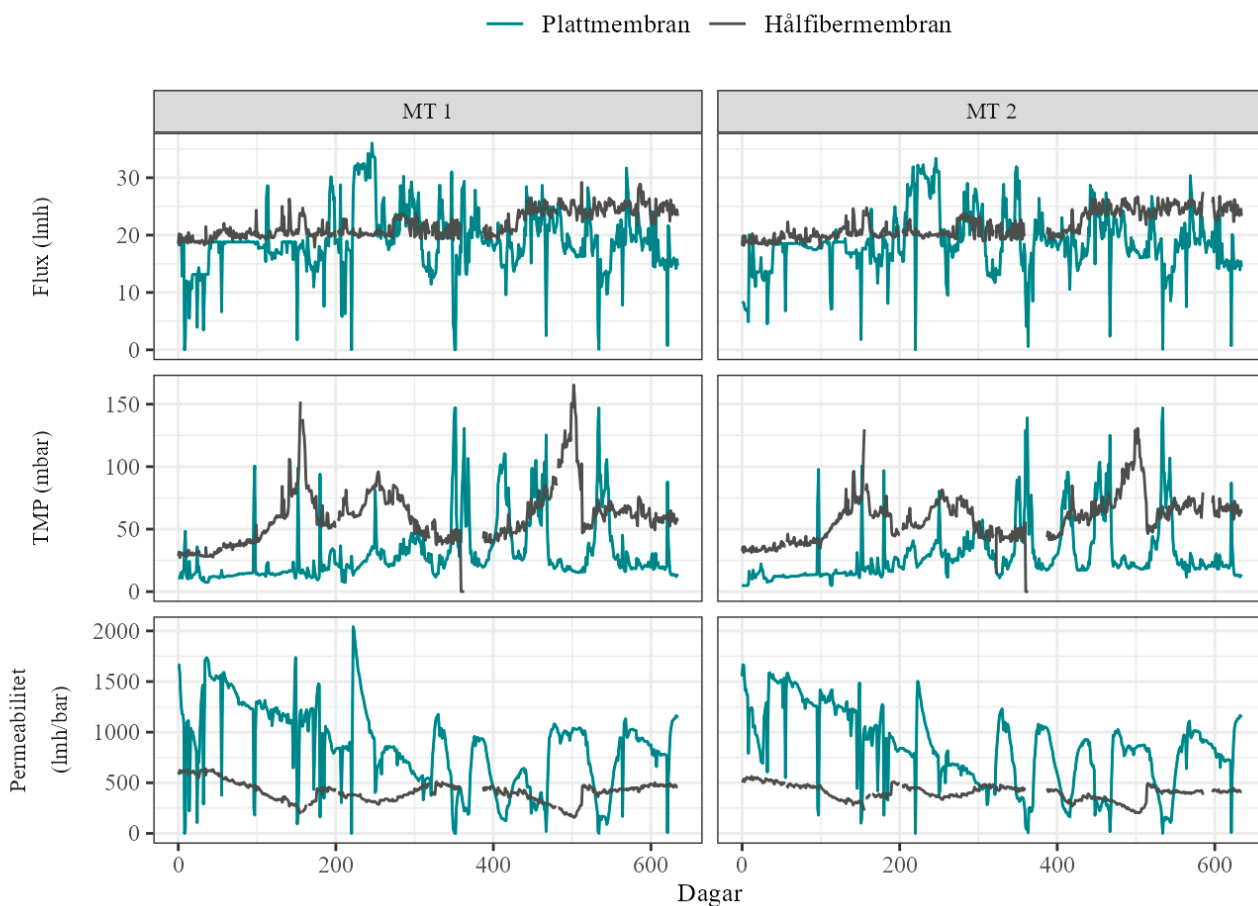
- Det har varit möjligt att nå så lågt som 0,05 mg P/l som årsmedelvärde i permeatet vid en belastning motsvarande 1,5 gånger dimensionerande belastning och med en förbrukning av fällningskemikalier just över häften av uppskattad förbrukning enligt design.
- Ingen negativ effekt på de mikrobiologiska processerna (nitrifikation och denitrifikation) noterades till följd av den låga fosforhalten i biologin.
- Ingen negativ effekt på membranen noterades vid normal dosering av järnsulfat och låga doser av järnklorid och aluminiumklorid i efterdenitrifikationszonen.
- Val av doseringspunkt och typ av fällningskemikalie är viktigt för att undvika problem med igensättning av membranen. Med plattmembranen testades hög dos järnklorid och dosering direkt i membrantanken, vilket orsakade problem med ökad fouling av membranen.
- Bio-P har haft stor inverkan på fosforeringen och kemikalieförbrukningen.

5.5 Membrandrift

Membrandriften utvärderades med hjälp av flux, TMP och permeabilitet. En jämförelse mellan dessa parametrar under de två första åren med plattmembranen respektive de två första åren med hålfibermembran visas i Figur 5.9. Hålfibermembranen hade generellt jämnare flöde och stabil flux omkring 20–25 lmh, medan plattmembranen driftades vid varierande flux från < 15 lmh till > 30 lmh. De båda membranen (MT1 och MT2) presterade likvärdigt både med plattmembran och med hålfibermembran.

Figur 5.9

Flux, TMP och permeabilitet under de första två åren av pilotförsök med plattmembran respektive hålfibermembran.



Plattmembranen hade generellt sett högre permeabilitet, men den sjönk snabbt under första året i drift och varierade sedan tydligt mellan CIP under det andra året.

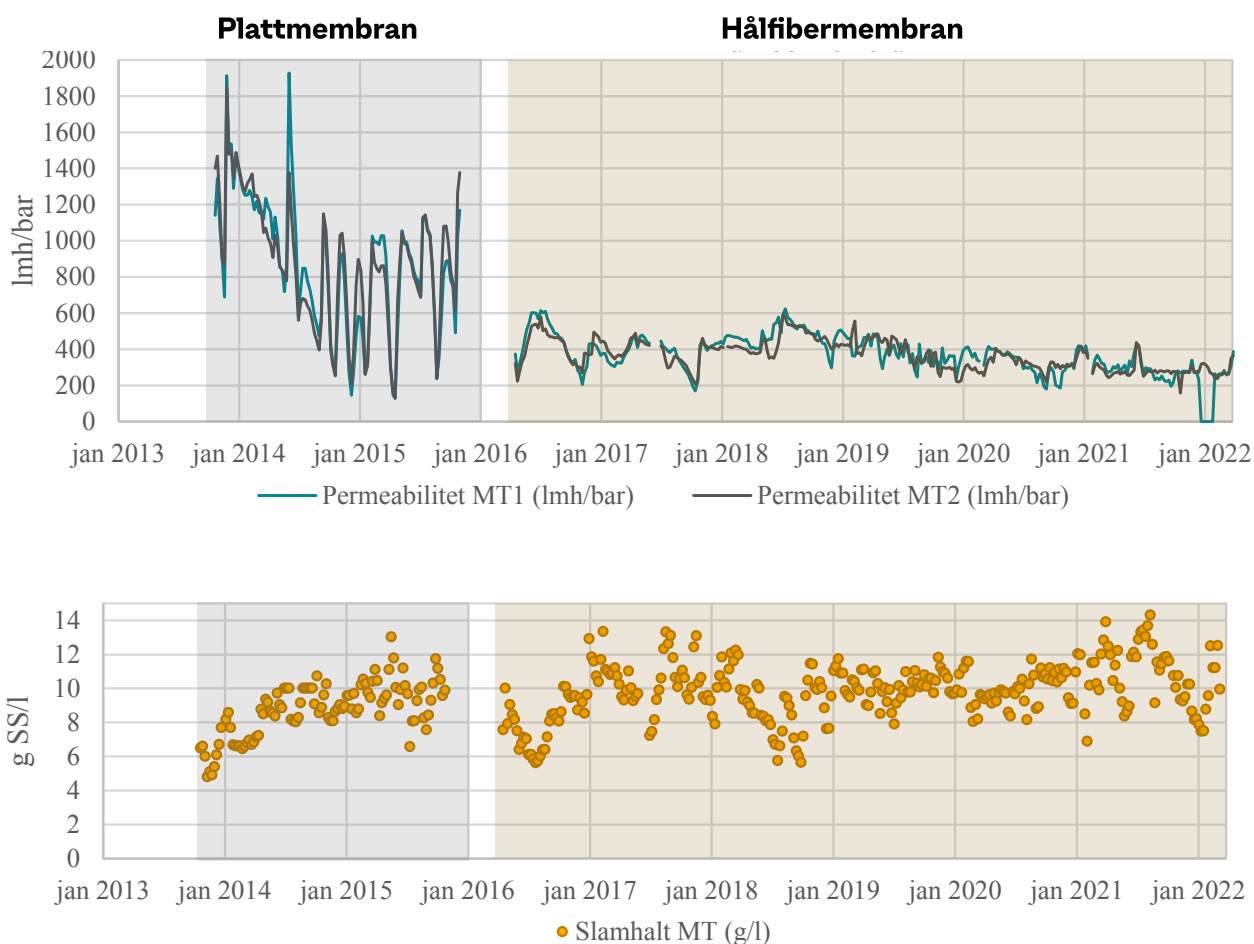
Hålfibermembranen kördes betydligt längre än två år. Under följande driftår, som inte inkluderats i Figur 5.9, pågick många olika försök som påverkade membranen, dock klarade de att prestera väl även under tuffa förhållanden som t.ex. vid kalla temperaturer (se kapitel 9), minskad rengöring (se kapitel 7), höga flux och höga slamhalter. Av Figur 5.10 framgår hur driftförhållandena blev mer och mer utmanande med åren, då slamhalten successivt tilläts öka, den lägsta temperaturen blev sakta lägre med hjälp av värmeväxling och test vid allt högre driftflux genomfördes. Även om permeabiliteten för membranen minskade var den fortsatt god (>200 lmh/bar enligt leverantörens rekommendation) i genomsnitt trots att membranrengöringen minskade med tiden.

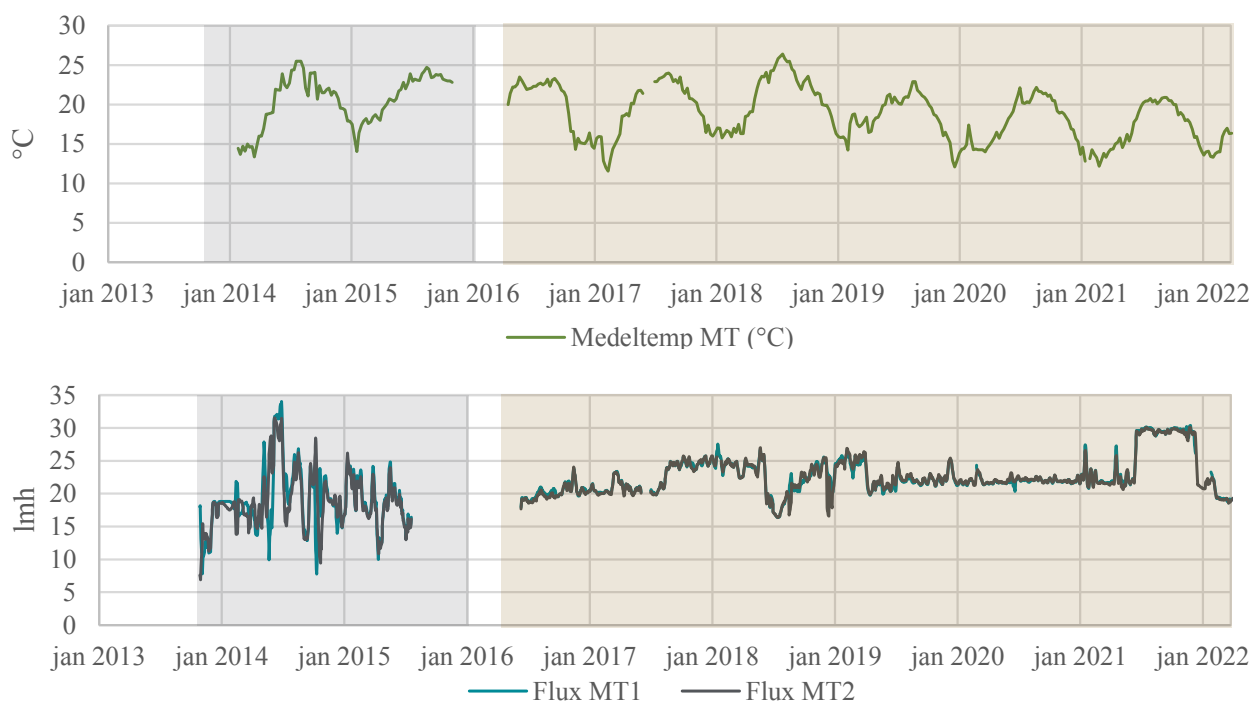
Slamhalten i membrantanken ökades från initialt 6 000 mg SS/l till omkring designad slamhalt 10 000 mg SS/l. Enligt leverantören klarar membranerna högre slamhalter kortare perioder och slamhalter > 12 000 mg SS/l testades i olika perioder.

Från mitten av 2021 till december 2021 testades membranerna vid både högt flux och hög slamhalt samtidigt. Som Figur 5.10 indikerar påverkades inte membranens prestanda med avseende på permeabilitet av detta (MT1 var avstängd under några veckor vid årsskiftet 2021/22, vilket visas som en tydlig minskning ner till 0 lmh/bar i figuren).

Figur 5.10

Permeabilitet, slamhalt och temperatur i membrantank (MT) samt nettoflux vid membrandrift för plattmembran respektive hålfibermembran.





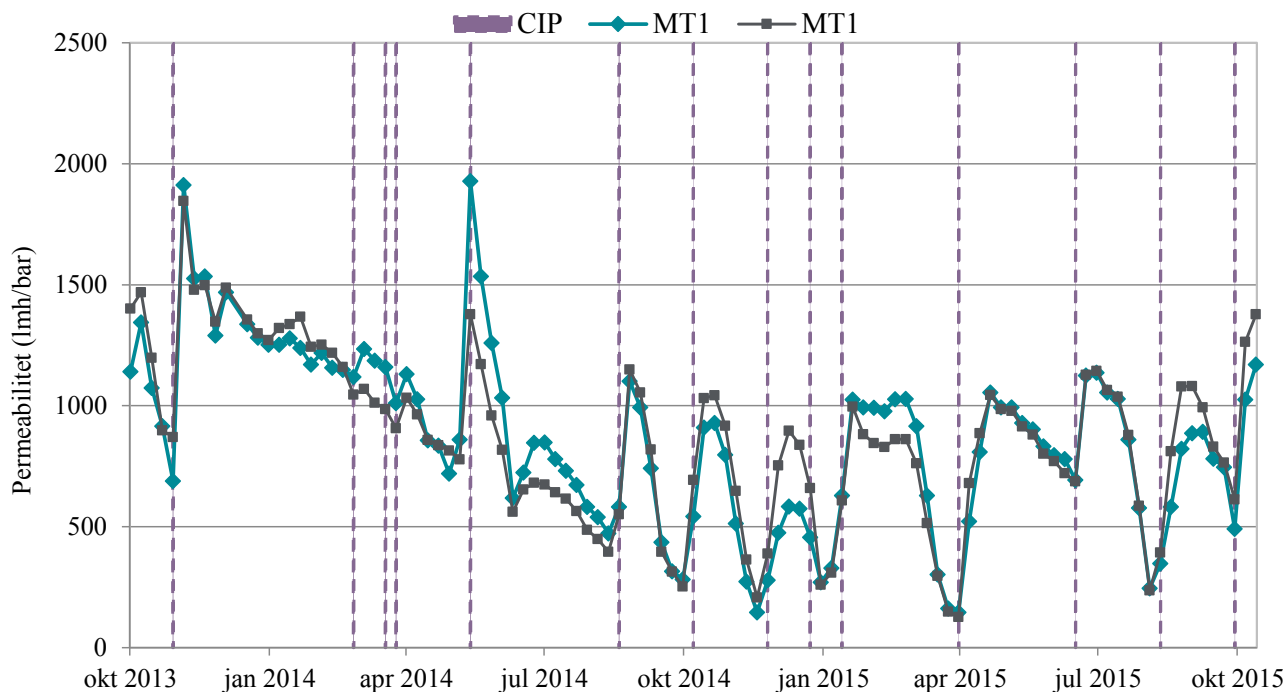
5.5.1 Plattmembran

Plattmembranen testades i MBR-piloten under två år från projektets början i oktober 2013 till och med oktober 2015. Under det första året testades olika belastningssituationer (normal/hög och konstant/dynamisk belastning). Vid normal belastning var fluxet omkring 16–17 lmh, slamhalten gick upp till 6 000 mg SS/l och järndosen var 6–16 mg Fe/l. Vid hög belastning var flux 27 lmh, slamhalten 8 000 mg SS/l och järndosen 20 mg Fe/l. Membranen hade en hög genomsnittlig permeabilitet på 500–1 400 lmh/bar (vilket är förväntat för denna typ av membran) under de olika försöksperioderna, och mycket hög avskiljning av partikulärt material.

Membranen rengjordes med CIP (beskrivs i kapitel 3.3.3) med varierande effekt mellan gångerna och mellan de två membrantankarna (manuellt utförande). Rengöring nummer 5, som genomfördes i juni 2014, var en så kallad soaking CIP med nedtappning och indränkning av membranen i tvättlösning innan en vanlig CIP. Övriga rengöringar var vanliga CIP med hypoklorit, oxalsyra eller båda kemikalierna i sekvens. Som framgår av Figur 5.11 gav denna rengöring en klar och något oväntad förbättring av permeabiliteten (som gick upp till >1 500 lmh/bar) jämfört med de tre föregående rengöringarna. Soaking CIP görs dock normalt inte i fullskala för membran från denna leverantör, men användes i piloten för att återställa membrankapaciteten inför nästa försök och för att få en uppfattning om den maximala effekten av en optimal CIP. Under pilotprojektets andra period, efter soaking CIP, då olika försök med dosering av fällningskemikalier genomfördes, minskade initialt permeabiliteten stadigt ned till <400 lmh/bar under tre månader utan CIP. Därefter varierade permeabiliteten betydligt mer än tidigare och samtliga CIP:ar (vanliga, inte soaking) gav en tydlig effekt på permeabiliteten som ökade upp till omkring 1 000 lmh/bar (Figur 5.11).

Ett normalt resultat vid en CIP med oxalsyra var först en försämrad permeabilitet p.g.a. por Slutning i membranen (ca 10 % jämfört mot innan CIP) och sedan en gradvis återhämtning till full effekt efter 3–7 dagar. Neutralisering med basisk natriumhypoklorit gjorde återhämtningen snabbare samtidigt som syftet med hypoklorit egentligen var att lösa upp organisk biofilm och utfällning. CIP genomfördes vid behov, när permeabiliteten ansågs ha blivit för låg eller inför en ny försöksperiod. Passerad tid mellan CIP varierade, vilket anses bero på flera orsaker såsom variationer i inkommande flöde,

variationer i mängd doserad fällningskemikalie samt vilken typ av järn (Fe^{2+} eller Fe^{3+}) och i vilken punkt i processen som fällningskemikalie doserades. Vilken permeabilitet som uppnåddes efter föregående CIP påverkade också hur snabbt i tiden nästkommande CIP behövde genomföras.



Figur 5.11

Permeabilitet för plattmembran, tidpunkter för CIP är markerade.

För membraninstallationer för rening av kommunalt avloppsvatten anger tillverkaren ett erfarenhetsmässigt riktvärde på 700 lmh/bar efter CIP. I fullskala rekommenderas CIP när 30 % av kapaciteten förlorats, vilket vid 700 lmh/bar initialt motsvarar 490 lmh/bar. Under det första året låg permeabiliteten kontinuerligt betydligt högre än 490 lmh/bar men med en tydligt minskande trend. Under följande år varierade permeabiliteten mer, men var fortfarande över 700 lmh/bar efter CIP. Avslutningsvis efter två års drift kunde permeabiliteten återställas till 1 170 respektive 1 380 lmh/bar för MT1 och MT2 efter en vanlig CIP. Detta var likvärdigt med den initiala permeabiliteten vid pilotförsökens start.

Avseende permeabilitet har följande noterats:

- Över tid har det växlat vilket av membranerna som haft högst permeabilitet.
- CIP med enbart natriumhypoklorit gav dålig effekt.
- CIP med sänkt pH på oxalsyran gav stor förbättring jämfört med närmast föregående CIP:ar och gav hög koncentration järn ut från membranerna efter CIP.
- Under perioden med dosering av järn(III)klorid i BR6 sjönk permeabiliteten snabbt och det uppstod flera avstängningar av membranerna på grund av att TMP gått över instrumentens mätområde.
- Även vid hög dosering av järn(II)sulfat (målvärde 30 mg Fe/l), och vid dosering av järn(II)sulfat i membrantanken, sjönk permeabiliteten snabbt.

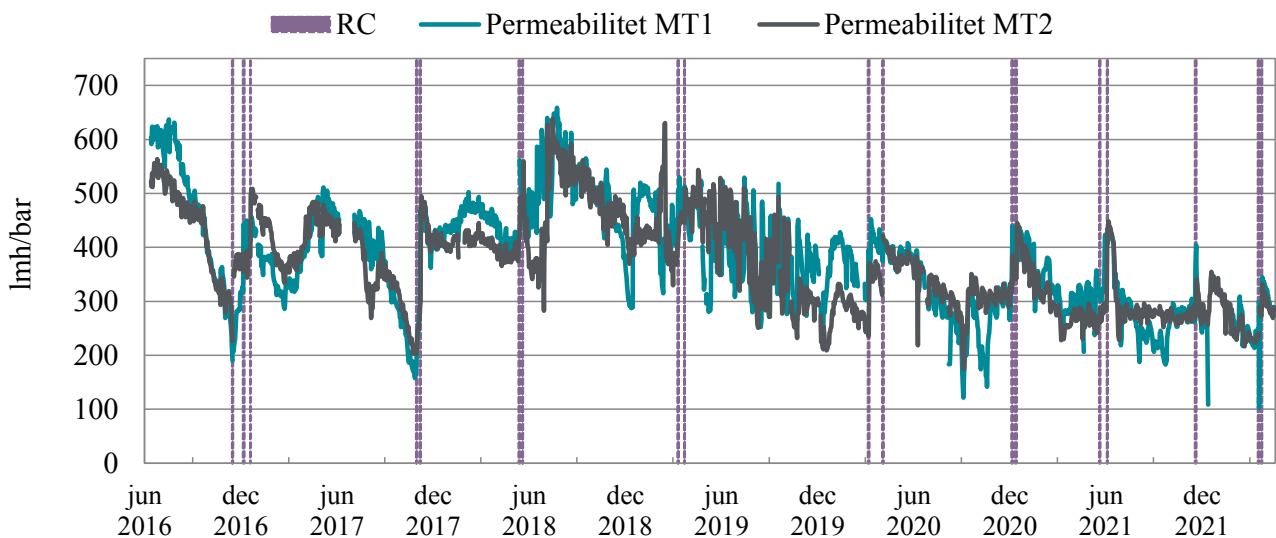
Några generella erfarenheter från försöken med plattmembran var:

- Svårt att få till styrningen av membranerna då den inte var fullt automatiserad.
- En hög permeabilitet kunde upprätthållas under försökets gång trots stundtals offensiva kemfällningsförsök.

- Kraftigare kemisk rengöring behövdes i piloten än leverantörens design för fullskaliga installationer.

5.5.2 Hålfibermembran

Permeabiliteten för hålfibermembranen var generellt god (>200 l/mh/bar anses enligt leverantören vara god permeabilitet). För varje år har projektet arbetat aktivt för att minska resursförbrukningen för membranerna (se mer om detta i kap 7) men även förbrukningen av fällningskemikalier minskade tack vare förekomst av biologisk fosforreduktion (se kapitel 11). I Figur 5.12 visas hålfibermembranens permeabilitet över tid med RC utmarkerade. Det framgår tydligt att permeabiliteten ökat efter RC även om den inte återställdes till samma värde varje gång. RC behövdes bara en gång per år men gjordes oftare vissa år för att genomföra olika mätkampanjer kopplade till framför allt rengöring med natriumhypoklorit (se kap 8). Tidigt i projektet jämfördes försök för att klargöra vilken ordning på RC med hypoklorit respektive syra som gav bäst effekt. Resultatet visade bäst effekt när RC med hypoklorit gjordes först och därefter RC med syra någon dag senare. I maj 2018 lyftes membranerna före och efter RC och membrantrådar klipptes av och skickades på analys till ett labb i England (så kallad membrane autopsy) för att ta reda på vilken typ av fouling som fanns och hur effektiva de olika tvättkemikalierna varit. Resultatet visade att foulingen mestadels bestod av järnbeläggning. Mellan 2017 och 2022 pågick en jämförelse mellan rengöring med oxalsyra, som användes i MT1 och citronsyra, som användes i MT2. För det mesta hade MT1 aningen högre permeabilitet vilket stämmer med teorin som säger att oxalat binder in starkt till järnjoner och bildar vattenlösliga komplex som lätt kan sköljas ut. På så sätt löses järnbeläggningen effektivt ut, som i tillägg visat sig vara den mest förekommande foulingen på membrantrådarna i MBR-piloten. Detta bekräftades i membranfiber autopsin.



Sammanfattningsvis har pilotprojektet pH2040 lett till följande erfarenheter kopplat till membrandriften:

- Permeabiliteten har varit generellt god och membrandriften stabil.
- Möjligheterna till ökad effektivitet och minskad resursförbrukning för membranerna jämfört med leverantörens design är stor.
- CIP har behövts betydligt mer sällan än leverantörens rekommendation.
- Det var främst beläggning av järn som påverkade prestandan och därför erhöles bäst effekt vid rengöring med syra.
- Oxalsyra fungerade minst lika bra som citronsyra för rengöring av membranerna.

Figur 5.12

Permeabilitet hålfibermembran med utmarkerade tillfällen för återhämtningsrengöring (RC).

Oxalysyramängden kunde dessutom minskas ännu mer jämfört med designad mängd för rengöring, var billigare i inköp än citronsyra och gav inte upphov till lika stora fosforsläpp som citronsyran.

- Ingen bestående negativ effekt observerades på permeabiliteten vid snösmältning eller test vid kalla temperaturer.
- Ingen av de föreslagna parametrarna som kan påvisa fouling (TTF, cTOC) har kunnat användas vid uppföljning av membranens prestanda eftersom inget tydligt samband mellan dessa och permeabilitet gick att fastställa med data från MBR-piloten.
- Det krävdes recirkulation av slam genom membrantankarna 10–15 minuter, motsvarande 2–3 uppehållstider, efter kemikalierengöringarna innan permeatuttag återstartades för att förhindra temporärt förhöjda halter av klororganiska föroreningar (AOX, EOX), klor, järn och fosfor i permeatet.
- En del mer extrema tester har genomförts utan att membranens prestanda påverkats signifikant. Exempel är; fullständig avstängning av relax-delen av driftcykeln (i 6 veckor), uteslutning av underhållsrengöring med natriumhypoklorit (i över 4 månader), test vid designat maxflux (>30 lmh) samtidigt som slamhalten varit hög (>12 000 mg/l) och returslamflödet lågt ($2 \times Q_{in}$) under några månader. Gemensamt visar dessa test på membranens robusthet.
- Test där luftning av membranen stängdes av i 10 minuter, tills TMP steg till ca 300 mbar, visade att luftningen är absolut nödvändig samtidigt som ett kortare driftproblem som orsakar igensättning av membranen är möjligt att återställa genom snabb backspolning.

5.6 Slamproduktion och slamegenskaper

5.6.1 Slamproduktion

Årsmedelvärden för överskottslamproduktion, slamhalter samt slamålder i MBR-piloten vid drift med HF-membran redovisas i Tabell 5.2. Värdena skiljer sig något från år till år samt från designvärdena för MBR-piloten, vilka baseras på designen av MBR-processen i Henriksdals ARV.

Parameter	Enhet	Värde Pilot 2016	Värde Pilot 2017	Värde Pilot 2018	Värde Pilot 2019	Värde Pilot 2020	Värde Pilot 2021	Design Pilot
BOD ₇ -belastning FV (vid medelflöde)	kg BOD ₇ /d	11,2	15,1	16,3	17,4	16	16,7	8,6
Specifik överskottslamproduktion	kg SS/kg BOD ₇	0,93	1,01	0,87	0,76	0,99	1,07	1,02
Överskottslamproduktion, medel	kg SS/d	10,5	15,2	14,1	13,3	15,9	17,8	8,8
SS i biologin	mg/l	6 700	7 900	7 100	7 900	7600	8 000	8 000
SS i membrantank	mg/l	8 000	9 700	9 800	10 100	9900	11 600	10 000
VSS i slam	% av SS	74	74	73	74	80	78	63
Total slamålder	d	24,1	18,6	23,8	19,1	17,5	17,2	32

5.6.2 Filtrerbarhet och TTF

Slammets filtrerbarhet analyserades med två mätmetoder inom ett examensarbete under 2014 (Apostolopoulou Kalkavoura, 2014). Metoderna som utnyttjades var Sludge Filtration Index, SFI, (Thiemig 2012) och Time to Filter, TTF, (GE Water & Process Technologies 2009) normaliserad mot TSS. De två metoderna mäter på olika sätt den tid det tar att filtrera en viss volym slam; ett lågt värde på SFI och TTF indikerar alltså ett lättfiltrerat slam. Mätningarna som gjordes visade på en mycket god filtrerbarhet hos slammet. Inledningsvis låg värdet för TTF (100 ml) omkring 80 sekunder, vilket hade

Tabell 5.2

Sammanfattning av slam mängder och slamålder i MBR-piloten som årsmedelvärden.

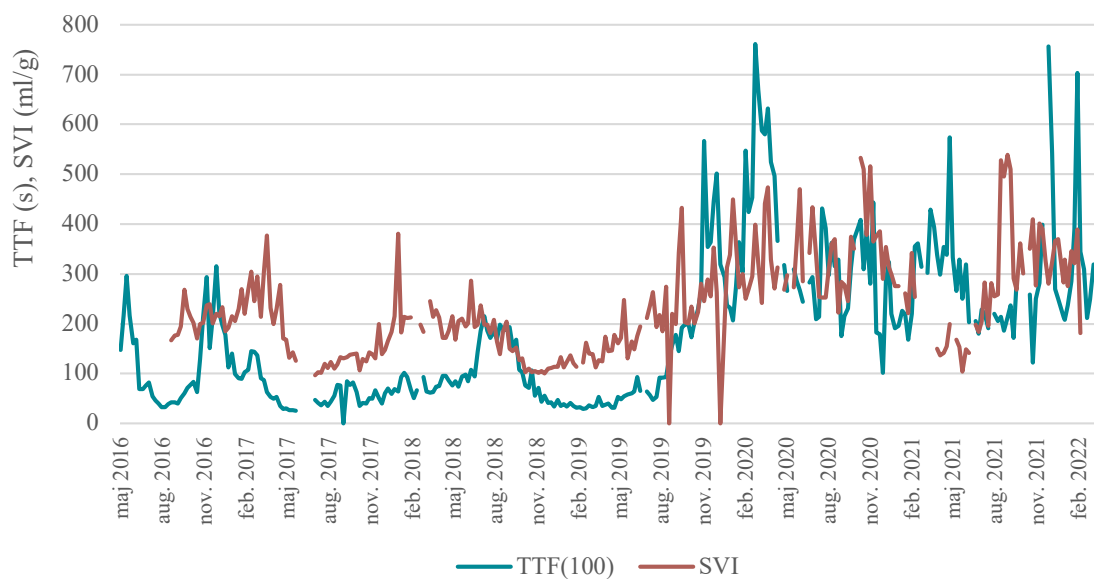
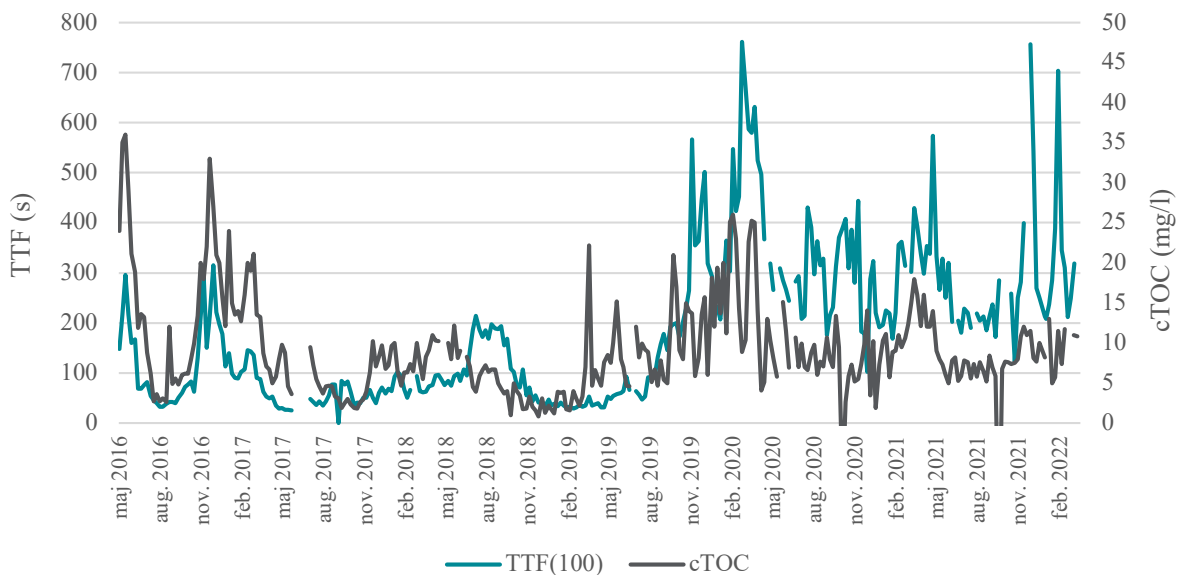
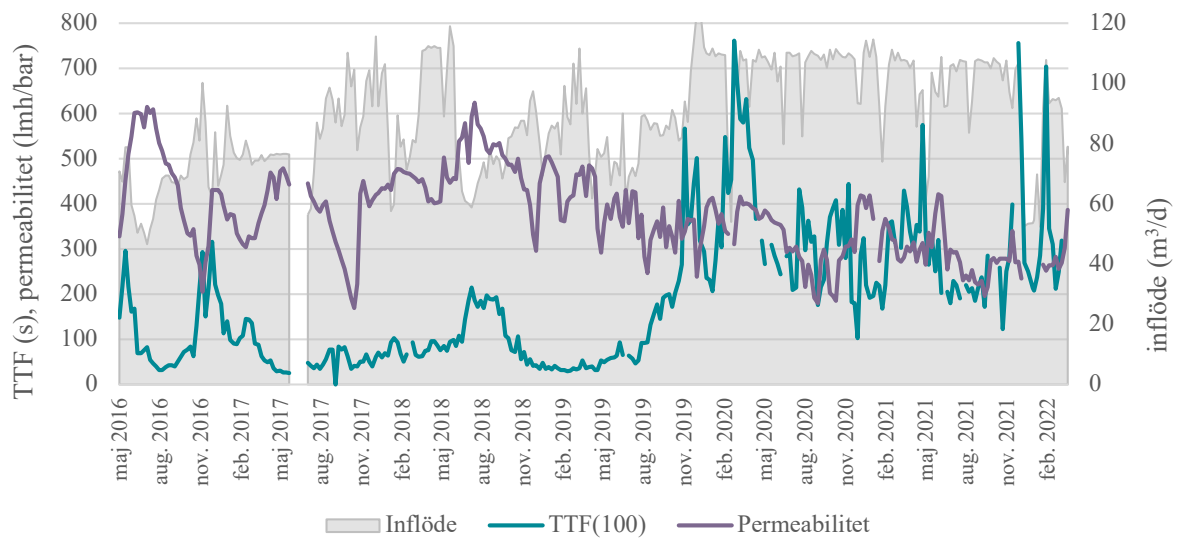
minskat till omkring 40 sekunder vid exjobbets slut. Riktlinjerna för metoden anger att värden på 100–200 sekunder är genomsnittliga och värden < 100 sekunder utmärkta (GE Water & Process Technologies, 2009). Resultaten tydde på att permeabiliteten uppvisade korrelation mot både SFI och TTF samt även uppvisade korrelation med järnhalten i slammet och med mängden filament som detekterades vid mikroskopering. Däremot fanns ingen korrelation mot slamvolymindex (SVI). Resultaten stämmer överens med tidigare studier (Mishima och Nakajima, 2009; Zheng et al., 2012), där tillsats av fällningskemikalier minskade problemen med fouling. I dessa artiklar fann man att järn(III)-klorid hade en större positiv effekt än aluminiumsalt. Tvåvärt järn, som användes i MBR-piloten inom pH2040, utvärderades inte i de försöken.

Under 2015 gjordes ett annat examensarbete (Kääriä, 2015) för att studera helt andra slamparametrars samband med permeabiliteten. Även detta examensarbete utfördes i MBR-pilotutformningen med FS-membran. I studien analyserades slammets mikrobiologiska egenskaper, såsom mikrobernas relativa hydrofobicitet (RH), flockstruktur, extracellulära polymera substanser (EPS) och lösliga mikrobiella produkter (SMP). De mikrobiologiska egenskaperna jämfördes mot slammets filtrerbarhet (mätt som SFI) och permeabiliteten. Resultaten visade att den relativa hydrofobiciteten hade en negativ effekt på filtrerbarheten. Detta kan förklaras av ökade interaktioner mellan mikroberna och membranet/filtret och ökad utfällning av små partiklar till följd av ökad RH. Flockstrukturen studerades genom att analysera flockstorlek, flockarnas cirkularitet och förhållandet mellan flockarnas längsta och kortaste diameter. En stor flockstorlek visade sig ha en positiv effekt på filtrerbarheten, vilket kan förklaras med teorin att stora robusta flockar kan bilda ett sekundärt lager som skyddar membranet/filtret från igensättning orsakad av små partiklar. Detta kan även vara orsaken till avsaknaden av korrelationer mellan filtrerbarhet och förekomst av EPS och SMP trots att både EPS och SMP förekom i höga halter. RH visade sig ha negativ effekt, och EPS proteinfraktion en positiv effekt, på flockstorleken. Inga korrelationer till filtrerbarhet kunde heller urskiljas för MLSS. SFI visade en positiv korrelation till permeabilitet vilket betyder att hög filtrerbarhet korrelerar med låg permeabilitet. Detta står i motsats förväntningen om att en hög filtrerbarhet skulle korrelera mot en hög permeabilitet (en negativ korrelation). SFIs lämplighet som filtrerbarhetsmetod för jämförelse med permeabilitet bedöms därför som tveksam.

Vid drift med hålfibermembranen genomfördes veckovisa mätningar av TTF enligt samma metod som ovan. Detta gjordes för att undersöka eventuella samband med permeabilitet och på så sätt se hur parametern kan användas för processövervakning. TTF valdes i stället för SFI, eftersom SFI visat blandade resultat i tidigare studier. TTF valdes främst på grund av att leverantören förordar denna metod för uppföljning av slammets filtrerbarhet. I tillägg till TTF analyserades även kolloidalt TOC (cTOC), som ett mått på mängden små partiklar med potential att sätta igen membranets porer, samt slamvolymindex (SVI). Data från analyserna redovisas tillsammans med inflödet till MBR-piloten och permeabiliteten i MT1 i Figur 5.13. Fram till augusti 2019 var TTF-värdena för det mesta låga, mellan 20 och 100 s, med två större toppar på upp mot 200–300 s. Under sommaren 2019 ökade TTF till mycket höga värden på omkring 500–700 s för att sedan stabilisera i storleksordningen 200–400 s. Detta ska teoretiskt indikera en försämrad permeabilitet i MBR-piloten men ingen sådan korrelation kunde ses. Ökningen i TTF sammanfaller däremot med omställningen till ett högt, konstant flöde och högre belastning. Även om cTOC- och SVI-kurvan ser ut att följa TTF-kurvan i Figur 5.13 så fanns ingen statistiskt säkerställd korrelation mellan parametrarna. SVI var överlag högt, vilket resulterar i stundtals stora mängder flytslam i de biologiska reaktorerna (se kapitel 14). Inte heller data över järnhalten i slammet korrelerade mot permeabiliteten eller TTF:en. Utifrån dessa resultat är det svårt att se hur TTF kan användas för övervakning och uppföljning av membrandriften i en anläggning med HF-membran av denna typ.

Figur 5.13

Slamegenskaper och permeabilitet. Överst inflöde, TTF(100) normaliserad mot TSS och permeabilitet. Mellerst TTF och kolloidalt TOC. Nederst TTF och slamvolymindex.



5.6.3 Trash content

För att kontrollera att finsilningen av inkommande avloppsvatten är effektiv och att ingen ackumulering av större partiklar som potentiellt skulle kunna vara skadliga för membranerna skedde analyserades "trash content" i MBR-pilotens slam någorlunda regelbundet. I analysen silas 50 liter slam genom först en 2 mm sil och sedan en 1 mm sil. Materialet som fastnar på silen vägs in som TS. Resultaten som återfinns i Tabell 5.3 visar att skräpinnehållet i slam var mycket lågt i samtliga testade finsilningskonfigurationer som förekom i MBR-piloten. Enligt membranleverantören bör mängden skräp som fastnar i en 2 mm sil inte överstiga 2 mg/l. Noterbart är att resultaten med 0,6 mm och 2 mm hålplåtssil inte skiljde sig särskilt mycket åt.

Tabell 5.3

Trash content i överskottsslam med olika utformningar av finsilning.

Sil och hålstorlek	Tidsintervall	Antal analyser	1 mm sil mg/l	2 mm sil mg/l
3 mm hålplåtssil	Dec 2013	2	11,6 ± 5,4	1,0 ± 0,7
2 mm hålplåtssil	Nov 2016–Feb 2017	4	6,4 ± 2,4	1,1 ± 0,7
6 mm hålplåtssil + 0.6 mm finsil	Mar 2017–Dec 2017	8	4,1 ± 3,8	0,6 ± 0,3
6 mm hålplåtssil + 0.6 mm finsil	Maj 2017–Dec 2017	6	2,2 ± 1,6	0,6 ± 0,3
6 mm hålplåtssil + 0.6 mm finsil	Jan 2018–Nov 2018	6	2,0 ± 1,1	0,6 ± 0,5
3 mm hålplåtssil + 0.6 mm finsil	Dec 2018–Mar 2019	1	2,3	2,0
6 mm hålplåtssil + 0.6 mm finsil	Apr 2019–Dec 2019	2	5,1 ± 5,4	1,5 ± 2,0
6 mm hålplåtssil + 0.6 mm finsil	Maj 2020	1	0,4	0,2
6 mm hålplåtssil + 2 mm finsil	Jul 2020–Dec 2020	3	1,4 ± 0,5	0,3 ± 0,2
6 mm hålplåtssil + 2 mm finsil	Feb 2021–Dec 2021	7	2,3 ± 0,1	0,5 ± 0,3

5.6.4 Mikroorganismer i slammet

Under 2015 gjordes även en kartläggning av mikrofloran i slammet i MBR-piloten som jämfördes med CAS-processen på Henriksdal. Båda slammen uppvisade stora likheter i den mikrobiella sammansättningen, även om fördelningen mellan bakteriegrupperna inte var densamma. Som ett exempel kan nämnas att den dominerande filamentösa bakterien i prover från pH2040-piloten var *Gordonia* medan *Candidatus Microthrix* dominerade i prover från Henriksdals ARV. Slammet från MBR-piloten uppvisade dessutom väldigt låg närvaro (nästan obefintlig) av Zoogloea, en bakterie som är vanligt förekommande i aktivt slam och tros vara involverad i flockbildning genom att producera EPS (extracellulära polymera substanser). Studien visade även hur den mikrobiella sammansättningen i båda slammen förändrades över det året som provtagningen pågick. Det är svårt att dra några slutsatser om slamkvaliteten och eventuella samband till permeabilitet utifrån dessa analyser.

5.7 Resursförbrukning

Resursåtgång i piloten sammanfattas i Tabell 5.4. En jämförelse med den framtida Henriksdalsdesignen gjordes där designvärden finns tillgängliga. Pilotvärden innehåller osäkerheter på grund av problem med pumpar, luft i rören, svårigheter att manuellt avläsa nivåer och nedbrytning av vissa kemikalier, för att nämna några felkällor. Designvärdena för det framtida avloppsreningsverket Henriksdal är också osäkra eftersom de är teoretiska värden som härrör från processberäkningar baserade på designmanualer och erfarenheter från andra avloppsreningsverk.

Under åren har olika externa kolkällor testats, se detaljer i kapitel 10. Metanol och glycerol är de som användes under längst perioder. Kortare försök gjordes med ättiksyra (15 dagar 2019), etanol (10 veckor, 2020) och med internt producerat VFA (7 veckor, 2021).

Generellt kan sägas att förbrukningen av glycerol per dag under 2020 och 2021, uttryckt som COD, var densamma som för den framtida Henriksdal-designen, även om kvävebelastningen på biologin i pilotprojektet var omkring 20 % högre och den genomsnittliga totala kvävekoncentrationen i det renade avloppsvattnet var > 25 % lägre jämfört med designen. Förbrukningen av metanol var ungefär hälften så stor. Vid byte från metanol till glycerol under 2019 var dock förbrukningen likvärdig mellan de två kolkällorna. Den höga doseringen under 2017 kan delvis förklaras av en illa vald doseringspunkt som gav 40 % högre förbrukning, delvis av en överskattning av pumpad volym på grund av utmaningar med att pumpen sög in luft.

Den dagliga järn/metallförbrukningen var 50–70 % av uppskattad framtida förbrukning i Henriksdal, även om fosforbelastningen till piloten var ca 50 % högre jämfört med designvärdena. Detta återspeglas i mol-förhållandet mellan doserad metall och reducerad fosfor, vilket var lägre i pilotprojektet jämfört med designen. Koncentrationen av fosfat var under målkoncentrationen och de uppmätta värdena var lägre än de som satts i designberäkningarna. Den låga metallförbrukningen förklaras främst av bio-P-aktiviteten i pilotprojektet.

Under 2020 var både förbrukningen av fällningskemikalier (6,6 mg Fe/l + 0,5 mg Al/l) och utgående fosfor (0,05 mg P/l som årsmedel) de lägsta i pilotens historia.

Förbrukningen av rengöringskemikalier var betydligt lägre i piloten jämfört med designen, även om inflödet till piloten ofta var 30 % högre. Dessutom återcirkulerades permeat inom membrantankarna i piloten för att uppnå designflux (se kapitel 3.2). Detta innebär att permeatpumpningen var cirka 70 % högre än det dimensionerade inflödet. Totalt sett var mängden kemikalier som användes för RC ungefär densamma som i designen för natriumhypoklorit eftersom RC utfördes två gånger med hypoklorit 2021. Åtgången av syror var cirka 50 % av fullskalig design då endast en RC med varje syra utfördes 2021. Kemikalieförbrukningen för MC var dock endast 56 % av pilotdesignvärdena för oxalsyra, 58 % för citronsyra och 27 % för hypoklorit. Resultaten tyder på att kostnader och miljöpåverkan kan reduceras avsevärt i fullskalig anläggning genom att minska förbrukningen av rengöringskemikalier baserat på pilotresultaten.

Flux-enhancer testades under projektets slutskede då membranen driftades vid utmanande förhållanden. Försöket gjordes med syfte att studera produktens potential. Det har annars inte funnits något behov av en produkt för att förbättra membranens flux. Mer detaljer som försöket med flux-enhancer finns i avsnitt 7.3.

Luftbehovet för den biologiska reningen kan inte jämföras på ett rimligt sätt eftersom biostegets konfiguration är helt annorlunda med ett vattendjup på 12 m i fullskalan jämfört med 3,2 m i piloten. Luftflödet till membranen var 176 % högre än designvärdet för framtida Henriksdal, vilket främst kan förklaras av att designvärdena som anges i tabellen är baserade på designinflöde och membranluftning vid Leap-Lo. Det bör också nämnas att genom utformningen av piloten är membranluftningen redan 150 % av fullskalan vid Leap-Lo. Detta förklaras av skillnaden i antal membrantankar i drift. I fullskalanläggningen är antalet tankar i drift vid medelflöde 8 av 12 (67 %) medan det i piloten är 2 av 2 (100 %). Dessutom var det årliga genomsnittliga flödet 25 % högre än design och koncentrationen av suspenderade partiklar i membrantanken var 16 % högre än design under 2021 för pilotskalan.

Resurs	Enhet	Värde pilot 2017	Värde pilot 2018	Värde pilot 2019	Värde pilot 2020	Värde pilot 2021	Hdal design	Skalad design
Extern kolkälla Metanol	kg COD/d	2,1	0,81	0,8			12 000	1,79
	g COD/g N	0,84	0,28	0,29			-	-
Extern kolkälla Glycerol	kg COD/d			0,82	1,75	1,76	-	-
	g COD/g N			0,27	0,6	0,54	-	-
Extern kolkälla (COD)	kg COD/d	2,1	0,81	0,8	1,75	1,76	12 000	1,79
Järn	kg Fe/d	1,6	1,09	1,16	0,7	0,85	10 000	1,49
	mol Fe/mol P	2,1	1,67	1,4			2,8	-
Aluminium	kg Al/d					0,09	-	-
	mol Al/mol P				0,05	-	-	-
Flux-enhancer (Fe ³⁺)	kg Fe/d					0,15		
	mol Fe/mol P							
Metaller (Järn + Aluminium)	kg Me/d	1,6	1,09	1,16	0,75	1,09	10 000	1,49
	mol Me/mol P	2,1	1,67	1,4	0,95	1,29	2,8	2,8
Citronsyra (51 %)	l/d	0,097	0,091	0,077	0,066	0,077	1 400	0,21
Natriumhypoklorit (12 %)	l/d	0,17	0,197	0,191	0,150	0,24	1 600	0,24
Oxalsyra (8 %)	l/d	0,47	0,377	0,24	0,27	0,40	5 000	0,75
Luftning, biologi	m ³ /d	1 342	1 260	1 201	1 734	1 469	1 600 000	239
Luftning, MT	m ³ /d	718	676	652	648	787	3 000 000	448

Tabell 5.4

Resursförbrukning 2017–2021 i piloten med hålfibermembran och design för framtida Henriksdal.

6 Lämpliga styrstrategier för rening av kväve och fosfor till låga halter

Inom pilotprojektet testades olika styrstrategier för att nå stabil drift och önskade låga halter av fosfor och kväve i utgående vatten. Fosforreningen optimerades genom styrning av tre doser fällningskemikalier placerade på olika ställen i processen, ett antal olika styrningar av luftning testades för att nå önskad ammoniumhalt i olika mätpunkter, dosering av kolkälla för nitratreduktion i efterdenitrifikationen och uttag av överskottsslam styrdes automatiskt för att hålla slamålder och slamhalt inom önskade värden.

För att överföra kunskap från testerna till fullskalan implementerades strategierna i en processmodell och ett gränssnitt som liknade ett styrsystem skapades till processmodellen för att fungera som operatörsträningssverktyg (Andersson, 2019). Med undantag för styrningen av överskottsslam har strategierna sedan även implementerats i fullskalan. Uttag av överskottsslam sker i fullskalan huvudsakligen genom ytslamavdrag på grund av skumning och flytslambildning.

Styrstrategier med tillhörande gränssnitt har implementerats för styrning av

- Luftning av aktivslambassänger
- Uttag av överskottsslam
- Returslampumpning
- Internrecirkulationsflöde
- Dosering av extern kolkälla
- Dosering av fällningskemikalie i tre olika punkter

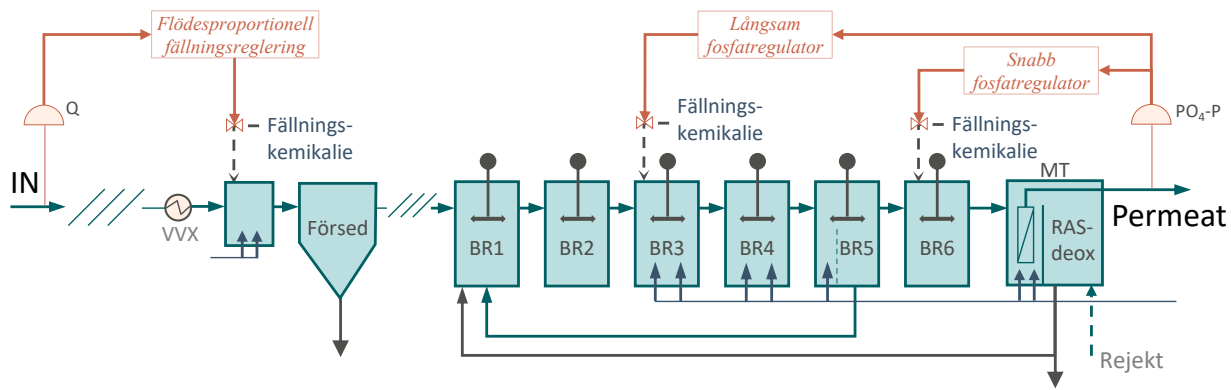
6.1 Fosforrening

För att uppnå utsläppsmålet på 0,15 mg/l utgående totalfosfor har under åren en fällningsstrategi baserat på dosering i tre punkter arbetats fram. Styrning av doseringen har baserats på mätning av utgående fosfat med analysator (Figur 6.1).

