



Norges miljø- og  
biovitenskapelige  
universitet

**Masteroppgave 2019 30 stp**

Fakultet for realfag og teknologi (REALTEK)

Veileder: Arve Heistad

## **Evaluering av en biofilm membranreaktor som et behandlingstrinn i gjenbruk av svartvann**

Evaluation of a biofilm membrane reactor as a  
treatment step for reuse of blackwater

**Lukas Peder Fjeld Hansen**

Vann- og miljøteknikk

Fakultet for realfag og teknologi



# I. Forord

Denne oppgaven er skrevet våren 2019 i sammenheng med prosjektet Sino-European innovative green and smart cities (SiEU Green) og er delvis finansiert av EUs Horizon 2020 program og Ecomotive AS. Oppgaven er skrevet ved Fakultetet for Realtek ved Norges miljø- og biovitenskapelige universitet (NMBU) og avslutter min studietid ved linjen for Vann- og miljøteknikk på NMBU. Hovedveileder har vært Arve Heistad (NMBU) og biveiledere har vært Daniel Todt (Ecomotive AS) og Melesse Eshetu Moges (Ecomotive AS).

Jeg vil rette en stor takk til biveiledere Daniel Todt og Melesse Eshetu Moges for meget god oppfølging og for deres tilgjengelighet og vilje til å stille opp. Jeg vil takke Oliver Sahlman for hjelp med tetting av lekkasjer, utbytting av rørelementer, annen praktisk hjelp og gode samtaler ved vann- og avløpslabben ved TF fløy IV. Jeg vil rette en takk til Andreas Högfelddt for god oppfølging, godt humør og hjelp på vann- og avløpslabben ved TF fløy V. Takk til Petter Jenssen og Manoj Pandey som organiserte hyppige møter for studentene tilknyttet prosjektet og takk for alt av praktisk informasjon, tips og oppfølging. En takk rettes også til Eshetu Janka Wakjera ved Universitetet i Sørøst-Norge, campus Porsgrunn. Det var svært lærerikt å få en innføring i bruk av gasskromatografi ved biogasslaboratoriet hos dere. Takk for tilsendte analysedata for flyktige fettsyrer. Takk til hovedveileder Arve Heistad som gjorde meg oppmerksom på oppgaven i 2018. Takk for at du delte dine synspunkter vedrørende innholdet i oppgaven. Takk til min mor Hilde Fjeld for språkvask og oppmuntring under skriveperioden. Takk til kjæreste og venner for korrekturlesing, støtte og positivitet.

Norges miljø- og biovitenskapelige universitet

Ås, 13. mai 2019

---

Lukas P.F Hansen

## II. Sammendrag

Avløpsvannbehandling har vært og vil fortsette å praktiseres over hele verden av mange forskjellige grunner, blant annet: betydningen av gjenbruk, urbanisering av byer, vannmangel, sirkulær økonomi og behovet for mer kompakte, robuste og effektive avløpsrenselsøsninger. En kombinasjon av noen utvalgte utfordringer innenfor disse områdene danner grunnlaget for dette studiet. I denne studien ble en 9.2 L laboratorieskala biofilm membranreaktor med 5 dykkede keramiske membraner (IMBR) benyttet for undersøkelse og evaluering av behandling og gjenbruk av kildeseparert svartvann. Laboratorieanlegget ble opprisset i vann- og avløpslabben ved Fløy IV ved NMBU i utgangen av 2018 og ble driftet og testet fra januar til april 2019.

Det ble gjennomført en kvalitetssikring av permeatpumpa i reaktoren der resultatene av regresjonskurver viste at pumpa leverte programmerte verdier godt korrelert med de forventede verdiene. MBR-reaktoren ble undersøkt ved to forskjellige driftstyper; 10-16 timer og 4 timers hvileperioder. Det kildeseparerte svartvannet brukt i dette studiet, ble samlet fra vakuumpoletter ved de nærliggende studentboligene på Kajaveien, campus Ås. Etter en oppstartsfase på 3 uker, oppnådde systemet en stabil fjerningsgrad av kjemisk oksygenbehov (KOF) på  $64,4 \pm 13,7$  % over membranen. Den gjennomsnittlige konsentrasjonen av totalt suspendert stoff (TSS) i reaktorvæske var på  $715,8 \pm 177,6$  mg/l og hadde en 2.8 log-fjerning over den keramiske membranen med nominell poreåpning på 0,2  $\mu\text{m}$ . Transmembrantrykk (TMP) ble overvåket for de to driftstypene, og resultatene viste signifikante økninger i TMP-verdier for begge driftstyper. For kjøring med 10-16 timers hvileperioder var det lengste batchløpet på 1984 minutter og 5596 minutter for hvileperioder på 4 timer før overtredelse av en innstilt TMP-alarmverdi på 20-25 mBar. Gjennomsnittlig kjøretid for 10-16 og 4 timers hvileperioder var  $536 \pm 276$  min og  $285 \pm 943$  min over den 3-uker lange oppstartsfasen.

Flyktige fettsyrer (VFA) ble samlet fra reaktorvæsken og permeatet for å illustrere prosessen i filterkaken og biofilmlagene på membranoverflaten mer detaljert. Skumdannelse i reaktoren ble overvåket daglig for ytterligere karakterisering og forklaring av mulig membranbegroing. Det ble også undersøkt om membranreaktoren kunne fjerne koliforme bakterier og *E. coli*. To prøver av membranpermeatet ble tatt mot slutten av andre driftsperiode og resultatene viste ingen forekomster av koliforme bakterier og *E. coli* da konsentrasjonen var under deteksjonsnivået. Membranreaktoren fremstod meget robust over den 80 dager lange driftsperioden og samlet gir resultatet fra denne studien en forståelse av mulighetene og begrensningene for behandling av svartvann ved hjelp av en neddykket biofilm membranreaktor (IMBR).

### III. Abstract

Wastewater management has been and will continue to be practiced all over the world for many different reasons, including: the importance of reuse, the merging urbanization of cities, water shortages and the need for more compact wastewater solutions. A combination of some of these problems forms the basis of this study. In this study, a 9.2 L laboratory scale immersed biofilm membrane reactor (IMBR) with 5 ceramic membranes was utilized for investigation and evaluation for its treatment efficiency for the treatment and reuse of blackwater (BW). The laboratory scale biofilm MBR treatment unit was rigged late autumn of 2018 and operated from January until April 2019 for the purpose of the study.

The MBR-reactor was investigated at 10-16 and 4 hour relaxation phases. The source separated BW used in this study was collected from vacuum toilets at the nearby Kaja student housings. After a start-up phase lasting for 3 weeks, the system reached a stable removal rate of  $64.4 \pm 13.7$  % for soluble chemical oxygen demand (COD). The average concentration of total suspended solids (TSS) in the reactor fluid was  $715.8 \pm 177.6$  mg/l and was reduced over the 0.2  $\mu$ m ceramic membranes to a level under the detection limit. Transmembrane pressure (TMP) was monitored for both relaxation phases and the results showed significant rises in TMP-values for both running operations. For 10-16 hour relaxation phases, the longest batch run lasted for 1984 minutes and 5596 minutes for 4 hour relaxation phases before transgression of a set TMP-alarm value of 20-25 mBar. Average run time for 10-16 hour relaxation phases was  $533 \pm 321$  min and  $285 \pm 943$  min for the 4 hour relaxation phases during the 3-week start-up phase.

Volatile fatty acids (VFA) was sampled from reactor fluid and permeate to elucidate the process in the filter cake and biofilm layers on the membrane surface more in detail. Foaming in the reactor was monitored daily for further characterization and explanation of possible membrane fouling contribution. An investigation of total coliform bacteria and *E. coli* was done at the end of the period with 4 hour rest phases and resulted in a concentration below the detection limit when exposed for UV light for the membrane permeate. The membrane bioreactor performed well under highly robust conditions. Overall the result from this study gives an understanding of the possibilities and limitations regarding treatment of BW using IMBR.

## IV. Innholdsfortegnelse

<b>I.</b>	<b>Forord .....</b>	<b>i</b>
<b>II.</b>	<b>Sammendrag.....</b>	<b>ii</b>
<b>III.</b>	<b>Abstract.....</b>	<b>iii</b>
<b>IV.</b>	<b>Innholdsfortegnelse.....</b>	<b>iv</b>
<b>V.</b>	<b>Akronym med forklaring .....</b>	<b>vi</b>
<b>1</b>	<b>Introduksjon.....</b>	<b>1</b>
1.1	Bakgrunn og drivere .....	3
1.2	Begrensninger .....	3
1.3	Hensikt .....	4
1.4	Problemstilling .....	4
<b>2</b>	<b>Biofilm membranreaktor for behandling av kildeseparert avløpsvann .....</b>	<b>5</b>
2.1	Tidligere forskning på konvensjonelle MBR-anlegg .....	6
2.2	Biologisk rensing .....	8
2.3	Membraner.....	10
2.4	Utforminger av MBR.....	14
2.5	Driftsparametere .....	15
2.6	Oppsamling og karakteristikkk av svartvannet brukt i denne studien .....	16
<b>3</b>	<b>Materialer og metoder .....</b>	<b>18</b>
3.1	Forbehandling .....	18
3.2	Oppsett .....	18
3.3	Oppstart og dannelse av biofilm .....	24
3.4	Datainnsamling og analyseparametere.....	25
3.5	Feilkilder.....	32
<b>4</b>	<b>Resultater og diskusjon .....</b>	<b>33</b>
4.1	Kvalitetssikring av permeatpumpe.....	33
4.2	Oppstart.....	38
4.3	Karakterisering av driftsparametere.....	38
4.4	Transmembrantrykk, permeabilitet og gangtider .....	41
4.5	Effekten av kjemisk oksygenforbruk (KOF).....	46

4.6	Reduksjon av fettsyrer (VFA).....	51
4.7	Variasjoner i totalt suspendert stoff (TSS) for utløp ABR og reaktorvæske .....	53
4.8	Skumnivå over vannspeil i reaktorkolonnen.....	57
4.9	Tørrstoffinnhold i slam .....	58
4.10	<i>E. coli</i> og koliforme bakterier .....	60
<b>5</b>	<b>Konklusjon.....</b>	<b>61</b>
<b>6</b>	<b>Fremtidig arbeid .....</b>	<b>62</b>
<b>7</b>	<b>Referanser.....</b>	<b>63</b>
<b>VI.</b>	<b>Vedlegg A - Volatile Fatty Acids (VFA) Analyses.....</b>	<b>67</b>
<b>VII.</b>	<b>Vedlegg B – Statistikk.....</b>	<b>70</b>
<b>VIII.</b>	<b>Vedlegg C – Gangtider per døgn .....</b>	<b>75</b>
<b>IX.</b>	<b>Vedlegg D – Monitorering av skumnivå og skumfarge .....</b>	<b>76</b>
<b>X.</b>	<b>Vedlegg E – Utvalgte bilder.....</b>	<b>77</b>
<b>XI.</b>	<b>Vedlegg F – Beregninger VFA .....</b>	<b>78</b>
<b>XII.</b>	<b>Vedlegg G – TMP-profiler for utvalgte kjøring .....</b>	<b>81</b>
<b>XIII.</b>	<b>Vedlegg H – Temperatur, pH og lufttilførsel.....</b>	<b>83</b>

## V. Akronym med forklaring

Akronym	Forklaring
ABR	Anaerob reaktor
ASR	Aktivert slamreaktor
BMBR	Biofilm membranreaktor
BOD	BOF – Biologisk oksygenforbruk
BW	Svartvann
COD	KOF – Kjemisk oksygenforbruk
EMBR	Nedstrøms membran bioreaktor
EPS	Bakterielle utsondringer
F/M - rate	Slamtilførsel
GW	Gråvann
HRT	Hydraulisk oppholdstid
IMBR	Dykket membran bioreaktor
LMH	Fluks
MBBR	«Moving Bed» biofilmreaktor
MBR	Membran bioreaktor
N	Nitrogen
P	Fosfor
PI	Trykkindikator
SRT	Slammets oppholdstid
TMP	Transmembrantrykk
TSS	Totalt suspendert stoff
VFA	Flyktige fettsyrer



# 1 Introduksjon

Avløpsvann fra en enkelthusholdning kan deles inn i to separate strømmer, nærmere bestemt gråvann og svartvann. Gråvannet stammer fra blant annet dusj, oppvask og kjøkkenavløp som står for 50-70% av det totale forbruket i en husholdning, hvorav 30% utgjør organisk materiale og 9-20% av næringsstoffene (Fountoulakis et al., 2016). Svartvannet består av vann fra toaletter og inneholder de aller fleste næringsstoffene i konsentrert form (Todt et al., 2015). Separert behandling av svartvann gir muligheter for å gjenvinne energi og næringsstoffer (van Voorthuizen et al., 2008).

Det er flere tidligere forskningsprosjekter gjort med svartvann og gråvann fra Kaja studentboliger. Noen av disse er blant annet (Moges et al., 2015), der gråvann ble behandlet med filtrering gjennom biokull og filtralite og (Todt et al., 2014), der hensikten var fjerning av partikler med organisk filtermateriale. I studiet av (Peterer, 2018) ble svartvann fra studentboligene behandlet gjennom en aktivert slamreaktor (ASR) og en Moving Bed Biofilm Reactor (MBBR) som etterbehandling av utløp ABR-reaktor. Evalueringen av etterbehandlingen ble det blant annet undersøkt i hvilken grad flyktige fettsyrer (VFA) kunne fjernes over de to reaktorene (ASR og MBBR). Det ble funnet en relativt lav fjerningseffekt på henholdsvis 72% og 65%. Dette danner noe av bakgrunnen for videre undersøkelse av en forbedret etterbehandling. Nyere forskning viser at det er mulig å behandle mer konsentrerte former av avløpsvannet gjennom en membran bioreaktor. I studiet av (van Voorthuizen et al., 2008) ble svartvann behandlet gjennom en UASB-reaktor etterfulgt av membranseparasjon (MBR). Resultatene viste at systemet lyktes i å holde tilbake suspendert stoff og kolloidale bakterier i membranen samt ivareta næringsstoffene i permeatet. Likevel var KOF-konsentrasjonen i permeatet relativt høy. Mekaniske utfordringer som transmembrantrykk (TMP) er også mye diskutert som konsekvensen av begroing over membraner. I et studie av (Le Clech et al., 2003) konkluderes det med at membranbegroing også kan forekomme ved lave flukser. Membranbegroing blir også utnyttet som en slags biologisk aktiv «coating» over membranene i såkalte biofilmreaktorer.

En biofilm membranreaktor er en type MBR-reaktor vesentlig forskjellig til tradisjonelle MBR-system der biofilmen benyttes som en type aktiv biologisk membran som ligger over den faktiske membranen. Målet ved å benytte denne typen MBR-reaktor er å utnytte aktivitet og dynamikk på biofilmen bestående av tilvekst og løsrivelse. Dette vil fungere som en slags selvrensende membran som kan driftes over lengre tid uten å svekke filtreringsevnen. Biofilmen som ligger på membranene fungerer også som en aktiv biomasse som tar opp og bryter ned flyktige fettsyrer (VFA) og andre organiske stoffer. Biofilm membranreaktorer er relativt nytt og har så langt stort sett blitt brukt til gjenbruk av gråvann (Künzle et al., 2015). I denne

studien skal nå mer konsentrert avløpsvann i form av svartvann undersøkes for videre å utforske bruken av en biofilm membranreaktor.

Utfordringene knyttet til bruk av biofilm membran bioreaktorer er blant annet knyttet til opprettholdelse av biofilm, design, skalering og reaktorkonfigurasjoner og identifisering av kostnadseffektive membraner (Martin & Nerenberg, 2012). Ved behandling av svartvann kan også andre faktorer ha noe å si for operasjon og drift av en biofilm MBR-reaktor. Skumdannelse er et svært utbredt problem både for biogassanlegg og MBR-reaktorer ved behandling av høykonsentrert avløpsvann eller svartvann. Skumdannelsen kan skyldes høye organiske belastninger eller høye protein- og ammoniumkonsentrasjoner i avløpsvannet (Kougias et al., 2014). Den organiske belastningen i en reaktor kan dedikeres ved å se på innholdet suspendert stoff i reaktorvæsken. I et studie av (Kang et al., 2003) blir sammenhengen mellom transmembrantrykk (TMP) og oppløst oksygen (DO) sett på der det konkluderes med at økt oppløst oksygen vil gi økt filtermulighet fordi det minimerer kakedannelse (gjentetting) over membranen

## 1.1 Bakgrunn og drivere

Ved økt befolkningsvekst i urbane områder vil avløpshåndtering kunne føre til kapasitetsproblemer i de nærliggende renseanleggene. Det blir stadig viktigere med mer kompakte og effektive renseløsninger for sentraliserte områder. Forskjellig fra de mer tradisjonelle biologiske aktivslamanleggene som er plasskrevende, vil filtrering- og separasjonsteknologien fra en membran bioreaktor behandle samme mengde avløpsvann på mindre areal. Det er tidligere anslått at MBR-teknologien hadde en årlig økonomisk vekst på nærmere 11% med en netto markedsverdi på 217 millioner USD i 2005 (Judd, 2008). Den økte etterspørselen av vann-, energi- og matproduksjon, samtidig med en nødvendig redusert miljøpåvirkning fra behandlingen av avløpsvann, har ført til høyere etterspørsel av mer innovative løsninger (Moges, M. E. et al., 2018). Ved å kombinere kildeseparerte avløpsanlegg og nyere teknologi slik som MBR kan det allerede eksisterende avløpsnett avlastes, og det åpnes for gjenbruk av avløpsvannet til mat- og energiproduksjon.

For å benytte MBR-teknologi er det blant annet vannmangel som fører til større etterspørsel av gjenbruk. Her er også kvaliteten på vannet som skal resirkuleres svært viktig. Videre er strengere miljøforskrifter og billigere membranmoduler med på å gjøre den kompakte renseløsningen mer attraktiv for større kommunale anlegg, men også for middels store industrielle avløpsanlegg og mindre kildeseparerte avløpsanlegg (Hai et al., 2013: 9). En fordel ved å benytte en membran bioreaktor er at den kan gi en hydraulisk barriere ved at membranens nominelle poreåpning kan holde igjen bakterier og virus. Videre er det fordelaktig å benytte denne rensesprosessen fordi den vil kreve et mindre fotavtrykk og et mindre reaktorvolum. Det vil produseres mindre slam og rensesprosessen er generelt mindre sensitiv for smittetopper.

## 1.2 Begrensninger

Begrensninger for denne oppgaven har blant annet vært å finne tid og ressurser til å måle andre interessante parametere som total fosfor og total nitrogen. En annen begrensning er den relativt korte driftsperioden på godt under 100 dager. Videre har en større begrensning vært slamakkumulasjon i ABR-reaktoren som har fungert som en forbehandling før membran bioreaktoren. Slamakkumuleringen har medført tøffere forhold for MBR-reaktoren og de keramiske membranene. Denne begrensningen har medført svært varierende forhold som igjen har gjort det vanskelig å sammenligne med lignende forskning.

### 1.3 Hensikt

Arbeidet i denne masteroppgaven har hovedsakelig bestått av prøvetaking, analysearbeid og oppfølging av biofilm membranreaktoren der hensikten har vært å evaluere renseeffekten og opptreden. Erfaringene som gjøres i forsøket er tenkt som et utgangspunkt for en fremtidig installering i stadig mer urbaniserte områder. Mer spesifikt vil dette være tenkt å passe for blokkbebyggelser og kontorbygg der vakuumtoaletter og gravitasjon kan benyttes til kildeseparering og behandling av svartvann.

### 1.4 Problemstilling

Basert på teknologiens fordeler kan en MBR-reaktor benyttes for å behandle og gjenvinne næringsstoffer fra avløpsvann ved kombinasjonen av membraner og biologiske reaktorer (Hai et al., 2013: 1). Erfaringer og analyse av transmembrantrykk over tid, KOF-reduksjon, reduksjon av flyktige fettsyrer (VFA) fra laboratorieskala biofilm membranreaktor med konsentrert svartvann fra Kaja studentboliger ved Norges miljø- og biovitenskapelige universitet. Forsknings spørsmål jeg ønsker å besvare i denne oppgaven er:

1. Fungerer anleggets permeatpumpe som den skal?
2. Hva skjer med transmembrantrykket og permeabiliteten over tid ved de to driftstypene?
3. Hvilken KOF-reduksjon oppleves gjennom anlegget?
4. Hvilken VFA-reduksjon oppleves gjennom anlegget?
5. Hvilken betydning har variasjonen av totalt suspendert stoff for begroing over membranene?
6. Vil anlegget få problemer med skumdannelse?
7. Kan anlegget holde tilbake koliforme bakterier og *E. coli*?

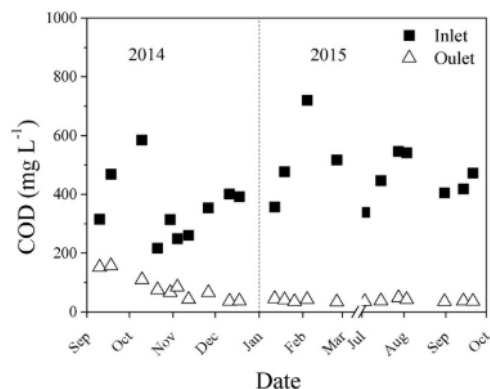
## **2 Biofilm membranreaktor for behandling av kildeseparert avløpsvann**

MBR-teknologien ble først introdusert på 1960-tallet så fort ultrafiltrering og mikrofiltrering også var på markedet. Den originale prosessen ble introdusert av Dorr-Olivier Inc. og kombinerte bruken av en aktivert slam bioreaktor og en nedstrøms membranreaktor (Le-Clech et al., 2006). Fra 1970-tallet til 1990-tallet ble Dorr-Olivier MBR-konfigurasjoner (MST) operert med flat-sheet UF-membraner under det vi i dag ser på som overflødig trykk og lavere fluks. Utformingen ga et klart og desinfisert utløp og det skal senere ha blitt plassert i markedet rundt om i verden (Judd, 2010: 1). Ved å rense avløpsvann gjennom å benytte en membran bioreaktor kan uønskede stoffer holdes tilbake grunnet de små poreåpningene i en membran og den suspenderte vekstkulturen i den biologiske nedbrytningen i reaktoren. Det er også viktig å skille mellom konvensjonelle anlegg for behandling av avløpsvann, og mer kompakte MBR-anlegg for behandling av for eksempel kildeseparert avløpsvann. For denne studien skal anlegget behandle kildeseparert svartvann som skiller seg ut ved at avløp av denne typen har høyere konsentrasjoner av enkelte stoffer enn for eksempel kommunalt avløpsvann eller gråvann. Slamalderen vil være lengre i MBR-anlegg anleggene fordi de kan gi en 100% TSS-barriere grunnet membranenes evne til å holde tilbake partikler. Det er hovedsakelig kostnadene vedrørende installasjon og drift som utgjør en stor del av ulempen med MBR-anlegg. Ved drift er det energiforbruket i form av lufttilførsel som utgjør den største kostnaden men også utbygging av membraner utgjør en stor del av den totale driftskostnaden (DeCarolis et al., 2007). I tillegg til dette krever MBR-anlegg hyppig overvåkning og vedlikehold. En siste ulempe er at temperatur, trykk og pH må møte materialkravene til membranene som benyttes (Judd, 2008).

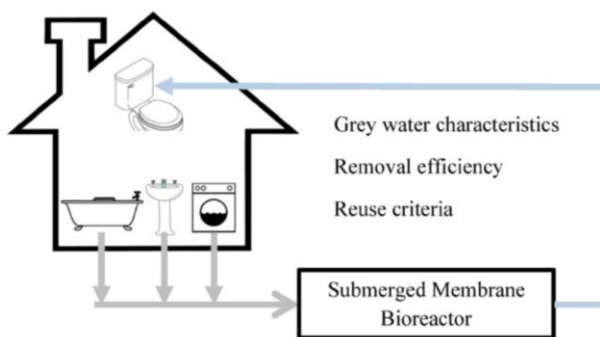
I dette kapitlet vil først tidligere forskning på tradisjonelle MBR-anlegg presenteres. Deretter redgjøres det for den biologiske renseprosessen. Her vil bruken av biofilm som aktivt biologisk forfilter over membranene og mikrobiologi beskrives, for videre å danne et grunnlag for forståelse av de ulike bidragene til membranbegroing. Begroing over membraner blir forklart ved hjelp av klassifisering i tillegg til påvirkende faktorer. Det blir lagt frem en beskrivelse av keramiske membraner med tilhørende fordeler for bruk av disse fremfor polymerbaserte membraner. Videre gjøres det rede for ulike driftsparametere i et MBR-anlegg og de tilhørende prosesselementene. Til slutt beskrives driftsparametere og en karakterisering av skumdannelse i henhold til slambelastning, slammets oppholdstid og lufting i en biologisk membranreaktor.

## 2.1 Tidligere forskning på konvensjonelle MBR-anlegg

I studiet av gråvannsbehandling fra en enkelthusholdning i Hellas fant (Fountoulakis et al., 2016) en KOF-reduksjon på over 80% og en fjerning av *E. coli* på opp mot 100%. Dette ble gjort ved å benytte en neddykket MBR-reaktor med et effektivt totalvolum på  $1\text{ m}^3$ , flate membranplater med porestørrelse  $0.04\text{ }\mu\text{m}$  og et totalt overflateareal på  $6.25\text{ m}^2$ . Den totale driftsperioden var på 13 måneder hvorav 9 måneder ble brukt til gjennomføre målinger av innløps- og utløpskvaliteten. Hensikten med studiet var å undersøke om det behandlede vannet fra IMBR var av kvalitet for gjenbruk til toalettspyling. Det ble funnet at vannet var av kvalitet som tilfredsstilte de internasjonale retningslinjene for innendørs bruk. I Figur 1 vises resultatene fra KOF-reduksjon mens i Figur 2 vises et overordnet flytskjema for forsøket.

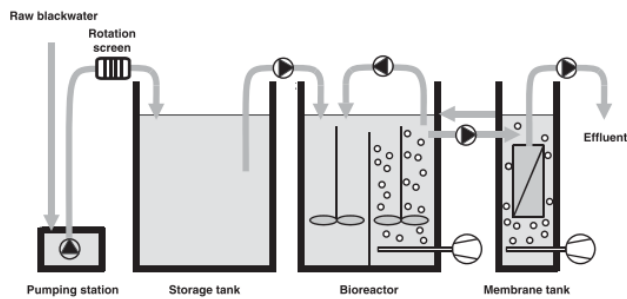


Figur 1: Variasjoner i KOF-konsentrasjon for innløp og utløp av IMBR under målingsperioden fra Fountoulakis et al., (2016)

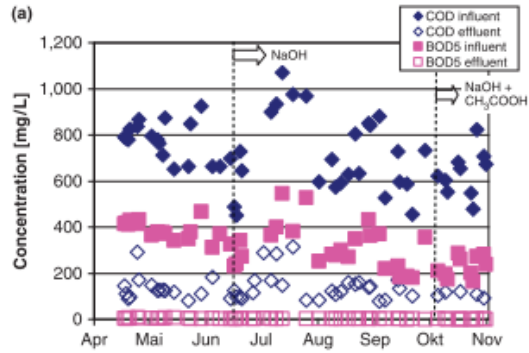


Figur 2: Grafisk sammendrag av studiet Fountoulakis et al., (2016) som overordnet flytskjema.

I Kaiserslautern, Tyskland gjorde (Knerr et al., 2011) et studie med behandling av svartvann fra skylletoaletter fra 8 leiligheter med totalt 15 personer. Svartvannet ble ført til en pumpestasjon ved hjelp av gravitasjon der det ble pumpet til forbehandling. Forbehandlingen bestod av siler som fjernet toalettpapir og andre større partikler, en oppholdstank, en bioreaktor og en ekstern membrantank (EMBR). Detaljer vedrørende anlegget vises i Figur 3. Det var totalt 15 parametre som ble målt. Noen av disse var blant annet *COD*, *NH<sub>4</sub>-N*, *NO<sub>3</sub>-N* og *VSS*. Andre parametre som ble målt var pH og temperatur. Disse målingene ble gjennomført med bruken av prober (WTW). Gjennomsnittlig *COD*, *NH<sub>4</sub>-N*, *NO<sub>3</sub>-N* og *VSS* ble målt til respektive  $720 \pm 143\text{ mg/l}$ ,  $202 \pm 32\text{ mg/l}$ ,  $2.2 \pm 0.7\text{ mg/l}$  og  $91.6 \pm 1.8\%$ . Fjerningen av *COD* var på 82 % mens det ble funnet en 89 % fjerning av total nitrogen. Resultatene for *COD*-fjerning og *BOD*-fjerning vises i Figur 4. Etter en driftsperiode på 10 måneder kom de frem til at MBR-reaktoren benyttet i dette studiet var passende for rensing av svartvann fra de 8 leilighetene. Konklusjonen ligger til grunn for utløpskvaliteten, operasjonsstabiliteten og membranenes opptreden over driftsperioden.

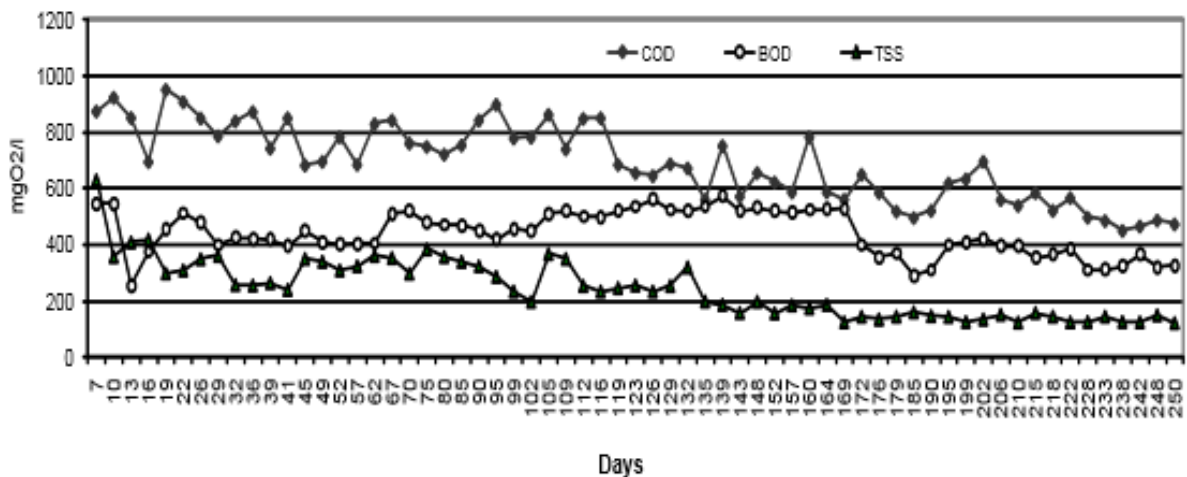


Figur 3: Oppsett av reaktoren brukt i Knerr et al., (2011)



Figur 4: KOF og BOF5 konsentrasjoner hentet fra Knerr et al., (2011)

I Kairo, Egypt ble avløpsvann fra enkelthusholdning kildeseparert til gråvann og svartvann for videre behandling. I arbeidet til (Abdel-Shafy & El-Khateeb, 2011) ble det kildeseparerte svartvannet samlet i en tre stegs sedimentasjonstank på  $1 m^3$  og ført til en pilotskala neddykket intern MBR-reaktor. IMBR-reaktoren ble drifet over en periode på 12 måneder med en fluks på  $0.167 LMD$  og 12 PEC-membraner med en nominell poreåpning på  $0.387 \mu m$  og et effektivt membranareal på  $5 m^2$ . Temperaturen på vannet varierte fra ned mot  $10^\circ C$  om vinteren til  $32^\circ C$  om sommeren. Parametere som ble overvåket var *COD*, *BOD*, *TKN*,  $NH_3$ , *P*, *TDS*, *TSS* og *pH*. I Figur 5 vises variasjonene for *COD*, *BOD* og *TSS*. For *COD* varierte konsentrasjonene i driftsperioden mellom 301-803 mg/l og det ble dokumentert en reduksjon på 86-94%. Det ble funnet en fjerningsrate på 90-97 % av *BOD*<sub>5</sub> med varierende konsentrasjoner på 180-450 mg/l og en 100% fjerning av *TSS*. Det blir konkludert med at utløpskvaliteten er passende for gjenbruk i form av irrigasjon og at studiet kan benyttes ved utvikling av et eventuelt fullskala MBR-anlegg.



