



Norges miljø- og  
biovitenskapelige  
universitet

**Masteroppgave 2022 30 stp**  
Fakultet for realfag og teknologi

## **Sluttpolering etter Hias-prosessen: et pilotforsøk med to-media sandfilter**

Final polishing according to the Hias-process: a  
pilot trial with a two-media sand filter

**Emma Peistorpet**  
Vann- og miljøteknikk

## FORORD

---

Denne oppgaven er skrevet våren 2022 av Emma Peistorpet. Oppgaven er mitt avsluttende arbeid etter fem år som student i Vann- og miljøteknikk ved Norges miljø- og biovitenskapelige universitet.

Oppgavens hovedveileder har vært Lars Hem. Prosjektet er skrevet som et samarbeid med Hias IKS for å finne en aktuell sluttpoleringsmetode. Det å få muligheten til å teste ut et sluttpoleringstrinn for å forbedre utslippet i Mjøsa har vært en svært interessant og givende oppgave. Det å se hvordan teoriene og det vi har lært på universitetet kan fungere i praksis og påvirke nærområdet jeg selv har vokst opp i har vært verdifullt.

Jeg ønsker å rette en takk til Hias som har latt meg få bruke pilotanlegget og laboratoriet til forsøkene som er gjort i oppgaven. Takk til Gjermund Sørensen for god praktisk hjelp, Torgeir Saltnes for interessante faglige samtaler og Mai Riise for administrativ hjelp. I tillegg vil jeg takke personellet på driftsavdelingen for uerstattelig hjelp underveis i forsøkene mine.

Jeg vil rette en stor takk til min hovedveileder Lars Hem for nyttige innspill, faglige tilbakemeldinger og god veiledning. Takk til familie og venner for faglig og personlig støtte. Til slutt vil jeg takke min samboer for god emosjonell støtte og hjelp med oppgaven.

Igjen, tusen takk! Oppgaven hadde ikke vært gjennomførbar uten deres hjelp.

Ås, mai 2022

Emma Peistorpet

*«Kanskje verden er litt stri, men når det gråner skal du si at du har hatt en bra studentertid»*



## SAMMENDRAG

---

Denne masteroppgaven er skrevet i samarbeid med Hias IKS. Et pilotanlegg ble etablert på Hias renseanlegg i Stange kommune. Pilotanlegget bruker rensed avløpsvann hentet fra siste trinn i nåværende rensesprosess, diskfilterparken. Forsøksriggen er bygget opp som et nedstrøms to-media filter, med Filtralite NC (1,4-2,5 mm) og Filtralite HC (0,8- 1,6 mm) som filtermedie. Forsøkene er gjennomført i perioden januar til april.

Hovedmålet var å undersøke hvorvidt et tertiært rensetrinn med et sandfilter fungerer som et sluttpoleringstrinn og oppnår partikkelreduksjon samt opprettholder utslippskravet for fosfor på 0,4 mg/L. Det ble gjennomført forsøk for fire ulike drifter av filteret; koagulant før diskfilter, uten tilsatt koagulant, koagulant tilsatt på filterkolonne og polymer tilsatt på filterkolonne. Som koagulant ble EkoFlock 90 (metallbasert polyaluminiumskloridløsning) benyttet, og den kationiske polymeren som ble benyttet var Zetag 8147. For hver driftsbetingelse ble forsøkene gjennomført for middelhastighetene 8 , 10 og 12 m/h.

Resultatene viser at gjennomsnittlig middelhastighet på 8 m/h presterer best, da kombinert med tilsetningen av koagulant på filterkolonnen. Det gir høyest reduksjon og lavest utslipp av partikler. Disse resultatene indikerer at videre undersøkelser bør gjøres med koagulant og polymerdoseringer. Videre vil det være hensiktsmessig å drifte pilotanlegget over lengre tid, med varierende innløpsverdier for å finne gunstige driftsrutiner for tilbakespyling.

## ABSTRACT

---

This master's thesis is written in collaboration with Hias IKS. A pilot plant was established at Hias treatment plant in Stange municipality. The pilot plant uses treated wastewater obtained from the last step in the current cleaning process, the disc filter park. The test rig was a downstream two-media filter, with Filtralite NC (1.4-2.5 mm) and Filtralite HC (0.8-1.6 mm) as filter media.

The main objective of this thesis was to investigate whether a tertiary purification step with a sand filter function as a final polishing step and achieves particle reduction as well as for the emission requirement for phosphorus 0.4 mg / L. Attempts were made to four various operations of the filter; coagulant before disc filter, without added coagulant, coagulant added on filter column and polymer added on filter column. EkoFlock 90 (metal-based polyaluminum chloride solution) were applied as coagulant and the cationic polymer used was Zetag 8147. Attempts were made for each operating condition for the average filter velocities of 8, 10 and 12 m / h.

The results show that the filter velocity of 8 m / h has the highest performance of the tested velocities. When combined with the addition of coagulant on the filter column, it gives the highest reduction and lowest emission of particles.

The operating condition with a coagulant added to the filter column, is the condition that has the highest reduction and lowest emission of particles. These results indicate that further investigations with coagulant and polymer dosages should appear. Furthermore, it will be appropriate to operate the pilot plant over a longer period, with varying inlet values to find favorable operating routines for backwashing.

# INNHALDSFORTEGNELSE

---

<b>Forord</b> .....	<b>i</b>
<b>Sammendrag</b> .....	<b>iii</b>
<b>Abstract</b> .....	<b>iv</b>
<b>Figurliste</b> .....	<b>viii</b>
<b>Tabeller</b> .....	<b>x</b>
<b>Formler</b> .....	<b>xi</b>
<b>Forkortelser</b> .....	<b>xii</b>
<b>Ordforklaring</b> .....	<b>xiii</b>
<b>1 Innledning</b> .....	<b>1</b>
1.1 Bakgrunn .....	1
1.2 Formål .....	2
<b>2 Teoretisk bakgrunn</b> .....	<b>3</b>
2.1 Biologisk rensetrinn .....	3
2.2 Hias-prosessen .....	4
2.3 Disk-filter.....	6
2.4 Parametere i avløpsvann .....	7
2.4.1 Kjemisk oksygenbehov - COD.....	7
2.4.2 Fosfor .....	7
2.4.3 Suspanderte stoff og turbiditet.....	7
2.5 Nedstrøms to-mediafilter .....	8
2.5.1 Filtersyklus .....	10
2.5.2 Tilbakespyling.....	12
2.5.3 Biologisk fosforfjerning ved filter.....	13
2.6 Koagulering og partikkelseperasjon.....	13
2.6.1 Koaguleringsmekanismer.....	15
2.6.2 Kontaktfiltrering.....	17
2.6.3 Polymer .....	17
<b>3 Pilotanlegg</b> .....	<b>19</b>
3.1 Beskrivelse av forsøksrigg .....	19
3.2 Spylesyklus .....	20
3.3 Vannprøver .....	21

3.4	Kjemikalier i pilotanlegget .....	21
<b>4</b>	<b>Pilotforsøk.....</b>	<b>23</b>
4.1	Formål .....	23
4.2	Parametere .....	23
4.3	Metode.....	24
4.3.1	Tilbakespyling.....	24
4.3.2	Koagulant før diskfilter.....	24
4.3.3	Uten tilsetning av koagulant før diskfilter .....	25
4.3.4	Tilsetning av koagulant på filterkolonne .....	25
4.3.5	Tilsetning av organisk polymer på filterkolonne .....	26
<b>5</b>	<b>Resultater .....</b>	<b>27</b>
5.1	Tilbakespyling.....	29
5.2	Koagulant før diskfilter.....	30
5.3	Uten tilsetning av koagulant.....	32
5.4	Koagulant på filterkolonne.....	34
5.4.1	10 m/h.....	36
5.4.2	12 m/h.....	37
5.4.3	8 m/h.....	38
5.5	Polymer på filterkolonne .....	39
5.5.1	10 m/h.....	40
5.5.2	12 m/h.....	41
5.5.3	8 m/h.....	42
<b>6</b>	<b>Diskusjon .....</b>	<b>43</b>
6.1	Forsøksoppsett og metode .....	43
6.1.1	Tilbakespyling.....	43
6.1.2	Filtersyklusforsøk .....	43
6.2	Sammenligning av parametere .....	44
6.2.1	SS.....	44
6.2.2	Turbiditet .....	45
6.2.3	COD .....	47
6.2.4	TP og PO <sub>4</sub> .....	49
6.3	Partikkelfjerning.....	51
6.4	Koagulant og polymer .....	51

6.5	Renseeffekt/kapasitet.....	52
6.6	Begrensende faktor.....	53
6.7	Totaleffekt ved tilsetting av kjemikalier.....	54
6.8	Feilkilder.....	55
<b>7</b>	<b>Konklusjon .....</b>	<b>57</b>
7.1	Forslag til videre arbeid .....	57
	<b>Referanser .....</b>	<b>59</b>
	<b>VEDLEGG .....</b>	<b>I</b>
	Vedlegg A: Nærmere beskrivelse av forsøksrigg .....	I
	Vedlegg B: Calibrering av online instrumenter .....	VI
	pH-meter.....	VI
	Turbiditetsmåler .....	VI
	Vedlegg C: Nærmere beskrivelser av gjennomføring av prøver .....	VI
	Suspendert stoff (SS).....	VIII
	Tot-P.....	IX
	PO <sup>3-</sup> <sub>4</sub> (orthofosfat).....	IX
	Jær testing.....	X
	COD og sCOD.....	X
	Aluminium.....	X
	Turbiditetsmåler .....	X
	Vedlegg D: Resultater .....	XI
	Drift med koagulant tilsatt før diskfilter .....	XI
	Drift uten koagulant tilsatt før diskfilter .....	XIV
	Koagulant tilsatt på filterkolonne .....	XVI
	Polymer tilsatt på filterkolonne .....	XVI
	Vedlegg E: Arbeidsplan .....	XVII