Strategin består av en fast basdos tvåvärd järnsulfat till förluftning före försedimenteringen. För att följa inkommande belastning men inte overdosera vid högflöden med utspätt vatten har doseringen varit flödesproportionell med ett maxtak vid ett högre medelflöde.

Som komplement till detta har tvåvärd järnsulfat också doserats i den luftade zonen av biosteget. Denna dos har varit baserad på långsam återkoppling från fosforhalten i permeatet.

Den tredje och sista dosen har varit med järnklorid eller aluminiumklorid i efterdenitrifikationen, relativt nära membranen, men inte i direkt anslutning. Denna dos har varit den minsta och dosering har bara skett vid höga toppar fosfat i permeatet. Gränsen för när denna dosering startar har varit högre än dosen i luftade zonen av biosteget och responsen betydligt snabbare. I fullskala används aluminiumklorid i denna punkt.



Figur 6.1
Styrning av fosforeringen med trepunktsfällning.

Erfarenheterna från denna styrstrategi är att den ger ett jämnt resultat i utgående halt och att det inte haft någon negativ inverkan på membranens funktion. Med denna styrstrategi har det varit möjligt att nå under 0,10 mg/l som årsmedel för utgående totalfosfor. Test att dosera järnklorid i membrantanken (med plattmembran) gav snabbare beläggning och större behov av tvätt och är därför inte att rekommendera.

6.2 Kväverening

Luftningen har styrts med hjälp av ammoniumåterkoppling med placering av jonselektiv ammoniumgivare i slutet av den luftade zonen. Ammoniumåterkopplingen kan antingen styra hur många av flexzonerna som ska vara luftade, och/eller styra syrebövråde till de olika luftade zonerna. Här rekommenderas att man testat sig fram till en strategi som fungerar med värden som givaren ger.

Erfarenheter från piloten var att utformning av luftningsutrustning och tankar i kombination med skumning och flytslambildning gjorde att syre reglering periodvis var svårt att få till eftersom syregivarna störces av skummet. I fullskalan har detta inte varit samma problem, även om kraftig skumbildning i perioder påverkat syremätningen.

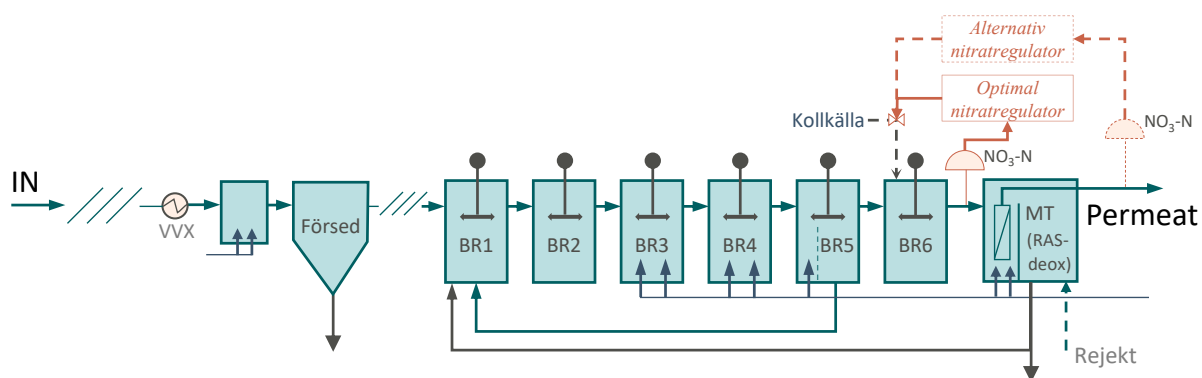
Som ett sätt att försöka spara energi för luftning har det testats att styra mot något högre bövråde på ammonium ut från luftad del av biosteget. Detta gjordes för att få en viss nitrifikation även i membrantanken. Att det skedde nitrifikation i membrantanken kunde konstateras, men det var svårt att kvantifiera mängden ammonium som nitrifierades och därmed också svårt att avgöra om detta är ett sätt att spara energi för luftning. Den mängd nitrat som bildas genom nitrifikation i membrantanken följer också med till utgående vatten och därmed behöver mer nitrat denitrifieras tidigare i processen.

När det gäller nitratrecirkulationen är det vanligt att styra flödet proportionellt mot inkommande flöde till det biologiska reningssteget. Detta är också en enkel strategi och på grund av begränsad kapacitet på nitratrecirkulationen i fullskala användes också denna strategi slutgiltigt i piloten även om styrning mot uppmätt nitrat testades. Även styrning mot redox har testats men det var utmanande att hitta ett lämpligt bövråde.

När det gäller val av bövråde på ammonium och nitrat är det viktigt att inte välja för lågt bövråde då jonselektiv givare använts för styrning. Detta eftersom de jonselektiva givarna ofta har sämre mät noggrannhet vid halter < 1 mg/l (Andersson et al., 2019b). Detta kan medföra problem om man önskar driva processen till fullständig nitrifikation i luftad zon eller om man önskar optimera fördenitrifikationen och styra nitratrecirkulationsflödet så att nitrathalten i slutet av fördenitrifikationszonen är nära noll. Vad man då kan göra, som delvis också testades i piloten, är att placera den jonselektiva givaren en bit uppströms i processen och där styra mot ett aningen högre bövråde.

Dosering av kolkälla skedde mot antingen uppmätt nitrat i efterdenitrifikationen eller i permeatet vilket visas i Figur 6.2. Den optimala strategin är generellt att dosera kolkälla i inloppet till efterdenitrifikationen och att mäta nitrat i flödet ut från

efterdenitrifikationen. I piloten motsvarar det dosering i början av BR6 och att mäta nitrat i flödet in till membrantankarna.



Figur 6.2
Styrning av kolkälldosering baserat på två alternativa styrstrategier.

I piloten var inloppet från BR5 till BR6 nära ytan medan utloppet från BR6 satt i botten av tanken. För att mäta nitrat så nära utloppet som möjligt byggdes ett rör i BR6 där nitratgivaren sänktes ner. Mätningen av nitrat i botten på BR6 fungerade inte alltid optimalt, därför fanns en alternativ strategi som baserades på mätning av nitrat i utgående permeat istället. Nitrat i permeatet är inte lika enkelt att styra med dosering av kolkälla eftersom det också påverkas av eventuellt bildat nitrat genom nitrifikation i membrantanken. Vid styrning av kolkälldosering mot utgående nitrat kan det därför behövas ett lägre börvärde än om mätningen sker innan membrantanken.

Avseende doseringspunkt av kolkälla testades att dosera vid ytan både i BR5 (i den senare deox-zonen) och i BR6 innan det beslutades att den optimala doseringspunkten var i genomföringsledningen mellan BR5 och BR6. Det blev en avvägning mellan att dosera så tidigt i processen som möjligt och risken att det skulle följa med kolkälla i nitratreturen till BR1.

Genomförda simuleringar visade tydligt på ökad kolkälleförbrukning om doserad kolkälla följde med i nitratreturen.

6.3 Slamhalter

Flera strategier testades för automatisk styrning av uttaget av överskottsslam. Den som användes längst var styrning mot önskad slamhalt i biosteget. Strategin baserades på att pumpningstiden för uttag av överskottsslam bestämdes med en PID-regulator (proportionell, integrerande, deriverande) återkopplad från uppmätt slamhalt i luftad del av biosteget. Styrningen här behöver vara relativt långsam, eftersom slammet växer till långsamt, och med ett lägsta och högsta flöde på uttaget.

En annan strategi för uttag av överskottsslam var att styra mot önskad slamålder. Detta var av praktiska skäl inte lämpligt i piloten eftersom belastningen var så hög att det inte var möjligt att både hålla önskad slamhalt och önskad slamålder. Valet blev då att hålla slamhalten på rätt nivå.

Styrningen har påverkats av skum och flytslambildning i piloten med översvämningar som kraftigt påverkat slamhalten och störningar på sensorn, vilket gjort det viktigt att ha rimliga gränsvärden på minsta och maximala flödet för överskottslampumpningen.

Returslamflödet har styrts proportionellt mot inflödet till biosteget. Det går också att tillämpa kvotreglering mellan slamhalt i biosteg och slamhalt i returslam för att säkerställa att det inte blir för kraftig uppkoncentrerings av slam i själva membrantanken. I piloten sågs inte någon påverkan på membranens permeabilitet vid förändrat returslamflöde i förhållande till inflöde, däremot påverkades biosteget på två sätt; dels genom att olika mycket nitrat fördes tillbaka till fördenitrifikationen, dels genom att uppehållstiden i biosteget påverkas av förändrat returslamflöde.

7 Möjligheter till resurs- effektivare membrandrift

I detta kapitel redovisas de aspekter kopplat till mer resurseffektiv membrandrift som testats i MBR-piloten inom pH₂₀₄₀-projektet. Resurseffektiviteten är starkast kopplad till rengöring genom luftning och CIP, men inkluderar även andel av tiden som filtrering sker genom membranen och ökat flux för membranen samt minskad energi för pumpning. Andra aspekter av mer resurseffektiv drift berörs även i kapitel 19.

7.1 Luftning av membranen

Luftning av hålfibermembranen har skett genom leverantörens LEAP-teknik (Low Energy Advanced Performace) som lanserades 2011. Det består av ett mekaniskt grovblåsig luftsystem i botten av membrantanken med möjlighet att variera luftningen mellan två olika lägen; Leap-Lo (lägre nivå) och Leap-Hi (högre nivå).

Det specifika luftbehovet för de två luftningslägena visas i Tabell 7.1 och var högre i piloten än i fullskalan. Det högre luftningsläget motsvarar dubbla luftflödet jämfört med det lägre.

	Enhet	Pilot	Henriksdal
Specifikt luftbehov vid Leap-Lo	Nm ³ /h, m ²	0,136	0,098
Specifikt luftbehov vid Leap-Hi	Nm ³ /h, m ²	0,252	0,196

Tabell 7.1

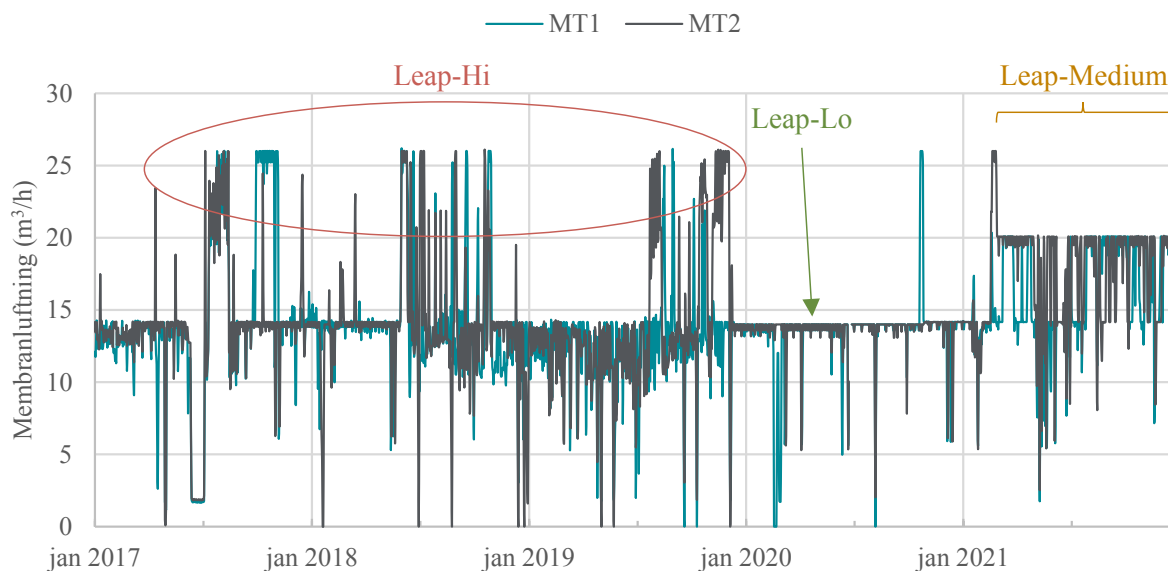
Specifikt luftbehov för air scouring av membranen.

Fouling control är en del av leverantörens strategi för optimering av luftförbrukningen för rengöring av membranen, och styr hur mycket luft som ska tillsättas i MBR-tankarna. Med fouling control växlas det automatiskt mellan de två luftflödena baserat på hur igensatta membranen är, där ett högre luftflöde används vid indikation på igensättning. I princip innebär strategin att styrsystemet momentant beräknar ett så kallat slamkaks-motstånd (cake resistance) utifrån en formel baserad på bl.a. TMP och slamhalt och när det beräknade motståndet överstiger eller understiger ett visst börvärde så jnusteras luftflödet. Fouling control implementerades i piloten i november 2016. Innan implementering av fouling control luftades membranen konstant med det högre luftflödet för att säkerställa goda förutsättningar för filtrering. Efter implementering av fouling control valde styrningen oftast det lägre värdet (Leap-Lo, halva luftflödet). Vid luftning med Leap-Hi utgjorde luftningen av membranen i genomsnitt cirka 60 % av det totala luftningsbehovet, medan det under perioden med Leap-Lo utgjorde omkring 30 %.

Trots att membranen driftades vid relativt tuffa förhållanden med högre flux, slamhalt, drifttid och mindre kemisk rengöring än design så behövdes sällan det högre luftningsläget. Fördelning mellan tid i Leap-Lo (14 m³/h) och Leap-Hi (26 m³/h) visas i Figur 7.1. Under slutet av 2019 tvingades membranluftningen till Leap-Lo för att under 2020 kunna utvärdera membranprestanda vid den lägre luftningen. Leap-Hi luftning valdes manuellt för MT1 under 6 dagar i oktober 2020 för att förbättra permeabiliteten. Utöver den perioden observerades ingen försämring i permeabilitet på grund av enbart luftning med Leap-Lo.

För att kunna spara energi föreslogs ett mellanläge, Leap-Medium (0,194 Nm³/h, m², vilket motsvarade 20 m³/h i piloten). Leap-Medium ersatte helt Leap-Hi och testades i piloten under det sista året (mars 2021 till mars 2022). Under den perioden var driftförhållandena relativt tuffa med bland annat högt flux (30 lmh), hög slamhalt (12 000 mg/l) och minskad rengöringsfrekvens för MC. Detta medförde att

Leap-Medium-läget på luftning behövdes oftare än vad Leap-Hi behövts tidigare år. Permeabiliteten var dock fortsatt mestadels god (se även 5.5) och Leap-Medium bedömdes som fullt tillräckligt. Leap-Medium användes ungefär 38 % av tiden för MT1 och ungefär 57 % av tiden för MT2. Med Leap-Medium under pressade förhållanden bedömdes luftningsenergin kunna minska med 13 %.



I fullskalan finns utöver fouling control även en funktion som gör att membranerna luftas med Leap-Hi om flödet överstiger ett tröskelvärde. De långa perioderna med Leap-Lo i piloten vid varierande och höga flöden visar att det även finns potential att minska energiförbrukningen i fullskalan genom att låta algoritmen för fouling control ta beslut om luftningsläge istället för flöde.

Figur 7.1

Membranluftning i de två tankarna med halfibermembran, M1 och M2. Leap-Lo motsvarade 14 m³/h, Leap-Medium 20 m³/h och Leap-Hi 26 m³/h. Variationer under 14 m³/h beror på att membranerna varit i standby, MC, RC eller av annan anledning inte luftats.

7.2 Rengöring med kemikalier–CIP

Hålfibermembranen rengjordes med natriumhypoklorit och citron- eller oxalsyra. MT1 rengjordes med natriumhypoklorit och oxalsyra, och MT2 rengjordes med natriumhypoklorit och citronsyra. Två typer av rengöringsprocedurer utfördes: underhållsrengöring (MC) och återhämtningsrengöring (RC).

Underhållsrengöring (MC) genomfördes automatiskt på veckobasis. Proceduren bestod av att inflödet till membrantanken stoppades och rengöringslösning pumpades baklänges med hjälp av permeatpumparna från membranets insida ut i tanken i ett antal backpulser med viloperioder mellan. Totalt tog en MC ungefär en timme och enligt leverantörens design skulle MC med hypoklorit genomföras efter produktion av 173 m³ permeat per kassett vilket motsvarar ungefär två gånger per vecka. MC med syra skulle göras efter produktion av 345 m³ per kassett vilken motsvarar en gång per vecka. Standardproceduren inkluderade nio backpulser, den första lite längre (2–5 minuter) följt av åtta kortare med vila däremellan (30 sekunder följt av 4,5 minuters vila). Den kemiska lösningen pumpades med ett flux på 20 lmh. Målkoncentrationerna för lösningen efter spädning med permeat framgår av Tabell 7.2.

Kemikalie	MC, frekvens	MC, koncentration
NaOCl	Var 173 m ³	200 mg Cl ₂ /l
Citronsyra	Var 345 m ³	2 000 mg/l
Oxalsyra	Var 345 m ³	1 300 mg/l

Tabell 7.2

Frekvens och målkoncentration för kemisk lösning vid MC i MBR-piloten.

Under 2017 startade försök att minska mängden kemikalier som används för MC. Tiden för den initiala backpulsen minskades från 5 minuter till 2 minuter och senare minskades antalet backpulser från 9 stycken (inkl. den första längre) till 7 stycken totalt. Under 2018 gjordes en ytterligare minskning av användningen av oxalsyra genom att öka intervallet mellan rengöringarna. Under 2019 optimerades användningen av både oxalsyra och citronsyra och en synkronisering med hypoklorit för MC testades. Under 2020 låg istället fokus på att minska mängden hypoklorit som används för MC. I oktober 2020 introducerades en behovsstyrd strategi för MC med hypoklorit, som initierades baserat på indikation på filtreringsmotståndet genom membranet. Samma algoritm som tidigare använts för att styra membranluftningen att gå från det lägre luftningsläget (Leap-Lo) till att öka luftningen (den så kallade fouling control, se avsnitt 7.1) nyttjades. Behovsstyrd MC med hypoklorit användes under hela 2021 till att projektet avslutades under 2022.

Driftinställningarna har delats upp i separata försöksperioder. En översikt över försöken kopplade till MC presenteras i Tabell 7.3.

Försök	Start	Dagar	Beskrivning
B1	Apr 2016	363	Baslinje – Citronsyra användes till båda MT. Rengöring enligt design.
B2	Apr 2017	139	Baslinje – Citronsyra (MT2) jämfört mot oxalsyra (MT1)
F1	Sep 2017	296	Citronsyra (MT2) jämfört mot oxalsyra (MT1) – 7 BP (båda MT)
F2	Jun 2018	19	Återhämtningsperiod. Kort byte av kemikalier; citronsyra till MT1 och oxalsyra till MT2.
F3	Jul 2018	38	Försök med minskat antal BP för oxalsyra, standardutförande för citronsyra
F4	Aug 2018	64	Försök med minskat antal BP och 20 % längre tid mellan MC med oxalsyra
F5	Okt 2018	52	Inga MC med oxalsyra
F5	Dec 2018	1	En MC med oxalsyra
F5	Dec 2018	50	Inga MC med oxalsyra
F6	Feb 2019	40	Försök med minskat antal BP och 100 % längre tid mellan MC med oxalsyra
F7	Maj 2019	116	Synkronisering MC hypoklorit följt av MC syra. MC med syra samma natt som hypoklorit-MC, några timmar efter, var 4:e hypoklorit-MC för MT1 och varannan hypoklorit-MC för MT2.
F8	Aug 2019	44	Pumpning av oxalsyra minskas till 80 % kemikalieflöde vid pumpning.
F9	Okt 2019	20	Citronsyra-MC med minskad mängd kemikalier, oxalsyra som föregående period
F10	Okt 2019	97	Oxalsyra 80 % kemikalieflöde, 7 BP, var 4:e hypoklorit-MC Citronsyra 100 % kemikalieflöde, 7 BP, var 4:e hypoklorit-MC
F11	Feb 2020	49	Oxalsyra 80 % kemikalieflöde, 7 BP, var 4:e hypoklorit-MC Citronsyra 100 % kemikalieflöde, 9 BP, var 4:e hypoklorit-MC
F12	Mar 2020	77	Hypoklorit ersattes med vatten för MC
F13	Jun 2020	92	Ingen hypoklorit-MC till dess att permeabiliteten var under en gräns (<150 l/mh/bar). Syra-MC utfördes varannan vecka (med halva standardfrekvensen, d.v.s efter 690 m ³ permeat)
F14	Sep 2020	34	Återhämtningsperiod
F15	Okt 2020	420	Behovsbaserad styrning av hypoklorit-MC med hjälp av algoritm för fouling control. Syra-MC var 14:e dag.

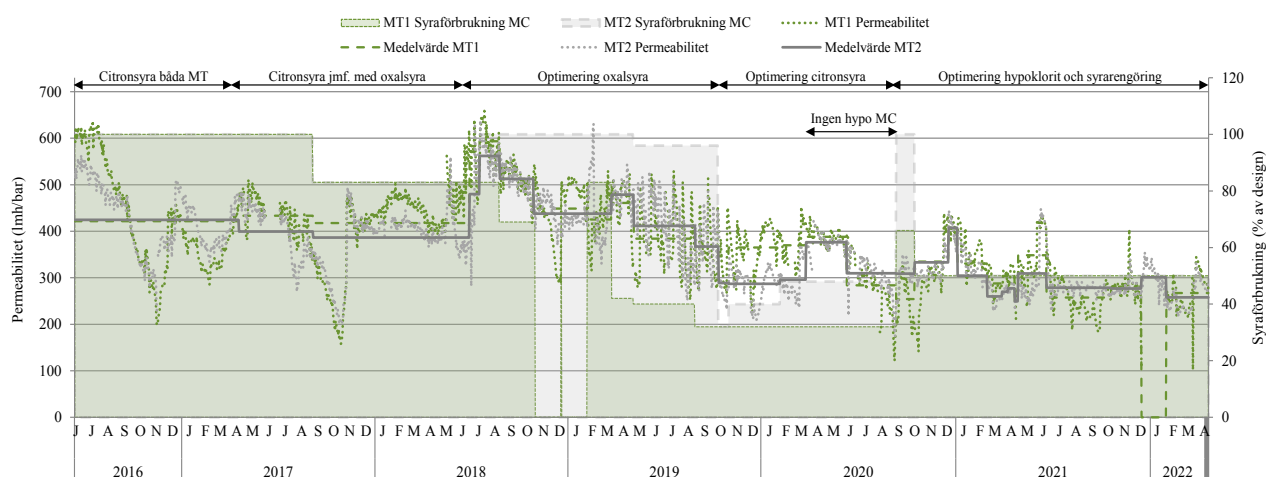
Tabell 7.3

Översikt försök kopplade till minskad resursförbrukning vid MC.

Sammanfattningsvis nåddes en slutlig strategi för MC där natriumhypokloritrensning utfördes med oregelbundna intervall baserat på algoritmen för fouling control samt med minskat antal backpulser; 2 minuter initial pumpning följt av 6 × 30 sekunder med oregelbundna intervall baserat på algoritmen för fouling control. MC med syra utfördes med jämna mellanrum en gång var 14:e dag samt med minskade backpulser; 2 minuter initial pumpning följt av 6 × 30 sekunder.

Under 2021 genomfördes även många andra försök som påverkade membranens prestanda, bland annat försök med minskad luftning av membranerna samtidigt som membranerna drifades vid högt flux (upp mot 30 lmh) och hög slamhalt (12 000 mg/l). Strategin för MC lyckades trots de tuffa driftförhållandena att hålla permeabiliteten över 200 lmh/bar, med undantag för två tillfällen. Detta gjordes i kombination med en lägre kemikalieförbrukning jämfört med design för både hypoklorit (33 % av designförbrukning) och syra (42 % av designförbrukning).

Permeabiliteten för de båda hålfibermembranerna i piloten från uppstart 2016 till nedstängning 2022 visas i Figur 7.2. Försöken att minska resursförbrukningen vid MC illustreras i större grupper från perioden då i) citronsyra användes för båda membran-tankarna genom de första försöken att jämföra citronsyra och oxalsyra, följt av ii) optimeringsförsök först avseende oxalsyra, därefter iii) för citronsyra och slutligen även iv) optimering av hypokloritrensningen. Varje grupp (i-iv) innehöll ett eller flera delförsök (se Tabell 7.3). Medelpermeabiliteten för de olika delförsöken visas tillsammans med syraförbrukningen för MC som procent av leverantörens dimensionering.



Figur 7.2
Permeabilitet 2016–2022.

7.3 Försök med flux-enhancer

En av de stora utmaningarna med MBR-tekniken är igensättning av membranerna (fouling). Ett sätt att minska risken för igensättning är genom tillsats av så kallade flux-enhancers (flux-förbättrare). Flux-enhancer är en kemisk produkt som tillsätts för att påverka slammets egenskaper (till exempel laddning) och minska slammets tendens att blockera membranets porer.

Kemira har utvecklat en flux-enhancerprodukt (flux-förbättrare) bestående av järnklorid och polymer som ska kunna bidra till förbättrade filtreringsegenskaper hos slammet i en MBR och på så vis bidra till ökad permeabilitet och minskat energibehov för filtrering.

Produkten testades genom kontinuerlig dosering i biosteget under två månader från juli till september 2021. Som referens användes en period direkt innan och en period en tid efter doseringen. Under hela utvärderingen kördes membranerna vid maxflux 30 lmh/bar eftersom det samtidigt pågick test att pressa membranerna och det bedömdes

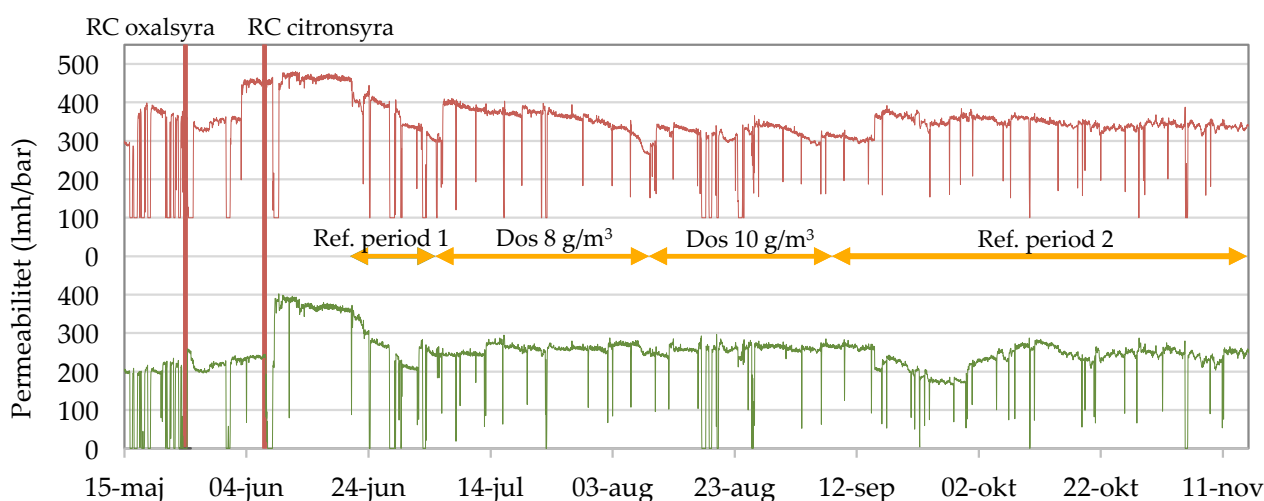
mest relevant med dosering av en sådan produkt när behovet av ökad kapacitet är som störst, det vill säga vid höga flöden och högt flux. Värt att poängtera är att produkten inte testades på grund av några tidigare problem med fouling eller begränsningar i att kunna öka membranens flux i piloten.

Dosering skedde vid två doser motsvarande 8 och 10 g Fe/m³ inkommande vatten. Ordinarie järndos på inkommande vatten, motsvarande 10 g Fe/m³, behölls, medan flux-enhancer-produkten ersatte tidigare dosering av järn i biosteget. Anledningen var att en försöksserie pågick i slampiloten och att det därför var viktigt att inte ändra parametrar som påverkade primärslamproduktionen. Detta medförde dock att den totala järndoseringen ökade. Försöken utvärderades huvudsakligen genom att följa upp permeabilitet och genom extra analyser av TTF (Time to filter) tre gånger i veckan.

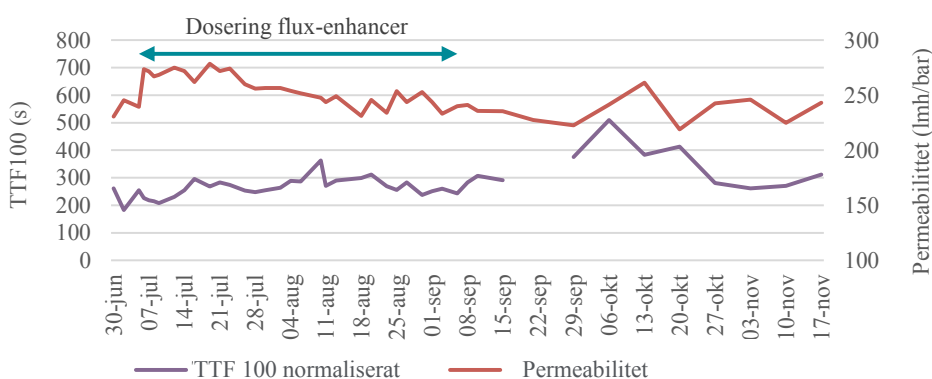
Sammanfattningsvis sågs inte någon tydlig vare sig förbättring eller försämring av permeabiliteten för membranen jämfört med de två referensperioderna (Figur 7.3).

Figur 7.3

Permeabilitet i MT1 (övre) och MT2 (nedre) under RC, referensperioder och vid dosering av flux-enhancer.



När det gäller slammets filtrerbarhet så blev den något sämre under försöksperioden med flux-enhancer och fortsatte sedan att försämrans ännu mer under den andra referensperioden (Figur 7.4). Även membranens behov av luftning och rengöring med kemikalier utvärderades utan påvisbar effekt. De variationer som noterades var olika för de två membrantankarna och inom vad som anses som normala variationer.



Figur 7.4

TTF under försök med flux-enhancer.

Eftersom produkten innehåller järn och total järndosering till processen blev högre än normalt under försöket, bidrog produkten till ökat järninnehåll i slammets och mycket låga halter utgående fosfor så länge dosering pågick och en tid efter dosering avslutats.

Under försöket observerades också ökat behov av polymer för förtjockning av slam, vilket skulle kunna bero på att den polymer som ingick i flux-enhancer hade en annan laddning än den som användes för förtjockning.

7.4 Utökad drifttid

Under 2019 genomfördes försök under sex veckor utan vilotid/relax för membranen. Försöket visade inte på någon minskad membrankapacitet och resulterade i implementering av en ny driftcykel med 15 minuters drifttid följt av 1 minuts vilotid jämfört med tidigare driftcykel med 10 minuters drifttid följt av 1 minuts vilotid. Den nya längre driftcykeln resulterar i totalt 31 % mindre vilotid. Detta motsvarar en ökad produktionskapacitet på drygt 3 %.

Minskad vilotid leder till ökad energieffektivitet per m³ permeat eftersom luftningen är konstant under hela cykeln.

Även minskade tillfällen med MC och RC medför att membranen är mer tillgängliga för att producera permeat vilket också påverkar resurseffektivitet, dock inte lika mycket som själva minskningen av rengöringskemikalier.

Det kan tänkas att större andel tid med permeatuttag skulle medföra snabbare igensättning och ökat behov av luftning och/eller CIP. Något sådant samband har dock inte observerats i piloten. En utmaning för utvärderingen var dock att det pågick många tester samtidigt.

7.5 Minskat returslamflöde

Returslamflödet (RAS) är utformat för att vara $4 \times Q_{in}$. Anledningen till detta är att membranleverantören inte rekommenderar högre slamkoncentrationer än 10 000 mg TSS/l i membrantankarna samtidigt som en hög slamhalt, 8 000 mg TSS/l, önskas i biosteget. RAS-flödet måste pumpas tillbaka till biologins inlopp. I den första MBR-linjen vid Henriksdals ARV är lyfthöjden för RAS-pumparna cirka 2 m mer än den erforderliga hydrauliska höjdförlusten, vilket är ett resultat av konfigurationen av de gamla aktivslambassängerna, takhöjden i berget och andra konstruktionsmässiga parametrar. Det stora flödet och lyfthöjden medför en stor energiförbrukning.

Ett sätt att halvera energiförbrukningen är att minska RAS-flödet från $4 \times Q_{in}$ till $2 \times Q_{in}$. Teoretiskt skulle detta resultera i en slamkoncentration på 12 000 mg TSS/l i membrantankarna, om slamkoncentrationen i de biologiska tankarna ska hållas på 8 000 mg TSS/l. Enligt Judd (2018) beror membrankapaciteten, i termer av genomsnittligt och maximalt flöde, på TSS-koncentrationen, luftrengöringen och tvärfloresfiltreringseffekten från RAS-flödet. Drift vid höga slamkoncentrationer i membrantanken kräver normalt att flödena justeras (minskas). Energimässigt kommer lägre flöden att leda till en högre specifik energiförbrukning per m³ permeat och minskad hydraulisk kapacitet.

Under 2021 minskades RAS-flödet i tre steg:

1. $3 \times Q_{in}$ (vecka 9–12)
2. $2,5 \times Q_{in}$ (vecka 13–20)
3. $2 \times Q_{in}$ (vecka 21–41)

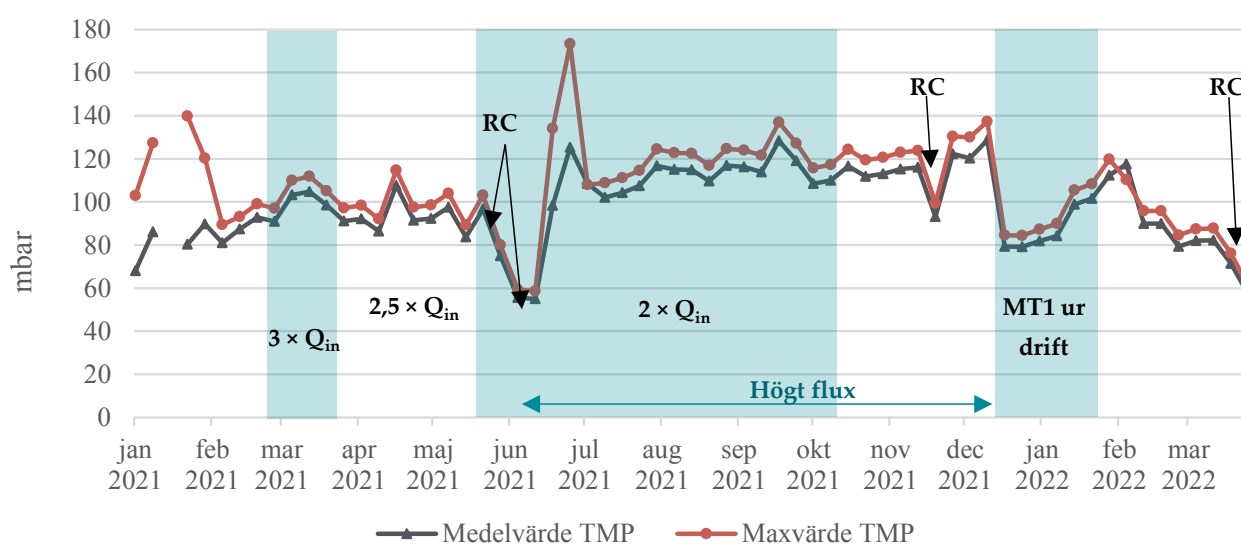
Efter försöket användes åter RAS-flöde motsvarande $4 \times Q_{in}$.

Under försöken var det en del utmaningar med avbrott i inflöde som påverkade vilket RAS-flöde som uppnåddes och slamansamlingar som gav avvikande slamhalter jämfört mot teoretiskt. Under perioden vecka 21–32, 2021, var slamhaltsförhållanden

membrantank/biosteg 1,5 vilket överensstämmer med den teoretiska halten om RAS-flödet är $2 \times Q_{in}$. Även slamhalten i membrantanken var över den teoretiska halten på 12 000 mg/l vilket gör perioden lämplig för utvärdering. TMP, permeabilitet och luftning av membranen utvärderades.

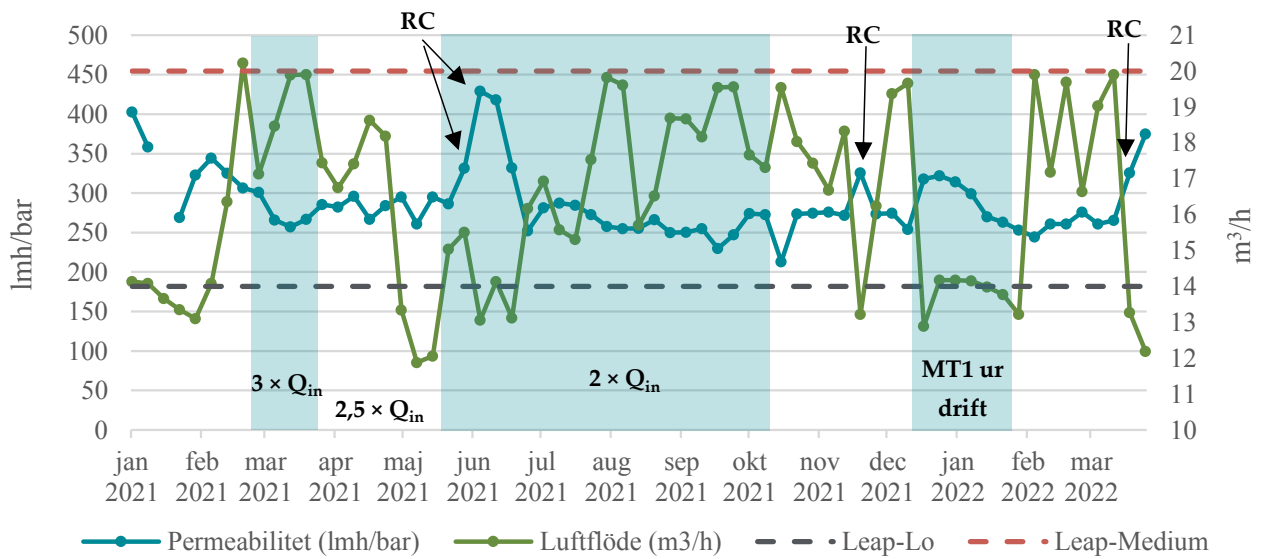
Inga direkta negativa effekter av det minskade RAS-flödet kunde ses på membranets prestanda trots den höga belastningen, vilket indikerar att en långsiktig minskning av RAS-flödet skulle kunna vara möjlig vilket öppnar upp för energibesparingar. Det är dock troligt att eventuellt potentiellt resultat dränktes av effekter från andra pågående försök som påverkade membranen i större utsträckning.

Figur 7.5 visar genomsnittlig och maximal TMP under 2021–2022 tillsammans med tidpunkterna för RC och försöksperioden med högt flux. TMP ökade till cirka 120 mbar under perioden med ett RAS-flöde på $2 \times Q_{in}$, även om en RC utfördes i början av perioden. Detta värde kan jämföras med det årliga genomsnittliga TMP under 2020 som var 80 mbar. TMP fortsatte dock öka när RAS-flödet justerades tillbaka till $4 \times Q_{in}$ (oktober 2021). Tyvärr sammanföll försöket med reducerat RAS-flöde med ett annat försök med högt flux. Ett högt flux resulterar i högre TMP vilket är en mer trolig orsak till den observerade TMP-ökningen.



Figur 7.5
TMP som veckomedelvärden (medel av MT1 och MT2 i drift) och maxvärde per vecka.

Figur 7.6 visar permeabiliteten och luftflödet till membrantankarna som veckomedel. Genomsnittliga luftflöden vid eller under $14 \text{ m}^3/\text{h}$ indikerar att luftningen hade varit i Leap-Lo-läge hela veckan. Luftflöden på $20 \text{ m}^3/\text{h}$ indikerar att luftningen hade varit i Leap-Medium-läge hela veckan. Luftflöden däremellan indikerar att luftflödet pendlade mellan Leap-Lo och Leap-Medium. Valet av luftningsläge baserades på hur igensatta membranerna var genom algoritmen för fouling control.



Från graferna i Figur 7.5 och i Figur 7.6 är det svårt att se några effekter på membranets prestanda som direkt och tydligt kan härledas från förändringarna i RAS-flödet.

Figur 7.6

Permeabilitet och luftflöde som veckomedelvärden (medel av MT1 och MT2 i drift). Streckade linjer visar luftflöden för Leap-Lo och Leap-Medium.

8 Utsläpp i samband med CIP

Membranen rengörs med natriumhypoklorit och någon typ av syra, i pH2040-projektet användes antingen citronsyra eller oxalsyra. Natriumhypoklorit kan ge upphov till dels toxiska sönderfallsprodukter i vatten och slamfas, dels klogaser som avgår till luft. För att kvantifiera dessa utsläpp har olika mätkampanjer gjorts i MBR-piloten inom pH2040-projektet. I samband med rengöring med citronsyra har det också noterats fosfortoppar i utgående vatten vilket inte har uppstått i samma utsträckning när oxalsyra använts som rengöringskemikalie. Utsläpp av fosfor i samband med citronsyratvätt har studerats närmare med tanke på de strikta framtida utsläppskraven avseende totalfosfor.

8.1 AOX och EOX i vatten och slam

Vid rengöring av membranen med natriumhypoklorit finns risk för bildning av klororganiska föreningar, vilka kan kategoriseras som AOX, adsorberbara organiska halogener, och EOX, extraherbara organiska halogener. Dessa föreningar är kemiskt stabila och kan ha toxisk effekt på miljön om de släpps ut i recipienten. AOX förekommer huvudsakligen i utgående vatten, medan EOX primärt förekommer i slamfasen (Pöykiö et al., 2008).

Under perioden 2014–2016 genomfördes totalt tre mätkampanjer för att kvantifiera hypokloritrensningens effekt på utsläpp av AOX och EOX från processen. Prover togs på inkommande och utgående vatten från både piloten och den konventionella aktivslamprocessen i Henriksdal. Prov från Henriksdal användes som referens utan tillsats av hypoklorit. Dessutom analyserades slamprover från pilotanläggningen. Vid alla tre mätkampanjerna togs utgående vattenprov efter CIP utan någon recirkulation av slam, och kan därför antas representera ett absolut värsta scenario, som vid normal drift inte kommer att inträffa. Under 2016 togs prov på permeat efter sju olika rengöringstillfällen där mellan 1–5 prover togs fördelat över ett dygn. Under 2016 mättes även AOX i överskottsslam och primärslam.

Under normala driftdygn uppmättes 0,03–0,04 mg AOX/l i utgående vatten från både piloten och Henriksdal. Det är i paritet med Naturvårdsverkets angivna bakgrundshalt på 0,05 mg AOX/l (Naturvårdsverket, 2010). Inkommande halter till både piloten (8 prover) och Henriksdals ARV (6 prover) under 2014 var likvärdiga och varierade kring $0,028 \pm 0,006$ mg AOX/l. Detta tyder på att inget händer med AOX från inkommande till utgående när det inte är någon tillsats av hypoklorit.

I direkt anslutning till rengöring med natriumhypoklorit observerades vid samtliga provtagningar en tydlig ökning av AOX i utgående vatten. Halten varierade mellan åren, från 0,6 mg/l (mars 2014) och 0,84 mg/l (november 2014) då plattmembran användes, till maximalt 8,4 mg/l och medelvärde 0,82 mg/l vid mätningen 2016 då hålfibermembran installerats. Vid normal drift (för båda membrantyperna) recirkuleras slammet från membrantanken efter CIP tillbaka genom det biologiska reningssteget och den största delen av de klororganiska föroreningarna antas därför brytas ner innan de hamnar i utgående vatten och går vidare till recipient. En förklaring till skillnader mellan olika provtagningar kan vara halten klor i rengöringslösningen som använts vid membranrengöring. Den uppmätta halten AOX i överskottsslam var 238 mg AOX/kg TS vilket ansågs vara något förhöjt jämfört med primärslam, som inte påverkats av natriumhypoklorit och innehöll 140 mg AOX/kg TS. Endast ett prov togs på primärslam vilket innebar att det var svårt att dra några jämförande slutsatser.

Under mätkampanjerna observerades att den normala bakgrundshalten hade återställts inom ett dygn efter genomförd CIP. För industrier inom EU finns en gräns på AOX för industriutsläpp på 1,0 mg/l. Utsläpp lägre än dessa bedöms ge en försumbar

miljöpåverkan (Naturvårdsverket, 2010). För samtliga prover, förutom för prov taget direkt efter CIP, låg uppmätta halter lägre än denna gräns. Som tidigare nämnts anses dessa höga halter inte nå recipient eftersom det vid normal drift sker en recirkulation av slam innan processen startas upp efter CIP.

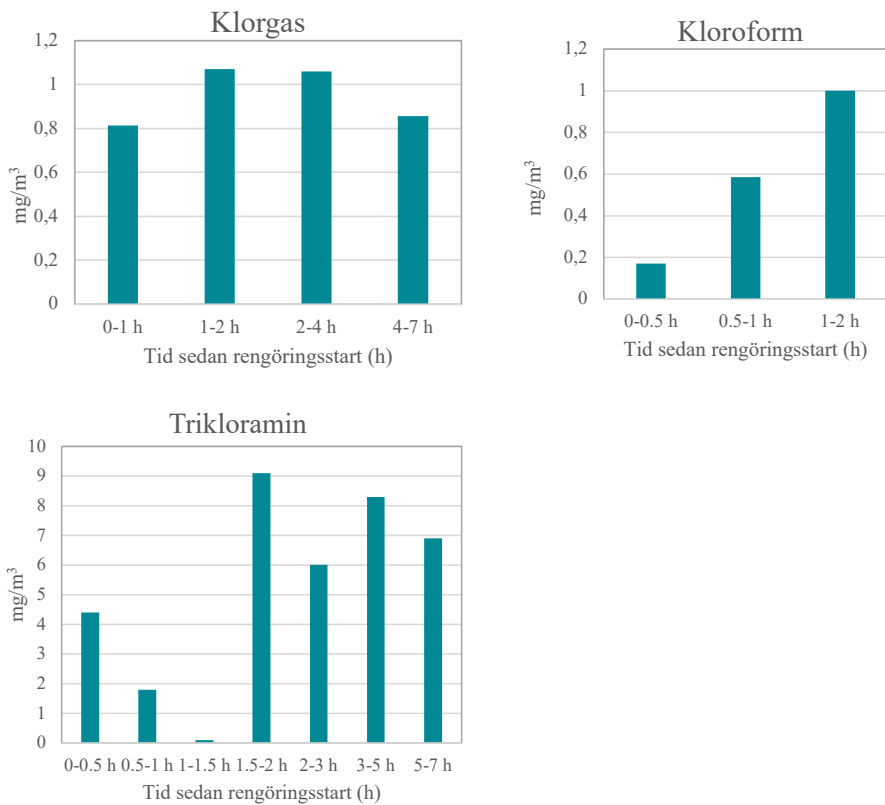
Gränsvärdet tillämpas dock inte vid avloppsreningsverk och fungerar endast som referens för vad som kan anses vara acceptabelt. De regler som tillämpas på avloppsreningsverk avser tröskelvärde för utsläpp till vatten och mark och medför redovisningskyldighet av utsläpp över 1 000 kg AOX/år (EG 166/2006). Med antagande om en halt på 0,05 mg AOX/l skulle utsläppet för framtida Henriksdal 2040 motsvara ca 9 000 kg per år vid medelflöde 5,8 m³/s.

När det kommer till EOX har det jämförelsevis varit svårare att genomföra pålitliga mätningar. Vid första mätkampanjen (mars 2014) var mätvärdet för samtliga prover under detektionsgränsen (<0,1 mg EOX/l). EOX saknar dessutom litteraturvärde avseende normal bakgrundshalt, vilket signalerar att det kan vara en generell större utmaning att kvantifiera. Inkommande EOX uppmättes som mest till 0,0019 mg EOX/l vilket ger en bild av vad bakgrundshalten kan vara. I samband med CIP i november 2014 uppmättes EOX i utgående vatten till 1,9 mg EOX/l. Under 2016 uppmättes EOX-halten i överskottsslammet till 34 mg EOX/kg TS jämfört med 13 mg EOX/kg TS i det opåverkade primärslammet. Ingen ackumulation i slammet kunde observeras under provtagningskampanjens 12 dygn, och i likhet med AOX återgick EOX-halten till samma storleksordning som inkommande halt inom ett dygn.

8.2 Emissioner av klorgas och triklorammin

I samband med återhämtningsrengöring tas hålfibermembranen ur drift och blötläggs i natriumhypokloritlösning över natten. Från lösningen avgår bland annat klorgas och triklorammin som utgör en arbetsmiljörisk för personal och andra personer som vistas kring membrantankarna. Hygieniskt gränsvärde saknas för triklorammin, men som vägledning har Världshälsoorganisationens riktvärde på 0,5 mg/m³ använts i många länder (WHO, 2006). Nordiska Expertgruppen har föreslagit ett hygieniskt gränsvärde på 0,1 mg/m³, vilket de motiverade med att studier påvisat hälsoeffekter ner till 0,3 mg/m³ (Wastensson och Eriksson, 2019). Folkhälsomyndigheten publicerade en vägledning för bassängbad 2021, där man angett 0,2 mg/m³ som riktvärde (Arbetsmiljöverket, 2018). I väntan på att ett hygieniskt gränsvärde fastställs, har vi valt att använda Folkhälsomyndighetens riktvärde för att göra arbetsmiljöbedömningar, även om det är avsett för badande personer och ska mätas stationärt vid vattenytan. Utöver hälsoriskerna medför klorgas en korrosionsrisk på material och instrument i frånluftsledningarna som är byggda för att ventileras membrantankarna.

Vid tre tillfällen under olika försöksår gjordes mätningar avseende klorgas och triklorammin i samband med återhämtningsrengöring av hålfibermembranen. Första tillfället (mars 2019) genomfördes mätningen som ett samlingsprov per membrantank som startade ungefär 50 minuter in i rengöringsproceduren, direkt efter att tanken fyllts upp med rengöringslösning och blandades om med hjälp av luftningen, och pågick i 3 timmar. Förhöjda halter av triklorammin kunde observeras i båda membrantankarna men ökningen var mycket högre i tank 1 (1,23 mg/m³) jämfört med tank 2 (0,04 mg/m³), trots att halten hypoklorit var högre i membrantank 2. Referensprov som togs då ingen rengöring pågick visade halter av klorgas och triklorammin under detektionsgränserna. Stickprovsmätningen följdes upp vid nästa tillfälle (mars 2020) där mätningen delades in i flera tidsintervall för att få en uppfattning av gasavgångarnas tidsdynamik. Denna gång påbörjades mätning direkt när hypokloritlösningen började pumpas in i membrantanken och analyserna kompletterades med klorinerade, flyktiga, organiska föreningar (VOC). Dynamiken framgår i Figur 8.1.



Figur 8.1

Avgång av trikloramin, klorgas och kloroform i samband med återhämtningsrengöring med natriumhypoklorit i mars 2020.

Resultaten indikerade att trikloramin momentant överskred arbetsmiljögränsvärdet med en faktor 90, klorgas nådde 70 % av den kortsiktiga exponeringsgränsen (15 min), och kloroform nådde 10 % av den yrkesmässiga exponeringsgränsen (8-timmars arbetsdag). Vid det andra tillfället som pågick i 7 timmar begränsades mätkampanjens längd av arbetsdagens längd. Som framgår av Figur 8.1 ovan hade inte halterna klingat av under den tiden. Följaktligen är resultaten en underskattning av verkliga totala utsläpp vid en rengöring.