Figur 5: Variasjoner i KOF, BOF og TSS fra det ubehandlede svartvannet fra Abdel-Shafy et al., (2011)

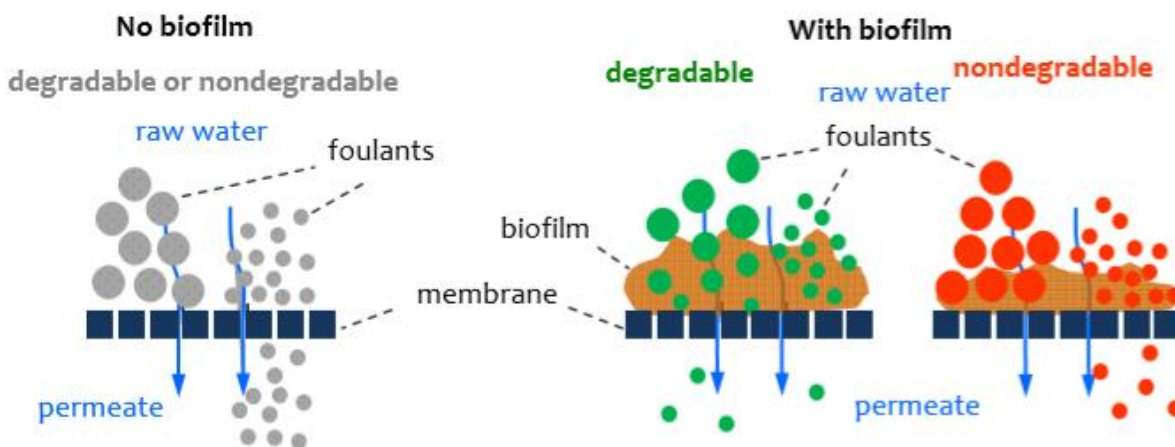
## 2.2 Biologisk rensing

Konvensjonell avløpsbehandling skjer enten ved mekanisk, kjemisk, biologisk eller kombinerte rensprosesser. Biologisk rensing foregår enten ved aerobe eller anaerobe forhold og vil føre til fjerning av organisk materiale, men også fjerning av fosfor og nitrogen (Ødegaard, 2014: 458).

Den biologiske behandlingsprosessen av avløpsvann skjer enten ved hjelp av en fastsittende eller suspendert bakteriekultur. Prosessen kan skje under aerobe eller anaerobe forhold hvor tilførselen av avløpsvannet skjer kontinuerlig eller batch-vis (Judd, 2010: 75). For biologisk behandling kreves det spesielle reaktorforhold som gir mulighet for god fjerning av organisk materiale. Målinger av kjemisk og biologisk oksygenforbruk indikerer mengden oksygen som brukes til oksydasjon av organisk materiale.

### 2.2.1 Biofilm som aktivt biologisk forfilter

I Figur 6 vises det hvordan membraner med og uten biofilm holder tilbake nedbrytbare og ikke-nedbrytbare partikler. Figuren illustrerer generelt hvordan biofilmen vil være med på å gi en ytterligere barriere for rensprosesser ved bruk av membraner og er hentet fra (Chomiak, 2015).



Figur 6 Partikkelfjerning for membranfiltrering. Figur er hentet fra Chomiak et al. (2015)

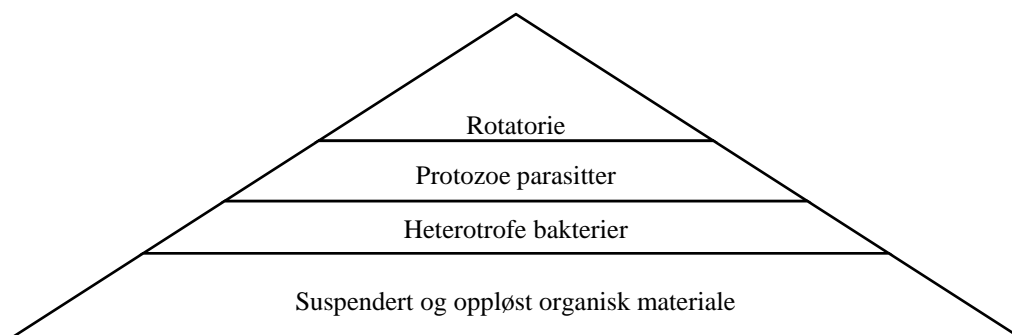
Ved å operere med lavtrykks gravitasjonsdrevne membranfiltreringssystemer med aktiv biofilm vil kvaliteten av permeatet forbedres kort tid etter biofilmformasjon (Derlon et al., 2014). Over lengre driftsperioder på flere måneder minimeres permeatets kvalitet grunnet hydrolyseprosesser i biofilmen som vil kunne frigjøre oppløst organisk stoff (Chomiak, 2015). Permeatet fra biofilm membranreaktorer kan resultere i noe farget permeat og blir sett på som ikke-stabilt fra et mikrobiologisk standpunkt (Künzle et



al., 2015). Fra studiet av Künzle et al., 2015 ble det konkludert med at utviklingen av en biologisk aktivert membran bioreaktor (BAMBi) hadde et motstandsdyktig og komplekst biologisk system som kunne passe for lavt belastede rensesystemer. For denne typen systemer (BAMBi) kan også lufting optimeres for simultan nitrifikasjon og denitrifikasjon ved at både anaerobe og aerobe soner dannes i reaktoren (Ravndal et al., 2015). I studiet av Ravndal et al., 2015 ble vaskevann som bestod av springvann, menneskelig avføring (5 g/L), urin (10 ml/L) og såpe (0.75 g/L) brukt. Gjennom å rense vaskevannet ved bruk av en aktivert biofilm membranreaktor ble det funnet en KOF-fjerning på 89-93%.

### 2.2.2 Mikrobiologi

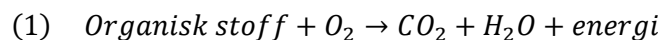
Det er i hovedsak heterotrofe og autotrofe bakterier som befinner seg i biologiske systemer. Heterotrofe bakterier benytter det organiske karbonet i avløpsvannet som energi- og karbonkilde til oppbygging av biomasse. Disse bakteriene står for fjerningen av organisk stoff og denitrifikasjon i systemet. (Judd, 2010: 78-80). De autotrofe bakteriene bruker CO<sub>2</sub> som karbonkilde til oppbygging av biomasse og uorganiske red-oks-reaksjoner som energikilde (Ødegaard, 2014: 460). Forholdene i en biologisk reaktor krever levedyktige mikroorganismer og krever som regel nøytral pH, uttynnede løsninger og omgivende temperaturer. En oversikt over økologien for aktiverte slamprosesser vises i Figur 7.



Figur 7: Økologien i aktivslamanlegg. Hentet fra Judd (2010: 78)

### 2.2.3 Biologiske nedbrytningsprosesser

Ved aerob omdanning av organisk stoff for biologisk rensing brytes organisk stoff ned av blant annet heterotrofe bakterier. Det organiske materialet brytes ned til sluttproduktene karbondioksid og vann. Denne prosessen (noe omformet fra (Ødegaard, 2014: 460)) gjør at organismene skaffer seg energi til celledvekst. Det vil også være organisk materiale som ikke lar seg bryte ned. Dette kalles for bioslam, og består av vekstoverskuddet av bakterier. Formler for omdanning vises i (1) og (2).



## (2) *Organisk stoff + O<sub>2</sub> + N + P → Vekst*

Prosessen for nedbrytning skjer ved at løst, lavmolekylært organisk stoff brytes ned først og deretter tungt nedbrytbart stoff som proteinrester, karbohydrater og kolloidalt organisk materiale. Det resterende partikulære organiske materialet må gjennomgå hydrolyse for at mikroorganismene skal kunne nære av dette. Det vil si at det organiske materialet må gjøres løst for at bakteriene skal kunne innta det gjennom celleveggen. Overskuddet av bakterievekst, som skjer ved dannelse av nye bakterier i bioreaktoren, fører til slamdannelse i form av bioslam. Bakterieveksten vil avhenge av tilgangen på substrat. Ved høye substratkonsentrasjoner vil den spesifikke veksthastigheten være konstant og lik den maksimale spesifikke veksthastigheten (Ødegaard, 2014: 461). I MBR-anlegg vil den spesifikke veksthastigheten derfor avhenge av om anlegget er driftet med konstant eller batch-vis tilførsel av substrat (avløpsvann). Mikroorganismene utsondrer også organiske polymerer gjennom den metabolske aktiviteten. Dette kalles ekstracellulære polymeriske substanser (EPS) og er en av flere årsaker til begroing over membranene under drift (Hai et al., 2013).

### **2.3 Membraner**

Membraner brukt i MBR-anlegg kan være av flere forskjellige typer. Noen av de mest brukte typene er flate, multitubulære eller hulfibermembraner. Membranene kan utformes med forskjellig ruhet, overflateareal og nominell poreåpning. Montering og orientering av membraner i forhold til strømningsretningen av vannet er svært viktig for rensesprosessen. Membraner kan plasseres i kassetter eller containere for å danne moduler. Konfigurasjoner av disse modulene skal ideelt sett (Judd, 2010: 60-63):

- Ha et høyt effektivt membranareal
- Skape turbulente forhold over membranoverflaten
- Ha en lav kostnad per areal av membranenheten
- Designes slik at membranbegroing minimeres

De flate membranene kan være av polymer eller keramikk. Keramiske membraner er mer resistente mot begroing men har høyere investeringskostnad. Likevel utvikles det mer økonomieffektive typer som kan anvendes (Judd, 2008: 63)

### 2.3.1 Keramiske membraner

Keramiske membraner er både energibesparende og mer resistente mot begroing (Judd, 2008). De keramiske membranene er ofte robuste og har god holdbarhet. De har lavt begroingspotensial grunnet en negativt ladet membranoverflate. Keramiske membraner kan benyttes for resirkulering av olje, rensing av forskjellige typer avløpsvann og kjøkkenavfall. Rengjøring av membranene kan gjøres ved bruk av kjemikalier, tilbakespyling eller ved å senke belastningen helt over en tidsperiode. Membranene kan lagres tørre eller våte. Ved bruk av keramiske membraner kan det forventes lavere risiko for gjentetting, mer kompakte design og en levetid opp mot 15 år ved riktig drift (Cemembrane A/S, u.å. ). Utformingen vedrørende de keramiske membranene er oftest tubulære eller som flat-sheet membraner. Grunnen til at keramiske membraner har lavere risiko for begroing ligger i at de er mer hydrofobe enn andre membranmaterialer (Kimura et al., 2005). Fordelene ved bruk av keramiske membraner er listet i Tabell 1 og er gjengitt fra (Hofs et al., 2011). I tabellen er det spesielt den kjemiske stabiliteten som kommer ved bruk av keramiske membraner i biofilm MBR som er mest sentralt for dette studiet. Som beskrevet i introduksjonen vil dette ha betydning for levetid og regenerasjon av biofilmen over membranene.

Tabell 1: Fordeler ved bruk av keramiske membraner i MBR. Hentet fra Hofs et al., (2011)

Fordeler	Referanse
Smalere porestørrelser	(Oh et al., 2007)
Membraner av keramikk har et høyt forhold mellom volumet av porene og det totale volumet av membranen	(Moulin et al., 1991)
Membranen vil ha bedre separasjonskarakteristikk (partikler, bakterier og virus)	(Tsuru, 2001)
Grunnet lavere risiko for begroing kan keramiske membraner operere med høyere fluks	(Ciora & Liu, 2003)
Keramiske membraner innehar høyere mekanisk stabilitet som vil tillate drift ved høyere transmembrantrykk (TMP)	(Hofs et al., 2011)
Høyere kjemisk stabilitet som har betydning for levetiden av membranen	(Van der Bruggen et al., 2003)
Keramiske membraner er med hydrofile og vil kunne operere med høyere fluks over et lavere trykk.	(Cornelissen et al., 2009)

### **2.3.2 Membranbegroing**

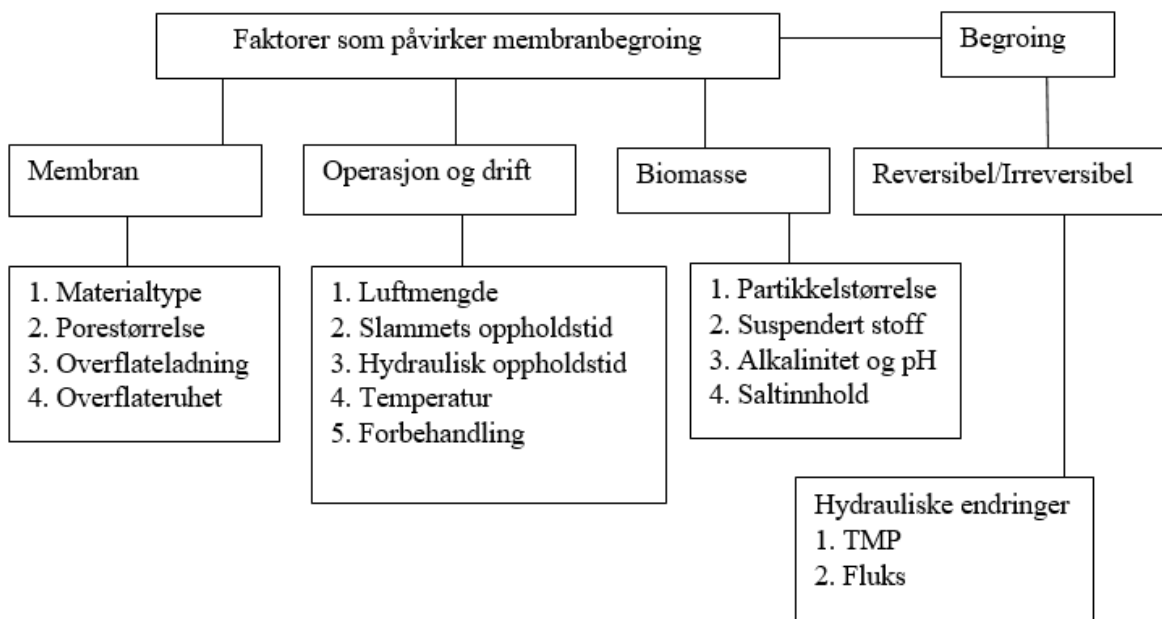
Begroing av membraner i MBR-anlegg er en prosess der avsatte partikler fra vannet som renses, reduserer permeabiliteten av membranen til en slik grad at det kreves mer energi å opprettholde den samme fluksen. Begroingen kan skje i poreåpningene eller ved poreåpningene, avhengig av membranens nominelle poreåpning (Iorhemen et al., 2016). Fnokkene kan være suspendert stoff som mikrobiologiske partikler eller kolloidale partikler. Begroing kan skje ved at poreåpningen tettes fullstendig, blir smalere eller at det dannes en slamkake. Dannelse av slamkake vil avhenge av den kontinuerlige tilførselen av slam inn i reaktoren (Meng et al., 2007), mens gjentetting av membranenes porer avhenger av partikkelens størrelse i forhold til den nominelle poreåpningen. Ved gjentetting av membranene kan andre deler av membranen eller andre membranenheter få økt hydraulisk belastning. Dette kan føre til raskere avrenning av slam i dette området (Judd, 2010: 68)

### **2.3.3 Klassifisering av begroingsmidler**

Bakterier står for den biologiske begroingen i eller ved poreåpningene og vil kunne feste seg på membranens porer. Etter tid vil formeringen og celledelingen føre til en dannelse av biologisk slam (Iorhemen et al., 2016). Dette er også med på å redusere permeabiliteten på membranene. Videre kan det skilles det mellom organiske- og uorganiske stoffer på membranen. De organiske stoffene er biopolymer og proteiner som finnes i metabolske bakterieprodukter (Iorhemen et al., 2016), mens de uorganiske stoffene inkluderer kationer og anioner som vil føre til hydrolyse og oksidasjon (Wang & Li, 2008).

### **2.3.4 Faktorer som påvirker membranbegroing**

Det er en rekke faktorer som påvirker begroingen over en membran. Først og fremst vil typen membranmateriale være avgjørende for det totale overflatearealet. Ruhet vil være avgjørende for begroingen ved at de mer homogene membranoverflatene vil oppleve mindre begroing enn de inhomogene membranene med ujevne overflater (Iorhemen et al., 2016). Den nominelle poreåpningen avgjør i hvilken grad suspendert stoff holdes tilbake. Membranene brukt for rensing av avløpsvann kan deles i to grupper, henholdsvis porøse og ikke-porøse membraner (Iorhemen et al., 2016). De porøse membranene utgjør mikrofiltrering, ultrafiltrering og en grovere del av nanofiltrering (Shirazi et al., 2010). I Figur 8 vises et overordnet bilde av de ulike faktorene som påvirker membranbegroing. Videre vil driftsforhold slik som lufting, slammets oppholdstid, hydraulisk oppholdstid og temperatursvingninger innvirke på mengden begroing i en membranreaktor. Tilførsel og sammensetning av avløpsvann vil påvirke begroingen i den form at mer konsentrert avløp vil føre til lavere permeabilitet (Bottino et al., 2009).



Figur 8: Faktorer som påvirker membranbegroing, omformet, oversatt og hentet fra Iorhemen et al., (2016)

### 2.3.5 Skumdannelse

Skum fremstår som et viskøst lag over væsknivået i en avløpsvannreaktor der den flytende biomassen kan forårsake store operasjonelle problemer i henhold til behandlingsprosessen (Campo et al., 2017). Skumakkumulasjon i MBR-reaktorer er et vanlig problem forårsaket av mikrobiologiske forhold der død av celler som frigir DNA vil kunne gi et klart hvitt skum på toppen av en reaktorkolonnie under en startperiode (Judd, 2010: 129). Videre beskriver Judd, 2010 at dette skummet er skjørt og vil kunne brytes ned ved ytre påvirkninger slik som vindkast eller lignende. Det hvite skummet oppstår grunnet en høyere slambelastning (F/M-rate) der den biologiske belastningen er lav mens brunere skum er mer problematisk grunnet en lavere F/M-rate og en høyere mengde biomasse i reaktoren grunnet lavere slamoppholdstid (SRT) ved høyere belastninger. I disse tilfellene er den biologiske belastningen på reaktoren høy. Det brune skummet kan inneholde filamentøse bakterier som forårsaker et seigere brunt produkt som igjen kan forårsake driftsproblemer og problemer vedrørende adskillingsprosesser ved rensing. Brun skumdannelse kan også forårsakes av varierende konsentrasjoner som igjen kan være grunnet forbehandlingen. For å kunne hindre større skummengder kan luftingen i reaktoren reguleres. Med dette menes pulslengden av luft og mengden luft. Kvaliteten av skum i form av stabilitet og holdbarhet i luftede MBR-systemer kan karakteriseres av tilstedeværelse av bundet EPS og skumformende bakterier som for eksempel filamentøse bakterier (Di Bella & Torregrossa, 2013). Videre kan en høyere resirkuleringsrate være med på å minimere skumformasjon, samt øke fjerning av næringsstoffer i reaktoren der designparametere som

overflatesprayere med tilhørende luftfjerning, installasjon av fribord eller hindring av lengre SRT i reaktoren kan være med på å hindre skumformasjon (Judd, 2010: 129).

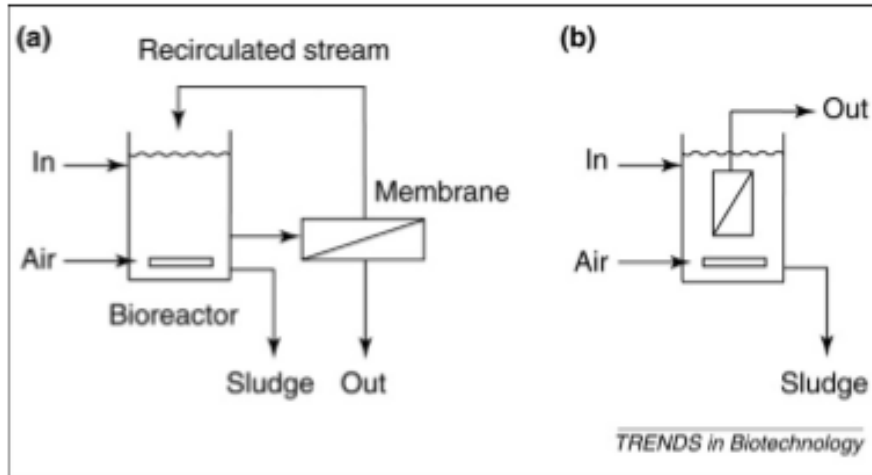
## 2.4 Utforminger av MBR

Det finnes to ulike konfigurasjoner av MBR-reaktoren. Det er vanlig å skille mellom anlegg med nedstrøms membraner (EMBR) og anlegg med dykkede membraner (IMBR), med dette menes det at membranene kan plasseres nedstrøms eller i selve bioreaktoren (Judd, 2008). I Figur 9 vises de to konfigurasjonene.

I et studie fra (Singhania et al., 2012) beskrives forskjellen mellom nedstrøms og dykkede MBR-reaktorer. Det beskrives at en IMBR-reaktor krever mindre energi men mer membranareal enn i en EMBR-reaktor. Videre fremkommer det at IMBR oftest benytter hulfiber- eller flat-sheet membraner, mens for EMBR benyttes sirkulære, også kalt multitube membraner. Det blir understreket at det er hensiktsmessig å bruke hulfibermembraner fordi det gir større effektivt membranareal enn flate membraner. IMBR-reaktorer opererer med lavere fluks og krever et luftesystem som hindrer begroing. Det vil også være en forskjell i typen slam som produseres i de to konfigurasjonene. I begge konfigurasjoner må slammet fjernes ved hjelp av tømning der forskjellen ligger i typen fnokker som dannes fra EMBR. Slam fra IMBR kan behandles likt som tradisjonelle MBR-anlegg ved hjelp av en slamavskiller eller av-vanning.

Punktene under viser de viktigste prosesselementene ved en neddykket membran bioreaktor og er hentet fra (Judd, 2010: 112)

- Membranens design og permeabilitet
- Karakteristikk av vannet som behandles i reaktoren
- Forbehandlingen til vannet
- Lufting av membraner og biomasse
- Slamavskilling og oppholdstid
- Biologisk aktivitet og biomasse



Figur 9: MBR prosesskonfigurasjoner: (a) Ekstern plassering av membran (EMBR) og (b) nedsenket membran i bioreaktor (IMBR). Hentet fra Judd, (2008)

## 2.5 Driftsparametere

Det er hovedsakelig to måter å operere en MBR-reaktor vedrørende transmembrantrykk (TMP) og fluks: Konstant fluks og varierende TMP eller konstant TMP og varierende fluks. MBR-reaktoren opereres ofte ved en fluks lavere enn kritisk fluks. Differensialtrykket over membranen holdes lavt slik at det opprettholdes god kontroll over begroing. Prosessen kan gi full nitrifisering og denitrifisering, samt biologisk fosforfjerning. For MBR-anlegg kan ofte hydraulisk oppholdstid og slammets oppholdstid kontrolleres uavhengig (Melin et al., 2006).

### 2.5.1 TMP

Transmembrantrykket er differensialtrykket som måles over en membran gjennom ut-inn filtrering eller inn-ut filtrering og måles i mBar. Transmembrantrykket vil øke når fluksen holdes konstant og holdes stabil når fluksen varieres (Iorhemen et al., 2016). Begroingen over membranen vil kunne knyttes opp mot de to måtene å drifte en MBR på. Ved å operere med en konstant fluks vil TMP øke samtidig som begroingen øker gjennom tre steg (Le-Clech et al., 2006). Første steg skjer ved at membranen under oppstart blokkeres av de første partiklene som vil kreve mer energi for å trenge igjennom. Andre steg karakteriseres av at forholdene stabiliseres og TMP vil øke moderat. Det tredje steget ligner på det første ved at det plutselig vil skje en rask økning da membranen er på vei til å bli fullstendig begrodd (Drews, 2010).

### **2.5.2 Membranpermeabilitet**

Permeabilitet defineres som evnen til gjennomstrømming. Hovedgrunnen til tap av permeabilitet i membraner i aerobe MBR-anlegg kan være akkumuleringen av biomasse med vekst over biofilm (Yun et al., 2006). Permeabiliteten beregnes ved å dividere endringen i TMP på fluksen i anlegget. Formel for utregning av permeabilitet vises i avsnitt 3.4.1.

### **2.5.3 Temperatur**

Ved lavere temperaturer i en reaktorkolonni vil det kunne skje deflokkulering og frigjøring av bakterielle utsondringer (EPS), proteinrester og karbohydrater. De mindre partiklene som frigjøres ved lavere temperaturer vil bidra til begroing over membranen (Jiang et al., 2005). Temperaturendringer påvirker både viskositeten og den normaliserte fluksen. I avsnitt 3.4.9 vises formel 9 for den normaliserte fluksen. I denne formelen vil fluksen normaliseres etter en temperatur på 20°C og deretter benyttes for en mer nøyaktig beregning av permeabilitet som funksjon av temperatur. Fordelen med å benytte den normaliserte fluksen fremfor den faktiske fluksen er at man tar hensyn til viskositeten som nevnt tidligere, og hvordan dette er med på å skape mer motstand ved filtrering gjennom membraner i en bioreaktor.

### **2.5.4 Oksygen**

Videre vil også det oppløste oksygenivået i en reaktorkolonni være viktig for opprettholdelse av biomassen. Høyere nivåer av oppløst oksygen vil kunne gi bedre filtermuligheter over tid (Kang et al., 2003). Det oppløste oksygenivået i et MBR-anlegg kontrolleres av den tilførte luften. Dette vil være med på å kontrollere begroingen over membranene, systemets biologi, biofilmstrukturen og fnokkstørrelser (Lee et al., 2005).

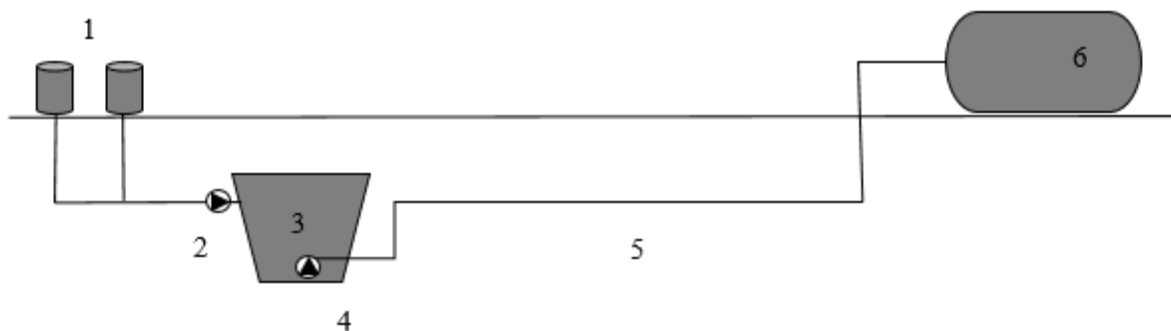
## **2.6 Oppsamling og karakteristikk av svartvannet brukt i denne studien**

Svartvannet brukt i denne studien kommer fra vakuumpoletter ved Kaja studentboliger ved Norges miljø- og biovitenskapelige universitet (NMBU). Fra studentboligene skilles svartvannet og gråvannet fra hverandre. Svartvannet samles i en slamavskiller og pumpes til laboratoriet (TF fløy IV). Oppholdstiden svartvannet har er på 36-48 t (Moges, Melesse Eshetu et al., 2018). Gjennomsnittlig konsentrasjoner fra svartvannet vises i Tabell 2 fra studiet gjort av (Todt et al., 2015). I studiet ble det funnet at svartvannet bidrar til 69% av det totale organiske materialet fra studentboligene og at suspendert stoff varierer mellom 4.5 og 6.0 g/L. Volumstrømmen fra studentboligene er på  $327 \pm 26$  l/d. Viktig for disse resultatene var variasjonen i antall nedskyllinger som blir gjort hvert dobesøk. Resultatene fra studentboligene på Kaja ble også sammenlignet med toalettssystemer i Europa. Figur 10 viser hvordan svartvannet transporteres fra studentboligene til laboratoriet og er gjengitt fra (Friborg, 2015).



Tabell 2: Gjennomsnittlige konsentrasjoner av BOF, KOF, N og P fra svartvann ved Kaja studentboliger for vakuumtoaletter (VT), vannbesparende toaletter (VBT) og konvensjonelle toaletter (KT). Tabellen er omformet fra Todt et al. (2015).

Svartvann	Kilde	BOF <sub>5</sub>	KOF	Nitrogen	Fosfor
		g/L	g/L	g/L	g/L
Norge (VT)	(Todt et al., 2015)	3.1-3.6	8.9-11.4	1.4-1.7	150-200
Sverige (VBT)	(Palmquist & Hanæus, 2005)	n.a	3.0	0.16	28
Nederland (VT)	(Zeeman et al., 2008)	n.a	9.5-19	1.9	110-280
Gjennomsnittlig (KT)	(Henze et al., 2008)	0.3-0.6	0.9-1.5	0.1-0.3	20-40



Figur 10: Transport av kildeseparert avløpsvann til laboratoriet på TF. (1) Svartvann samles fra vakuumtoalettene ved studentboligene, (2) Vakuumpumpe (Vacuumator™ 25MB), (3) Nedgravd pumpesump med volum 500 l, (4) Pumpe, Tsurumi 40U, (5) Overføringsledning, Ø40 mm, L=150 m, (6) Oppholdstank i rustfritt stål med volum 700 l, omrøring 30 RPM

### **3 Materialer og metoder**

Det kildeseparerende avløpssystemet ved vann- og avløpslabben ved TF Fløy IV (NMBU) består av et tradisjonelt gravitasjonssystem for gråvannet og et vakuumsystem for svartvannet. Vakuumpolettene har et skyllevolum 1.2 liter og samles i en oppholdstank på 500 l. Derfra pumpes svartvannet 150 m til vann- og avløpslaboratoriet. I laboratoriet samles svartvannet i en oppholdstank på 700 l. Tanken er utstyrt med en rotør med en hastighet på 30 RPM (Todt et al., 2015). Svartvannet pumpes herfra videre til en såkalt upflow anaerob reaktor (ABR) som igjen pulserer utløpet herfra til reaktorkolonnen av biofilm membranreaktoren.

Kapittelet om materialer og metoder omhandler en først beskrivelse av hvordan svartvannet i studien er forbehandlet. Videre beskrives oppsettet av MBR-reaktoren med flytskjema og detaljfigur over strømningsretningene i reaktorkolonnen. En beskrivelse av oppstart og dannelse av biofilm gjøres rede for før en beskrivelse de to drift- og luftingstypene det opereres med i studiet. Til slutt gjøres det rede for datainnsamling og metode for analysearbeid.

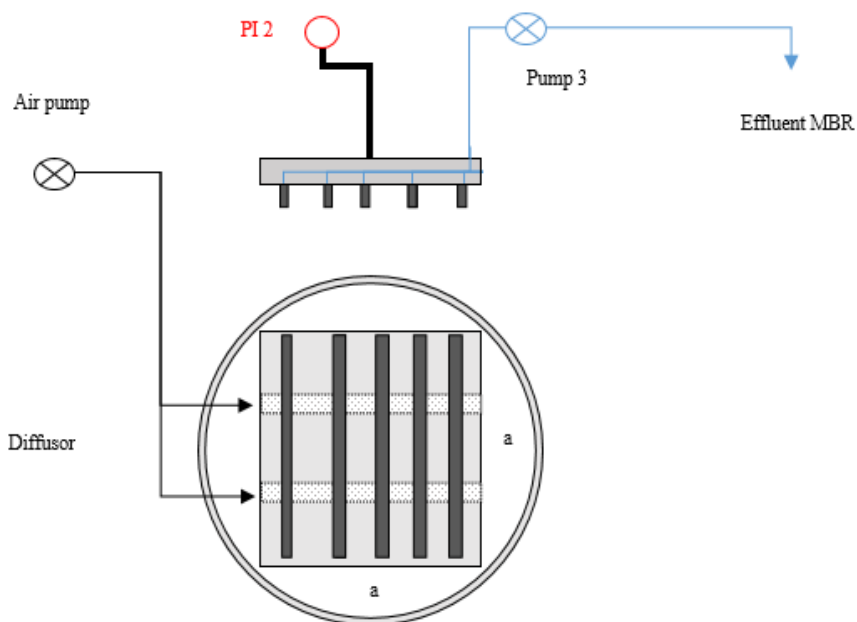
#### **3.1 Forbehandling**

Før membranreaktoren vil svartvannet forbehandles gjennom en anaerob reaktor (ABR). Fra lagringstanken i laboratoriet tas fraksjoner til en mindre buffertank i stål med et volum på om lag 10 L. Fra denne buffertanken pumpes vannet via to peristaltpumper til de to ABR-reaktorene på 16.4 L, hvorav utløpet på Reactor I er påkoblet MBR-reaktoren. I lagringstanken holdes slammet tilbake ved at det dannes en slamkake. Reaktoren beskrives i detalj i (Moges, Melesse Eshetu et al., 2018). Det er den samme reaktoren (Reactor I) som brukes i dette studiet.