## FIGURLISTE

---

Figur 2-1: Flytskjema over biologisk rensetrinn, fra innløpsvannet fra mekanisk rensetrinn til utløpet i Mjøsa .....	4
Figur 2-2: Oversikt over en diskfiltersyklus. Illustrasjonen viser en enkelt disk. ....	6
Figur 2-3: Fjerning av partikler i et granulært media ved: a) siling, b) sedimentasjon eller treghetspåvirkning, c) intersepsjon, d) adhesjon, e) flokkulasjon (Tchonoglous, et al., Introduction to Depth Filtration, 2014).....	10
Figur 2-4: Illustrasjon over en typisk filtersyklus med filtermodning, stabil driftsfase, gjennombrudd og støtbelastning (Eikebrokk, 2014) .....	11
Figur 2-5: Fra kolloidale partikler til fnokkdannelse hentet inspirasjon fra (Ødegaard, Fjerning av partikler, 2014).....	14
Figur 2-6: Illustrasjon over brobygging med polymer (Tchonoglous, et al., Fundamentals of chemical coagulation, 2014) .....	16
Figur 3-1: Detaljert illustrasjon av pilotanlegget.....	19
Figur 5-1: Skjerm bilde hentet fra WinCC over verdiakser .....	27
Figur 5-2: Nummerering av ulike trendlinjer i WinCC.....	28
Figur 5-3: Sammenhengen mellom trykktap og ekspansjon ved ulike hastigheter.....	29
Figur 5-4: Resultater fra drift av to-media filteret med koagulant før diskfilter. ....	30
Figur 5-5: Skjerm bilde hentet fra WinCC over driftsbetingelse koagulant før diskfilter, 8 m/h.....	31
Figur 5-6: Resultater for driftsbetingelsen uten tilsatt koagulant. ....	32
Figur 5-7: Skjerm bilde hentet fra WinCC for driftsbetingelse uten koagulant før diskfilter, 8m/h.....	33
Figur 5-8: Resultater for driftsbetingelse koagulant på filterkolonne. ....	35
Figur 5-9: Skjerm bilde hentet fra WinCC for drift med koagulant, 10 m/h .....	36
Figur 5-10: Skjerm bilde hentet fra WinCC for drift med koagulant, 12 m/h .....	37
Figur 5-11: Skjerm bilde hentet fra WinCC over drift med koagulant, 8 m/h .....	38
Figur 5-12: Resultater for driftsbetingelse polymer på filterkolonne.....	39
Figur 5-13: Skjerm bilde hentet fra WinCC over drift med polymer, 10 m/h .....	41
Figur 5-14: Skjerm bilde hentet fra WinCC over drift med polymer, 12 m/h .....	41
Figur 5-15: Skjerm bilde hentet fra WinCC over drift med polymer, 8 m/h .....	42
Figur 6-1: Reduksjon i SS ut fra ulik hastighet og driftsbetingelser .....	44
Figur 6-2: Utslippsgrense for SS .....	45
Figur 6-3: Reduksjon i turbiditet ut fra driftsbetingelse .....	46
Figur 6-4: Turbiditet ut filterkolonne og diskfilter .....	47
Figur 6-5: Utslipp av partikulært COD og løst COD .....	48
Figur 6-6: Reduksjon i partikulært og løst COD ut fra driftsbetingelse.....	48
Figur 6-7: Reduksjon i fosfor ut fra driftsbetingelse .....	49
Figur 6-8: Utslipp av fosfor fra pilotanlegget .....	49
Figur 6-9: Korrelasjon mellom PO <sub>4</sub> og TP hentet fra resultater for drift polymer på filterkolonne .....	50
Figur 6-10: Korrelasjon mellom SS og TP laget av resultater fra drift med koagulant før diskfilter .....	52
Figur 6-11: Sammenligning mellom turbiditet og TP ved ulike driftsbetingelser .....	53
Figur 6-12: Utslipp til resipienten fra filterkolonnen ut fra ulike driftsbetingelser .....	54

## Figurliste fra Vedlegg A

Figur A- 1: Skjermbilde av dybdefilter pilot tatt i programmet WinCC, hentet 22.03.22 kl 14: 10 ..... II

## Figurliste fra Vedlegg C

Figur C- 1: Spectroquant Nova 60, modell M..... VII

Figur C- 2: Thermoreaktor TR620 fra Spectroquant .....VII

Figur C- 3: Vekt fra Sartorius .....VIII

## Figurliste fra Vedlegg D

Figur D- 1: Skjermbilde hentet fra WinCC for driftsbetingelsen koagulant før diskfilter, 10 m/h..... XI

Figur D- 2: Skjermbilde hentet fra WinCC for driftsbetingelse koagulant før diskfilter, 12 m/h ..... XII

Figur D- 3: Fullstendige resultater fra koagulant før diskfilter. Røde tall representerer feilprøver. .... XII

Figur D- 4: Korrelasjon mellom SS og Turbiditet i drift med koagulant før diskfilter ..... XIII

Figur D- 5: Korrelasjon mellom turbiditet og TP i drift med koagulant før diskfilter..... XIII

Figur D- 6: Skjermbilde hentet fra WinCC for driftsbetingelse uten koagulant på diskfilter, 10 m/h .....XIV

Figur D- 7: Skjermbilde hentet fra WinCC for driftsbetingelse uten koagulant på diskfilter, 12 m/h .....XIV

Figur D- 8: Fullstendige resultater fra drift uten koagulant. Røde tall representerer ugyldige COD analyser. Rader markert i grått er analyser tatt etter trykktapsbegrensning.....XV

Figur D- 9: Korrelasjon mellom SS og turbiditet for drift uten koagulant.....XV

Figur D- 10: Fullstendige resultater for koagulant tilsatt på filterkolonne. Røde tall representerer ugyldige COD analyser, grå felt er prøver tatt etter at filteret har gått i overløp. ....XVI

Figur D- 11: Korrelasjon mellom reduksjonen for SS og TP .....XVI

Figur D- 12: Fullstendige resultater for Polymer tilsatt på filterkolonne. Røde tall representerer ugyldige COD analyser, grå felt er prøver tatt etter at filteret har gått i overløp. Blanke felt er prøver som ikke ble analysert.....XVI

## Figurliste fra Vedlegg E

Figur E- 1: Arbeidsplan for gjennomføring av driftsforsøk. Tilbakespylingsforsøk ble gjennomført i perioden januar - mars. ....XVII

## TABELLER

---

Tabell 1: Mekanismer for fjerning av partikler i en granulær dybde filter (Tchonoglous, et al., Introduction to Depth Filtration, 2014) .....	9
Tabell 2: Oversikt over sekvensene i spylesyklusen.....	20
Tabell 3: Oversikt over tester gjennomført.....	24
Tabell 4: Beskrivelse av trendlinjer i WinCC.....	28
Tabell 5: Gjennomsnittlig reduksjon for koagulant før diskfilter .....	31
Tabell 6: Gjennomsnittlig reduksjon i % for driftsbetingelsen uten tilsatt koagulant .....	33
Tabell 7: Gjennomsnittlig reduksjon for koagulant på filterkolonne.....	35
Tabell 8: Gjennomsnittlig reduksjon for polymer på filterkolonne .....	40

### Tabeller i Vedlegg A

Tabell A- 1: Designparametere for filterkolonne .....	I
---	---

## FORMLER

---

Formel I .....	8
Formel II .....	14
Formel III .....	14
Formel IV .....	15

## FORKORTELSER

---

**Bio-P** - biologisk fosforfjerning

**COD** - kjemisk oksygen behov

**EBPR** - enhanced biological phosphorous removal

**FNU** - Formazin Nephelometric Units

**MBBR** - moving bed biofilm reactor

**NTU** - Nephelometric Turbidity Units

**P** - fosfor

**PAO** - Polyphosphate accumulating organisms

**PAX** - prepolymerisert aluminiumklorid

**PO<sub>4</sub>-P** - ortofosfat

**RA** - renseanlegg

**Tot- P** - total mengde fosfor

**sCOD** - løselig kjemisk oksygen behov

**SS** - suspendert stoff

## ORDFORKLARING

---

**Aerob** - tilstand med oksygen til stede

**Anaerob** - biologisk prosess hvor det er fravær av fritt løst oksygen og oksiderte forbindelser

**Anionisk**- kjemiske forbindelser som er ikke-ioniske

**Anoksis** - fravær av fritt løst oksygen

**COD** - indikasjon på organisk materiale i avløpsvann

**Flokkulering** - oppbygningen av små fnokker til større fnokker gjennom omrøring

**Fosfor** - inorganisk næringsstoff

**Kationisk**- kjemiske forbindelser med positive ioner

**Koagulant** - kjemisk forbindelse som skaper koagulering og/eller flokkulering

**Koagulering** – reaksjon ved tilsetning av kjemikaler, skaper utfelling av partikler

**Nonionisk** - kjemiske forbindelser som hverken er positive eller negative, uten ladning

**Tilbakespyling**- prosessen av å fjerne akkumulerte partikler fra et filter med å tilføre vann mot strømningsretningen

**Turbiditet** – siktbarhet i vann avhengig av mengden partikler tilstede

**Polymer** - kjemisk forbindelse

**SS** - partikler i avløpsvann

**Substrat** - næring









# 1 INNLEDNING

---

## 1.1 BAKGRUNN

Hias renseanlegg (RA) ligger lokalisert på østsiden av Mjøsa, nord i Stange kommune, rett sør for Hamar. Renseanlegget mottar avløp fra de fire eierkommuner Ringsaker, Løten, Stange og Hamar.

Grunnet dårlig økologisk tilstand i Mjøsa på 70- og 80-tallet stod innsjøen i fare for eutrofiering, og det ble gjort tiltak slik som opprettelse av renseanlegget. I 2019 oppstod det en oppblomstring av blågrønnalger, som tyder på at innsjøens økologiske klassifisering som moderat er på vei til en forverring (Bechmann, Thrane, Kværnø, & Turtumøygard, 2021). Konsekvenser av å slippe ut avløpsvann med en høy andel partikler er økt oksygenforbruk i vannmassene, og opphopning og oksygenforbruk i bunnslam som påvirker naturlig fauna i negativ forstand. Det ble også økt vekst av alger langs strandsonen. Det er konsekvenser både for naturen, både som rekreasjonsområde og som bruk for mennesker i tilknytning til Mjøsa (Ødegaard, et al., Vannkvalitet og vannforurensning, 2014).

Tiltakene som anbefales fra NIBIO inkluderer å redusere tilførselen av fosfor til Mjøsa. Fra Statsforvalter i Hedmark ble det opprettet et krav på 95 % reduksjon av fosfor (Østlie, 2016). For Hias RA tilsvarer dette en grense på 0,40 mg/L utslipp av fosfor på årsbasis. De største kildene til utslipp av fosfor og andre partikler i Mjøsa er jordbruket og utslipp av avløp. Hias plikter å minske utslippene så langt som mulig uten urimelige kostnader (Østlie, 2016).