Vid den sista mätkampanjen (mars 2022) utökades provtagningstiden till 21 timmar för att inkludera hela rengöringsproceduren, men inte heller denna gång observerades något tecken på avtagande utsläpp. Från ett exponeringsperspektiv har det därför bedömts säkrast att anta att avgången av klorgaser och trikloramin kan vara skadlig under hela återhämtningsrengöringen. Resultaten från 2022 visade att trikloramin som högst momentant överskred arbetsmiljögränsvärdet med en faktor 32, klorgas nådde 73 % av den kortsiktiga exponeringsgränsen (15 min), och kloroform nådde 9 % av den yrkesmässiga exponeringsgränsen (8-timmars arbetsdag). En sammanfattning av resultaten från samtliga provtagningar presenteras i Tabell 8.1.

	Provtagningsstillfälle	Summerat utsläpp (mg)	Maxhalt (mg/m ³)	Referenshalt (mg/m ³)
Triklorammin	1 (2019, 3 h)	–	1,23/0,04	0,2*
	2 (2020, 7 h)	6 200	9,1	
	3 (2022, 21 h)	3 800	0,96	
	4 (2022, 21 h)	12 700	7,3	
Klorgas	1 (2019, 3 h)	–	0,018/<0,005	1,5**
	2 (2020, 7 h)	900	1,07	
	3 (2022, 21 h)	1 600	0,67	
	4 (2022, 21 h)	3 000	1,1	
Kloroform	–	–	–	10***
	2 (2020, 2 h)	200	1,0	
	3 (2022, 21 h)	900	0,28	
	4 (2022, 21 h)	1 400	0,85	

* Rekommenderat gränsvärde (Folkhälsomyndigheten).

** Kort exponering (15 minuter)

*** Yrkesmässig exponeringsgräns (8-timmars arbetsdag)

Tabell 8.1

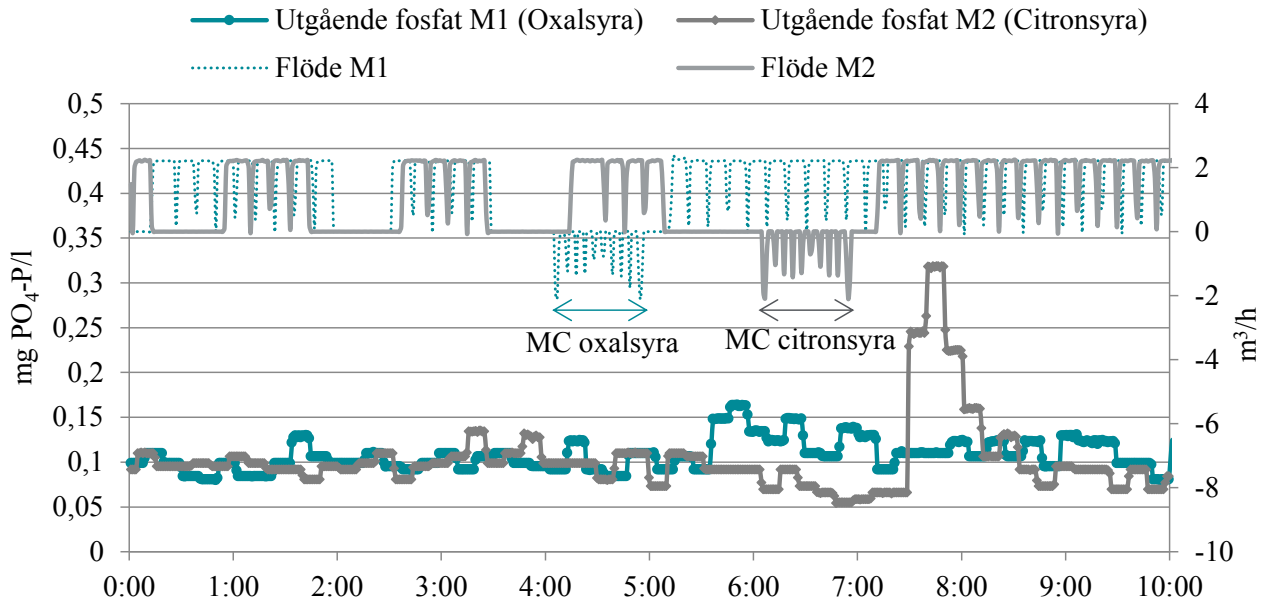
Sammanfattning av mätresultat för triklorammin, klorgas och kloroform i samband med återhämtningsrengöring med natriumhypoklorit. Provtagningsstillfällen: 1) mars 2019 3 timmar samlingsprov, 2) mars 2020, 7 timmar provtagning uppdelat i intervall, 3 och 4) mars 2022 för vardera membrantank, 21 timmars provtagning.

8.3 Fosforläpp vid membrantvätt

SVOA har valt MBR-processen delvis för att de står inför mycket strikta reningskrav. Totalfosfor ska renas till högst 0,20 mg Tot-P/l och det ska ske samtidigt som belastningen förväntas öka till Henriksdal ARV. Under normala driftsbetingelser har MBR-piloten visat att processen uppfyller reningskraven. Däremot har höga toppar i utgående fosfor observerats när membranen har rengjorts med citronsyra. Topparna var relativt kortvariga men undersöktes närmare för att säkerställa att de inte utgjorde ett problem när marginalerna för utsläppt mängd fosfor är små.

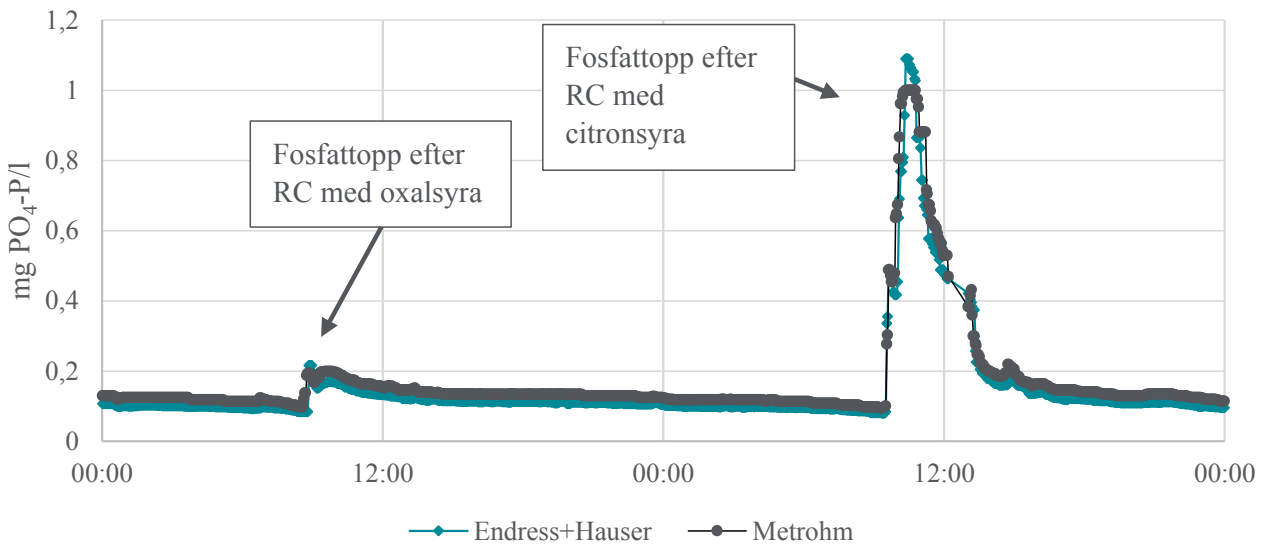
Mätningar har indikerat att det fanns en betydande aktivitet för biologisk fosforering i slammet, trots att piloten inte har designats specifikt för detta. När fosforackumulerande organismer befinner sig i citronsyrikt vatten leder det till att organismerna släpper ifrån sig den fosfor som ackumulerats i biomassan. Citronsyran har alltså samma funktion som teoretiskt brukar tillskrivas flyktiga fettsyror (VFA) avseende biologisk fosforering, det vill säga att fosfat utsöndras. Utöver biologisk aktivitet leder det sänkta pH-värdet till att utfällt järnfosfat återgår i lösning, vilket medför både höjda fosfor- och järnhalter i utgående vatten. Vid rengöring med oxalsyra observerades betydligt mindre påverkan på utgående fosfor jämfört med citronsyra.

Intensiteten och varaktigheten på de observerade fosfortopparna var proportionell mot koncentrationen och längden på citronsyratvätten. Exempelvis nådde halten fosfat upp till omkring 1,5 mg PO₄-P/l vid underhållstvätt, och halter så höga som 18 mg PO₄-P/l observerades i samband med återhämtningsrengöring. För att undvika toppar i utgående fosfor föreslås andra syror för membranrengöring, till exempel oxalsyra, som till skillnad från citronsyra, inte är lika lättnedbrytbart för mikroorganismer. Ett alternativ är att recirkulera slammet till biosteget en längre tid innan permeatuttag startar efter citronsyrarengöring, för att dämpa topparna i utgående vatten. Detta gjordes i MBR-piloten vilket resulterade i toppar vid MC (>0,3 mg/l) som varade drygt en timme. Ett exempel på hur utgående fosfor reagerade på MC med citronsyra respektive oxalsyra visas i Figur 8.2.



På liknande sätt minskade fosfortopparna i utgående vatten efter RC då slammet recirkulerats motsvarande tre uppehållstider i membrantanken, innan permeatuttag startade. Topparna nådde då istället omkring 1 mg/l och varade upp till 24 timmar efter RC med citronsyra. Även här var topparna betydligt mindre vid rengöring med oxalsyra (Figur 8.3).

Figur 8.2
Fosfortoppar efter underhållsrengöring (MC) med oxalsyra och citronsyra i pH2040-piloten i maj 2017.



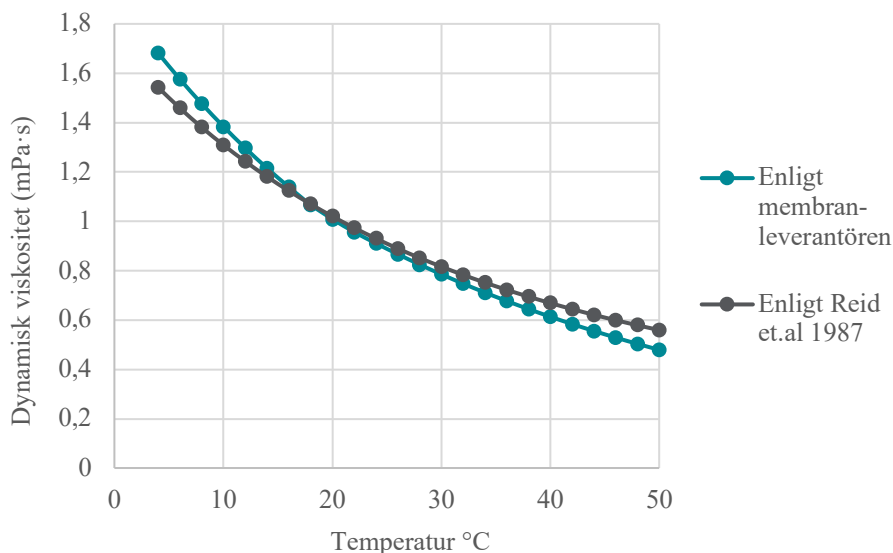
Figur 8.3
Fosfattoppar efter återhämtningsrengöring (RC) med oxalsyra och citronsyra i pH2040-piloten i mars 2019. Två olika fosfatanalyser användes, en från Endress+Hauser och en från Metrohm, vilka gav nästan identiska resultat.

9 Membranfiltrering vid låga temperaturer

9.1 Bakgrund

Att temperaturen i avloppsvattnet är viktig för biologisk avloppsrening är allmänt känt, men den påverkar även det hydrauliska motståndet vid membranfiltrering. En av anledningarna är att vattnets viskositet ökar vid låga temperaturer vilket minskar skjuvkraften från luftbubblorna vid membranluftning och därmed ökar partiklavsättningen på membranen. Detta ger i sin tur en trögare filtrering (Jiang et al., 2005). Det finns även indikationer på en mer indirekt påverkan på membranens genomsläpplighet vid låg temperatur, som exempel anges bland annat nedbruten flockstruktur; mindre flockar och högre utsöndring av extracellulära polymera substanser som bidrar till igensättning. Andra exempel är långsammare massöverföringshastighet, s.k. Brownsk rörelse, d.v.s. den slumpmässiga rörelsen hos partiklar i en vätska, vilket ökar depositionen av ämnen på membranytan. Även den lägre nedbrytningsgrad av vissa organiska ämnen som sker vid låg temperatur medför en ökning av den organiska foulingen (Jiang et al., 2005). Jiang et al. (2005) visade att mer fouling uppmättes på membran vid 13–14 °C grader än vid 16–17 °C och Arévalo et al. (2014) visade på en tydlig minskning av permeabilitet när temperaturen understeg 15 °C.

För att kompensera för viskositetsförändringar i vatten används oftast normaliserad permeabilitet vid utvärdering av membrandrift. Normaliserad permeabilitet kompenserar för förändringar i dynamisk viskositet jämfört med viskositeten vid en vald temperatur, vanligtvis 20 °C. Figur 9.1 visar hur vattnets viskositet ändras med temperaturen.



Figur 9.1

Dynamisk viskositet hos vatten vid olika temperaturer. Mörkgrå linje är beräknad med formel enligt Reid et al. (1987) och blågrön linje enligt formel från membranleverantören (se kapitel 9.3).

Designen av Henriksdals MBR-anläggning är gjord för att klara vattentemperaturer ner till 8 °C som dygnsmedelvärde och 10 °C som månadsmedelvärde. De kallaste temperaturerna inträffar i samband med antingen regn vintertid eller snösmältning. De senaste fem åren (2018–2022) var den lägsta dygnsmedeltemperatur som uppmätts i försedimenterat vatten på Henriksdal 7,9 °C, den lägsta veckomedeltemperaturen 9,9 °C och den lägsta månadsmedeltemperaturen 11,4 °C. Medeltemperaturen över de fem åren var i samma mätpunkt 16,3 °C. Temperaturen stiger sedan med 1–3 °C i den biologiska

reningen vilket gör att membranerna i realiteten sällan kommer behöva filtrera vatten som är kallare än 9–10 °C som dygnsmedelvärde eller 12–13 °C som månadsmedelvärde. Även om temperaturerna inte är extremt låga är de lägre än den brytpunkt runt 15 °C som identifierades av Arévalo et al. (2014).

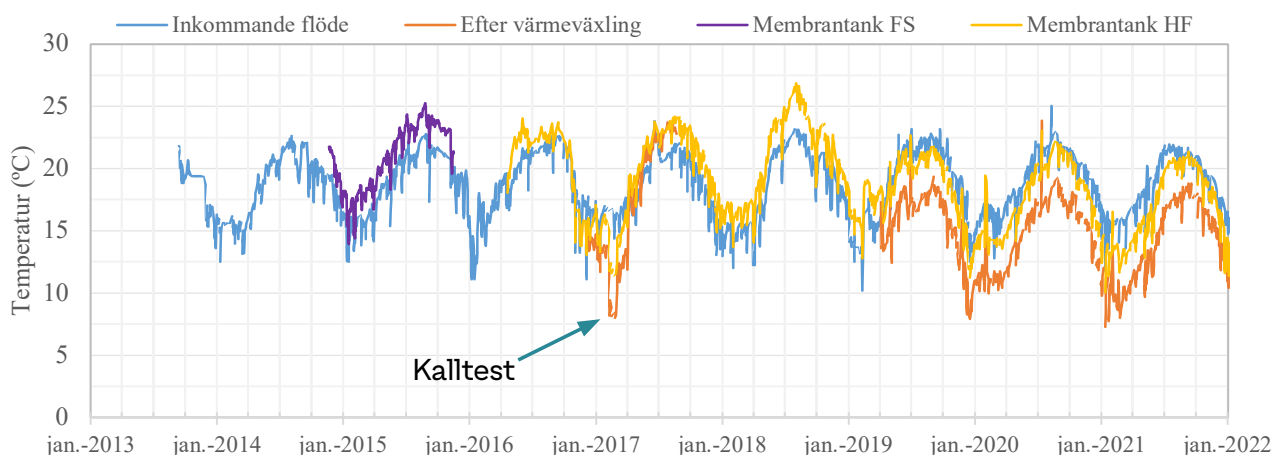
Det fanns också frågeställningar kring hur sammansättningen i sådant vatten påverkade membranerna, med tanke på vägsalt m.m. som följer med dagvattnet och när Henriksdal via de duplikata ledningar som finns. Därför studerades också perioder med snösmältning med extra mätkampanj. Hur membranerna som skulle installeras på Henriksdal påverkades vid kalla temperaturer var därför viktigt att undersöka i pilotprojektet.

9.2 Temperatur i piloten

Medeltemperaturen i pilotens membrantankar var 19,3 °C sett till hela dess driftperiod med lägsta dygnsmedelvärde på 11,2 °C, vilket är betydligt högre än temperaturen i Henriksdals ARV. Det avloppsvatten som pumpas in till piloten kommer från Danvikstunneln där vattnet generellt är någon grad varmare än genomsnittet in till Henriksdals ARV. På grund av detta installerades i december 2016 en värmeväxlare i piloten för kylning av inkommande avloppsvatten. Kylningen styrdes mot den aktuella temperaturen på försedimenterat vatten i Henriksdal. I augusti 2017 byttes 2 mm hållplåtsgallret som skyddade inloppspumparna ut mot ett grövre galler (6 mm hållplåt) för att utreda vilka rensmängder som skulle kunna avskiljas i finsilarna uppströms MBR:en. Detta ledde till återkommande igensättning och driftstopp i värmeväxlarna som kort därefter togs ur drift. I april 2019 installerades i stället en värmeväxlare på nitratrecirkulationsflödet och kylningen återupptogs. Figur 9.2 visar hur temperaturen i piloten har sett ut över åren.

Figur 9.2

Temperatur i inkommande flöde, efter värmeväxling och i membrantankarna under projektets gång.



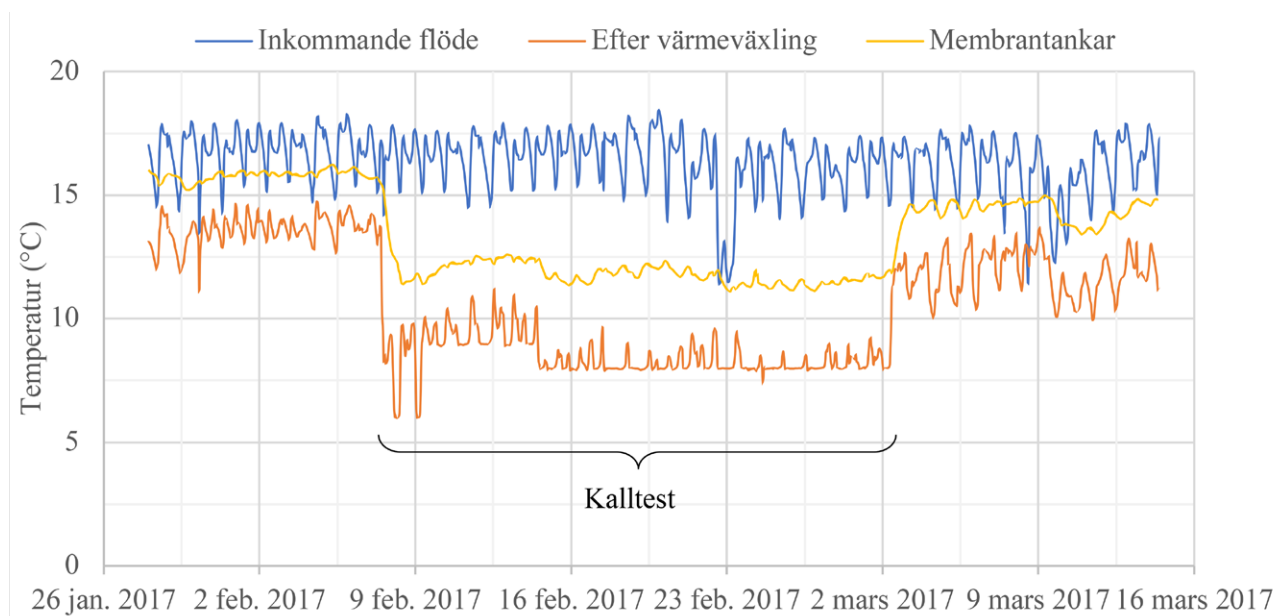
9.3 Metod för kontrollerat kallvattentest

För att se hur membranerna reagerar på låga temperaturer samt bekräfta design och garantivärden genomfördes under februari–mars 2017 (årets normalt sett kallaste period) ett riktat kallvattentest. Under drygt tre veckor, från 7 februari till 2 mars sänktes temperaturen på inkommande vatten till mellan 8 och 10 °C vilket resulterade i en temperatur på 11,5–13,0 °C i membrantankarna. På grund av begränsningar i tillgången till kylvatten fluktuerade temperaturen under försöket och måltemperaturen 8 °C

kunde inte hållas konstant över tid, dock hölls en kall temperatur under hela försöket. Temperaturen under kalltestet redovisas i Figur 9.3. Inflödet till piloten under testperioden var dynamiskt, d.v.s. det styrdes proportionerligt mot inflödet till Henriksdals ARV, och var som medelvärde 3,3 m³/h. Nettofluxet var ca 20 lmh (styrt mot fast flux med intermittent drift av membrantankarna). Slamhalten i membrantankarna, som mäts via sensor i RAS-deox, varierade mellan 9,8 och 14 g SS/l (dygnsmedelvärden) under försöket och medelhalten var 10,5 g SS/l. Under försöket togs extra stick- och dygnsprover i linjen för analys av kväve.

Figur 9.3

Temperatur i inkommande avloppsvatten före och efter värmeväxling samt i membrantankarna under perioden som kalltestet pågick.

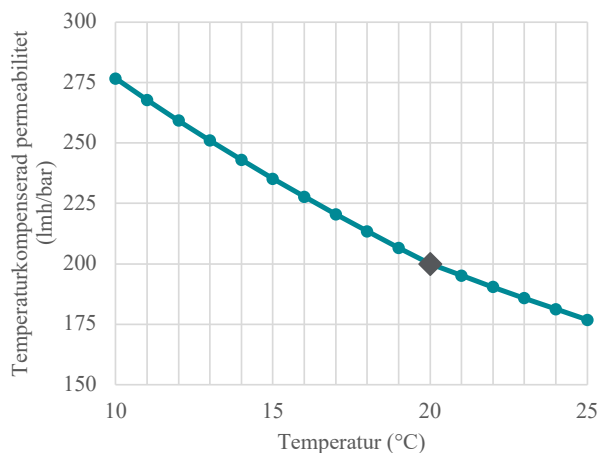


Beräkning av normaliserad permeabilitet, temperaturkompenserad till 20 °C, gjordes med följande formel (som erhållits från membranleverantören):

$$\text{Normaliserad permeabilitet} = \text{permeabilitet} \times \Theta^{(20 - T)}$$

där T = aktuell temperatur; $\Theta = 1,025$ om $T \geq 20$ °C och $\Theta = 1,033$ om $T < 20$ °C.

Figur 9.4 visar ett exempel på hur uppmätt permeabilitet på 200 lmh/bar skulle kompenseras vid olika temperaturer utifrån membranleverantörens formel för temperaturkompenserad permeabilitet.



Figur 9.4

Exempel på hur en uppmätt permeabilitet på 200 lmh/bar räknas om till temperaturkompenserad permeabilitet vid olika temperaturer.

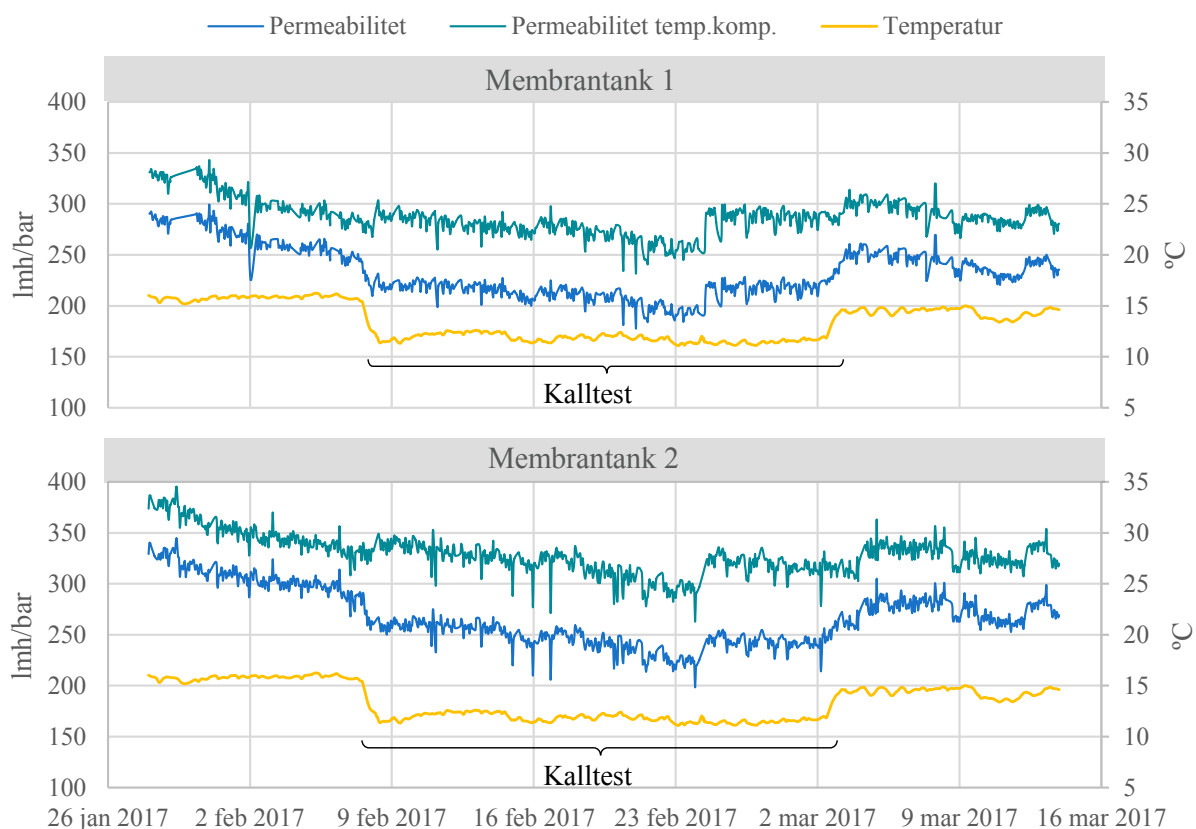
9.4 Resultat från det kontrollerade kallvattentestet

Permeabiliteten användes som utvärderingsparameter för att se hur membranens prestanda påverkades av de sänkta temperaturerna. Figur 9.5 visar permeabiliteten, och den temperaturkompenserade permeabiliteten, under kalltestet samt ca 10 dagar innan och efter testet. När temperaturen sänktes från 15,8 till 11,9 °C (medelvärde 10 dagar innan samt medelvärde under kalltestet) minskade permeabiliteten med i snitt 20 %. Även den temperaturkompenserade permeabiliteten minskade, men bara med 9 %. Detta indikerar att andra mekanismer, utöver viskositeten, såsom EPS, flockstruktur, nedbrytningsgrad av organiskt material etc. påverkar membranerna negativt vid låga temperaturer. Efter kalltestets avslut gick temperaturen upp till 14,4 °C (medelvärde 10 dagar efter kalltestet), vilket ledde till en ökning av permeabiliteten med 12 % och den temperaturkompenserade permeabiliteten med 4 %. Den tydliga ökningen i permeabilitet som syns i båda membrantankarna den 24 februari beror på att en MC med citronsyra genomfördes och är inte kopplad till temperaturen. Eftersom fluxet varit detsamma genom försöket bör dess inverkan på permeabilitetsförändringarna vara försumbar, medan faktorer som membrantvätt och slamhalt i membrantankarna påverkar permeabiliteten desto mer.

Slamhalten steg från 10,6 g SS/l innan till 11,8 g SS/l under kalltestet (medelvärde 10 dagar innan kalltestet samt medelvärde under kalltestet) för att sedan åter sjunka till 10,9 g SS/l. Exakt hur mycket detta påverkade resultatet har inte kunnat klargöras.

Figur 9.5

Permeabilitet, temperaturkompenserad permeabilitet och temperatur i membrantankarna under försöksperioden.



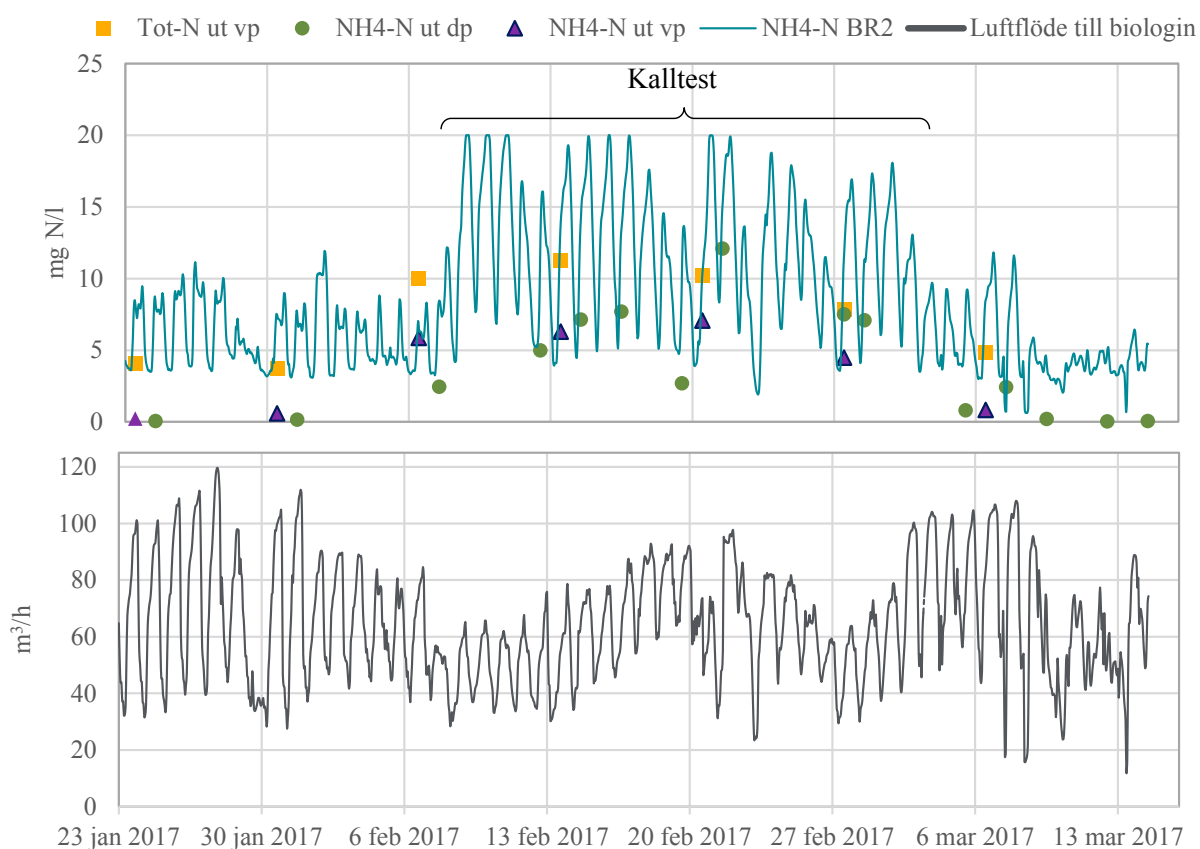
Membranen låg under hela försöket i Leap-Lo, d.v.s. drift med det lägre luftflödet (14 m³/h per kassett) utom vid två tillfällen då membrantank 2 gick över i Leap-Hi (28 m³/h) under mindre än en timme per gång. Luftflödet styrs av en beräkning av filtreringsmotståndet, baserad på bl.a. TMP, och går bara över i Leap-Hi då motståndet går över ett visst värde. Eftersom luftningen låg i Leap-Lo under kalltestet skedde alltså ingen markant ökning av filtreringsmotståndet till följd av den låga temperaturen.

Både TTF och cTOC ökade något under kalltestet för att sedan sjunka igen när temperaturen gick upp. Sett till de stora, till synes slumpmässiga, variationerna i erhållna värden för dessa parametrar över åren, och det faktum att det inte har gått att korrelera dessa värden mot temperaturen, är det svårt att säga om detta verkligen är kopplat till den låga temperaturen eller om det beror på något annat.

Under kalltestet försämrades kvävereningen markant vilket ledde till ökade utgående kvävehalter, se Figur 9.6. Den försämrade kvävereningen var väntad då den luftade slamåldern låg på i snitt 5,5 dagar (inklusive membrantankarna) denna period vilket innebär att den nödvändiga luftade slamåldern på 5,5 dagar (beräknad utan säkerhetsfaktor vid 10 °C enligt den tyska dimensioneringsstandarden ATV A 131 E-DVWK (2000)) precis tangerades. Den ofullständiga kvävereningen kan innebära att även reningen av organiskt kol försämrades något (även om detta inte märktes i utgående provtagning) vilket skulle kunna ha en negativ effekt på permeabiliteten. Kvävereningen återhämtade sig när temperaturen ökade.

Figur 9.6

Övre grafen visar online-värden på ammoniumkväve in till luftad zon med timupplösning (NH₄-N BR2) samt utgående ammonium i dygns- och veckoprov (NH₄-N ut dp, NH₄-N ut vp) och Tot-N i veckoprov (Tot-N ut vp). Den nedre grafen visar det totala luftflödet in till biologin (timvärden).

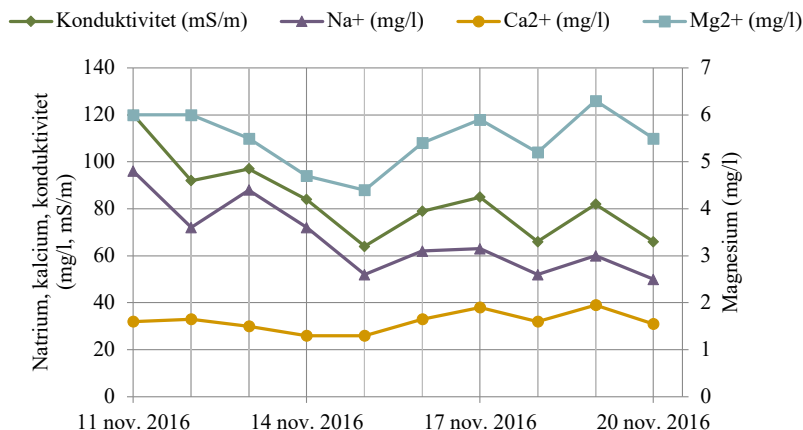


9.5 Erfarenheter från andra kalla perioder och snösmältning

I december 2019 var temperaturen efter kylning i MBR-piloten 8,4 °C under 9 dagar vilket gav en temperatur i membrantankarna på 12,0 °C. Ingen nedgång i permeabiliteten kunde ses i samband med detta, kanske på grund av att en MC genomfördes mitt i perioden, och varken TTF eller cTOC ökade.

En ökad salthalt i inkommande vatten i samband med snösmältning kan enligt membranleverantören påverka membranens permeabilitet. Under november månad (v.46) 2016 drabbades Stockholmsregionen av ett extremt snöfall, följt av en snabb snösmältningsperiod som pågick under cirka en vecka. I samband med detta togs prover för analys av salter och utvärdering av smältvattnets effekt på permeabiliteten. Under den cirka en vecka långa snösmältningsperioden (11–20 november) togs dygnsprover,

totalt 10 prov, på försedimenterat vatten som sedan analyserades på externt laboratorium med avseende på de i vägsalt vanligt förekommande jonerna Na⁺, Ca²⁺ och Mg²⁺ samt även konduktivitet och pH (Figur 9.7).



Figur 9.7

Analysvärden från snösmältningssperiod 11–20 november 2016.

Det vägsalt som används i Sverige består till största delen av natriumklorid (NaCl) (Trafikverket, 2020), vilket kan förklara de initialt höga halterna av Na⁺, och att dessa sedan minskade i samband med minskad snösmältning. Halter av Mg²⁺ respektive Ca²⁺ var i stort sett oförändrade över hela perioden.

Under veckan med snösmältning genomfördes RC i membrantankarna vilket gjorde att permeabiliteten ökade. Det var därför svårt att dra några slutsatser gällande eventuell negativ påverkan från vägsalt. Däremot så uppstod problem med skumbildning i de luftade reaktorerna (främst i BR4 där luftningen också var kraftigt begränsad) och höga utgående halter ammonium under v.46-v.48. I samband med snösmältningen noterades ett högt värde på utgående fosfor (0,43 mg/l jämför med 0,12 veckan innan). Detta berodde dock på en mycket hög fosfortopp efter återhämtningsrengöring av ett av membranerna och således inte på försämrad fosforrening i samband med snösmältningen.

9.6 Erfarenheter från andra MBR-anläggningar

På Taskila avloppsreningsverk i Uleåborg, Finland, renas mycket kallt vatten i en MBR (ZeeWeed hålfibermembran). Den lägsta månadsmedeltemperaturen under 2021 var 8,2 °C och årsmedeltemperaturen var 12,3 °C. Processen designades för ett medelflux på 18 l/mh under årets kalla månader och 24 l/mh under årets varma månader. Det verkliga driftfluxet har dock legat strax under 18 l/mh året runt de senaste åren. Den oväntat låga kapaciteten på membranerna har kopplats till dåliga slamegenskaper och höga TTF-värden, vilket i sin tur kan bero på den låga vattentemperaturen. Den låga temperaturen leder även till en sämre kväverening och troligen även till en något sämre nedbrytning av organiskt material vilket kan ha en negativ inverkan på membranerna.

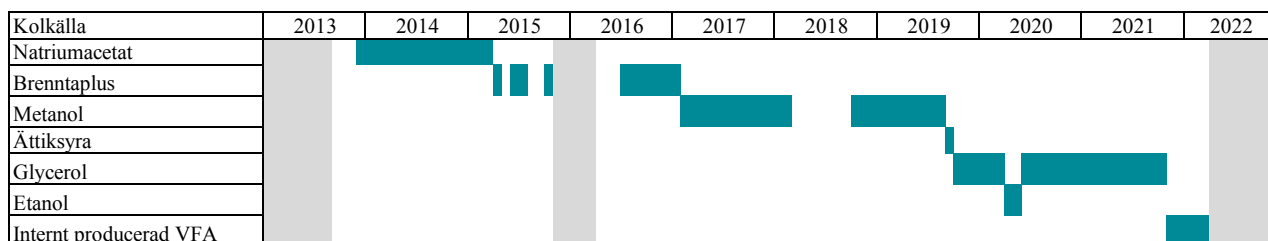
På Mustasuo ARV i Viitasaari, Finland, byggdes reningsprocessen om till MBR (plattmembran från Alfa Laval) som togs i drift 2018. Processen dimensionerades för en temperatur på 5–14 °C. Permeabiliteten på membranerna sjönk snabbt, från 700 l/mh/bar under första halvåret till 160–300 l/mh/bar på hösten 2019. I ett examensarbete som undersökte varför membranerna satte igen irreversibelt nåddes ingen tydlig slutsats men hypotesen var att dåliga slamegenskaper med mycket filamentösa bakterier kunde vara orsaken (Finnilä, 2020). Detta kopplades inte till de låga temperaturerna i rapporten, men erfarenheter från avloppsreningsverk visar på sämre slamegenskaper under perioder med kallt vatten. Problemen med membrandriften ledde till att avloppsreningsverket i Viitasaari återgick till konventionell aktivslamprocess.

10 Jämförelse av olika kolkällor för efterdenitrifikation

Tillgång till kolkälla är avgörande för att upprätthålla en effektiv efterdenitrifikation. Det finns flera olika typer av externa kolkällor som kan tillsättas reningsprocessen. Val av kolkälla kan påverka själva reningsprocessen, men även driftkostnader, miljöpåverkan och arbetsmiljö. En ideal kolkälla ska inte bara vara billig och miljövänlig utan även ha en hög denitrifikationshastighet, en kort tillväjningsperiod för att möjliggöra intermittent eller säsongvis dosering, och i så liten grad som möjligt påverka andra funktioner i reningsprocessen negativt. I detta kapitel jämförs de sju olika kolkällor som har doserats i efterdenitrifikationen i MBR-piloten på Hammarby Sjöstadsvärk.

10.1 Bakgrund och testade kolkällor

Designen av framtida Henriksdal är gjord med metanol som tilltänkt extern kolkälla för efterdenitrifikationen. Metanol har fördelarna att den är väl beprövad, finns att tillgå i tillräckligt stora mängder och är relativt billig jämfört med andra alternativ. En stor nackdel är att den är brandfarlig och kräver EX-klassad utrustning för lagring och dosering. Metanol, åtminstone den som vanligtvis används på svenska avloppsreningsverk i dag, har också fossilt ursprung och medför då ett betydande bidrag till negativ miljöpåverkan gällande både klimat och förbrukning av resurser. Det har därför funnits anledning att även testa andra kolkällor i piloten. Figur 10.1 visar en översikt över de olika kolkällorna som testats och när de användes. Viktiga egenskaper hos respektive kolkälla finns återgivet i Tabell 10.1.



Figur 10.1

De olika kolkällor som använts i pilotförsöken.

Till en början användes natriumacetat som kolkälla. Den valdes främst för att den inte är brandfarlig till skillnad från vanligt förekommande kolkällor som metanol och etanol och den är därmed enkel att hantera i piloten. Acetat är även en vanlig process- och labbkemikalie och har väldokumenterad funktion som kolkälla för denitrifikation. Under 2015–2016 testades även en annan icke-brandfarlig kolkälla, Brenntaplus, för att utvärdera dess potential som möjlig framtida kolkälla på avloppsreningsverk.

Eftersom metanol är planerat att användas i fullskalan testades även metanol i piloten. Metanolbehovet identifierades som en stor osäkerhet i dimensioneringen för fullskaleanläggningen och det fanns ett stort intresse av att verifiera designförbrukningen. Eftersom metanol är brandfarligt byggdes därför även ett EX-skåp för att kunna köra tester med metanol i piloten, i samband med ombyggnation och byte från FS till HF-membran år 2016.

Från slutet av 2019 undersöktes återigen icke-brandfarliga alternativ till metanol eftersom den nya metanolanläggningen på Henriksdal inte skulle vara tillgänglig under de första 3–4 årens drift med MBR i fullskala. Ättiksyra testades ett par veckor men

ansågs inte vara lämplig för fullskalan på grund av att den orsakade fosforsläpp i efterdenitrifikationen vid pilotkörningarna. Fosforsläppet berodde sannolikt på den något oväntade bio-P-process som bekräftats förekomma i piloten (se kapitel 11) och som eventuellt skulle kunna uppstå i fullskalan.

I stället testades glycerol som kolkälla i piloten eftersom en storskalig lagrings- och doseringsanläggning för glycerol redan fanns tillgänglig på Henriksdal (Scandinavian biogas använder den i SVOAs röt-kammare för att vid behov öka biogasproduktionen). Dosering av glycerol fungerade bra och med likvärdig COD-förbrukning som metanol. Eftersom glycerolen verkade lovande kördes försök under lång tid för att säkerställa att den inte bidrog till några negativa långtidseffekter på kolloidalt TOC (cTOC) och membranprestanda. Inga sådana effekter kunde dock observeras. De goda resultaten ledde till att MBR-linje 1 på Henriksdal temporärt utrustades med doseringsutrustning för glycerol från Scandinavian Biogas (dock har ingen dosering behövts hittills).

Under 2020 testades även dosering av etanol under en kort period i samband med en fördjupad utvärdering av bio-P. Även om labbtester visade högre denitrifikationshastighet och lägre specifik COD-förbrukning för etanol jämfört med glycerol, var förbrukningen av etanol när den doserades i piloten nästan densamma, eller aningen högre, jämfört med glycerol.

Som ett led i SVOA:s pågående långsiktiga arbete med att åstadkomma en mer cirkulär resursanvändning på sina anläggningar studeras produktion av intern kolkälla i form av VFA (Volatile Fatty Acids, flyktiga fettsyror) i ett doktorandprojekt inom VA-kluster Mälardalen tillsammans med IVL, SLU, Käppalaförbundet och Syvab. De sista månaderna av pilotförsöken doserades därför intern VFA-rik kolkälla som producerats genom fermentering av slam och matavfall i en mobil pilotanläggning vid Hammarby Sjöstadsvärk, för att utvärdera hur processen påverkades.

Tabell 10.1

Sammanställning av de sju olika externa kolkällor som testades i piloten.

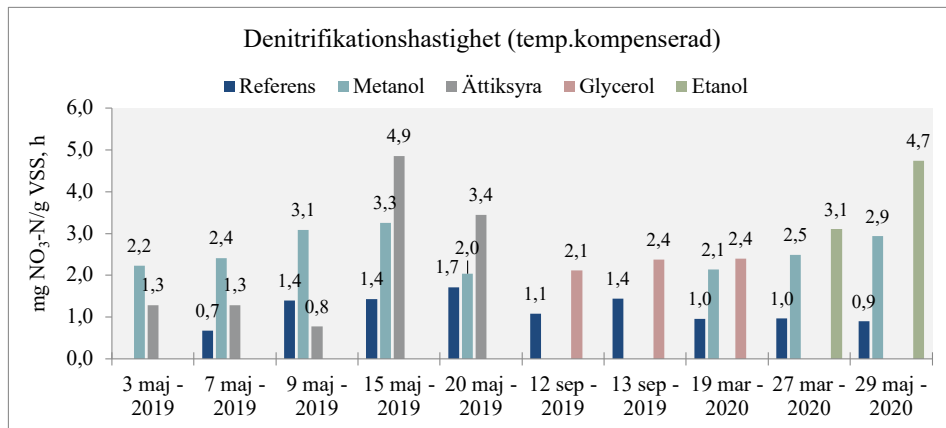
Kolkälla	Period	Koncentration g COD/l	Kommentarer
Natriumacetat	2013–2015	100–200	Pulver. Vål beprövad som kolkälla.
Brenntaplus	2014–2016	1 000	Vid försöken relativt ny produkt. Kommersiell, restprodukt. Innehåll av andra icke-önskvärda ämnen såsom tungmetaller och fosfor. Trögflytande.
Metanol	2017–2019	1 200	Flytande. Vål beprövad. Brandfarlig.
Ättiksyra	2019	850	Restprodukt, gav höga fosforsläpp.
Glycerol	2019–2021	850–1 200	Trögflytande.
Etanol	2020	1 600	Anses lämplig för att gynna Bio-P.
Internt producerad VFA	2021	8–20	Under utveckling inom doktorandprojekt.

10.2 Denitrifikationshastigheter och specifik COD-förbrukning

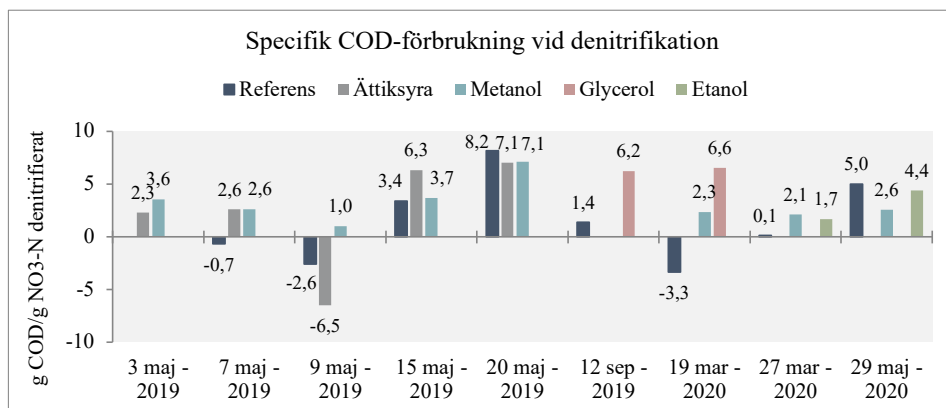
Sammanfattningsvis fungerade samtliga kolkällor bra avseende att minska mängden utgående nitrat till önskad halt (< 3 mg NO₃-N/l). Utöver att ättiksyra bidrog till fosforsläpp noterades inga negativa aspekter i processen (mer om fosforsläpp återfinns i kapitel 11). Det har inte heller observerats några effekter av dosering av kolkälla kopplat till membranens funktion. Dock är det viktigt att kontrollera vad olika restprodukter har för övrigt innehåll utöver COD, till exempel innehåll av kväve, fosfor, tungmetaller o.s.v. som påverkar reningsprocessen och utgående halter. Under 2016 upptäcktes att Brenntaplus innehåller relativt mycket fosfor. Vid egna analyser uppmättes halter på 200–3 000 mg Tot-P/l. En fosforhalt på 500 mg/l skulle motsvara 0,3 % av den totala

fosforbelastningen eller 0,016 mg Tot-P/l i utgående permeat. På grund av de stora variationerna i analysresultat var det svårt att säga om doseringen på något sätt har påverkat fosforreningsresultaten.

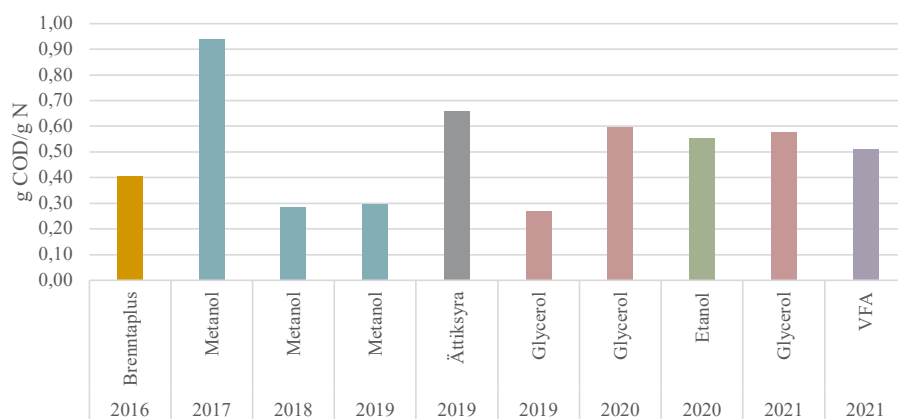
De denitrifikationshastigheter och tillhörande specifika COD-förbrukning som uppmätts i labbtester visas i Figur 10.2.



Figur 10.2
Denitrifikationshastigheter och specifik COD-förbrukning för olika kolkällor.



När det gäller pilotförsöken inkluderar den beräknade specifika COD-förbrukningen för de olika kolkällorna även denitrifikation med utnyttjande av internt producerat kol från hydrolys. Detta är något som sker hela tiden, även under perioder utan tillsats av externt kol. Siffrorna som presenteras ska därför inte jämföras med litteraturvärden men kan ändå användas för att utvärdera den relativa prestandan från de olika kolkällorna. En jämförelse mellan de olika kolkällorna som testats i piloten presenteras år för år i Figur 10.3.



Figur 10.3
Specifik COD-förbrukning för olika kolkällor vid användning i MBR-piloten.

10.3 Tillvänjningstid för olika kolkällor

Den tillvänjningsperiod som krävs vid byte av kolkälla, alltså tiden som bakterierna behöver för en anpassning till en ändrad kolkälla påverkas av själva kolkällan som ska användas men även av den kolkälla som användes tidigare och som bakterierna är vana vid.

Anpassning av mikroflora i MBR-piloten till respektive kolkälla i pilotprojektet skedde under en vecka, vilket antogs vara tillräckligt för både natriumacetat och Brenntaplus. När metanoldoseringen skulle börja var det en del osäkerheter kring tillvänjningstid innan effekt kunde observeras. Bakterier i avloppsreningsverk sägs ha en långsam tillvänjning till metanol, vilket innebär att det kan dröja flera månader innan metanol får full effekt (Carlsson et al., 2019). Detta kan vara en nackdel om det är långa avbrott i doseringen. I piloten kom dock efterdenitrifikationen igång med en gång, och det var inga problem att köra med en periodvis dosering av metanol.

Tillvänjningsperioden för den internt producerade kolkällan har enligt projektgruppens observationer också varit väldigt kort.