#### **3.2 Oppsett**

Biofilmreaktoren er utstyrt med fem dykkede keramiske membraner (200 nm) i en sylindrisk reaktor med en slamavskiller i bunnen. De fem keramiske membranene har et overflateareal på 2x100x150 mm og sitter fastmontert på en PVC-kassett i reaktoren. Kassetten er utformet kvadratisk med fem spor til membranene og to spor til permeable luftrør som er plassert like under membranene. På toppen av membranene finnes et rektangulært PVC-lokk som sammenfatter de fem utløpene til membranene. Permeatpumpa er påkoblet

utløpet til høyre mens utløpet i midten er til trykkindikator (PI 2). Figur 11 viser hvordan PVC-kassetten og det rektangulære topplokket er utformet i tillegg til plasseringen av og trykkindikatoren.

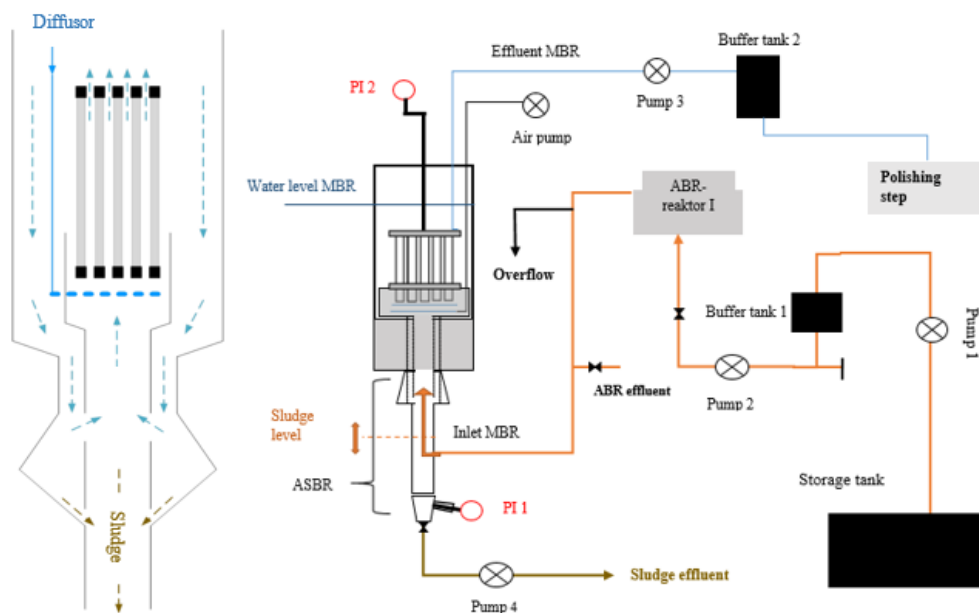


Figur 11 Nederst: PVC-kassett sett ovenfra plassert i reaktorkammer med 5 kilespor for keramiske membraner og 2 kilespor for 2.stk permeable diffusorrør med diameter 12 mm. Øverst: Rektangulært PVC-lokk sett i profil med 5 membrankoblinger og utkobling til trykkindikator (PI 2) og peristaltpumpe (permeatpumpe)

Den sylindriske reaktoren har en ytre diameter på 160 mm, en høyde på 410 mm og en veggtykkelse på 5 mm. Anlegget har en permeatpumpe og en slampumpe som begge er peristaltiske pumper. Permeatpumpe har en ledningsdiameter på om lag 2 mm og suger reaktordvæsk ut av membranreaktoren, gjennom de keramiske membranene. Pumpe skal kjøres på konstant fluks og vil gjennom dette ha betydning for transmembrantrykket som oppleves over tid. Permeatpumpe er tilkoblet membranene og slampumpe er tilkoblet slamavskilleren. Reaktorens sylinder er av gjennomsiktig plast slik at observasjoner kan gjøres vedrørende begroing og slamakkumulasjon i slamavskilleren. Biofilmen som dannes over de keramiske membranene ble forventet utviklet over en tidsperiode på 7-10 dager og vil ha en egenskap som hindrer enda mindre partikler å trenge igjennom. I teorien skal biofilmen sammen med membranene gi 100% beskyttelse mot suspendert stoff. Reaktoren har en luftpumpe som tilfører luftbobler via to permeable rør plassert under membranene. I bunnen av reaktoren er det installert en slamavskiller som beskrives nærmere i (Peterer, 2018). Slamavskilleren er plassert slik at slam kan tømmes fra reaktoren ved hjelp av en datastyrt peristaltiskpumpe. I teorien skal dette slammet være av den kvalitet at det skal kunne brukes til videre behandling for produksjon av jordforbedringsmiddel. Det er totalt to trykkindikatorer (PI 1) og (PI 2) installert og tilkoblet kontrollpanelet (SBC). Reaktoren er utstyrt med trykkindikator (PI 1) i bunnen av slamavskilleren for å kunne måle væsknivået i reaktorkammeret og en trykkindikator (PI 2) i ledningen til

permeatpumpa som måler undertrykket som skal til for å transportere væske gjennom membranen ved en gitt volumstrøm. Range for PI 1 og PI 2 er 0-100 mBar G og -1-0 bar med samme outputverdi på 4-20mA. Via trykkindikator (PI 1) skal pompa styres for å forhindre at væsknivået i reaktoren blir for lavt i tilfelle tilførselen fra ABR-reaktoren er mindre enn volumstrømmen ut av membranene. Med trykkindikator (PI 2) er hensikten å kunne stoppe eller redusere permeatpumpas hastighet om transmembrantrykket (TMP) blir for høyt.

I Figur 12 vises strømningsretningene i kolonnen samt et flytskjema som grovt viser MBR-reaktoren i en større sammenheng. Fra lagringstanken på 700 liter, pumpes vannet til en mindre buffertank på 10 L der det dannes en slamkake. Fra denne buffertanken holdes noe av slammet igjen da svartvannet pumpes videre til forbehandlingen i ABR-reaktoren. Tilførselen fra ABR-reaktoren vises under og strømningsretningen i det innerste røret føres opp til membranene der vannet vil sirkulere. Tyngre partikler vil kunne danne fnokker til de er store nok til å sedimentere til slamavskilleren i bunnen. Diffusoren på bunnen av PVC-kassetten vil være med på å løfte partikler og danne bedre vilkår for dannelse av biofilm i reaktoren.



Figur 12: Venstre: MBR-reaktorens oppbygning og strømningsretninger. Høyre: Flytskjema for anlegget i vann- og avløpslabben ved Fløy IV med detaljert utforming av

### 3.2.1 Dimensjonerende størrelser

De dimensjonerende størrelsene er bestemt og utregnet av biveileder og vil bli gjengitt med formler og forklaringer. En lav fluks ble valgt for å hindre rask begroing på membranene. Med en hydraulisk belastning på 3.6 L per dag vil dette gi en fluks på 1.0 LMH som var utgangspunktet for oppstarten av forsøket. I Tabell 3 vises de dimensjonerende størrelsene.

Tabell 3: Dimensjonerende verdier for de 5 keramiske membranene

Parameter	Størrelse	Enhet
Bredde	100	mm
Høyde	150	mm
Antall	5	
Areal per mm	0.0002	m <sup>2</sup>
Areal per modul	0.001	m <sup>2</sup>
Nominell poreåpning	200	nm
Hydraulisk belastning	3.36	L/d
Hydraulisk belastning	140	ml/t
Overflateareal	0.15	m <sup>2</sup>
Fluks	0.9	LMH

$$(3) \quad \text{Hydraulisk belastning} = 3.6 \frac{\text{l}}{\text{dag}} = \frac{3.6 \frac{\text{l}}{\text{dag}}}{24 \text{ t}} \times 1000 = 150 \frac{\text{ml}}{\text{dag}}$$

$$(4) \quad \text{Areal per membran} = 100 \text{ mm} \times 150 \text{ mm} \times 2 = 30000 \text{ mm}^2 = 0.03 \text{ m}^2$$

$$(5) \quad \text{Totalt overflateareal} = 0.03 \text{ m}^2 \times 5 = 0.15 \text{ m}^2$$

$$(6) \quad \text{Fluks} = \frac{\text{hydraulisk belastning}}{\text{totalt overflateareal} \times 1000} = \frac{140 \frac{\text{ml}}{\text{dag}}}{0.15 \text{ m}^2 \times 1000} = 0.9 \text{ LMH}$$

(3) Med en referansefluks på 0.5-1.5 LMH (Künzle et al., 2015) ble den hydrauliske belastningen ble valgt til 0.9 LMH fordi den tilsvarer en lav og ideell startfluks for anlegget. (4) Arealet per membran er utregnet ved å multiplisere høyde og bredde for de to flatene til membranen. (5) Det totale overflatearealet er summen av fem membraner. (6) Fluksen er beregnet som den hydrauliske belastningen over det totale overflatearealet per time.

### 3.2.2 Driftstyper

Membranreaktoren ble satt i drift der kjøringen av pumpa var programmert slik at den stoppet ved overskridelse av en TMP-verdi på 20-25 mBar og et permeattrykk (undertrykk) i membranen ved -5 mBar. Ved denne driften måtte pumpa manuelt startes på nytt fra kontrollpanelet for ny kjøring. Under denne kjøringen hadde pumpa hvileperioder på 10-16+ timer. Denne driftstypen ble utnyttet i nærmere 30 dager før bytting til nytt driftsmønster.

Etter perioden med manuell start av permeatpumpa ble hvilefasene programmert til å vare i 4 timer etter en overskridelse av TMP-verdien. Hensikten bak denne typen drift var å forhindre kakeformasjon over membranen som vil være med på å skape gjentetting av membranen. I perioden hvor pumpa ble kjørt med 4 timers hvileperioder ble ABR-reaktoren tømt for slam grunnet en gjentetting. Dette ga derfor et avbrudd under perioden med 4 timers hvileperioder. Tømmingen ble gjort 73 dager etter oppstart og påkobling av utløp ABR-reaktor, 15 dager etter start av kjøring med 4 timers hvileperioder. Anlegget stod deretter i hvilemodus i en periode på 4 dager før fortsettelse av driften.

For å vurdere variasjonene i gangtider per døgn ved de to driftstypene ble det gjort en paret t- og F-test i Excel for å se om forskjellen mellom de to periodene vart statistisk signifikant. Gangtid defineres her som hvor lenge pumpa har vært i drift i løpet av et kjøringdøgn. Testen ble utført for de 12 første driftsdøgnene med hvileperioder på henholdsvis 10-16 og 4 timer. Dette ble gjort med en nullhypotese:

$$H_0 = \mu_1 = \mu_2$$

Testene ble utført ved bruk av dataanalyseverktøy i Excel med signifikansnivå  $\alpha = 0.05$  og  $0.1$ . Ved riktig nullhypotese blir det godtatt en 5% sjans for å gjøre en forkastningsfeil. Testene vil gi en p-verdi som sier noe om sannsynligheten for at forskjellen mellom de to datasettene skyldes tilfeldigheter dersom nullhypotesen er riktig. Nullhypotesen forkastes dersom  $p < \alpha$ . Videre ble det gjennomført en Wilcoxon signed rank test som til forskjell fra t- og F-testen ikke krever en normalfordeling blant datasettene. I denne testen vurderes det om medianen i fordelingen av differansen er lik eller forskjellig fra null. Med samme nullhypotese avgjøres det også her om datasettene viser noen signifikant statistisk forskjell. Denne testen ble gjennomført med  $\alpha = 0.05$  og T-verdien bestemmes av minstesummen av de positive og negative rangverdiene som beregnes. T-verdien fra testen sammenlignes med en T-grenseverdi. Denne grenseverdien bestemmes ut fra hvor mange N-datapunkter som inngår i testen og alphaverdien som benyttes. Resultatene fra testene vises i avsnitt 4.4.3.

### 3.2.3 Konstant og pulserende lufting

Membranreaktoren ble først oppsatt med en luftregulator for konstant lufttilførsel (L/t). Luftregulator 1 ble manuelt styrt fra anleggsriggen avhengig av det skumnivået som ble registrert. Hensikten bak denne

regulatoren var å sørge for sirkulasjon i kolonnen slik at forholdene ble uniforme vedrørende TSS og sedimentering av større partikler. Ved å hindre lave luftkonsentrasjoner var også hensikten en forbedring av filtermulighetene for membranene. En annen hensikt ved denne regulatoren var å sørge for at skumdannelsen ble holdt til et nivå der skum ikke overfylte kolonnen men samtidig ga god nok sirkulasjon til reaktorvæsken.

Videre ble enda en luftregulator påkoblet og programmert til å fungere som en pulserende regulator. Hensikten bak denne regulatoren var å heve oksygenivået i reaktorvæsken når det oppløste oksygenivået falt under 0.3 mg O<sub>2</sub>/L. Under kjøringen av denne typen lufting ble luftregulator 1 satt til en fast verdi mens luftregulator 2 ble noe regulert rett etter installering, for deretter å ha en fast pulserende verdi. Installasjon av luftregulator 2 ble gjort etter totalt 14 driftsdager.

#### **3.2.4 Kalibrering av speed permeate pump**

Før påkobling av ABR-reaktor ble pumpens volumstrøm kalibrert gjennom tre separate kalibreringssteg. Hensikten med kalibreringen var å se på hvilke faktiske verdier pumpen ga i forhold til de forventede verdiene som var programmert. Fremgangsmåten for kalibrering var å måle volumstrømmen over en time ved hjelp av et målebeger som samlet opp mengden vann ut av pumpen. Samtlige målinger ble gjort med rent vann.

Det første kalibreringssteget ble gjort for å danne et grunnlag for videre kalibreringer. For det første steget ble det gjort totalt tolv målinger i et område mellom 50 ml/t og 200ml/t. Enkelte av målingene ble gjort med to gjentak for å sikre et bedre estimat. Det andre kalibreringssteget ble gjort først etter at pumpen hadde blitt justert fra måledataene fra første steg. Her ble totalt fem enkeltmålinger gjennomført i et område mellom 70 ml/t og 290 ml/t. Igjen ble målingene brukt til å kalibrere pumpeverdien. Et siste steg ble gjennomført der hensikten var å gjøre to gjentak på den bestemte volumstrømmen som ga 1 LMH. Dette tilsvarer 150 ml/t for de dimensjonerende verdiene til anlegget. Forventede og faktiske verdier ble som i de to tidligere kalibreringene sammenlignet. De totalt nitten målingene ble registrert i et Excel- dokument der det ble gjennomført lineære regresjonsplot.

#### **3.2.5 Lineær regresjon for kalibrering**

Det ble brukt et Excel-dokument der alle de forventede volumstrømmene ble plottet mot de faktiske verdiene ved bruk av et lineær regresjonsplot. Dette ble gjort med en hensikt å kunne teste vilkårlige verdier i samme kalibreringsplot. Det ble opprettet fire plot der de to første sammenligner faktiske verdier mot

forventede verdier for de to måleseriene. De to andre plottene viser faktiske verdier mot pumpas outputsignaler. I disse plottene vises også den opprinnelige regresjonen til sammenligning. Outputsignalene er de signalene som sendes fra hovedkontrollen til motorstyringen av pumpe og det er disse outputverdiene som til slutt vil definere farten til pumpen. Plottene skal gi et svar på den ukjente relasjonen mellom outputverdiene og volumstrømmen ut av pumpe slik at permeatpumpe kan kalibreres.

### 3.3 Oppstart og dannelse av biofilm

Ved endt kalibrering og fastbestemmelse av volumstrøm ved oppstart av anlegget, ble MBR-reaktoren påkoblet ABR-reaktorens utløp, slik at en biofilm kunne utvikles. Dette ble gjort ved å la membranene stå nedsenket i forbehandlet svartvann (ABR) over en periode på 7-10 dager. Etter 7 dager ble overløpet før membranreaktoren byttet ut grunnet en fortetning. Ved utskiftningen ble reaktorvæsken tømt og deretter gjenfylt. Før oppstart ble det gjort prøvetaking av reaktorvæske og prøvekjøring av permeatpumpe, der hensikten var å fastslå forholdet mellom opptredende TMP og tykkelse på biofilm. Reaktorvæske ble testet for filtrert KOF, TSS, nitritt og nitrat for å undersøke forholdene ved oppstart, mens permeatpumpe ble kjørt på 140 ml/t i 2 timer for å vurdere opptreden fra tidligere kalibrering.

Ved oppstart ble det også etablert en sikkerhetsgrense for TMP og permeattrykk. Dette ble gjort for å hindre irreversibel gjentetting av membranene i reaktoren. Permeatpumpe ble programmert til å stoppe hvis TMP gikk over en verdi på 20-25 mBar, eller om permeattrykket.

For å bedre undersøke opptreden av permeatpumpe, renseeffekt og begroing ble pumpe kjørt i testfasefase. I denne fasen var hensikten å oppnå tilnærmet kontinuerlig drift med en volumstrøm på 140 ml/t med innstillingene beskrevet over. Parametere som ble analysert på lab var:

- filtrert KOF av utløp ABR
- filtrert KOF av reaktorvæske
- ufiltrert KOF av permeatet
- TSS for utløp ABR
- TSS for reaktorvæske
- TS for slam

Parametere som ble logget og avlest online var henholdsvis TMP, væsknivå i reaktoren, permeattrykket over membranen, mengden oppløst oksygen i reaktoren, lufttilførsel, temperatur, tilførsel fra ABR-reaktoren og outputsignalene fra permeatpumpe. Andre parametere som ble målt var skumnivået i reaktoren



og lufting. Skumnivået ble registrert daglig med høyde i centimeter over væsknivået og skummets farge. Luftregulatoren til diffusoren ved bunnen av membranplatene ble stadig regulert for ønsket mengde luft og derfor avlest ved start av pumpa.

### 3.4 Datainnsamling og analyseparametere

Analyse av prøvene gjort på lab er noe preget av lavere erfaring med måleutstyr. Menneskelige feil kan være med på å gjøre utslag i prøvene analysert for studien. Med hjelp, innføring av ukjente metoder og oppfrisking av tidligere gjennomførte analysemetoder har analysene blitt mindre utfordrende i samarbeid med Melesse Ehetu Moges (biveileder) og Sven Andreas Høgfeldt (labansvarlig) ved vann- og avløpslaboratoriet ved TF fløy V. I Figur 13 vises et standard oppsett på hvordan analyse av TSS, KOF og sampling av VFA ble gjennomført. Analyse av prøver ble gjennomført intensivt ved oppstart og gjennom første driftsperiode. For andre driftsperiode ble prøver hentet 2 ganger per uke.



Figur 13: Standardoppsett for labarbeid. 1: væskeprøver fra anlegget, 2: glassbeholdere for filtrering, 3: alluminiumsbeger og filter og 4: plastbeholdere for samling til VFA-analyse. Foto: Lukas P.F. Hansen.

### 3.4.1 Transmembrantrykk (TMP)

PI 1: Cynergy3 IPSL-G010

PI 2: AFRISO DMU 01

PLS Kontrollpanel: Saia Burgess Controls, Møre Control AS

Gjennom hovedkontrollen ble TMP målt on-line ved at signaler fra trykkindikator (PI 1) og trykkindikator (PI 2) ble overført og logget kontinuerlig. Hovedkontrollen tok trykkindikatorverdiene som input og beregnet transmembrantrykket. I løpet av et minutt ble det logget 30 verdier for TMP og gjennomsnittet av disse verdiene representerte den avleste TMP-verdien.

I denne studien er beregninger av begroingsrate ( $dTMP/dt$ ) gjort for de siste 60 minuttene før TMP-alarmer verdien nærmer seg 20-25 mBar. Verdiene er hentet fra loggdata i Excel og begroingsraten er fremstilt ved bruk av en lineær regresjonsmodell som representerer begroingsrate per dag. For beregninger av permeabilitet er den normaliserte fluksen dividert med begroingsraten vist i formel 8.

$$(7) \text{ Begroingsrate per døgn} = (dTMP/dt)$$

$$(8) \text{ Permeabilitet} = \text{Normalisert fluks}/\text{TMP (LMH/bar)}$$

### 3.4.2 Totalt suspendert stoff (TSS)

Med en godt blandet prøve bestemmes TSS ved å filtrere med et standard glassfiber filter (Whatman® GF/C 1.2  $\mu\text{m}$ ). Etter at alt vannet har filtrert er det suspenderte stoffet samlet på filteret. Filteret ble plassert i en varmeovn med en temperatur på mellom 103-105°C i 2 timer for tørking. Differansen av filtervekten divideres med volumet av prøven og multipliseres med  $10^6$ . Dette gir det totale suspenderte stoffet i mg/l. Vekten brukt er en Mettler AT200, tørkeskapet er fra Termaks og vakuumpumpa brukt ved filtrering er VWR VP86. Det ble brukt aluminiumskåler ved tørking av filteret. Ved prøvetaking klippes pipettespissen for å kunne få med større partikler.

$$(9) \text{ Vektdifferanse} = \text{Vekt av filter etter filtrering} - \text{Vekt av filter før filtrering}$$

$$(10) \text{ TSS [mg/l]} = \frac{\text{Vektdifferanse}}{\text{Volum av prøve}} \times 10^6$$

Under oppstartsfasen ble reaktorvæsken tatt fra 3 forskjellige prøvetakningspunkter med sprøyte (30 ml) for å fastslå om det var varierende eller uniforme forhold vedrørende TSS. Prøvene ble tatt 5, 10 og 15 cm under væsknivået i reaktoren.

### 3.4.3 Tørrstoffinnhold (TS)

For å analysere slammets tørrstoffinnhold, på engelsk: total solids, ble vekten av en skål registrert med og uten slam. Deretter ble skålen plassert i tørkeskapet (Termaks) med en temperatur på 103-105°C i mellom 18-24 timer. Skålen ble tatt ut og deretter plassert i et nytt varmeskap (Nabertherm More Than Heat 30-3000°C) på en temperatur på 550°C i 30 minutter. Varmeskapet ble avkjølt før uttak av prøven og deretter fikk skålen et lokk slik at ikke aske skulle unnslippe eller oppta fuktighet fra omgivelsene. Prøven ble transportert til en standardvekt for registrering av vekten etter at alt vannet hadde fordampet. Utregning vises i formel 11.

$$(11) \quad TS [g/l] = \frac{\text{Vekt etter tørking} - \text{Vekt etter forbrenning}}{\text{Volum av prøve}} \times 1000$$

### 3.4.4 Filtrert og ufiltrert kjemisk oksygenforbruk (KOF)

Filtratet fra TSS-analysen ble brukt videre for å bestemme det filtrerte kjemiske oksygenforbruket for utløp ABR og reaktorvæske. 0.5 ml fra disse prøvene ble overført til LCK 014 kyvetter og ble ristet før de ble satt til oppvarming (Hasch Lange LT200). For ufiltrerte prøver ble 2 ml permeat tilsatt LCK514 kyvetter. Prøvene ble satt til oppvarming i 2 timer med en temperatur på 148°C. Etter de 2 timene ble kyvettene ristet og avkjølt i avtrekkskap i 15 minutter til de hadde en temperatur på 20-18°C. Deretter ble prøvene analysert i målingsapparatet (Hach Lange DR3900). For filtrerte KOF-målinger ble kyvetter med en range på 1000-10000 mg/l brukt mens for ufiltrerte KOF-målinger av permeatet ble kyvetter med range 100-2000 mg/l brukt. Reduksjonen av KOF ble fremstilt i prosent over perioden anlegget var i drift. Prøvene fra ABR og reaktorvæske ble analysert samme dag de ble hentet fra anlegget mens ufiltrerte prøver av permeatet ble analysert 2-24 timer senere.

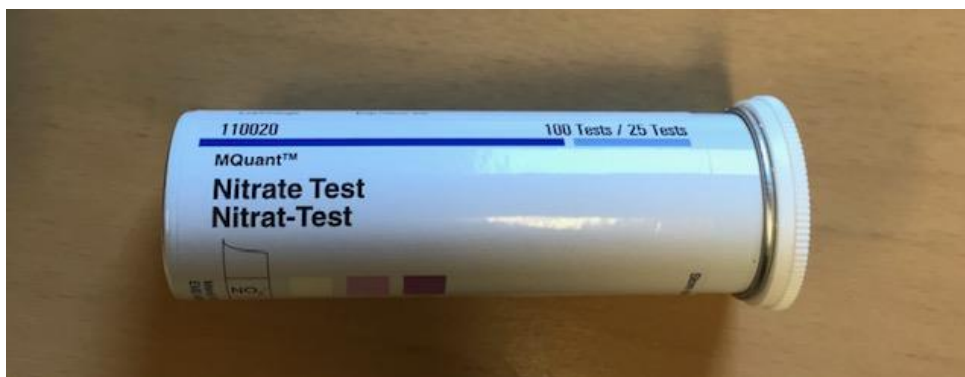
### 3.4.5 Ammonium ( $NH_4^+$ )

Ved måling av ammonium ble først reaktorvæske og permeat uttynnet til 1:1000. Dette ble gjort ved å fylle fire beger med 9 ml destillert vann. To beger for reaktorvæske og to beger for permeat ble brukt. 1 ml reaktorvæske ble tilsatt det første begeret og deretter ristet godt. Det samme ble gjort med permeatprøven.

Fra disse begrene ble 1 ml tilsatt de to neste som inneholdt 9 ml destillert vann. Fra denne prøven ble 5 ml overført til LCK 304 kyvetter. Lokkene på kyvettene ble snudd for tilsetning av kjemikalier i lokkene. Kyvettene ble ristet godt og avlest etter 15 minutter i målingsapparatet.

### 3.4.6 Nitrat( $\text{NO}_3^-$ ) og nitritt ( $\text{NO}_2^-$ )

Stikkprøver av nitrat og nitritt ble gjort med 110020 MQuant™ (Nitrate Test/Nitrat-Test) vist i Figur 14. Nitrationene reduseres til nitritt av en reagerende agent. Stripene som brukes for testen gir et fargeutslag ved kontakt med avløpsvann. Vannet måtte ha en pH mellom 1-12 og en temperatur mellom 15-25°C. Reaktantsonene på stripene ble holdt under vann i 1 sekund. Deretter ble stripene lufttørket og avlest i forhold til skalaen på beholderen.



Figur 14: 110020 MQuant™ (Nitrat test/Nitritt test). Foto: Lukas P.F. Hansen

### 3.4.7 Turbiditet (NTU)

Turbiditeten ble testet ved å benytte Hach Lange 2100N Turbidimeter. Før testen ble utstyret kalibrert med Hach StablCal Turbidity Standards Calibration Kit for 2100N/N IS, (200NTU, 20 NTU og 0.1 NTU). To reagensglass ble rensset med destillert vann og deretter fylt med reaktorvæske og permeat fra bioreaktoren for analyse. For å hindre fingeravtrykk som kunne forstyrre målingene ble reagensglassene holdt med papir for de to målingene. Glassene ble deretter plassert i turbidimeteret for avlesning. Disse målingene ble gjort med betydelig mindre gjentak og er ikke noe som legges stor vekt på i dette studiet. Enkeltmålinger av reaktorvæske og permeat ble gjort ved oppstart, midtveis og ved slutt av driften av anlegget ble kun permeatet målt for turbiditet.

### 3.4.8 Flyktige fettsyrer (VFA)

For analyse av flyktige fettsyrer ble filtrat av utløp ABR og reaktorvæske og ufiltrert permeat samlet i plastkyvetter på 15 ml. Disse ble umiddelbart plassert i fryser for videre analyse i laboratorium ved Universitetet i Sørøst-Norge, campus Porsgrunn. Prøvene som ble analysert var samlet mellom 26. februar og 1. april. Prøvene ble tinet over natten dagen før analyse.

Prøvene ble godt ristet for å unngå bunnslam i plastkyvettene. Deretter ble prøven uttynnet til en 1:10 løsning. 1 ml av prøvene ble pipettert til kolber etterfulgt av 9ml destillert vann. Videre ble prøvene igjen godt ristet ved bruk av en reagensrørrister. Fra de uttynnete og sentrifugerte prøvene ble 1.35 ml pipettert til beholdere på 1.50 ml og deretter ble det tilsatt 0.15 ml av 0.65M maursyre til beholderen. Analysen av VFA ble gjort ved å benytte en Hewlett Packard, HP 6890A (), gasskromatograf med 294 mg/l eddiksyre som standardløsning. Gassene brukt i analysen var helium, hydrogen og luft, der helium ble benyttet som bæregass med en hastighet på 23 ml/min. Hydrogen og luft ble benyttet som detektorgasser. Det ble benyttet en DB-FFAP 30 meter lang kapillærkolonne laget av silikater med indre diameter på 0.25 mm og en 0.25 µm film der analysetiden per prøve var estimert til 45 minutter. Det ble gjort 3 gjentak per prøve under analysen og vasking av sprøyte ble gjort etter hver tredje analysetakning. En mer detaljert oversikt over prosedyren beskrives i Vedlegg A - Volatile Fatty Acids (VFA) Analyses.

### 3.4.9 Temperatur (T)

Temperaturen av reaktorvæske ble målt med probe installert i reaktoren. Kontinuerlig overføring av verdier ble avlest på fra online logg i Excel for hvert minutt ved drift av anlegget. Verdiene for temperatur ble videre brukt til å beregne den normaliserte fluksen i forhold til 20°C vist i formel 12.

$$(12) \quad \textit{Normalisert fluks} = \textit{Fluks} \times e^{((-0.032 \times (T-20))}$$

Den normaliserte fluksen ble videre brukt til å beregne verdier av permeabilitet hvor det er tatt høyde for variasjoner i temperatur og viskositet.

### 3.4.10 Skumdannelse

Ved oppstart ble skum optisk analysert i forhold til farge, konsistens og mengde. Data ble deretter logget på daglig basis. Skummet ble kategorisert i henhold til fargene hvitt, gult eller brunt. Oftest ble farge av skum fremstilt som en kombinasjon, som for eksempel: hvitt/brunt eller brunt/gult. Mengden skum ble målt fra vannspeilets nivå i reaktoren i cm. Reguleringen av skum ble gjort i henhold til diffusoren i anlegget

med luftregulator 1 og luftregulator 2. Fremstillingen av skum ble gjort i sammenheng med mengden luft tilført og det oppløste oksygenivået i reaktoren, samt variasjoner i skumnivå over tid.

### 3.4.11 *E. coli* og koliforme bakterier

En prøve på 50 ml fra utløp ABR og to prøver på 100 ml fra permeatet ut av MBR-reaktoren ble samlet for undersøkelse av koliforme bakterier og *E. coli* (Figur 15). Forsøket ble gjennomført mot slutten av andre driftsperiode ved bruk av Colilert 18 test kit (IDEXX Laboratories Inc., Westbrook, ME, USA). Den første prøven av permeatet ble tatt 13 dager før utløp ABR og siste permeatprøve ble tatt. De tre prøvene ble henholdsvis tatt 57 og 70 dager etter oppstart av anlegget.



Figur 15: a) Colilert 18 test kit, b) oppsett for analyse av *E. coli* og koliforme bakterier med sterile plastbeholdere (nederst) og destilert vann (høyre). Foto: Lukas P.F. Hansen

Prøven fra utløp ABR ble fortynnet 1:100 med destillert vann mens prøvene fra permeatet ikke ble fortynnet. 1 ml av prøvene fra utløp ABR ble pipettert i sterile plastbeholdere på 100 ml. Deretter ble de sterile plastbeholderne fylt til nivået var 100ml. Permeatet ble direkte fylt i egen plastbeholder. Ved analyse av koliforme bakterier og *E. coli* er det hensiktsmessig å operere under sterile forhold. Analysen gjort i dette studiet er ikke gjennomført under ønskede forhold og vil kunne være med på å skape feil til dataene. Bakterier fra benkeplater og generelt i omgivelsene er faktorer som kan påvirke dataene. Videre ble Colilert\*-18 næringsløsning tilsatt de sterile plastbeholderne. Prøvene ble ristet godt for å oppløse vekstforbedreren. Prøvene ble deretter overført til Quanta-Trays med 49 store og 48 små porer. Luftbobler ble fjernet fra porene før de ble forseglet med en IDEXX Quanta-Tray-sealer model 2X. Til slutt ble prøvene plassert i en inkubator som holdt en temperatur på 37 °C over en periode på 18 timer.