For å fjerne organisk materiale, fosfor og andre næringsstoffer baserer renseanlegget seg på mekanisk, kjemisk og biologisk rensetrinn, hvorav Hias-prosessen er en del av det biologiske rensetrinnet (Hias IKS, 2021 A; Hias IKS, 2021 B). Et mål for Hias er å gjenvinne fosfor både fra avløpsslam og fra rejekt som  $PO_4$ . Da fosfor som ressurs er begrenset anbefales det at gjenvinningsmetoden er å fjerne med en biologisk prosess, uten metallsalt (Saltnes, Sørensen, & Eikås, Kontinuerlig biofilprosess for biologisk fosforfjerning, 2014). Det er også ønskelig som et

langtidsperspektiv å redusere eller kutte helt ut bruken av kjemikalier i renseprosessene ved anlegget.

## 1.2 FORMÅL

Formålet med oppgaven er å kartlegge effekten av et to-media-sandfilter som et sluttpoleringstrinn, og hvordan det kan øke rensegraden på utslippsvannet til Hias renseanlegg etter bio-P prosessen. Samt om sluttpoleringstrinnet kan redusere bruken av kjemikalier på trinnene før og i filterkolonnen, helt eller delvis. Det ble sett på prestasjonen til sandfilteret under driftsbetingelser som ulik innløpshastighet, doseringspunkter og doseringer av koagulanten EkoFlock 90 og den kationiske polymeren 8147. Oppgaven er skrevet for fagpersoner, hvor det er en fordel å ha noe teoretisk forkunnskap før den leses.

## 2 TEORETISK BAKGRUNN

---

### 2.1 BIOLOGISK RENSETRINN

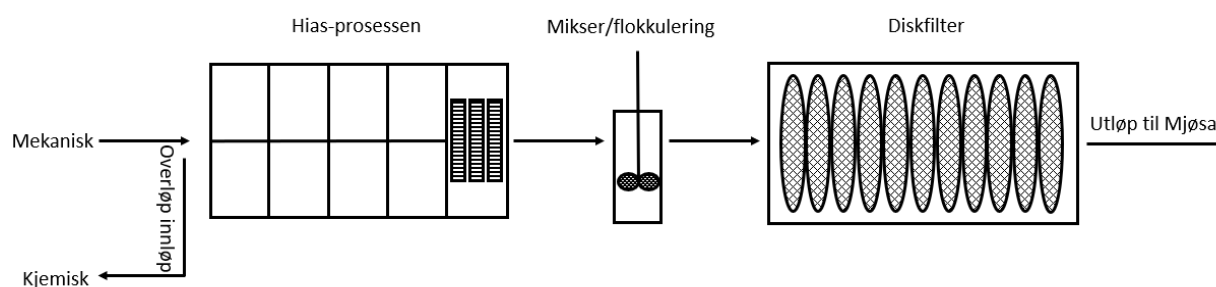
Alt kommunalt avløpsvann inneholder bionedbrytbare stoffer som kan bli behandlet gjennom et biologisk rensetrinn (Tchonanoglous, et al., Fundamentals of Biological Treatment, 2014).

Et biologisk rensetrinn benytter seg av mikroorganismer til fjerning av organisk stoff og næringsstoffer slik som fosfor og nitrogen. De organiske forurensingene blir fjernet fra avløpsvannet ved at naturlig tilstedeværende mikroorganismer benytter det som substrat, og konsumerer de organiske forbindelsene. Ved benyttelse av mikroorganismer i et biologisk rensetrinn er målet å få brutt ned organiske forbindelser til biologiske fnokker og biofilm, eller transformere og/eller bryte ned næringsstoffene (Tchonanoglous, et al., Fundamentals of Biological Treatment, 2014).

Ved å bryte ned organisk materiale blir det dannet nye bakterier og det oppstår et overskudd av mikroorganismer, disse blir tatt ut av rensesprosessen som slam (Ødegaard, Biologisk rensing, 2014). Det biologiske rensetrinnet hos Hias renseanlegg foregår ved biologisk fosforfjerning, bio-P, og avløpsslammet brukes videre ved gjenvinning av fosfor som struvitt. Bioslammet, som blir produsert under bio-P prosessen, blir avskilt fra avløpsvannet ved skive/diskfilter før det blir slippet ut i Mjøsa som ferdig rensset avløpsvann (Hias IKS, 2022).

## 2.2 HIAS-PROSESSEN

Biologisk fosforfjerning blir benyttet i avløpsrensing for å kontrollere og redusere eutrofiering i resipienten. Ved å benytte mikroorganismer og tilpasset biomasse blir det fjernet skadelige sammensetninger, suspenderte partikler (SS) og organiske forbindelser (Hem, 2021). Biologisk fosforfjerning har bedre prestasjon hvis det er COD-komponenter til stede, da polyphosphate accumulating organisms (PAO) organismer bruker det som næring. Ved en lav andel COD i avløpsvann vil effektiviteten til fosforfjerning bli redusert (Tchonanoglous, et al., Fundamentals of Biological Treatment, 2014).



Figur 2-1: Flytskjema over biologisk rensetrinn, fra innløpsvannet fra mekanisk rensetrinn til utløpet i Mjøsa

Enhanced biological phosphorous removal (EBPR) er en biologisk prosess som fjerner mer fosfor i slam enn i aktivt slamanlegg. En EBPR-prosess er avhengig av at biomassen blir utsatt for anaerobiske og aerobiske forhold vekselvis, slik som det blir gjort gjennom Hias-prosessen (Saltnes, Sørensen, & Eikås, 2017). Prosessen optimaliserer opptaket av fosfor hos PAO-organismene i vekselvis soner, og fosforen blir tatt ut av prosessen i overflødig slam. Anlegget baserer seg på å gi PAO-organismene konkurransefordel i forhold til andre naturlige organismer i avløpsvann. EBPR og andre biologiske prosesser for fjerning av fosfor har mindre kostnader knyttet til kjemikalier og en lavere slamproduksjon enn et tradisjonell kjemisk behandlingstrinn. I tillegg til den biologiske fosforfjerningen PAO står for, fjerner organismene metal kationer fra innløpsvannet (Tchonanoglous, et al., Fundamentals of Biological Treatment, 2014).

Hias-prosessen er en biologisk renseprosess som baserer seg på MBBR teknologi, moving bed biofilm reactor, og PAO organismer (Saltnes, Sørensen, & Eikås, Potensialet for biologisk fosforfjerning ved norske renseanlegg, 2016). MBBR teknologi omfatter en mikroorganismekultur fastsittende på faste flater, hvor flere mikroorganismer danner clusterer på de faste flatene. Clusterne, videre kalt biofilm, løsner og danner nye biofilmer i en kontinuerlig, tre stegs prosess; tilknytning, vekst og spredning (Ødegaard, 2014).

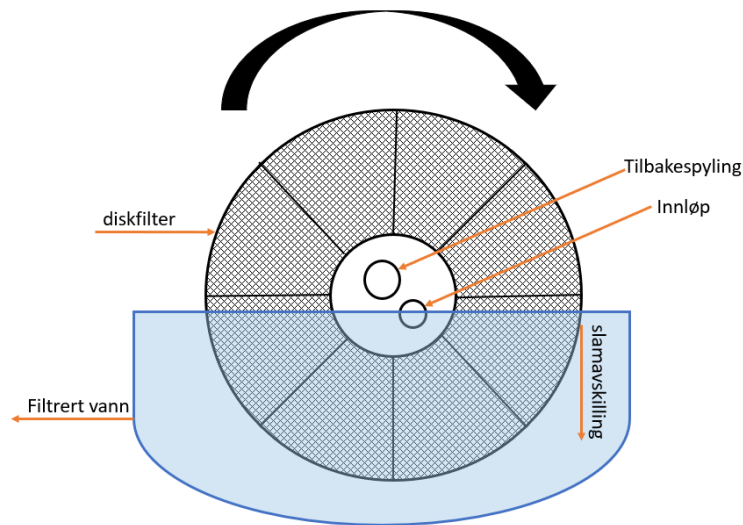
I MBBR festes biofilmen på små elementer av plast som beveger seg i en turbulent strømning, enten i en aerob sone eller ved omrørere i anoksisk sone. Ved en konstant bevegelse blir det god kontakt mellom substratet og biofilmen på bæremidiet. I enden av bioreaktoren blir bæremidiet holdt på plass av en sil, mens den avskilte biomassen fraktes ut av systemet og videre til slambehandling. En fordel med biomasse fra biofilm er at de inneholder en høyere konsentrasjon av ønsket organismer og næringsstoffer, da det ikke benyttes en returstrøm. For å sikre en fri bevegelse for bærerne og plass til slam, bør fyllingen av reaktorene være under 70 %. Det gjør også at det er mulighet til å øke kapasiteten ved renseanlegget ved behov (Ødegaard, 2006).

MBBR systemet kan benytte seg av tre forskjellige tanker eller reaktorer; rektangulær åpen betongtank, sirkulær tank i stål eller rektangulær lukket betongtank (Ødegaard, 2014). På Hias renseanlegg benyttes det rektangulære lukkede betongtanker bestående av vekselvis aerobe og anoksise/anaerobiske soner (Figur 2-1).

Ved å kombinere MBBR og Enhanced biological phosphorous removal (EBPR) i en kontinuerlig prosess blir fjerningen av fosfor større enn ved et tradisjonell biologisk rensetrinn (Hias IKS, 2022).

## 2.3 DISK-FILTER

Diskfilter er en type sil som blir per dags dato brukt som et sluttpoleringstrinn etter Hias-prosessen. Mellom MBBR, Hias-prosessen, og disk filteret blir det tilsatt polymer og koagulant for å få fjernet tilstrekkelig med slam og næringsstoffer. Dette er for å få rensede avløpsvannet tilstrekkelig før utslipp til resipienten Mjøsa (Figur 2-1). Ved å tilsette polymer blir det dannet tilstrekkelig store og sterke fnokker som blir fanget opp av en rekke med filterduker og adskilt fra det rensede avløpsvannet (Ødegaard, Kjemisk rensing, 2014; Hias IKS, 2021 B).



Figur 2-2: Oversikt over en diskfiltersyklus. Illustrasjonen viser en enkelt disk.

I en EBPR-prosess er det vanlig å benytte et metallsalt som koagulant, det inkluderer også Hias RA. Kombinasjonen av kjemisk og biologisk aktivitet ved tilsetning av metallsalt kan øke fosforfjerningen, og blir benyttet på verdensbasis (Zheng, et al., 2014). Ved rensenanlegget benyttes metallsaltet EkoFlock 90. Ved å binde fosfor kjemisk ved å tilsette metallsaltet ved diskfilteret blir muligheten for fosforgjenvinning og produksjonen av struvitt minsket (Saltnes, Sørensen, & Eikås, 2017). Det er derfor ønskelig å fjerne fosfor i en biologisk prosess, uten metallsalt. Andre laboratorieforsøk tyder på at en konsentrasjon av ammonium i innløpsvannet

vil påvirke opptaket og utslippet av fosfor, samt redusere aktiviteten til PAO hvis systemet opererer under lav pH og en høy dose ammonium samtidig (Zheng, et al., 2014).