10.4 Styrstrategier och påverkan på andra delar av processen

Det är viktigt att hålla isär vad som går att påverka genom dosering av kolkälla i efterdenitrifikationen och hur doseringen påverkar andra delar av processen. Från början doserades kolkällan i BR6 under vattenytan. Nitratrecirkulation kunde ske från BR5 eller BR6 till BR1. Till en början var doseringen konstant och manuellt styrd för att utvärdera funktion snarare än att optimera förbrukningen. Vid slutet av försöken drogs slutsatsen att dosering i rörledning mellan BR5 och BR6 var att föredra. För att undvika överdosering var styrning mot nitrat i slutet av efterdenitrifikationen säkrast. Nitratrecirkulation från BR5 gav minskat behov av extern kolkälla, och minimerad luftning och större fördenitrifikation gav minskat behov av kolkälla. Generellt behövdes mycket liten mängd extern kolkälla, vanligen bara under dygnets belastningstopp.

Viktiga lärdomar från de olika testerna med kolkällor:

- Under långa perioder har processen klarat att hålla nitrathalter på mellan 2–3 mg/l utan behov av tillsats av kolkälla.
- Nitratrecirkulationen, liksom returslamflödet, är båda höga flöden och innehåller mycket nitrat vilket påverkar fördenitrifikationen som i sin tur påverkar behovet av extern kolkälla.
- Eftersom MBR-processen har så höga cirkulationsflöden samtidigt som utgående halter är så låga, kommer gradienten genom processen vara svag. Detta betyder att inkommande halter snabbt späds ut och genom hela processen är skillnaderna i halter inte särskilt stora.
- Överdosing av kolkälla är svårt att märka eftersom överskottet kommer luftas bort i membrantanken. Det är alltså osannolikt att överdosering skulle märkas genom ökade halter BOD i utgående vatten. Däremot leder det till minskade syrehalter i membrantankarna. Om syrehalten i membrantankarna mäts är det möjligt att notera överdosering eller ammoniumtoppar in till membranen.
- Om nitrifikationen inte är fullständig i biosteget, kommer ammonium omvandlas till nitrat i membrantanken, vilket leder till ökade halter utgående nitrat. Detta mängd nitrat kan inte minskas med hjälp av tillsats av kolkälla i biosteget. Därför är det lämpligare att styra kolkälledoseringen mot nitrat som mäts i slutet av efterdenitrifikationszonen istället för utgående nitrat i permeatet. Båda dessa mätpunkter har använts i piloten. Nackdelen med att mäta i efterdenitrifikationen är att det är svårare att få en pålitlig mätning med onlinegivare.

- Under första försöksåret användes processmodellering som verktyg för att utvärdera alternativ inför försök i piloten. Modellsimuleringarna visade bland annat att recirkulation från BR5 var att föredra framför BR6 då motsvarande reningsgrad gick att uppnå med förbrukning av mindre mängd kolkälla. Simuleringarna visade även att belastningstoppar av ammonium skulle kunna hanteras genom att utöka antalet luftade tankar från två till tre. Detta skulle dock innebära en betydligt högre doserad mängd kolkälla. Mot bakgrund av detta recirkulerades nitrat från BR5 och antalet luftade tankar minskades till 2 stycken; BR3 och BR4 (fram till ombyggnationen 2016).

10.5 Förbrukning av externa kolkällor

Under 2015 konstaterades att förbrukningen av metanol var betydligt lägre i piloten jämfört med dimensioneringen för fullskalan. En anledning till detta var att det försedimenterade vattnet innehöll ca 30 % mer BOD₇ och en BOD₇/Tot-N-kvot som var 20–50 % högre än vad som prognosticerats för det framtida Henriksdal. Det högre innehållet av BOD₇ gav bättre förutsättningar för god fördenitrifikation i pilotförsöken och därmed mindre behov av kolkälla till efterdenitrifikationen. Den relativt sett lägre dosen i piloten kan också bero på att processberäkningarna för framtida Henriksdal inkluderar olika säkerhetsfaktorer som gör att dimensioneringen gjorts med marginal, d.v.s. att behovet av extern kolkälla sannolikt överskattats något.

Jämförelse av Brenntaplus och natriumacetat visade ingen större skillnad i funktion vid övergång från dosering av natriumacetat till Brenntaplus. Däremot ökade COD-dosen efter byte till Brenntaplus. En kostnadsjämförelse visade att natriumacetat-produkten var nästan fyra gånger så dyr som Brenntaplus, räknat som kronor per kilo COD. Sett till dygnsförbrukningen var natriumacetat drygt tre gånger så dyr som Brenntaplus och per kilo avskilt N i efterdenitrifikationen kostade det ungefär dubbelt så mycket att använda natriumacetat jämfört med Brenntaplus. De förbrukningar som låg till grund för beräkningarna var i storleksordningen 4–5 kg COD/d vilket var mer än dubbelt så mycket som åtgick som årsmedel efterföljande år, se jämförelse av förbrukad kolkälla i Tabell 10.2. Troligen berodde minskningen i doserad mängd kolkälla huvudsakligen på att bytet av processkonfiguration påverkade hur mycket av kvävet som måste efterdenitrifieras. Andra faktorer som kan ha påverkat är också ökat inflöde som gav mer inkommande kolkälla till fördenitrifikationen och en mer effektiv styrning av nitratrecirkulationen.

År	BOD ₇ /Tot-N FV (kg/kg), exklusive rejektivatten	Förbrukning kolkälla kg COD/d	Förbrukning kolkälla g COD/g N-red
2014	3,5	1–4	
2015	3,8	2–5	
2016	3,8	0,8	
2017	4,2	2,1	0,84
2018	4,4	0,8	0,28
2019	4,7	0,8	0,29
2020	4,1	1,8	0,6
2021	4,2	1,8	0,54
SFA-design	3,2	12 000	0,71

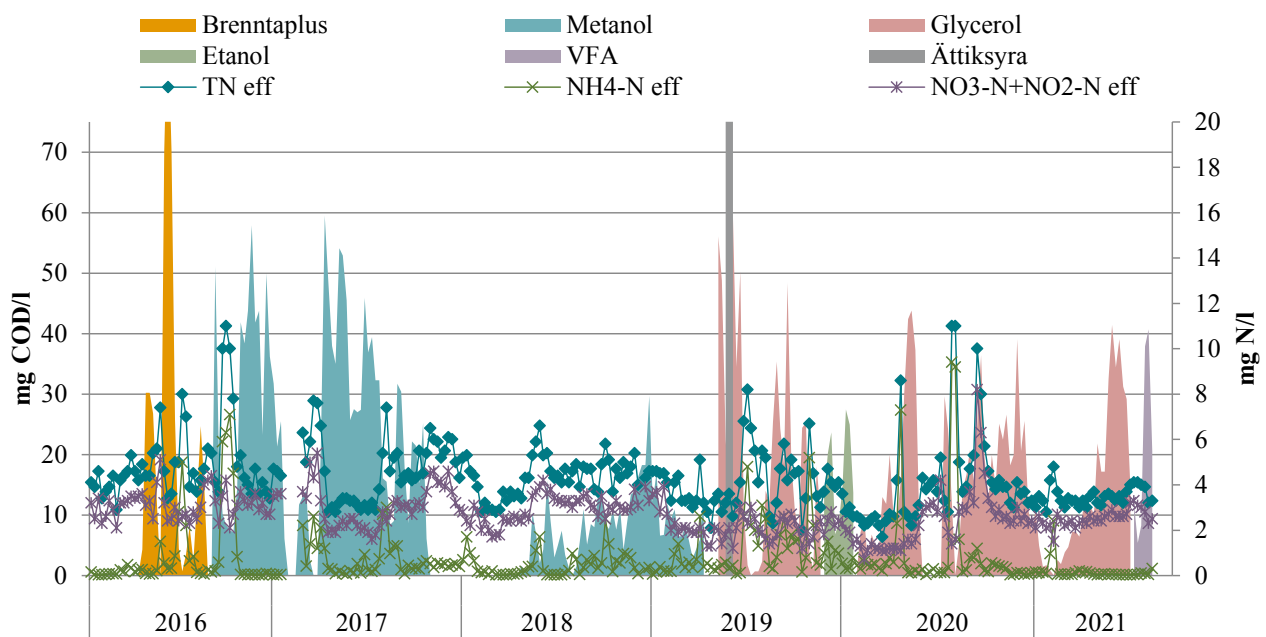
Tabell 10.2

Jämförelse av kolkäleförbrukning. FV=försedimenterat vatten.

Doserad mängd kolkälla som mg COD per liter inkommande avloppsflöde och utgående kvävehalter med de olika kolkällor som testades i konfigurationen med hålfibermembran visas i Figur 10.4. Styrningen mot utgående nitrathalt har medfört relativt stora variationer i doserad mängd över dygnet. Ofta har dosering bara behövts under dygnets belastningstopp. En annan erfarenhet är att nitrathalten (och totalkvävehalten) ut har varit låg även vid perioder helt utan dosering av kolkälla. Under 2018 gjordes ett långt försök utan dosering av kolkälla för att imitera drift av första fullskalelinjen då det inte skulle vara möjligt att dosera metanol (senare har det dock gjorts möjligt att istället dosera glycerol). Värt att notera är sommaren 2020 då doseringen styrdes mot det lägsta börvärdet som testades, 1 mg/l utgående nitrathalt. Trots den låga halten nitrat ut var inte kolkälledoseringen särskilt mycket högre än vid andra perioder. Under september-oktober 2020 minskades nitratrecirkulation från $3 \times Q_{in}$ till $1 \times Q_{in}$ för att studera om en högre dos glycerol hade någon påverkan på cTOC och membranens prestanda. I Figur 10.4 syns tydligt hur glyceroldosen ökade utan att nitrathalten ökade särskilt mycket, precis som väntat. Ingen påverkan på membranens prestanda eller samband med cTOC observerades vid högre dos glycerol. Under november 2020 ökades nitratrecirkulationen igen och kolkälledoseringen stängdes helt under 7 veckor, vilket gav en ökning av nitrathalten till omkring 3 mg/l.

Figur 10.4

Dosering av de olika externa kolkällor som användes i pH2040-piloten med hålfibermembran, tillsammans med reningsresultat avseende kväve. Eff=effluent, d.v.s utgående vatten.



Ingen miljöbedömning av olika kolkällor har gjorts inom projektet, men tidigare studier har med hjälp av miljöpåverkansanalyser visat att val av kolkälla har stor betydelse för ett avloppsreningsverks miljöpåverkan, se till exempel Åmand et al. (2016). En första livscykelbedömningsstudie som gjordes av Owusu-Agyeman et al. (2023) indikerar dock att VFA som kolkälla kan ge lägre miljöpåverkan än både fossilbaserad och förnybar metanol.

11 Bio-P

Spontant uppkommen biologisk fosforreduktion (Bio-P) har upptäckts i både pilot och fullskala på Henriksdal utan att processen varit designad för detta. Detta har medfört betydligt lägre förbrukning av fällningskemikalier än vad man räknat med i dimensioneringen.

11.1 Bakgrund och teori



Med biologisk fosforreduktion (Bio-P på svenska, enhanced biological phosphorus removal, EBPR, på engelska) avses ett nettoupptag av fosfor i särskilda polyfosfatackumulerande bakterier (PAO) som kan lagra mer fosfor än de behöver. Vid anaeroba förhållanden och i närvaro av VFA så frisätter PAO fosfat från poly-P-granulat i cellerna för att få energi. Vid oxiska (luftade) förhållanden sker tillväxt och ett upptag av fosfat. Tillväxten av PAO ger ett nettoupptag av fosfor som sedan avskiljs med slammet, som lämpligen tas ut från eller direkt i anslutning till en luftad zon. Mer detaljer kring biologisk fosforreduktion finns beskrivet på svenska i bland annat la Cour Jansen et al. (2009) och Salmonsson et al. (2017).

Vid dimensionering av bio-P är det vanligt att placera en anaerob zon i början av biosteget och se till att det där finns tillgång till VFA från inkommande avloppsvatten och en tillräckligt lång uppehållstid för att forsforläpp ska hinna ske. Ett annat alternativ är att ge förutsättningar för bildande av VFA genom hydrolys av slammet, till exempel i en sidoströmshydrolys. Detta innebär att returslammet passerar en anaerob volym med så lång uppehållstid att en tillräckligt stor andel av slammet hydrolyserar och frisätter VFA. Bäst förutsättningar för bio-P finns i processer utan försedimentering och med kort slamålder (utan kväverening).

För att ha en stabil bio-P-process är det viktigt med 1) en jämn tillförsel av VFA och att 2) undvika nitrat eller syre i den anaeroba zonen samt att 3) säkerställa god syrehalt men inte överlufta den aeroba zonen (Salmonsson et al., 2017).

Det talas ibland om att bio-P inte skulle vara lämplig att kombinera med kemisk fällning. En förklaring till denna farhåga skulle kunna vara att låga halter fosfor i kombination med god tillgång på VFA skulle gynna andra bakterier och på så vis konkurrera ut PAO, vilket i så fall leder till ett ökat behov av kemikalier och ännu sämre bio-P. I litteraturen finns dock stöd för att det går att nå mycket låga halter fosfor genom kombination av bio-P och kemisk fällning, se t.ex. utvärdering av 10 års drift av Öresundsverket, Helsingborg, i Tykesson et al. (2005b) samt de fem MBR-reningsverk på USA:s östkust som beskrivs i Westling och Andersson (2019). I en studie av Johannessen et al. (2005) har till och med en förhöjd bio-P aktivitet noterats vid tillsats av aluminium.

Nackdelar med bio-P är att den är svårare att styra och är känsligare för störningar jämfört med kemisk fosforavskiljning, vilket leder till att mer processövervakning och manuell styrning behövs (Tabell 11.1). Fördelar är minskat behov av fällningskemikalier som i sin tur påverkar driftskostnader och VS-halt i biosteg och röt-kammare vilket bidrar till högre biologisk effektivitet.

	
<ul style="list-style-type: none"> • Minskat behov av fällningskemikalier • Minskad miljöpåverkan • Billigare • Högre effektivitet i röt-kammare (tack vare högre VS-halt i slammet) 	<ul style="list-style-type: none"> • Mer störningskänslig • Svårare att styra • Svårare att nå lika låga fosforhalter, särskilt i processer som inkluderar kväverening • Mer kostnader för övervakning och personal

Tabell 11.1

För- och nackdelar med bio-P jämfört med kemisk fällning.

11.2 Bio-P i piloten

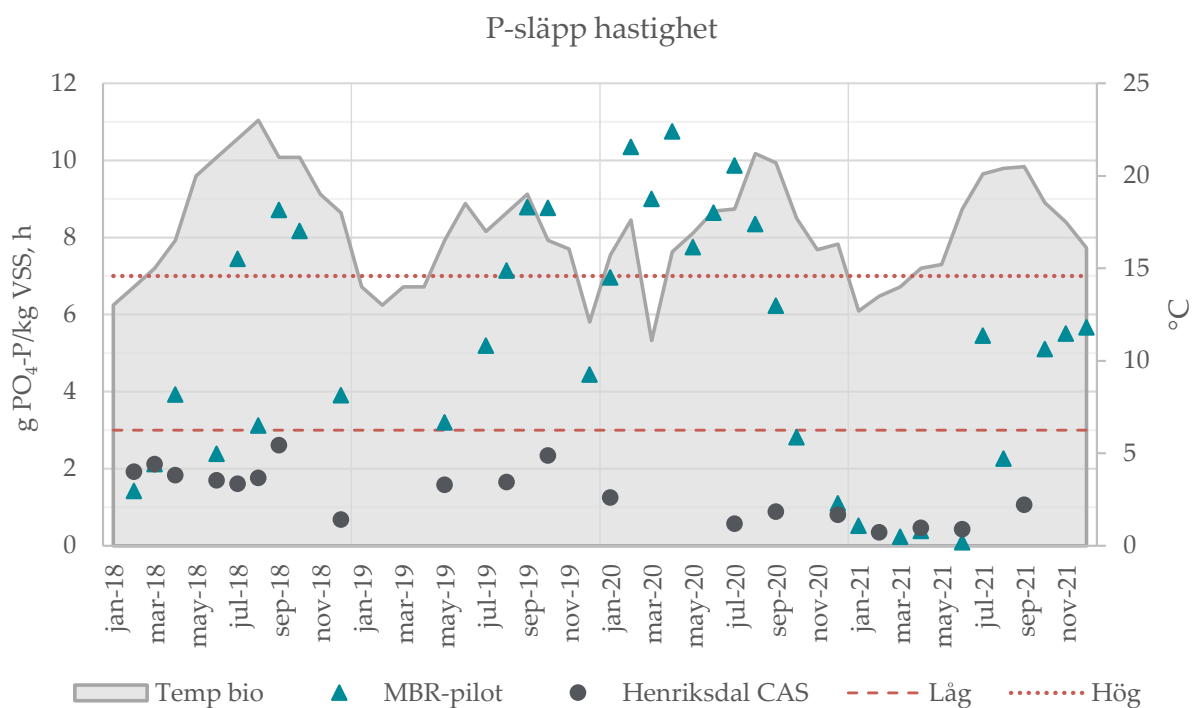
Den biologiska processen i framtida Henriksdals ARV och i MBR-piloten var designad för kemisk fosforrening och därför finns ingen anaerob volym som krävs för bio-P. Trots detta indikerade driftdata, i form av låg järndosering och långtgående fosforrening i kombination med observerade fosforsläpp i samband med membrantvätt med citronsyra, närvaro av bio-P-aktivitet i biosteget. Med anledning av detta genomfördes fosfatsläpptest enligt metod beskriven av Tykesson och la Cour Jansen (2005) ungefär en gång i månaden med start i februari 2018. Slam från Henriksdals konventionella aktivslamprocess användes som negativ referens. Dessa test användes sedan som ett mått på aktiviteten hos bio-P-bakterier i slammet, där höga släpp av fosfor indikerade hög bio-P-aktivitet. För att ta reda på var i reningsprocessen som de olika bio-P-processerna skedde gjordes fosfatprofiler längs med alla zoner i MBR-piloten.

Fosfatsläpptesterna visade hög men varierande bio-P-aktivitet och under sommaren 2018 stängdes all järndosering av under tre månader för att utvärdera dynamiken av järn i slam, utgående fosfor och aktiviteten av bio-P. Bio-P var närvarande trots att järn doserades till processen, men ökade när järndoseringen avbröts. Den bio-P som har uppmätts i piloten var dock inte tillräcklig för att klara av att rena all fosfor som krävs för att nå kraven på utgående fosforhalt för framtida Henriksdal.

Under 2019 fortsatte bio-P att bidra till låg förbrukning av fällningskemikalie (13,7 mg Fe/l motsvarande 1,4 mol metall per mol avskild fosfor) som vidare gav lägre innehåll av järn i det biologiska slammet (3 % jämfört med tidigare 10 %) och låga utgående halter fosfor (0,10 mg P/l). Ättiksyra tillhör gruppen VFA och vid denitrifikationsförsök 2019 med ättiksyra noterades en ökning av fosfat som inte observerades när metanol användes, vilket kan förklaras av bio-P-aktiviteten.

Under 2020 fortsatte förbrukningen av fällningskemikalier att vara låg (7,1 mg metall per liter motsvarande 0,95 mol metall per mol avskild fosfor). Fosforsläpptesten gick under 2020 upp över 10 g PO₄-P/kg VSS, h vilket var det högsta som uppmätts i piloten och var en indikation på mycket god bio-P-aktivitet. Järn och aluminium i slammet var 4,1 % respektive 0,5 %. Två examensarbeten på masternivå genomfördes på temat bio-P för att ge mer kunskap om processen. Resultaten från fosfatprofilen över linjen visade bland annat att det mesta av fosforsläppet skedde i fördenitrifikationszonen i närvaro av låga nitrathalter samtidigt som P-släpptester visade att vid högre nitrathalter upphörde bio-P-aktiviteten (Roberts, 2020). Zoner för P-släpp och -upptag bekräftades av mikroskopiska analyser av slamprover från samtliga zoner där både polyfosfat- och PAH-granuler färgats in med olika färger (Fridh, 2020). Tidigare fosfatprofilering i linjen hade visat att fosforsläppet skedde i efterdenitrifikationszonen med troligt fosfatupptag i membrantanken. Sannolikt kan båda varianterna ha förekommit i MBR-piloten beroende på aktuella driftbetingelser. Under våren 2020 testades etanol som extern kolkälla, inom ramen för ett av examensarbetena, för att se om det kunde bidra till ökad bio-P men ingen effekt på bio-P observerades jämfört med glycerol som kolkälla.

Resultaten från fosforsläpptesten visas i Figur 11.1 tillsammans med gränser för låg och hög aktivitet av bio-P enligt Janssen et al. (2002).



Figur 11.1

Bio-P-aktivitet i MBR-piloten och Henriksdals avloppsreningsverk (CAS). Streckad linje visar gränser för Bio-P-aktivitet (Janssen et al., 2002), under den nedre linjen = låg aktivitet Bio-P, ovanför den övre linjen = hög aktivitet Bio-P. Temperaturen i reningsprocessen vid provtagning visas för jämförelse.

11.3 Viktigaste erfarenheterna från piloten

- Det är fullt möjligt att kombinera simultanfällning och biologisk fosforering även till låga utgående halter fosfor.
- Stabil bio-P kan kombineras med MBR.
- Spontan bio-P kan uppstå även om processen inte utformats för bio-P med anaerob zon, då fosforsläpp kan ske i zoner med låg nitrathalt.
- Det har inte noterats någon bristsituation avseende fosfor som påverkat reningsresultat för någon parameter.
- Rengöring av membranen med citronsyra kan ge höga fosforsläpp på grund av bio-P, dock inte i en omfattning som riskerar att påverka utgående årsmedelvärde av fosfor.
- Ättiksyra bedömdes som olämplig kolkälla i en bio-P process då den gav upphov till stort fosforsläpp.

11.4 Erfarenheter från Henriksdal

Under två år, 2021 och 2022, har slam från CAS-linjerna och MBR-linjen i Henriksdal skickats för DNA-sekvensering och mikrobiologisk analys inom projektet MiDAS (www.midasfieldguide.org), vars syfte är att karaktärisera de viktigaste mikroorganismerna på avloppsreningsverk. Resultaten från 2021 års provtagning på Henriksdal visade på en markant högre relativ förekomst av PAO i MBR jämfört med CAS. Under sommaren 2021 var förekomsten av PAO som störst i MBR-linjen (5–7 %) jämfört med i CAS (2–4 %). Under hösten sjönk andelen PAO medan en större mängd av de konkurrerande GAO (glykogenackumulerande organismer) återfanns i MBR-linjen.

Vid två tillfällen under 2021 gjordes också P-släpptest i Henriksdals MBR-linje med en av CAS-linjerna som referens. Resultaten i MBR-linjen var likvärdiga med CAS-linjen och visade på låg aktivitet av bio-P (0,4 respektive 0,8 g PO₄-P/kg VSS, h i MBR-linjen i juni respektive september).

MBR-piloten, i HF-utförningen, driftsattes i april 2016 men bio-P aktivitet identifierades först 2018, vilket innebär att det kan ta tid för PAO att etablera sig. Nitralthalterna

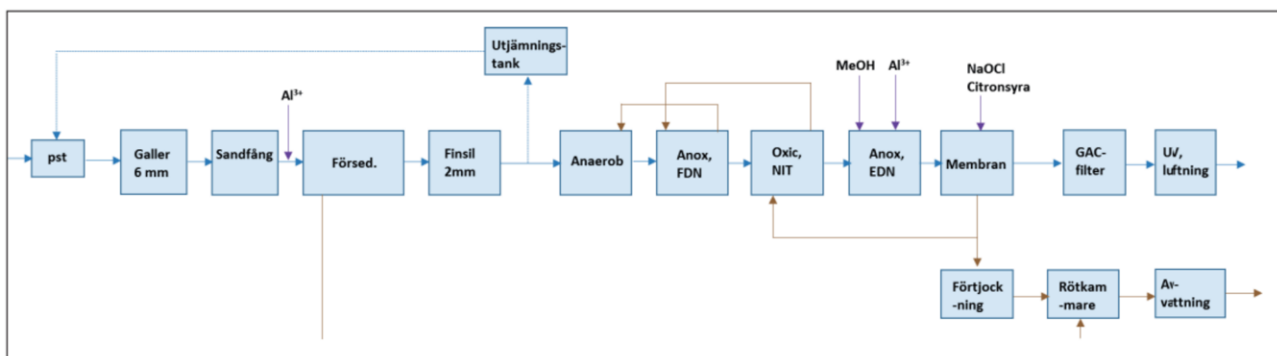
i linjen är dessutom generellt sett högre i fullskalan eftersom processen hittills inte har styrts mot det nya kravet på 6 mg Tot-N/l då det inte börjat gälla ännu. Högre nitrathalter i för- och efterdenitrifikationszonerna skulle kunna verka hämmande på bio-P-aktiviteten då PAO kan välja andra mer fördelaktiga metaboliska vägar. Det finns även vissa utformningstekniska skillnader mellan pilot- och fullskalan som skulle kunna påverka utvecklingen av bio-P i fullskalan annorlunda än i pilotskalan. Kontroll av bio-P aktivitet och uppföljning av fällningskemikalieförbrukning i MBR-linjen på Henriksdal kommer fortsätta framöver.

11.5 Erfarenheter från andra reningsverk designade för MBR och Bio-P

Internationellt är bio-P i kombination med MBR inte ovanligt. I Westling och Andersson (2019) redogörs för tre amerikanska avloppsreningsverk (ARV) med Bio-P: *Broad Run* (75 000 pe), *Yellow River* (165 000 pe) och *Ballenger McKinney* (180 000 pe). Alla tre ARV har en anaerob zon som del i biologin men i övrigt lite olika processutformning. Broad Run, det ARV med bäst funktion på sin biologiska process hade en utformning enligt Figur 11.2. I samtliga ARV krävdes även stöddos av aluminium eller trevärt järn för att nå de låga kravhalterna.

Figur 11.2

Processutformning på Broad Run avloppsreningsverk i Virginia, USA (Westling och Andersson, 2019).



Det finns fler ARV i USA, t.ex. *King William County* i Virginia, *Ruidoso* i New Mexico and *Cauley Creek* i Georgia, som tillämpar långtgående fosforrening ner till 0,05–0,10 mg Tot-P med en kombination av bio-P och fällning med trevärd metall i membranbio-reaktorer utan efterpolering (Pellegrin et al., 2015).

11.6 Utmaningar och möjligheter med MBR med biologisk fosforreduktion

I tider då det talas om krishantering inom avloppsvattenrening och risk för brist på fällningskemikalier framstår bio-P i kombination med kemisk fällning som en intressant väg att gå för att både nå en mer miljövänlig och billigare process som dessutom ger viss redundans vid en bristsituation. En nackdel med bio-P i en MBR-konfiguration är de höga recirkulationsflödena som resulterar i genomgående låga halter samtidigt som biologiskt fosforupptag via bio-P är som effektivast vid höga fosfathalter i vattnet.

Dr. James Barnard, som var med och utvecklade bio-P-processen i Sydafrika på 1970-talet, har på senare år arbetat med att åstadkomma bio-P i aktivslamprocesser som inte utformats specifikt för ändamålet genom intermitterande omrörning i fördenitrifikationszonen (Barnard, 2020). Detta kan vara ett sätt att uppgradera klassiska kväverenningsprocesser till bio-P utan behov av ombyggnation. Huruvida detta fungerar

även i MBR-processer som generellt har en högre genomströmningshastighet är, såvitt författarna känner till, ännu inte testat.

Det är dock visat att alternativa processer som nyttjar hydrolys av slam för att producera VFA erhåller en mer diversifierad population av PAO, jämfört med traditionella system som nyttjar VFA i inkommande avloppsvatten, vilket resulterar i en mer robust bio-P process (Wang et al., 2019). Detta kan gynna anläggningar med spontan bio-P eller processer som anpassats för bio-P utan att processen förses med den klassiska anaeroba zonen. I MBR-anläggningar som utformas med en så kallad RAS-deox-zon (kallas även slamnox) kan syrehalten hållas nere med hjälp av tillsats av rejektivatten. Detta skapar en syrefri zon där hydrolys och produktion av VFA kan ske. Om nitrathalten dessutom är tillräckligt låg kan ett P-släpp ske med fosfatupptag i efterföljande luftad zon. Genom att ställa in omröraren på intermittent omrörning kan en högre slamhalt erhållas i zonen och mer hydrolys ske. Detta är dock inte testat i pilot- eller fullskala.

En annan intressant aspekt rörande bio-P är att rejektivatten med hög fosforhalt kan erhållas vid avvattning av rötat slam. Vid rötning erhålls perfekta förhållanden för fosforsläpp, syrefri miljö och tillgång till VFA. Fosfor i rejektivattnet kan sedan utvinnas som struvit genom tillsats av magnesium. Detta kan vara ett alternativt sätt att återvinna fosfor ur avloppsvatten för avloppsreningsverk där avsättning på åkermark inte är möjlig/önskad.

12 Växthusgasemissioner

Klimatförändringarna sätter press på alla sektorer i samhället att kontrollera sitt koldioxidavtryck och vidta åtgärder för att minska utsläppen av växthusgaser. Lustgas och metan är kraftiga växthusgaser som släpps ut från avloppsreningsverk bland annat vid biologisk kväverening och rötning av slam. Även om det finns en del kunskap om direkta utsläpp av växthusgaser från konventionella aktivslamprocesser så kan denna kunskap inte direkt överföras till MBR-processen som skiljer sig från CAS-processen genom bl.a. en annorlunda biologi, en kraftig membranluftning och avsaknaden av en eftersedimenteringsbassäng.

12.1 Bakgrund och utmaning

Direkta utsläpp av växthusgaser (GHG, Greenhouse gases) med fokus på lustgas (N_2O) och metan (CH_4), båda mycket potenta växthusgaser med ett globalt uppvärmningspotentialvärde på 298 respektive 28 gånger högre än koldioxid (CO_2), utgör en betydande andel av klimatpåverkan från ARV. Mängden direkta utsläpp av växthusgaser från ARV är starkt beroende av processkonfigurationen och aktuella driftstrategier.

Direkta utsläpp av lustgas är huvudsakligen kopplade till de biologiska kväveavskiljningsprocesserna nitrifikation och denitrifikation. Ammoniumoxiderande bakterier (AOB) och denitrifierare är de två huvudsakliga producenterna av lustgas. Reduktion av lustgas till ofarlig kvävgas (N_2) kan också uppnås i biologiska kväveavskiljningsprocesser genom fullständig denitrifiering. Det sker alltså både en produktion och konsumtion av lustgas i reningsprocessen och utsläpp sker först när löst lustgas, framför allt via stripping, överförs till processluften. Lustgas som produceras i icke-luftade processteg och som inte konsumeras släpps därför till största delen ut i efterföljande processteg med luftning. Heterotrofa denitrifierande bakterier kan ha en dubbel roll för att producera och konsumera lustgas och bl.a. både tillgänglighet och typer av kolkälla för denitrifikation kan påverka lustgasutsläppen.

Utsläpp av lustgas utgör en betydande andel av klimatpåverkan från avloppsreningsverk. IPCC bedömer att de genomsnittliga utsläppen av lustgas från avloppsreningsverk med kväverening motsvarar ca 1,6 % av inkommande kväve, men tidigare mätningar vid svenska ARV har visast att de faktiska lustgasutsläppen vid avloppsrening kan vara avsevärt högre än IPCCs schablonvärde (t.ex. Baresel et al., 2016). I arbetet att uppnå klimatneutralitet vid svenska ARV har det visats att just växthusgasutsläpp kan vara en nyckelfaktor (Baresel et al., 2016; Jönsson et al., 2015). Svenskt Vatten har satt som mål att VA-branschen ska vara klimatneutral år 2030. Därför är det viktigt att lokalisera och kvantifiera utsläpp av lustgas för att kunna vidta åtgärder och optimera förhållandena i kvävereningsprocessen.

Till skillnad från lustgas har metan ganska låg löslighet i vatten, vilket gör att metan lättare avgår till luft, framför allt under anaeroba förhållanden. Metanproduktionen sker i syrefria miljöer där tillväxt av långsamväxande metanogener främjas samt tillgången till biologiskt lättnedbrytbara organiska ämnen är god och kan därför ske redan i avloppsnätet med utsläpp i den inledande grov- och primärreningen som följd. Vid ARV är dock slamhanteringen med rötning och slamlagring de dominerande processtegen för metanläckage.

12.2 Erfarenheter av växthusgasemissioner i MBR-anläggningar

Trots den ökande kunskapen om betydelsen av växthusgasemissioner för avloppsreningsverkens klimatarbete finns det relativt få mätningar av dessa utsläpp vid svenska ARV och ännu färre från MBR-processer. Även internationellt finns få studier som kartlägger växthusgasutsläpp från MBR-processer.

12.2.1 pH2040 MBR-pilotprojektet

Direkta växthusgasutsläpp från MBR-piloten mättes vid tre separata kampanjer under 2014, 2018 (Baresel et al., 2022c) och 2021 (Andersson et al., 2023). Den första kampanjen genomfördes då pilotkonfigurationen med plattmembran var i drift (se Figur 3.1, initial konfiguration) och de andra två med hålfibermembrankonfigurationen (Figur 3.3). De skillnader mellan mätkampanjerna som kan påverka växthusgasutsläpp inkluderar:

- Tillsats av olika externa kolkällor för efterdenitrifikation; natriumacetat 2014, metanol 2018 och glycerol 2021.
- Ett förluftningssteg före försedimenteringen i processkonfigurationen med hålfibermembran (2018 och 2021).
- Byte av membrantyp och relaterad styrning av membranluftningen; från högt intermittert luftflöde 2014 till generellt lägre kontinuerligt luftflöde 2018 och 2021 (tester med hög belastning under 2021 medförde dock en högre genomsnittlig membranluftning år 2021 än 2018).
- Ändringar i returslamflödet som 2014 gick till första luftade reaktorn (BR3) men vid kampanjerna år 2018 och 2021 återfördes till den anoxiska zonen (BR1).
- Olika storlekar på hålsilningen i grovningen med 6 mm under 2014 och 2021 men 2 mm under 2018.
- Även tillsatsen av fällningskemikalier var något olika vid de olika mätkampanjerna.
- Bioreaktor BR3 var kontinuerligt luftad under mätkampanjerna 2014 och 2021 medan den var intermittert luftad under 2018.

Lustgasmätningar utfördes både i gas- och vattenfas. Sensorn som användes för att mäta N_2O i vattenfasen var en mikrosensor av Clark-typ från Unisense Environment A/S. Under mätkampanjen placerades vattensensorn på olika platser i piloten. Mätningar i gasfasen genomfördes genom att analysera processluften från försedimentering, bioreaktorer och membrantankar med hjälp av olika instrument (Teledyne GFC-7002E med en kanal användes 2014 och Fresenius GA2020 med sex mätkanaler användes 2018 och 2021). År 2014 genomfördes mätning mellan den 19 och 24 november i varje processteg under 8–24 timmar efter varandra i vattnets flödesriktning. Mätkampanjen 2018 genomfördes den 26 april till 6 maj i varje processteg förutom BR1 och BR2 (se Figur 12.1) under 8–24 timmar. Vid mätkampanjen 2021 som pågick mellan juli och november kunde provtagning och analys genomföras från sex provtagningspunkter samtidigt med hjälp av en automatisk provväxlare. Registrerade processluftflöden och belastning under mätkampanjerna användes för beräkning av de totala emissionerna.

Figur 12.1 visar att cirka 0,004 %, 0,07 % och 1,44 % av den totala ammoniumbelastningen släpptes ut som N_2O vid mätning 2014, 2018 respektive 2021. Detta är lägre eller i linje med de 1,6 % som IPCC anger för avloppsreningsverk med kväverening. Den totala emissionsfaktorn, d.v.s. andelen av inkommande kväve som avgår som lustgas, varierade kraftigt under 2021 års mätkampanj, mellan 0,06 % och 2,35 % N_2O-N/NH_4-N_{in} . Även om detta ligger i en förväntad storleksordning för aktivslamprocesser med biologisk kväveavskiljning så är faktorn ändå betydligt högre än vid tidigare mätningar i piloten. Under 2021 observerades de högsta emissionerna lustgas från membrantankarna (80 % av de totala utsläppen), vilket inte var fallet vid de två tidigare mätkampanjerna då membrantanken bidrog med omkring 20 % av de totala utsläppen. Mätningarna 2014

och 2018 visade att huvuddelen av lustgasutsläppen sker i de luftade zonerna, även om bildningen av lustgas kan ske i anoxiska zoner. Flera av de skillnader mellan mätkampanjerna som listas ovan skulle kunna vara orsak till skillnaden i mätresultat mellan de tre kampanjerna. De huvudsakliga förklaringarna är troligen att MBR-piloten kördes med högre inflöde och belastning än tidigare under 2021, att glycerol användes som kolkälla och att en ”bättre” provtagning över en längre tid tillämpades, d.v.s. utsläpp som inte fångades upp i tidigare mätningar kunde nu kvantifieras. Koncentrationerna av löst N₂O under mätkampanjen 2021 var generellt sett låga men högre i de anoxiska reaktorerna (BR1 och BR6) än i övriga processdelar. Den högsta lustgaskoncentrationen i vatten observerades i BR6 med ett medelvärde på 0,15 mg N₂O/l. Hur mycket tillsatsen av glycerol som kolkälla i BR6 bidragit till dessa höga halter som sedan strippas ut i den efterföljande membranluftningen kunde dock inte fastställas.

Andel utsläpp från delprocess i MBR-piloten											
År	Förluftning	Försedimentering	BR1 (Anox)	BR2 (Anox)	BR3 (Flex)	BR4 (Ox)	BR5 (Ox)	BR6 (Anox)	Membrantank	RAS-deox	Emissionsfaktor
Lustgas (N ₂ O)	2014		4,2%	5,0%	1,4%	39,1%	31,2%	1,4%	0,8%	16,8%	0,004 % N ₂ O-N/NH ₄ -N
	2018	7,9%	0,3%			4,5%	38,3%	29,3%		19,5%	0,07 % N ₂ O-N/NH ₄ -N
	2021	1,0%				6,1%	5,3%	7,7%		80,0%	1,44 % N ₂ O-N/NH ₄ -N
Metan (CH ₄)	2014		12,4%	9,8%	10,4%	9,1%	3,3%	1,6%	1,3%	52,1%	0,026 % CH ₄ /TOC
	2018	44,8%	1,2%			7,5%	37,3%	8,3%	0,8%		0,12 % CH ₄ /TOC
	2021	37,2%				28,3%	15,5%	7,4%		11,7%	0,63 % CH ₄ /TOC

Metanemissioner från MBR-piloten var också högre vid mätkampanjen 2021 än vid mätningarna 2014 och 2018 (Figur 12.1). De högsta emissionerna observerades i förluftningstanken vid mätningarna år 2018 och 2021 (år 2014 fanns denna tank inte). År 2014 kunde de högsta emissionerna däremot observeras i membrantanken. Att metanemissionerna år 2021 var högre än 2018 kan delvis förklaras med den högre belastningen 2021 jämfört med 2018. De totala metanemissionerna beräknades till 0,026 %, 0,12 % och 0,63 % av inkommande TOC, och 0,008 %, 0,04 % och 0,21 % av inkommande COD vid mätkampanjerna år 2014, 2018 respektive 2021.

Figur 12.1

Lustgas- och metanemissioner från olika delprocesser för de tre kampanjerna 2014, 2018 och 2021. Vita rutor innebär att ingen mätning gjordes.

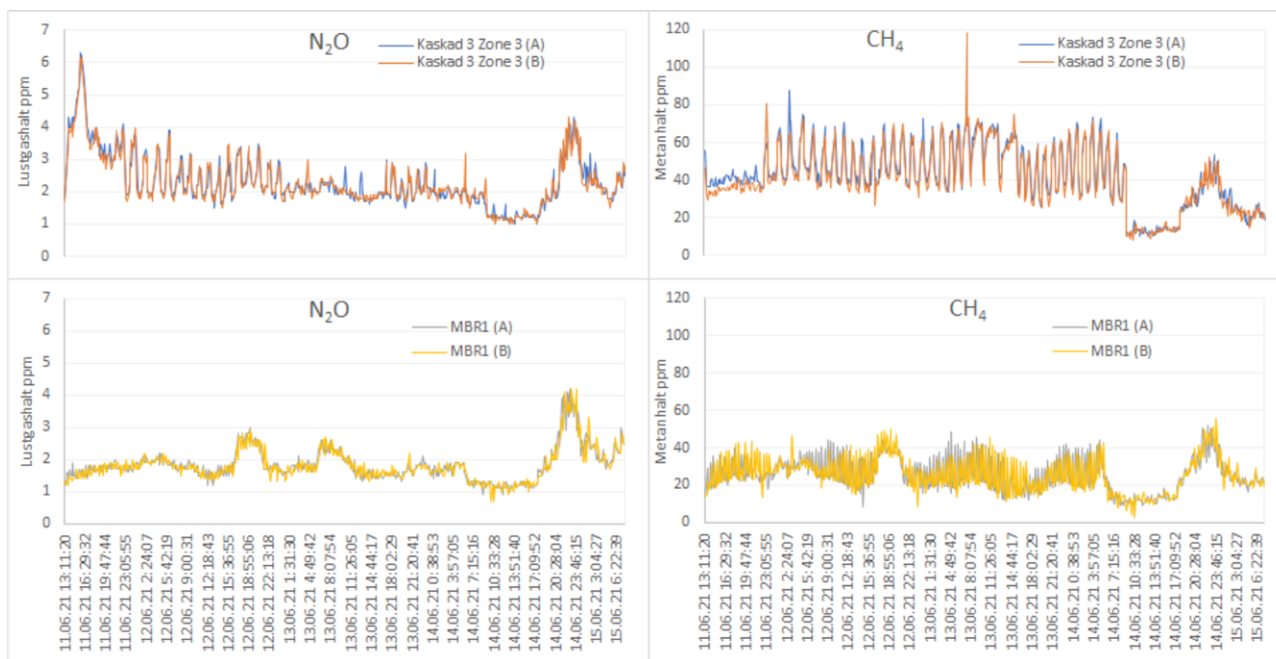
12.2.2 Syvabs MBR-pilot

I Syvabs MBR-GAK pilot vid Himmerfjärdsverket har lustgas- och metanhalter undersökts i processluften under två korta mätkampanjer i juni och november 2021 (Baresel et al., 2022b). Mätningarna utfördes på frånluften i en av de två MBR-tankarnas ventilationsrör samt i frånluften från den biologiska processdelen av MBR-piloten. Mätningar i biobassängerna stördes dock påtagligt av skum och flytslam. Att piloten dessutom saknar en mätning av tillfört luftningsflöde gör att uppmätta halter av metan och lustgas är svåra att använda för att till exempel beräkna utsläppta mängder eller emissionsfaktorer. Ett beräknat ventilationsflöde har därför använts för att beräkna de totala emissionerna vilka därmed är behäftade med stora osäkerheter.

Figur 12.2 visar ett exempel på haltvariationer för lustgas och metan i biologin (luftad zon, kaskad 3 zon 3, K3Z3) och membrantank 1. De högre lustgashalterna i processluften från K3Z3 den 11 och 14 juni kopplades till stopp i metanoldoseringen. Större variationer och något minskande trend i halter sammanfaller enligt utvärderingen med variationer i metanoldosering och syrehalten i zonen. För metanhalterna i samma zon ser man en omvänd trend med låga halter den 11 och 14 juni när metanoldoseringen inte är i gång. De små återkommande haltvariationerna stämmer bra överens med registrerade

syrehalter och beror sannolikt på en intermittent ökande strippning orsakad av intermitterande luftning i flexzoner.

För membrantanken (MBR₁) ser haltvariationer för lustgas och metan lite annorlunda ut under samma tidsperiod. Eftersom endast två mindre zoner skiljer K3Z3 och MBR₁ kan även här en påverkan av ändringen i metanoldoseringen observeras, om än mindre utpräglad. Toppen mellan den 14 och 15 juni sammanfaller tydligt med en kraftig luftning av membrantanken i samband med en membranrengöring (Leap-Hi). Generellt kan det noteras att metanhalterna ligger ca 10 gånger över observerade lustgashalter. Det betyder att miljöpåverkan på grund av emissioner från processen ligger i samma storleksordning för dessa två växthusgaser då metan med 28 CO₂ekv ligger tio gånger lägre än lustgas med 298 CO₂ekv.



För mätperioden på 44 dagar under hösten 2021 skattades ett medelvärde för lustgasemissionsfaktorn på ca 0,36 % N₂O-N/NH₄-N-belastning med ett högsta värde på 1,33 % i början av mätningen när belastningen och därmed även luftningen varit ojämn, vilket i sin tur påverkat både bildning och avgång av N₂O. Även om det på grund av saknade data för luftflödet endast är grova emissionsskattningar så tyder dessa initiala mätningar på högre lustgasemissioner jämfört med mätningarna i pH2040-projektets MBR-pilot vid de första två mätkampanjerna 2014 och 2018 men lägre än mätkampanjen år 2021.

12.2.3 Internationella erfarenheter

Även de få internationella studier som tittat på växthusgasemissioner från MBR-processer anger varierande emissioner. Mannina et al. (2017) rapporterade att 0,01 %–0,1 % av den totala kvävebelastningen släpptes ut som lustgas. Mannina et al. (2018) jämförde fyra olika processkonfigurationer i MBR-piloter, och konfigurationen med lägst utsläpp resulterade i ca 0,5 % N₂O av den totala kvävebelastningen.

12.3 Framtidens utmaningar och potential

Utsläppen av metan och lustgas från en MBR-process kan förväntas att vara i samma storleksordning som från konventionella aktivslamprocesser (CAS). Detta även om de få mätningar som finns genomförda vid svenska MBR-anläggningar vid normalbelastning

Figur 12.2

Uppmätta lustgas- och metanhalter i biologin (Kaskad 3 Zon 3) och från MBR1 11–15 juni 2021 (mätningar genomfördes med två separata provtagningspunkter (A och B) i respektive provtagningsområdet; Baresel et al., 2022).

visade lägre emissioner än motsvarande mätningar vid CAS-processer. En fördel hos MBR-processer är att de har en mer kontrollerad och stabil biologisk process jämfört med CAS i och med att flödet och belastningen inte måste anpassas efter slammets sjunk-egenskaper, vilket minskar risken för oönskade biologiska processer som kan orsaka utsläpp av metan och lustgas.

Även om processutformningen, belastningen och temperaturen har en stor inverkan på mängden växthusgaser som släpps ut från ett avloppsreningsverk är det dock viktigt att notera att utsläppen från en MBR-process och aktivslamprocesser generellt påverkas av många fler faktorer. Andra viktiga aspekter är t.ex. styrning av processen i stort och inte minst av luftningen, men även tillsatser som används för rening som typ och mängd av extern kolkälla. Även mätningens genomförande (såsom provtagning, mätinstrument och mätningens längd) har sannolikt ett stort genomslag på resultatet. Allt detta medför en generell utmaning att jämföra emissionsfaktorer för olika anläggningar och schablonvärden från litteraturen även för liknande processer. På samma sätt kommer förbättrade modeller för att beskriva växthusgasemissioner endast kunna ge en bättre allmän förståelse av dessa emissioner snarare än att förutsäga exakta värden.

Endast en långvarig mätning av växthusgasemissioner som omfattar relevanta säsongsvariationer i belastning och processtabilitet kan ge ett rättvist underlag för att utvärdera och jämföra MBR-processer med varandra och med konventionella aktivslamanläggningar samt ge information om hur utsläppen av metan och lustgas kan minimeras. Detta arbete har precis påbörjats relaterat till MBR-processer, och de genomförda mätningarna i pilotprojektet indikerar att det finns en relevans att öka kunskapen om växthusgasemissioner från MBR-processer och därmed även identifiera potentiella åtgärder. Mätningarna i svenska piloter indikerar att processutformning och driftparametrar kan påverka emissionerna av både lustgas och metan betydligt. Att emissioner vid normalbelastning eventuellt kan vara lägre i en MBR-process än i andra aktivslamprocesser, som mätningar i pH₂₀₄₀-projektets MBR-pilot år 2014 och 2018 indikerar, kan ge en viss kompensering för den högre klimatpåverkan av MBR-processen från det högre energibehovet för membranluftningen. En utvärdering av hur stor andel som direkta lustgas- och metanemissioner från MBR-processer utgör av den totala klimatpåverkan återstår dock att göras. En sådan bedömning behöver inte bara inkludera direkta emissioner från själva processen, utan även indirekta emissioner från transporter, tillverkning av kemikalier och energi samt hantering av slutprodukter.

13 MBR och rening av mikroföroreningar

MBR-processen ger generellt ingen bättre rening av de flesta mikroföroreningar jämfört med en konventionell aktivslamprocess även om en högre slamhalt och slamålder kan ge viss skillnad för några substanser och vissa partikelbundna mikroföroreningar hålls tillbaka av membranen. MBR-processen ger dock en komplett borttagning av mikroplaster och en mycket kraftig reduktion av bakterier (inkl. resistenta bakterier) och virus, samt en kraftig reningseffekt för vissa PFAS. Med ett partikelfritt vatten och låga föroreningshalter i permeatet skapar en MBR-process dessutom bra förutsättningar för en resurseffektiv kompletterande rening antingen som efterföljande reningssteg eller integrerat i MBR-processen.

13.1 Bakgrund

Det är numera allmänt känt att våra avloppsreningsverk inte är anpassade för att rena bort stabila organiska föroreningar såsom exempelvis läkemedelsrester. Detta avser framför allt de mest stabila substanserna som t.ex. diklofenak och oxazepam som passerar ARV opåverkat eller som t.o.m. ökar i halt, s.k. negativ reduktion. De vanligaste förklaringarna till en negativ reduktion är att substanserna utsöndras som konjugat (t.ex. glukoronidkonjugat) från kroppen till avloppet eller att den väldigt komplexa kemiska miljön i inkommande avloppsvatten gör att signalerna undertrycks vid analysen. Det kan noteras att cirka en tredjedel av de läkemedelssubstanser som finns i avloppsvatten som t.ex. ibuprofen, naproxen och paracetamol renas bort nästan fullständigt i dagens ARV. Eftersom dessa substanser även förekommer i mycket högre halter än vad de flesta andra läkemedelsrester gör, så framstår det som att en mycket bra reningseffekt redan finns idag vid svenska ARV, när avskiljningsgrader av summan av alla analyserade läkemedelssubstanser studeras (se t.ex. Figur 13.3). Ytterligare en tredjedel av inkommande läkemedelssubstanser renas bort till viss grad i dagens ARV.

I dagsläget finns inga krav på avloppsreningsverken att rena dessa föroreningar. Det är dock troligt att krav på denna typ av rening snart kommer att införas i Sverige, särskilt med tanke på EU-kommissionens förslag till nytt avloppsdirektiv (som presenterades 26 oktober 2022) och förslaget till ändring av prioriterade ämnen (Environmental Quality Standards, prioämnesdirektivet, 2008/105/EC). Även fenoler och PFAS har fått en utökad betydelse i det reviderade EQS-direktivet och eventuella krav på extra rening för dessa föroreningar kan komma från tillsynsmyndigheten. För mikroplaster och mikrobiologiska parametrar finns än så länge endast förslag till uppföljning.

Till de vanligaste och mest accepterade teknikerna för rening av mikroföroreningar räknas användning av aktivt kol antingen som granulerat aktivt kol (GAK) i filterbäddar eller pulveriserat aktivt kol (PAK), som doseras till en kontaktvolym och sedan avskiljs. Ozonering av biologiskt behandlat avloppsvatten är ett annat alternativ. Samtliga tekniker kan implementeras på olika sätt och har sina för- och nackdelar som beskrivs t.ex. i Baresel et al. (2017a). Förutom dessa tekniker finns även andra tekniker som dock inte används i samma omfattning då dessa är under utveckling. I princip kan samtliga tekniker nämnda ovan användas i kombination med en MBR-process även om vissa skillnader i utförande och drift kan förekomma.

13.2 Erfarenheter med mikroföroreningar i MBR-anläggningar

Erfarenheter av rening av mikroföroreningar i avloppsreningsverk som baseras på MBR-tekniken finns framför allt från Sverige och många av dessa kopplade till MBR-piloten från pH2040-projektet. Internationellt har projektgruppen endast kunskap om få studier vilket förklaras framför allt p.g.a. avsaknaden av krav för en avancerad rening i kombination med få relevanta MBR-anläggningar i drift.