Etter 18 timer ble brettene tatt ut til analyse ved bruk av IDEXX Qty-2000 MNP table for 100 ml prøver. For analyse av koliforme bakterier ble antallet av små og store gule porer i brettet, vist i Figur 16, summert hver for seg for å finne antallet av koliforme bakterier i tabellen. For bestemmelse av *E. coli* ble lyset i rommet slått av for bruk av et langbølget UV-lys med bølgelengde 365 nm. Ved å lyse over brettet summeres antallet av små og store porer som fremstår blå under UV-lyset. Summeringen foregår også her på samme måte som for koliforme bakterier. Et unntak for denne analysen er om en pore gir utslag for *E. coli* men ikke for koliforme bakterier. Om dette forekommer har det skjedd en feil under varmeprosessen og poren skal ikke telles ved analyse i tabellen. Forventningene til prøvene ved endt analyse er en høyere konsentrasjon av koliforme bakterier enn *E. coli*.



Figur 16: Fremstilling av IDEXX Qty-2000 MNP table klargjort for inkubasjon. Foto: Lukas P.F Hansen

### 3.5 Feilkilder

For TMP som avleses på kontrollpanelet kan signaloverføringen av outputsignaler være en kilde til feil. For TSS vil volumet av prøven være en av de viktigste feilkildene. Pipettespissen klippes også av her og noe av volumet forsvinner som skal filtreres. Videre vil feil avlesning av vektene til aluminiumskålene eller feil kalibrering av vekten være med på å gi feil ved videre utregning av det totale suspenderte stoffet i en prøve. Ved uttynning av en prøve med destillert vann vil det også være vanskelig å måle nøyaktig volum av det destillerte vannet. Denne uttynningen vil være en stor feilkilde og gi større måleusikkerhet. For å vurdere turbiditeten til permeatet vil fargetallet kunne forårsake feil i analyseapparatet. Det høye fargetallet vil kunne blokkere lysstrålene som vil reflektere avhengig av partikkelens størrelse. Videre har driften av anlegget medført et fåtall uventede lekkasjer. Lekkasjene har resultert i komplett tømning av reaktorvæsken med biomasse. Biofilmen på de keramiske membranene har derfor vært utsatt for kortere tørkeperioder og reaktoren ble fylt delvis med vann og deretter påkoblet ABR-reaktorens utløp. Ved slike hendelser har reaktoren fått en periode til å bygge opp ny biomasse for å opprettholde biofilmen. For analyse av flyktige fettsyrer ligger den største kilden til feil i fortynningen av prøven. Dette kan være med på å gjøre resultatene for gasskromatografi mer unøyaktige.



## 4 Resultater og diskusjon

I resultat- og diskusjonskapittelet blir det gjort et forsøk på å besvare forskningsspørsmålene ved hjelp av grafiske fremstillinger av data over hele driftsperioden av anlegget. Det første som beskrives er de målte konsentrasjonene gjort ved oppstart av anlegget. Deretter legges det frem resultater for kvalitetssikringen av permeatpumpa. Videre vises og diskuteres resultatene opp mot problemstillingen gitt i avsnitt 1.4. Ulike deler av resultatene sammenlignes med tidligere og lignende forskning der det er hensiktsmessig.

### 4.1 Kvalitetssikring av permeatpumpe

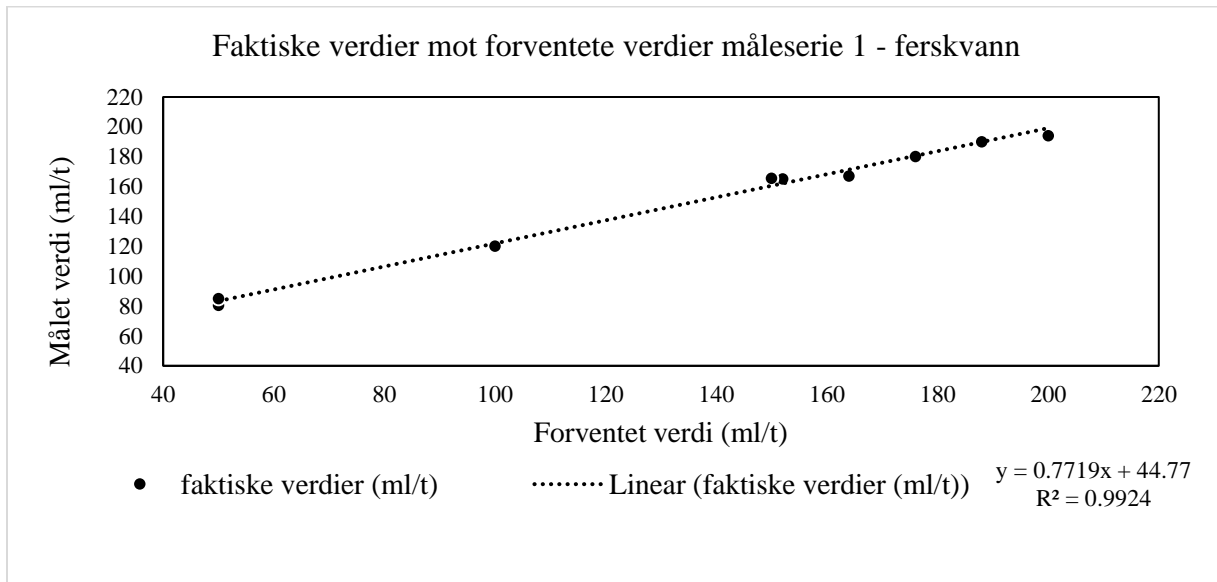
For kvalitetssikringen av permeatpumpe sammenlignes resultatene gjort med ferskvann og kloakk. For perioden der ferskvann ble benyttet ble et bredt spekter av volumstrømmer testet. Etter påkobling av utløp ABR ble fluksen justert til 0.9 LMH.

#### 4.1.1 Forventede mot faktiske verdier

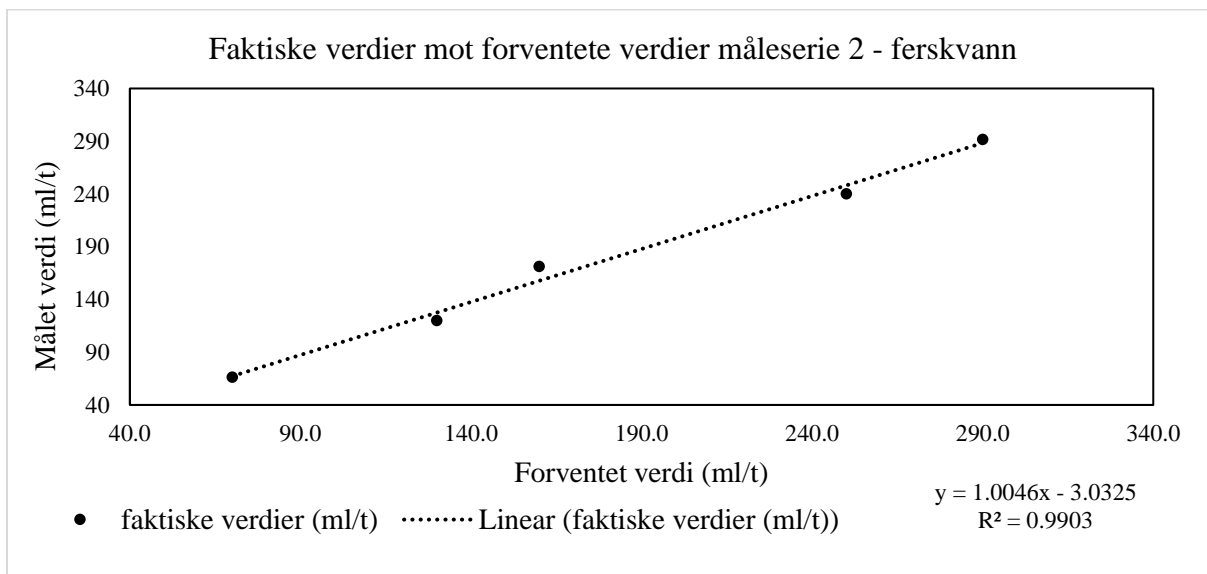
I Tabell 4 vises forventede og faktiske verdier for permeatpumpe i tillegg til outputverdiene fra kontrollpanelet som går til motorstyring av pumpe. Resultatene fra måleserie 2 er gjennomført med etterkalibrering fra data fra måleserie 1. For måleserie 1 vises resultatene med en gjennomsnittlig feilmargin på 21.5% i forhold til forventede mot faktiske verdier. Kalibreringen som ble gjort av outputsignalene fra kontrollpanelet til pumpe resulterte i en ny gjennomsnittlig feilmargin på 3.5%. Det er gjort gjentak av enkelte verdier for å vurdere variasjon, målefeil og eventuelle mønstre. Ut i fra måleserie 1 vises en liten variasjon i de verdiene som er målt to ganger. Ut over dette vises et mønster der de helt lave volumstrømmene gir større feil enn de høye vedrørende faktiske mot forventede verdier. Noen av volumstrømmene som er målt i måleserie 2 ligger godt utenfor det området pumpe skal kjøres under og er testet for å undersøke om permeatpumpe presterer under større belastninger. Resultatene er også her brukt til å kunne kalibrere hastigheten på pumpe. Resultatene er også fremstilt i Figur 17 og Figur 18 med en lineær regresjonsmodell. Resultatene viser hvordan verdiene korrelerer med hverandre og vil gi en regresjonsformel som videre kan brukes til å korrigere en hvilken som helst målt verdi innenfor det målområdet som har blitt undersøkt.

Tabell 4: Forventede mot faktiske verdier for permeatpumpe ut av membran bioreaktor. Verdiene ble målt i perioden 10.01.2019 - 15.01.2019 og er oppført ved bruk av Excel.

Måleserie	Forventede verdier (ml/t)		Output signal (mA)		Faktiske verdier (ml/t)	
	x	y	z	x	y	
1	152		265		165	
1	152		265		165	
1	176		271		180	
1	188		274		190	
1	164		268		167	
1	200		277		194	
1	50		239		80.5	
1	50		239		85	
1	100		252		120	
1	100		252		120	
1	150		265		165	
1	150		265		165.5	
2	70.0		234		66.3	
2	130.0		254		120.0	
2	160.0		264		171.2	
2	250.0		293		240	
2	290.0		306		291.5	



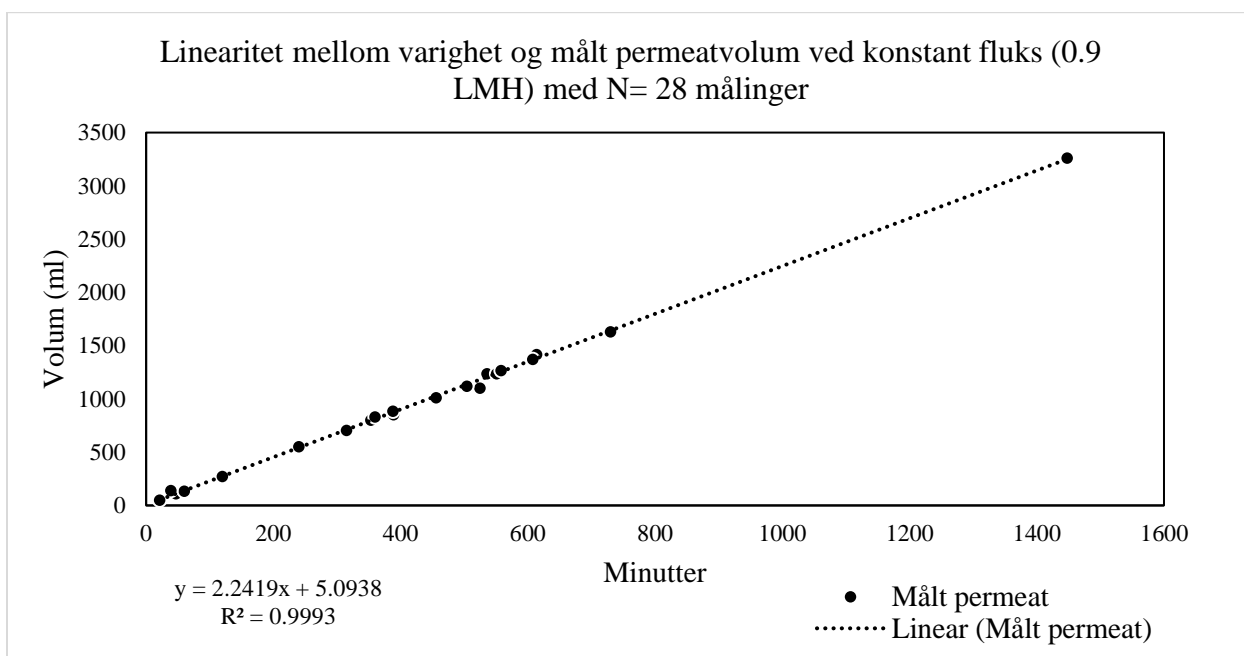
Figur 17: Måleserie 1: Faktiske mot forventede verdier fra kjøring av permeatpumpa. Alle verdier er fra 1 times kjøring på bestemt fluks.



Figur 18: Måleserie 2: Faktiske mot forventede verdier fra kjøring av permeatpumpa. Alle verdier er fra 1 times kjøring på bestemt fluks

Resultatene fra kvalitetssikringen av pumpa er kun gjort med drikkevann for måleserie 1 og 2. Dette betyr at membranen ble testet uten noen former for fysiske påvirkninger som partikulært materiale. De to måleseriene hadde begge en korrelert R2-verdi på 0.99 som tilsier at pumpa leverer den volumstrømmen den er programmert til.

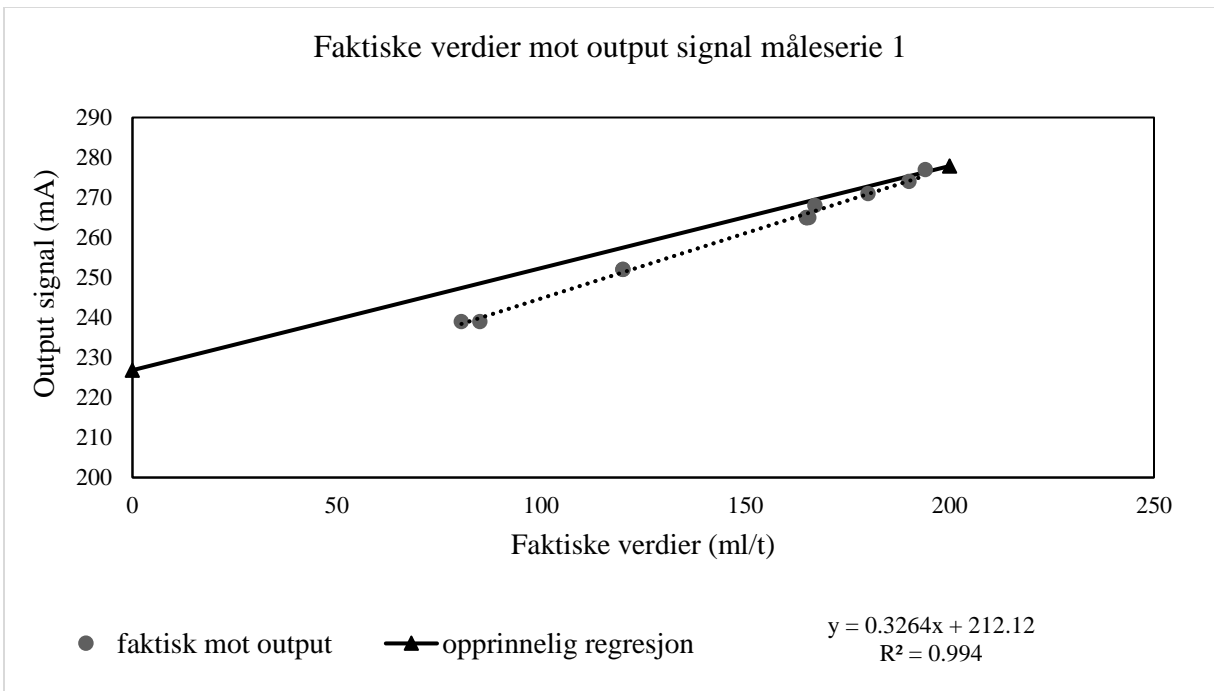
Etter påkobling av utløp ABR-reaktor ble det undersøkt om permeatpumpa fortsatt leverte programmert volumstrøm. Linearitet mellom gangtidene til pumpa og det oppmålte permeatvolumet ble undersøkt. Resultatene viser at pumpa fungerer godt etter påkobling fra utløp ABR ved de to driftstypene. Fra resultatene vist i Figur 19 ligger den faktiske volumstrømmen på  $137 \pm 2.0$  ml/t til forskjell fra den programmerte volumstrømmen på 140 ml/t. Årsaken til at volumstrømmen ikke korrelerer eksakt med den programmerte verdien kan skyldes menneskelige feil som oppmåling av permeat, fordamping av permeat ved lengre kjøring og ellers motstand over membranen ved lengre kjøring.



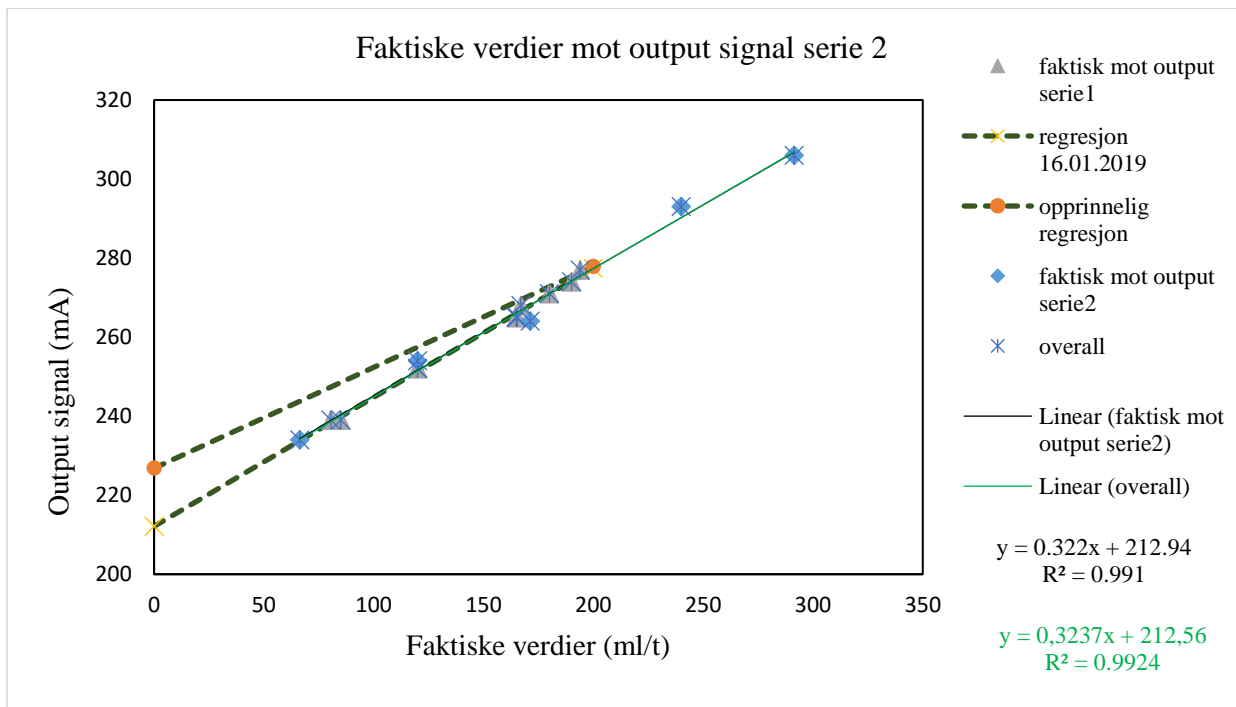
Figur 19: Linearitet mellom varighet og mål permeatvolum for MBR-reaktor ved 10-16 og 4 timers hvileperioder

#### 4.1.2 Faktiske verdier mot output signal

For å undersøke om permeatpumpas outputsignaler påvirket den leverte volumstrømmen ble faktiske pumpeverdier plottet mot outputsignalene til den elektriske pumpa. Resultatene vises i Figur 20 og Figur 21. De to regresjonskurvene viser kun små avvik mot hverandre og skyldes antagelig variasjon i signaloverføringen til den elektriske steppermotoren, variasjoner i selve motoren eller variasjoner i parallelle målinger. De parallelle målingene gjort, skulle i teorien, være tilnærmet identiske.



Figur 20: Måleserie 1: Faktiske verdier mot output signal. Data tilsendt fra biveileder Daniel Todt.



Figur 21: Måleserie 2: Faktiske verdier mot output signal. Data tilsendt fra biveileder Daniel Todt.

## 4.2 Oppstart

### 4.2.1 Dannelse av biofilm

Ved oppstart ble et lite antall tilfeldige prøver fra utløp ABR-reaktor, reaktorvæske og permeat analysert for ammonium ( $NH_4^+$ ), nitrat ( $NO_2^-$ ) og nitritt ( $NO_3^-$ ). Resultater for ammonium var 1270 mg/l og 756 mg/l for ABR-utløp og permeat. Den tydelige forskjellen kan fortelle at det har skjedd denitrifisering og nitrifisering i systemet som ikke nødvendigvis gir det et svar om dette har skjedd i en biofilm eller i suspendert biomasse inne i selve reaktorvæsken. Den målte forskjellen til N-komponenten fra reaktorvæske til permeat er det derimot en sterk indikator for en aktiv biofilm på membranene. Forskjellen fra reaktorvæske til permeat kan skyldes en prosess som har skjedd på membranoverflaten eller i selve membranporene. Både nitrifikasjon og denitrifikasjon er biologiske prosesser forutsetter en aktiv biomasse i den del av systemet de har blitt observert.

### 4.2.2 Forhold ved innløp og reaktorvæske

Det kjemiske oksygenforbruket ut fra ABR-reaktoren lå på  $3095 \pm 271$  mg/l ved oppstart. Dette er relativt høye verdier som videreføres til reaktorvæsken. For å sammenligne disse verdiene med tidligere forsøk av den samme ABR-reaktoren vises det til funnene gjort i (Moges, Melesse Eshetu et al., 2018). Det tidligere studiet av Moges et al. 2018 hadde oppnådd stabile forhold etter 150 driftsdager. Ved stabile forhold lå utløpsverdiene i et område mellom 750 – 250 mg/l KOF ut fra ABR-reaktoren. ABR-reaktoren har ikke blitt tømt for slam og dette kan være en avgjørende årsak til at MBR-reaktoren kontinuerlig vil få tilført høye verdier KOF. I et studie av (Bwapwa, 2012) ble det rapportert om en lignende fjerningseffekt av KOF over fire identiske 20 L ABR-reaktorer på 52-80% over en periode på 267 dager som kan sammenlignes med fjerningseffekten av KOF for denne studien på henholdsvis 43 og 54% for de to driftsperiodene. I samme studie ble også vannet ført til videre behandling gjennom en MBR-enhet.

## 4.3 Karakterisering av driftsparametere

Karakteriseringen er gjort for de to driftstypene med hvileperioder på henholdsvis 10-16t og 4t. Fra Tabell 5 vises driftsparametere som brukes i de kommende resultatene. Hensikten med denne karakteriseringen er å vise variasjoner og forskjeller mellom de to driftstypene. De største variasjonene fremkommer ved parametere som gangtid, kjemisk oksygenforbruk og totalt suspendert stoff. Disse parameterne har i liten grad vært stabile over lengre tid. Videre kan de store variasjonene skyldes slamakkumulasjonen i ABR-reaktoren og varierende temperaturforhold som vil gi ulik viskositet. Forhold med mindre endringer over driftsperiodene har vært pH-verdien av svartvannet, temperaturen av reaktorvæsken, den tilførte luften til

reaktorkolonnen (Vedlegg H – Temperatur, pH og lufttilførsel) og den målte volumstrømmen (Figur 19). Filtrerte KOF-verdier av svartvannet ble målt kun for driften med 4 timers hvileperioder for å se kunne se effekten av slamtømmingen av ABR-reaktoren. Med KOF-verdier fra svartvannet som ble målt lavere enn KOF-verdier fra utløp ABR-reaktor ville dette si at nedbrytningsprosessene i den anaerobe forbehandlingen ikke fungerte optimalt. Fra målingene fremkommer det at konsentrasjonene i snitt var høyere i ABR-reaktoren enn i det filtrerte svarvannet vedrørende det kjemiske oksygenforbruket.

Tabell 5: Karakterisering av undersøkte driftsparametere for evalueringen av membran bioreaktoren ved ulike hvileperioder for permeatpumpa. Driftsperiode 1: 10-16t og driftsperiode 2: 4t. (KOF-reduksjon 1: Reduksjon av kjemisk oksygenforbruk fra utløp ABR til reaktorvæske, KOF-reduksjon 2: Reduksjon av kjemisk oksygenforbruk fra reaktorvæske til permeat)

Driftsparameter	Enhet	Hvileperiode mellom kjøring	
		10-16t	4t
Begroingsrate per dag	dmBar/dt	49 ± 28	106 ± 46
Fluks	LMH	0.9	0.9
Gangtid	min	564 ± 354	152 ± 554
KOF - ABR	mg/l	3095 ± 271	2360 ± 411
KOF - Permeat	mg/l	915 ± 500	437 ± 25
KOF - Reaktorvæske	mg/l	1914 ± 406	1022 ± 239
KOF - Svartvann	mg/l	n.a	2364 ± 171
KOF-reduksjon 1	%	43 ± 3	54 ± 18
KOF-reduksjon 2	%	54 ± 21	57 ± 5
Luftinstilling	L/t	1.1 ± 0.1	0.9 ± 0.05
Normalisert fluks	LMH	1.08 ± 0.09	1.07 ± 0.05
Oppløst oksygen	mg/l	0.5 ± 1.2	0.1 ± 1.3
Permeabilitet	mBar/dt/LMH	45 ± 25	54 ± 53
pH svartvann	log	8.3 ± 0.2	8.3 ± 0.1
Skumfarge	hvitt/brunt/gult	hvitt/brunt	Hvitt
Skumnivå	cm	8 ± 6	5 ± 2
Temperatur reaktorvæske	°C	17 ± 2	18 ± 1
TSS - ABR	mg/l	588 ± 105	816 ± 827
TSS - Reaktorvæske	mg/l	721 ± 185	829 ± 546
TS slam	g/L	23 ± 10	37 ± 8.5
Volumstrøm	ml/t	135 ± 3	138 ± 2
HRT	t	68 ± 2	67 ± 1

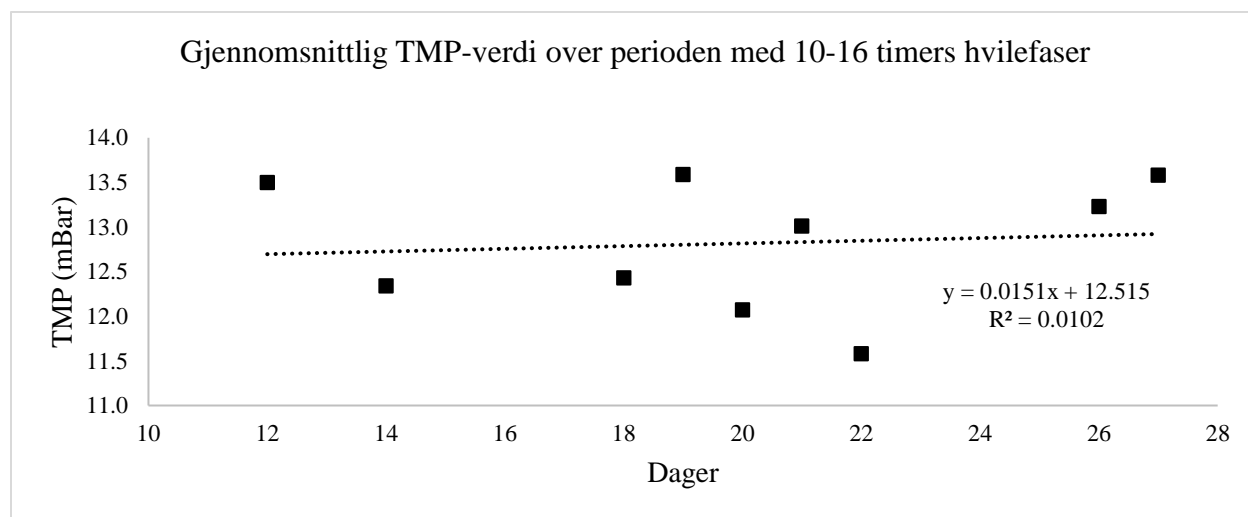


## 4.4 Transmembrantrykk, permeabilitet og gangtider

I avsnittet om transmembrantrykk og permeabilitet vil først resultatet vedrørende endringene i transmembrantrykk som oppleves over de to driftsperiodene med forskjellige hvileperioder legges frem. Endringene er fremstilt som gjennomsnittsverdien per kjøring for perioden med 10-16 timers hvilefaser der det i alle tilfeller kun ble gjennomført én kjøring per driftsdøgn. Dette har betydning for antall datasett som kan analyseres til sammenligning med den andre driftsperioden med 4 timers hvilefaser. I den andre driftsperioden ble de gjort mellom 2-5 kjøring per døgn. Kjøringene ga dermed flere dataserier med kortere sekvenser og en annen karakteristik vedrørende endringer i verdien av TMP. Det blir videre i avsnittet lagt frem resultater for gangtider mot permeabilitet for de to driftsperiodene der det blir gjort en nærmere undersøkelse av den andre driftsperioden med et signifikant antall flere kjøring. Her vises resultatene av hypotesen presentert i avsnitt 3.2.2. Hypotesen testes med en paret t-test, F-test og en Wilcoxon signed rank test med alfaverdier på 0.05 og 0.1 for å se om det er noen statistisk signifikant forskjell i gangtider per døgn mellom de to driftsperiodene.

### 4.4.1 Endringer i transmembrantrykk over tid

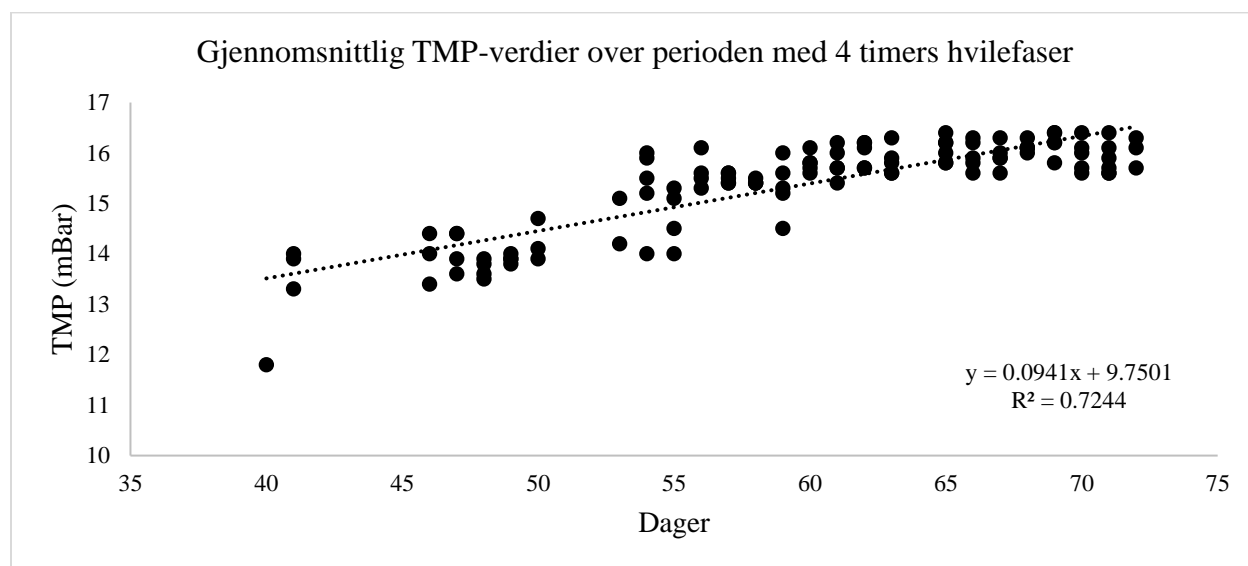
Datasettet fra den første driftsperioden er kun for 9 kjøring over en periode på 15 dager. Dette er grunnet at perioden også var en del av oppstartsperioden av anlegget ved oppbygning av biofilm over de 5 keramiske membranene. Det er dermed mer utfordrende å finne mønster i opptreden av den gjennomsnittlige TMP-verdien over tid. Likevel ser det ut til at det har vært en svært svak økning med et stigningstall på  $a = 0.0151$ . Ved oppstart har hvileperiodene blitt bestemt av manuell start av permeatpumpa som har betydd at anlegget har stått stille i over 10-16 timer i enkelte tilfeller. Resultatene vises i Figur 22.