## 2.4 PARAMETERE I AVLØPSVANN

### 2.4.1 Kjemisk oksygenbehov - COD

«Chemical oxygen demand», COD, er en analyse som baserer seg på oksidasjon av innholdet i avløpsvannet hvor forbruket av oksidasjonsmiddel er tilsvarer konsentrasjonen av oksygen. Mengden COD forteller om det totale organiske materialet som finnes i avløpsvannet på gitt tidspunkt i renseprosessen (Myszograj, Pluciennik-Koropczuk, Jakubaszek, & Swietek, 2017). COD blir analysert både som partikulært og løst. Ved å filtrere en avløpsprøve og analysere den løste COD forteller om hvor mye organisk materiale som er lett tilgjengelig, og er gjerne en større andel i den totale analysen i slutten av renseprosessen. Det er å foretrekke en lav verdi med totalt COD i et tertiært rensetrinn for å minimere utslippet til en resipient.

### 2.4.2 Fosfor

I avløpsvann finnes fosfor både løst og i bundet partikulær form. Løst fosfor kan deles inn i tre hovedgrupper; organisk bundet, polyfosfater og ortofosfat. Ortofosfat er den største bestanddelen av avløpsvann, og utgjør 80-90 % av den løste fosfatet. Næringsstoffet fosfor er inorganisk, men binder seg gjerne til organiske stoffer og egner seg derfor til å fjernes med kolloide partikler ved for eksempel koagulering (Ødegaard, et al., Vannkvalitet og vannforurensning, 2014). I utløpsvannet utgjør orthofosfat 60-95 % av den totale fosforen.

### 2.4.3 Suspanderte stoff og turbiditet

I avløpsvann er det mye partikler som er sammensatt av både organisk og uorganisk stoff. Ved kolloide partikler blir vannet grumsete og kan måles i Formazine Nephelometric Units, altså turbiditet. Ved å sende lysstråler gjennom en prøve bestemmes klarheten til vannet. Suspendert partikler (SS) er også en beskrivende analyse over konsentrasjonen av suspenderte partikler. Suspenderte partikler er større enn kolloide partikler, og er større enn 1  $\mu\text{m}$ . Både turbiditet og



SS er måter å måle utslippskvaliteten på rensset avløp (Ødegaard, et al., Vannkvalitet og vannforurensning, 2014).

For anlegg som benytter seg av primærrensing er kravet å ikke overstige et utslipp med mer enn 60 mg/L med SS, da Hias RA benytter seg av et sandfilter som tertiært rensetrinn er det rimelig å anta at kravet til fjerning av SS er større ved benyttelse av et sluttpoleringstrinn (Lovdata, 2007) Det eksisterer ikke et krav for reduksjon eller minste utslipp av turbiditet og SS fra Hias RA.

## 2.5 NEDSTRØMS TO-MEDIAFILTER

Filtrering definerer som en prosess for fjerning av solide partikler fra en væske ved transport gjennom et porøst medie (Crittenden, Rhodes Trussell, Hand, Tchobanoglous, & Borchardt, Granular Filtration, 2012). Som siste steg i en partikkelfjerningsprosess benyttes gjerne et granulært medium. Et to-media-sandfilter består av to forskjellige granulære medium og en filterbunn med dreneringssystem regnes som et dybdefilter. Ved flermedia filtrering bør strømningsretningen være nedoverrettet i filterkolonnen (Ødegaard, Fjerning av partikler, 2014). Et dybdefilter egner seg til å fjerne SS, kolloide partikler, fosfor og kan fjerne protozoner. Ved å benytte seg av to fysiske medier egner filteret seg godt til å fjerne kjemisk bundet fosfor (Tchobanoglous, et al., Introduction to Depth Filtration, 2014).

Et nedstrøms to-media granulært filter er en diskontinuerlig prosess bestående av; filtrering og tilbakespyling. Videre kan filtreringsfasen deles inn i tre faser; filtermodning, stabil driftsfase og gjennombrudd.

$$v_f \left( \frac{m}{h} \right) = \frac{Q \left( \frac{m^3}{h} \right)}{A_f (m^2)} \quad \text{Formel I}$$

Formel 1 er hentet fra (Ødegaard, Fjerning av partikler, 2014), og beskriver den viktigste dimensjoneringsparameteren for dybdefiltre. Formelen baserer seg på:

$v$  = filterhastighet

$Q$  = dimensjonerende vannmengde

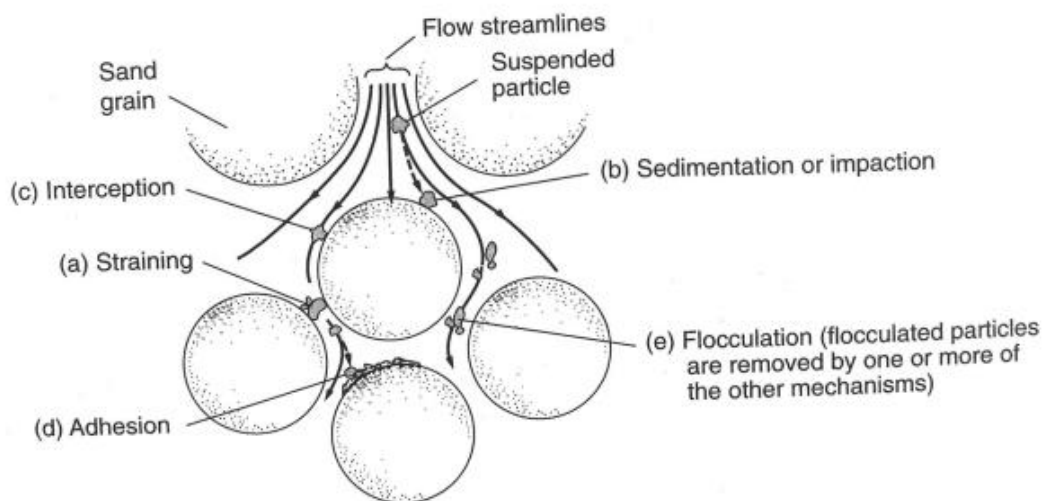
$A$  = filteroverflaten

Tabell 1: Mekanismer for fjerning av partikler i en granulær dybde filter (Tchonanoglous, et al., Introduction to Depth Filtration, 2014)

Mekanismer/fenomener		Beskrivelse	
1	Siling	Mekanisk	Partikler større enn poreåpningen i filtermediet blir silt ut mekanisk
		Tilfeldig kontakt	Partikler mindre enn poreåpningen i filtermediet blir sittende fast ved tilfeldig kontakt
2	Sedimentasjon		Partikler som ikke følger strømlinjen, setter seg på filtermediet
3	Intersepsjon		Partikler som følger strømlinjen, blir fjernet når de kommer i kontakt med filtermediet
4	Adhesjon		Partikler fester seg til filtermediet for å bli fraktet lengre ned ved skjær-krefter.
5	Flokkulasjon		Flokkulasjon mellom filterpartiklene for å så bli fjernet av en av mekanismene over
6	Kjemisk adsorpsjon	Bondin g	Partikler som har vært i kontakt med filtermediet eller andre partikler blir fanget av disse mekanismene og/eller blir holdt i filtermediet av de kreftene
		Kjemisk interaksjon	
7	Fysisk adsorpsjon	Elektrostatisk	Partikler som har vært i kontakt med filtermediet eller andre partikler blir fanget av disse mekanismene og/eller blir holdt i filtermediet av de kreftene
		Elektrokinetisk	
		van der Waals	
8	Biologisk vekst		Reduserer pore volumet og kan øke fjerningen av partiklene ved mekanismene 1-5

I filtersengen blir partikler fjernet mekanisk ved at partiklene er større enn poreplassen mellom filterpartiklene. Primært blir partikler fjernet ved kjemisk eller fysisk adsorpsjon. Partikler kan

også bli fjernet ved å oppta porene mellom filterpartiklene (Tabell 1). Ved bruk av filterkolonnen vil det oppstå biologisk vekst som bidrar til å fjerne partikler (Tchonoglous, et al., Introduction to Depth Filtration, 2014).



Figur 2-3: Fjerning av partikler i et granulært media ved: a) siling, b) sedimentasjon eller treghetspåvirkning, c) intersepsjon, d) adhesjon, e) flokkulasjon (Tchonoglous, et al., Introduction to Depth Filtration, 2014).

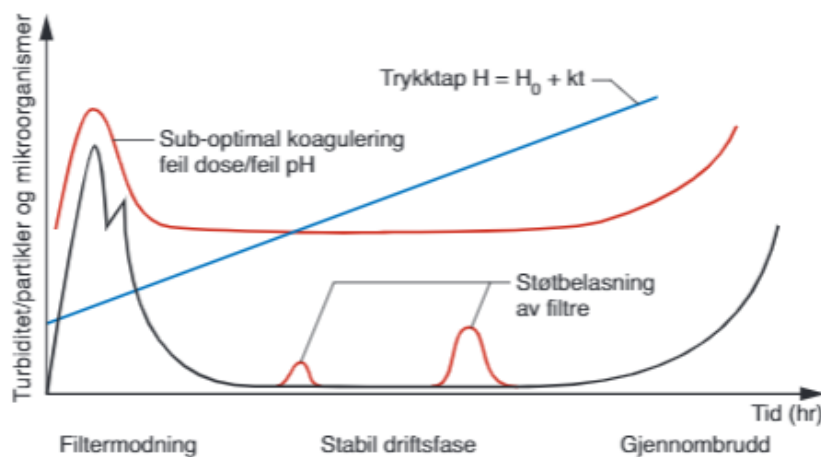
Figur 2-3 viser illustrativt hvordan et granulært media fjerner partikler ved en strømningsretning nedover. Figuren ekskluderer biologisk vekst og adsorpsjon.