13.2.1 pH2040 MBR-pilotprojektet

Inom pH2040 MBR-pilotprojektet har inga försök relaterat till rening av mikroföroreningar genomförts. Dock har projektet genom ett examensarbete (Murad 2018) och ett SVU-projekt (Närhi et al., 2021) som genomfördes under 2017–2019 studerat förekomst av mikroföroreningar i MBR-processen och jämfört dessa med den konventionella aktivslamprocessen i Henriksdals avloppsreningsverk. Läkemedel, antibiotika, hormoner, mikroskräp, klororganiska föroreningar, klorparaffiner och PFAS (per- och polyfluorerade substanser) analyserades. Resultaten indikerade likvärdiga halter i både MBR-piloten och i Henriksdal för de flesta undersökta ämnen, både i utgående renat vatten och i rötslammet. Resultaten indikerade också att slamkvaliteten inte försämrades vid införande av en MBR-process, men också att kvaliteten på utgående vatten inte förbättrades nämnvärt avseende de ämnen som studerats i projektet.

Permeatet och andra procesströmmar från MBR-piloten har även använts inom flera andra projekt som drivits främst i regi av IVL tillsammans med andra samarbetspartner. Till de främsta aktiviteterna kan räknas:

- *Kartläggning av mikroföroreningar* baserat på flödesproportionella veckoprover som samlades in under v48 2014 i både inkommande och utgåenden avloppsvatten från Henriksdals ARV, Himmerfjärdsverket och Öns ARV i Umeå samt MBR-pilotanläggningen vid Hammarby Sjöstadsverket. Resultaten visade bland annat på likande reduktionsgrader i MBR-piloten och Henriksdal för de flesta mikroföroreningar men att antalet bakterier i utgående vatten var betydligt lägre efter MBR-piloten än i de övriga verk som ingick i kartläggningen. Även antibiotikaresistenta bakterier förekom i alla utgående vatten utom efter MBR-piloten. MBR-piloten avskilde dessutom även mikroplastpartiklar och icke-syntetiska fibrer betydligt mycket bättre än Henriksdals ARV (Allard och Wahlberg, 2017).
- *Ozonering och filtrering med aktivt kol* av permeat från MBR-piloten under 11 veckor (Baresel et al., 2014). I ozoneringsförsöken utvärderades olika kontakttider (ca 10–14 minuter) och ozondoser (0 till 13 g ozon/g DOC). Behandlingen med GAK gjordes med Filtrasorb 400 (Chemviron Carbon) med en kontakttid i filtret (EBCT, empty bed contact time) på cirka 14 min. Även andra EBCT på 10 och 18 minuter testades. Det genomfördes även tester med en möjlig styrning av ozon-doseringen med hjälp av absorbansen vid 254 nm. Sammanlagt indikerade resultaten att en liknande övergripande rening av läkemedelsrester kunde uppnås av både GAK och ozon men att det krävdes höga doser av ozon för att uppnå samma låga resthalter som erhöles med GAK under testperioden.
- *Långtidstester med MBR-GAK-Biofilter* under totalt 574 dygn med en kontakttid i filtret på cirka 13 minuter (Baresel et al., 2019; 2017, a,b). Förutom analyser av läkemedelsrester och fenolära föreningar i vattenfas analyserades även innehållet i backspolvatten och kolet vid försökets slut. Resultaten visade att reningseffekten i filtret baserades på både adsorption och biologisk nedbrytning. Det visade att den biologiska aktiviteten i GAK-biofiltret kan ge en bioregenerering av GAK genom nedbrytning av substanser och därmed återställning av adsorptionskapaciteten av kolet. Detta kan ha signifikant betydelse på den totala resurseffektiviteten av GAK-biofiltersystem, både vad gäller kostnader och den totala miljöpåverkan. På grund av

den, vid den tiden, planerade ombyggnaden av MBR-piloten fick försöket avslutas i förtid. Vid denna tidpunkt hade ett kolbyte ännu inte behövt genomföras.

- *Tester med slambaserat biokol* som tillverkades genom förgasning av torkat slam från Syvab Himmerfjärdsverket (Baresel et al., 2017b). Olika processbetingelser i pyrolysen användes för att producera tre biokol baserat på samma utgångssubstrat. Endast ett av de testade biokolen uppvisade tillräcklig stabilitet för att kunna användas som filtermaterial i långtidstester. En bra reningseffekt kunde endast uppnås för några läkemedelssubstanser.
- *Tester med metal-organic framework (MOF; Svensson Grape et al., 2022)*: Metallorganiska ramverksföreningar, s.k. MOF-material, är en förhållandevis ny klass av nanoporösa kristallina material som kan användas som adsorbenter och katalysatorer. Den kemiska sammansättningen och strukturen av MOF-material kan variera, vilket erbjuder en stor variation av egenskaper som kan skraddarsys för en given tillämpning. I ett samarbete mellan Stockholms universitet (SU) och IVL har ett nytt MOF-material utvecklats och testats för att avlägsna läkemedelsrester från avloppsvatten från MBR-piloten i pH2040-projektet. Det nya MOF-materialet är tillverkat från zirkonium som kombinerats med den organiska molekylen ellagsyra som är biokompatibel och kan utvinnas från växter. Redan de första experimenten visade att materialet kunde adsorbent ett flertal läkemedelsrester (speciellt katjoniska) med hög effektivitet. Denna studie är den första i sitt slag där ett MOF-material används för att avlägsna läkemedelsrester från verkligt avloppsvatten. Forskning kring utveckling av ännu effektivare MOF-material och rening av PFAS pågår.
- *Tester med hydrodynamisk kavitation*: Hydrodynamisk kavitation är en innovativ teknik som huvudsakligen använder energin från kavitationsbubblor för att avlägsna olika mikroföroreningar från avloppsvatten. I ett samarbete har forskare från KTH och IVL använt en hydrodynamisk skalbar flerkanals kavitationspilotreaktor för att behandla permeatet från MBR-piloten i pH2040-projektet. De första analysresultaten som ska presenteras under 2023 indikerar en bra reningseffekt för både läkemedelsrester och olika PFAS. Utan behov av tillsats av kemikalier och huvudsakligen utnyttjande av den kinetiska energin i avloppsströmmen som drivande energikälla, kan hydrodynamisk kavitation bli ett hållbart alternativ till andra avancerade reningstekniker. Eftersom kavitation kan skapas även vid låga flöden eller tryck genom att öka turbulensen fokuserar utvecklingen framför allt på olika ytstrukturer som skapar kavitation för att inte behöva använda mer energi än vattnets eget flödesenergi. En av de största utmaningarna för utnyttjandet av hydrodynamisk kavitation i avloppsvattenrening är den höga halten av suspenderade ämnen eller andra föroreningar i behandlat avloppsvatten som kan orsaka igensättning inne i kanalerna eller som ökar vattnets förmåga att motstå kavitation. Projektet fokuserade därför på permeatet från MBR-piloten i pH2040-projektet för rening inuti den hydrodynamiska kavitationsreaktorn. Ytterligare utveckling av tekniken genom att modifiera reaktorgeometrin indikerar dock att även avloppsvatten som innehåller låga koncentrationer av suspenderade ämnen kan behandlas i framtiden.
- *Brygging av ölet PU:REST*: I samarbete mellan IVL, Nya Carnegiebryggeriet och Carlsberg Sverige blev PU:REST Sveriges första öl bryggt på renat avloppsvatten (Figur 13.1). MBR-piloten i pH2040-projektet användes som huvudreningsprocess följd av omvänd osmos, aktivt kol och UV-ljus för ett kvalitetssäkrat vatten. Analyser av >150 olika kemiska, mikrobiologiska och fysikaliska parametrar visade att gränsvärden för tjänligt dricksvatten uppnåddes redan i MBR-permeat för de flesta parametrar, förutom till exempel färg, järn, ammonium och COD. De mikrobiologiska kraven uppfylldes redan efter MBR-piloten. Projektet syftade framför allt till att öka medvetenheten om vattnets värde, en cirkulär vattenhantering och de tekniska möjligheterna. Under en begränsad tid fanns PU:REST även tillgängligt i Systembolagets beställningssortiment.



Figur 13.1

PU:REST, Sveriges första öl bryggd på renat avloppsvatten från MBR-piloten.

- *Avskiljning PFAS via skum/flytslamavdrag*: Prover av skum från den luftade delen av biosteget i MBR-piloten (BR3 och BR4) har utvärderats med avseende på PFAS11. Halterna i skummet var i samma storleksordning som i permeatet. Baserat på dessa prover bedömdes insamling av skum som bildas i aktivslamprocessen som ineffektivt för PFAS-rening. Dock visar en effektiv PFOS-rening i andra MBR-piloter (se 13.2.2) att avskiljning av vissa PFAS via skum/ytavdrag behöver utredas vidare.
- *Skumfraktionering på permeat*: Bänkskaletester med skumfraktionering har gjorts på permeatet från MBR-piloten. Initialt var skumbildningen otillräcklig men efter tillsats av en liten dos diskmedel uppnåddes uppkoncentrering av PFAS på 50–100 gånger och en reduktion av PFAS11 på ca 82 % (Baresel et al., 2022d). PFAS med 6 eller fler fullfluorerade kolatomer avskildes till under detektionsgränsen.

13.2.2 Övriga svenska MBR-anläggningar

Förutom i anslutning till MBR-piloten i pH2040-projektet har även andra tester för rening av mikroföroreningar kopplat till MBR-processen genomförts. Dessa tester har av naturliga skäl genomförts med hjälp av pilotanläggningar och inkluderar:

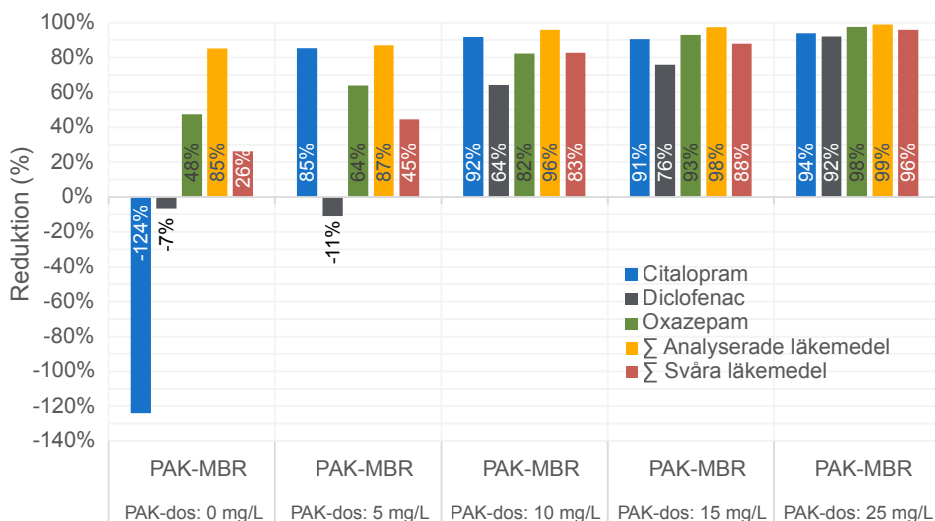
- *MBR-Aktiv kol vid Himmerfjärdsverket*: Under 2013 genomförde IVL försök med aktivkolbehandling av renat vatten från en mobil MBR-pilot med plattmembran som Syvab hade vid Himmerfjärdsverket (Ek et al., 2013). Reningssteget bestod av två seriekopplade GAK-kolonner med fyllning av Filtrasorb 400 (Chemviron Carbon). Avskiljningen för de flesta läkemedelssubstanser var även efter 281 dygn (motsvarande ca 17 000 bäddvolymmer i varje kolonn) över 95 % efter första filtret. Även tester med olika kontakttider (5, 8 och 15 minuter) kördes i denna pilot.
- *MBR-ozonering vid Himmerfjärdsverket*: Under 2013 körde IVL en pilotanläggning för ozonering kopplat till Syvabs mobila MBR-pilot med plattmembran vid Himmerfjärdsverket (Ek och Baresel, 2013). Reningseffekten över både MBR-piloten och efter ozonering med olika ozondoser (0–9 mg O₃/mg DOC) och en kontakttid på ca 8,5 minuter mättes. Försöken visade att en ozondos på 3,6 mg O₃/mg/ DOC krävdes för en god reningseffekt på de flesta analyserade läkemedelsrester. För att minska alla föroreningar till låga halter var en dos på 9 mg O₃/mg DOC nödvändig.
- *MBR-GAK pilot vid Himmerfjärdsverket*: Piloten vid Himmerfjärdsverket som är en miniatyr (motsvarande 700 pe) av den framtida MBR-processen på Himmerfjärdsverket med kaskadkväverening, följt av två parallella 2-stegs GAK-filterpiloter (Figur 13.2) togs i drift sommaren 2020. GAK-pilotlinjerna bygger på en genomsnittlig kontakttid per filter (EBCT) på 12,5 minuter, alltså 25 minuter per filterlinje. Höjden för filterbädden är dimensionerad till 2 meter vilket ger en

ytbelastning på 10 m/h vid Q_{dim} . Det aktiva kolet som används är av typ Chemviron Filtrasorb 400 i samtliga filter. En mer detaljerad teknisk beskrivning av piloten ges i Lemström et al. (2021). I nuläget har mer än 60 000 bäddvolymeter behandlats i varje filter men reningseffektiviteten är fortfarande på en så hög nivå att ett filterbyte inte har behövts trots 2,5 år drift (januari 2023, Baresel et al., 2022b). Enligt trendberäkningar baserat på samtliga analysdata skattas kolets reningskapacitet vara förbrukat vid ca 100 000 BV (bäddvolymeter) i första filtret för både diklofenak och oxazepam (som är svårast att rena bort). Att en så bra reningseffekt som ger en fem gånger högre resursutnyttjande (och därmed minskade kostnader) än standarddesign kan uppnås beror delvis på flerfilterkonfigurationen, men även på MBR-processen som ger ett väldigt rent vatten in till och gynnsamma förhållanden i GAK-filtren. Som vid långtidsförsöken med MBR-GAK vid Hammarby Sjöstadverket (se ovan) kan även här en återhämtning av adsorptionskapaciteten observeras som antas ske genom en biologisk nedbrytning av adsorberade läkemedel i filtren. Reningseffektiviteten över MBR-GAK låg vid senaste provtagningen på ca 95 % för de substanser som pekats ut i en tidigare förstudie som prioriterade att rena bort. Summan av samtliga analyserade läkemedel visar på en 98 % reningsgrad. Pilotförsöken visar även intressanta resultat med tanke på utformningen av EU-kommissionens förslag till nytt avloppsdirektiv med krav på 80 % rening av ett antal läkemedel (s.k. indikatorsubstanser) över hela anläggningen, alltså från inkommande till utgående avloppsvatten. Medan medelreduktion i nuvarande aktivslamprocess på Syvab för de föreslagna indikatorsubstanserna ligger på ca -18 % (negativ reduktion) renas samma substanser bort med ca +18 % i MBR-piloten. Det skulle betyda att det skulle krävas en rening i den avancerade reningen på ca 83 % för att uppnå reningskravet på 80 % med nuvarande aktivslamprocess. Efter MBR-anläggningen behövs enligt dessa resultat endast ytterligare ca 76 % rening i den avancerade reningen för att uppnå samma reningskrav. En skillnad på ca 8 procentenheter i reduktion kan innebära resursbesparingar i den avancerade reningen i form av kolförbrukning. Även en mycket effektiv PFOS-reduktion på ca >85 % har åstadkommit under hela driftperioden i MBR-GAK konfigurationen. Avskiljning av PFOS sker framför allt i MBR-processen och det föreligger indikationer att detta kan bero på en oavsiktlig skumfraktionering som genom ytavdrag av skum avlägsnar PFOS från processen. Även andra PFAS har avskilts, dock i mindre omfattning och här är det framför allt GAK-filtren som står för reduktionen. En förbättrad PFAS-adsorption av olika PFAS kunde observeras efter den nämnda återhämtningen av adsorptionskapaciteten i filtren.



Figur 13.2
MBR-GAK-pilotanläggningen vid Himmerfjärdsverket med membrantankar till vänster och de fyra GAK-filtren till höger.

-
- *PAK-MBR pilot vid Hammarby Sjöstadsverk*: Under 2020–2022 har IVL i samarbete med Syvab och med hjälp av medel från Naturvårdsverket genomfört en utvärdering av teknikkombinationen pulveriserat aktivt kol med MBR för rening av mikroföroreningar (Baresel et al., 2022a). Pilotanläggningen bestod av två identiska MBR-pilotlinjer; en referenslinje och en pilotlinje för PAK-dosering. PAK-slurry doserades kontinuerligt efter sista bioreaktorn i inloppet till membrantanken och de adsorberade föroreningarna avskildes från vattenfasen tillsammans med slammet. Därmed krävs inget extra reningssteg för den avancerade reningen. Däremot påverkas slammet kvalitet med en högre föroreningshalt p.g.a. att PAK med adsorberade mikroföroreningar hamnar där. PAK i slammet kan dock också ge positiva effekter t.ex. genom att slamavvattning blir enklare. Olika PAK-doser (0–25 mg/l avloppsvatten) utvärderades för avskiljning av primärt olika organiska mikroföroreningar där bl.a. PFAS också ingick. Resultaten visade att en mycket effektiv borttagning av studerade läkemedelsrester erhöles med >80 % redan vid en PAK-dos på ca 15 mg/l (Figur 13.3). PFOS kunde renas bort mycket effektivt med en avskiljning >98 % men även i referenslinjen utan PAK-dosering avskildes PFOS mycket effektivt (>90 %). Den höga PFOS-avskiljningen även i referenslinjen antas bero på effekter som liknar skumfraktionering som används för just separation av PFAS till en skumfraktion. Att liknande effekt inte observerats i MBR-piloten i pH2040-projektet (Närhi et al., 2021) kan bero på att skumfraktion inte avskildes utan blandades in i vattenfasen med hjälp av ytomrörare. Från pilottesterna framgick det dessutom att en mindre, eller en nästan jämförbar mängd aktivt kol som i MBR-GAK-alternativet (vid antal BV enligt design) behövdes. Generellt indikerade PAK-MBR-linjen också en bättre reningseffekt på övriga föroreningar och tillsats av PAK minskade problem med skum avsevärt. Utvärderingen av andra effekter, som en minskad risk för hämning eller ökad biogasproduktion vid rötning av PAK-innehållande slam har påbörjats. Generellt lämpar sig PAK-MBR-tekniken dock inte för slam som ska spridas på åkermark. Även om inga av de existerande regleringarna för slamspridning, som t.ex. Revaq, skulle äventyras av PAK-tillsats med dagens regelverk, så bör en direkt återföring av de från avloppsvatten avskilda mikroföroreningarna till naturen undvikas. Dessutom kan framtida regeländringar i Revaq som redan diskuteras sätta stopp för spridning av PAK-slam. Vid en termisk behandling av slammet med t.ex. pyrolys finns däremot stor potential att destruera både mikroplaster, läkemedel, PFAS och andra föroreningar och samtidigt producera ett biokol som innehåller en stor del av närsalter och kol och skulle kunna användas som gödsel. Detta har t.ex. visats av Buss (2021) och i pilottester av Aquagreen i Danmark (Aquagreen 2022), tester i Sverige är under planering. Även slamförbränning är en teknik som kan ta bort mikroföroreningar som överförs till slammet från kretsloppet.



Figur 13.3

Sammanställning av reduktion (%) av prioriterade ämnen, summan av samtliga och summan av endast de svårnedbrytbara och kvantifierbara mikroföroreningarna vid olika testade PAK-doser (Baresel et al., 2022a).

- Kiviks nya avloppsreningsverk med MBR-GAK* togs i drift i december 2020 och inkluderar en MBR-process med två parallella ultrafilter (HUBER Vacuum Rotation Membrane VRM® Bioreactor, porstorlek 0,038 µm) och två parallella GAK-filter bestående av Jacobi Aquasorb 6 100 (Takman et al., 2022). Anläggningen är dimensionerad för ett flöde på 180 m³/h och GAK-filtren har en yta på 2 × 15 m² och en filterbädd på 1,2 m. För perioden december 2020 till december 2021 rapporterades en mycket hög genomsnittlig uppehållstid (EBCT) på 49 minuter och en mycket låg medelytbelastning på 1,9 mg/h. För ett antal läkemedel observerades ökade koncentrationer in till verket under sommarperioden vilket kan förklaras med låga vattenflöden samtidigt som användning av läkemedel troligtvis ökat p.g.a. ökad turism. Även reningseffekten varierade något över året för olika substanser. Efter ca 12 000 BV hade reningssgraden för t.ex. diklofenak och oxazepam sjunkit från initialt 90 % till ca 65 %, för karbamazepin från 90 % till ca 70 %. Jämfört med andra studier enligt ovan framstår reningseffekten som generellt lägre och reningseffekten avtar snabbare trots en avsevärt längre kontakttid. En bedömning av reningseffekten för PFOS eller andra PFAS-ämnen samt Bisfenol A kan inte ges då rapporteringsgränsen för de genomförda analyserna tyvärr låg på en för hög nivå för att kunna ingå i utvärderingen. Baserat på mätningarna i studien bedömer man dock att processen bestående av MBR och GAK kan uppnå en vattenkvalitet nära den för dricksvatten.

13.2.3 Internationella erfarenheter

I Locle, Schweiz, genomfördes tester med PAK-MBR, d.v.s. dosering av aktivt kol i bio-linjen, med PAK-doser mellan 10 och 20 mg PAK/l med bra reningresultat (RIBI SA Ingénieurs hydrauliciens, 2014).

MBR-anläggningen Nordkanal (80 000 pe) i Tyskland har varit i drift sedan 2004 och var då en av världens största MBR-anläggningar. Samma membrantyp används där som i flera MBR-anläggningar i Sverige, d.v.s. hålfibermembran av typen ZeeWeed 500D. I en av MBR-linjerna genomfördes under 2019–2021 försök med kontinuerlig och intermittert (2 gånger dagligen) tillsats av PAK till det aktiva slammet medan de andra linjerna användes som referens (Bastian et al., 2022). Den genomsnittliga PAK-dosen låg på ca 6–11 mg/l inkommande avloppsvatten. Sammantaget visade den kontinuerliga doseringen av PAK den bästa genomsnittliga elimineringen av de undersökta läkemedelsresterna vid en dos på 10,5 mg/l. Dessutom konstaterades att processen kunde ge en nästan komplett retention av virus och (antibiotikaresistenta) bakterier p.g.a. membranfiltreringen. En förbättring av den genomsnittliga reduktionen av både DOC, NH₄-N, NO₃-N och NO₂-N kunde observeras i linjen med PAK-dosering jämfört

med referenslinjen. Ingen negativ eller positiv påverkan på fosforeringen kunde observeras. Ytterligare positiva effekter på den övergripande processen var reducerad skumning, förbättrad permeabilitet, lägre luftningsbehov för nitrifikation (ca 10–15 %) och ökad slamavvattningsbarhet vid jämförelse med referenslinjen. Ingen information om en ökning i den producerade slammängden finns p.g.a. PAK-tillsats, dock rapporterades att TS-halten i rötslam som avvattnats med centrifug låg ca 2–3 % högre för linjen med PAK-tillsats vilket motsvarade en reduktion av slamvolymen med ca 6–9 %. Detta medför minskade kostnader för förbränning av slammet.

Kostnader för fullskaleimplementering beräknades till ca 0,3 kr/m³ (0,031 €/m³), men om kostnadsbesparingarna för minskat luftningsbehov och minskat slamflöde till samförbränning (1,3 ct/m³) räknas in blir kostnaden inte högre än ca 0,2 kr/m³ (0,018 €/m³).

13.3 Framtidens potential och utmaningar

MBR-tekniken spås ha stor potential som en del i rening av mikroföroreningar i kommunala ARV. Framför allt eftersom det drifttekniskt enkelt går att kombinera med avancerade reningstekniker för att nå en resurseffektiv eliminering av läkemedelsrester och andra mikroföroreningar. Den höga reningsprestandan hos en MBR-process avseende kolföroreningar, näringsämnen, mikroplaster och mikroorganismer gör att den producerar ett rent vatten som det i efterföljande steg är lättare att riktat avskilja mikroföroreningar från. Det finns dessutom även en potentiell resursbesparing i en avancerad rening i kombination med MBR jämfört med CAS p.g.a. skillnad i reduktion av vissa mikroföroreningar.

Inom kort väntas EU:s nya avloppsdirektiv träda i kraft med krav på rening av mikroföroreningar. Det är ännu inte helt klart hur dessa krav kommer att utformas och hur många av de svenska avloppsreningsverken som kommer behöva införa avancerad rening. Dock är det troligt att en del av de svenska avloppsreningsverk som får krav på läkemedelsrening och står inför ombyggnationer kommer se fördelar med MBR-tekniken, som man kanske inte sett annars, vilket kan leda till fler installationer av MBR. Detta kan dessutom bidra till en ännu snabbare utveckling framöver både med tanke på kunskapsbyggande och avseende teknikutveckling.

Även avseende rening av PFAS indikerar resultaten från utförda tester att MBR-tekniken kan ge vissa fördelar och att det finns potential för utveckling av en effektiv avskiljning av PFAS i MBR-processen, framför allt i kombination med adsorptiva reningstekniker.

Att teknikutvärdering och -optimering bara har startat öppnar dessutom för ytterligare resursoptimeringar i framtiden. Även om flera av teknikerna som presenterats ovan enklast implementeras ihop med en MBR-process så finns potential att teknikutvecklingen även leder till nya möjligheter för andra biologiska processlösningar, med eller utan polerande efterbehandling.

MBR-processen framstår i olika processlösningar för återanvändning av renat avloppsvatten som en nyckelteknik som möjliggör en resurseffektiv cirkulär vattenhantering (se även 19.3). Vid återanvändning av renat avloppsvatten är det för de flesta användningsområden också viktigt att inkludera rening av mikroföroreningar. Internationellt är MBR-tekniken ofta intressant med tanke på just fördelar vid återanvändning av renat avloppsvatten. På grund av olika utmaningar som till exempel periodvis vattenbrist och sårbarheten i dricksvattenförsörjningssystemet har nu även flera svenska VA-aktörer börjat se på cirkulär vattenhantering med cirkulation av renat avloppsvatten till dricksvatten. Annan användning som minskar dricksvattenbehovet, såsom exempelvis bevattning, användning som kylvatten, spolning av gator mm, diskuteras också. Detta kommer sannolikt leda till ökat intresse och utveckling

för MBR-tekniken. Återanvändning av vatten i större utsträckning kommer sannolikt också medföra fler installationer av avancerad rening vilket bidrar till ökad utveckling även på det området.

Även om det finns stor potential, kan det även finnas flera utmaningar för MBR-tekniken. Vid uppförandet av många MBR-anläggningar kan det finnas en viss risk att resurser för tillverkning av membran inte räcker till för att täcka efterfrågan eller att leveranstider kan bli längre än idag. Med tanke på en förväntad ökad efterfrågan och framgång i tillverkningsprocessen, samt utveckling av nya membranmaterial och effektivare membrankonfigurationer bedöms dock risken som relativt liten. Risken för brist på tillgång till material och resurser bedöms vara större för aktivt kol om många ARV i Europa behöver installera en avancerad rening och aktivt kol väljs som primär teknik av verksamheterna på basis av kravbilderna. Här kan dock en MBR-process vara fördelaktig jämfört med andra processer som erfarenheter från projekten ovan visar. Detta eftersom det aktiva kolet kan utnyttjas i en större grad och således behöver bytas mindre ofta än vid användning i kombination med andra processer. Även användning av egenproducerad biokol från avloppsreningsverkets slam, t.ex. i den presenterade PAK-MBR teknikkombinationen, kan vara en möjlighet att bemöta denna utmaning om resultat från de första testerna beaktas (t.ex. Baresel et al., 2017b; Krahn et al., 2022).

Ytterligare en utmaning kan vara att många anläggningar som väljer MBR-tekniken gör detta p.g.a. platsbrist vilket kan innebära att det även finns begränsat utrymme för en avancerad rening. Även här kan den presenterade PAK-MBR teknikkombinationen vara en möjlighet att bemöta denna utmaning.

Generellt behövs dock mer kunskap och praktiska erfarenheter inklusive långtids-tester från både pilottester och fullskaleanläggningar som kombinerar MBR-tekniken med en avancerad rening.

Andra, mer generella, utmaningar relaterat till avancerad rening vid svenska avloppsreningsverk för att ta bort mikroföroreningar inkluderar:

- Avsaknaden av möjligheter till framställning och regenerering av aktivt kol i Sverige.
- Att samtidigt uppnå andra mål relaterade till minskad miljöpåverkan, resurseffektivitet och klimatneutralitet.
- Hög resursförbrukning vid tillverkning av aktivt kol och energiförbrukning vid ozonering.
- Begränsade kunskap och erfarenheter kring olika avancerade tekniker för fullskala, t.ex. avseende dimensionering och driftsättning, driftoptimering och uppföljning.
- Höga kostnader för analys av mikroföroreningar.
- Inte tillräckligt bra detektionsgränser för vissa mikroföroreningar för kravuppföljning.
- Konkurrerande reningsmål i t.ex. avloppsdirektivet och vattendirektivet som kan kräva olika reningstekniker (t.ex. läkemedel, PFAS och fenoler).

14 Skumning och flytslam

MBR-processer med långtgående reningskrav ger generellt upphov till skum- och flytslambildning som är svårt, om inte omöjligt, att förhindra. Istället behöver skum och flytslam hanteras genom lämpliga tekniska lösningar.

14.1 Bakgrund

En MBR-process är en typ av aktivslamprocess och flytslam och skum kan därför bildas på samma sätt som i CAS-anläggningar när gasbubblor fångas av biologiska eller kemiska ytaktiva ämnen. Förekomst av flytslam och skum är framför allt starkt sammankopplat med närvaron av filamentbildande bakterier som gynnas t.ex. av låga substratkoncentrationer (syre, nitrat, BOD, alkalinitet), låg belastning (F/M), brist på näringsämnen och en lång slamålder (Metcalf & Eddy, 2014). Dock kan skumbildning även orsakas av processförändringar eller låg belastning utan att dessa mikroorganismer förekommer.

I en MBR-process förekommer, förutom de ”vanliga” säsongsvisa skum- och flytslamproblemen som finns i CAS, även en kontinuerlig skumproduktion p.g.a. att processen anrikas filament och löst EPS (extracellulära polymera substanser). EPS utsöndras av bakterier bl.a. vid näringsbrist men även t.ex. när slammet utsätts för skjuvkrafter som t.ex. vid kraftig luftning i membrantanken. I motsättning till en CAS med eftersedimentering så kan filament och EPS inte passera UF-membranen och stannar i stället kvar i processen. Det finns indikationer på att skum i MBR-processen består till mindre del av filament och byggs således i högre omfattning upp av EPS (di Bella och Torregrossa, 2016). Kunskapen om den mikrobiologiska sammansättningen i en MBR-process jämfört med en CAS är dock fortfarande begränsad. En kartläggning av bakterieflora som genomfördes inom MBR-projektet visade dock skillnader i MBR-piloten jämfört med CAS i Henriksdal, vilka båda behandlar samma avloppsvatten (Westling et al., 2016). En hög slamålder, på ca 20 dagar, som är vanligt i MBR-processer kan dessutom öka förekomsten av löst EPS eftersom dessa frisläpps vid endogen nedbrytning.

På grund av det begränsade kunskapsunderlaget genomfördes under 2021 en kunskapsammansättning kring skumproblematiken i regi av Syvab som också resulterade i en specifik utredning om skumproblematiken i Syvabs MBR-pilot, samt ett konkret handlingsförslag för både Syvabs MBR-pilot och framtida MBR-process (Karlsson och Baresel, 2021).

14.2 Utmaningar med skumning och flytslam

En kraftig skumbildning kan orsaka förlust av slam om skum-/slamtäcket rinner över bassängkanten. Vid mycket skum är det också svårare att kontrollera slamhalten då en del slam lagras i skumtäcket och således inte fås med i mätningen av SS-halten. Andra sekundära effekter av skumning och flytslam är att manuell provtagning och rengöring av givare försvåras då de behöver tryckas ner genom ett skumtäcke när de sätts tillbaka. För givare som krävs för styrning kan detta skapa problem med styrningen av processen. Vidare kan en del mätare som bygger på elektromagnetiska vågor påverkas om den aktuella våglängden påverkas av skumtäcket. Andra problem i samband med skum och flytslam är lukt som kan uppstå i varma väder när skummet bryts ner. Även arbetsmiljöproblem kopplat till översvämning och att skum täcker gångytor och räcken samt tillväxt av flugor i flytslam som legat för länge har rapporterats. Skum kan leda till ökad risk för spridning av patogener samt orsaka halkolyckor.

Generellt försämrar skumning och flytslam slammets egenskaper genom att försämlra flockbildningen (slamvolymindex, SVI, ökar). Detta medför dock inte några problem i en MBR-process jämfört med en vanlig CAS med sedimentering. I en CAS kan skumning och dåliga sjunkegenskaper innebära slamflykt. Slam följer således med utgående vatten istället för att avskiljas, vilket leder till minskad hydraulisk kapacitet. Slamflykt leder till att utgående halter av näringsämnen och BOD kan överstiga kraven, eller att efterföljande partikelavskiljande steg, såsom sandfilter, sätter igen. På grund av membranen kan detta inte ske i en MBR-process. Dock bidrar EPS och skumbildande mikroorganismer, d.v.s. mikroorganismer med hydrofoba egenskaper, till fouling av membranen i en MBR-process, något som rapporterats tidigare (Cambo et al., 2017; Collivignarelli et al., 2020). EPS har identifierats som en av de viktigaste faktorerna som leder till fouling och därmed reducerad kapacitet i MBR-processer. En kraftig skumning kan samtidigt ge en mindre fouling eftersom EPS samlas i skumtäckets istället för vattenfasen. Studier har även visat att för lite filament i slamm resulterar i små flockar som blockerar membranytan (Du et al., 2020).

Dåliga slamegenskaper som beror på höga koncentrationer av EPS och filament i slamm leder också till problem i slamhanteringen. Till exempel är gravimetrisk förtjockning olämpligt eftersom slammets sjunkegenskaper generellt är dåliga. Bakomliggande orsaker till dåliga slamegenskaper kan även ställa till med problem i förtjockning, avvattning och rötning då slamm blir "kladdigt" och fastnar på utrustning. Skumningsproblem riskerar föras vidare till slamrötningen särskilt om orsaken är filamentbildande bakterier. Avvattningen försämlras också. Samtliga effekter på förtjockning, avvattning och rötning kan leda till avsevärt ökande driftkostnader för avloppsreningsverk.

14.3 Erfarenheter med skum och flytslam i MBR-anläggningar

På nästan alla avloppsreningsverk med MBR-process förekommer mer eller mindre omfattande problem med skum och flytslam (Collivignarelli et al., 2020; Gawande et al., 2021). Trots detta finns mycket få rapporter eller vetenskapliga artiklar publicerade på ämnet (Wu et al., 2020). I Sverige finns av naturliga skäl mest erfarenheter från MBR-pilotanläggningar.

14.3.1 pH2040 MBR-pilotprojektet

MBR-piloten i pH2040-projektet har under alla år haft återkommande problem med skumning och flytslam i biolinjen. Delvis har det handlat om tjockare flytslam i oluftade delar, främst efterdenitrifikationen och RAS-deoxen. Mest har det dock handlat om skum som bildas i de luftade zonerna (ej membrantankarna) som gjort att dessa svämmat över (Figur 14.1). Risken för översvämmning har påverkat möjligheterna att lufta eftersom luftningen har begränsats för att inte riskera att för mycket slam förloras på detta sätt.



Figur 14.1

Skumtäckets i en av pilotens bioreaktorer. Mellan reaktorerna och i bakgrunden syns en uppsamlingsanordning som installerades för att hantera bräddning av skum i pilotanläggningen.

Skumning och flytslam har inte medfört problem att nå uppsatta reningskrav men har stört vissa givare och försvårat uppföljning och utvärdering. Även styrning av reningsprocessen och optimering av resursförbrukning komplicerades. Kraftig skumning har vid flera tillfällen orsakat översvämning vilket har lett till att slamhalten tillfälligt har sjunkit mycket snabbt i processen. Driftresultaten indikerar att temperaturvariationer, snabba processändringar och frånvaro av dosering av fällningskemikalier kan förvärra skum- och flytslambildningen.

För att hantera problemet installerades redan tidigt ytomrörare i samtliga zoner för att slå ner skum och flytslam i vätskefasen. När ytomrörarna stängdes av återkom problemet snabbt. Senare installerades även avskärmningar som samlade upp och avledde översvämmande skum och flytslam vilket underlättade och förenklade rengöring efter översvämningarna och som därmed förbättrade arbetsmiljön (Figur 14.1). Så som MBR-piloten är utformad med flera helt separerade tankar blir flytslamshanteringen svårare än i fullskaleanläggningen där slammet kan flyta med vattnet till slutet av vardera bassängen och omhändertas där.

Under 2021 genomfördes även tester med dosering av skumdämpare (Flofoam h16) till den biologiska processen (Andersson et al., 2023). Vid användning av skumdämpare i MBR-processer är det viktigt att kontrollera produktens innehåll för att säkerställa att produkten inte innehåller något ämne som kan påverka membranens funktion negativt. Det rekommenderas även att kontrollera att skumdämparen inte innehåller något som är olämpligt för processen, kan äventyra slamkvaliteten eller på annat sätt är skadligt för miljön. I detta fall gjordes en bedömning i samråd med membran- och kemikalieleverantörerna. Den totala effekten av skumdämpningsmedlet bedöms vara god för att minimera skum under perioder med problematisk skumning. Optimal effekt i piloten uppnåddes dock först med höga kontinuerliga doser på >10 ppm då skummet dämpades till en nivå som inte orsakade översvämning och okontrollerad förlust av slam från linjen. Alla dosförändringar (start, dosändring och stopp) resulterade i ett omedelbart svar, huvudsakligen inom 1–2 timmar. Ytterligare utredning krävs dock då tillsats av skumdämpare även gett upphov till sidoeffekter. Användning av skumdämpare förändrade skummets densitet och slamegenskaperna. Även uppmätt syrehalt i processen sjönk vid dosering av skumdämpande medel. Det var dock inte möjligt inom försöken att avgöra om detta berodde på störningar på syregivarna orsakade av skumdämparen eller om skumdämparen sänkte den faktiska syrehalten i processen. Vidare så skapade skumdämparen problem för sensorerna med en oljig hinna som störde mätningen och luktade illa. Även om produkten har visat sig ha en positiv effekt i MBR-piloten, behöver en permanent användning i fullskala se på ekonomiska aspekter p.g.a. den höga dosen som behövdes för tydlig effekt och de eventuella negativa effekterna på processen i övrigt.

Under flera år har även slamrötning i pilotskala, både mesofil och termofil, av det producerade slammet från MBR-piloten genomförts. Rötkammaren i slampiloten anpassades med extra mätutrustning (radar i kombination med tryckgivare) för att mäta skumning. Trots att den matades med MBR-slam observerades inga problem med skumning i rötkammarna förutom vid några specifika tester där röttningsprocessen sattes på väldigt tufft prov och en skumning i rötkammaren var förväntad.

14.3.2 Fullskalelinjen på Henriksdal

För första fullskalelinjen med MBR på Henriksdals ARV kan konstateras att problematiken med flytslammet underskattades under design och projektering, trots kännedom om de problem som MBR-pilotprojekt redovisade. I den första MBR-linjen, som driftsattes i januari 2021, har viss skum- och flytslambildning, som periodvis varit problematisk, uppstått. Skumbildningen verkar likna den som skedde i MBR-piloten men eftersom respektive zon i fullskalan inte är avdelad som i piloten kan skum flyta på vattenytan mellan zonerna och skumproblematiken yttrar sig därför annorlunda än i piloten. De långa bassängerna har också gjort det utmanande att förflytta bildat flytslam

till en punkt där det kan avlägsnas. I fullskaleanläggningen ansamlas skum och flytslam framför allt i de anoxa zonerna. I membrantankarna sker ingen skumbildning. Bildat skum är tänkt att tas ut tillsammans med flytslam med ett separat ytavdrag i slutet på respektive bassäng. Det finns både ett manuellt ytavdrag där en vippränna öppnas med en spak och en nedsänkingsbar lucka i ena hörnet av vardera bassängen för uttag av bildat skum och flytslam (Figur 14.2). Lokaliseringen och den tekniska utformningen av dessa lösningar var dock inte tillfredställande under det första året. Problem med flytslampumpar och styrning gjorde att tjockt flytslam som inte rörde sig framåt mot avdragsrännan byggdes upp framför allt i efterdenitrifikationszonen. Vid driftsättning av första MBR-linjen var slamåldern dessutom väldigt hög och då bildades mycket skum som kompakterades och skapade flytslam. Man har senare sett att det varit positivt att ha lägre slamålder för att minska problemen med flytslambildning. Efter implementering av automatisk styrning av avdragsluckan blev uttaget jämnare. För att slippa manuell spolning av flytslam installerades fasta spraymunstycken, på så kallade spolramper, tvärs över bassängen i efterdenitrifikationszonen för att på så sätt putta fram slammet till rännan där flytslampumparna var placerade. Detta fungerade relativt bra men skapade en dålig arbetsmiljö med höga halter av aerosoler och endotoxiner. De senare är giftiga komponenter av bakteriella cellväggar som är kända för att orsaka andfäddhet, huvudvärk, feber och andra sjukdomssymptom.



Figur 14.2

Manuellt flytslam- och skumavdrag på Henriksdals avloppsreningsverk i den första driftsatta MBR-linjen. Till vänster uppe i bilden syns den manuella luckan och mitt i den högra bilden syns den motorstyrda luckan. Foto: Gabriel Persson.

För att komma runt arbetsmiljöproblematiken sänktes spraymunstyckena ner under vattenytan. Detta resulterade i en minskad aerosolbildning och lägre endotoxinnivåer som alla låg < 70 EU/m³; EU – endotoxin-enheter. En EU motsvarar ca 9 ng endotoxin och halter under 90 EU/m³ anses inte ge några hälsoeffekter. Nedsänkta munstycken medförde att ett mer utspätt slam spolades ner i ytavdragsrännan. I den första bassängen utgörs den sista zonen av en flexibel zon som är övertäckt. Övertäckningen gör det svårt att se flytslamrännan och luckan för flytslamavdrag och det var därför svårt att optimera funktionen. Eftersom de flexibla zonerna oftast är omrörda är det troligt att mycket skum och flytslam byggs upp där. En styrning av luftningen har testats där man utnyttjar att vätskenivån lyfts när en zon luftas. Luftning sker i sekvens med start från den sista luftade zonen. Genom att de tidigare zonerna är oluftade gör nivåskillnaden att skummet rinner på ytan mot flödesriktningen. När sedan nästa zon också luftas flyttas skummet bakåt för att till sist nå ytavdraget. Denna strategi med korta intermittenta luftningar (i sekvenser under 10 minuter per dygn) infördes och har medfört att skummet kunnat flyttas mot strömningsriktningen och pumpas ut. Även SurfCleaner, en teknik som redan tidigare har testats i eftersedimenteringen för avskiljning av flytslam (Baresel et al., 2015), har testats utan tillräcklig framgång (Figur 14.3). Ett problem var att flytslammet inte tog sig hela vägen fram till SurfCleanern. En annan utmaning var att den inte kunde anpassa sig efter variationer i vätskenivå då den var upphängd i en ställning. Ett tredje problem

som konstaterades med SurfCleanern var att tekniken inte kunde separera slammet utan snarare slog sönder flytslammet.



Figur 14.3

SurfCleaner installerad i Linje 1 på Henriksdal under hösten 2022. Foto: Sofia Lovisa Andersson.

Sammanfattningsvis har skumbildning och flytslam i biosteget varit ett oregelbundet men återkommande problem. Ett antal automatiserade verktyg (såsom luftningssekvensen och automatisk nivåstyrning av lucka) har införts för att hantera problemet, men bedömningen är att en manuell spolning även kommer behövas framöver. Det förs också diskussioner om att installera ytomrörning, som fungerade bra i piloten för att underlätta skumhanteringen. Det har också observerats att problemet med skum och flytslam varit mindre påtagligt vid högre flöden då en ökad strömning har medfört att det inte bildas lika mycket skum och flytslam och att det som eventuellt bildats lättare följer med strömmen mot avdragen.

Ytavdrag för skum och flytslam var initialt den primära strategin för att undvika relaterade problem på Henriksdal. Överskottsslam var planerat att tas ut från returslamkanalen med en pump per linje. Under 2022 togs i princip allt överskottsslam ut genom flytslampumpningen. Överskottsslammet från MBR-linjen förtjockas mekaniskt i centrifug tillsammans med slam från de gamla linjerna (CAS) innan rötning. I detta skede är det för tidigt för att säga något om huruvida rötningen påverkas av skumbildningen eller dess bakomliggande orsaker då endast omkring 25 % av belastningen på verket i nuläget går till membranlinjen och allt slam blandas innan rötning. Viss försämrad förtjockningsgrad har observerats vid stor andel MBR-slam, men även detta behöver bekräftas genom längre utvärderingsperiod.

Slam från både MBR och CAS i Henriksdal har provtagits varannan vecka och skickats för DNA-sekvensering och mikrobiologisk analys. Resultaten från 2021 års provtagning visade på generellt avvikande bakteriesammansättning i MBR-linjen jämfört med de tre punkterna i de gamla CAS-linjerna. MBR-linjen hade också högre förekomst av filamentbildande bakterier än de andra linjerna, framför allt av *Ca. Microthrix*, som är en typ av filamentös bakterie, men utmärkande högre förekomst även av *Gordonia*. Den relativa förekomsten av *Ca. Microthrix* ökade under vår och sommar. Som högst uppmättes en andel *Ca. Microthrix* i MBR-slammet överstigande 30 %, jämfört med motsvarande 5 % i CAS vid samma period.

14.3.3 Övriga svenska MBR-anläggningar

Problem med flytslam i CAS brukar uppkomma i samband med implementering av kväverening. Vid Himmerfjärdsverket har flytslam varit en utmaning sedan kvävereningen infördes i mitten på 1990-talet. Aktivslamprocessen ställdes då om till att även inkludera nitrifikation. Just nu byggs Himmerfjärdsverket om till en MBR-process

där aktivslamsteget stegbeskickas med försedimenterat vatten till tre kaskader. Varje kaskad består av en anoxisk zon, följt av en flexzon som kan drivas intermittent aerobt eller anoxiskt, följt av en aerob zon. Ingen nitratretur planeras på anläggningen.

För att testa processutformningen och samla erfarenheter etablerades en relativ stor MBR-pilot, med ett inkommande flöde på 12 m³/h, som togs i drift sommaren 2020 på Himmerfjärdsverket. Skum har sedan uppstarten lett till stora utmaningar då det täckt i princip samtliga zoner (Figur 14.4). Det mest stabila skummet bildas/samlas i RAS-deoxen. Skum i anox och de syresatta zonerna är mer ”skummigt” än i RAS-deoxen, där det hårdnar över tid. Skum har skapat problem i piloten genom att störa mätare, t.ex. radar för övervakning av vattennivån. Vidare har provtagning varit problematiskt eftersom slam har täckt vattenytan. Inga större arbetsmiljöproblem har hittills upplevts p.g.a. skummet. Vid två tillfällen har Syvab avlägsnat skummet med en sugbil. Vid dessa tillfällen har processen förlorat en andel av sitt slam (ca 500 mg/l) och ett nytt skumskikt på flera decimeter i RAS-deoxen kunde observeras bara få dagar efter skumsugning. Även ytomrörare och vattenspolning har testats i piloten, men dessa försök att hantera skum har haft drifttekniska problem eller påverkat slamhalten, permeabiliteten och processen negativt. Bland annat behövdes upp till 4 m³/h spolvatten för spolning vilket kan jämföras med inkommande flöde på 12 m³/h. Piloten har byggts med syfte att efterlikna den framtida processen i så stor utsträckning som möjligt. Vissa skillnader finns dock som t.ex. utformning och sammankoppling av de olika zonerna och dessa skillnader kan påverka uppkomsten av skum och flytslam.



Figur 14.4

Skum och flytslam i Syvabs MBR-pilot under våren 2021 (till vänster) och våren 2022 (till höger) efter implementering av slamluckor för ytavdrag av skum och slam. Foto: Ross Roberts.

På grund av alla dessa utmaningar initierade Syvab den så kallade ”skumutredningen” (Karlsson och Baresel, 2021). Baserat på specifika rekommendationer från detta arbete har MBR-piloten under sommaren 2021 anpassats för att bättre kunna hanteras skummet som uppstår. Bl.a. har öppningar mellan olika zoner anpassats så en fri rörelse av skum och flytslam från en zon till en annan möjliggörs. Ett ytavdrag via två reglerbara luckor installerades i sista kaskaden innan avloppsvattnet pumpas till membrantankarna. Ytavdraget står idag för 100 % av överskottsslamuttaget från processen även om möjlighet att ta ut överskottsslam i RAS-deox zonen kvarstår. Figur 14.4 visar skumtäcknet före respektive efter implementering av slamluckor för ytavdrag av skum och slam.

Under 2021 etablerade IVL i samarbete med Syvab en annan MBR-pilotanläggning vid Hammarby Sjöstadsvärk. Pilotanläggningen bestod av två identiska MBR-pilotlinjer och användes för jämförande tester, framför allt med fokus på rening av mikroföroreningar. I båda MBR-pilotlinjerna uppstod skum under hela driftperioden, som delvis var så kraftigt att det resulterade i översvämningar med tapp av bioslam. I en av pilotlinjerna doserades pulveriserat aktivt kol (PAK) för att undersöka reningseffekten av läkemedelsrester, och en tydlig positiv effekt med minskad skum- och flytslambildning i PAK-MBR-linjen jämfört med referenslinjen kunde observeras (Baresel et al., 2022b). Detta beror på att PAK adsorberar löst EPS som är en bidragande orsak till skumningen.

Även Åtvidaberg ARV med en SBR-MBR-process har observerat mycket flytslam i

SBR-bassängerna delar av året (Åtvidabergs Vatten och Renhållning, 2023). Detta har dock inte stort arbetsmiljö eftersom bassängerna är placerade utomhus. Däremot har anläggningen fått problem med skumbildning i röt-kammaren under sommarhalvåret vilket inte observerats i den gamla anläggningen. Skummet stör bl.a. nivåmätningen i röt-kammaren och följer med i röret till gasdräneringen. För att motverka detta har verket fått dosera en liten mängd skumdämpare i slammet som går till röt-kammaren, vilket har åtgärdat problemet.

14.3.4 Internationella erfarenheter

I Karlsson och Baresel (2021) återges några erfarenheter från MBR-anläggningar i USA, Tyskland, Belgien och Italien.

- MBR-anläggningen i *Broad Run, Virginia USA*, togs i bruk 2008 och hade initialt stora problem med skumbildning som kunde växa flera meter tjockt och med tiden blev kompakt. Det tilltänkta yt-slamavdraget fungerade inte för dessa skummängder och tester med skumdämpare gav inga tillfredställande resultat. Lösningen blev istället att kontinuerligt spraya vatten på bassängytorna med tillsats av klor utifrån skumuppbyggnaden. Vid en kommande ombyggnad ska även ytavdraget förbättras.
- MBR-anläggningen i *Yellow River, Georgia USA*, togs i drift 2011 och viss skumbildning finns men ställer inte till med problem. Frånvaron av skumproblem tillskrivs processlösning för slamuttag där allt överskottsslam tas ut från processen via ytavdrag, i slutet av bioreaktorn eller i kanalen mellan bioreaktorn och membranbassängerna. Skum transporteras med hjälp av ett spraysystem mellan olika zoner.
- MBR-anläggningen *Nordkanal, Tyskland*, driftsattes 2004 och har endast viss skumbildning. Avloppsreningsverket har testat att dosera pulveriserat aktivt kol (PAK) för rening av läkemedelsrester och fick en tydlig bieffekt med förbättrade slamegenskaper och mindre skumning.
- *Bryssel South MBR-anläggning* togs i bruk 2018 och här återfinns skum i samtliga zoner och kan leda till översvämningar. Skumproblem uppkommer även i röt-kammaren, men någon korrelation mellan skumbildningen i vattenlinjen och röt-kammaren har inte kunnat bekräftas. En feldimensionering av anläggningen är delvis ansvarig för en felaktig belastning av biolinjen och slamhalten sänks relativt kraftigt för att på så sätt öka belastningen med avsikten att undvika skumproblem. En installation av ytavdrag före membranen planeras för en bättre hantering av skum.
- *Strass MBR-anläggning i Südtirol, Italien* har delvis haft en massiv och ökande skumbildning som dock antogs bero på fettsyror i inkommande vatten från den ökande turismen. Avloppsreningsverket har testat olika lösningar inklusive ned-sänkbart ytavdrag, skumsugning, paddelverk och sprayanordning som dock endast delvis kunde lösa skumproblemet. Sprayning med vatten där koagulanter tillsattes användes sedan länge men stoppades p.g.a. höga driftkostnader. En egendesignad dekanterlösning för ytavdrag används idag.