Figur 22: Gjennomsnittlig TMP-verdi for perioden med hvilefaser på 10-16 timer.

For perioden med 4 timers hvileperioder har permeatpumpa hatt flere kjøringar enn for driftsperioden med 10-16 timer hvilefaser. I Figur 23 vises resultatene av den gjennomsnittlige TMP-verdien for kjøringene etter lekkasjeproblemet som forekom ved oppstart av ny driftsperiode. Her vises en kraftigere økning av gjennomsnittlig TMP-verdi til sammenligning av den tidligere driftsperioden. Med et stigningstall  $a = 0.0941$  har denne driftsperioden hatt en økning av gjennomsnittlig TMP-verdi på 83.9%. Dette kan komme av at kortere hvileperioder bidrar til mindre tid for reversering av biofilmen over membranene.

I Vedlegg G – TMP-profiler for utvalgte kjøringar vises profiler for kjøringar med 10-16 og 4 timers hvilefaser.

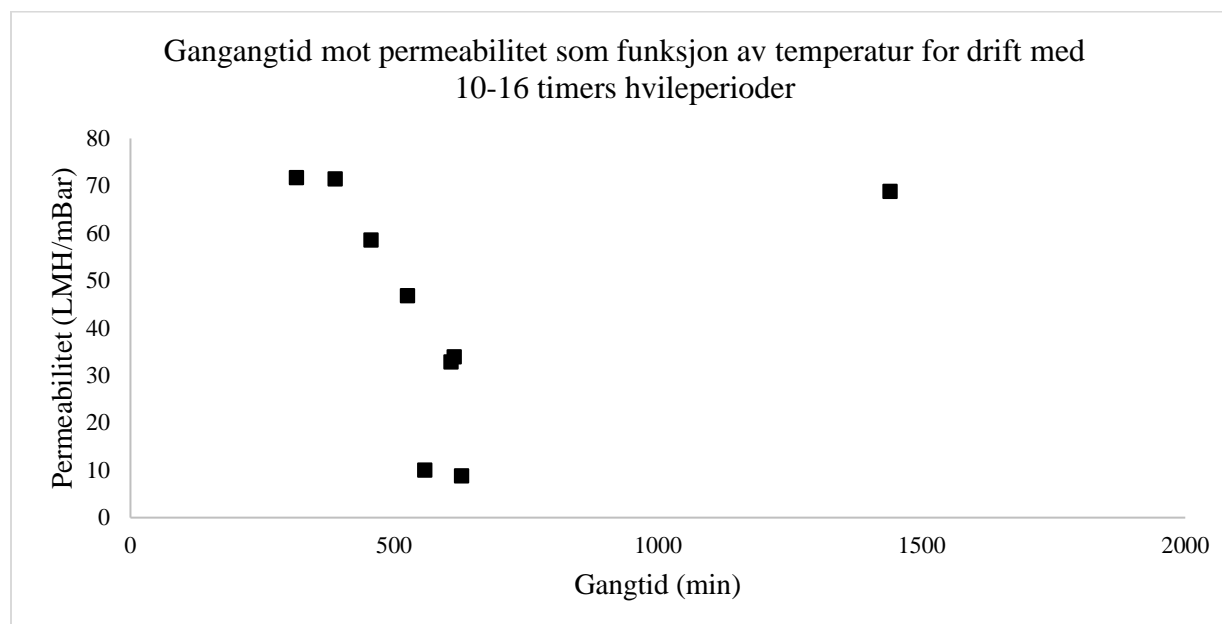


Figur 23: Gjennomsnittlig TMP-verdi for perioden med hvilefaser på 4 timer med unntak av perioden rett etter lekkasjer.

#### 4.4.2 Gangtid mot permeabilitet

I Figur 24 vises gangtid mot permeabilitet for den første driftsperioden med 10-16 timers hvileperioder. Her er permeabiliteten gitt som endringen i transmembrantrykk dividert med den normaliserte fluksen. Beregning av normalisert fluks er vist i avsnitt 3.4.9. For denne perioden viser resultatene at de kortere gangtidene mellom 300 og 650 minutter har variert med permeabiliteten. Det er kun en kjøring på 1440 minutter som har vist å ha høy permeabilitet, noe som svarer til forventningene om at høyere permeabilitet gir lenger gangtid. Fra resultatene vises en negativ trend av gangtider mot permeabilitet. Denne negative trenden kan komme av at det ved oppstart var mindre partikler i vannet og biofilmen over membranene var under utvikling. Den maksimale gangtiden av pumpe for denne driftsperioden kom 14 dager etter oppstart da luftregulator 2 ble installert. Den nye luftregulatoren kan ha vært med på å regenerere biofilmen og skape

mer turbulens i reaktorkolonnen. Dette kan ha vært med på å øke filtermulighetene og skape forhold for økt permeabilitet. Likevel har de aller fleste av kjøringene hatt en relativt kort gangtid med lavere permeabilitet.



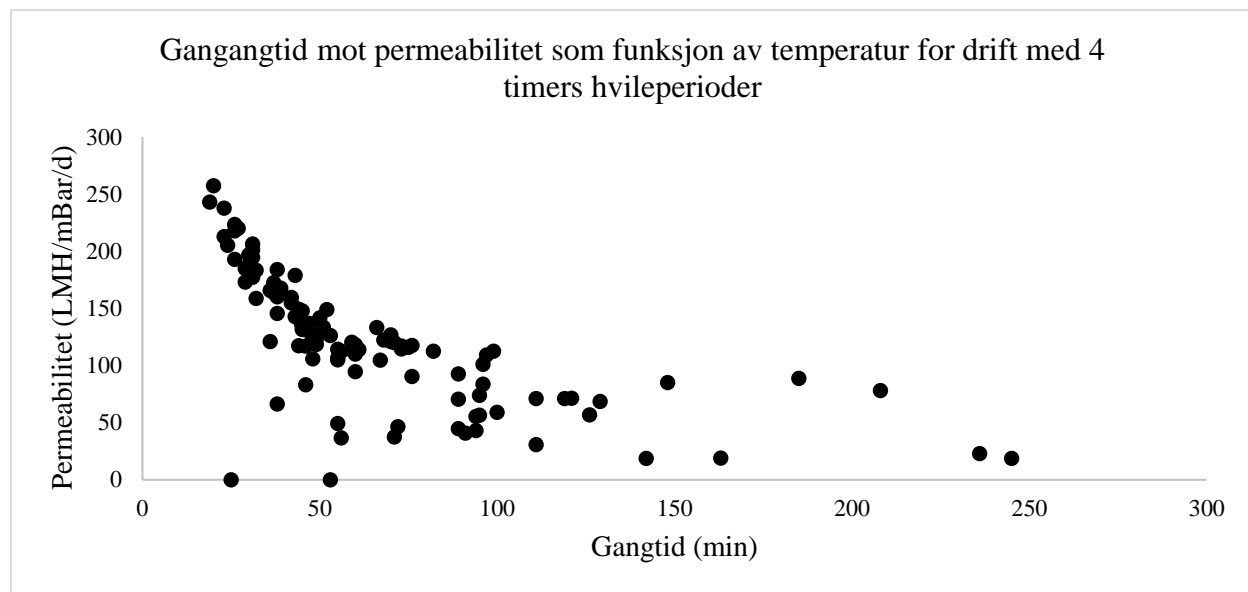
Figur 24: Gangtid mot permeabilitet som funksjon av temperatur (normalisert fluks) for drift med 10-16 timers hvileperioder.

I Figur 25 vises gangtider mot permeabilitet for den andre driftsperioden med 4 timer hvileperioder av permeatpumpa mellom kjøringene. Dette datasettet inneholder data fra over 100 kjøringene og viser en enda tydeligere trend enn for den første driftsperioden. For denne perioden har gjennomsnittlig gangtid vært 151.7 minutter og gjennomsnittlig permeabilitet har vært 54 LMH/mBar/dag. Det vises også her en negativ trend som forteller at ved kortere gangtider har permeabiliteten vært høy, mens for lengre gangtider har permeabiliteten vært lav. Relativt sett har permeabiliteten vært høyere men gangtidene kortere for den andre driftsperioden med kortere hvileperioder. Årsaken til dette kan komme av at membranene har hatt mindre belastning over tid og kan ha betydning for begroingen som inntreffer. Med kortere kjøringene og hvileperioder kan to situasjoner ha inntruffet:

- Kortere hvileperioder kan forårsake lavere filtermuligheter grunnet tiden det tar å minimere kakeformasjoner over membranene
- Kortere kjøringene kan forårsake høyere filtermuligheter grunnet at membranene utsettes for mindre stress og tid for dannelse av kakeformasjoner over membranene

Tømmingen av slam fra ABR-reaktoren som ble gjort etter 15 driftsdager med 4 timer hvileperioder og kan ha hatt en innvirkning på permeabiliteten samt gangtidene i henhold kjøringene som er registrert under denne perioden. Resultatene viser også at maksimal permeabilitet har forekommet ved de minimale gangtidene.

Dette kan forklares med at de kortere kjøringene ikke er lange nok til å påvirke permeabiliteten og at eventuelle ytre påvirkninger som prøvetakninger i reaktorvæske kan ha forårsaket at permeatpumpa har stoppet.



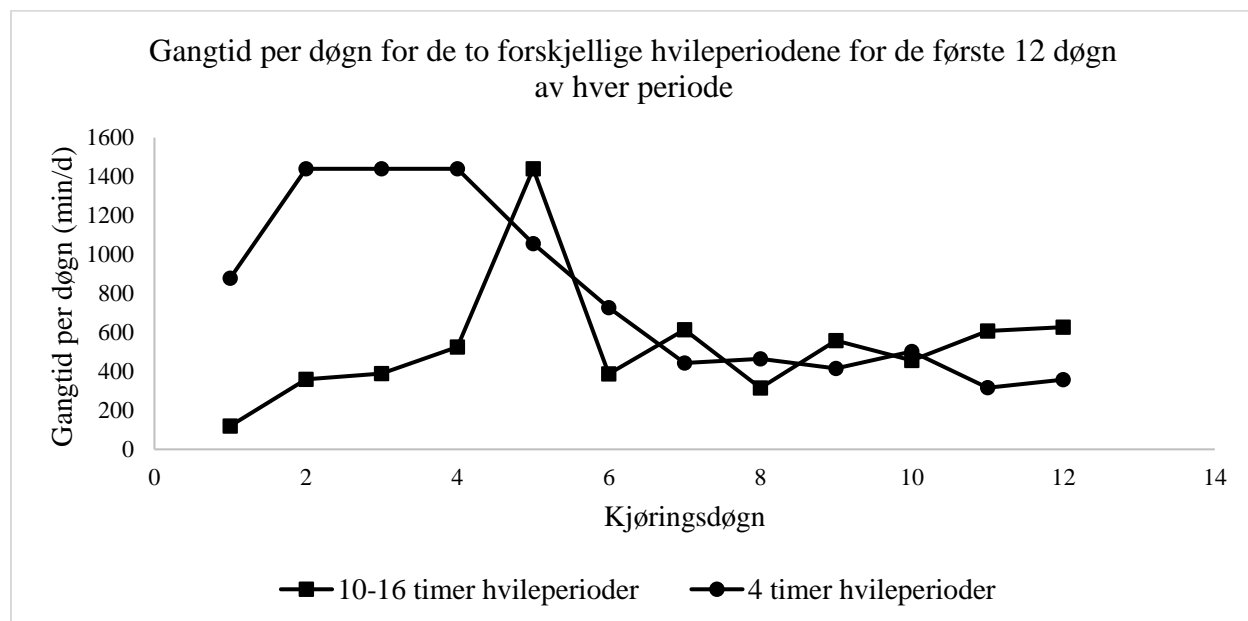
Figur 25: Gangangtid mot permeabilitet som funksjon av temperatur (normalisert fluks) for drift med 10-16 timers hvileperioder

#### 4.4.3 Statistisk signifikant forskjell i gangtid per døgn for 10-16 timer og 4 timer hvileperioder

Under i Figur 26 vises gangtidene for 10-16 og 4 timers hvileperioder i for de første 12 kjøringdøgnene av hver driftsperiode. For den første driftsperioden viser resultatene kun én gangtid på et døgn. Deretter har gangtidene blitt redusert til et område mellom 600-300 minutter. Dette kan bety at kjøringene til og med driftsdøgn 5 for 10-16 timers hvileperioder hadde relativt gode reaktorforhold. Det kan også være at hvileperioden var lengre før denne kjøringen enn for de resterende 11. En forklaring på den kraftige reduksjonen av gangtid etter kjøringdøgn 5 kan være akkumuleringen av partikler som har skjedd under den 1440 min lange kjøringen.

Resultatene fra den andre driftsperioden med reduserte hvileperioder av permeatpumpa viser at pumpa har gått kontinuerlig i 3 dager før overskridelse av TMP-verdien på 20 mBar. I løpet av de første 12 døgnene med 4 timers hvileperioder har pumpa hatt en samlet gangtid på 158 timer med en volumstrøm på  $137.9 \pm 2.3$  ml/t. Dette gir et totalt levert permeatvolum på  $21.8 \pm 0.4$  L. Til sammenligning ga permeatpumpa  $14.4 \pm 0.3$  L over de første 12 døgnene med 10-16 timers hvileperioder mellom kjøringene. Årsaken til den lengre kontinuerlige driften ved oppstart med 4 timers hvileperioder kan ligge i at reaktorvæske ble tømt grunnet et løsnet rørelement. Ved oppstart av denne driftsperioden stod membranene tørre i drøye 120

minutter før påfylling. Det tok om lag 3 døgn før reaktorvæsken var helt utbyttet. KOF-verdien fra reaktorvæsken som ble målt ved denne perioden var på 330 mg/l. Noe som tilsier at reaktorvæske har vært fortynnet. Videre var også TSS-verdi for reaktorvæske på 230 mg/l noe som er svært lavt til sammenligning med verdier målt i uken etter lekkasjeproblemet.



Figur 26: Gangtid per døgn de første 12 driftsdøgn for de forskjellige driftsperiodene

For å vurdere variasjonene i gangtider for de første 12 kjøringsdøgnene ble det gjort en statistisk analyse ved bruk av en paret t-test og F-test med nullhypotesen  $H_0 = \mu_1 = \mu_2$  og en Wilcoxon signed rank test med nullhypotesen  $H_0 = \text{median (forskjell)} = 0$ . Overordnet kan nullhypotesen for de tre testene skrives slik:

$H_0$ : det er ingen signifikant forskjell mellom gangtider per døgn for de to ulike hvileperiodene

$H_a$ : det er en forskjell mellom gangtider per døgn for de ulike hvileperiodene

Resultatene fra t- og F-testene vises i Vedlegg B – Statistikk og det fremkommer antydninger til en forskjell i gangtider mellom de to driftsperiodene med et signifikansnivå på 0.1. Signifikansnivået er ikke stort nok til å fortelle noe annet enn at nullhypotesen ikke kan forkastes og det kan konkluderes med at det ikke er noen signifikant forskjell mellom gangtidene for de to driftsperiodene med henholdsvis 10-16 og 4 timers hvileperioder. Et kriterie for bruk av en paret T-test er at datasettene må være normalfordelte. Histogrammer av datasettene viser ingen tegn til normalfordeling. Dette blir sett på som en svakhet i datasettene og det vil dermed være hensiktsmessig å benytte en annen statistisk test som ikke krever normalfordelte datasett. Testen som videre benyttes for å vurdere nullhypotesen er Wilcoxon signed rank

test som tester om medianen i fordelingen av differansen er lik eller forskjellig fra null. Denne testen forutsetter i motsatt tilfelle av t-testen, at datasettene ikke er normalfordelte.

Videre i Vedlegg B – Statistikk vises resultatene for Wilcoxon beregnet i Excel. Testen ble gjennomført ved bruk av en alfaverdi på 0.05 og 0.10 der kritisk testverdi er hentet fra (Zaiontz, 2014) og vises i Tabell 9. Resultatene av testen viser at  $T = 25 > 13$  Dette betyr at nullhypotesen heller ikke i dette tilfellet kan forkastes og det er ingen signifikant statistisk forskjell mellom gangtidene for de to ulike driftsperiodene. Likt som for testene over innehar også denne testen svakheter. Den første svakheten er at det er for få datasett til å kunne følge Z-fordelingen (kvikvadratfordelingen). For at denne testen skal kunne følge en Z-fordeling burde datasettet vært på minimum 20. Likevel viser testen samme resultater.

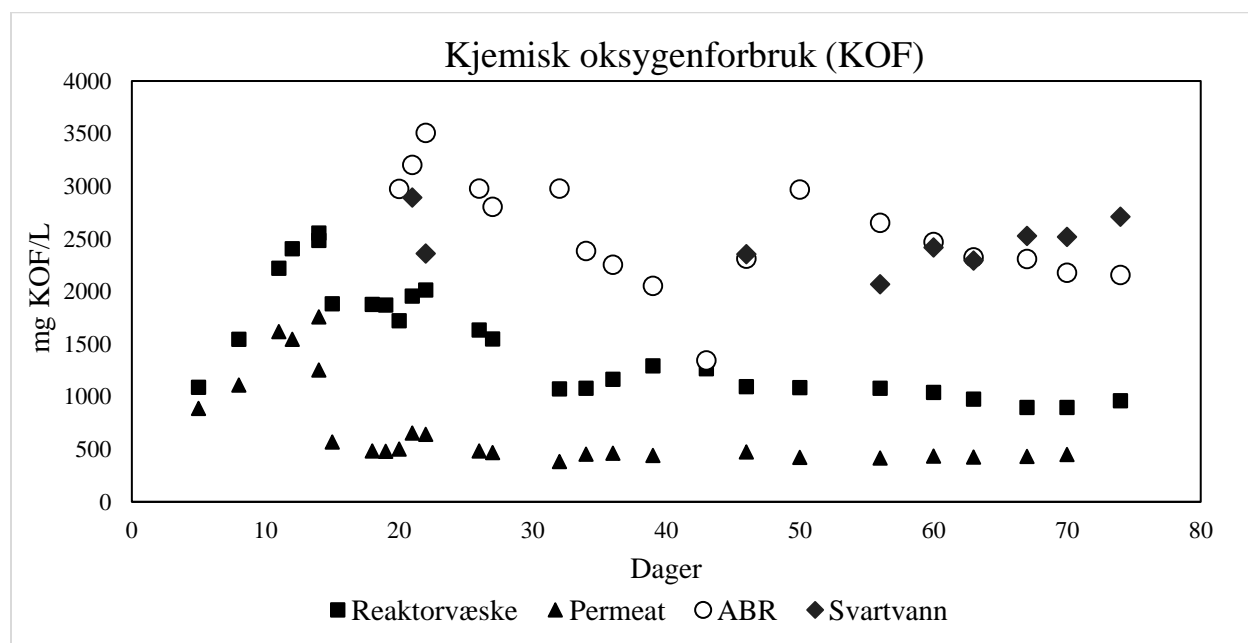
## **4.5 Effekten av kjemisk oksygenforbruk (KOF)**

For å undersøke det kjemiske oksygenforbruket som oppleves i systemet har det blitt gjort en fremstilling av verdiene over tid i avsnitt 4.5.1. Videre vises og diskuteres sammenhengen mellom reduksjon av kjemisk oksygenforbruk og det oppløste oksygenivået i reaktorvæsken. Der konsentrasjonen av oppløst oksygen er fremstilt som gjennomsnittet av oksygenforbruket for de siste 60 minuttene før permeatpumpa er blitt stoppet grunnet for høye verdier av transmembrantrykk.

### **4.5.1 Kjemisk oksygenforbruk over tid**

Ved oppstart av lab-anlegget og ble kun reaktorvæske og permeat målt for kjemisk oksygenforbruk. Etter rundt 20 dager ble utløpet av ABR og svartvannet også målt for å kunne se funksjonen av forbehandlingen. Resultatene er vist i Figur 27. Ved oppstart hadde anlegget økende verdier av det kjemiske oksygenforbruket grunnet utbytting av det rene vannet i reaktorkolonnen. Etter rundt 14 dager nådde det kjemiske oksygenforbruket i reaktorvæsken en verdi på 2556 mg/l. Årsaken til den høye verdien kan være grunnet total utbytting av reaktorvæske og forholdsvis høye verdier ut fra ABR-reaktoren. Etter den 3-uker lange oppstartsfasen stabiliserte forholdene seg for konsentrasjonen for permeatet. Verdiene falt til et nivå rett under 500 mg/l. Dette kan fortelle at biofilmen over de 5 keramiske membranene var blitt utviklet. For reaktorvæsken ble forholdene noe mer stabile først etter 30 dagers drift. Dette var rett etter bytte av hvileperioden av anlegget fra 10-16t til 4t. Konsentrasjonene varierte her mellom 1300-1000 mg/l. Dette kan fortelle at den biologiske aktiviteten i reaktorvæsken sørger for en mer stabil nedbryting av organisk materiale. Den mest varierende parameteren vedrørende det kjemiske oksygenforbruket finnes i utløpet av ABR-reaktoren. Verdiene har mulig vært påvirket av akkumulering av slam i den anaerobe reaktoren av det som fremkommer av resultatene. Tømmingen av slam ble gjort etter 40 driftsdager. Selv om verdiene

av kjemisk oksygenforbruk for utløp ABR var på vei ned rundt dette tidspunktet var det de høye konsentrasjonene av totalt suspendert stoff som var en avgjørende faktor for mistanke av slamakkumulasjon i forbehandlingen. En nærmere beskrivelse av variasjoner i det totale suspenderte stoffet fra forbehandlingen og reaktorvæsken beskrives i avsnitt 4.7. Helhetlig viser resultatene for det kjemiske oksygenforbruket over hele systemet at den største variasjonen ligger i tilførselen av det anaerobt forhandlede svartvannet fra ABR-reaktoren. På den andre siden har forholdene i reaktorvæsken og permeatet stabilisert deg over tid og det fremkommer ikke noen tegn til en ytterligere reduksjon. I biologiske rensesystemer kan biologisk nedbrytbare stoffer effektivt brytes ned, mens ikke-nedbrytbare stoffer kan passere gjennom systemet (Ince et al., 2000). Med den gitte oppholdstiden i reaktoren vil gjennværende ikke-nedbrytbare stoffer kunne bidra til KOF-fraksjonen som er i gjen i permeatet. Denne fraksjonen vil heller ikke kunne fjernes gjennom biofilmen over membranene og refereres til inert KOF i litteraturen. For å vurdere prestasjonen av ABR-reaktoren er også filtrerte KOF-verdier av svartvannet også vist for å se når det kjemiske oksygenforbruket ut fra ABR-reaktoren er lavere enn svartvannets verdi. Ved tilfeller av lavere KOF-verdier ut fra ABR-reaktoren vil dette kunne bety at ABR-reaktoren fungerer som den skal ved at noe av den organiske nedbrytningen har skjedd.

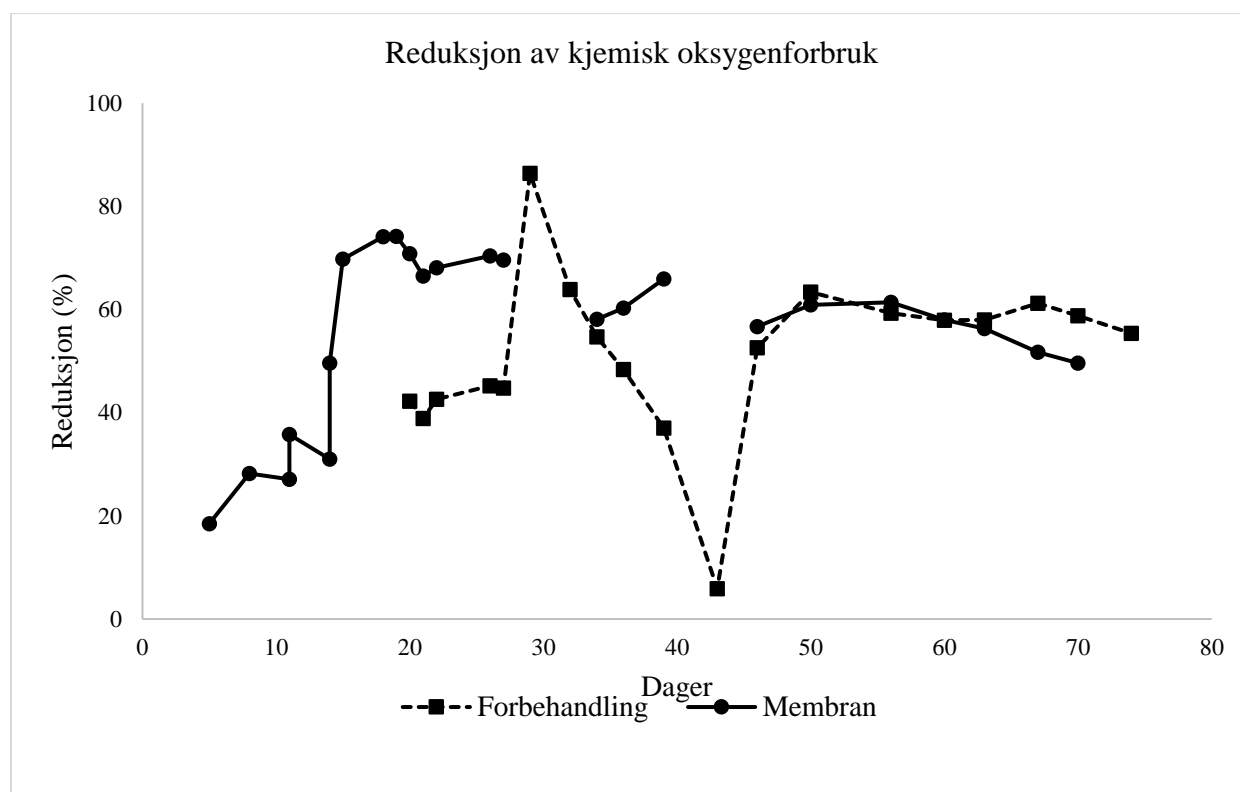


Figur 27: Filtrert kjemisk oksygenforbruk målt i svartvannet, utløp ABR-reaktoren, reaktorvæske og permeat

#### 4.5.2 Reduksjon av kjemisk oksygenforbruk

For å videre underbygge resultatene fra avsnitt 4.5.1 vises prosentvis reduksjon av kjemisk oksygenforbruk over tid i Figur 28. Det ble gjort to gjentak av målingene etter 11 og 14 dager drift grunnet en undersøkelse

av lufttilførselen i anlegget. Resultatene viser at reduksjonen over membranen har økt mot en maksimal verdi på 74.2% etter 19 driftsdager. Dette var under driften med hvileperioder på 10-16 timer. Påfølgende har verdiene sunket men holdt seg over 50%. Fra resultatene kan det sies at forholdene i reaktoren har vært svært varierende grunnet slamakkumuleringen i ABR-reaktoren. Som sagt tidligere ble det gjort en slamtømming etter 32 driftsdager fra oppstart. KOF-reduksjonen ved 43 dager viser den laveste reduksjonen mellom utløp ABR-reaktor og reaktorvæske. Årsaken til den lave reduksjonen skyldes mest sannsynlig ettervirkninger fra slamtømmingen. Under slamtømmingen ble det gjort andre tekniske inngrep som resulterte i at reaktorvæske ble liggende på et lavere nivå enn vanlig. Dette kan ha gjort at reduksjonen var på kun 5.9%. Dette kan være grunnet tiden det tar for å danne stabile biologiske forhold i den anaerobe reaktoren. En annen forklaring på den begrensende reduksjonen av KOF kan ligge i de relativt høye innkonsentrasjonene fra svartvannet som vil ha betydning for akkumulasjonen av ikke-nedbrytbare organiske stoffer som kan resultere i høyere saltinnhold som igjen har betydning for effekten av den biologiske renseprosessen (Knerr et al., 2011).

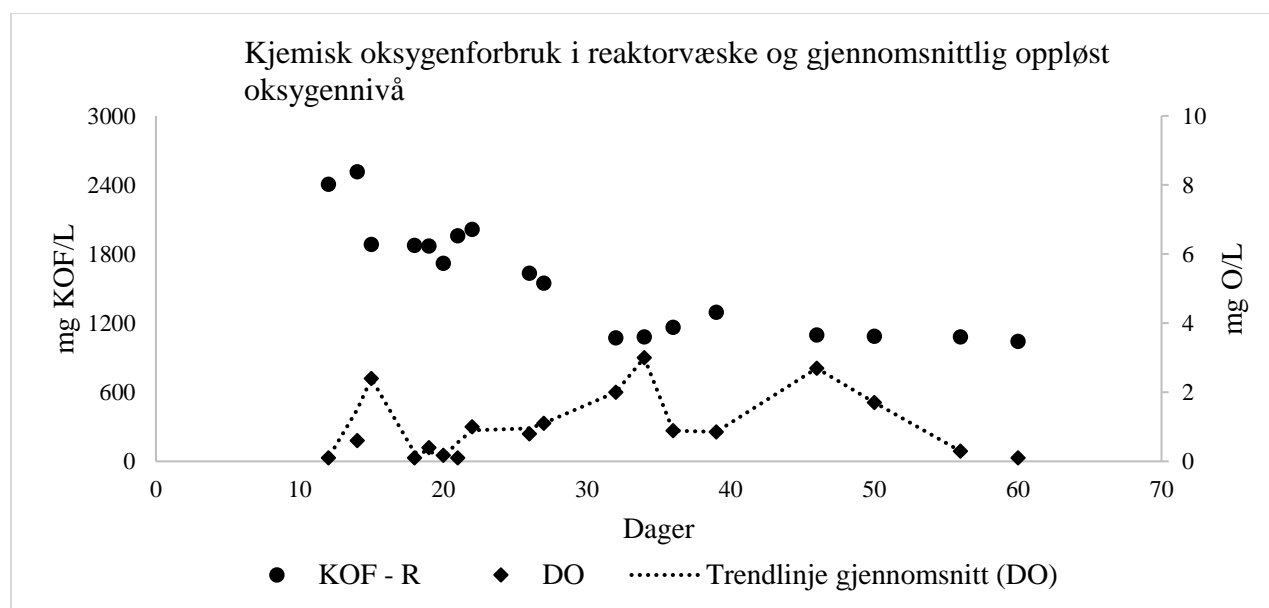


Figur 28: Reduksjon av kjemisk oksygenforbruk 1: fra forbehandlingen og reaktorvæske og 2: over de neddykkede keramiske membranene til permeatet



### 4.5.3 Trend mellom kjemisk oksygenforbruk og oppløst oksygen i reaktorvæske

Det ble undersøkt om det kjemiske oksygenforbruket ville avta med økende oppløst oksygenivå i reaktorkolonnen. De svært varierende væskeforholdene ble målt og vises i Figur 29. Fra grafen vises det kjemiske oksygenforbruket på y-aksen til venstre for reaktorvæsken. På y-aksen til høyre vises det gjennomsnittlige oppløste oksygenivået som er målt de siste 60 driftsdagene. Det kan ikke argumenteres for at det oppløste oksygenivået har økt over tid, men heller hatt store variasjoner. Som beskrevet tidligere i avsnitt 4.5.1 har forholdene stabilisert seg etter rundt 30 dagers drift for det kjemiske oksygenforbruket i reaktorvæsken. For den første driftsperioden med 10-16 timers hvileperioder har gjennomsnittsverdien av det oppløste oksygenivået i reaktorvæske vært  $0.5 \pm 1.2$  mg/l mens for driftsperioden med 4 timers hvileperioder har nivået vært  $0.1 \pm 1.3$ . Etter 34 driftsdager ble det høyeste gjennomsnittlige nivået av oppløst oksygen i reaktorvæsken målt og samtidig var det kjemiske oksygenforbruket nådd stabile forhold. Det kan også være at det oppløste oksygenivået har vært mye påvirket av luftsystemet (luftregulator 1 og luftregulator 2) og en eventuell begroing av diffusorrørene.



Figur 29: Det kjemiske oksygenforbruket sammenlignet med det målte oppløste oksygenivået i reaktorvæske

### 4.5.4 KOF-reduksjon sammenlignet med tidligere studier

Fra Tabell 6 vises resultater for KOF-reduksjon for denne studien og andre lignende studier. Tabellen er ment for å gi en oversikt og en sammenligning i henhold til type avløpsvann som renses, hvilken type membran som benyttes, opererende fluks, muligheten for gjenbruk og hvilken reduksjon av kjemisk oksygenforbruk som er oppnådd.

Tabell 6: Sammenligning av KOF-reduksjon, fluks og gjenbruksmuligheter for tidligere studier med og uten aktiv biologisk biofilm membran. IBMBR: neddykket biofilm membranreaktor, IMBR: neddykket membranreaktor, EMBR: nedstrøms membranreaktor, BAMBi: biologisk aktivert membran bioreaktor. FS: flat sheet, CM: kapillær modul, SM: sandwich membran.