### 2.5.1 Filtersyklus

Filtermodning oppstår ved starten av en ny syklus, gjerne etter filterspyling. Filteret bruker tid på å stabilisere og det vil være en høyere mengde med partikler en periode, som vil gi utslag med en eller to turbiditetstopper (Ødegaard, Fjerning av partikler, 2014). Det første utslaget skyldes gjerne rester fra tilbakespylingen, og den andre korresponderer ofte med en samling av partikler i innløpet. Turbiditetstoppene kan reduseres med en tilbakespylingsrutine eller et filtreringshjelpemiddel, slik som polymer, i tilbakespylingsvannet (Crittenden, Rhodes Trussell, Hand, Tchobanoglous, & Borchardt, Granular Filtration, 2012). En høyere mengde partikkelinnhold kan skyldes rester av partikler fra tilbakespylingen. Modningstiden er over når

turbiditeten blir stabil, det kan oppstå enkelttopper underveis i forsøkssyklusen. Ved bruk som et tertiært rensetrinn i et avløpsrenseanlegg går ikke modningsvannet i retur, men rett ut i resipienten. Varigheten på modningstiden avhenger av tilbakespylingssyklus og belastning under tidligere filtersykluser.

Når turbiditeten, vannmengden og kvaliteten har stabilisert seg, er filteret i den stabile driftsfasen. Denne fasen av filtersyklusen er lengst, og varer i flere timer. Det kan derimot oppstå støtbelastning hvor det registreres en høyere turbiditet hvor også utløpskvaliteten blir redusert. Dette kan skyldes økt vannmengde inn på anlegget eller slipp av partikler på diskfilteret.



Figur 2-4: Illustrasjon over en typisk filtersyklus med filtermodning, stabil driftsfase, gjennombrudd og støtbelastning (Eikebrokk, 2014)

Gjennombrudd av filtersengen oppstår som en gradvis lineær hendelse som en følge av partikkelavsetning, utfellinger og tetting av filterporer (Tchonoglous, et al., Chemical conditioning, 2014). Ved en eksponentiell utvikling i trykktap kan det tyde på at fnokkene ikke trenger ned i filtersengen. Fnokkene blir liggende som en fortetting på toppen av filteret, og får ikke utnyttet dybden til filtersengen. Når trykktapet flater ut tyder det på et gjennombrudd i filtersengen, og vil da har en økende turbiditet som tyder på flere partikler som slipper gjennom til utløpet. Gjennombrudd av filtersengen blir bestemt av ett av to forhold, trykktaps og

kvalitetsbegrensing. Trykktapsbegrensing oppstår ved at det ikke lenger kan opprettholdes ønsket vannstrøm gjennom filtersengen, den dimensjonerende trykkehøyden er oppbrukt ved at filterporene har blitt fylt med partikler. Avhengig av hvordan filteret styres kan et tydelig tegn på maksimalt oppnådd trykktap være at det kommer mer vann inn i filteret enn det går ut, og vannhøyden i filteret vil synlig øke. Under en slik drift er målet å holde et konstant vannivå ved hjelp av en regulerende utløpsventil.

I en kvalitetsbegrensing når filteret et metningspunkt, og turbiditeten som har vært lav siden modningstiden vil igjen øke. En turbiditetsbegrensing oppstår når skjærkreftene til gjennomstrømmende vann er større enn kraften mellom filtermaterialet og oppsamlet materiale. Utløpskvaliteten vil forverres ved at allerede avsatt materiale løsner fra mediet og blir erstattet av innkommende avløpsvann (Tchonanoglous, et al., Introduction to Depth Filtration, 2014). Gjennombrudd i en filterseng kan skyldes reduksjon i partikkelavsetning eller en økning i løsrivelse fra filtermediet. En løsrivelse kan skje ved en stabil tilstand i filteret, eller som et resultat av fravær av forstyrrelser. Forstyrrelser kan bære endring i vannkvalitet og pH. (Crittenden, Rhodes Trussell, Hand, Tchobanoglous, & Borchardt, Granular Filtration, 2012). Begrensende driftsfaktorer for et dybdefilter er filterdesign, belastning, koagulantdose, polymerdose og innløpshastighet. (Eikebrokk, 2014; Ødegaard, Fjerning av partikler, 2014).

## 2.5.2 Tilbakespyling

Tilbakespyling av et granulært filter skjer etter endt filtersyklus for å frigjøre slam og andre partikler som har akkumulert seg i filtermediet og er viktig for å beholde ønsket driftstid over lengre tid. Ved å fluidisere (ekspander) filtermediet med å tilføre luft og/eller vann, oppstår det gnisninger mellom filterpartiklene som gjør at de slipes. Ved tilbakespyling med kombinasjonen av vann og luft vil sekvensen kunne reduseres og minske bruken av spylevann (Tchonanoglous, et al., Introduction to Depth Filtration, 2014). Gjennomføringen av en tilbakespylingsyklus skjer ved å tilføre spylevann mot den naturlige strømningsretningen.

Ved utilstrekkelig tilbakespyling vil filtersengen akkumulere partikler, fett og bakterier over tid som bidrar til å skape gjørmeballer. Det vil være nødvendig å ha en høyere

tilbakespylingshastighet om sommeren enn om vinteren, da viskositeten til vannet varierer med temperatur (Crittenden, Rhodes Trussell, Hand, Tchobanoglous, & Borchardt, Granular Filtration, 2012).

### 2.5.3 Biologisk fosforfjerning ved filter

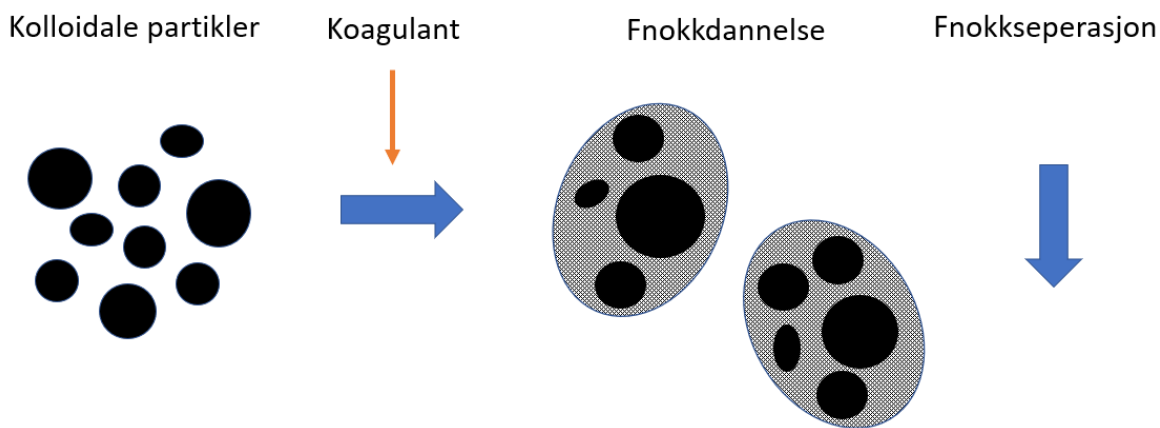
Ved tilsetning av en kjemikalie vil det meste av partikler bli bundet, det av ortho-P som ikke blir bundet av en koagulant eller en flokkulant vil forbli løst og passere filteret. Andre fosforpartikler som ikke blir fanget opp av filteret kan skyldes en liten fnokkstørrelse før filteret eller erodering av eksisterende fnokker i filtersengen (Scherrenberg, van Nieuwenhuijzen, Menkveld, den Elzen, & van der Graaf, 2008). Ved å ha et filter bestående av et materiale hvor mikroorganismer har tilgang på substrat, oksygen og levelig temperatur oppstår det en partikkelfjerningsprosess ved at bakteriene over tid danner en biofilm på filtermediet. Det vil oppstå en nedbrytning av organiske forbindelser, mikroforurensninger og en oksidasjon av nitrogenforbindelser. (Liénard, Guellaf, & Boutin, 2001; Crittenden, Rhodes Trussell, Hand, Tchobanoglous, & Borchardt, Granular Filtration, 2012).

Det har blitt vurdert om tilbakespyling med luft som skrubber biofilmen vil påvirke løsrivelsen fra filtermediet, men flere studier viser til at kreftene mellom mediet og biofilmen er sterkere enn skjærkreftene som oppstår ved tilbakespyling. Ved biologisk aktivitet i filteret vil derimot trykktapet i filteret være større, og påvirke lengden på filtersyklusen til det blir kortere (Crittenden, Rhodes Trussell, Hand, Tchobanoglous, & Borchardt, Granular Filtration, 2012).

## 2.6 KOAGULERING OG PARTIKKELSEPERASJON

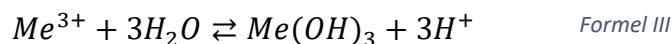
Turbiditet i vann blir skapt av små negative partikler, kolloider, med diameter på 0,02-2 µm. De kolloide, organiske stoffene i avløpsvann har som regel en negativ ladning ved normal pH, og har et behov for en positivt ladet koagulant for å få dannet fnokker, større partikler med diameter 100-1000 µm. Tilsetning av koagulant til avløpsvannet destabiliserer eksisterende partikler og danner større partikler som lettere kan bli felt ut. Dannelsen av fnokker er en tidkrevende prosess og kan ta 10-40 minutter (Ødegaard, Fjerning av partikler, 2014). Prosessen beskrevet her er tilsettelse av en kjemikalie for å fremtvinge koagulasjon. Det fører til destabilisering av kolloide partikler og partikkelveksten som er forårsaket av aggregasjon mellom partikler (Tchobanoglous,

et al., Fundamentals of chemical coagulation, 2014). For å få fjernet suspenderte, kolloidale og løste partiklene etter flokkulering, blir renseprosessen fulgt opp av sedimentasjon eller filtrering (Crittenden, Rhodes Trussell, Hand, Tchobanoglous, & Borchardt, Coagulation and Flocculation, 2012).



Figur 2-5: Fra kolloidale partikler til fnokkdannelse hentet inspirasjon fra (Ødegaard, Fjerning av partikler, 2014)

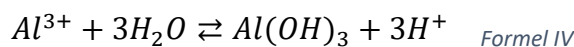
Kjemisk felling er når det tilsettes en fellingskjemikalie til avløpsvannet, som setter i gang koagulasjon og utfelling av fosfor. Fellingskjemikalie blir gjerne brukt i Norge om et kjemikalium som får en reaksjon til å skje, og omfatter både felling og koagulering. Vanligst brukt i Norge som fellingskjemikalie er salter bestående av aluminium eller jern, hvor reaksjonene er svært like og kan skrives forenklet med fellesbetegnelsen,  $Me^{3+}$ . *Formel II* og *Formel III* viser en forenklet forklaring av koagulering. Metallioner reagerer med avløpsvann for å bli destabilisert og felt ut sammen med eksisterende partikler.