Erfarenheter från besök på fem MBR-anläggningar i USA (varav Broad Run och Yellow River är två som också nämns ovan) visade att samtliga fem avloppsreningsverk installerat spraymunstycken i den biologiska reningen för att trycka ner skummet med vatten eller svag hypoklorit (Westling och Andersson, 2019).

Även på Taskila ARV i Finland har de upplevt problem till följd av skum och flytslam. Det finns avdragsrännor installerade i de luftade zonerna men de är monterade på en fast nivå samtidigt som nivån i MBR-tankarna varierar vilket gör det svårt att använda dem på ett effektivt sätt. Flytslammet är dessutom ofta så tjockt att det är svårt att få det att flyta in i rännorna vilket gör att de ofta måste spola fram slammet till flytslamrännorna manuellt (Heime, 2023).

14.4 Lärdomar och rekommendationer

Baserat på dagens kunskap kring uppkomst/orsaker och erfarenheter från andra MBR-anläggningar bedöms skum- och flytslambildning bli ett vanligt problem i MBR-processer i Sverige. Driftförhållandena i MBR-processen gynnar helt enkelt uppkomsten av skum och flytslam. Problem med skum och flytslam bedöms därför vara nästintill omöjliga att undvika enbart via förebyggande åtgärder och således behöver hantering av skum och flytslam beaktas redan i planeringsfasen. Erfarenheter från befintliga svenska MBR-anläggningar bör beaktas av andra VA-aktörer som planerar för en MBR-process.

Även om vissa förebyggande åtgärder rekommenderas för att om möjligt reducera uppkomst av skum och flytslam så ligger huvudfokus i våra rekommendationer på tekniska åtgärder för att hantera bildat skum och flytslam. Fokus bör också ligga på att minimera de negativa effekterna på MBR-processen, inkl. membrandrift, nedströms processer, såsom slamhantering, och arbetsmiljön. Tänkbara åtgärder inkluderar följande:

- *Ytavdrag*: Möjlighet till att avlägsna skum/flytslam via lämpliga ytavdrag bör planeras för. Dessa ytavdrag behöver utformas för att tillåta en fri rörelse av skum och flytslam så att det inte uppstår ytor/områden där skum/flytslam ansamlas. Viss sprayning eller ytomrörning kan komplettera dessa åtgärder. Utformningen av ett ytavdrag kan inkludera en avvägning mellan längd på avdragsränna och hastighet på flödet över. En kortare avdragsränna medför en högre nivåskillnad och ett högre flöde över kanten som kan dra med sig flytslam. En längre avdragsränna gör att nivåskillnad och flöde över kanten blir lägre. En kompromiss kan vara en längre men vickbar kant för att under perioder ha ett högt flöde över kanten utan att ta ut för mycket slam. Ytterligare ett alternativ som föreslås av Karlsson och Baresel (2021) är transportband som skulle kunna ge en samtidig avvattning av skummet/slammet. Oavsett lösning blir det viktigt att flytslammet når ända fram till avdraget. Man kan tänka sig att använda ytskrapor om det planeras för detta tidigt och man ser till att inga omrörare eller annan utrustning i bassängerna är i vägen för en ytskrapa. Risk finns att flytslammet fastnar och att vätska rinner under flytslammet och ut genom avdragsrännan.
- *Instrumentering och övervakning*: Val eller utformning av övrig mätutrustning som påverkas av skum/flytslam behöver tas hänsyn till. Automatisk rengöring av vissa mätsensorer rekommenderas, även om det inte ersätter manuell rengöring. Till exempel kan man bygga in givare i rör för att minska behovet av att spola bort flytslam/skum i samband med underhåll. Instrumentering för skummätning bör övervägas, t.ex. kan tryckmätare för vattennivåmätning kompletteras med radarmätare för att få ett mått på skumning/flytslambildning. Enbart radar som metod för nivåmätning är inte lämpligt på grund av flytslam.
- *Rätt belastning*: En biologi som är rätt belastad, d.v.s. varken över- eller underbelastad, ger mindre risk för skumbildning. Planering behövs för att undvika obalanserade belastningsändringar i samband med ombyggnad eller diskrepans mellan faktisk belastning jämfört med vad dimensionering och prognos antagit.
- *Anpassad skum-/slambehandling*: Uttag av skum, flytslam eller allt överskottsslam via ytavdrag kan skapa utmaningar med förtjockning av överskottsslammet. Här behövs dock mer kunskap.

Även om fett och olja inte behöver vara huvudorsaken till skumproblem så finns rapporter om ett samband mellan fett och olja och tillväxt av vissa trådformiga bakterier. Förutsättningar som gynnar trådbildande bakterier bör undvikas för att minska risken för skumuppkomst och då kan fettavskiljning vara värt att beakta.

Samtliga åtgärder behöver även ta hänsyn till arbetsmiljön. Spolning kan t.ex. ge upphov till aerosoler och användning av tillsatser kan skapa andra arbetsmiljömässiga

utmaningar. Vid användning av kemikalier vid sprayning bör beaktas att toxiska effekter kan förstärka bildning av filament och EPS och därmed motverka sitt egentliga syfte.

14.5 Framtidens utmaningar och potential

Hantering av skum och flytslam vid MBR-anläggningar är en utmaning som generellt är i behov av mer kunskap och praktiska erfarenheter. Detta omfattar både fungerade tekniska lösningar för ett resurseffektivt skumavdrag och efterföljande hantering. Ifall skumning påverkar slamhanteringen kan metoder för kemisk behandling med t.ex. ozon, väteperoxid eller klor undersökas. Även en separat termisk eller tryckbehandling av skumfraktionen kan tänkas. En termofil rötning kan också tänkas kunna minska skumproblem vid rötningen eftersom filament destrueras vid dessa temperaturer.

Skumproblematiken innebär dock även potential för att kunna utnyttjas på ett fördelaktigt sätt. Till exempel skulle ett optimerat skumavdrag kunna nyttjas för att minska eventuella problem med EPS-fouling. Även vid tillsats av PAK för rening av mikroföroreningar kan denna optimeras för en minskad EPS-fouling och samtidigt ge färre slamhanteringsproblem. Pilottester med bl.a. skumfraktionering av permeat, erfarenheter från referenslinjen till PAK-MBR och piloten vid Himmerfjärdsverket indikerar eventuellt att skumbildningen skulle kunna nyttjas för avskiljning av vissa PFAS (Baresel et al., 2022a, b).

Eftersom EPS är en naturlig polymer skulle även en utvinning av dessa kunna tänkas vid en effektiv och optimerad skumhantering i MBR-anläggningar. Dessa polymerer kunde sedan ersätta andra produkter (inkl. fossila) som används i dagens avloppsreningsverk. Utvinning av biopolymer för intern användning har dock endast nyligen börjat utforskas (t.ex. Cabral et al., 2022).

15 Avveckling och hantering av uttjänta membran

Membran som används i en MBR-process byts idag oftast ut i samband med att leverantörens angivna garantitid har uppnåtts. Denna tid kan variera men är vanligtvis begränsad till 10 år, som till exempel för Henriksdals ARV. Ett membranbyte betyder inte nödvändigtvis att membranens funktion inte finns kvar även om risken för funktionsfel ökar med membranens drifttid. Själva membranbytet utgör en stor del av driftkostnaderna i en MBR och att fördröja byte av membran kan ge stora besparingar.

Det finns idag inga erfarenheter av hantering av uttjänta membran från kommunala MBR-anläggningar i Sverige men projektgruppen beskriver nedan de möjligheter som teoretiskt finns och de aspekter som påverkar vilken hantering som kan anses vara lämplig. Generellt så behöver dock detta undersökas mer och praktisk kunskap behöver tas fram för en bättre och resurseffektiv hantering av membran; något som SVOA och IVL redan delvis planerat för som en del av en fortsättning av MBR-pilotprojektet.

15.1 Faktisk livslängd av membran

Litteraturen rapporterar att det framför allt är tvätt med natriumhypoklorit som bidrar till åldrande av membran (Oliveira et al., 2021; Robinson och Bérubé, 2020). Vanligtvis anges livslängden på membran i ppm-timmar kontakttid med klor (halt klor i ppm multiplicerat med antalet timmar membran är i kontakt med denna kemikalielösning). För ZeeWeed 500D anges t.ex. att membran klarar 500 000 ppm-timmar (Cote et al., 2012). Enligt membrantillverkaren är det i praktiken snarare plasten i kopplingar och andra delar av kassetten (se Figur 2.3) som åldras och går sönder vilket gör att hela kassetten inklusive membran behöver bytas ut.

MBR-teknikens resursförbrukning minskar avsevärt om membranens livslängd kan ökas. Det är framför allt rengöring med kemikalier och mekanisk utmattning p.g.a. luftningen, som påverkar livslängden. Mer specifikt är det membranfibrernas konstanta rörelse över tid som ger visst slitage på fibrernas infästning, och därmed bidrar till åldrandet av membran. Därför skulle en minskad kemikalieanvändning, mindre aggressiva kemikalier och minskad luftning kunna förlänga själva membranens livslängd. Under försöken i MBR-piloten i pH2040-projektet har det visats att membranens funktion bibehålls med betydligt mindre rengöring än vad som rekommenderas av leverantören vilket skulle kunna medföra längre livslängd på membran. Detta planerar projektgruppen att utvärdera genom fortsatta långtidstester med de befintliga membran från piloten. Om membran kan vara i drift i exempelvis 12 år istället för de aviserade 10, kan underhållskostnaden för membranbyte minskas med 20 %. Detta skulle innebära en betydande ekonomisk besparing, men även en besparing av resurser och miljöpåverkan.

En längre drift av membran i MBR-anläggningar förutsätter dock att även de övriga delarna i membrankassetten, såsom plasten i kopplingar också klarar en längre användning. Flera leverantörer jobbar med att utveckla nya lösningar med bl.a. andra material till kassetter för att säkerställa längre livslängd på konstruktionen. Här krävs det dock mer praktiska erfarenheter för att vid behov kunna anpassa utformning eller produktionsprocess för att ge en längre livslängd för dessa delar. Även en förstärkning eller rekonditionering av de delar som löper risk för materialutmattning vore intressant att undersöka.

Det finns omkring 18 avloppsreningsverk i USA och Europa med ZeeWeed 500-membran som varit i drift under 13–21 år, bland annat Brescia ARV i Italien (14 år) och

Nordkanal ARV (16 år). Samtidigt finns andra ARV som till exempel Broad Run i USA där de valde att byta ut samtliga membran efter 10 års tid, då garantin löpte ut, trots att de fortsatt uppvisade mycket god funktion och minimalt slitage.

Cote et al. (2012) gjorde för många år sedan en analys av Zeeweed-membran, och vad som i slutändan avgör när membranerna är uttjänta och behöver bytas. I artikeln diskuteras nedanstående anledningar till att membranerna byts ut:

1. Hålfiber går sönder. Detta har dock inte varit något stort problem och många skador på själva membranet från vassa föremål självtätas.
2. Mekaniska fel på moduler eller kassetter. Endast isolerade fall har lett till byte av membran på grund av problem med luftning eller förbehandling (finsilning).
3. Uppgradering av produkten.
4. Försvagning av membranfibers ingjutning i resin (hårdplast). Med tiden leder kontakt med klor till att bandet mellan membranfibern och ingjutningen försvagas. Detta kan leda till att membranfibern släpper från infästningen. Maximala årliga klor-kontakttiden motsvarade, då artikeln skrevs, 40 000 ppm-timmar om leverantörens rengöringsrekommendation följs. Maximal kontakttid för membranets livslängd anges vara 500 000 ppm-timmar.
5. Ökat behov av rengöring för att upprätthålla flux genom att man sakta närmar sig maximala TMP. Driftekonomisk avvägning när det är fördelaktigt att byta.

Sammanfattningsvis anger Cote et al. (2012) att membran inte når sin slutliga livslängd genom en plötslig oväntad försämring utan med åren ökar driftmotståndet och rengöringsfrekvensen behöver öka för att kompensera för minskad permeabilitet. Till slut närmar sig membranerna den maximala TMP som tillåts vilket indikerar att de behöver bytas ut. Från författarnas sida föreslås att övervaka TMP efter rengöring som ett mått på membranens status och att inte basera byte av membran på en särskild parameter utan noggrant planera för byte. Ett exempel ges för en liten anläggning där de förslår att 10–25 % av kapaciteten byts i taget under en period på 2–4 år. Vid själva bytet är det viktigt att alla membran som är kopplade till samma permeatpump eller TMP-styrning byts ut samtidigt för att inte orsaka ojämn flödesfördelning och snabb igensättning vilket riskeras ifall nya och gamla membran blandas. Det är möjligt att samla skadade moduler i en kassett som sedan byts ut. Författarna resonerar att högre flux ofta leder till att TMP ökar snabbare och att behovet av rengöring ökar vilket i sin tur leder till att membranets livslängd förkortas. På samma sätt menas att membranets livslängd kan ökas om ett lägre flux används. Om man räknar att ökat TMP är det huvudsakliga måttet på att membranerna närmar sig slutet av sin livslängd blir bytet en ekonomisk avvägning mellan driftkostnader och kapitalkostnader vilket bör utvärderas genom LCC-analys (life cycle cost).

En liknande utvärdering för plattmembran har rapporterat mekaniska brister i membranfogar och minskad permeabilitet som huvudsakliga orsaker till att membranerna byts ut (Ayala et al., 2011).

15.2 Återanvändning av utbytta membran

Enligt föregående avsnitt blir det uppenbart att membran framför allt byts ut när garanti-tiden eller den förväntade livslängden har uppnåtts. Det bör dock finnas en möjlighet att använda dessa membran i andra tillämpningar så länge membranerna uppfyller ställda krav för respektive applikation. Återanvändning av begagnade membran från befintliga installationer skulle leda till minskade kostnader och minska den totala miljöpåverkan. Detta kan öppna upp för användning av membranseparation även inom områden som annars inte överväger denna teknik p.g.a. hög resursförbrukning och höga kostnader.

De ekonomiska fördelarna når både första användaren genom membranens restvärde och andra användaren genom ett väsentligt billigare inköp av membran.

Några exempel på potentiell användning av begagnade membran i Sverige som projektgruppen ser men som behöver undersökas närmare via pilottester inkluderar:

- Rening av industriella avloppsvatten som kräver eller gynnas av en filterbarriär.
- Rening av lakvatten, byggavloppsvatten, länshållningsvatten eller vatten vid sanering av förorenad mark.
- Som slutpolering av utgående vatten vid avloppsreningsverk för att få ner fosforhalter.
- Som del i avancerad rening vid avloppsreningsverk genom en efterbehandling. T.ex. i kombination med aktivt kol (UF-GAK, PAK-UF).
- Förbehandlingsfiltrering före nanofiltrering (NF) eller omvänd osmos (RO) i vattenåtervinningsanläggningar.
- Förbehandlingsfiltrering i avsaltningssystem.
- Gråvatten- och regnvattenrening.

Ytterligare en tänkbar användning av begagnade membran i Sverige skulle kunna vara i små decentraliserade anläggningar som inte har lika höga reningskrav som större anläggningar och där man tidigare inte övervägt MBR på grund av höga investeringskostnader. Detta förutsätter dock att membranerna skulle vara tillräckligt billiga för att motivera att behöva byta ut membranerna med kortare intervall.

Med tanke på de MBR-anläggningar som redan är i drift, under uppförande eller beslutade, till exempel Henriksdal, Himmerfjärdsverket, Nya Sjölanda, Margretelund, Håckla ARV m.fl. bör det finnas en konstant tillgång till begagnade membran framöver. För att säkerställa att endast membran som kan förväntas uppfylla vissa krav säljs vidare skulle en standardiserad prövning eller certifiering av begagnade membran underlätta återanvändning.

15.3 Återvinning och destruktion av uttjänta membran

Om membranet inte kan återanvändas på något sätt, kan det finnas en möjlighet till återvinning eller så behöver membranerna destrueras eller deponeras på ett säkert sätt för att undvika miljöskador.

Hantering via deponering eller destruktion avser själva membranerna, övriga delar som kopplingar och kassettramar som ofta är i metall eller plast bör kunna återvinnas. Enligt membranleverantörerna arbetar man med att minska användningen av plast i kassetterna, både mängden plast och olika typer av plast. Minskad mängd och mer enhetligt innehåll skulle underlätta återvinning. Stålhängarna (stålgalgar som fäster kassetten i membrantanken) har t.ex. återanvänts vid installationen av nya kassetter vid Nordkanal ARV i Tyskland (Brepols C., personlig kommunikation våren 2023), andra ståldelar av membranramarna har skickats till skrotåtervinning. Generellt kan dock återvinningsgraden anses som låg och kassetterna och modulerna skickas till avfallsförbränning.

De membran som används i MBR-piloten och i fullskala på Henriksdal är gjorda av polyvinylidenfluorid (PVDF). Denna polymer skulle kunna definieras som PFAS i den breda regleringsdefinitionen som används av vissa organisationer i och med att det är en kemisk förening som innehåller fluor och kol. Med en molekylvikt över 1 000–10 000 Dalton räknas dock den PVDF som används vid membrantillverkningen som polymerisk PFAS (Henry et al., 2018). Vid diskussioner om rening av PFAS avses vanligtvis icke-polymera PFAS med låg molekylvikt som finns i vatten.

Projektgruppen har med hjälp av underlag från membranleverantören till Henriksdal (inklusive provtagning vid tillverkningen) och miljöpåverkansexperter bedömt att det inte finns någon risk för läckage av PFAS-ämnen under användningsfasen. Även om

PFAS skulle kunna förekomma i fluorinnehållande plast såsom PVDF är det generellt inte farliga så länge de inte är biotillgängliga (Baresel et al., 2022d). Med tanke på att PFAS inkluderar tusentals olika kemiska föreningar som innehåller fluor och kol, att PFAS till sin karaktär är mycket beständig och förekommer i stort sett överallt, finns det dock fortfarande en risk att PFAS skulle kunna förekomma vid tillverkning och användning av dessa membran. Ytterligare insatser för att öka kunskapen kring potentiella PFAS-utsläpp vid tillverkning, idrifttagande, drifttid och sluthantering behövs.

Ett normalt förfarande för MBR-anläggningar som exempelvis Henriksdal är att användaren (avloppsreningsverket) ansvarar för hanteringen av uttjänta membran. Med tanke på oklarheter kring PVDF som PFAS och med hänsyn till miljö- och säkerhetsbestämmelser när det gäller hantering och destruktion av farligt avfall anses endast en högtemperaturförbränning av uttjänta membran vara acceptabel som sluthantering. En deponering av uttjänta membran på en säker deponi för farligt avfall kan vara ett annat alternativ. Membranleverantören har dock redan börjat att, tillsammans med sin leverantör av PVDF, titta på möjligheterna att återvinna PVDF från uttjänta membran för att återanvända vid produktion av nya membran.

I mitten av januari 2023 lämnades ett förslag in till EU om ett gruppförbud av PFAS. Det är i dagsläget oklart vilka PFAS-ämnen och vilka användningsområden som detta eventuella framtida förbud kommer att inkludera. På sikt bör det dock vara möjligt att kunna tillverka membran till MBR-processen utan PVDF som till exempel polyetersulfon (PES). Membran av PES finns redan på marknaden. En nackdel med PES-membran är dock än så länge att hållbarheten (livslängden) är väsentligt kortare än för PVDF-membran. Det pågår forskning och utveckling på området för att hitta nya miljövänliga material som kan ersätta PVDF, men det är utmanande att hitta något med motsvarande kvalitéer.

16 Drifterfarenheter

En fråga som ofta kommer upp i VA-organisationer som överväger att bygga MBR är hur komplicerat och robust det är att drifva en MBR-process. I detta kapitel sammanställs erfarenheter från MBR-piloten i pH2040-projektet samt från fullskaledriften av MBR-linjen på Henriksdal. Observera att texten bygger på intervjuer av ett antal personer och därmed kanske inte ger en heltäckande bild av situationen. Kapitlet innehåller också ett mer allmänt resonemang om driftsäkerhet och flexibilitet.

16.1 Erfarenheter från driftorganisationen i pH2040

En av de viktigaste slutsatserna från pilotprojektet med MBR var att det är en stabil och robust process som i princip alltid gav bra reningsresultat (bortsett från korta perioder då det medvetet genomfördes försök som påverkade resultaten) med en rimlig arbetsinsats. Driften av själva membranheterna var helautomatisk i piloten och krävde väldigt lite handpåläggning för att fungera bra. De biologiska processerna funkade precis lika bra i tjockt slam med hög genomströmningshastighet (kort momentan hydraulisk uppehållstid, vilket blir resultatet av den höga internrecirkulationen) som i vanliga aktivslamanläggningar.

Hålplåtsilen som år 2017 monterades mellan försedimentering och biologisk rening, för att hindra partiklar större än 2 mm att skada membranerna, fungerade helt problemfritt. Väldigt lite skräp avskildes och inga problem med igensättning uppkom vare sig vid drift med finmaskig sil eller med 2 mm hål.

Enbart återhämtningsrengöring, RC, som genomfördes halvautomatiskt 1–2 gånger per år krävde en större arbetsinsats under ett par dagar, inklusive noggrann planering och vissa manuella insatser även efter att proceduren automatiserats till stora delar.

Flera projektdeltagare var en aning negativt inställda, eller helt neutralt inställda, till MBR-tekniken innan pilotprojektet startade men blev mer och mer positivt inställda under projektets gång. Generellt sett var hålfibermembranerna lättare att drifva än plattmembranerna men det berodde inte på den praktiska funktionen utan på hur väl utvecklad och automatiserad styrningen av membranerna var för de respektive membran typerna. En lärdom från projektet gällande detta är att olika leverantörer hade väldigt olika kompetens och erfarenhet av membran i avloppsapplikationer. För att ett projekt, i detta fall en MBR-pilot, ska bli framgångsrikt är det viktigt med kunskap och förståelse för helheten från leverantörens sida. De levererar inte bara maskinutrustning utan en anläggningsdel som kräver samstyrning med resten av avloppsreningsverket.

Andra kommentarer från projektdeltagare som arbetat i eller nära driften av MBR-piloten inkluderar:

- Det blev biofilmstillväxt i permeatledningar och i permeattanken, något som inte var väntat och som krävde rengöring.
- De många givarna krävde mycket tid för underhåll och kontroll, extra viktigt då många givare användes för automatisk styrning. Värt att tillägga är dock att MBR-piloten hade fler givare än vad som normalt installeras i fullskala.
- I vissa fall var det svårt att erhålla tillräckligt hög mätnoggrannhet vid låga halter på de installerade kvävegivarna. Detta gjorde att rengöring och kalibrering blev ännu viktigare, tog mer arbetstid och krävde fler labbanalyser.
- Det är en väldigt flexibel process som kan styras på många olika sätt vilket är väldigt bra.

- Skönt att slippa slamflykt och de justeringar av inflödet som kommer med slamflykt i en aktivslamprocess, men jobbigt med flytslammet i bioreaktorerna.
- I samband med RC lyftes membrankassetterna för inspektion vid några enstaka tillfällen, detta krävde relativt mycket tid och planering.
- Ur arbetsmiljösynpunkt fanns farhågor rörande gasbildning i samband med RC. Något man måste ta hänsyn till genom att till exempel bygga bra ventilation och införa bra arbetsrutiner då RC pågår.
- Hypokloriten bryts ner om den lagras länge vilket gör att dosen vid membran-tvätt blir lägre än väntat. Aktuell koncentration går att följa upp någorlunda med konduktivitetmätare.
- Periodvis var det svårt att pumpa rätt mängd hypoklorit till membranerna vid tvätt eftersom det kom in luft i hypokloritslangarna. Hypoklorit stör dessutom flödesmätning om det kommer med permeatet.
- Allt av metall som kommer i kontakt med hypokloriten korroderar. Allt. Det rekommenderas att välja material av plast i så stor utsträckning som möjligt för material som kan komma i kontakt med hypoklorit.
- Det blev ingen skumning i röt-kammaren trots skumproblem i vattenlinjen och trots att röt-kammaren matades med ett blandslam bestående av primärslam och överskottsslam från MBR-piloten med väldigt dåliga sedimenteringsegenskaper.
- Det blev väldigt sällan driftstopp i piloten vilken är anmärkningsvärt med tanke på komplexiteten och alla kritiska punkter (alla pumpar och ventiler som måste fungera).
- Vid de få tillfällen driftstopp inträffade, behövdes det ofta en elektriker eller mekaniker för att få i gång allt igen.
- Nästan allt praktiskt arbete med piloten var relaterat till den biologiska reningen, membranerna skötte sig själva förutom membranspecifika analyser så som TTF och trash content som inte tog mycket tid i relation till annat praktiskt arbete.
- När det gäller datahantering, övervakning och löpande utvärdering krävde biologin mer tid än membranerna. Uppskattningsvis rör det sig om en 80/20-fördelning av nedlagd tid.
- Data från membranerna måste sparas ner med hög upplösning (minst 1 minut) för att kunna utvärdera membranens driftcykel och rengöringar på ett bra sätt.

16.2 Erfarenheter från Henriksdals avloppsreningsverk

Även på Henriksdals avloppsreningsverk är intrycket av MBR-linjen efter drygt två års drift att det är en robust och bra teknik, även om energi- och kemikalieförbrukningen är hög jämfört med den föregående CAS-processen med filter. Automationen och styrningen av membrantankarna är komplex men fungerar bättre än förväntat och membranläggningen kräver en väldigt liten insats från driftorganisationen, för såväl rondering som uppföljning av driftdata.

MBR-linjen har en mycket mer avancerad biologisk rening än de gamla linjerna med konventionell aktivslam, och därför är den utrustad med fler instrument, ca dubbelt så många ”våta” instrument som de gamla linjerna inklusive en egen station för automatisk provtagning och online-övervakning av utgående kväve- och fosforhalter. Det är viktigt att påpeka att den utökade instrumenteringen inte är kopplad till själva membranerna utan till den långtgående kvävereningen och simultanfällningen av fosfor. De många instrumenten medför dock mer arbete med skötsel av instrument, analysatorer och provtagare jämfört med de gamla linjerna. Underhållet av instrument har periodvis försvårats på grund av flytslam i biologin. Detta beskrivs i mer detalj i kapitel 14. Precis som i piloten har det förekommit biofilmtillväxt på permeatsidan, vilket gör att turbiditetsmätaren ibland ger märkliga utslag när biofilmen släpper.

Slamflykt är inte längre ett problem utan flytslammet hamnar som tidigare nämnts i biologin i stället, vilket orsakar problem med arbetsmiljö och instrument (se kapitel 14). Detta påverkar däremot inte linjens kapacitet vilket är bra och ger väldigt hög driftsäkerhet.

I varje MBR-linje på Henriksdal kommer det finnas 12 membrantankar som till viss del kan styras individuellt och till viss del i grupper om tre. Därmed blir det 84 membran-tankar att övervaka i styrsystemet och datahanteringsprogrammet (aCurve) när anläggningen är färdigbyggd. Redan nu med en linje i drift, som omfattar 12 membrantankar, är det ibland svårt att hitta bra sammanfattande styrsystembilder och kurvor i aCurve som ger en snabb överblick över anläggningen. Detta är något som SVOA fortfarande jobbar med att få till.

Över lag bedömer personalen på Henriksdal att det inte krävs mer arbete för drift och uppföljning av MBR-linjen jämfört med de gamla linjerna, med undantag för instrumentunderhåll. Som alltid när nya eller ombyggda anläggningsdelar tas i drift krävs utbildning av personalen men SVOAs erfarenhet är att det inte är svårare att drifta en MBR än någon annan typ av anläggning.

När det gäller underhåll så anger SVOA att de gamla linjerna kräver mer underhåll jämfört med den nya MBR-linjen. Det beror främst på att de gamla linjerna är just gamla och underhållet framför allt är avhjälpande, inte förebyggande. I den nya MBR-linjen har ett strukturerat system för förebyggande underhåll införts samtidigt som många serviceavtal tecknats under garantitiden. Den nya MBR-linjen har ungefär 1 700 objekt vilket kan jämföras med omkring 100 st per linje i de gamla linjerna. Med objekt avses föremål som är utmärkta i ett flödesschema (P&ID, pumping and instrumentation diagram), t.ex. pumphar, ventiler, instrument, luckor o.s.v. Trots detta åtgår inte mer tid för praktiskt underhåll. Däremot har fler arbetstimmar lagts på administrativa uppgifter för att bygga upp register samt koppla alla objekt från styrsystemet till underhållssystemet för att på så sätt få koll på drifttimmar och annan nyttig information för att skapa en automatisk kontroll som styr underhållsintervall och åtgärder.

Objekten i de nya linjerna är dock av samma typ som finns på andra platser i avloppsreningsverket (pumphar, ventiler o.s.v.), så förutom själva membrankassetterna i MBR-linjen är det inget direkt nytt från ett underhållsperspektiv.

Hittills har inget behov av beredskap för maskin eller el uppstått i MBR-linjen utan den vanliga dagdriften räcker bra. Det krävs inte heller mer förrådsutrymme för reservdelar, eftersom de flesta objekt är installerade i många parallella installationer. Om det exempelvis finns fyra överskottslampumphar i varje linje, blir det totalt 28 st när alla 7 linjer är ombyggda. Trots detta, så räcker det att ha en pump på hyllan. Det som däremot krävs är att varje objekt utöver att förses med en tagg som talar om var i avloppsreningsverket objektet sitter även fått en egen QR-kod för att varje objekt ska kunna följas upp individuellt även om det flyttas runt till olika platser i verket i samband med service.

En annan sak som utgjort ett problem för underhållsavdelningen på Henriksdals ARV är kvaliteten på tryckluften, som avger aerosoler av olja och partiklar vilket stör ställdon eftersom fett löses upp och packningar blir torra. Detta blir mer tydligt i MBR-linjen än i resten av avloppsreningsverket eftersom de flesta ventilerna i membranläggningen ställer om ofta och därmed degenereras snabbare.

Hantering av nya processkemikalier för membrantvätt har inte utgjort något arbetsmiljöproblem på Henriksdal men SVOA har beslutat att personal ska vara på plats när lagringstankarna fylls på vilket gör att närvaro kan bli nödvändig på kvällar och helger när samtliga linjer är i drift och påfyllning behöver ske oftare än i dagsläget.

Ljudnivån i membranbassängerna är betydligt högre än i de gamla efter-sedimenteringsbassängerna.

Högre flöden in till varje linje efter ombyggnad till MBR och högre total slamålder med mer fullständig nedbrytning gör att mer CO₂ avges från de biologiska bassängerna. Eftersom Henriksdal är en bergsanläggning med begränsat friskluftsintag måste

ventilationen anpassas till detta. För att tilluften ska räcka har alla luftade zoner i MBR-linjen överdäckats och försetts med punktsug. Det har varit svårt att anpassa undertrycket under durken och frånluftflödet från de luftade zonerna eftersom luftningen i både flex- och oxzoner är ojämn (luftningen har varit intermitterant i flexzonerna och varierande styrt av ammoniumåterkoppling i oxzonen). Problem med styrning av ventilationen har gett upphov till dålig arbetsmiljö. Detta problem är bara delvis kopplat till MBR som processlösning, eftersom det bara är det höga inflödet till linjen som är en följd av att det är en MBR. Övriga problem är relaterade till att anläggningen ligger i berg och hur styrningen av ventilationen är uppbyggd. Överdäckningen av de luftade zonerna bidrar även till att det inte går att se om luftare går sönder.

De problem med driften av MBR-linjen, och framför allt membranläggningen, som hittills funnits på Henriksdal beror nästan uteslutande på konstruktionsfel och behov av injustering av styrningen. Detta förekommer i de flesta anläggningsprojekt men på grund av de många objekten i en MBR-anläggning kan problemen vara fler. Eftersom styrningen av membranen bygger mycket på permeatpumpar som går på och av, ventiler och inloppsluckor till varje membrantank som öppnas och stängs ofta och att alla enhetsoperationer sker i rätt ordning är det viktigare än annars med en noggrann konstruktion och installation samt kalibrering och intrimning av styrsystemet. På Henriksdal förekom t.ex. problem med att inloppsluckorna hakade upp sig och inte stängdes helt när de skulle eftersom betongen som de monterats mot inte var helt plan, samt att det fanns problem med inläckage av luft i permeatledningarna på grund av otillräckliga svetsfogar. Styrningen och ventilernas precision och snabbhet är även viktiga faktorer för att kunna hålla nere energi- och kemikalieförbrukningen så mycket som möjligt.

16.3 Driftsäkerhet och flexibilitet

Membranen är helt beroende av elektricitet för att vattnet överhuvudtaget ska kunna gå igenom MBR-linjen, till skillnad från en konventionell aktivslamprocess där vattnet i alla fall delvis skulle kunna passera biosteget med självfall vid ett strömbortfall vilket inte innebär en rening av vattnet men gör att bräddning uppströms eller översvämning av verket kan undvikas. Dock skulle själva avloppsreningen i en CAS inte fungera vid strömbortfall då cirkulationsflöden, luftning och styrning m.fl. inte skulle kunna upprätthållas. För MBR-processen behövs el framför allt för att driva permeatpumparna, utan dessa kan inget vatten tas ut. El behövs även för att försörja blåsmaskiner för membranluftning. Om luftningen slås av sätter membranen igen snabbt, inom 10–30 minuter. Vid ett test i piloten, kördes membranen utan luft i ca 10 minuter, vilket resulterade i att TMP översteg 300 mbar. Försöket fick då avbrytas för att inte riskera att TMP översteg angivet maxtryck på 550 mbar eftersom detta kan äventyra membranens integritet. Membranens funktion är även beroende av att blåsmaskinerna som luftar biologin fungerar. Utan dessa oxideras inte det inkommande organiska materialet och BOD/COD-belastningen på membranen orsakar ökad fouling. Detta leder dock inte till en direkt igensättning av membranen men bör undvikas för att förhindra en irreversibel prestandaförsämring hos membranen.

För en långsiktig stabil drift av membranen krävs även tillgång till tvättkemikalier. Utan kemiska tvättar skulle membranen långsamt sätta igen mer och mer tills permeatpumparna inte längre förmår suga vattnet genom membranerna. Hur lång tid detta skulle ta beror antagligen på anläggningens utformning och drift, sammansättningen på inkommande avloppsvatten samt mängden fällningskemikalier som doseras i processen. Vid tester i MBR-piloten klarade sig membranerna bra under flera månader utan dosering av hypoklorit (men med dosering av syra) och även intervallen mellan tvättar med syra kunde förlängas, dock aldrig så länge som för hypokloriten. Detta innebär att en MBR-anläggning troligtvis kan klara sig kortare perioder på några veckor till månader, utan

tvättkemikalier vid problem med leveranser eller liknande. Det är dock inte möjligt, som membranen är utformade idag, att helt klara sig utan tvättkemikalier.

Dessa två aspekter gör att en MBR-process är mer sårbar än en konventionell aktivslamprocess i kristider då leveranser av el och/eller kemikalier är osäkra.

Som tidigare nämnts är MBR-processer inte alls beroende av slammets sedimenteringsegenskaper vilket gör att den hydrauliska kapaciteten alltid är densamma. Detta är inte alltid fallet i en konventionell aktivslamprocess där maxflödet in till biologin kan behöva sänkas kraftigt under vårvintern när slamegenskaperna ofta försämras. Detta gör att MBR ger en hög driftsäkerhet i den dagliga driften oavsett yttre faktorer.

Driftsäkerheten ökar även till följd av den höga redundansen på membranläggningar, i stället för som regel en sedimenteringsbassäng per linje finns ett flertal membrantankar per linje. Om en eller två membrantankar tas ur drift är kapaciteten fortsatt hög.

Det finns även goda möjligheter att anpassa en MBR-anläggning till en ökande belastning. Genom att förbereda konstruktionen för en komplettering med membrankassetter när behovet uppstår kan den hydrauliska kapaciteten ökas efter behov och investeringen kan spridas över tid på ett sätt som ger en lägre kostnad för abonnenterna. Även den biologiska reningen kan anpassas genom att bygga flera flexzoner och drifva linjen med en lägre slamhalt och ett lägre returslamflöde (vilket sparar energi) initialt.

17 Återföring av pilotresultat till fullskala

I detta avsnitt återges hur specifik kunskap och erfarenheter från pilotförsöken vid Hammarby Sjöstadsverk (pH2040) kunde hjälpa innan, under och även efter driftsättning av den första fullskalelinjen med MBR i Henriksdals ARV. Även olika begränsningar som finns med pilottester diskuteras.

17.1 Pilotförsök som mellanled mellan labb- och fullskala

Generellt innebär pilotförsök experiment eller försök i mindre skala för att testa en idé/process och skaffa erfarenheter innan tekniken skalas upp till fullskala. Pilotförsök räknas som större skala än laboratorieskala där det är möjligt att skapa mer verkliga förhållanden och skapa förutsättningar som likar de vid fullskala. Eftersom pilotförsök sker under verkliga förhållanden kan även fler störningar eller utmaningar identifieras och hanteras jämfört med laboratorieexperiment, som ofta sker i en välkontrollerad och skyddad miljö. Att problem uppstår i pilotskala behöver således inte vara en nackdel, utan hjälper till att vidareutveckla tekniken som testas. Ifall de problem som uppstår visar sig vara omöjliga att lösa kan ett resultat av pilotförsöken vara att tekniken inte går vidare till en fullskaleimplementering. Att använda sig av pilotförsök både för att identifiera och lösa eventuella utmaningar, samt att vid behov avsluta satsningen på den undersökta tekniken är vanligtvis mycket mer resurseffektivt än att hantera dessa problem efter att en fullskaleimplementering redan gjorts. Även tester som riskerar att störa reningsprocessen eller att komponenter skadas utförs vanligtvis i pilottester för att begränsa eventuella konsekvenser. Generellt görs ofta framsteg i teknikutveckling med hjälp av pilottester eftersom man i pilottester kan tillåta även misslyckade tester om det hjälper till att samla erfarenheter och på så sätt kunna vidareutveckla tekniker.

En viktig aspekt relaterat till pilottester är att en pilotanläggning vanligtvis behöver vara mer flexibel och bättre utrustad än en motsvarande fullskaleimplementering. Detta för att kunna testa olika processkonfigurationer eller driftsätt, och för att upptäcka eventuella utmaningar. Pilotanläggningar behöver t.ex. fler mätinstrument än fullskala för att kunna svara på frågan om vilka mätinstrument som faktiskt behövs och var i processen de behöver placeras i en fullskaleprocess.

För ARV är pilottester särskilt bra eftersom de inte kan testas fritt i fullskala på grund av risken för att överskrida tillståndsgivna gränsvärden.

17.2 Återkoppling från pH2040 för fullskaleimplementering i Henriksdals ARV

MBR-pilotprojektet vid Hammarby Sjöstadsverk (pH2040) genomfördes till stor del eftersom ombyggnaden av Henriksdal till en MBR-process innebär den största investeringen i VA-infrastruktur inte bara i Stockholmsregionen utan i hela Sverige. En investering i en teknislösning som kostar flera miljarder kronor, som tar många år att få på plats, och som behöver klara ställda krav från dag ett, kan inte enbart bygga på beräkningsmodeller. Från SVOAs sida var målet med pilotförsöken innan projektstart huvudsakligen att besvara följande frågor (Samuelsson et al., 2014):

- Uppnås ställda reningsmål?
- Vilken processkonfiguration är bäst lämpad för att nå ställda reningsmål?

-
- Vilka ytterligare optimeringar kan göras inom befintliga volymer för process-optimering?
 - Hur ser driftekonomin ut för vald processlösning?
 - Vilka eventuella driftproblem kan uppstå med utrustning och vald processlösning?
 - Vilka drift- och underhållsbehov kan förväntas för processlösningen?
 - Hur ser driftstabilitet och robusthet ut och hur svarar processen på en dynamisk belastning?

Utifrån dessa frågor var fokus med pilotprojektet vid Hammarby Sjöstadsvverk inledningsvis att verifiera att reningsprocessen skulle kunna uppfylla förväntade tillståndskrav med den predikterade framtida belastningen. Detta kunde verifieras under både normala och extremt kalla förhållanden genom att kyla inkommande avloppsvatten till $10\text{ }^{\circ}\text{C}$ under en längre driftperiod (se kapitel 9). En liknande verifiering hade varit omöjlig att göra i Henriksdal med det stora flöde som behandlas i varje processlinje.

Ett urval av andra utmaningar och frågeställningar som kunde undersökas eller identifieras och olika potentiella lösningar som testats i praktiken med hjälp av pilotförsöken inkluderar:

- Att utveckla en strategi för att fälla fosfor ner till 0,15 mg Tot-P/l med hjälp av järnsulfat utan att störa membranets prestanda. Innan pilotförsöken påbörjades fanns inga referenser med användning av FeSO_4 i MBR-processen. En strategi med tre doseringspunkter visade sig vara den mest tillförlitliga och resurseffektiva (se kapitel 6). Denna strategi implementerades sedan i första fullskalelinjen i Henriksdal. Strategin använder en online PO_4 -P-analysator för att styra järndosering och det krävdes att analysatorn var tillförlitlig i vid låga koncentrationer. Inom pilotprojektet testades olika analysatorer i piloten och erfarenheterna kunde användas vid upphandling av instrument för fullskalan.
- Det fanns en oro över potentiella utsläpp av organiska halogenföreningar (mätt som AOX och EOX), som skulle kunna bildas vid membranrengöring med natriumhypoklorit. Resultat från pilotprojektet visar att det inte finns något utsläpp av AOX/EOX och ingen ansamling i slam (se kapitel 8). Resultaten användes även i kommunikation med Miljödomstolen i samband med ansökan om det nya tillståndet.
- Metanoldosering till efterdenitrifikation kommer inte att finnas tillgängligt under de första åren med MBR i fullskala. På grund av detta testades glycerol i piloten. Testerna visade att glycerol fungerade bra för denitrifikationen utan att ha negativa effekter på membranen (se kapitel 10), vilket ledde till att en temporär glyceroldosering installerades i den första MBR-linjen på Henriksdal.
- Av samma anledning testades aluminiumklorid som ett alternativ till järnklorid i den tredje doseringspunkten för fosforrening. Även detta har implementerats i fullskala då testerna visade goda resultat.
- Ombyggnaden av de sju biologiska linjerna i Henriksdal är uppdelad i etapper. När den första linjen var klar togs två linjer ur drift för samtidig rekonstruktion. Under denna period var planen att MBR-linjen vid behov skulle drivas med en belastning som avsevärt överstiger den dimensionerade belastningen och utan full funktion av RAS-deox-zonen. Pilotförsök som simulerade detta driftsätt visade att processen kan hantera denna höga belastning. Dessa resultat bidrog till beslutet att bygga om två linjer samtidigt, istället för en i taget som var den ursprungliga planen.
- Den omfattande luftningen och kemikalieförbrukningen för membranrengöring är två stora nackdelar med MBR-tekniken. Efter att ha bekräftat processens prestanda, visades genom ett antal tester i piloten att mängden kemikalier som används för membranrengöring kan minskas signifikant (50–65 %) samtidigt som membranpermeabiliteten bibehålls (se kapitel 7). Detta gjorde att leverantören godkände en minskning av kemikalieförbrukningen i fullskala motsvarande omkring 30 % av

designförbrukning och vidare optimering pågår. Resultaten från piloten har även legat till grund för design av membranrengöringsprocessen för nya fullskaliga MBR-anläggningar som t.ex. den vid Himmerfjärdsverket.

- Styrlogiken för membranluftningen, som enligt design växlar mellan ett högt och ett lågt luftningsläge baserat på inflöde, kopplades i piloten till membranets filtreringsmotstånd. Sedan implementeringen kunde luftningsbehovet reduceras signifikant eftersom luftningsnivån låg på den lägre nivån 85–95 % av tiden (se kapitel 7). Detta skedde även när membranrengöringen hade minskats och det genomsnittliga flödet ökats.
- Även tester med att öka membrankapaciteten genom att optimera den normala driftcykeln har varit framgångsrika och indikerade ingen negativ effekt på membranets prestanda. I fullskala har permeatuttaget i driftcykeln ökats från 600 sekunder till 840 sekunder (viloperioden är 50 sekunder). Detta gjordes efter goda resultat från pilotförsöken.
- Hur stora eventuella arbetsmiljörisker i samband med återställningsrengöring p.g.a. emissioner av bl.a. klorgas och trikloramin är och hur länge dessa varar kunde undersökas i pilotförsöken och sedan tas hänsyn till i fullskaledriften. Utöver hälsoriskerna medför klorgas en korrosionsrisk på material och instrument i frånluftsledningarna som är byggda för att ventileras membrantankarna. Kunskapen som togs fram inom pilotprojekt kunde hjälpa till att ta hänsyn till dessa aspekter i byggprocessen vid Henriksdal.
- Även spontant uppkommen biologisk fosforreduktion (Bio-P) som konstaterades i piloten utan att processen varit designad för detta kan framöver leda till ytterligare anpassningar av fullskaleprocessdesignen. Detta eftersom Bio-P aktiviteten har medfört betydligt lägre förbrukning av fällningskemikalier som i tider av tidvis osäker kemikalietillgång kan hjälpa till att säkerställa att reningskraven kan uppfyllas.
- Instrument för mätning av lustgas ska installeras i MBR-linje 1 på Henriksdal. Även här planeras erfarenheter och resultaten från piloten användas för att bestämma var instrumenten bör placeras.

Detta är bara några exempel på hur resultat och erfarenheter från pilotförsöken kunde användas i olika faser av fullskaleimplementeringen vid Henriksdal. Det finns även en del mjuka aspekter såsom en allmän förståelse och acceptans för tekniken inom SVOA som pilotprojektet bidrog till. Personalen kunde gå och titta på piloten och det visnings-exemplar av membranen som fanns på pilotanläggningen. Resultaten som presenterades internt gav en trygghet genom såväl goda reningsresultat och stabil drift som möjligheten att göra tester för att svara på frågor som uppkom under projektets gång.

Det finns dock även erfarenheter från pilotförsöken som man inte tog tillräcklig hänsyn till i fullskaledesignen, som t.ex. bildning av skum och flytslam, och de relaterade utmaningar detta skapar. Trots att pilotprojektet kunde observera denna utmaning redan i ett tidigt skede, underskattades problemet vid ombyggnaden och anpassning av proceslinjen vid Henriksdal. Att hitta lösningar i den redan existerande MBR-linjen har visat sig vara mycket mer resurskrävande jämfört med om erfarenheter från pilotförsöken hade beaktats i ett tidigare skede.

17.3 Frågeställningar som inte kunde undersökas med pilottester

En pilotanläggning kan tyvärr inte alltid efterlikna en fullskaleprocess in i minsta detalj. Begränsningar kan finnas p.g.a. platsspecifika förutsättningar eller ekonomiska förutsättningar som begränsar hur avancerat eller flexibelt och verklighetstroget en pilotanläggning kan utformas. Dessutom kan skaleffekter begränsa vad som kan undersökas i en

pilotanläggning och vilka pilotresultat som kan överföras till fullskala. Skalproblematiken innebär till exempel att vissa försök kräver en minsta volym för att inte randeffekter ska påverka utfallet, detta kan exempelvis ske för små flöden eller för små volymer.

Även MBR-piloten vid Hammarby Sjöstadsverk har haft begränsningar som medförde att vissa aspekter inte kunde undersökas. En viktig faktor för pilotförsöken var att en befintlig pilotanläggning med existerande processvolym användes vid etablering av MBR-piloten. Några av de begränsningar som fanns i MBR-piloten och som påverkat utvärderingen inkluderar:

- Vattendjupet i biosteget är betydligt djupare i Henriksdal (12 m) än MBR-piloten (3,4 m) vilket gör att jämförelser för syreöverföring inte kan göras direkt.
- Förutsättningarna för avskiljningen över försedimenteringen har varit sämre i piloten än vad som gäller för driftförhållanden i Henriksdals ARV. Detta påverkade den biologiska reningen med en ökad belastning och ökad slamproduktion. Även om försedimenteringen byggdes om, och volymen ökades, vid byte till hålfibermembran så kvarstod stora skillnader mot fullskalan.
- Möjligheterna att hantera stora flödesvariationer i piloten med endast två membran-tankar var avsevärt lägre jämfört med fullskalan som har många fler tankar att ta i och ur drift. Detta gjorde att pilotmembranen fick vara i drift med mer varierande flux eller med olika grad av permeatrecirkulation för att hålla jämt flux vid varierande inflöde. Generellt har membranen varit i drift mer i piloten jämfört med fullskalan för att kompensera för detta.
- För plattmembranförsöken var den procentuella andelen av MBR-reaktorn relativt den totala biologiska volymen i MBR-piloten ca 46 % jämfört med 28 % för motsvarande volymer tilltänkta i Henriksdal (dödvolum för membran ej inräknad). Detta gjorde att den totala slamåldern i pilotförsöken var högre än den tilltänkta slamåldern för framtida Henriksdal.
- Även luftmängden som behövdes för plattmembranen var större i piloten än i fullskala. I fullskaleapplikationer ska flera membranmoduler staplas på varandra för att bättre nyttja luftflödet för membranrengöring.
- En annan skillnad mellan pilot och fullskala är att i Henriksdals ARV flödar returslammet i en kanal genom självfall för att sedan pumpas in i RAS-deox-zonen. Volymen i returslamkanalen är kort (HRT ~ 2 minuter) vilket gör styrningen av RAS-pumparna viktig. En frågeställning var hur man kunde styra RAS-pumparna för att hålla en stabil nivå i RAS-kanalen och undvika översvämning eller vågbildning genom anläggningen. Detta kunde inte testas i piloten eftersom RAS-deoxen är mycket större (HRT ~ 10 minuter) och vattennivån inte kunde ändras så snabbt med förändringar i inflödet.
- En relevant utvärdering av energiförbrukning har inte varit möjlig, dels på grund av reaktorutformning (t.ex. bassängdjup och pumphöjder), dels på grund av skillnad i energiprestanda för små och stora maskiner.

17.4 Kostnadseffektivitet av pilottester

Generellt är det väldigt svårt att räkna på den ekonomiska nyttan av pilottester inför en fullskaleimplementering av en processlösning eller processoptimeringar. Om pilottester resulterar i att en fullskaleimplementering av en hel processlösning, eller vissa delar inte genomförs, betyder detta att potentiellt stora investeringar och relaterade kostnader kunnat undvikas. Undvikna kostnader är dock svåra att uppskatta och beräkna mot faktiska kostnader för själva utförandet av pilottesterna. I MBR-pilotprojektet har det varit en fördel att kunna jämföra pilotresultat mot en design för en framtida fullskalig MBR-anläggning i Henriksdal. En sådan jämförelse kan i vissa fall vara missvisande eftersom en design inte nödvändigtvis behöver motsvara hur det faktiskt skulle sett ut i realiteten eftersom design baseras på prognoser och standardiserade designvärden.

Även för detta MBR-pilotprojekt var det således svårt att räkna på en konkret kostnadsnytta. Nyttan kan relateras till olika nivåer i samhället. Den kan handla om den direkta nyttan för SVOA, framför allt i form av sparade resurser såsom kostnader och tid, intern kunskapsuppbyggnad, bättre beslutsunderlag för upphandling, tillståndsansökningar och framtidsplanering och utgöra en viktig del av hållbarhetsarbetet inom företaget. Det kan också kopplas till samhällsnyttan av de genomförda pilottesterna i form av ökad kunskap och erfarenheter med MBR-tekniken som kan gynna fler och användas av andra svenska och internationella aktörer.