	Konfigurasjon	Avløpsvann	Membran	Fluks	Gjennbruk	KOF-reduksjon	Kilde
Denne studien	IBMBR	Svartvann	FS	0.9	-	54-57%	-
Hellas	IMBR	Gråvann	FS	0.5	Ja	80 %	(Fountoulakis et al., 2016)
Tyskland	EMBR	Svartvann	CM	2.5	Nei	82 %	(Knerr et al., 2011)
Sveits	BAMBi	Vaskevann	SM	0.5-1	Ja	89-93%	(Ravndal et al., 2015)
Sveits	BAMBi	Konsentrert avløpsvann	FS	0.5-1.5	Ja	96 %	(Künzle et al., 2015)

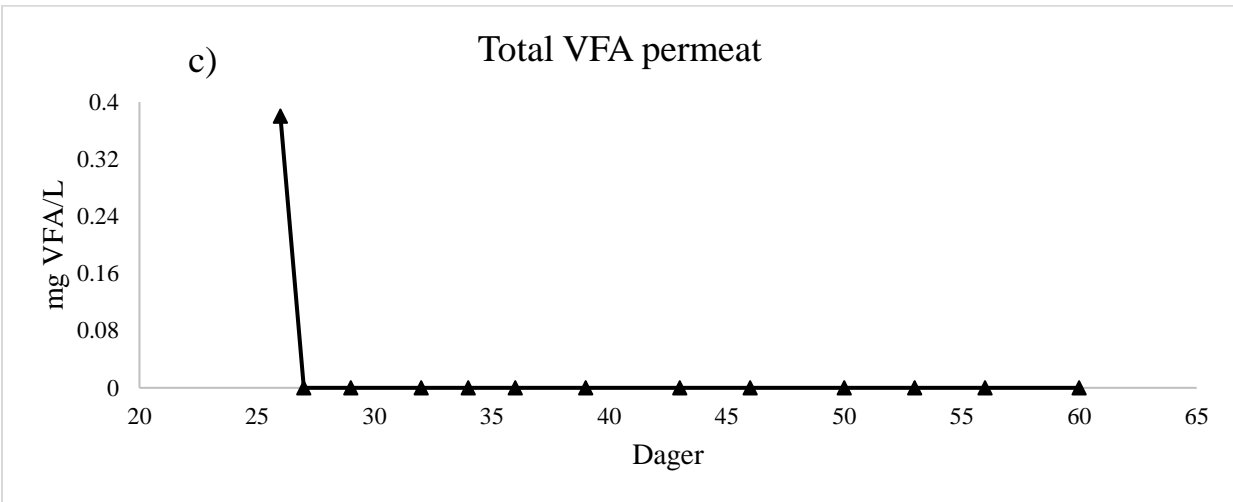
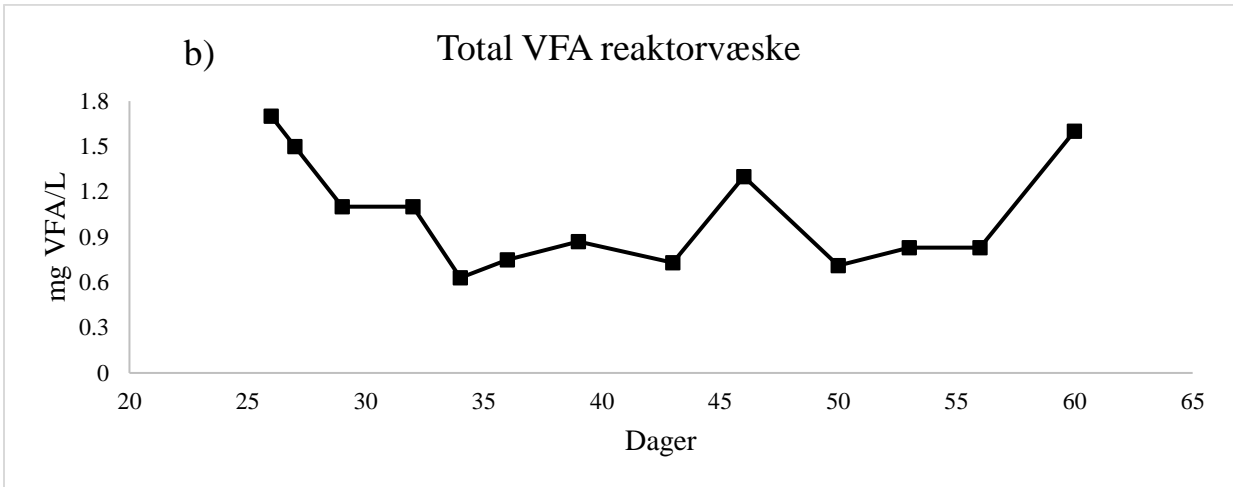
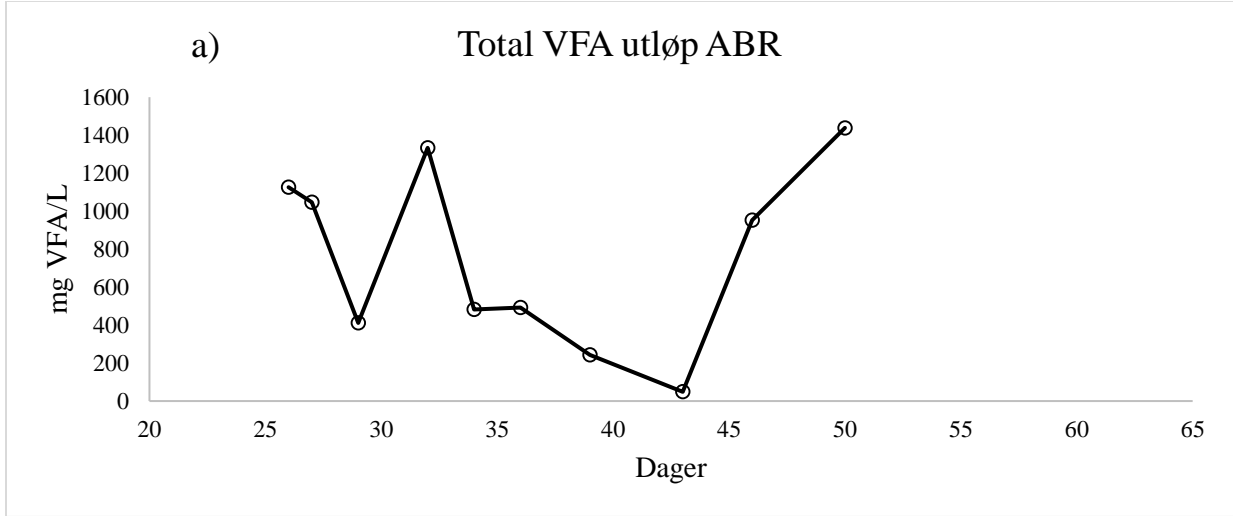
## 4.6 Reduksjon av fettsyrer (VFA)

Resultatene fra GC-analysen viste at det er eddiksyre som er den dominerende fettsyren både i utløp ABR, reaktorvæske og permeatet. I denne perioden ble kun 2 målinger gjennomført under første driftsperiode og de resterende 11 målingene ble gjort under andre driftsperiode. Resultatene for ratio mellom eddiksyre og total VFA-konsentrasjon kan indikere høy effektivitet av acidogene og acedogene bakterier (Moges, Melesse Eshetu et al., 2018). De overordnede resultatene for VFA-analyse vises i Vedlegg F – Beregninger VFA.

I Figur 30 vises total VFA-konentrasjon for utløp ABR, reaktorvæske og permeat. For utløp ABR har konsentrasjonen vært høy ved oppstart, ved driftsdag 32 under oppstart av andre driftsperiode og etter 50 driftsdager under andre driftsperiode. Tømmingen av slam fra ABR-reaktoren ble gjort mellom 40-43 driftsdager og kan forklare den lavest detekterte totale VFA-konsentrasjonen på 48.6 mg/l. For reaktorvæsken ser det ut til at VFA-konsentrasjonen var på vei ned frem mot driftsdag 43. Etter dette økte konsentrasjonen igjen og nådde en maksimal verdi på 1.6 mg/l under andre driftsperiode. Under første driftsperiode var den maksimale konentrasjonen på 1.7 mg/l. Årsaken bak økningen av total VFA-konsentrasjon etter 43 driftsdager kan ligge i at effekten av biofilmen over membranene var blitt redusert noe som kan ha sammenheng med den detekterte KOF-redukjsonen over membranene vist i Figur 28. Biologisk aktivitet i reaktorvæske tyder på at de detekterte fettsyrene ble nedbrutt betraktelig da det ble funnet at konentrasjonen i utløp ABR og reaktorvæske var på henholdsvis  $841.3 \pm 451$  mg/l og  $1.1 \pm 0.4$  mg/l med en tilhørende log-fjerning på  $2.6 \pm 3.1$  mellom utløp ABR og reaktorvæske. Overordnet var log-fjerningen av total-VFA på  $4.4 \pm 3.6$  fra utløp ABR til permeatet. Nederst i figuren fremgår det at det ikke ble funnet noen fettsyrer i permeatet etter første måling ved driftsdag 26 ved første driftsperiode der konsentrasjonen kun var på 0.38 mg/l.

Oppsummert kan resultatene fortelle følgende:

- Den totale VFA-konsentrasjonen for utløp ABR ble resuert over tid men viste en økning kort tid etter slamtømmingen av ABR-reaktoren
- VFA-konsentrasjonen ble redusert betraktelig i reaktorvæsken og kan tyde på aktiv biologisk nedbrytning
- De keramiske membranene og biofilmen over membranene har holdt tilbake fettyrene med en log-fjerning på  $4.4 \pm 3.6$



Figur 30: Total VFA-konsentrasjon for a) utløp ABR, b) reaktorvæske og c) permeat for første og andre driftsperiode (26.02.2019-01.04.2019)

#### **4.6.1 Detekterte fettsyrer**

Under anaerob biologisk nedbrytning av karbohydrater, proteiner og lipider vil det produseres flere flyktige fettsyrer desto mer konsentrert avløpsvannet er (Narkis et al., 1980). I behandlingskjeden av det kildeseparerte svartvannet ble det funnet 66% og 3% av henholdsvis eddiksyre og propansyre, mens kun 0.1 % og 0.4 % var fra isobutansyre og isovaleriansyre. For reaktorvæske var propansyre, isobutansyre og isovaleriansyre blitt nedbrutt og 100% av målingene bestod av eddiksyre. Kun den første målingen av permeatet ved driftsdag 26 ved første driftsperiode viste en konsentrasjon på 0.38 mg/l VFA. For de resterende 33 driftsdagene ble det ikke funnet noen fettsyrer i permeatet. Ratio mellom eddiksyre og total VFA-konsentrasjon for utløp ABR, reaktorvæske og permeat var på  $89.5 \pm 6.9 \%$ ,  $100 \pm 0\%$  og  $7.7 \pm 27.7\%$  over den 34 dager lange måleperioden. I (Moges, Melesse Eshetu et al., 2018) var ratio mellom eddiksyre og total VFA for utløp ABR på  $71 \pm 15\%$ . Overordnet vises måleresultatene i Vedlegg F – Beregninger VFA.

#### **4.6.2 Prosessen i filterkaken og biofilmlagene på membranoverflaten**

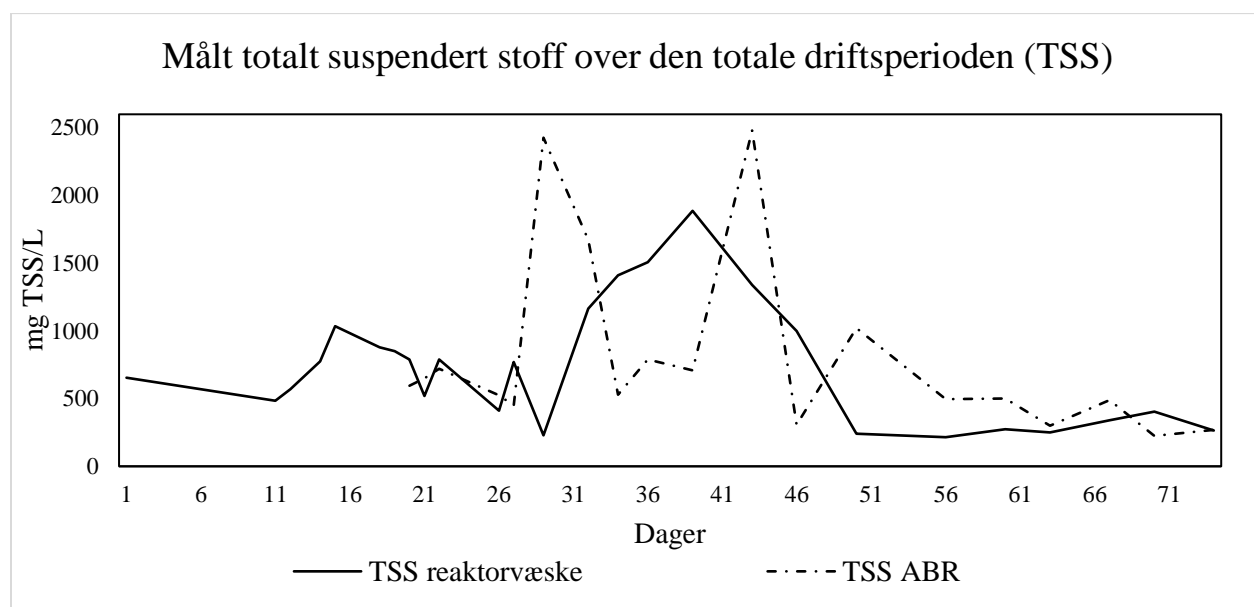
Resultatene indikerer at det har vært biologisk aktivitet i biofilmen over membranene. Dette underbygges med at det ble funnet en VFA-konsentrasjon ved første måling da fysisk tilbakeholdelse av fettsyrer ikke er mulig da den nominelle porestørrelsen på de keramiske membranene er mer enn 1000 ganger større enn den molekylære størrelsen til VFA. Dermed bekreftes hypotesen om at det har vært biologisk aktivitet som har bidratt til nedbrytning av de flyktige fettsyrene. Som beskrevet tidligere i avsnitt 2.3.1 er keramiske membraner svært hydrofile og har god kjemisk stabilitet. De hydrofile membranene vil dermed kunne indikere at en kjemisk adsorpsjon av VFA vil være usannsynlig.

#### **4.7 Variasjoner i totalt suspendert stoff (TSS) for utløp ABR og reaktorvæske**

Resultatene for TSS var 625 mg/l, 745 mg/l, 595 mg/l og 15 mg/l for reaktorvæske ved dybde 5 cm, 10 cm, 15 cm og permeat ved oppstart. For turbiditet var reaktorvæske og permeat 652 NTU og 4.28 NTU ved oppstart og 435 NTU og 1.4 NTU etter 25 driftsdager ut i andre driftsperiode. Turbiditeten av permeatet var 0.618 NTU ved avslutning av siste driftsperiode. Fargen til permeatet var under hele perioden av lys brun karakter.

I Figur 31 vises den målte konsentrasjonen av totalt suspendert stoff for reaktorvæske og utløp ABR. For reaktorvæske har det ved oppstart vært lave verdier som svarer til forventningene grunnet tiden det tar for komplett utskiftning av rent vann og en utvikling av biologisk aktivitet. Verdiene av TSS økte over tid før

det nådde en maksimal verdi på 1887 mg/l ved oppstart av driftsperioden med 4 timers hvilefaser. For den første driftsperioden var verdiene i et område mellom 500-1000 mg/l noe som svarte til forventningene. Lekkasjen som inntraff mot under den første driftsperioden markerer slutten på 10-16 timers hvileperioden og det ble målt en minimal verdi på 230 mg/l. Ved oppstart av den andre driftsperioden og tømning av slam fra ABR-reaktoren har verdien av TSS økt for så å normalisere seg på et relativt lavere nivå enn ved den første driftsperioden. På de siste 12 dagene av siste driftsperiode har verdiene vært  $291 \pm 114$  mg/l for reaktorvæske og  $408 \pm 90$  mg/l for utløp ABR. Dette var en kraftig forbedring fra verdiene målt over hele driftsperioden og kan skyldes slamtømmingen av ABR-reaktorens to kammere.



Figur 31: Totalt suspendert stoff målt for reaktorvæske og utløp ABR over de to driftsperiodene

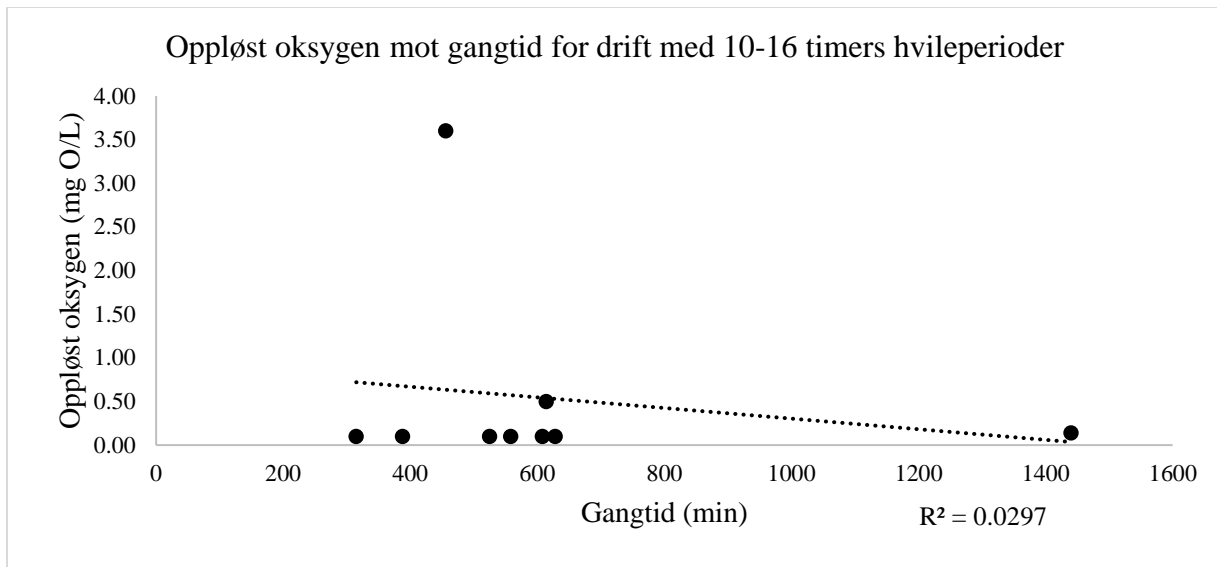
Betydningen av det totale suspenderte stoffet målt i reaktorvæsken kan ha påvirket begroingen over membranene ved operasjon av de forskjellige driftstypene. For driftsperioden med lengre hvileperioder som pågikk før slamtømmingen ble reaktorvæsken tilført med svært varierende og høye konsentrasjoner av TSS. Verdiene av TSS ut av ABR-reaktoren lå over det forventede området på 500-1000 mg/l ved deler av perioden rett før slamtømming. Ved andre driftsperiode med 4 timers hvileperioder etter slamtømming ble TSS-konsentrasjonen ut av ABR-reaktoren og i reaktorvæske kraftig redusert men ga ikke lengre gangtider. Dette kan forklares med at biofilmen over membranene på dette tidspunktet var blitt så tykk at overskridelse av TMP-alarmverdi på 20 mBar var blitt raskere enn tidligere.

#### 4.7.1 Oppløst oksygen og gangtid

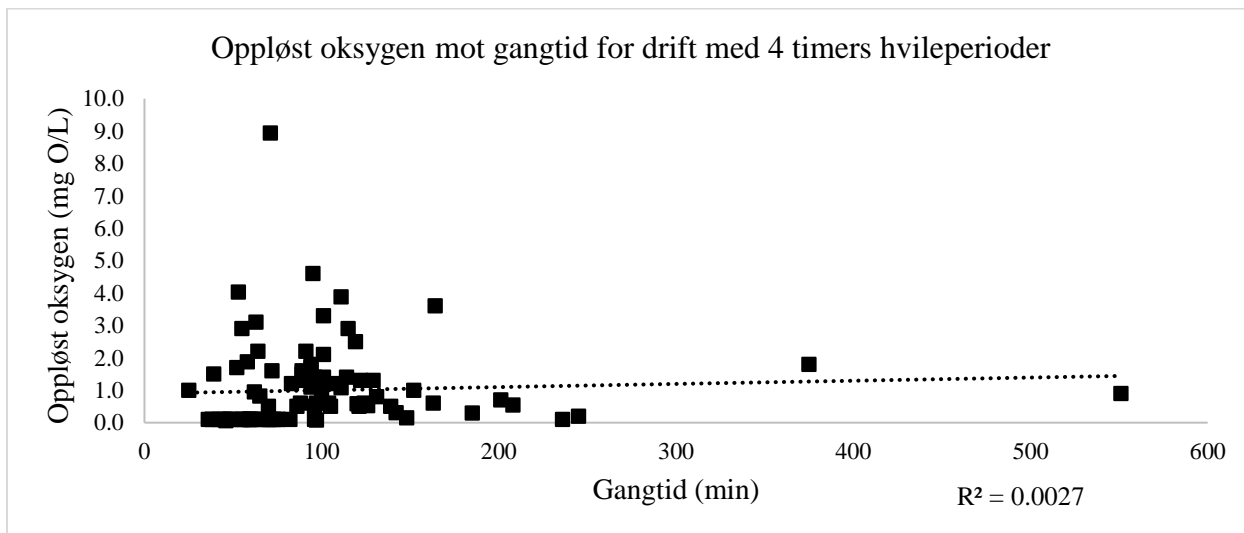
I Figur 32 vises sammenhengen mellom det oppløste oksygenivået i reaktorvæsken og gangtiden av permeatpumpa. Det ser ikke ut til å være noen tegn til at høyere konsentrasjoner resulterer i lengre gangtider. Under den første driftsperioden var de om lag halvparten av kjøringen gjort uten luftregulator 2. Dette betyr at oksygenivået under denne perioden var likt innstillingen på luftregulator 1. Halve driftsperiode 1 med 10-16 timers hvileperioder var luftregulator 1 innstilt på 1.1 L oksygen per time. Målinger gjort for dette tidsrommet viste at konsentrasjonen i reaktorvæsken var mellom 0.1 og 0.5. En svakhet for denne undersøkelse er mangel på flere datapunkter. Driftsperioden var også en del av oppstartsperioden og kan ha vært med på å gjøre det vanskeligere å finne mønster. Med en  $R^2$ -verdi på \_\_\_ som er under/rundt det statistiske kravet på 0.001 kan resultatene fra denne undersøkelsen vise at det ikke var noen korrelasjon mellom det oppløste oksygenivået og gangtidene til permeatpumpa.

For den andre driftsperioden viser også resultatene et varierende datasett uten noen form for trend. Datasettet er større enn tidligere grunnet de mange fler kjøringene som er gjort. I Figur 33 vises resultatene og det maksimale oksygenivået detektert ga en gangtid på 71 minutter. Den høyest målte permeabiliteten forekom ved et oppløst oksygenivå på 1.7 mg/l med en gangtid på kun 52 minutter. En begrunnelse for de korte gangtidene kan ligge i ytre påvirkninger som kan ha forstyrret trykkindikatoren på anlegget slik at pumpe ble stoppet. En annen begrunnelse kan være tykkelsen av biofilmen over membranene. Tykkelsen enkelte steder på membranen kan medføre større belastning av andre deler av membranen. Disse delene kan ha tynnere biofilm og vil derfor oppleve en raskt økende TMP-verdi.

Oppsumert kan det se ut til at de lengre gangtidene har forekommet ved oppstart og første driftsperiode, mens de kortere gangtidene har forekommet etter andre driftsperiode ble startet. Det ser ikke ut til at det oppløste oksygenivået har bidratt til lengre gangtider da gangtidene er undersøkt i avsnitt 4.4.3.



Figur 32: Oppløst oksygen mot gangtid for drift med 10-16 timers hvileperioder

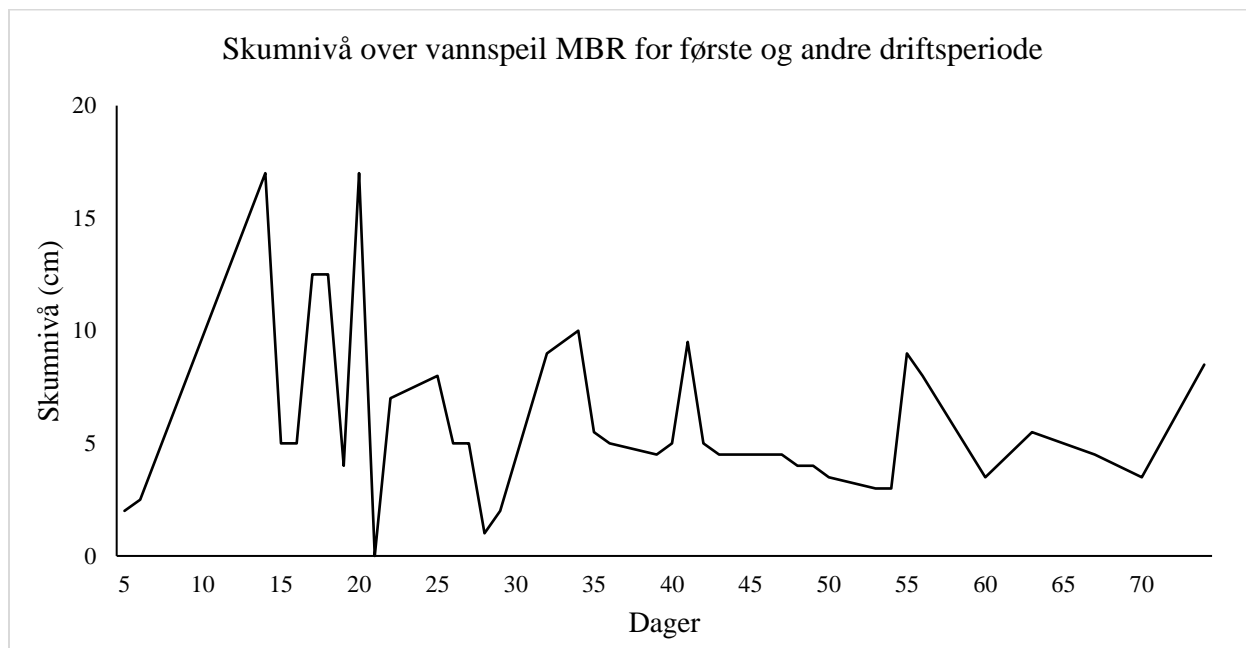


Figur 33: Oppløst oksygen mot gangtid for 4 timers hvileperioder



## 4.8 Skumnivå over vannspeil i reaktorkolonnen

Lufting og skumnivå er logget for den totale driftsperioden og vises i Figur 34. Det var særlig stor variasjon i skumnivå ved oppstart og ut over driftsperioden med 10-16 timers hvileperioder. Ved installasjon av luftregulator 2 og oppstart av den andre driftsperioden ble variasjonen i skumnivå minimert. Nivået i reaktoren ga kun utslag om loggføringen ble gjort under pulsering av luft vist ved driftsdøgn 32, 34, 41, 55 og 56 under andre driftsperiode. Ellers har nivået stabilt variert mellom 3-5 cm.



Figur 34: Loggført skumnivå i cm over vannspeil av MBR-reaktor. Loggføring er i alle tilfeller gjort i tidsrommet 08:00-16:00 for begge driftsperioder.

### 4.8.1 Årsaker, konsekvenser og karakterisering av skumdannelse

Mengden skum i reaktorkolonnen ble et problem ved den første driftsperioden og mye kan skyldes manuell styring av luftregulator 1. Ved tilfeller der luft ble justert opp for å se en forventet bedring i gangtider ble skumnivået over tid svært høyt. Videre var også fargen av skummet av brunere karakter med klebrig konsistens. Skumnivået normaliserte seg etter installering av luftregulator 2 hvor også fargen og konsistensen av skummet forbedret seg.

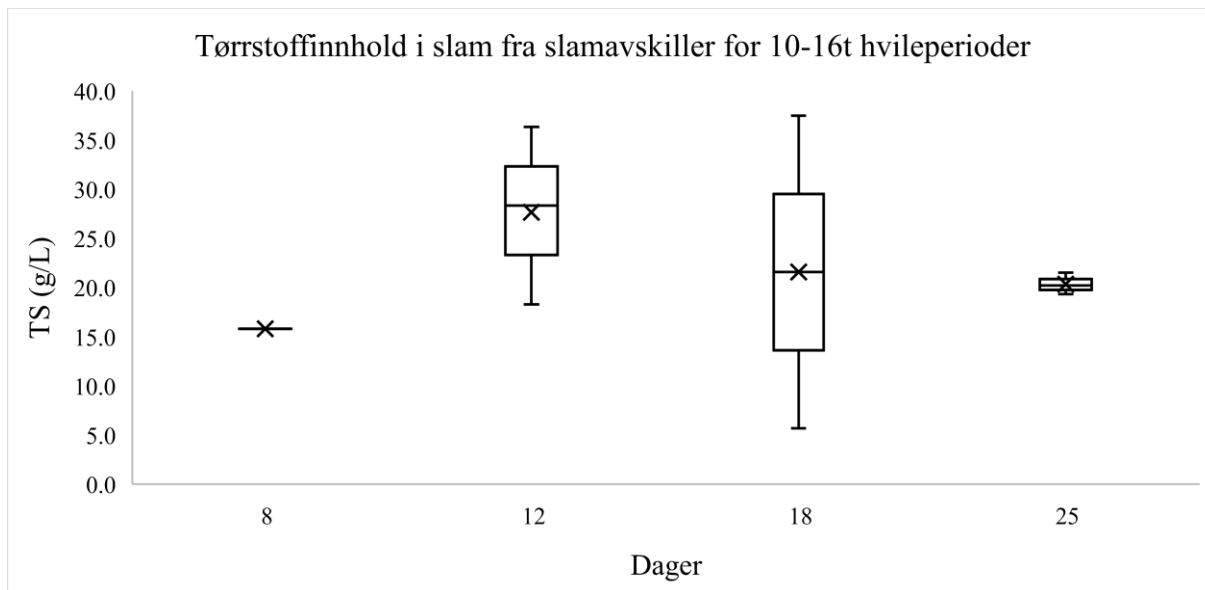
Årsaken til det mer brune skummet ved oppstart kan ligge i relativt høye inn-konsentrasjoner av organisk materiale og akkumulasjon av biomasse fra ABR-reaktoren (avsnitt 2.3.5). Andre årsaker til skumdannelse kan ligge i konsentrasjonen av protein i bakterielle utsondringene (EPS) i reaktorvæsken mens årsaken til redusert skumdannelse kan ligge i opptak av EPS fra det suspenderte stoffet eller ved en reduksjon av det

suspenderte stoffet i reaktorvæsken (Nakajima & Mishima, 2005). (Campo et al., 2017) hevder høye konsentrasjoner av EPS og tilstedeværelse av filamentøse mikroorganismer også kan være med på å forårsake skumdannelser for luftpulserende MBR-reaktorer. Monitorering av skum over de to driftsperiodene vises i Vedlegg D – Monitorering av skumnivå og skumfarge. Bildene viser hvordan skummet farge og skummet boblestørrelse har endret seg over tid.