Prosesen som skjer når det tilsettes fellingskjemikalie i avløpsvann kan bli beskrevet som en todelt reaksjon, utfelling av løste forbindelser og koagulering, og blir påvirket av hverandre. De kolloide partiklene som finnes i avløpsvann, har som regel en negativ ladning med positive ioner rundt seg. Denne sammensetningen gjør at kolloidene opptre stabilt, og koagulerer ikke med hverandre før det blir framtvinget en koaguleringsprosess ved å tilsette kjemikalier (Ødegaard, Kjemisk rensing, 2014). Den opprinnelige avløps pH-en har en større innvirkning på koaguleringsmekanismene, spesielt ved aluminiumsbaserte koagulanter. I dannelsen av hydrokside mellomprodukter vil pH synke (Zhang, Mao, Zhao, He, & Ma, 2015).

### 2.6.1 Koaguleringsmekanismer

Ved tilsetning av koagulant til vannet blir kolloidene destabilisert, og det fører til vann med en høyere turbiditet. Det tyder på en utfelling av partikler.

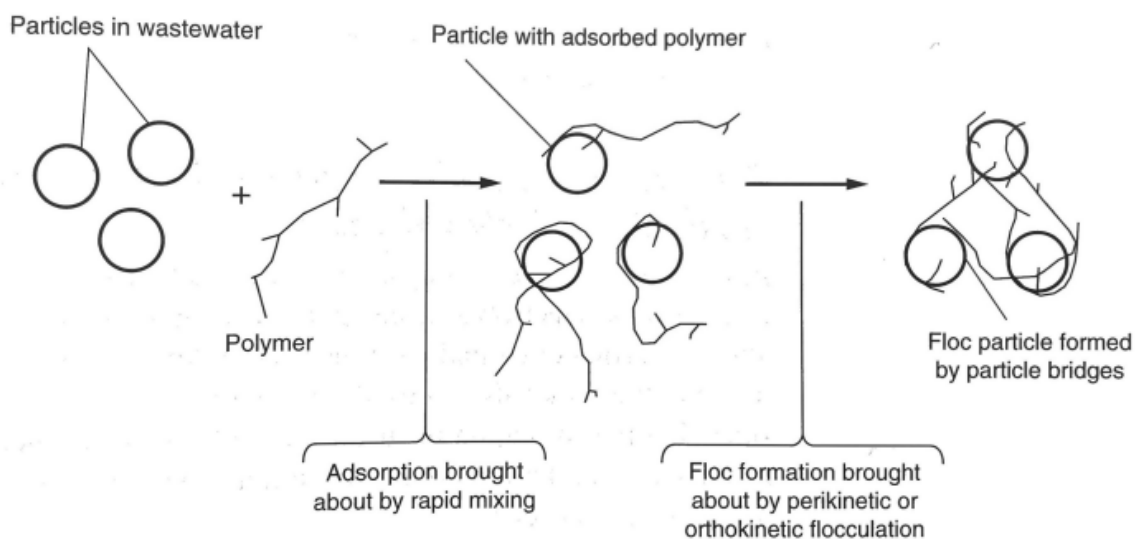


*hentet fra (Ødegaard, Fjerning av partikler, 2014)*

Kolloide partikler er bundet til metallhydroksider, for eksempel  $Al(OH)_3$ , som felles ut når koagulanter reagerer med avløpsvannet og turbiditet blir redusert. Det blir dannet en rekke hydrolytiske mellomprodukter av metallioner. Mellomproduktene har en positiv ladning og reagerer med kolloider i vannet som har en beskyttende sky rundt seg. Dette laget er stabilt da kolloiden har negativ ladning med positive ioner rundt seg. Når mellomproduktene reagerer med kolloiden, oppstår det koagulering. Skyen rundt kolloiden, dobbeltlaget, har ulik tykkelse avhengig av ionestyrken i vannet. Er ionestyrken lav, er dobbeltlaget tykt. Ved tilsettelsen av positive metallioner blir dobbeltlaget komprimert og van Der Waals kreftene øker tilstrekkelig nok til at kolloidene koagulerer. Denne prosessen kalles dobbeltlagskompresjon (Ødegaard, Fjerning av partikler, 2014).



Omsvøpning er en annen koaguleringsmetode hvor dosen av metallioner er relativ høy i forhold til kolloider og mellomreaksjonene vil oppstå raskt slikt at kolloiden blir innfanget av hydroksider. Ved en lav dose metallion i forhold til kolloider vil mellomproduktene få lengre tid til å dannes. Kolloidene blir destabilisert ved at mellomproduktene adsorberes til kolloidene, og produktet blir ladningsnøytralt. Ved mekanismen adsorpsjon/ladningsnøytralisering brukes det gjerne prepolymeriserte koagulanter slik som PAX.



Figur 2-6: Illustrasjon over brobygging med polymer (Tchonoglous, et al., *Fundamentals of chemical coagulation*, 2014)

Ved bruk av polymer skjer utfellingen av partikler hovedsakelig gjennom mekanismene ladningsnøytralitet og brobygging. Ved mekanismen ladningsnøytralitet blir en kationisk polymer tilsatt for å påvirke de negativt ladde kolloidene, som adsorberer polymeren. Ved brobygging flettes kolloidene langs lengden på en anionisk polymer slik som illustrert i [Figur 2-6](#). Når partikkelsammensetningen har blitt tilstrekkelig stor vil det lett kunne fjernes via sedimentasjon eller i filter. Tradisjonelt sett benyttes det ulike salter av aluminium eller jern som koagulant, annet ord for det er metallkoagulant.

## 2.6.2 Kontaktfiltrering

Den mest brukte metoden hos avanserte renseanlegg, slik som Hias RA, er koagulering/filtrering, hvor prepolymerisert aluminiumklorid (PAX) er den dominante koagulanten (Ødegaard, Fjerning av partikler, 2014). Dette trinnet består av å tilsette en kjemikalie til avløpsvannet, som bidrar med koagulering, for å følge opp med et filter. Det kalles direkte filtrering, og er på Hias et to-media dybdefilter pilotanlegg.

Kontaktfiltrering består av to faser, koagulant tilsetning og filtrering. I motsetning til både konvensjonell og direkte filtrering som også har et flokkuleringstrinn. Ved å tilsette en koagulant før filterkolonnen kan rensegraden økes, ved at flere partikler blir fanget opp i filtreringen (Tchonanoglous, et al., Introduction to Depth Filtration, 2014). Partiklene i avløpsvann har en negativ ladning som kan gjøre at partiklene og filtermediet kan frastøte hverandre, og ønsket rensegrad ikke oppstår. Ved å tilsette en koagulant, eller annet kjemikalie som kan fremtvinge en koaguleringsmekanisme, forhindres frastøtingen og partiklene blir akkumulert i filteret (Crittenden, Rhodes Trussell, Hand, Tchobanoglous, & Borchardt, Granular Filtration, 2012).

For gunstige koaguleringsbetingelser er det vanlig å gjøre jar-tester på laboratoriet (Jar testing), hvor råvannet blir testet under ulike koagulantdoser, pH og tilsettingsrutiner. For kontaktfiltreringer er de sentrale faktorene: filtreringshastighet, trykktapsutvikling, turbiditet, filtersykluslengde, tilbakespyling og lagringskapasitet, en jar test vil ikke kunne gi informasjon om dette (Eikebrokk, 2014).

## 2.6.3 Polymer

Organisk polyelektrolytter, eller polymer, er lange kjeder av individuelle monomer, bundet sammen med funksjonelle grupper som bestemmer ladningen til polymeren. Grunnet den generelle negative ladningen på partikler i avløpsvann blir det gjerne benytte kationiske polymer. Ved tilsettelse til avløpsvannet blir kolloide partikler og SS flokkulert for så å bli fjernet fra avløpsvannet i passasjen gjennom filtermediet (Tchonanoglous, et al., Chemical conditioning, 2014). Organisk polymer er langkjedet, og brukes i avløpsvann for å fremkalle prosessen brobygging (2.6.1).

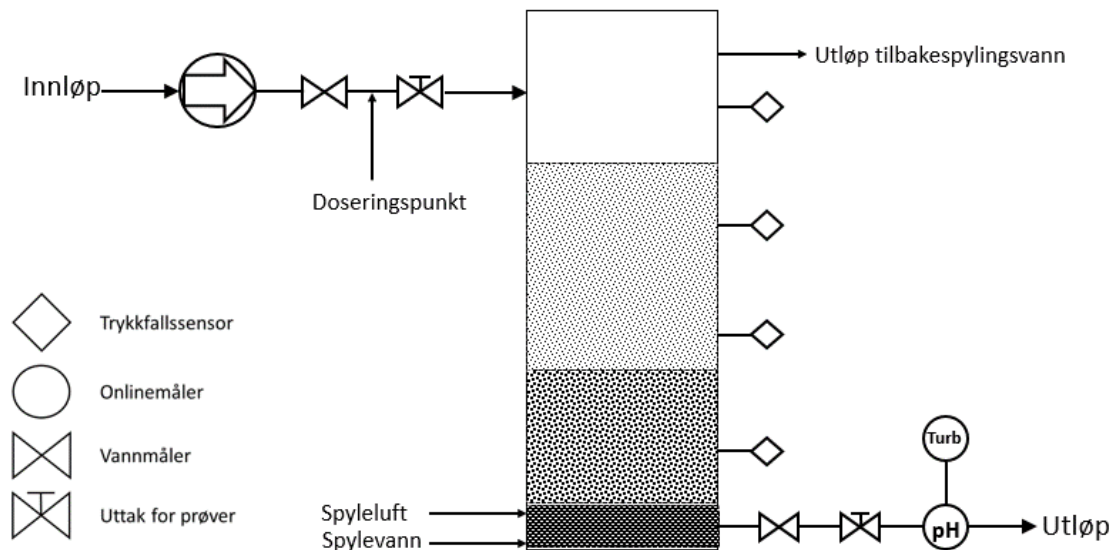
Kationiske polymerer blir gjerne brukt som en koagulant eller i en forbindelse med en uorganisk koagulant. Derimot egner anioniske polymer seg til å bidra i flokkulasjonsprosessen, i motsetning er en nonionisk polymer passende til bruk i filter (Crittenden, Rhodes Trussell, Hand, Tchobanoglous, & Borchardt, Coagulation and Flocculation, 2012).