Att bedriva ett pilotprojekt i den omfattning som MBR-pilotprojektet vid Hammarby Sjöstadswerk, kräver inte bara en stor investering i piloter och tillhörande utrustning utan även stora personal- och expertresurser. Att det redan fanns en pilot som motsvarade Henriksdals gamla reningsprocess och som därmed kunde byggas om till MBR-tekniken minskade den initiala investeringskostnaden. SVOA valde dessutom att satsa egna resurser motsvarande en heltidstjänst i daglig drift för att säkerställa att fokus på kunskapsuppbyggnad och -överföring från pilotprojektet till SVOAs verksamhet bibehölls. Under de nio år som piloten kördes har det dessutom gjorts många tusentals analyser både i externt och internt laboratorium för driftuppföljning och specifika utvärderingar. Totalt har den samfinansierande delen av pilotprojektet, som inte inkluderade SVOA:s egen tid, under alla år kostat ca 52 Mkr varav SVOA och Stiftelsen IVL har bidragit med 50 % vardera. Denna kostnad inkluderar både etablering och två ombyggnationer av MBR-piloten, etablering av tillhörande slampilot och en kontinuerlig drift 24/7 där övervakning av pilotdriften ingått. Det omfattar också ett tiotal olika specifika utvärderingar presenterade i rapporten exklusive slampiloten, kontinuerliga driftanalyser och avstämningar med Henriksdal. Dessutom har utvärdering och sammanställning av projektresultat i årsrapporter ingått, samt en kontinuerlig kunskapsöverföring till SVOA och VA-Sverige. För det senare hänvisas läsaren till *Publikationer från eller relaterade till pilotprojektet*. I tillägg har SVOA bekostat de rutinmässiga externa analyserna i projektet som varierat upp till 400 000 kr per år.

Med en så stor projektvolym är det naturligt att den direkta nyttan för SVOA gärna ska definieras i faktiska pengar även om den delen som ger en kostnadsbesparing enligt ovan endast utgör en del av den totala nyttan. Den del som redan nu skulle kunna användas för att skatta besparingar som pilotprojektet har medfört i fullskalan är kemikalieförbrukningen för membranrengöringen. Enligt redovisningen i avsnitt 7 så kunde betydande besparingar i kemikalieanvändning åstadkommas. Membranleverantören har baserat på detta redan gått med på att implementera åtminstone delar av den optimerade reningsstrategin i fullskalig drift av den första reningslinjen vid Henriksdals ARV. Bara detta förväntas spara ca 4 MSEK per år i ren kemikaliekostnad för framtida Henriksdal, baserat på prognos för 2040. Skulle dessutom den kompletta optimerade reningsstrategin implementeras kan denna besparing potentiellt fördubblas. Endast denna besparing skulle alltså betala SVOAs satsning på pilotförsöken inom 3 år med sju linjer i drift och 2040 års belastning. Skulle även alla andra optimeringar som togs fram inom pilotprojekt kunna prissättas på samma sätt blir det tydligt att återbetalningstiden för SVOAs andel i pilotprojekt skulle bli ännu kortare. Eftersom den optimerade rengöringsstrategin för membran, med mindre kemikalier, också förväntas kunna öka membranens livslängd (totala drifttid), kan en ytterligare signifikant besparing (flera tiotals miljoner kronor per år) förväntas. Detta förutsätter dock att den förlängda drifttiden av membranen vid optimerad rengöring kan bekräftas. Pilottester för just detta ska starta under 2023 i samarbete mellan SVOA och IVL.

Den andra nivån som gäller en övergripande samhällsnytta av de genomförda pilottesterna ligger framför allt i Stiftelsen IVL:s (SIVL) intresse. Projekt som stöds av SIVL ska bygga upp kunskap och utveckla lösningar för aktuella miljö- och hållbarhetsutmaningar inom näringsliv och samhälle. En viktig del i projekt som stöds av SIVL är att resultaten från samfinansierade projekt måste vara offentligt tillgängliga och detta har genomlyst pilotprojektet från första stund.

Även Svenskt Vatten har via en delfinansiering av tre aktiviteter kopplade till pilotprojektet hjälpt till att kunskap kring MBR-tekniken kunde byggas upp och spridas till det svenska VA-kollektivet. Specifikt inkluderade dessa aktiviteter SVU-projekt 18-109 som sammanfattar erfarenheter från en studieresa till fem MBR-anläggningar i USA (Westling och Andersson, 2019), SVU-projekt 17-118 som jämförde mikroföroreningar i avloppsreningsverk med membranteknik och konventionell rening (Nähri et al., 2021), samt det projekt som gör att denna sammanfattning över hela projektperioden kan göras (SVU projekt 22-108).

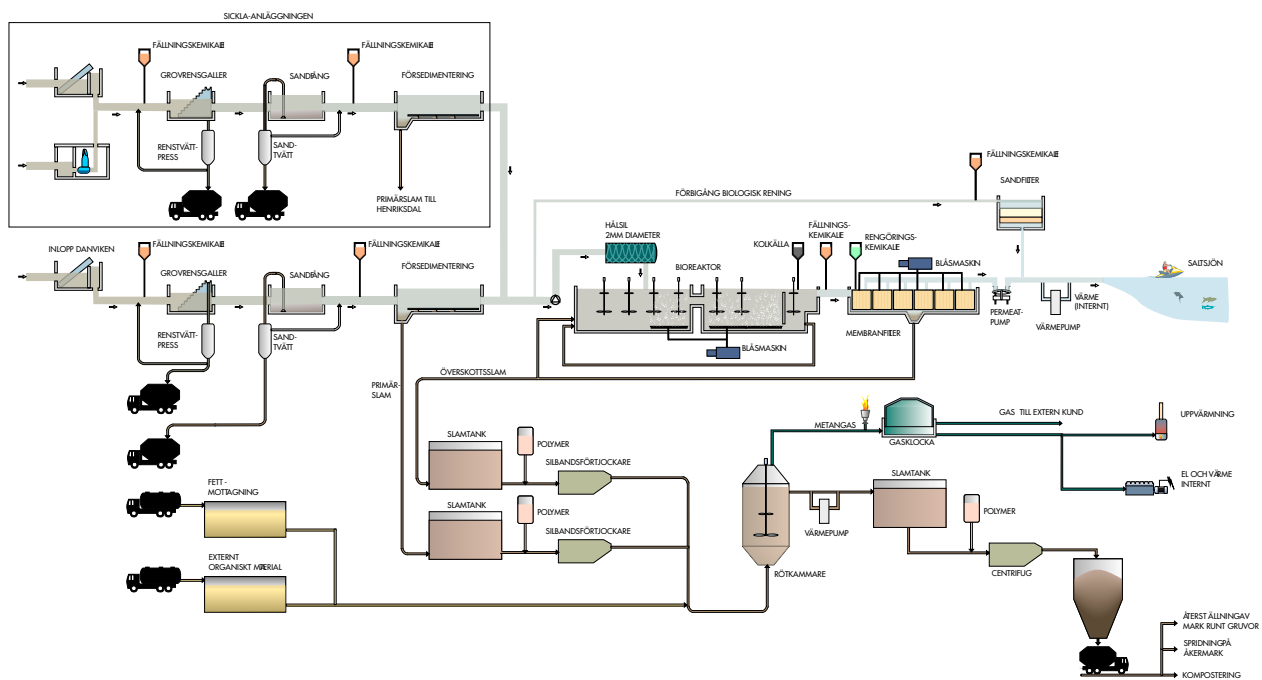
18 Första fullskalelinjen med MBR på Henriksdal

Första fullskalelinjen med MBR-tekniken på Henriksdal (linje 1) togs i drift i januari 2021 och har därmed varit i drift i drygt två år vid författande av denna rapport. I detta kapitel beskrivs både design och dimensionering men även de första resultaten med avseende på reningseffektivitet och resursförbrukning. Slamproduktion och -hantering diskuteras inte här eftersom slammet från första MBR-fullskalelinje blandas med slammet från de andra linjerna och en utvärdering har därmed ännu inte varit möjligt.

18.1 Design framtida Henriksdal 2040

En generell processöversikt över framtida Henriksdals avloppsreningsverk visas i Figur 18.1. Avloppsvatten från Nacka och Stockholms innerstad kommer att grovrenas i silgaller och sandfång i befintlig grovrening samt försedimenteras i befintliga bassänger i Henriksdalsanläggningen medan inloppet från de södra förorterna kommer behandlas i ny grovrening och försedimentering i Sicklaanläggningen. Energirikt primärslam från försedimenteringen pumpas till mekaniska förtjockare och vidare till rötkamrarna. Efter försedimenteringen renas avloppsvattnet biologiskt. Här ansluter det förbehandlade avloppsvattnet från Sicklaanläggningen till Henriksdalsanläggningen. Den biologiska reningen kommer ske med aktivt slam i en MBR-process. Allt överskotts- och flytslam som produceras förtjockas mekaniskt och pumpas till rötkamrarna. Vattnet som passerat MBR-linjerna leds till utlopp. Vid högföden startar en förstärkt förfällning i försedimenteringen och det vatten som inte får plats i biologin leds direkt till sandfiltren där ytterligare kemfällning görs för att säkerställa låga utgående fosfor- och BOD-halter. Rötat slam avvattnas och omhändertas. Det reade avloppsvattnet passerar Stockholm Exergis värmepump för återvinning av värme till fjärrvärmenätet innan det släpps ut i Saltsjön.

Figur 18.1
Processöversikt över framtida Henriksdals avloppsreningsverk med MBR.



Tabell 18.1 visar design och dimensionering av MBR-processen vid Henriksdal. Membranen installeras i så kallade tåg (membrantåg), 4 stycken per linje (1–4) med tre membrantankar (A-C) i vardera. Varje linje innehåller 12x3x4 kassetter, dvs 144 kassetter per linje och totalt summeras detta till 1 008 kassetter för hela processen.

Biosteget	Membranfilteranläggning
<ul style="list-style-type: none"> • 7 bioblock, djup 12 m, volym 29 500 m³ • Totalvolym: 206 000 m³ • Flöde: $Q_{medel} = 5,8 \text{ m}^3/\text{s}$; $Q_{dim} = 6,1 \text{ m}^3/\text{s}$, $Q_{maxbio} = 10 \text{ m}^3/\text{s}$ • Uppehållstid vid Q_{dim}: 7 h, vid Q_{max}: 3 h • Simultanfällning (järn(II)sulfat): 8–12 g Fe/m³ • Extern kolkälla (metanol): 10–20 m³/d för efterdenitrifikation 	<ul style="list-style-type: none"> • 7 linjer, 1 per bioblock • Tankar per linje: 12 st • Membran: 1 008 kassetter, membranymta 1 664 400 m² • Fabrikat: ZeeWeed 500D leapMBR • Pordiameter: 0,04 µm • Medelflux: 17 l/mh • Maxflux: 30 l/mh • Fällning med järnklorid 1–2 g Fe/m³

Tabell 18.1

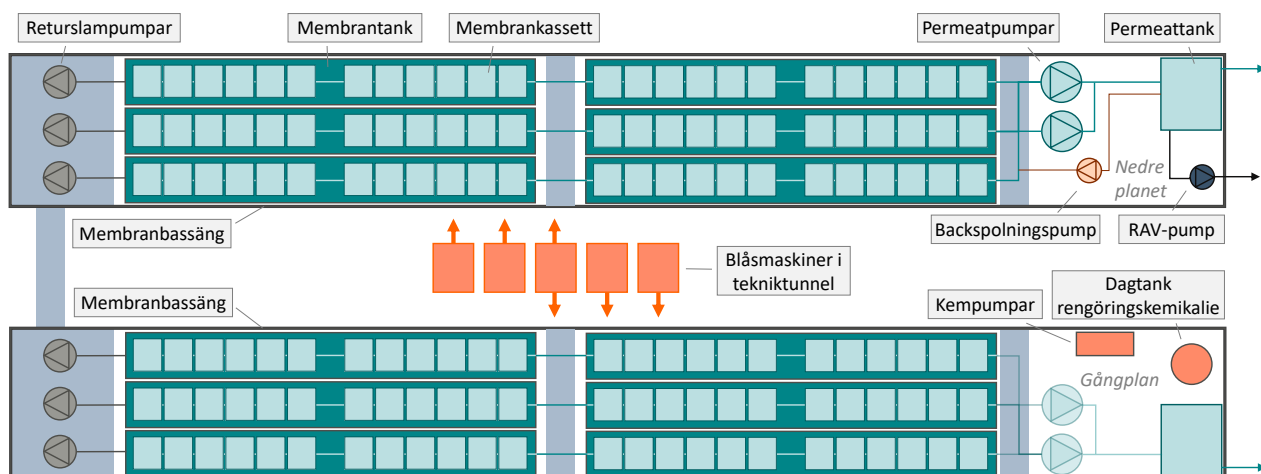
Design och dimensionering av MBR-processen vid Henriksdal (Sweco, 2015).

Utformningen av membranlinjerna i Henriksdal illustreras i Figur 18.2. Det finns två membranbassänger i varje biolinje. Båda membranbassängerna utgör tillsammans hälften av den tidigare sedimenteringsbassängen (RAS-kanalen är inte inräknad). I varje membranbassäng finns sex membrantankar med separat mätning och uppföljning, vilket innebär 12 membrantankar totalt per biolinje. Endast två permeatpumpar är installerade per membranbassäng, vilket innebär att en pump normalt sett körs mot tre membrantankar, vilket utgör ett så kallat membrantåg. Permeatet leds via en permeattank till utloppet. Ett delflöde av permeatet leds till en ny pumpstation för tekniskt vatten (renat avloppsvatten, RAV). Varje membranbassäng har dessutom en backspolningspump för permeat som används vid membrantvätt med kemikalier samt en tömningspump för tömning av membrantankar vid återhämtningsrengöring eller inspektion.

För membranrengöring finns tre lagringstankar för hypoklorit och tre lagringstankar för citronsyra i separata rum i berget. Från dessa tankar pumpas kemikalierna ut i dagtankar. Varje linje har en dagtank för hypoklorit i den ena membranbassängen och en dagtank för citronsyra i den andra.

Figur 18.2

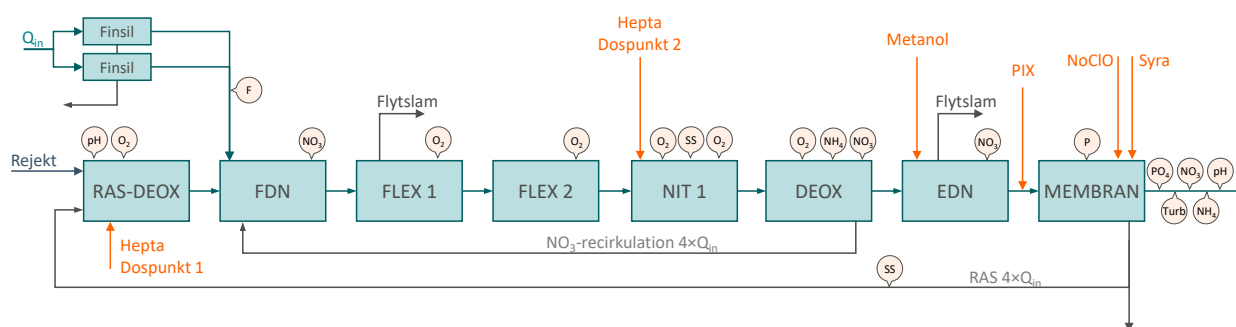
Utformning av en membranlinje som består av två membranbassänger uppdelade på två membrantåg. Varje membrantåg består av tre membrantankar. Totalt finns det 12 membrantankar som innehåller 12 membrankassetter Zeeweed 48M (48 moduler) var i respektive membranlinje. Detta innebär att det totalt finns 144 kassetter per linje.



För första MBR-linjen i fullskala på Henriksdal byggdes den gamla luftningsbassängen (bestående av två bergskepp) om med zonindelning som separeras av mellanväggar och utformning enligt Figur 18.3. Resterande linjer kommer byggas om på samma sätt. Processen består av för- och efterdenitrifikation med internrecirkulation och tillsats av extern kolkälla samt en returslamsdeox (RAS-deox). Planen är att dosera metanol, även om en översyn av andra mer miljövänliga alternativ görs. Eftersom metanolanläggningen

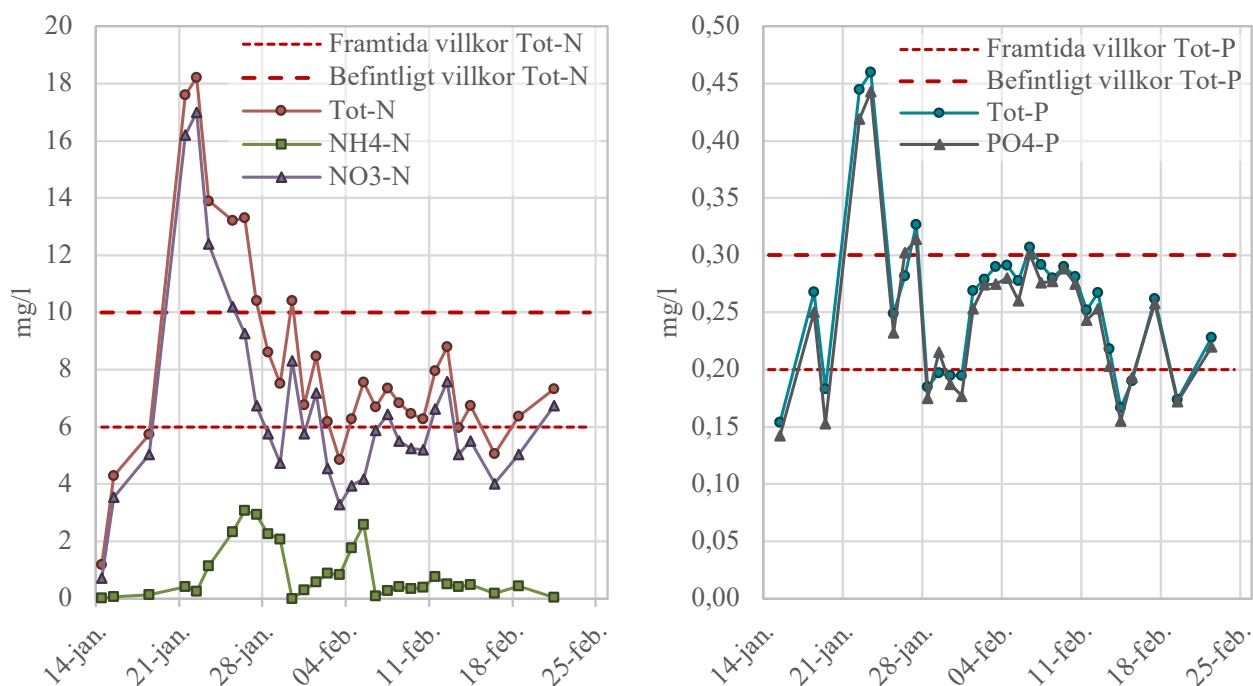
inte kommer vara färdigbyggd under de första driftåren har en temporär dosering av glycerol installerats i MBR-linje 1. Det försedimenterade avloppsvattnet silas genom hållplåtssilar med 2 mm öppning innan det når fördenitrifikationszonen. Det finns två så kallade flex-zoner som antingen kan vara oluftade (och därmed ökas fördenitrifikationsvolymen) eller luftade. En deox-zon finns efter den luftade zonen för att få ner syrehalten för bättre funktion av både för- och efterdenitrifikation. Nitratrikt vatten recirkuleras från deox-zonen till fördenitrifikations-zonen där det blandas med förbehandlat avloppsvatten. Det höga flödet av syrerikt returslam från membranläggningen passerar en RAS-deox, där rejektivatten från avvattning av rötat slam tillsätts, innan det leds vidare till fördenitrifikationen. Under de första driftåren kommer MBR-linjerna drivas utan rejektivattentillsats i RAS-deoxen. Detta görs eftersom avvattningscentrifugerna kommer att flyttas in i Henriksdalsberget från sin nuvarande placering i Sicklaanläggningen först några år efter driftsättningen av MBR-linje 1.

Figur 18.3
Biostegets processutformning med MBR-processen för Henriksdal.



18.2 Reningsresultat och membranprestanda första fullskalelinjen

Första fullskalelinjen med MBR på Henriksdal (MBR-linje 1) togs officiellt i drift i januari 2021 men ympning av slam pågick redan från november 2020 genom att överskottsslam från de gamla aktivslamlinjerna silades genom hållplåtssilarna vid inloppet till biosteget. Belastningen till linjen anpassades genom att inloppspumparna gick intermittent. När hela den biologiska volymen fyllts upp, efter 14 dagar, och slamvatten började rinna över skibordet in i kanalen till membranläggningen användes läns-pumpar i kanalen för att inget inflöde skulle nå membrantankarna innan driftsättningstidpunkten. Vid uppstarten i januari ökades flödet från 0,3 m³/s till dimensionerat medelflöde för linjen motsvarande 0,83 m³/s. Nitrifikationen kom igång direkt medan denitrifikationen tog längre tid på grund av hög syrehalt i deox-zonen och RAS-deox. Efter ett par veckors tid nåddes en utgående totalkvävehalt som understeg 6 mg/l vilket motsvarar begränsningsvärdet i det framtida tillståndet och som visas i Figur 18.4. Värden på både pH och alkalinitet i utgående vatten var under uppstartsperioden relativt låga till följd av den höga nitrifikationen och frånvaron av denitrifikation. Membrandriften fungerade bra direkt från driftsättning. Endast några mindre injusteringar i styrsystemet gjordes för att optimera driften initialt och för att underlätta uppföljning för operatörerna.



Figur 18.4

Reningsresultat avseende kväve (vänster) och fosfor (höger) vid driftsättning av första MBR-linjen (linje 1) vid Henriksdal år 2021.

Eftersom delar av 2021 räknades som provdrift har år 2022 använts för att redovisa reningsresultat och resursförbrukning från första MBR-linjen i fullskala i Henriksdals ARV. Produktionsmålen för Henriksdals ARV var under 2022 kopplade till de befintliga utsläppsvillkoren, d.v.s. 10 mg Tot-N/l och 0,3 mg Tot-P/l. Det innebär att processen inte pressats särskilt hårt ännu.

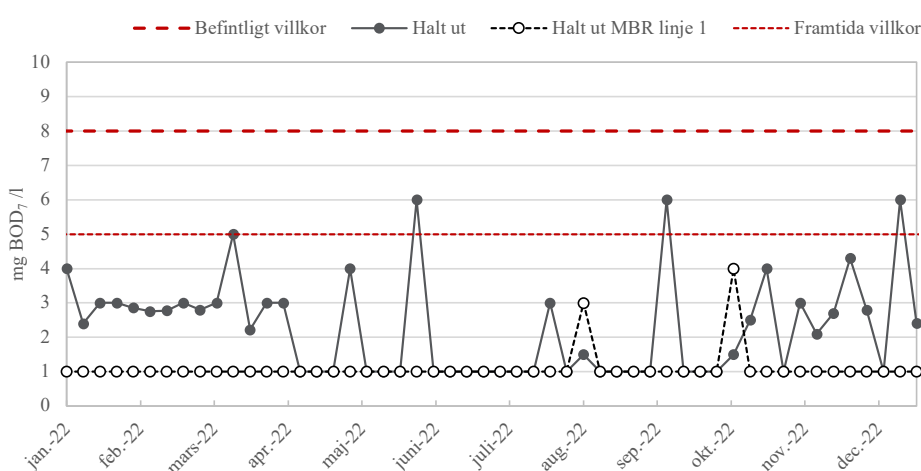
Kvävereningen har skett via nitrifikation (i luftad zon och vid behov i flexzoner), fördenitrifikation samt efterdenitrifikation. Ingen tillsats av rejecktatten till MBR-linjen förekom under 2022, rejecktattnet leddes istället, liksom under tidigare år, in på inkommande flöde i Sickla. Möjlighet fanns att dosera glycerol som extern kolkälla till efterdenitrifikationen men ingen kolkälledosering har behövts.

Fosforeringen skedde genom dosering av hepta (järn(II)sulfat) innan försedimentering och i biosteget där två doseringspunkter finns. En sitter i den luftade zonen och en i inloppet till RAS-deoxen. Dosen av hepta till biosteget har styrts med automatisk återkoppling från fosfatanalysator på utgående permeat. Under 2022 doserades hepta i RAS-deoxen, en strategi som valdes för att snabba på minskningen av syrehalten i RAS-deoxen genom oxidering av tvåvärt järn till trevärt. Detta ansågs kunna bidra till syreförbrukningen eftersom ingen rejecktattendosering till RAS-deoxen skedde. Vid normal drift sjönk syrehalten i RAS-deoxen tillräckligt mycket utan någon dosering av järn eller rejecktatten. Vid högflöde, däremot, när membranen gick med det högre luftningsläget (Leap-Hi), sjönk inte syrehalten helt och då kunde heptan vara behjälplig. Ingen jämförelse mellan dosering av hepta i luftad zon jämfört med RAS-deox har gjorts eftersom dosering i luftad zon hittills bara använts någon enstaka dag i januari 2021. Det har heller inte uppstått problem med de biologiska processerna till följd av fosforbrist vid dosering i RAS-deoxen. Möjlighet att dosera aluminiumklorid i inflödet till membranbassängerna har funnits men endast behövts vid enstaka kortare tillfällen.

Sammanfattningsvis har reningsresultaten avseende BOD₇, kväve och fosfor varit goda, i linje med eller lägre än produktionsmålen (som under 2022 var 8–9 mg Tot-N/l och 0,2 mg Tot-P/l) och väl under såväl nuvarande som framtida begränsningsvärden (se Figur 18.5, Figur 18.6 och Figur 18.7). Utgående vatten från MBR-linjen innehöll som årsmedelvärden <2 mg BOD₇/l, 4,8 mg Tot-N/l och 0,12 mg Tot-P/l. Motsvarande värden för hela Henriksdals utsläpp, dvs viktat medelvärde mellan MBR-linjen, gamla linjerna och förbiledning samt brädd, var 3,6 mg BOD₇/l, 8,4 mg Tot-N/l och 0,24 mg

Tot-P/l. En beräkning av utgående halt kväve och fosfor från CAS har gjorts genom att ta total mängd ut från Henriksdal minus mängden utsläppt från MBR-linjen och dividerat med flödet genom CAS. Viktigt att påpeka är att både utgående halt från Henriksdal och beräknad halt ut från CAS inkluderar vatten som förbiletts biologin direkt till sandfiltren. Vid jämförelse mellan de gamla konventionella aktivslamlinjerna (CAS) och MBR-linjen är det ändå tydligt att MBR-linjen har uppnått betydligt lägre utgående halter. En annan viktig aspekt att beakta är att det varit hög belastning på verket under 2022 eftersom två gamla linjer varit tagna ur drift för ombyggnation till MBR. MBR-linjen har generellt belastats med ett konstant flöde motsvarande 0,83 m³/s. Detta har dock kunnat ökas i två steg vid olika scenarion. De högre flödesscenarierna har en maximal tillåten tid (maximalt dygnsflöde 1,67 m³/s totalt 2 dygn per 180 dagar, maximalt veckoflöde 1,5 m³/s totalt 7 dygn per 180 dagar). Allt i enlighet med garantin för membranen.

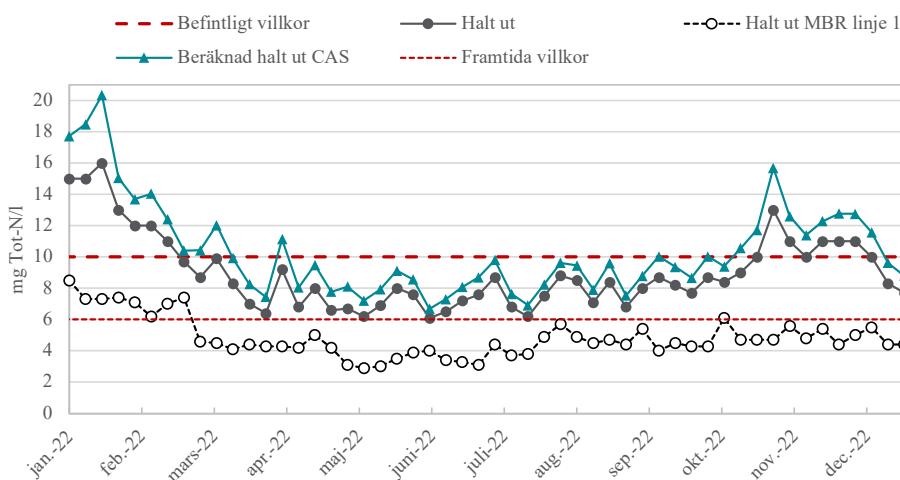
Reningen av BOD₇ har med undantag för två prov varit < 2 mg/l ut från MBR-linjen. Under årets första och sista månader presterade MBR-linjen betydligt bättre än verket som helhet (Figur 18.5).



Figur 18.5

Reningsresultat avseende BOD₇ under 2022 från hela Henriksdal (grå) och från MBR-linjen (svart/vit). Värderna under detektionsgränsen (<2 mg/l) visas som 1 mg/l (d.v.s. halva detektionsgränsen).

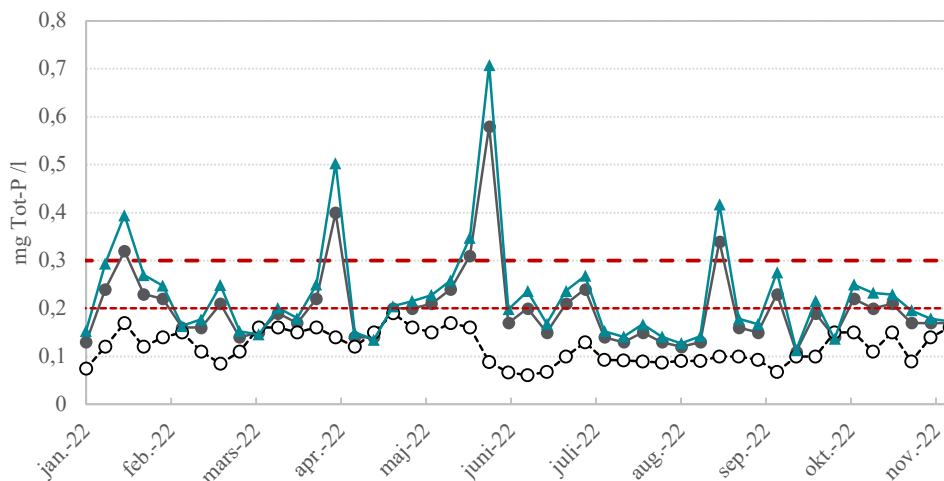
Kvävereningen i MBR-linjen har fungerat bra under hela 2022. Precis som för BOD₇ är skillnaden mot de gamla CAS-linjerna störst under vinterhalvåret, även om MBR-linjen hade utgående Tot-N över 6 mg/l under januari och februari 2022. Resten av året varierade utgående totalkväve från MBR-linjen mellan 3 mg/l och 6 mg/l utan tillsats av extern kolkälla (Figur 18.6).



Figur 18.6

Reningsresultat avseende totalkväve under 2022. Utifrån uppmätta halter ut från MBR-linje1 (svart/vit) och ut från hela verket (grå) har halten ut från de gamla aktivslamlinjerna (CAS, blågrön) beräknats.

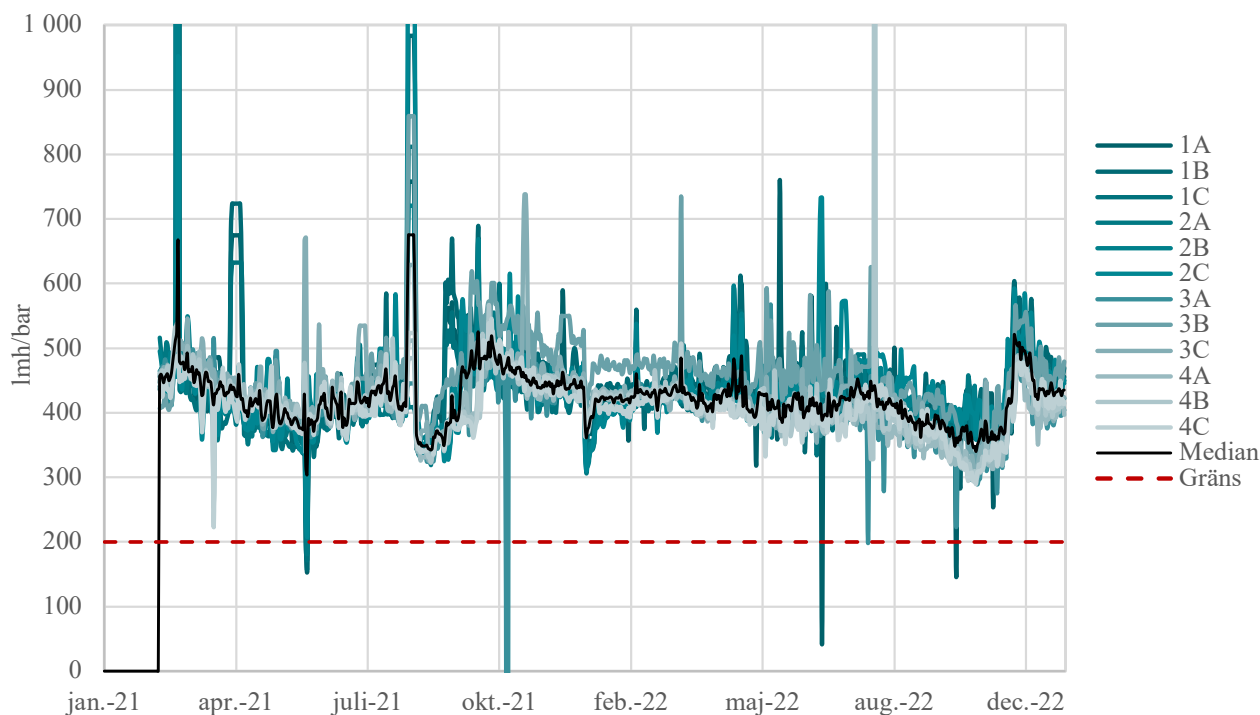
Fosforeringen hade inte samma korrelation till säsong som BOD₇ och kväve, vilket är rimligt då kemfällning inte uppvisar samma temperaturberoende som biologisk rening. Halten Tot-P ut från MBR-linjen varierade mellan 0,06 och 0,19 mg Tot-P/l, vilket för det mesta, men inte alltid, var lägre än utgående halt från CAS-linjerna. Det framgår tydligt av Figur 18.7 att perioder med störningar som resulterat i toppar i utgående fosfat från CAS-linjerna inte påverkat MBR-linjens reningsförmåga vilket visar på MBR-teknikens driftstabilitet. Både halt ut från Henriksdal och beräknad halt ut från CAS inkluderar vatten som förbiellets biosteget och gått direkt från försedimentering till sandfilter.



Figur 18.7

Reningsresultat avseende totalfosfor under 2022. Utifrån uppmätta halter ut från MBR-linje (svart/vit) och ut från hela verket (grå) har halten ut från de gamla aktivslaminjerna (CAS, blågrön) beräknats.

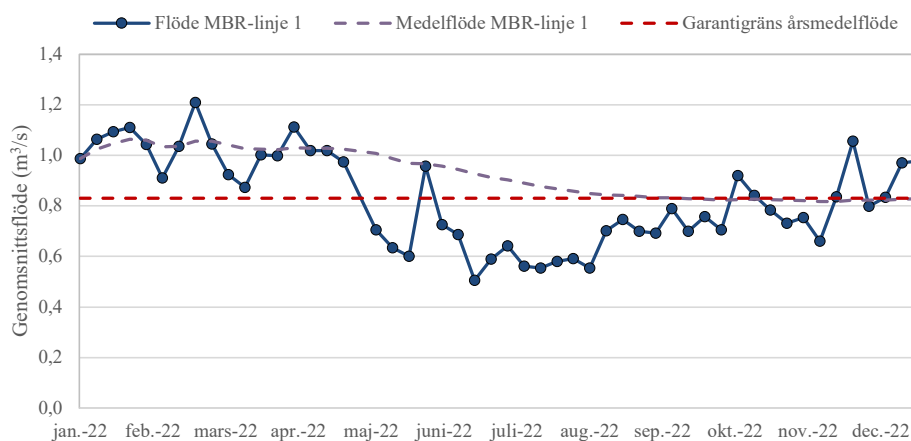
Även membranerna har presterat väl sedan driftsättning och permeabiliteten har varierat mellan omkring 300 och 600 lmh/bar (Figur 18.8). Detta är med god marginal över gränsen för vad leverantören anser som god (> 200 lmh/bar). I Figur 18.8 visas permeabiliteten som dygnsmedelvärden för de 12 membrantankarna i MBR-linje 1 och ett medianvärde av dessa. Återhättningsrengöring (RC) genomfördes i september 2021 och i november 2022 vilket resulterade i en tydlig förbättring av permeabiliteten. I januari 2022 inträffade en plötslig minskning av permeabiliteten. Detta berodde på problem med blåsmaskiner i biosteget vilket gjorde att reningen av BOD₇ och ammonium försämrades och ett avloppsvatten med högre innehåll av dessa parametrar nådde membrantankarna.



Permeabiliteten var som medel 416 lmh/bar under 2022. Membranen körs vid ett momentant flux på 21,4 lmh som under en driftcykel, som inkluderar permeatuttag och relax, ger nettoflux 20 lmh. Antalet membrantankar i drift växlar efter variationer i flöde. Strategin har varit att behandla så mycket vatten som möjligt utan att överskrida garantigränsen på 0,83 m³/s som årsmedelvärde. Som framgår av Figur 18.9 blev årsmedelflödet till MBR-linje 1 just 0,83 m³/s. MBR-linje 1 hade ett högre flöde under årets första månader då övriga linjer var i större behov av avlastning på grund av sämre slamegenskaper och höga flöden in till verket. Flödet minskades sedan under sommaren för att inte överskrida garantigränsen.

Figur 18.8

Permeabilitet för varje membrantank (membrantåg 1-4 med respektive membrantank, totalt 12 st) i MBR-linje 1 samt medianvärdet (svart linje). Permeabilitet ovanför den röda streckade linjen anses som god. Spikar i data beror på ett beräkningsfel som åtgärdades före RC i november 2022.

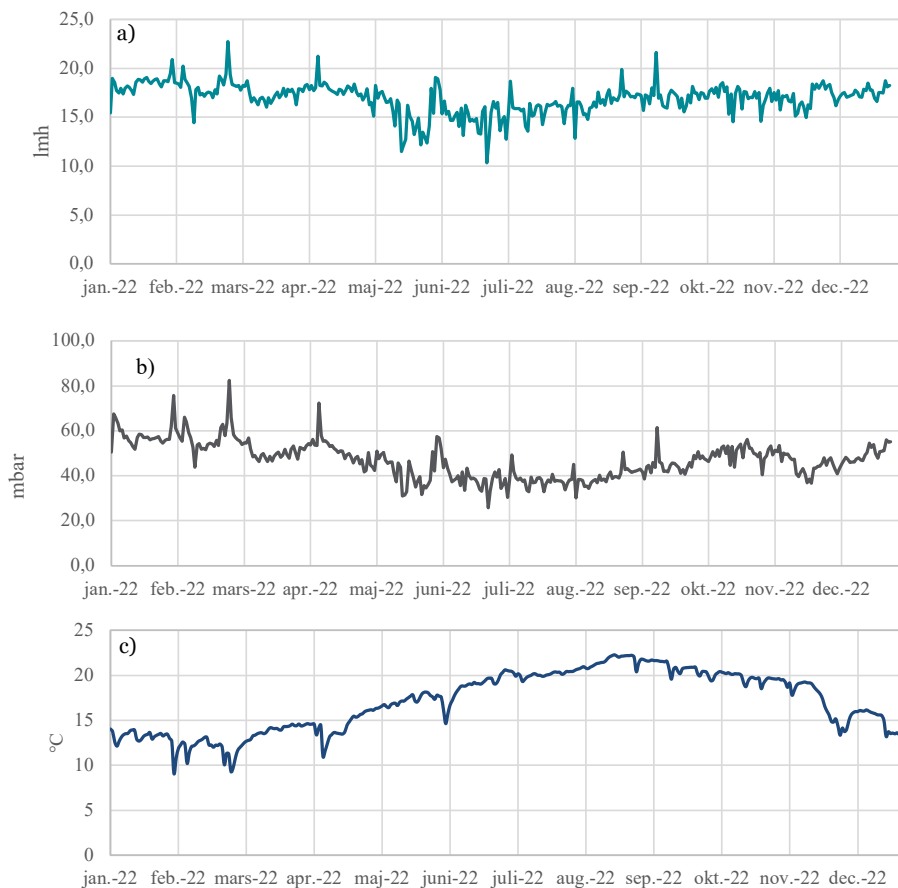


Figur 18.9

Flöde genom MBR-linje 1 i Henriksdal under 2022.

Medelflux var under 2022 17,4 lmh vilket är nära designflux på 17,7 lmh. Detta värde var lägre än driftfluxet 21,4 lmh (det flöde som faktiskt går igenom membranet vid permeatuttag) på grund av perioder med relax, standby och rengöring. Som framgår av Figur 18.10 varierade fluxet med inflödet och var som dygnsmedel som lägst 10 lmh och som högst 23 lmh. TMP varierade under året kring ett medelvärde på 47 mbar med toppar på som högst 82 mbar. Topparna i TMP överensstämmer med tillfällen då flux varit högt och

temperaturen snabbt sjunkit vilket indikerar nederbörd eller snösmältning. Eftersom både flux och TMP varit högt samtidigt påverkades inte permeabiliteten nämnvärt av de höga TMP-värdena. Observera att membranen klarar ett TMP på upp till ca 550 mbar och att de "höga" värdena som uppmättes egentligen inte var särskilt höga. Sambandet mellan TMP och temperatur kan även ses i säsongsvariationer, med lägre TMP under sommaren när temperaturen är högre. Detta kompenseras dock för vid beräkning av permeabilitet genom normalisering mot 20 grader (se detaljer kring detta i kapitel 9).



Figur 18.11

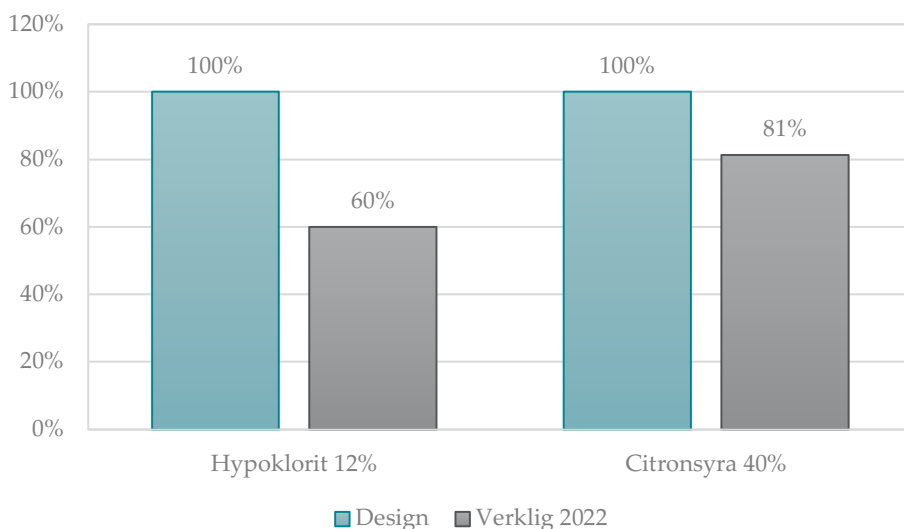
Uppmätt förbrukning av rengöringskemikalier för membranerna i MBR-linje 1 vid Henriksdal under 2022.

Under de två första åren i drift (2021–2022) hade MBR-linje 1 i Henriksdal temperatur (uppmätt i RAS-deox) som lägst 9,1 °C som dygnsmedelvärde (3 dygnsmedel var mindre än 10 °C) och som lägst 12,3 °C som månadsmedelvärde. Medeltemperaturen under 2021–2022 var 17,1 °C.

18.3 Resursförbrukning första fullskalelinjen

När det gäller kemikalieförbrukning för membranrengöring har arbete pågått med att kontinuerligt minska rengöringsfrekvensen. Detta är en direkt följd av resultaten i MBR-piloten som gjort att leverantören valt att göra avsteg från garantivillkoren. När det gäller återhämtningsrengöringar (RC) har dessa bara gjorts en gång per år vilket är hälften jämfört med design. För hypokloriten sänktes dessutom klorkoncentrationen i rengöringslösningen från 1 000 mg/l till 600 mg/l vid den RC som genomfördes 2022. Detta resulterade i en årlig förbrukning av hypoklorit för RC som endast var 33 % av designmängden. Intervallet mellan underhållsrengöringar (MC) med både hypoklorit och citronsyra justeras stegvis i samråd med leverantören och är en pågående process. En utvärdering baserad på värden från 1 februari 2022 till 29 mars 2023 gav en förbrukning

av hypoklorit för MC motsvarande 78 % av designmängden och 90 % av designmängden för citronsyra. Sammanlagt (MC+RC) var förbrukningen av hypoklorit 60 % av designmängden medan motsvarande värde för citronsyra var 81 % under 2022 (Figur 18.11).



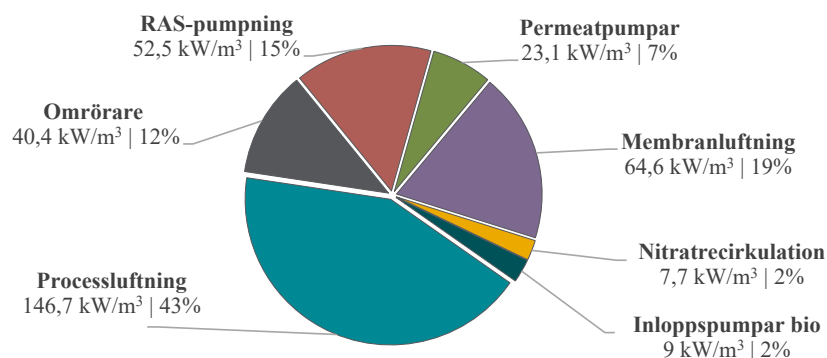
Figur 18.10

Flux (a), TMP (b) och temperatur (c) som dygnsmedelvärden i MBR-linje 1 i Henriksdal under 2022. Temperaturen mättes i RAS-deox.

Förbrukningen av fällningskemikalier för MBR-linjen har beräknats genom att fördela mängden kemikalier som doserats till försedimenteringen i samma proportion som flödet in till MBR-linjen på årsbasis och lägga till doserad mängd fällningskemikalier i MBR-linjen. Det är i verkligheten på grund av placering av doseringspunkter och flödesfördelning inte säkert att fördelningen ser ut precis så, men det ger en indikation. Dosering av fällningskemikalier uppströms försedimenteringen, d.v.s. in till MBR-linje 1, beräknades för 2022 till i genomsnitt 13,2+ g Fe/m³ och 0,37 g Al/m³ (genomsnittliga aluminiumkloriddosen var så låg på grund av att den endast används vid höglödesrening). Till RAS-deoxen tillsattes ytterligare fällningskemikalie i en dos motsvarande 3,2 g Fe/m³ avloppsvatten in till MBR-linje 1 under samma period. Endast mycket låg extra dosering av aluminiumklorid i MBR-linje 1 behövdes, i genomsnitt 0,01 g Al/m³. Sammantaget doserades 16,8 g metall/m³ behandlat avloppsvatten i MBR-linjen. Doseringen till de gamla CAS-linjerna var samma uppströms försedimenteringen som till MBR, men med tillkommande dosering järnsulfat på sandfilter (2,4 g Fe/m³) doserades sammantaget 16,0 g metall/m³ behandlat avloppsvatten i de gamla linjerna.

Behovet av luftning av membranen är en stor post i den totala energiförbrukningen. Under 2022 åtgick i genomsnitt 6,1 Nm³/m³ permeat för luftning av membranen i MBR-linje 1. Luftningen i MBR-linjens biosteg var motsvarande 2,7 Nm³/m³ permeat vilket var i paritet med behovet i de gamla linjerna (CAS) på 2,6 Nm³/m³. Sett till mängd luft var membranluftningen 2,3 gånger så hög som processluftningen i MBR-linje 1, men på grund av de olika bassängdjupen och luftarsystemen som ger olika tryckskillnader var energiförbrukningen ungefär hälften så stor i membranläggningen som för processluftningen.

Hur energiförbrukningen fördelade sig mellan de största posterna i MBR-linje 1 på Henriksdal under 2022 visas i Figur 18.12. Dessa summeras till en total förbrukning motsvarande 344 Wh/m³ permeat. Av figuren framgår att membranluftning, permeat-pumpning och RAS-pumpning tillsammans förbrukar ungefär lika mycket energi som processluftningen.



Figur 18.12

Energiförbrukning i MBR-linje 1 under 2022 uppdelat på de största posterna. Omrörning är uppskattad, övriga poster är baserade på mätningar.

Ett försök att jämföra MBR med CAS har gjorts genom att utvärdera energiförbrukningen för de gamla linjerna och inkludera biobassänger, eftersedimentering och sandfilter. Denna analys visade på en total förbrukning för CAS på 216 Wh/m³ där processluftningen (155 Wh/m³) utgjorde en klar majoritet (72 %) och sandfilterdriften utgjorde 11,5 %. Denna jämförelse ger att energiförbrukningen ökat med 59 % vid uppgradering från gamla linjer med CAS och sandfilter till MBR. Beräknat som energi per mängd avskilt kväve blir skillnaden 41 % högre för MBR (9,3 kWh/kg N) jämfört med CAS och sandfilter (6,6 kWh/kg N). Som jämförelse kan anges att den totala elenergiförbrukningen för hela Henriksdal var 0,365 kWh/m³ under 2022. Omräknat skulle motsvarande energiförbrukning för MBR fullt utbyggt motsvara 0,461 kWh/m³.

19 Framtida utvecklingspotential och utmaningar för MBR-tekniken

19.1 Teknikutveckling relaterat till MBR-processen

Teknikutvecklingen kopplat till MBR-processen har varit betydande de senaste åren och lett till förbättrad kostnadseffektivitet. Med tanke på att en bred implementering inom kommunal avloppsvattenrening bara har börjat, kan en vidare teknikutveckling förväntas. Denna utveckling inkluderar förbättrade membranmaterial, bättre processkontroll, optimerad processdesign, och en bättre integration med andra processer.

19.1.1 Teknisk utveckling av membran

Redan nu skiljer det mycket mellan installerade membran i första linjen på Henriksdal och leverantörens senaste generation av membran Evolve (ZeeWeed 500EV) som har tätare placering av membrantrådarna och fler moduler per kassett vilket har ökat membranytan per markyta så att ett 50 % högre flöde kan renas utan att öka fluxet. Eftersom luftningen inte behöver ökas motsvarande mycket är den nya generationen Zeeweed-membran enligt leverantören 20 % mer energieffektiva. Även andra membrantillverkare utvecklar sina produkter för att uppnå en högre resurseffektivitet. En bredare användning av MBR-tekniken kommer troligtvis driva på utvecklingen av ännu mer effektiva tekniska membranlösningar. Konkurrensen mellan de olika membranleverantörerna förväntas dessutom leda till lägre priser på membran framöver.

Även utveckling av innovativa membranmaterial eller specialbeläggningar (coatings) som förhindrar fouling av membran kan förväntas framöver. Det pågår även forskning kring mer miljövänliga membranmaterial.

19.1.2 Anpassade luftningsstrategier

Anpassade luftningsstrategier i aeroba processdelar är av särskild betydelse för att minska det totala energibehovet i en MBR-process på samma sätt som för en CAS eftersom luftningen utgör en så stor andel av den totala energiförbrukningen. För en MBR påverkar dessutom den höga slamhalten syreöverföringen från luft till vätska negativt. Genom vältrimmade regulatorer för automatisk styrning av luftningen baserat på uppmätt löst syre (DO) och utgående ammonium finns potential att minska energiförbrukningen. Att också ta tillvara på det syre som tillförs processen via membranluftningen kan bidra till minskad energiförbrukning. Två varianter som testats i MBR-piloten i pH2040-projektet var att använda syret för att oxidera ammonium i rejektvattnet i RAS-deox-zonen och att tillåta en högre halt ammonium in till membranen för att förskjuta en del av nitrifikationen till själva membrantanken.

Trots fokus på membranluftningen visar pilotprojektet vid Hammarby Sjöstadverk, men även annan forskning (t.ex. Dalmau et al., 2014; Monclús et al., 2015), att det fortfarande finns optimeringspotential jämfört med MBR-tillverkarnas ”konservativa” rekommendationer.