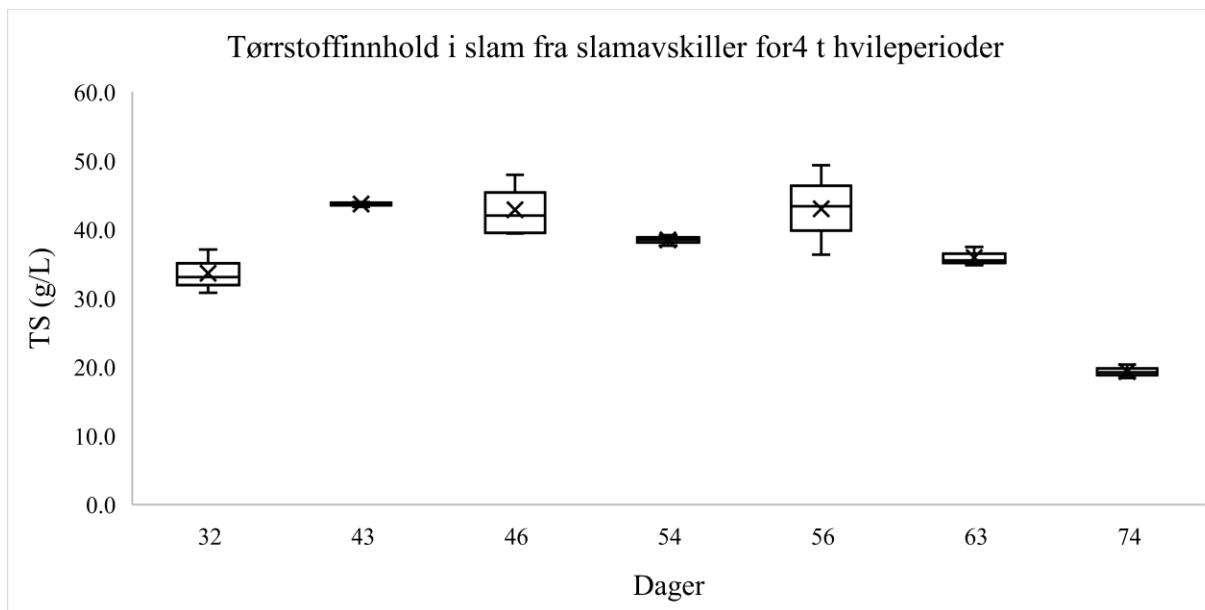
#### **4.9 Tørrstoffinnhold i slam**

Slamavskilleren ble tappet for 120 ml slam og testet med 3 gjentak gjennom hele måleperioden. Resultatene for tørrstoffmålingene vises i Figur 35 og Figur 36 under. For den første driftsperioden har tørrstoffnivået vært preget at tiden det tar for sedimentasjon av partikler i reaktorvæsken. Slammet ble tappet totalt 11 ganger over en periode på 74 dager og nådde den høyeste verdien etter 56 dager under drift med 4 timers hvileperioder. Tappingen ble også gjort for å undersøke i hvilken grad og hvor ofte anlegget burde tappes for slam. Erfaringer fra prøvetakningen gjort viser at det er tilbøyelig med slamuttak 1 gang per uke og at det tappes tilstrekkelig. Med tilstrekkelig tapping menes det at alt tyktflytende slam pumpes ut med slampumpe.

For den andre driftsperioden gikk slamkonsentrasjonen og tørrstoffinnholdet ned. Slammet var mer tyntflytende og det gikk kortere tid før alt av tyktflytende slam med større partikler var ute av slamaavskilleren. Årsaken bak endringen av slamsammensetningen kan ligge i forbedringene gjort med forbehandlingen. ABR-reaktoren kan ha stått for det meste av overflødige partikler som har sedimentert og bidratt til det økte tørrstoffinnholdet i slammet. Ved tømning av slam fra ABR-reaktoren har også tørrstoffinnholdet og mengden slam i slamavskilleren blitt redusert.



Figur 35: Tørrstoffinnhold for første driftsperiode med 10-16 timer hvilefaser



Figur 36: Tørrstoffinnhold for andre driftsperiode med 4 timers hvilefaser

#### 4.10 *E. coli* og koliforme bakterier

Fra prøven av utløp ABR tatt 70 dager etter oppstart ble det detektert en konsentrasjon på  $3.873 \cdot 10^4$  MPN/100 ml koliforme bakterier og en *E. coli*-konsentrasjon på  $4.79 \cdot 10^3$  MPN/100 ml. Dette ga en 4.58 log-reduksjon av koliforme bakterier og en 3.68 log reduksjon av *E. coli* da det permeatet hadde verdier under deteksjonsnivået for både koliforme bakterier og *E. coli*. Fra målinger under første og andre driftsperiode var den gjennomsnittlige konsentrasjonen av koliforme bakterier og *E. coli* i svartvannet på henholdsvis  $5393 \cdot 10^4$  MPN/100 ml og  $964.3 \cdot 10^4$  MPN/100 ml. Forbehandlingen kan estimeres å ha en 1.5 log fjerning av *E. coli* fra tidligere forskning (Moges, M. E. et al., 2018)

Samme metode for undersøkelse av koliforme bakterier og *E. coli* ble brukt i (Fountoulakis et al., 2016) for behandling av gråvann som beskrevet i avsnitt 2.1. Til sammenligning var gjennomsnittlig konsentrasjon 1.3 og  $>1$  MPN/100 ml for koliforme bakterier og *E. coli* i permeatet fra MBR-reaktoren. Det ble dermed funnet en fjerningseffekt på 100% for både koliforme bakterier og *E. coli*, noe som tilsvarer lik fjerningseffekt funnet i dette studiet for rensing av svartvann. For (Knerr et al., 2011) ble telling og påvising (ISO 9308-1) av *Escherichia coli* gjort for 12 tilfeldig utvalgte prøver fra lagringstank og permeat der det i lagringstanken ble funnet en konsentrasjon på  $1.70 \cdot 10^6$  MPN/100 ml og ingen påviste tilfeller av *E. coli* i permeatet.

## 5 Konklusjon

Evalueringen av biofilm membranreaktoren i denne studien er brukt til å undersøke renseseffekten og andre fysiske parameter som et behandlingstrinn for gjenbruk av kildeseparert svartvann. Hensikten av studien var å gi svar på om anlegget kan passe til bruk for blokkbebyggelser med vakuumpoletter eller andre kildeseparerende toalettssystemer i samspill med gravitasjon. Mer spesifikt vil dette kunne bety et lavere vannforbruk og en mer arealeffektiv og sentralisert renseprosess for urbane områder der nåværende større renseanlegg har kapasitetsbegrensninger.

Permeatpumpa fungerte godt over hele driftsperioden med kun små avvik. Permeatpumpa leverte en volumstrøm på  $136.5 \pm 2$  ml/t. Det så ut til at TMP-verdien økte med tykkelsen av biofilmen over de keramiske membranene og i henhold til slamakkumulasjonen ut fra ABR-reaktoren. For andre driftsperiode ble det detektert en gjennomsnittlig daglig begroingsrate på  $106 \pm 46$  mBar/dag. Undersøkelsen av gangtid mot permeabilitet viste at permeabiliteten var lav ved lengre gangtider og høyere ved kortere gangtider. Ved statistisk analyse av gangtider for de to driftsperiodene vises det ingen signifikant forskjell i gangtider mellom de to driftsperiodene ved benyttelse av t-test, F-test og Wilcoxon signed rank test med signifikantnivå på 0.05 og 0.10 Systemet oppnådde en maksimal fjerningseffekt av KOF på 74.1% ved første driftsperiode etter 18 dager. Den gjennomsnittlige fjerningseffekten var på 54-57%. Det kjemiske oksygenforbruket målt i permeatet og reaktorvæsken stabiliserte seg over tid og KOF-verdier ut fra ABR-reaktoren ble redusert etter slamtømmingen gjort under andre driftsperiode. Hovedfunnene vedrørende VFA-reduksjon var at biologisk aktivitet i biofilmen over de keramiske membranene sannsynligvis har vært med på å bryte ned VFA da det eneste funnet i permeatet var 0.38 mg/l eddiksyre over hele den 34-dager lange måleperioden. Den gjennomsnittlige log-reduksjonen av total-VFA over systemet var på  $4.4 \pm 3.6$ . For perioden etter installering var skumnivået  $5 \pm 2$  cm med hvitt skum mot  $8 \pm 6$  cm med brunt/hvitt skum før installasjon. Undersøkelsen av de keramiske membranenes evne til å holde tilbake koliforme bakterier og *E. coli* viste 4.58 log fjerning av koliforme bakterier og en 3.68 log fjerning av *E. coli*.

Systemet opptrådte meget robust over hele perioden selv ved svært utfordrende driftsforhold i henhold til høye mengder slam fra forbehandlingen. Det kan se ut til at problemene vedrørende forbehandlingen har gjort det vanskelig å gi tydelige svar på trender for de fysiske parametere. Studiet gir likevel svar på mulighetene som finnes for behandling av kildeseparert og anaerobt forbehandlet svartvann der det ved lavere flukser er mulig å danne biologiske forhold som effektivt kan fjerne KOF, partikler, koliforme bakterier og *E. coli*. Utseendemessig er permeatet av brunere farge men kan videre behandles ved bruk av filtrering eller ozonering. Med en slik etterpolering vil kanskje permeatet kunne utnyttes for flytende gjødsel, irrigasjon eller vanning.

## 6 Fremtidig arbeid

Utover det som er undersøkt i denne studien vil jeg først vise til de ulike problemene som har oppstått under drift, prøvetaking og analysearbeid. De tekniske problemene som oppstod under denne studien var henholdsvis lekkasjer og gjentettinger i rørelementer, samt slamtømming av forbehandlingen (ABR). Lekkasjene ble raskt ordnet og har gjort det lettere å se andre problemområder vedrørende rensing av kildeseparert svartvann ved bruk av en membran bioreaktor.

Det høykonsentrerte avløpsvannet har forårsaket skumdannelser i reaktorkolonnen og det ville vært interessant å undersøke skummet på mikrobiologisk nivå. Det ville vært interessant å studere oppbygningen av skummet for å se i hvilken grad innholdet i skummet er med på å forårsake membranbegroing. En grundigere undersøkelse av skumdannelse kan gjøres ved å analysere kjemisk oksygenforbruk, fettsyrer, proteinrester, karbohydrater og bakterielle bidrag. I en slik undersøkelse kan også farge, boblestørrelse og konsistens undersøkes over tid og sammenlignes. Fremtidige utforminger av en reaktorkolonne bør designes på en slik måte at det tas høyde for større mengder skum. Overflatesprayere kan installeres og datastyres ved hjelp av sensorer for tilfeller der skumnivåene overskrider en bestemt kritisk verdi. For fremtidig arbeid ville det i en slik undersøkelse også være viktig å opprettholde stabile temperaturforhold. En temperaturregulator kan installeres slik at undersøkelsen kan gjøres ved regulerte temperaturer. Dette vil kanskje gjøre det lettere å finne relasjoner i forhold til permeabiliteten over membranene over tid, da dette er en funksjon av den normaliserte fluksen. Videre ville det vært interessant å se på ytelsen av anlegget over en lengre driftsperiode i forhold til denne studien på rundt 80 dager. Det ville vært interessant å se om lavere temperaturer grunnet det nordiske klimaet vil være med på å svekke prestasjonen og øke tilfellene av begroingen. En dypere karakterisering av bidrag til begroing for behandling og gjenbruk av kildeseparert svartvann kan gjøres i henhold til testing av forskjellige utforminger og materialtyper av membraner, reaktorkolonner og forbehandling. Til slutt ville undersøkelse av konsentrasjoner og reduksjoner av fosfor og nitrogen være interessant. Det ville her også vært interessant å sammenligne reaktoren brukt i dette studiet med en lik anaerob reaktor for å vurdere opptreden over tid.

## 7 Referanser

- Abdel-Shafy, H. & El-Khateeb, M. (2011). Membrane bioreactor for the treatment of municipal blackwater in Egypt. *Desalination Water Treatment*, 29 (1-3): 56-62.
- Bottino, A., Capannelli, G., Comite, A. & Mangano, R. (2009). Critical flux in submerged membrane bioreactors for municipal wastewater treatment. *Desalination*, 245 (1-3): 748-753.
- Bwapwa, J. K. (2012). Treatment efficiency of an anaerobic baffled reactor treating low biodegradable and complex particulate wastewater (blackwater) in an ABR membrane bioreactor unit (MBR-ABR). *International Journal of Environmental Pollution and Remediation (IJEPR)*, 1 (1): 51-58.
- 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.
- Cemembrane A/S. (u.å. ). *MBR - New generation ceramic membranes*. Tilgjengelig fra: <http://cembrane.com/mbr-2/>.
- Chomiak, A. (2015). *Influence of inorganic and organic matter in gravity driven membrane ultrafiltration*: ETH Zurich.
- Ciora, R. & Liu, P. K. (2003). Ceramic membranes for environmental related applications. *Fluid/Particle Separation Journal*, 15 (1): 51-60.
- Cornelissen, E., Hofs, B., Muller, U., Beerendonk, E. & Heijman, S. (2009). Direct and hybrid ceramic microfiltration in water treatment. *TECHNEAU: Safe drinking water from source to tap*, IWA Publishing, Maastricht: 83-97.
- DeCarolus, J., Adham, S., Pearce, W. R., Hirani, Z., Lacy, S. & Stephenson, R. (2007). Cost trends of MBR systems for municipal wastewater treatment. *Proceedings of the Water Environment Federation*, 2007 (15): 3407-3418.
- Derlon, N., Mimoso, J., Klein, T., Koetzsch, S. & Morgenroth, E. (2014). Presence of biofilms on ultrafiltration membrane surfaces increases the quality of permeate produced during ultra-low pressure gravity-driven membrane filtration. *Water research*, 60: 164-173.
- Di Bella, G. & Torregrossa, M. (2013). Foaming in membrane bioreactors: identification of the causes. *Journal of environmental management*, 128: 453-461.
- Drews, A. (2010). Membrane fouling in membrane bioreactors—characterisation, contradictions, cause and cures. *Journal of membrane science*, 363 (1-2): 1-28.
- Fountoulakis, M., Markakis, N., Petousi, I. & Manios, T. (2016). Single house on-site grey water treatment using a submerged membrane bioreactor for toilet flushing. *Science of the total environment*, 551: 706-711.
- Friborg, T. (2015). *Inaktivering av virus ved pasteurisering av svartvann fra Røde Kors' feltsykehus*: Norwegian University of Life Science, Ås.
- Hai, F. I., Yamamoto, K. & Lee, C.-H. (2013). *Membrane biological reactors*: Iwa Publishing.
- Henze, M., van Loosdrecht, M. C., Ekama, G. A. & Brdjanovic, D. (2008). *Biological wastewater treatment*: IWA publishing.
- Hofs, B., Ogier, J., Vries, D., Beerendonk, E. F. & Cornelissen, E. R. (2011). Comparison of ceramic and polymeric membrane permeability and fouling using surface water. *Separation and Purification Technology*, 79 (3): 365-374.
- Ince, B. K., Ince, O., Sallis, P. & Anderson, G. (2000). Inert COD production in a membrane anaerobic reactor treating brewery wastewater. *Water Research*, 34 (16): 3943-3948.
- Iorhemen, O. T., Hamza, R. A. & Tay, J. H. (2016). Membrane bioreactor (MBR) technology for wastewater treatment and reclamation: membrane fouling. *Membranes*, 6 (2): 33.

- Jiang, T., Kennedy, M. D., Guinzbourg, B., Vanrolleghem, P. A. & Schippers, J. (2005). Optimising the operation of a MBR pilot plant by quantitative analysis of the membrane fouling mechanism. *Water Science and Technology*, 51 (6-7): 19-25.
- Judd, S. (2008). The status of membrane bioreactor technology. *Trends in biotechnology*, 26 (2): 109-116.
- Judd, S. (2010). *The MBR book: principles and applications of membrane bioreactors for water and wastewater treatment*: Elsevier.
- Kang, I.-J., Lee, C.-H. & Kim, K.-J. (2003). Characteristics of microfiltration membranes in a membrane coupled sequencing batch reactor system. *Water Research*, 37 (5): 1192-1197.
- Kimura, K., Yamato, N., Yamamura, H. & Watanabe, Y. (2005). Membrane fouling in pilot-scale membrane bioreactors (MBRs) treating municipal wastewater. *Environmental science & technology*, 39 (16): 6293-6299.
- Knerr, H., Rechenburg, A., Kistemann, T. & Schmitt, T. G. (2011). Performance of a MBR for the treatment of blackwater. *Water Science and Technology*, 63 (6): 1247-1254. doi: 10.2166/wst.2011.367.
- Kougias, P., Boe, K., Kristensen, L. & Angelidaki, I. (2014). Anaerobic digestion foaming in full-scale biogas plants: a survey on causes and solutions. *Water science and technology*, 69 (4): 889-895.
- Künzle, R., Pronk, W., Morgenroth, E. & Larsen, T. A. (2015). An energy-efficient membrane bioreactor for on-site treatment and recovery of wastewater. *Journal of Water, Sanitation and Hygiene for Development*, 5 (3): 448-455.
- Le-Clech, P., Chen, V. & Fane, T. A. (2006). Fouling in membrane bioreactors used in wastewater treatment. *Journal of membrane science*, 284 (1-2): 17-53.
- Le Clech, P., Jefferson, B., Chang, I. S. & Judd, S. J. (2003). Critical flux determination by the flux-step method in a submerged membrane bioreactor. *Journal of Membrane Science*, 227 (1-2): 81-93. doi: 10.1016/j.memsci.2003.07.021.
- Lee, W., Jeon, J., Cho, Y., Chung, K. & Min, B. (2005). *Behavior of TMP according to membrane pore size*. Proceedings of the International Congress on Membranes and Membrane Processes.
- Martin, K. J. & Nerenberg, R. (2012). The membrane biofilm reactor (MBfR) for water and wastewater treatment: principles, applications, and recent developments. *Bioresource technology*, 122: 83-94.
- Melin, T., Jefferson, B., Bixio, D., Thoeye, C., De Wilde, W., De Koning, J., Van der Graaf, J. & Wintgens, T. (2006). Membrane bioreactor technology for wastewater treatment and reuse. *Desalination*, 187 (1-3): 271-282.
- Meng, F., Zhang, H., Yang, F., Liu, L. & technology. (2007). Characterization of cake layer in submerged membrane bioreactor. *Environmental science*, 41 (11): 4065-4070.
- Moges, M. E., Eregno, F. E. & Heistad, A. (2015). Performance of biochar and filtralite as polishing step for on-site greywater treatment plant. *Management of Environmental Quality: An International Journal*, 26 (4): 607-625.
- Moges, M. E., Todt, D. & Heistad, A. (2018). Treatment of Source-Separated Blackwater: A Decentralized Strategy for Nutrient Recovery towards a Circular Economy. *Water*, 10 (4). doi: 10.3390/w10040463.
- Moges, M. E., Todt, D., Janka, E., Heistad, A. & Bakke, R. (2018). Sludge blanket anaerobic baffled reactor for source-separated blackwater treatment. *Water Science Technology*, 78 (6): 1249-1259.
- Moulin, C., Bourbigot, M., Tazi-Pain, A. & Bourdon, F. (1991). Design and performance of membrane filtration installations: Capacity and product quality for drinking water applications. *Environmental technology*, 12 (10): 841-858.
- Nakajima, J. & Mishima, I. (2005). Measurement of foam quality of activated sludge in MBR process. *Acta hydrochimica et hydrobiologica*, 33 (3): 232-239.



- Narkis, N., Henefeldfourrier, S. & Rebhun, M. (1980). VOLATILE ORGANIC-ACIDS IN RAW WASTE-WATER AND IN PHYSICO-CHEMICAL TREATMENT. *Water Research*, 14 (9): 1215-1223. doi: 10.1016/0043-1354(80)90179-7.
- Oh, H., Takizawa, S., Ohgaki, S., Katayama, H., Oguma, K. & Yu, M. (2007). Removal of organics and viruses using hybrid ceramic MF system without draining PAC. *Desalination*, 202 (1-3): 191-198.
- Palmquist, H. & Hanæus, J. (2005). Hazardous substances in separately collected grey-and blackwater from ordinary Swedish households. *Science of the Total Environment*, 348 (1-3): 151-163.
- Peterer, A. (2018). *Quantification of residual methane in the liquid effluent of an anaerobic sludge blanket reactor and evaluation of appropriate removal options*. Thesis Ås: Norwegian University of Life Science.
- Ravndal, K. T., Künzle, R., Derlon, N. & Morgenroth, E. (2015). On-site treatment of used wash-water using biologically activated membrane bioreactors operated at different solids retention times. *Journal of Water, Sanitation and Hygiene for Development*, 5 (4): 544-552.
- Shirazi, S., Lin, C.-J. & Chen, D. (2010). Inorganic fouling of pressure-driven membrane processes—a critical review. *Desalination*, 250 (1): 236-248.
- Singhania, R. R., Christophe, G., Perchet, G., Troquet, J. & Larroche, C. (2012). Immersed membrane bioreactors: an overview with special emphasis on anaerobic bioprocesses. *Bioresource technology*, 122: 171-180.
- Todt, D., Jenssen, P. D., Klemenčič, A. K., Oarga, A., Bulc, T. G. & Health, P. A. (2014). Removal of particles in organic filters in experimental treatment systems for domestic wastewater and black water. *Journal of Environmental Science*, 49 (8): 948-954.
- Todt, D., Heistad, A. & Jenssen, P. D. (2015). Load and distribution of organic matter and nutrients in a separated household wastewater stream. *Environmental Technology*, 36 (12): 1584-1593. doi: 10.1080/09593330.2014.997300.
- Tsuru, T. (2001). Inorganic porous membranes for liquid phase separation. *Separation and purification methods*, 30 (2): 191-220.
- Van der Bruggen, B., Vandecasteele, C., Van Gestel, T., Doyen, W. & Leysen, R. (2003). A review of pressure-driven membrane processes in wastewater treatment and drinking water production. *Environmental progress*, 22 (1): 46-56.
- van Voorthuizen, E., Zwijnenburg, A., van der Meer, W. & Temmink, H. (2008). Biological black water treatment combined with membrane separation. *Water research*, 42 (16): 4334-4340.
- Wang, X.-M. & Li, X.-Y. (2008). Accumulation of biopolymer clusters in a submerged membrane bioreactor and its effect on membrane fouling. *Water research*, 42 (4-5): 855-862.
- Yun, M.-A., Yeon, K.-M., Park, J.-S., Lee, C.-H., Chun, J. & Lim, D. J. (2006). Characterization of biofilm structure and its effect on membrane permeability in MBR for dye wastewater treatment. *Water research*, 40 (1): 45-52.
- Zaiontz, C. (2014). *Wilcoxon Signed-Ranks Table*. Tilgjengelig fra: <http://www.real-statistics.com/statistics-tables/wilcoxon-signed-ranks-table/>.
- Zeeman, G., Kujawa, K., De Mes, T., Hernandez, L., De Graaff, M., Abu-Ghunmi, L., Mels, A., Meulman, B., Temmink, H. & Buisman, C. (2008). Anaerobic treatment as a core technology for energy, nutrients and water recovery from source-separated domestic waste (water). *Water Science and Technology*, 57 (8): 1207-1212.
- Ødegaard, H. (2014). *Vann- og avløpsteknikk 2*. utg.: Norsk Vann BA.



## VI. Vedlegg A - Volatile Fatty Acids (VFA) Analyses

Volatile Fatty Acids (VFA) Analyses  
Universitetet i Sørøst-Norge, campus Porsgrunn

Eshetu Janka Wakjera (Ph.D.)  
Institutt for prosess-, energi og miljø

### Sample Preparation

1. Take a representative sample from the process to use for analysis, about 10 ml.
2. Centrifuge the sample. Use the ALC centrifuge, model PK 121R placed in room B-172. Do not fill the centrifuge tubes above the maximum filling line (2/3 full), then it can cause spill in the centrifuge and other samples can be contaminated. Use a centrifuge speed of 10000 rpm and temperature 15 °C. Centrifuge duration depends on the sample type. Choose ~ 8 minutes for wastewater or apple waste and ~ 30 minutes for manure samples.
3. First filter the sample through a 0.45 µm syringe filter. If necessary dilute the sample with Milli-Q water (it is normal to dilute apple waste samples 1:100 and manure samples 1:4).
4. If the concentrations range is unknown, several different dilutions must be made. Analyse the sample with lowest concentration first (highest dilution).
5. Pipette 1.35 ml of centrifuged and diluted sample into a small (1.5 ml capacity) vial.
6. Add 0.15 ml of 0.65 M formic acid to the vial. Cap with the **manual vial crimper**. Label the vials with proper sample data, dilution and your initials.
7. It is recommended to make (2 or) 3 parallels. Repeat steps 3 to 6 for each sample. Make one blank using 1.35 ml Milli-Q water instead of sample, together with 0.15 ml of 0.65 M formic acid.

### Acetic Acid standard solution, ~ 294 mg/l

Always use a 294 mg/l Acetic Acid standard solution when VFA analysis is performed. Prepare the standard solution together with the samples. Make a Sequence Table where the standard solution is injected after the first blank and before the last blank in the Sequence.

### Chemicals

Glacial Acetic Acid, pa grade

Milli-Q water (ultrapure water, Type 1)

1. Pipette 0.5 ml Glacial Acetic Acid into to a 100.0 ml volumetric flask and dilute to 100.0 ml with Milli-Q water.

2. Pipette 5.6 ml of the diluted Glacial Acetic Acid solution into a new 100.0 ml volumetric flask and then dilute to 100.0 ml with Milli-Q water. The concentration is ~294 mg/l Acetic Acid.

### **Turn on gases**

The gas cylinders are kept in room E-114 (the room behind the lift in the corridor). The gas is transferred from room E-114 to room E-113 (the laboratory) through pipes in the ceiling, further to regulators on the wall. The regulators have connections to different instruments.

Training is necessary to handle the gas system. The valve on the gas cylinder has to be opened carefully until it gives a weak gas stream. Do not handle the valve with force. **The valves shall always be closed after you have finished your work.**

1. In room E-114 fully open the hydrogen, helium and air (“luft”) cylinder valves and make a half turn back. Adjust the pressures to 5 bars with the regulator valves, and open the shut on/off valves.
2. In room E-113 open the shut on /off valves for hydrogen, helium and air connected to the gas chromatograph (on the wall at the right side of the gas chromatograph). Use the regulators to adjust the pressure to 4 bars.

### **Hewlett Packard, HP 6890A, Gas Chromatograph**

1. Turn on the Gas Chromatograph and the computer (fully description in the manual).
2. Check that there is enough Methanol in the solvent A vial and Milli-Q water in the solvent B and solvent B2 vials. Empty the waste vials (three).
3. Open the “Instrument Online” program. On the dropdown menu select “VFA.M” method and wait until the status shows “Ready”.
4. Select “Sequence → New Sequence”. Then “Sequence → Sequence Parameters.” Enter a sample name, your initials in the File Name, and your initials in the Subdirectory.
5. Select “Sequence → Sequence Table”. Enter the sample names as you place the vials into the tray starting with vial 1. For each sample, select “VFA” as the Method Name and enter “3 Inj/Vial” (3 parallels). The blank can be set to 1Inj/Vial.
6. Start the Sequence with a blank sample followed by a standard (blank – standard – blank). Always inject blank sample in between to different samples. End the Sequence with blank → standard → blank samples. Set the order of the testing so the blank is analysed (by the VFA method) first and before each new sample. Finish the Sequence Table with “STANDBY” method and choose “1 Inj/Vial” (1 parallel).
7. Click “Start” to begin analysis. When the analysis is finished, it is stopped automatically.

**Turn off gases**

1. Close the gas cylinder valves in room E-114 and open the shut on/off valves in room E-113 on the bench near by the chromatograph to depressurise the gas lines.
2. Release the gas regulators and close the shut on/off valves.

## VII. Vedlegg B – Statistikk

Tabell 7: t-test for undersøkelse av statistisk signifikant forskjell i gangtider for de første 12 driftsdøgn av driftsperiodene 10-16 og 4 timers hvileperioder med signifikansnivå 0.05 og 0.1.

<b>t-Test: Two-Sample Assuming Equal Variances alpha = 0.05</b>		
	<i>10-16 timer hvileperioder</i>	<i>4 timer hvileperioder</i>
Mean	533.4166667	790.3333333
Variance	103659.9015	200868.7879
Observations	12	12
Pooled Variance	152264.3447	
Hypothesized Mean Difference	0	
df	22	
t Stat	-1.612756478	
P(T<=t) one-tail	0.060525725	
t Critical one-tail	1.717144374	
P(T<=t) two-tail	0.12105145	
t Critical two-tail	2.073873068	

<b>t-Test: Two-Sample Assuming Equal Variances alpha = 0.1</b>		
	<i>10-16 timer hvileperioder</i>	<i>4 timer hvileperioder</i>
Mean	533.4166667	790.3333333
Variance	103659.9015	200868.7879
Observations	12	12
Pooled Variance	152264.3447	
Hypothesized Mean Difference	0	
df	22	
t Stat	-1.612756478	
P(T<=t) one-tail	0.060525725	
t Critical one-tail	1.321236742	
P(T<=t) two-tail	0.12105145	
t Critical two-tail	1.717144374	

Tabell 8: F-test for undersøkelse av statistisk signifikant forskjell i gangtider for de første 12 driftsdøgn av driftsperiodene 10-16 og 4 timers hvileperioder med signifikansnivå 0.05 og 0.1.

---

**F-Test Two-Sample for Variances alpha = 0.05**

---

	<i>10-16 timer hvileperioder</i>	<i>4 timer hvileperioder</i>
Mean	533.4166667	790.3333333
Variance	103659.9015	200868.7879
Observations	12	12
df	11	11
F	0.516057784	
P(F<=f) one-tail	0.143868868	
F Critical one-tail	0.35487036	

---



---

**F-Test Two-Sample for Variances alpha = 0.1**

---

	<i>10-16 timer hvileperioder</i>	<i>4 timer hvileperioder</i>
Mean	533.4166667	790.3333333
Variance	103659.9015	200868.7879
Observations	12	12
df	11	11
F	0.516057784	
P(F<=f) one-tail	0.143868868	
F Critical one-tail	0.449048614	

---

Tabell 9: Statistisk kritisk T-verdi for tosidet Wilcoxon signed rank test hentet fra Zaiontz (2014)

Alfaverdier							
n	0.001	0.005	0.01	0.025	0.05	0.10	0.20
5	--	--	--	--	--	0	2
6	--	--	--	--	0	2	3
7	--	--	--	0	2	3	5
8	--	--	0	2	3	5	8
9	--	0	1	3	5	8	10
10	--	1	3	5	8	10	14
11	0	3	5	8	10	13	17
12	1	5	7	10	13	17	21



Tabell 10: Wilcoxon signed rank test for undersøkelse av statistisk signifikant forskjell I gangtider for de første 12 driftsdøgn av driftsperiodene 10-16 og 4 timers hvileperioder med signifikansnivå 0.05.

<b>Wilcoxon signed rank test alpha = 0.05</b>							
Kjøringsdøgn	10-16 timer hvileperioder	4 timer hvileperioder	Diff	Diff	Pos	Rank	Signert Rank
1	120	879	-759	759	-1	9	-9
2	360	1440	-1080	1080	-1	12	-12
3	389	1440	-1051	1051	-1	11	-11
4	525	1440	-915	915	-1	10	-10
5	1440	1056	384	384	1	8	8
6	388	728	-340	340	-1	7	-7
7	614	444	170	170	1	4	4
8	315	464	-149	149	-1	3	-3
9	558	416	142	142	1	2	2
10	456	503	-47	47	-1	1	-1
11	608	316	292	292	1	6	6
12	628	358	270	270	1	5	5

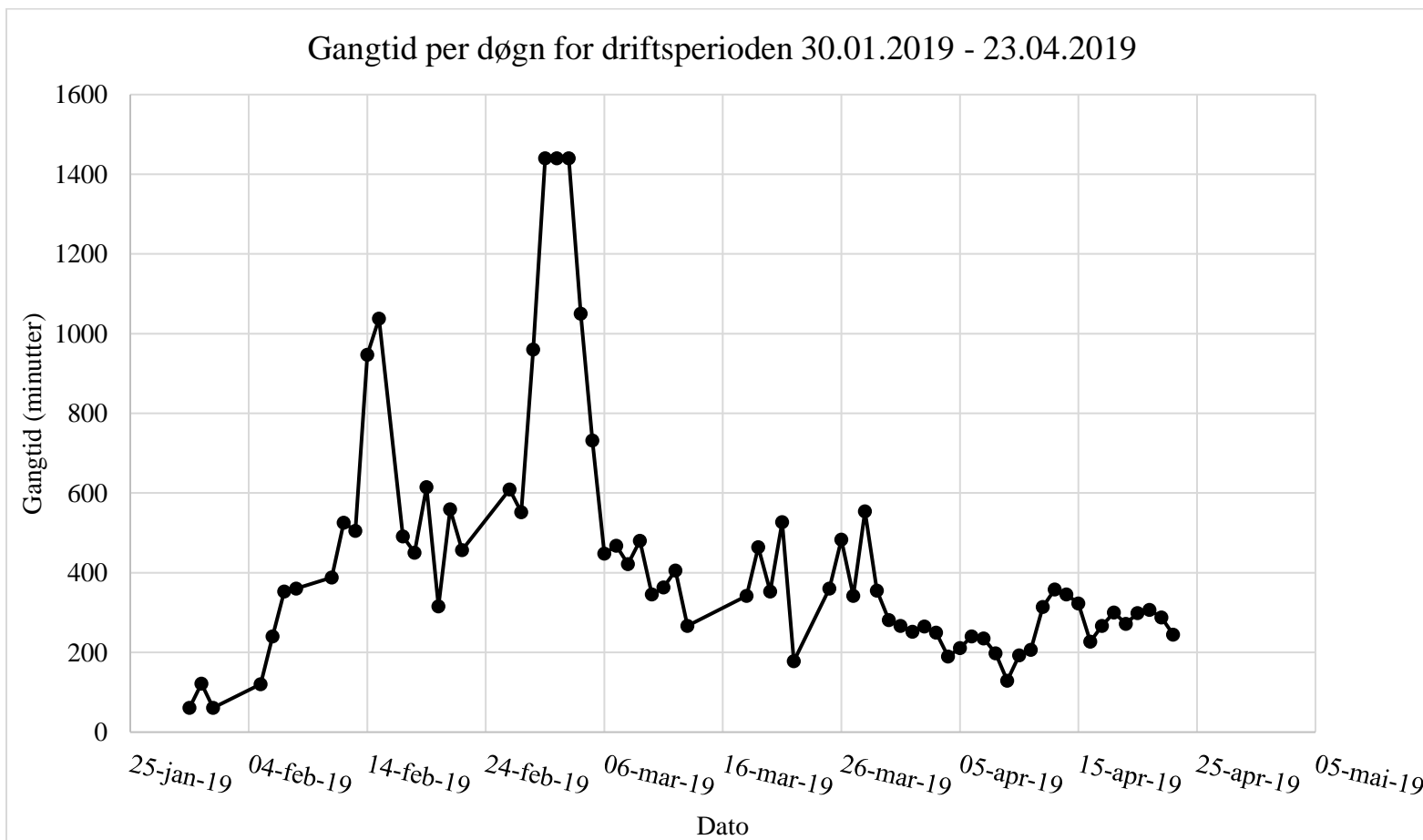
Summen av positiv rang er gitt som  $W^+ = 8 + 4 + 2 + 6 + 5 = 25$ , mens summen av negativ rang er gitt som  $W^- = 9 + 12 + 11 + 10 + 7 + 3 + 1 = 53$ . Den gjeldende teststatistikken T er dermed beregnet som  $T = \min\{W^+, W^-\} = \min = 25$ . For Wilcoxon signed rank test med  $\alpha = 0.05$  med de 12 datapunkter for de første kjøringene for hver av driftsperiodene oppgis det en kritisk testverdi  $T^* = 13$ . Testresultat blir dermed  $T = 25 > 13$ . Dette vil si at nullhypotesen  $H_0$  om at de ikke er noen signifikant forskjell mellom datapunktene ikke kan forkastes og det kan konkluderes med at det ikke er en forskjell.