I behandlingen av avløpsvann benyttes organiske polymer enten som en koagulant eller som filterhjelp for å sørge for mer skjær-bestandige fnokker. Kationiske organiske polymer er vannløselige og produserer slam som er tykkere og mer klebrig enn uorganiske polymer. Kationiske polymer benyttes sjeldent alene i en prosess, utenom i direkte filtrering. Ved å kombinere bruken av koagulant og organisk polymer kan doseringen av koagulant reduseres med 40-80 % (Crittenden, Rhodes Trussell, Hand, Tchobanoglous, & Borchardt, Coagulation and Flocculation, 2012).

Ved en ukorrekt dosering av polymer kan det danne seg gjørmekuler i filteret, som gjerne trenger en spesialisert tilbakespylingsprosess.

### 3 PILOTANLEGG

#### 3.1 BESKRIVELSE AV FORSØKSRIGG



Figur 3-1: Detaljert illustrasjon av pilotanlegget

Forsøksriggen består av et nedstrøms to-media granulært filter, og har som hensikt å sluttpolere avløp ved filtrering eller direkte filtrering. Anlegget er automatisk med nettbaserte sensorer, med mulighet for manuell styring og uttak fra filterkolonnen. Utformingen av forsøksriggen er vist i [Figur 3-1](#).

Innløpet er lokalisert på toppen av filterkolonnen, hvor innløpsvannet blir hentet fra diskfilter 1. Diskfilterparken består av 3 driftende diskfilter (filter 1, 2, og 6), hvorav innløpsvannet er biologisk rensert. Utløpsvannet ved diskfilterparken blir sluppet ut direkte i Mjøsa, eller sendt videre til to-media filterkolonnen. Ved opptaket av innløpsvannet er det en nettbasert registrering av turbiditet. I forbindelse med innløpet til filterkolonnen er det montert vannmåler og uttak for vannprøver. Strømningsretningen er nedoverrettet, og utløpet er i bunnen av filterkolonnen ved

bæremediet. Ved utløpet er det tilsvarende online parametere og uttak til vannprøver som ved innløpet. Det rensede avløpsvannet renner ut i Mjøsa.

Filtreringsmediet er Filtralite Pure Mono-Multi, en kombinasjon av ekspandert leire med ulik densitet (Filtralite, 2022; Filtralite, 2022). Den ulike densiteten skaper en naturlig lagfordeling der filtermediet med høyest densitet blir liggende nederst i filteret og den med en mindre densitet blir liggende over. Laget med høyest densitet har minst kornstørrelse. En todeling i filtermedielag bidrar til å øke driftstiden ved at SS blir fraktet lengre ned i filtersengen, og dermed øker kapasiteten (Tchonanoglous, et al., Introduction to Depth Filtration, 2014). Forsøksyklusen defineres som diskontinuerlig da den består av to sykluser; filtrering og tilbakespyling (Ødegaard, Fjerning av partikler, 2014). Piloten har to begrensende faktorer for driftstiden; falltap og vannkvalitet og det er hendelsen som inntreffer først som avgjør når filteret må tilbakespyles.

En mer detaljert beskrivelse av pilotanlegget finnes i [Vedlegg A: Nærmere beskrivelse av forsøksrigg](#).

### 3.2 SPYLESYKLUS

Etter endt filtersyklus ble det gjennomført en spylesyklus med forskjellige sekvenser for å sørge tilstrekkelig fjerning av slam og andre partikler. Ved å gjennomføre en spylesyklus blir lengden på driftstiden på filterkolonnen opprettholdt.

Tabell 2: Oversikt over sekvensene i spylesyklusen

Spylesyklus		
Sekvens	Tid	Hastighet vann
	Min.	m/h
Luft og vann	4	28.6 - 35
Pause	1	-
Vann	6	44,6

### 3.3 VANNPRØVER

Det ble hentet inn tre innløps og utløpsprøver gjennom filtersyklusen for å kontrollere onlinemålingene med laboratoriemålinger samt registrere parameteren som ikke ble påvist online. Parameterne som ble analysert på Hias sitt laboratorie er ortho-P, TP, SS, løst og bundet COD. Det ble i tillegg gjennomført stikkprøver på rest aluminium, parameteren ble ikke loggført.

Alle analyser ble gjennomført på laboratoriet på Hias renseanlegg, for nærmere oversikt over loggført parametere se [4.2](#).

### 3.4 KJEMIKALIER I PILOTANLEGGET

I pilotanlegget ble det benyttet EkoFlock 90 som koagulant, og Zetag 8147 som polymer. Polymeren som ble benyttet gjennom driftsforskene er en organisk kationisk monomer. Polymeren fungerer godt innenfor pH-området 4-9. EkoFlock 90 er en metallbasert polyaluminiumskloridløsning. For mer informasjon om kjemikaliene som ble benyttet refereres det til produktbladet (feralco; BASF, [2015](#)).



## 4 PILOTFORSØK

---

### 4.1 FORMÅL

Formålet til forsøkene er å finne ut hvordan et sluttpoleringstrinn kan øke renseseffekten til Hias rensesanlegg, og om det kan oppnå ønsket rensesgrad. Ved å benytte seg av et nedstrøms to-media sandfilter ble det gjennomført forsøk ved ulike vannhastigheter, og under ulike driftsbetingelser.

For å optimalisere driften av sandfilteret ble det sett på tilbakespyling etter endt filtersyklus, samt målt trykktap og ekspansjon av filter.

### 4.2 PARAMETERE

I filterkolonnen skal det registreres ulike parametere inn og ut, for å få målt rensesgrad og biologisk aktivitet i filtermediet. Parameterne er gjeldene for hele forsøket, og enkelte er beskrevet nærmere under [2.4 Parametere i avløpsvann](#).

Parametere:

- Totalt fosfor og ortofosfat
- SS (suspended solids)
- COD (filtrert og ufiltrert)
- pH
- Driftstid
- Vannføring
- Turbiditet

De nevnte parameterne ble registrert online via utstyr nevnt i [Vedlegg C: Nærmere beskrivelser av gjennomføring av prøver](#).



## 4.3 METODE

Tabell 3: Oversikt over tester gjennomført

Test	Hensikt
<b>Tilbakespyling</b>	Karakterisere filterekspansjon og bestemme tilbakespylingssekvens
<b>Koagulant før diskfilter</b>	Drift med både koagulant og polymer før diskfilterpark
<b>Uten koagulant før diskfilter</b>	Utkobling av EkoFlock 90 under
<b>Koagulant på filterkolonne</b>	Tilsetting av EkoFlock 90 ved doseringspunkt for filterkolonne
<b>Polymer på filterkolonne</b>	Tilsetting av Zetag 8147 ved doseringspunkt for filterkolonne
<b>Jar-test</b>	Kartlegging omtrentlig dosering av kjemikalier

### 4.3.1 Tilbakespyling

De første forsøkene på filterkolonnen ble gjort for å finne filterkarakteristikken. Her ble det kjørt filtersykluser til filtermediet nådde driftsbetingelsene trykktap eller vannkvalitetsreduksjon, for å deretter bli tilbakespylt ved ulike hastigheter. Ved å måle ekspansjonen av filtersengen ved ulike tilbakespylingshastigheter, ble det bestemt en tilbakespylingssyklus. Lengden på syklusen ble bestemt ved å ta en prøve per minutt i 20 minutter for å så sammenligne SS og turbiditet. De ulike tilbakespylingssyklusene som ble prøvd ut er;

- Tilbakespyling med vann.
- Tilbakespyling 4 minutter luft, 1 minutt pause og deretter 20 minutter tilbakespyling med vann. Vannprøvene ble tatt de siste 20 minutter.
- Tilbakespyling 4 minutter luft og vann, 1 minutt pause og deretter 20 minutter tilbakespyling med vann. Vannprøvene ble tatt de siste 20 minutter.

### 4.3.2 Koagulant før diskfilter

I første periode med filtersyklusforsøk ble doseringspunktet for koagulant satt før diskfilteret. Ansvarlig driftspersonell styrte doseringer og driftet diskfilterparken under avløpsbetingelsene i anlegget. Både koagulanten EkoFlock 90 og polymer ble tilsatt i en vannrenne før diskfilteret. Av praktiske årsaker ble filtersyklusen satt til rundt 24 timer, med ulik vannhastighet inn.

Innløpshastigheten ble satt til 8, 10 og 12 m/h, hvor hastighetene ble kjørt to ganger hver under normal drift for å skaffe tilstrekkelig med data.

Parameterne ble målt tre ganger i løpet av driftstiden, omtrent 1 time etter oppstart av filteret. Dette er for å sørge for at modningstiden er over, og filteret er i en stabil driftsfase. Deretter ble inn- og utløp målt om morgenen og rundt avslutning av filtersyklus.

#### 4.3.3 Uten tilsetning av koagulant før diskfilter

Under del to av driftsforsøkene ble tilsetning av metallet, EkoFlock 90, koblet ut fra systemet. Polymer ble fortsatt tilsatt før diskfilterparken. Innløps- og utløpsparameterne er de samme også under denne driften. Filtersyklusen er av praktiske årsaker satt til omtrentlig 24 timer, og vannhastigheten ble satt til 8, 10 og 12 m/h. Det ble gjennomført analyser på Hias sitt laboratorium tre ganger i løpet av en filtersyklus.

#### 4.3.4 Tilsetning av koagulant på filterkolonne

Før denne delen av driftsforsøkene ble det lagd et tilkoblingspunkt for fellingskjemikalie på filterkolonnen, og det ble ikke tilsatt kjemikalier på diskfilteret.

I forkant av del tre ble det gjennomført jar-tester på laboratorium for å kartlegge området doseringen av koagulant burde befinne seg. Før oppstart med filtersyklus på 24 timer, ble det testet videre i filterkolonnen hvilken dosering av EkoFlock 90 ga utslag på utløpsvannet. For å få doseringspumpen til å gi riktig mengde ble det testet to ulike fortyninger av koagulant, en femtedelsfortynning og en halvtynning. Halvtynningen ble videre testet ved ulike doseringsinnstillinger hvor turbiditeten og rest aluminiumen ble målt. Omtrentlig dosering ble satt, og fulgt opp underveis i filtersyklusforsøkene.

Ved satt doseringsmengde ble filtersyklusen på 24 timer satt i gang, og forsøkene ble kjørt på tre ulike hastigheter 8, 10 og 12 m/h. Grunnet sammenlignbare resultatet ved å gjenta forsøk på samme hastighet, og mangel på tid, ble de ulike hastighetene kjørt kun en gang hver.