19.1.3 Alternativa ansatser för membranrengöring

Det finns en del utvecklingspotential med avseende på den resurskrävande membranrengöring som idag görs med air scouring och kemikalier. Utvecklingen kan inkludera en optimering och resursförbrukning så som pilotprojekt redan har börjat med, men

kan även baseras på alternativa metoder som delvis redan börjat utforskas. Nedan listas några av de metoder projektgruppen har diskuterat eller fångat upp från andra FoU-projekt:

- Utformning av luftningssystemet och membrantanken med t.ex. bafflar för att optimera hydrauliken och utnyttjande av luftningsflödet.
- Användning av ozon eller väteperoxid.
- Mekanisk vibration eller annan rörelse som genererar skjuvkrafter vid membranytan.
- Användning av ultraljud eller andra högfrekventa våglängder för en inducerad vibration.
- Användning av enzymer.
- Quorum quenching (QQ) som mekanism där bakteriecellernas kommunikation med varandra (Quorum sensing, QS) blockeras eller hindras vilket kan kontrollera biofilmbildning (Sohail et al., 2023).
- Tillsats av granuler eller pulveriserat aktivt kol (PAK) som ger en ökad mekanisk rengöring av membranytan.
- Tillämpning av intermittenta elektriska fält.

Viktigt vid tillämpning av alternativa rengöringsmetoder är att irreversibel fouling och mekaniska skador på membran behöver undvikas. Potentialen att hitta en fungerande metod att ersätta air scouring är relativt stor, även om alla tänkbara alternativ inte självklart är mindre energiförbrukande. En utmaning med att ersätta kemisk rengöring är den alternativa metodens förmåga att lösa upp fouling inuti själva membranporerna.

19.1.4 Avancerade MBR-processkonfigurationer

Ett antal MBR-system har under senare år utvecklats framför allt med fokus på lågenergi-alternativ till intensiv luftrengöring av membran (t.ex. Krzeminski et al., 2017; Naddeo et al., 2022). Som exempel i Sverige kan Hubers roterande MBR med plattmembran och en anpassad membranluftning som implementerats vid Kivik ARV nämnas. Även kombinationer av MBR-tekniken med andra innovativa tekniker som t.ex. anaeroba MBR (AnMBR), MBR med biofilm (moving bed MBR, MBMR, eller fixed-bed MBR) föreslås i litteraturen. Utöver dessa finns ytterligare många olika ”innovationer” som, även om det ännu är för tidigt att bedöma om dessa kan bli realistiska alternativ, ändå visar att det pågår mycket utveckling inom MBR-tekniken. Utan att förklara själva principen kan nämnas t.ex. självbildande dynamiska MBR (Self-Forming Dynamic Membrane Bioreactors, SFDMBRs), Electro Membrane Bioreactors (eMBR), bränsleceller (bioelektrokemisk membranreaktor, BEMR), membranfotobioreaktorsystem (MPBR) med rening av organiska föroreningar i MBR och rening av näringsämnen i fotobioreaktor med alger, eller Vertikal MBR (VMBR) som består av två zoner (nedre anoxiska och övre oxiska) i en reaktor.

Utän att bedöma hur realistiska de alternativa MBR-processkonfigurationerna är så visar det ökande antalet publikationer inom området att utvecklingen i proceskonfigurationer relaterat till MBR-processen bara har börjat och att en vidare utveckling och processoptimering för olika tillämpningar kan förväntas.

19.2 Decentraliserade MBR-anläggningar

För små och decentraliserade avloppsreningsverk anses MBR-tekniken vanligtvis inte attraktiv p.g.a. den höga specifika energiförbrukningen, vilken ofta är högre än 3 kWh/m³ (Krzeminski et al., 2017). Dock finns fördelar som i vissa lägen innebär att MBR-tekniken väljs även för decentraliserade tillämpningar. Till dessa fördelar kan räknas att det är en kompakt process med litet fotavtryck som producerar en vattenkvalitet som motsvarar eller överstiger tertiär rening. Andra fördelar är möjlighet till en helautomatisk drift

som möjliggör fjärrövervakning och -kontroll av systemet, tyst och luktfri drift, modular design som möjliggör framtida expansion av systemet samt en relativt enkel och snabb implementering genom prefabricering och -testning av MBR-systemet som är lämpligt för en snabb etablering.

Vid decentraliserade avloppsreningsverk som behöver ingå i en cirkulär lokal vattenhantering (t.ex. skärgårdsöar) bör MBR-system vara ett överlägset teknikalternativ.

19.3 MBR-anläggningar och cirkulär vattenhantering

Med MBR-tekniken finns stor potential att omvandla konventionella avloppsreningsverk till den viktigaste beståndsdel för en cirkulär vattenhantering som tillgodoser både behov för ekosystemtjänster och ett hållbart samhälle.

Att MBR-tekniken under de senaste åren har upplevt framgång i både Sverige och internationellt med ett antal nya installationer utförda eller planerade beror på flera utmaningar kopplat till en samhällelig nivå. Både en ökad belastning på grund av en växande befolkning och strängare reningskrav på avloppskvalitet som behöver uppfyllas kräver en allt bättre och effektivare rening. Kommande krav för en avancerad rening vid stora avloppsreningsverk för att ta bort läkemedelsrester och förslag till nya prioriterade ämnen enligt ramdirektivet för vatten kommer leda till ännu mer avancerad rening vid kommunala avloppsreningsverk. Även om MBR-tekniken själv inte kan uppnå ett effektivt avlägsnande av alla mikroföroreningar så skapar tekniken ett vatten av hög kvalitet och goda förutsättningar för en vidarebehandling.

De pilotstudier som genomförts inom pH2040 och relaterade aktiviteter (se kapitel 13) visar att MBR-tekniken skulle kunna underlätta en direkt eller indirekt återanvändning av MBR-renat avloppsvatten med eller utan vidare behandling. En direkt återanvändning kan vara möjlig för mindre krävande ändamål såsom återanvändning i städer, t.ex. för parkbevattning. Resultat från ett antal tester med komplettering av MBR med t.ex. ozoneri- ning, aktivt kol, UV, omvänd osmos, etc. visar att genom att använda rätt kombinationer av teknologier kan avloppsvatten återvinnas. Detta kan dessutom åstadkommas både kostnadseffektivt och till sådan kvalitet att det antingen kan infiltreras till grundvattnet för indirekt återanvändning som dricksvatten eller direkt återanvändning som dricksvatten.

Strategin att återanvända renat avloppsvatten som en naturlig del av vattenresursförvaltningen är dock relativt ny och betraktas fortfarande av många länder, inklusive Sverige, som en lösning som ligger en bit bort i framtiden och som kräver speciell renings- teknik. Genom implementering av MBR-tekniken i kommunala avloppsreningsverk ändras detta och grunden för en framtida ökning av vattenåteranvändning skapas.

En direkt återanvändning av avloppsvatten som dricksvatten har inte största fokus i Sverige idag, men under de senaste åren har intresset ökat för andra alternativ att återanvända renat avloppsvatten. Enligt Johansson et al. (2022) saknas det ekonomiska förutsättningar för att motivera en storskalig satsning på återvinning av avloppsvatten i Sverige annat än i särskilda bristsituationer. Det finns dock många områden i samhället där dricksvatten skulle kunna ersättas med återvunnet vatten, ibland av andra skäl än enbart ekonomiska. Dessutom kan tilläggas att, till skillnad från för bara några år sedan, finns nu områden i Sverige, särskilt i de sydöstra delarna, som upplever bristsituationer och detta väntas öka. Återanvändning av renat avloppsvatten medför en ökad cirkulari- tet, ökad resiliens i vattenförsörjningen och mindre stress på naturliga vattenresurser. Det senare p.g.a. minskat uttag och minskade utsläpp av föroreningar. Vidare kan åter- användning av renat vatten även ge en möjlighet till nya intäkter till VA-huvudmännen. Genom att övervinna gränserna mellan traditionell avloppsrening och vattenförsörjning kan MBR-tekniken vara en vändpunkt för en omfattande implementering av en cirkulär vattenhantering. Detta kan bidra till att tackla utmaningar med ändrad vattentillgång p.g.a. klimatförändringar.

Återanvändning av avloppsvatten har bland annat undersökts av Sydvatten/VA SYD för framtidens Nya Sjölunda ARV. Ett alternativ representerar en så kallad direkt recirkulation av renat avloppsvatten där utgående vatten från Nya Sjölunda ARV behandlas vidare med hjälp av flera avancerade reningssteg för att uppnå dricksvattenkvalitet. Det andra alternativet representerar en indirekt recirkulation av renat avloppsvatten där renat avloppsvatten från ARV renas till en grad så att det därefter kan infiltreras och tas ut som grundvatten. Detta tillvägagångssätt sker redan idag med vattnet till Vombverket (dricksvattenverk som Sydvatten äger och driver). Kvaliteten på det producerade råvattnet som härstammar från renat avloppsvatten som infiltrerats är då bättre än alternativt ytvatten, som annars kan låtas infiltreras och renas ytterligare för att därefter utgöra dricksvatten. Båda recirkulationssystemen kan säkerställa en säker recirkulation av det renade avloppsvattnet, inklusive omhändertagande av föroreningar som finns i orenat avloppsvatten.

Intresset för återanvändning av avloppsvatten ökar snabbt i många delar av världen i t.ex. USA, Sydafrika, Australien) p.g.a. den kontinuerligt växande efterfrågan på vatten och vattenbrist i flera områden. Bevattning i jordbruket är den vanligaste användningen av återanvänt vatten men återanvändningsområden inkluderar även en återföring till grundvatten, samt kommersiell och industriell användning (exklusive dricksvatten). Redan 2012 fastställde US Environmental Protection Agency (USEPA) riktlinjer och kriterier för vattenåteranvändning. MBR-tekniken har bevisats som en effektiv metod vid rening av avloppsvatten för att producera ett vatten som uppfyller USEPA:s kriterier för återanvändning av vatten (Yin och Xagorarakis, 2014). Även för direkt återanvändning av avloppsvatten till dricksvatten utgör MBR-tekniken ofta den tekniken som väljs som en viktig del i en resurseffektiv lösning (Jeffrey et al., 2022).

19.4 Arbetsmiljö

Arbete med MBR-processer innebär utöver vanliga arbetsmiljörisker vid avloppsreningsverk även vissa risker specifikt kopplade till membranerna, som behöver hanteras och minimeras för att skydda operatörerna och säkerställa en hälsosam och säker arbetsmiljö. De största arbetsmiljöriskerna som är förknippade med MBR-tekniken hör till användningen av kemikalier för membranrengöring. Vanliga rengöringskemikalier är citronsyra, som ej är frätande men irriterande, oxalsyra, som är både frätande och giftigt, samt natriumhypoklorit, som är frätande och kan ge upphov till skadliga gaser.

Hantering av skum och flytslam vid MBR-anläggningar är en utmaning som fortfarande är i behov av mer kunskap och praktiska erfarenheter, men det kan redan fastställas att skum kommer att uppstå och bör således tas hänsyn till redan från start. Fungerade tekniska lösningar som minimerar kontakt med skum, och som kan ge en bra arbetsmiljö är ett effektivt skumavdrag och givare som rengörs automatiskt istället för manuellt. För mer detaljer kring skum och flytslam, se kapitel 14.

Eftersom mätningar i pilotprojektet har visat att halter för trikloramin, klorgas och kloroform kan överskrida arbetsmiljögränsvärdet respektive exponeringsgränser vid återhämtningsrengöring med natriumhypoklorit bör detta hanteras. Det har också visats att emissioner pågår under hela rengöringsproceduren (se kapitel 8), vilket innebär att automatiserade tekniska lösningar eller likvärdiga alternativ bör implementeras för att säkerställa en god arbetsmiljö. Det är i tillägg viktigt med god ventilation.

Även den generella teknikutvecklingen och MBR-teknikens utökade processtyrning kan påverka arbetsmiljön positivt på flera sätt. Själva MBR-tekniken möjliggör en ökad grad av automatisering och fjärrövervakning, vilket kan ha en positiv inverkan på arbetsmiljön. Detta innebär t.ex. mindre manuella moment, mindre oro och ett minskat beredskapsbehov. Även nya sensortekniker och smarta säkerhetssystem med till exempel automatisk avstängning vid överbelastning eller läckage kan minimera arbetsmiljörisker.

Kontinuerlig utbildning och kompetensutveckling för operatörer och tekniker är viktigt för en säker arbetsmiljö med MBR-tekniken.

19.5 Tillgång på kemikalier och elenergi

Den geopolitiska situation som uppstått under 2022 har medfört nya utmaningar för avloppsreningsverk med risk för brist på kemikalier och ett ansträngt läge för elenergisystemet. I jämförelse med CAS kräver MBR-tekniken både mer el och mer kemikalier för att fungera. Detta kan medföra en något större utmaning än tidigare. Elenergi krävs framför allt för luftningen. I frånvaro av luftning sätter membranerna snabbt igen. Ibland krävs el även för permeatpumpning. Kemikalier krävs för att förhindra fouling, dock kan processen fungera i perioder upp emot veckor eller månader utan rengöringskemikalier utan att orsaka irreversibla problem.

För att utveckla MBR-tekniken vidare så att dessa nya utmaningar kan bemötas, kan lärdomar från pilotprojektet vara vägledande. Nedan lyfts några utvecklingsområden som bedöms ha god potential att minska MBR-processens beroende av både energi och kemikalier, samt överlag ge en ökad robusthet mot yttre faktorer.

- För att minska mängden fällningskemikalier som behövs för att uppnå fosforreningen så förefaller en biologisk fosforreduktion i kombination med kemisk fällning som en intressant väg att studera vidare (avsnitt 11).
- Den kraftigt reducerade mängden tvättkemikalier och användning av alternativa tvättkemikalier som beskrivs i avsnitt 7 har redan resulterat i ett minskat behov av dessa kemikalier vid Henriksdal.
- Det reducerade behovet för membranluftningen som uppnåtts i pilotprojekt jämfört med designen (se avsnitt 7) minskar elenergin som behövs. Tillsammans med utvecklingen av membrankassetter och bättre luftningsteknik kommer luftningsenergin kunna minskas ytterligare framöver.
- Genomförda tester med olika kolkällor inklusive egenproducerad VFA som beskrivs i avsnitt 10 visar på möjligheter till ett minskat beroende av en specifik extern kolkälla.

Flera av de nämnda utvecklingsmöjligheterna ovan innebär förutom ett minskat beroende av externa resurser även ökad cirkularitet och minskad miljöpåverkan från själva reningsprocessen.

Inom projektgruppen har dessutom flera andra möjligheter diskuterats gällande hur MBR-tekniken kan bli ännu mindre resursberoende. Såväl en kemikaliefri membranrengöring som utvinning av biopolymer och produktion on-site av natriumhypoklorit, båda de senare för intern användning i MBR-processen, är bara några av de mer konkreta koncept som diskuteras.

19.6 Miljöpåverkan

En holistisk utvärdering av MBR-teknikens miljöprestanda krävs för att säkerställa teknikens effektivitet ur både ett tekniskt och ett miljömässigt perspektiv. Generellt är det den omfattande energiförbrukningen i MBR-systemet som bidrar väsentligt till teknikens negativa miljöpåverkan. I Sverige är dock emissionsfaktorn för el med ca 25 g CO₂e/kWh ([Electricitymap](#)) signifikant lägre än t.ex. i Tyskland (480 g CO₂e/kWh). En hög elförbrukning behöver därför inte nödvändigtvis betyda en hög miljöpåverkan. Den extra kemikalieanvändningen för membranrengörning jämfört med CAS-system kan i dessa fall leda till en större miljöpåverkan av MBR-tekniken än den ökade elförbrukningen.

Ortiz et al. (2007) utförde en LCA-studie som inkluderade flera processer inkl. ett CAS-system, ett CAS med tertiär behandling, och två MBR-system. LCA-resultaten

visade att CAS med tertiär rening hade den högsta miljöpåverkan men att MBR-systemen uppvisade en jämförbar miljöpåverkan som CAS med tertiär rening. MBR-systemen var dock de enda system som kunde uppfylla de strängaste utsläppsstandarderna som sattes i utvärderingen. Detta är en mycket viktig aspekt vid jämförelse av olika renings-system, det vill säga att jämförelsen baseras på samma parametrar. Om inte en utökad rening krävs, eller andra aspekter som motiverar ett MBR-system kan tillämpas, så blir implementeringen av MBR-tekniken ingen miljöeffektiv åtgärd. Men om till exempel huvudmålet är en mycket bra rening, kan detta råda över nackdelen med hög energiförbrukning.

Relativt nyligen gjordes en jämförelse av den potentiella miljöpåverkan från MBR och konventionell aktivslam (CAS) ur ett livscykelperspektiv inom ett examensarbete för det mindre avloppsreningsverket Borgholm på Öland, som har en medelbelastning på 11 500 pe (Heinonen, 2023). Även om miljöbedömningen endast baseras på själva anläggningsdesignen för MBR respektive CAS, så indikerar resultaten att MBR-anläggningen kan ge en högre potentiell påverkan än CAS-anläggningen för de flesta undersökta miljökategorierna. Detta beror främst på högre elanvändning vid driften samt användning av kemikalier för membranrengöring. Skillnaderna mellan MBR och CAS bedömdes dock som låg för många miljö kategorier och den viktade slutbedömningen visade en relativt likvärdig bedömning för bägge systemen. Känslighetsanalysen visade att t.ex. citronsyra som tillverkats i Europa, istället för en mer avlägsen produktion (globalt medelvärde) resulterade i att MBR fick lägre potentiell miljöpåverkan än CAS i flera kategorier, bland annat i kategorin global uppvärmning. Med tanke på resursbesparingspotential för energi- och kemikalieförbrukning som MBR-pilotprojektet redan visat relativt designdata, kan sannolikt ett ännu mer positivt utfall av miljöpåverkan för MBR-anläggningen antas. Det bör också noteras att den bättre reningen som MBR-anläggningen skulle åstadkomma inte togs med i miljöbedömningen.

Även återanvändning av det producerade vattnet i en MBR-anläggning förbättrar teknikens miljöprofil avsevärt när det gäller t.ex. klimatpåverkan, övergödningspotential och vattenbristindikator (AWARE-indikatorn) (Arias et al., 2019).

Tillverkning, användning och kvittblivning av membran påverkar i stor utsträckning miljöpåverkan av MBR-tekniken (se även 15.3). En utökad livslängd, eller återanvändning av utbytta membran som diskuterats i avsnitt 15.2, har därmed potential att minska den relativa miljöpåverkan per renad enhet avloppsvatten. Även användning av alternativa material i membrantillverkning kan framöver ge en mindre miljöpåverkan.

I vilken grad lägre växthusgasemissioner, som förväntas från en MBR-process jämfört med CAS-system, delvis kan kompensera för den högre miljöpåverkan från högre energi- och kemikalieanvändning återstår att utreda. Mätningarna i MBR-piloten har dock indikerat att det framför allt kan innebära lägre direkta utsläpp av lustgas, vilket har en positiv effekt på den totala miljöprestandan av MBR-tekniken.

Även andra ansatser som delvis testats i pilotprojektet, såsom egenproducerad VFA från organiska restprodukter som ersätter fossil extern kolkälla eller andra alternativa gröna kemikalier och alternativa membranrengöringstekniker kan medföra en förbättrad miljöprestanda av MBR-tekniken.

19.7 Släpp av mikroplaster från membranen

Membranrengöringen som sker genom rengöring med kemikalier och kraftig luftning (air scouring) är effektiva sätt att undvika membranfouling, som diskuterats i kapitel 7. Den kontinuerliga kemiska och mekaniska påfrestningen på membranen under drift kan dock också skada membranen så att själva membranstrukturen förstörs. Detta kan leda till att PVDF-mikroplaster kan "utsöndras" från åldrande membran som Gan et al. (2021) rapporterat. Antalet PVDF-mikroplaster ökade enligt studien snabbt med

åldern. Kunskapen kring mikroplaster i utgående vatten från MBR-processen som har sitt ursprung från själva membranen, är dock än så länge begränsade till labbstudier. Även om det finns en risk att åldrande membran i en MBR-process kan släppa mikroplaster så behöver detta sättas i relation till MBR-processens förmåga att hålla tillbaka i princip samtliga mikroplaster som finns i inkommande avloppsvatten (se avsnitt 13.2). Aspekten av PFAS relaterat till emitterade PVDF-mikroplaster har till vår kännedom inte undersökts.

19.8 Kostnadsutveckling

Kostnadsutvecklingen för MBR-tekniken i Sverige är ännu svår att bedöma, då det endast finns ett fåtal fullskaleinstallationer. Etableringskostnader påverkas dessutom sannolikt av att dessa installationer, för många involverade byggföretag och konsulter, är den första erfarenheten av tekniken.

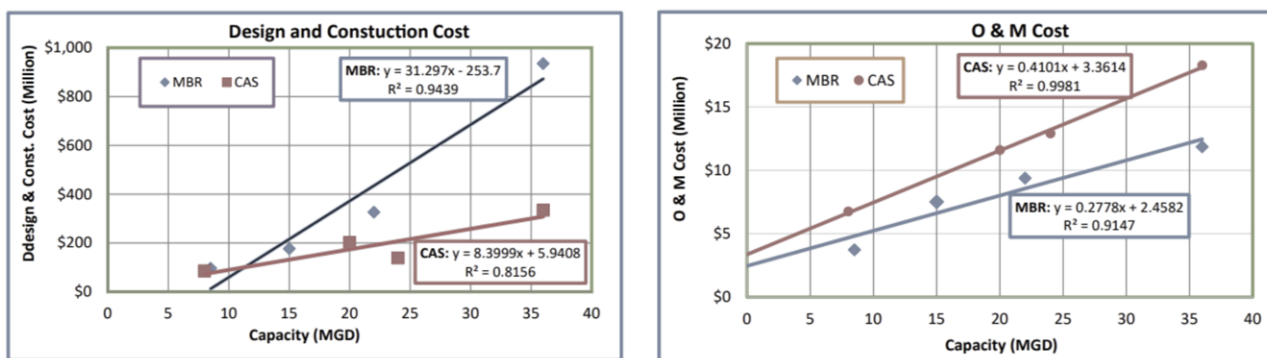
I en studie av Iglesias et al. (2017) jämfördes investeringskostnader (CAPEX) och driftkostnader (OPEX) för MBR-anläggningar i Spanien med konventionell CAS med tertiära behandlingsprocesser för att uppnå samma reningseffekt. Studien kom fram till att nyare MBR-anläggningar representerar ett kostnadsmässigt konkurrenskraftigt alternativ för medelstora och stora anläggningar (> 10 000 m³/d). Driftkostnaderna var likvärdiga för de två anläggningstyperna. När det gäller investeringskostnader bedömdes MBR-tekniken vara billigare än CAS, förutsatt att den sistnämnda kräver en kompletterande rening för att åstadkomma samma reningsgrad som MBR-tekniken.

Att investeringskostnader är högre och driftkostnader är lägre för MBR än för CAS med tertiära behandlingsprocesser rapporteras även av Roccaro och Vagliasindi (2020).

En annan studie som genomfördes för att jämföra kostnadseffektivitet och prestanda för MBR-tekniken jämfört med CAS samlade data för design- och byggkostnader, samt drift- och underhållskostnader från olika MBR- och CAS-avloppsreningsverk i USA (Karim och James, 2017). Hur de olika kostnaderna varierade med anläggningarnas storlek framgår av Figur 19.1. Generellt bedömdes MBR-systemet som mest kostnadseffektivt över tid, men även olika aspekter som anläggningsstorlek och planeringshorisont utvärderades.

Figur 19.1

Variation av investerings- och driftkostnader med anläggningsstorlek (Karim och James, 2017). O & M (Operation and maintenance) inkluderar drift- och underhållskostnader. Anläggningsstorleken anges som flödeskapacitet i enheten MGD (miljoner gallon per dag) på x-axeln. Återgiven med tillstånd.



Enligt Asif et al. (2022) har både installations- och driftkostnader för MBR-processer minskat de senaste åren och kan anses som jämförbara med CAS med tertiära behandlingsprocesser för att uppnå samma reningseffekt som MBR-processer.

Generellt behöver MBR-tekniken fortfarande anses som relativt ny i Sverige, och det innebär högre kostnader för planering, dimensionering och byggnation jämfört med t.ex. en CAS där det finns många decennier av praktiska erfarenheter hos samtliga aktörer som är involverade i implementering av tekniken.

19.9 Kompetensförsörjning

MBR-tekniken är en komplex teknik som kräver erfaren arbetskraft för att driva och underhålla de vitala mekaniska komponenterna. På grund av dess avancerade natur, har idag endast ett fåtal personer i Sverige den nödvändiga tekniska kompetensen. Därför kommer det behövas en kvalificerad utbildning för att försörja svenska MBR-anläggningar med kunnig personal. Denna personal behöver också få en adekvat utbildning om eventuella arbetsmiljö- och hälsorisker kopplade till hantering av och rengöring med kemikalier.

Referenser

- Allard, A.-S., Wahlberg, C. 2017. Förekomst och reduktion av fokusämnen i fyra reningsverk. Delrapport SystemLäk projekt. IVL Svenska Miljöinstitutet, Rapport B2279.
- Andersson, S.L., Westling, K., Andersson, S., Laurell C., Baresel, C., Narongin, M., Royen, H., Bornold, N. 2017. Pilotförsök med membranreaktor för avloppsvattenrening, Delrapport 3 – försöksår 3. IVL B2285.
- Andersson, S.L., Westling, K., Andersson, S., Lindblom, E. 2019a. Long term trials with membrane bioreactor for enhanced wastewater treatment -pilot Henriksdal 2040. IVL B2334.
- Andersson, S.L., Åmand, L., Samuelsson, O., Nilsson, S. 2019b. Instrumentera rätt på avloppsreningsverk. Svenskt Vatten Utveckling. Rapport nr 2019-14.
- Andersson, S.L. 2019. Simuleringsmodell för styrstrategier för framtida Henriksdals reningsverk. IVL Svenska Miljöinstitutet U6110.
- Andersson, S.L., Andersson, S., Baresel, C., Eriksson, M., Narongin-Fujikawa, M., Carranza Munzos, A., Yang, J.J., Bornhold, N., Karlsson, J. 2023. Long term trials with membrane bioreactor for enhanced wastewater treatment coupled with compact sludge treatment – pilot Henriksdal 2040, results from 2021–2022. IVL Svenska Miljöinstitutet, Rapport B2461.
- Apostolopoulou Kalkavoura, V. 2014. Effects of Varying Sludge Permeability of a Membrane Bioreactor. Master thesis. Industrial Ecology, Royal Institute of Technology, TRITA-IM-EX 2014:09.
- Aquagreen, 2022. Personlig kommunikation Christian Wieth, Aquagreen, November 2022.
- Arbetsmiljöverket 2018. AFS 2018:1 Hygieniska gränsvärden. ISBN 978-91-7930-649-6.
- Arévalo, J., Ruiz, L.M., Pérez, J., Gómez, M.A. 2014. Effect of temperature on membrane bioreactor performance working with high hydraulic and sludge retention time. *Biochemical Engineering Journal* 88 (2014) 42–49
- Arias, A., Vallina, I., Lorenzo, Y., Komesli, O.T., Katsou, E., Feijoo, G., Moreira, M.T. 2019. Water Footprint of a Decentralised Wastewater Treatment Strategy Based on Membrane Technology, in: Muthu, S.S. (Ed.), *Environmental Water Footprints, Environmental Footprints and Eco-Design of Products and Processes*. Springer Singapore, Singapore, pp. 85–119. doi.org/10.1007/978-981-13-2508-3_4
- Asif, M.B., Zhang, Z., Vu, M.T., Mohammed, J.A.H., Pathak, N., Nghiem, L.D., Nguyen, L.N. 2022. Membrane Bioreactor for Wastewater Treatment: Current Status, Novel Configurations and Cost Analysis, in: Nasr, M., Negm, A.M. (Eds.), *Cost-Efficient Wastewater Treatment Technologies, The Handbook of Environmental Chemistry*. Springer International Publishing, Cham, pp. 147–167. doi.org/10.1007/698_2022_871
- ATV-DVWK Standard A131E 2000. Dimensioning of Single-Stage Activated Sludge Plants. ISBN 3-935669-96-8
- Ayala, D.F., Ferre, V., Judd, S.J. 2011. Membrane life estimation in full-scale immersed membrane bioreactors. *Journal of Membrane Science* 378, 95–100. doi.org/10.1016/j.memsci.2011.03.013

Baresel, C., Narongin-Fujikawa, M., Lundwall, T., Karlsson, J., Björk, A., Bornold, N., Söhr, S. 2022a. Pulveriserat aktivt kol i kombination med MembranBioReaktor (PAK-MBR) – Etablering och tester med en pilotanläggning vid Hammarby Sjöstadverk. IVL Svenska Miljöinstitutet C713.

Baresel, C., Andersson, S.L., Yang, J.J., Bornold, N., Malovanyy, A., Rahmberg, M., Lindblom, E., Karlsson, L. 2022b. Resultat från FoU-samarbete Syvab-IVL – Årsredovisning för 2020–2021. IVL Svenska Miljöinstitutet B2444.

Baresel, C., Jingjing, Y., Niclas, B., Kåre, T., Linda, K., Westling, K. 2022c. Direct GHG emissions from a pilot scale MBR-process treating municipal wastewater. *Advances in Climate Change Research* 13, 138–145. doi.org/10.1016/j.accre.2021.09.006

Baresel, C., Karlsson, L., Malovanyy, A., Thorsén, G., Goicoechea Feldtmann, M., Holmquist, H., Dalahmeh, S., Ahrens, L., Winkens Pütz, K. 2022d. PFAS – hur kan svenska avloppsreningsverk möta utmaningen? – Kunskapssammanställning och vägledning för VA-aktörer kring PFAS. *Svenskt Vatten, SVU-rapport 2022–7*, IVL Svenska Miljöinstitutet B2447.

Baresel, C., Harding, M., Fång, J. 2019. Ultrafiltration/Granulated Active Carbon-Biofilter: Efficient Removal of a Broad Range of Micropollutants. *Appl. Sci.* 2019, 9, 710. doi.org/10.3390/app9040710

Baresel, C., Ek, M., Ejhed, H., Allard, A.S., Magnér, J., Dahlgren, L., Westling, K., Wahlberg, C., Fortkamp, U., Söhr, S. 2017a. Handbok för rening av mikroföroreningar vid avloppsreningsverk – Planering och installation av reningstekniker för läkemedelsrester och andra mikroföroreningar. Slutrapport SystemLäk projekt. IVL Svenska Miljöinstitutet, Rapport B2288.

Baresel, C., Ek, M., Harding, M., Magnér, J., Allard, A.-S., Karlsson, J. 2017b. Kompletterande tester för en resurseffektiv avancerad rening av avloppsvatten. Delrapport SystemLäk projekt. IVL Svenska Miljöinstitutet, Rapport B2287.

Baresel, C., Yang, J., Tjus, K. 2016. FoU-samarbete Syvab-IVL Delprojekt: Tillämpning och resultat av ett statistiskt klimatberäkningsverktyg år 2016. IVL Svenska Miljöinstitutet, Rapport B2270.

Baresel, C., Lange Silver, S., Dahlén, N., Lundbäck, S. 2015. Experimentell utprovning av tekniker för avskiljning av flytslam (Surfcleaner) i Henriksdals reningsverk – Förstudierapport. IVL rapport, B2235.

Baresel, C., Ek, M., Harding, M. och Bergström, R. 2014. Behandling av biologiskt renat avloppsvatten med ozon eller aktivt kol. IVL rapport B2203.

Barnard J. 2020. Global Practice and Technology Leader at Black & Veatch, USA, personlig kommunikation våren 2020.

Bastian, D., Montag, D., Wintgens, T., Drensla, K., Schäfer, H., Baumgarten, S. 2022. Simultane Pulveraktivkohledosierung im kommunalen Membranbelebungsverfahren. *Wasser und Abfall* 10/2022.

Brepols, C. 2010. *Operating Large Scale Membrane Bioreactors for Municipal Wastewater Treatment*. IWA Publishing ISBN: 9781843393054.

Brepols C. 2022. Erfverband, personlig kommunikation 2022-07-15

Buss, W. 2021. Pyrolysis Solves the Issue of Organic Contaminants in Sewage Sludge while Retaining Carbon—Making the Case for Sewage Sludge Treatment via Pyrolysis. *ACS Sustainable Chem. Eng.* 9, 10048–10053. doi.org/10.1021/acssuschemeng.1c03651

Cabral, A., Ubardi, N., da Rocha, P.H., Gommersbach, C. Costa, R.H.R. 2022. Recovery of biopolymers from activated sludge and its use as phosphorus adsorbent. IWA World Water Congress & Exhibition. Water for smart liveable cities. Copenhagen.

-
- Campo, R., Capodici, M., Di Bella, G., Torregrossa, M. 2017. The role of EPS in the foaming and fouling for a MBR operated in intermittent aeration conditions. *Biochemical Engineering Journal* 118, 41–52. doi.org/10.1016/j.bej.2016.11.012
- Carlsson, B., Åmand, L., Hallin, S. 2019. Tillämpad reglerteknik och mikrobiologi i kommunala reningsverk. Svenskt Vatten Publikation U10.
- Collivignarelli, M.C., Baldi, M., Abbà, A., Caccamo, F.M., Carnevale Miino, M., Rada, E.C., Torretta, V. 2020. Foams in Wastewater Treatment Plants: From Causes to Control Methods. *Applied Sciences* 10, 2716. doi.org/10.3390/app10082716
- Coté, P., Alam, Z., Penny, J. 2012. Hollow fiber membrane life in membrane bioreactors (MBR). *Desalination*. 288. 145–151. [10.1016/j.desal.2011.12.026](https://doi.org/10.1016/j.desal.2011.12.026).
- Dalmau, M., Monclús, H., Gabarrón, S., Rodríguez-Roda, I., Comas, J. 2014. Towards integrated operation of membrane bioreactors: Effects of aeration on biological and filtration performance, *Bioresour. Technol.*, 171 (2014) 103–112.
- di Bella, G., Torregrossa, M. 2016. Foaming in MBRs: measurement and evaluation. thembrsite.com/features/foaming-in-membrane-bioreactors-measurement-and-evaluation/ Besökt 2023-03-18.
- Du, X., Shi, Y., Jegatheesan, V., Ul Haq, I. 2020. A Review on the Mechanism, Impacts and Control Methods of Membrane Fouling in MBR System. *Membranes* 10:24.
- Ek, M., Baresel, C. 2013. Ozonförsök för rening av läkemedelsrester vid Himmerfjärdsverket. Rapport U4201. IVL Svenska Miljöinstitutet.
- Ek, M., Bergström, R., Baresel, C. 2013. Avskiljning av läkemedelsrester med granulerat aktivt kol – Försök vid Himmerfjärdsverket. Rapport U4492. IVL Svenska Miljöinstitutet.
- Finnilä J. 2020. Membraanibioreaktorin suodatuskapasiteettiin vaikuttavat tekijät. LUT Lappeenranta-Lahden teknillinen yliopisto, School of Engineering Science.
- Fridh, B. 2020. Mapping of spontaneous biological phosphorus removal in MBR-process. KTH Royal Institute of Technology. TRITA-CBH-GRU; 2020:116
- Gan, X., Lin, T., Jiang, F., Zhang, X. 2021. Impacts on characteristics and effluent safety of PVDF ultrafiltration membranes aged by different chemical cleaning types. *Journal of Membrane Science* 640, 119770. doi.org/10.1016/j.memsci.2021.119770
- Gawande, G., Dandekar, R., Channa, O., Birari, H. 2021. Troubleshooting Foaming in Membrane Bioreactor: Review of Foam Analysis, Causes and Remedies. *IJRTE* 10, 154–170. doi.org/10.35940/ijrte.D6591.1110421
- GE Water & Process Technologies 2009. SERV-0042 Sludge Quality – Time to Filter Procedure.
- Haimi H. 2023. FCG Finnish Consulting Group, personlig kommunikation februari 2023
- Heinonen, E. 2023. Livscykelanalys av avloppsreningsverk – En jämförande studie mellan MBR och aktivslammetoden. Examensarbete inom samhällsbyggnad och miljöteknik, KTH, TRITA-ABE-MBT-2324.
- Henry, B. J., Carlin, J. P., Hammerschmidt, J. A., Buck, R. C., Buxton, L W., Fiedler, H., Seed, J., Hernandez, O. A. 2018. Critical Review of the Application of Polymer of Low Concern and Regulatory Criteria to Fluoropolymers. *Integr. Environ. Assess. Manage.* 14 (3), 316– 334. doi.org/10.1002/ieam.4035
- Iglesias, R., Simón, P., Moragas, L., Arce, A., Rodríguez-Roda, I. 2017. Cost comparison of full-scale water reclamation technologies with an emphasis on membrane bioreactors. *Water Sci Technol* 75, 2562–2570.
-

-
- Janssen, P.M.J., Meinema, K., van der Roest, H.F. 2002. Biological phosphorus removal – Manual for design and operation. London: IWA Publishing.
- Jeffrey, P., Yang, Z., Judd, S.J. 2022. The status of potable water reuse implementation. *Water Research* 214, 118198. doi.org/10.1016/j.watres.2022.118198
- Jiang, T., Kennedy, M.D., Guinzbourg, B.F., Vanrolleghem, P.A., Schippers, J.C. 2005. Optimising the operation of a MBR pilot plant by quantitative analysis of the membrane fouling mechanism. *Water Science & Technology* Vol 51 No 6–7 pp 19–25
- Johannessen, E., Samstag, R.W., Stensel, D. 2005. Effect of process configurations and alum addition on EBPR in membrane bioreactors. *Proceedings of the Water Environment Federation (WEFTEC) · December 2005*. DOI: 10.2175/193864706783763327
- Johansson M., Albinsson M., Regnell F. 2022. Juridiska utmaningar när avloppsvatten blir tekniskt vatten. SVU-rapport 2022-3. Stockholm, Svenskt Vatten.
- Judd, S. 2010. *The MBR book*. Butterworth-Heinemann, 2nd Ed. ISBN:9780080966823.
- Judd, S. 2018. Solids loading in MBRs – a load off your mind ...? Available at: www.thembrsite.com/blog/solids-loading-in-membrane-bioreactors-a-load-off-your-mind/
- Jönsson, H., Junestedt, C., Willén, A., Yang, J., Tjus, K., Baresel, C., Rodhe, L., Trela, J., Pell, M., Andersson, S. 2015. Minska utsläpp av växthusgaser från rening av avlopp och hantering av avloppsslam. SVU-rapport 2015-02. Svenskt Vatten.
- Karim, M.A., Mark, J. 2017. A Preliminary Comparative Analysis of MBR and CAS Wastewater Treatment Systems. *International Journal of Water and Wastewater Treatment* 3. doi.org/10.16966/2381-5299.138
- Krahn, K.M., Cornelissen, G., Castro, G., Arp, H.P.H., Asimakopoulos, A.G., Wolf, R., Holmstad, R., Zimmerman, A.R., Sørmo, E. 2022. Sewage Sludge Biochars as Effective PFAS-Sorbents. *Journal of Hazardous Materials* 130449. doi.org/10.1016/j.jhazmat.2022.130449
- Karlsson, L., Baresel, C. 2021. Skum på framtida Himmerfjärdsverket – Uppkomst och åtgärder. IVL Svenska Miljöinstitutet, Rapport U 6463.
- Kazadi Mbamba, C., Jeppsson U. 2017. Plant-wide model-based analysis of simultaneous precipitation on phosphorus removal in an activated sludge system with MBRs. Technical Report, Division of Industrial Electrical Engineering and Automation Faculty of Engineering, Lund University.
- Krzeminski, P., Leverette, L., Malamis, S., Katsou, E. 2017. Membrane bioreactors – A review on recent developments in energy reduction, fouling control, novel configurations, LCA and market prospects. *Journal of Membrane Science* 527, 207–227. doi.org/10.1016/j.memsci.2016.12.010
- Krzeminski, P., Gil, J.A., van Nieuwenhuijzen, A.F., van der Graaf, J. 2012. Flat sheet or hollow fibre – comparison of full-scale membrane bio-reactor configurations. *Desalination and Water Treatment*. 42. 100-106. 10.1080/19443994.2012.682963.
- Kääriä, S. 2015. The effect of microbiological properties of membrane bioreactor sludge on its filterability. Degree project in Biotechnology, KTH Royal Institute of Technology, Stockholm Vatten AB & IVL Swedish Environmental Institute, Stockholm.
- Ladewig, B., Al-Shaeli, M.N.Z. 2017. Fouling in Membrane Bioreactors, in: Ladewig, B., Al-Shaeli, M.N.Z. (Eds.), *Fundamentals of Membrane Bioreactors: Materials, Systems and Membrane Fouling*, Springer Transactions in Civil and Environmental Engineering. Springer, Singapore, pp. 39–85. doi.org/10.1007/978-981-10-2014-8_3
-

-
- la Cour Jansen, J., Tykesson, E., Jönsson, K., Jönsson, L-E. 2009. Biologisk fosforavskiljning i Sverige – Erfarenhetsutbyte och slamavvattning (SVU 2009-09). Stockholm: Svenskt Vatten.
- Lemström, H., Roberts, R., Grim, J., Baresel, C., Malovanyy, A. 2021. Förstudie läkemedelsrening Syvab – Uppförandet av en pilotanläggning med granulerat aktivt kol i kombination med Membran BioReaktor (MBR-GAK). SYVAB, Grödinge.
- Mannina, G., Chandran, K., Capodici, M., Cosenza, A., Di Trapani, D., van Loosdrecht, M.C.M. 2018. Greenhouse gas emissions from membrane bioreactors: analysis of a two-year survey on different MBR configurations. *Water Science and Technology* 78, 896–903. doi.org/10.2166/wst.2018.366
- Mannina, G., Capodici, M., Cosenza, A., Di Trapani, D., Laudicina, V.A., Ødegaard, H. 2017. Nitrous oxide from moving bed based integrated fixed film activated sludge membrane bioreactors. *Journal of Environmental Management* 187, 96–102. doi.org/10.1016/j.jenvman.2016.11.025
- Metcalf & Eddy 2014. *Wastewater Engineering, Treatment and Resource Recovery*, 5th Ed., McGraw-Hill International Edition. ISBN 978-1-259-01079-8.
- Mishima, I., Nakajima, J. 2009. Control of membrane fouling in membrane bioreactor process by coagulant addition. *Water Science & Technology* 59(7): 1255-1262.
- Monclús, M., Dalmau, M., Gabarrón, S., Ferrero, G., Rodríguez-Roda, I., Comas, J. 2015. Full-scale validation of an air scour control system for energy savings in membrane bioreactors, *Water Research* 79 (2015) 1-9.
- Murad, H. 2018. Membranbioreaktorer och deras förmåga att avlägsna prioriterade mikroföroreningar. Examensarbete UPTEC W18 048, Sveriges Lantbruksuniversitet SLU, Uppsala.
- Naddeo, V., Corpuz, M.V.A., Borea, L., Ballesteros, F.C., Belgiorno, V., Korshin, G.V. 2022. Advanced Configuration for Efficient Membrane Bioreactors, in: Nasr, M., Negm, A.M. (Eds.), *Cost-Efficient Wastewater Treatment Technologies, The Handbook of Environmental Chemistry*. Springer International Publishing, Cham, pp. 101–145. doi.org/10.1007/698_2022_869
- Naturvårdsverket, 2010. Kemisk och biologisk karaktärisering av punktutsläpp till vatten, u.o.: Handbok 2010:3.
- Närhi, K., Westling, K., Andersson, S., Baresel, C., Wahlberg, C. 2021. Mikroföroreningar i avloppsreningsverk med membranteknik – Jämförelse med konventionellt reningsverk och bedömning av recipientpåverkan. SVU-report 2021-2.
- Oliveira Filho, M., Mailler, R., Rocher, V., Fayolle, Y., Causserand, C. 2021. Comprehensive study of supported PVDF membrane ageing in MBR: A direct comparison between changes at bench scale and full scale. *Separation and Purification Technology* 279, 119695. doi.org/10.1016/j.seppur.2021.119695
- Ortiz, M., Raluy, R.G., Serra, L., Uche, J. 2007. Life cycle assessment of water treatment technologies: wastewater and water-reuse in a small town, *Desalination*, 204 (2007) 121–131.
- Owusu-Agyeman, I., Bedaso, B., Laumeyer, C., Pan, C., Malovanyy, A., Baresel, C., Plaza, E., Cetecioglu, Z. 2023. Volatile fatty acids production from municipal waste streams and use as a carbon source for denitrification: The journey towards full-scale application and revealing key microbial players. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 175, 113163. doi.org/10.1016/j.rser.2023.113163
- Pellegrin, M.-L., Neethling J. B. 2015. Application of Membrane Bioreactor Design Processes for Achieving Low Effluent Nutrient Concentrations. Water Environment Research Foundation (WERF), IWAP ISBN: 978-1-78040-675-6/1-78040-675-4.
-

-
- Pöykiö, R., Nurmesniemi, H. och Kivilinna, H.A. 2008. EOX concentrations in sediment in the part of the Bothnian Bay affected by effluents from the pulp and paper mills at Kemi, Northern Finland. *Environ Monit Assess* 139, 183–194
- Reid, Robert C., Prausnitz, John M., Poling, Bruce E. 1987. *The Properties of Gases and Liquids*, McGraw-Hill, ISBN 0-07-051799-1
- RIBI SA Ingénieurs hydrauliciens, 2014. *Traitement des micropolluants par dosage de cap dans la boue activée d'un MBR – Rapport final sur les essais pilotes à la STEP du Locle*. Lausanne.
- Roberts, R.A. 2020. Mapping spontaneous biological phosphorus removal observed in a membrane bioreactor process without the anaerobic condition. KTH Royal Institute of Technology, TRITA-ABE-MBT 20734.
- Robinson, S., Bérubé, P.R. 2020. Membrane ageing in full-scale water treatment plants, *Water Research*, Volume 169, 115212, ISSN 0043-1354, doi.org/10.1016/j.watres.2019.115212.
- Roccaro, P., Vagliasindi, F.G.A. 2020. Techno-Economic Feasibility of Membrane Bioreactor (MBR), in: Naddeo, V., Balakrishnan, M., Choo, K.-H. (Eds.), *Frontiers in Water-Energy-Nexus—Nature-Based Solutions, Advanced Technologies and Best Practices for Environmental Sustainability*, Advances in Science, Technology & Innovation. Springer International Publishing, Cham, pp. 269–270. doi.org/10.1007/978-3-030-13068-8_67
- Salmonsson, T., Jönsson, K., Andersson, S., Bergslilja, E., Erikstam, S. 2017. Sidoströmshydrolys och biologisk fosforavskiljning på svenska avloppsreningsverk. SVU-rapport 2017-06. Svenskt Vatten AB.
- Samuelsson, O., Royen, H., Ottosson, E., Baresel, C., Westling, K., Bergström, R., Bengtsson, L., Yang, J.J., Andersson, S.L., Björk, A., Dahlé N, Laurell, C., Lindblom, E., Grundestam, J. 2014. Pilotförsök med membranbioreaktor för avloppsvattenrening, Delrapport 1 – Försöksår 1. IVL B2215.
- Sohail, N., Riedel, R., Dorneanu, B., Arellano-Garcia, H. 2023. Prolonging the Life Span of Membrane in Submerged MBR by the Application of Different Anti-Biofouling Techniques. *Membranes* 13, 217. doi.org/10.3390/membranes13020217
- Svensson Grape, E., Chacón, A.J., Rojas, S., Pérez, Y., Jaworski, A., Nero, M., Åhlén, M., Martínez-Ahumada, E., Narongin-Fujikawa, M., Ibarra, I., Cheung, O., Baresel, C., Willhammar, T., Horcajada, P., Ken Inge, K. 2022. Efficient removal of aqueous pharmaceutical pollutants by a robust anionic zirconium ellagate framework. *ChemRxiv*. Cambridge: Cambridge Open Engage. doi.org/10.26434/chemrxiv-2022-h3530
- Sweco, 2015. *Systemhandling Stockholms framtida Avloppsrening*, Processrapport. AH-BB-NBBA-020.
- Takman, M., Cimbritz, M., Davidsson, Å., Paul, C., Svahn, O., Blomqvist, S. 2022. Återanvändning av renat avloppsvatten – Potential efter rening med en membranbioreaktor följt av granulerat aktivt kol. SVU-rapport 2022-14. Stockholm, Svenskt Vatten.
- Taylor, S. 2019. Utvärdering av return activated sludge deoxygenation (RAS-DeOx) i membranbioreaktor pilotlinje vid Hammarby Sjöstadsvärk. Examensarbete 30 hp, Uppsala
- Thiemig, C. 2012. The importance of measuring the sludge filterability at an MBR-introduction of a new method. *Water Science & Technology* 66(1): 9-14.
- Trafikverket 2020. Vägen och vattnet. Tillgängligt på: <https://bransch.trafikverket.se/om-oss/var-verksamhet/sa-har-jobbar-vi-med/Miljo-och-halsa/Vatten-och-mark/Vagen-och-vattnet/>, april 2023.
-

Tykesson E., la Cour Jansen J. 2005. Utvärdering av laboratoriebatchförsök för biologisk fosforavskiljning. *VATTEN* 61: 43–50.

Tykesson E., Jönsson L.-E., la Cour Jansen J. 2005b. Experience from 10 years of full-scale operation with enhanced biological phosphorus removal at Öresundsverket. *Water Science & Technology* 52:12, pp 151–159.

Wang, D., Tooker, N. B., Srinivasan, V., Li, G., Fernandez, L. A., Schauer, P., Menniti, A., Maher, C., Bott, C. B., Dombrowski, P., Barnard, J. L., Onnis-Hayden, A., Gu, A. Z. 2019. Side-stream enhanced biological phosphorus removal (S2EBPR) process improves system performance – A full-scale comparative study. *Water research*, 167, 115109. <https://doi.org/10.1016/j.watres.2019.115109>

Wastensson, G., Eriksson, K. 2019. The Nordic Expert Group for Criteria Documentation of Health Risks from Chemicals. 152. Inorganic chloramines. *Arbete och Hälsa (Work and Health) No 2019; 53(2)*.

Westling, K., Andersson, S.L., Baresel, C., Royen, H., Ottosson, E., Bergström, R., Björn, A., Andersson, S., Dahlén, N., Lindblom, E., Laurell, C. 2016. Pilotförsök med membranreaktor för avloppsvattenrening, Delrapport 2 – Försöksår 2. IVL B2271.

Westling, K., Baresel, C., Dahlén, N., Andersson, S., Albertsen, M. 2016. Microbiological populations – a comparison between MBR and CAS processes. 2nd IWA Conference on Holistic Sludge Management, HSM 2016, Malmö, Sweden.

Westling, K., Andersson, S. 2019. Fem avloppsreningsverk med MBR-process och strikta utsläppskrav – Rapport från en studieresa till USA. SVU-rapport 2019-5. *Svenskt Vatten*.

WHO 2006. Guidelines for safe recreational water environments, volume 2: Swimming pools and similar environments. ISBN 92-4-154680-8.

Wu, M., Chen, Y., Lin, H., Zhao, L., Shen, L., Li, R., Xu, Y., Hong, H., He, Y. 2020. Membrane fouling caused by biological foams in a submerged membrane bioreactor: Mechanism insights. *Water Research* 181, 115932. doi.org/10.1016/j.watres.2020.115932

Yin, Z., Xagorarakis, I. 2014. Membrane Bioreactors (MBRs) for Water Reuse in the USA, in: Fatta-Kassinos, D., Dionysiou, D.D., Kümmerer, K. (Eds.), *Advanced Treatment Technologies for Urban Wastewater Reuse, The Handbook of Environmental Chemistry*. Springer International Publishing, Cham, pp. 223–245. doi.org/10.1007/698_2014_324

Zheng, X., Plume, S., Ernst, M., Croué, J.P., Jekel, M. 2012. In-line coagulation prior to UF of treated domestic wastewater – foulants removal, fouling control and phosphorus removal. *Journal of Membrane Science* 403-404: 129–139.

Åmand, L., Andersson, S., Oliveira, F., Rahmberg, M., Junestedt, C., Arnell, M. 2016. Nya utsläppskrav för svenska reningsverk – effekter på reningsverkens totala miljöpåverkan. SVU-rapport 2016-12.

Åtvidabergs Vatten och Renhållning, 2023. Personlig kommunikation Elisabeth Hillström, Miljöingenjör, mars 2023.

Svenskt Vatten

UTVECKLING

Svenskt Vatten Utveckling
Svenskt Vatten AB

POSTADRESS BOX 14057, 167 14 Bromma

BESÖKSADRESS Gustavslundsvägen 12, 167 51 Bromma

TELEFON 08-506 002 00

E-MAIL svensktvatten@svensktvatten.se

www.svensktvatten.se