Tabell 11: Wilcoxon signed rank test for undersøkelse av statistisk signifikant forskjell i gangtider for de første 12 driftsdøgn av driftsperiodene 10-16 og 4 timers hvileperioder med signifikansnivå 0.1.

<b>Wilcoxon signed rank test alpha = 0.1</b>							
Kjøringsdøgn	10-16 timer hvileperioder	4 timer hvileperioder	Diff	Diff	Pos	Rank	Signert Rank
1	120	879	-759	759	-1	9	-9
2	360	1440	-1080	1080	-1	12	-12
3	389	1440	-1051	1051	-1	11	-11
4	525	1440	-915	915	-1	10	-10
5	1440	1056	384	384	1	8	8
6	388	728	-340	340	-1	7	-7
7	614	444	170	170	1	4	4
8	315	464	-149	149	-1	3	-3
9	558	416	142	142	1	2	2
10	456	503	-47	47	-1	1	-1
11	608	316	292	292	1	6	6
12	628	358	270	270	1	5	5

Ved å teste med en alfaverdi på 0.1 blir resultatet det samme som tidligere. I denne testen blir resultatet  $T = 25 > 17$  og nullhypotesen kan fortsatt ikke forkastes.

## VIII. Vedlegg C – Gangtider per døgn



Figur 37: Gangtid per døgn for perioden 30.01.2019 til 23.04.2019 som inkluderer første (05.02.2019-28.02.2019) og andre (01.03.2019-11.04.2019) driftsperiode Data hentet fra Ecomotive loggen fremsillt i Excel, tilsendt og bearbejdet av Daniel Todt ( biveileder).

## IX. Vedlegg D – Monitorering av skumnivå og skumfarge



Figur 38: Skumnivå og skumfarge etter 5 driftsdager ved oppstart av første driftsperiode. Foto: Lukas P.F Hansen



Figur 39: Skumnivå og skumfarge etter 17 driftsdager ved første driftsperiode. Foto: Lukas P.F Hansen

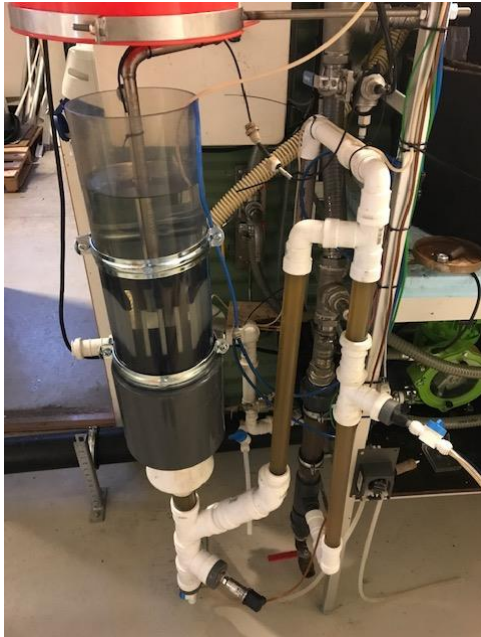


Figur 40: Skumnivå og skumfarge etter 36 driftsdager ved andre driftstperiode. Foto: Lukas P.F Hansen



Figur 41: Skumnivå og skumfarge etter 45 driftsdager ved andre driftsperiode. Foto: Lukas P.F Hansen

## X. Vedlegg E – Utvalgte bilder



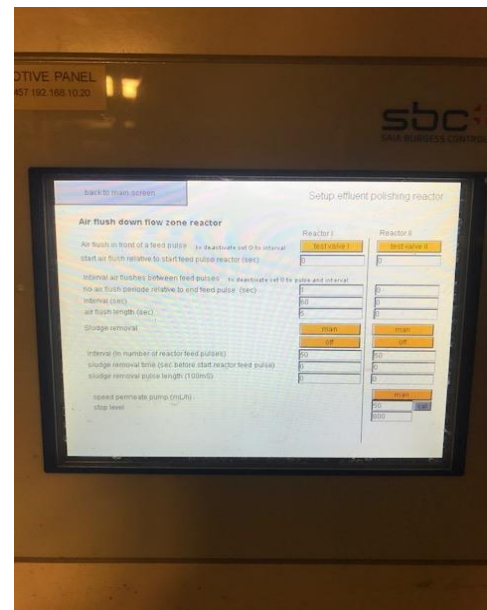
Figur 42: Generelt oppsett av anlegget. Foto: Lukas P.F Hansen



Figur 43: Konfigurasjonen av de 5 keramiske membranene. Foto: Lukas P.F Hansen



Figur 44: Keramisk membranplate 10x15cm BxH med bunn og topplokk for plastkassett. Foto: Lukas P.F Hansen



Figur 45: Kontrollpanel med høyre linje (Reactor II) tilhørende MBR-anlegget og ABR-reaktor. Foto: Lukas P.F Hansen

## XI. Vedlegg F – Beregninger VFA

Tabell 12: Resultater for VFA-konsentrasjoner for utløp AVR, Reaktorvæske og Permeat. Beregninger gjort i Excel.

Antall	Drifts- periode	Dato	Dager etter oppstart	Total VFA mg/l		
				Utløp ABR	Reaktorvæske	Permeat
N	n	dd.mm.åååå	d	mg/l	mg/l	mg/l
-	-	-	-	757.6	1.1	0.03
-	-	-	-	481.4	0.4	0.1
1	1	26.02.2019	26	1126.2	17	3.8
2	1	27.02.2019	27	1046.6	15	0
3	2	01.03.2019	29	411.1	11	0
4	2	04.03.2019	32	1333.8	11	0
5	2	06.03.2019	34	482.3	6.3	0
6	2	08.03.2019	36	492.8	7.5	0
7	2	11.03.2019	39	243.6	8.7	0
8	2	15.03.2019	43	48.6	7.4	-
9	2	18.03.2019	46	952.9	13	0
10	2	22.03.2019	50	1438.4	7.1	0
11	2	25.03.2019	53	1313.3	8.3	0
12	2	28.03.2019	56	1037.8	8.3	0
13	2	01.04.2019	60	1009.4	16	0

Tabell 13: Mengde eddiksyre av total VFA-konsentrasjon for bestemmelse av effektiviteten til acidogene og acetogene bakterier. Beregninger gjort i Excel.

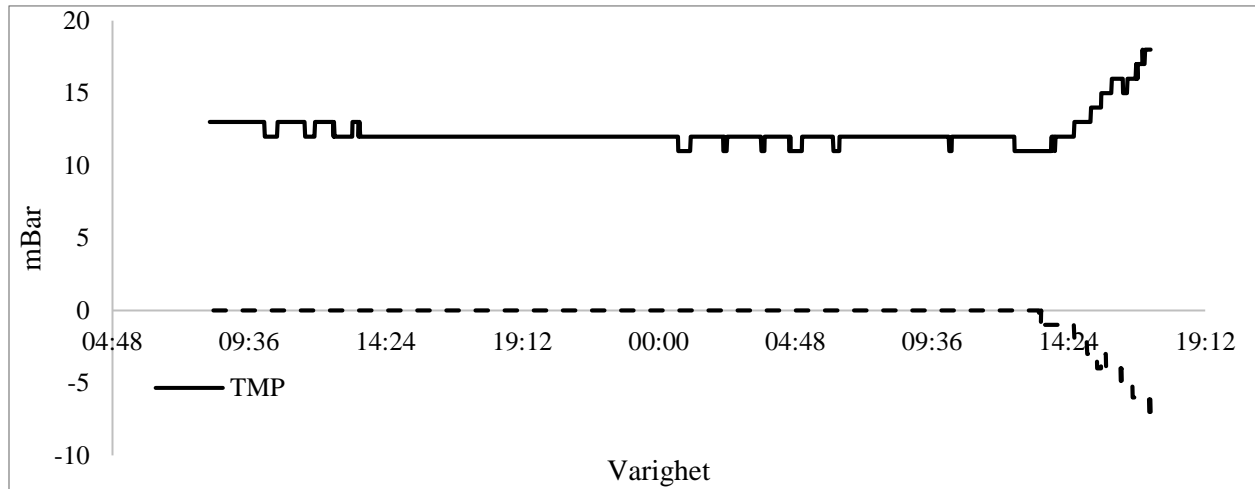
Ratio eddiksyre/total VFA								
Utløp ABR			Reaktorvæske			Permeat		
Eddiksyre	Total VFA	%	Eddiksyre	Total VFA	%	Eddiksyre	Total VFA	%
Gjennomsnitt		89.5	Gjennomsnitt		100.0	Gjennomsnitt		7.7
Standardavvik		6.9	Standardavvik		0.0	Standardavvik		27.7
888.1	1126.2	78.9	17	17	100	3.8	3.8	100
836.9	1046.6	80.0	15	15	100	0	0	0
345.1	411.1	83.9	11	11	100	0	0	0
1230.0	1333.8	92.2	11	11	100	0	0	0
456.0	482.3	94.5	6.3	6.3	100	0	0	0
466.2	492.8	94.6	7.5	7.5	100	0	0	0
243.6	243.6	100	8.7	8.7	100	0	0	0
48.6	48.6	100	7.4	7.4	100	0	0	0
788.1	952.9	82.7	13	13	100	0	0	0
1248.0	1438.4	86.8	7.1	7.1	100	0	0	0
1148.4	1313.3	87.4	8.3	8.3	100	0	0	0
944.6	1037.8	91.0	8.3	8.3	100	0	0	0
921.9	1009.4	91.3	16	16	100	0	0	0

Tabell 14: Bidrag av detekterte fettsyrer for utløp ABR, reaktorvæske og permeat. Beregninger gjort i Excel.

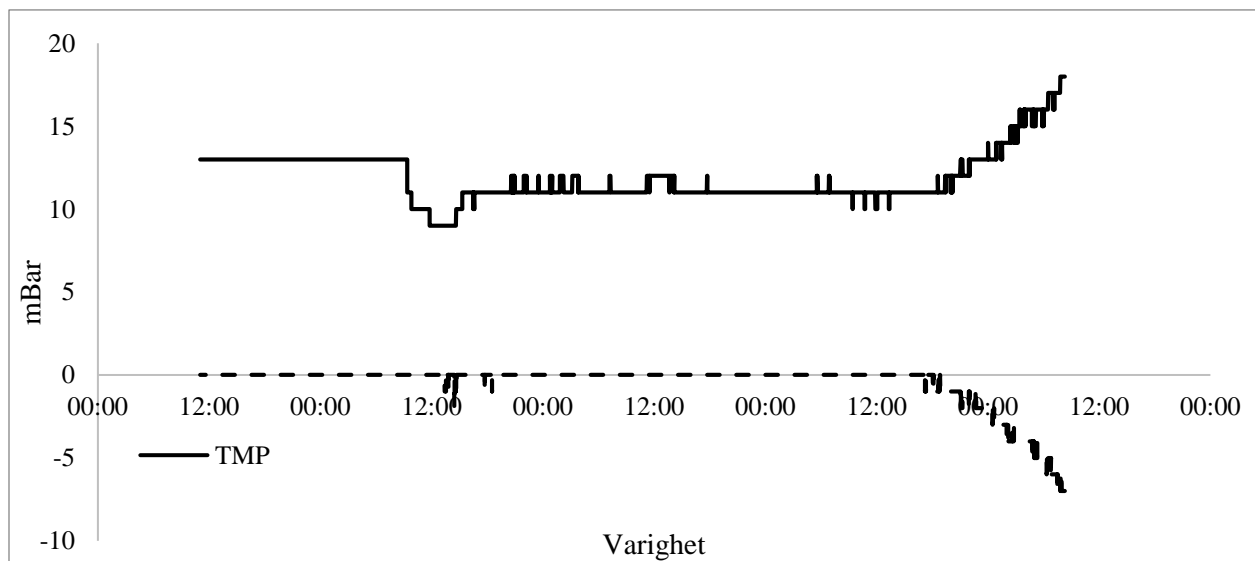
	Utløp ABR	Reaktorvæske	Permeat
	N = 13	N = 13	N = 11
VFA	Bidrag (%)		
Eddiksyre	89.5	100	8
Propansyre	9.2	-	-
Isobutansyre	0.4	-	-
Smørsyre	-	-	-
Isovaleriansyre	1.2	-	-
Valerinsyre	-	-	-
Isocaproic acid	-	-	-
Isokaprønsyre	-	-	-
Heptansyre	-	-	-



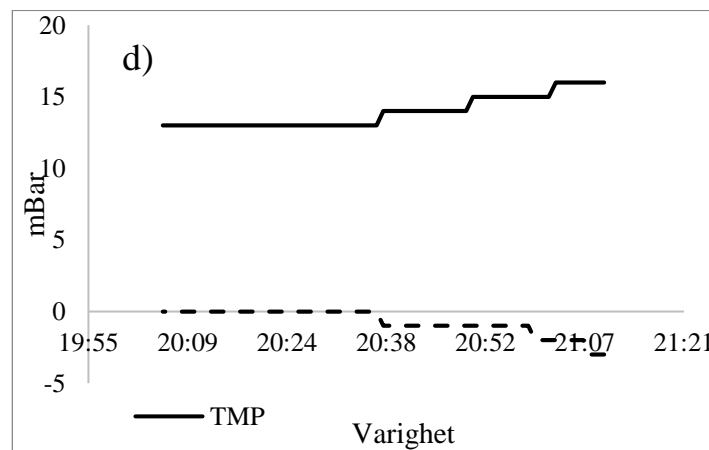
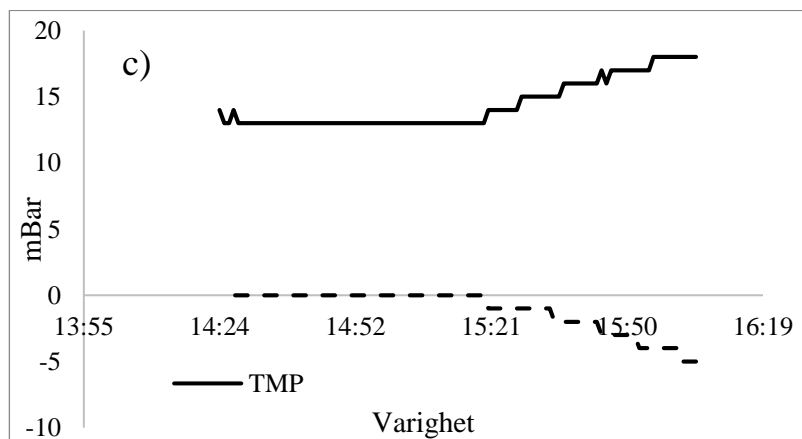
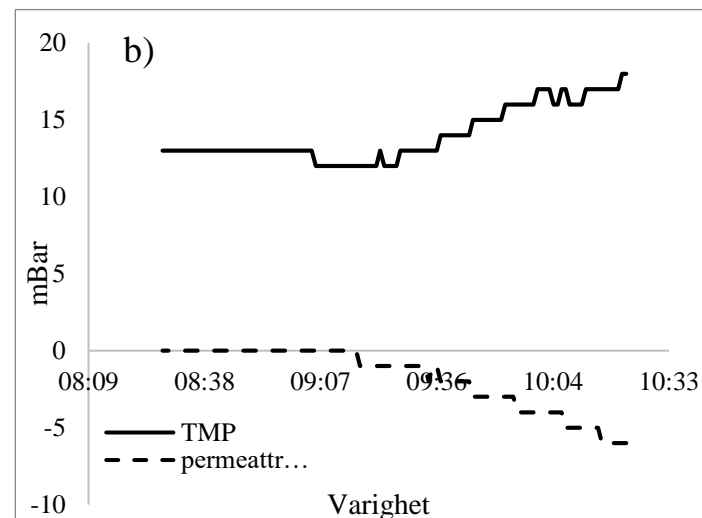
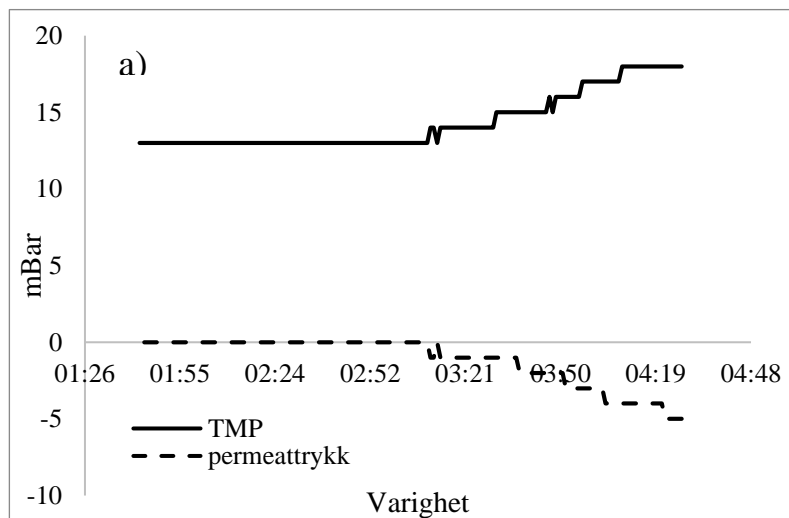
## XII. Vedlegg G – TMP-profiler for utvalgte kjøring



Figur 46: TMP-profil for kjøring nr 5 ved første driftsperiode (14.02.2019) med gangtid på 1440 minutter etter installasjon av luftregulator 2. Data hentet fra Ecomotive loggen fremsillt i Excel, tilsendt fra Daniel Todt (biveileder).

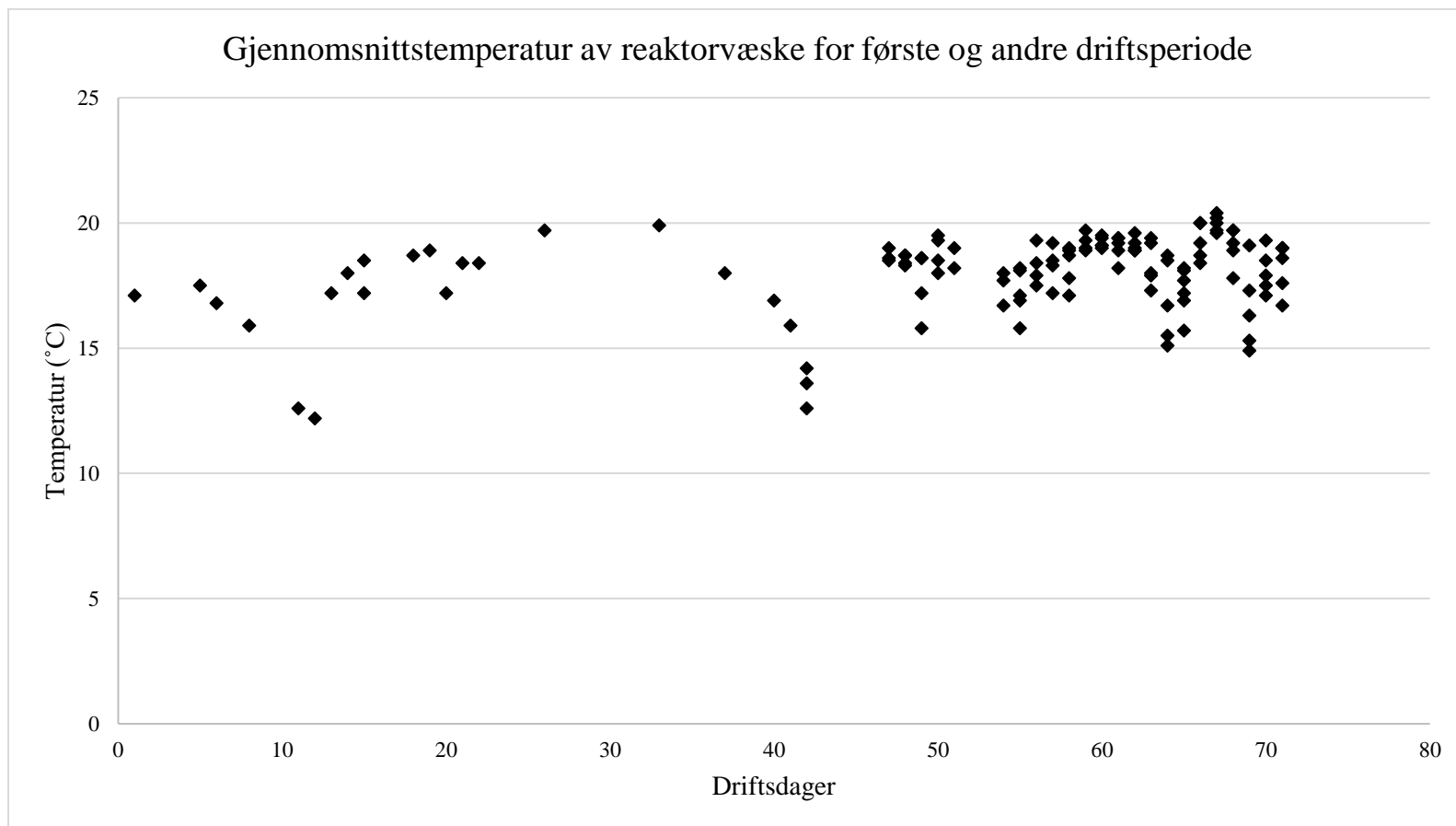


Figur 47: TMP-profil for kjøring gjort i overgang mellom driftsperiode 1 og 2 (start 28.02.2019) med gangtid 5596 minutter. Reaktorvæske ble tømt i forkant av kjøring. Data hentet fra Ecomotive loggen fremsillt i Excel, tilsendt og bearbeidet av Daniel Todt (biveileder).

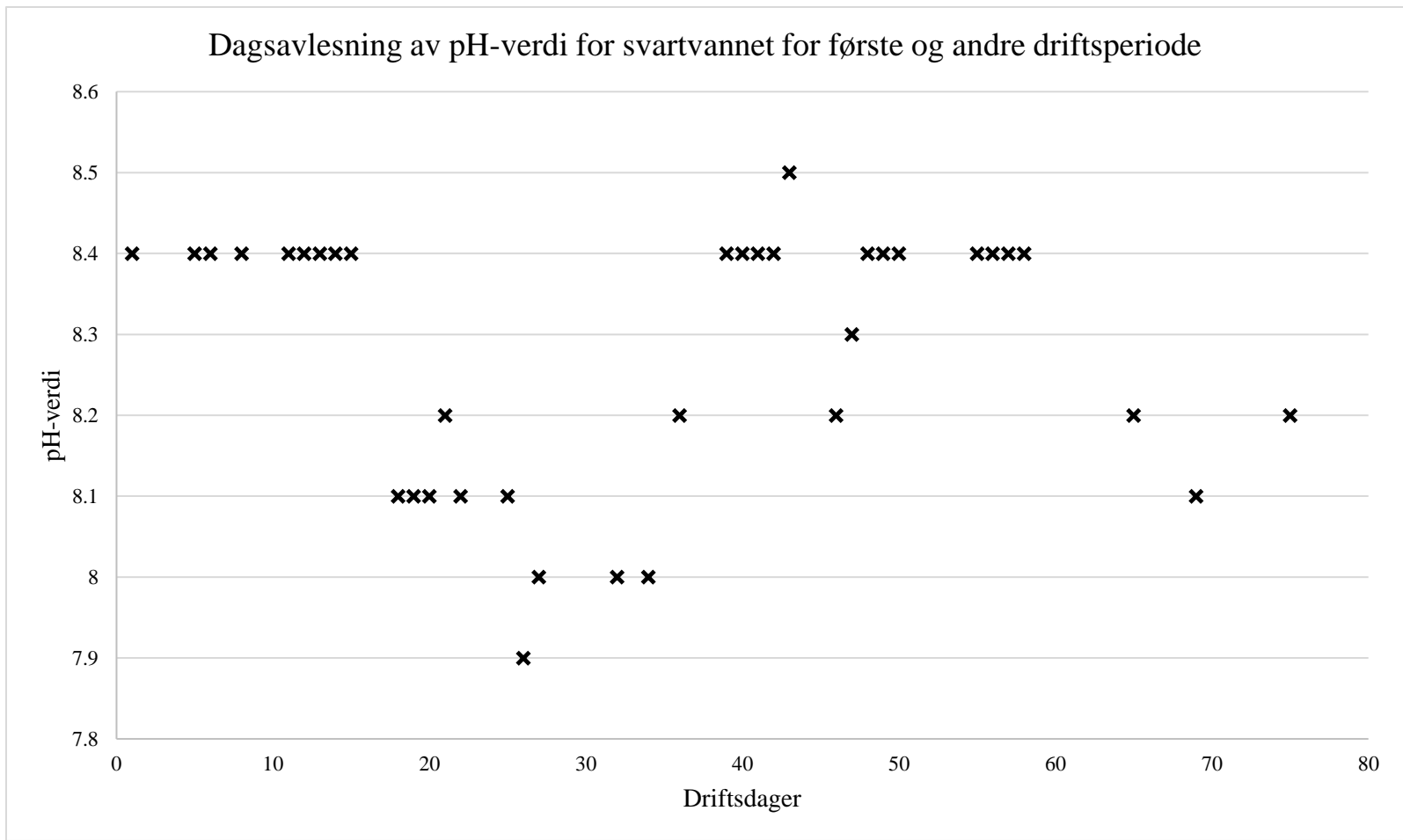


Figur 48: TMP-profiler for kjøring a), b), c) og d) (06.03.2019) ved starten av andre driftsperiode med 4 timer hvileperioder av permeatpumpa mellom kjøringene. Data hentet fra Ecomotive loggen fremsendt i Excel, tilsendt og bearbeidet av Daniel Todt (biveileder).

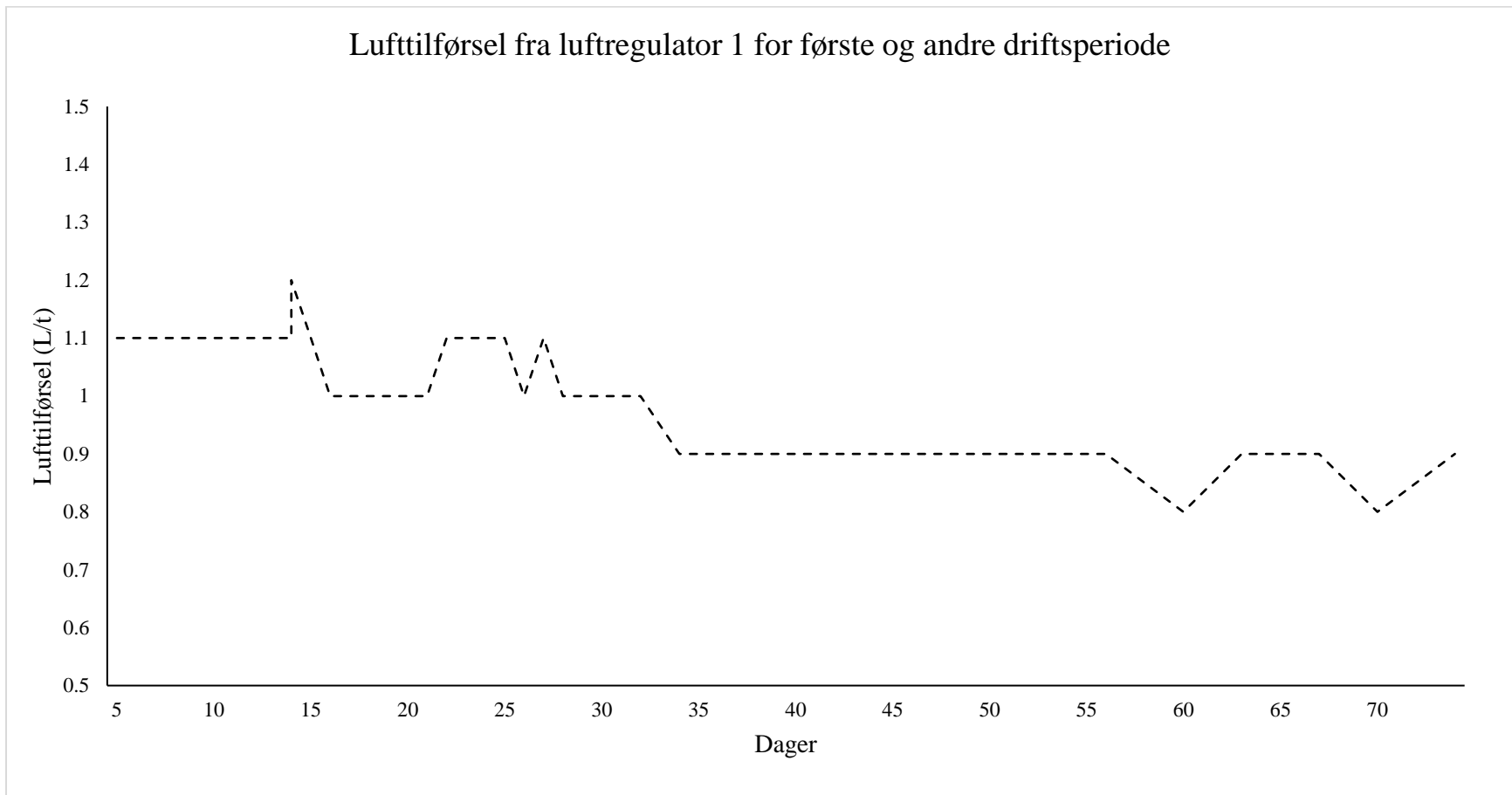
### XIII. Vedlegg H – Temperatur, pH og lufttilførsel



Figur 49: Gjennomsnittstemperatur i reaktorvæske for hele driftsperioden (05.02.2019-11.04.2019). Data hentet fra Ecomotive loggen fremsillt i Excel, tilsendt og bearbeidet av Daniel Todt (biveileder)



Figur 50: Dagsavlest pH-verdi av svartvannet for referanse. Avlesningene er i alle tilfeller gjort i tidsrommet 08:00-16:00 over driftsperioden fra PLS kontrollpanelet (Saia Burgess Controls, Møre Contril AS) på vann- og avløpslabben ved TF fløy IV.



Figur 51: Loggført lufttilførsel fra luftregulator 1. Loggføring er i alle tilfeller gjort i tidsrommet 08:00-16:00 for hele driftsperioden





**Norges miljø- og biovitenskapelige universitet**  
Noregs miljø- og biovitenskapelige universitet  
Norwegian University of Life Sciences

Postboks 5003  
NO-1432 Ås  
Norway