#### 4.3.5 Tilsetting av organisk polymer på filterkolonne

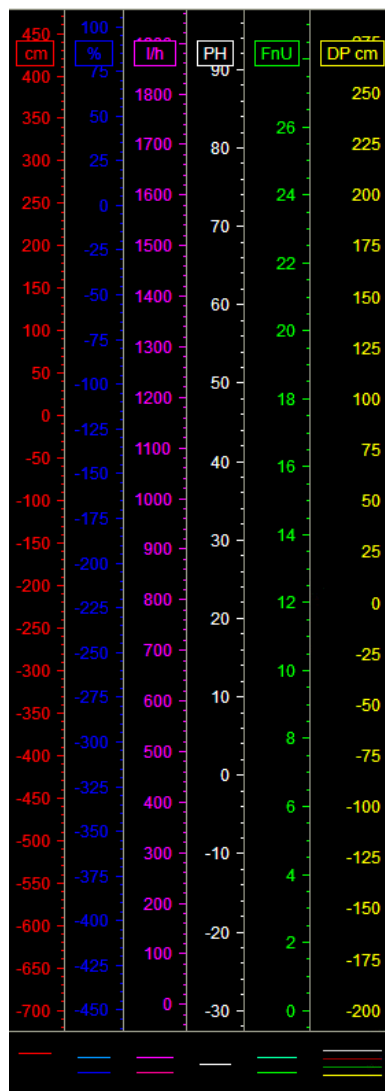
Før driftsforsøk med tilsetting av organisk polymer ble satt i gang ble det gjennomført jar-tester på laboratorium med de ulike sammensetningene av kationiske Zetag 8147 og Zetag 8180, samt anioniske polymeren SUPERFLOC A-188RS. Konsentrasjonen var på forholdsvis 0,1 % og 0,2% Ved å sammenligne eventuelle synlige fnokker og reduksjon i turbiditet ble polymer valgt.

Videre ble filterforsøk kjørt med dosering av Zetag 8147 på tilnærmet dosering 0,75-1 gram per kubikk avløpsvann, denne usikkerheten i dosering skyldes doseringspumpen som ble brukt under forsøkene. Filtersyklusen ble satt til omtrentlig 24 timer drift, og forsøkene ble gjennomført med tre ulike hastigheter på 8, 10 og 12 m/h. Grunnet like resultater ved gjentakende hastighetsforsøk, ble det besluttet å gjøre hvert forsøk en gang i stedet for to.

## 5 RESULTATER

---

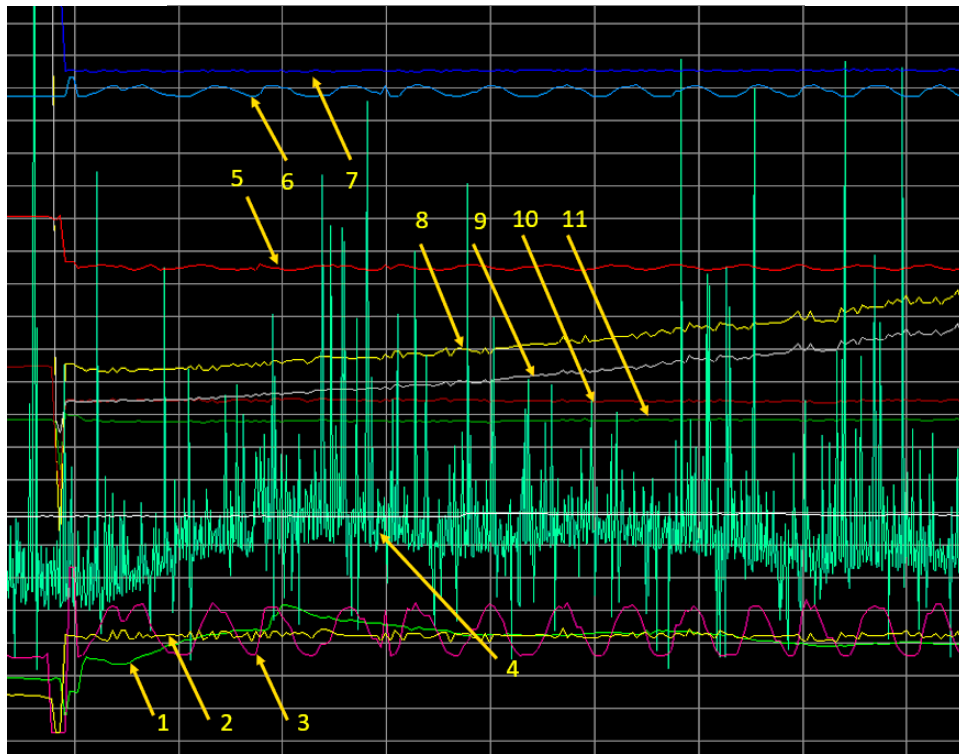
Forsøkene med tilbakespyling og under ulike driftsbetingelser ble gjennomført i perioden 20. januar til 8. april 2022. I **Figur 5-1** er oversikten over verdien og fargene til trendaksene i WinCC, det er likt gjennom kommende presentasjoner over resultatene. Den røde trendlinjen representerer nivået i dybdefilteret oppgitt i cm. Innløps og utløpsmengden er oppgitt i l/h med henholdsvis nummer tre og to i **Figur 5-2**.



Figur 5-1: Skjerm bilde hentet fra WinCC over verdiakser

Tabell 4: Beskrivelse av trendlinjer i WinCC

Oversikt over trendlinjer i WinCC		
Nummerering	Farge	Betydning
1	grønn	turbiditet ut
2	gul	mengde ut
3	rosa	mengde inn
4	grønn	Innløpsturbiditet
5	rød	nivå dybdefilter
6	lys blå	pumpe inn
7	mørk blå	reguleringsventil ut
8	gul	totalt trykktap
9	hvit	trykktap p. 1
10	rød	trykktap p. 2
11	grønn	trykktap p. 3

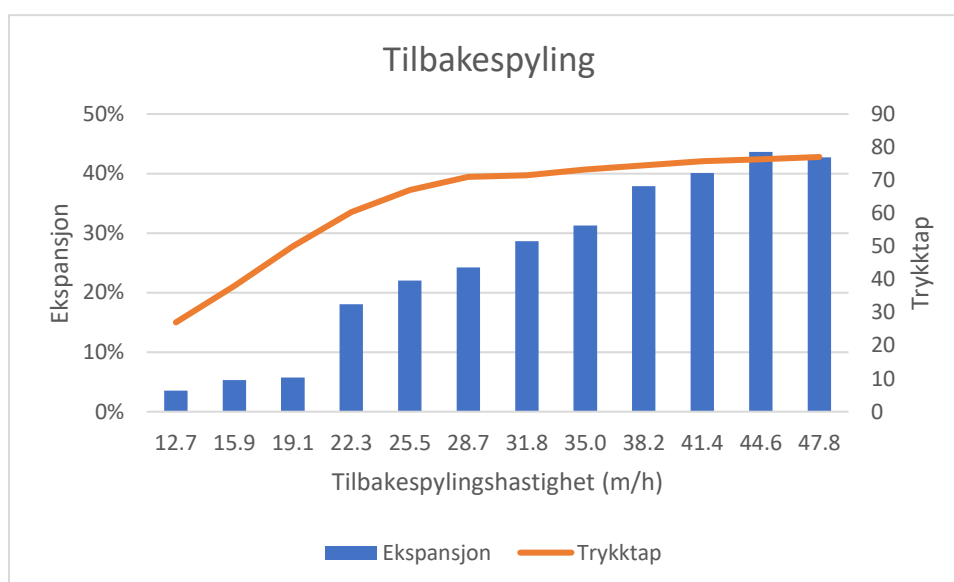


Figur 5-2: Nummerering av ulike trendlinjer i WinCC

## 5.1 TILBAKESPYLING

For å bestemme spylesyklusen til filterkolonnen ble det registrert ekspansjonen og trykktapet til filteret ved ulike hastigheter. Ved å sammenligne trykktapskurven og ekspansjonskurven ble det valgt en tilbakespylingsmengde på 1400 L/h som tilsvarer 44,6 m/h. Det ble samlet inn data for turbiditet og SS for besluttet tilbakespylingshastighet. Analysene for parameterne ble gjennomført og det ble gjort en visuell observasjon for klarhet i analysevannet.

Da dataene for turbiditet og SS allerede var blitt innsamlet for en hastighet på 44,6 m/h, ble denne hastigheten videreført som veiledende tilbakespylingshastighet.

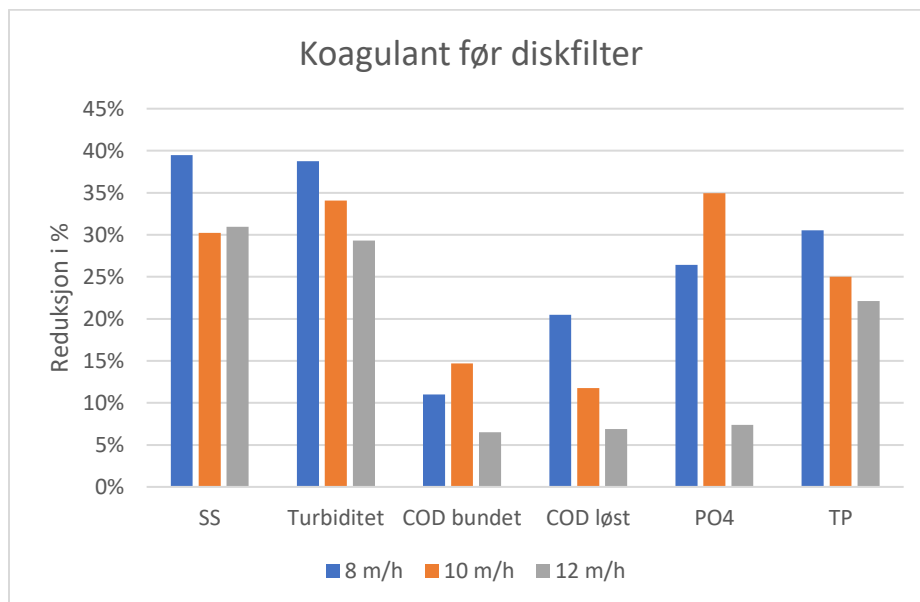


Figur 5-3: Sammenhengen mellom trykktap og ekspansjon ved ulike hastigheter

Ved første registrering av SS hadde filteret stått ubrukt siden august, og den første syklusen er derfor blitt fjernet fra dataen i kurven. Dataen for forsøk 2 har også blitt fjernet fra den totale oversikten, da den verken ble spylt med samme mengde vann og turbiditeten også ikke ble registrert. Spylesyklusen som gav de best mulige forholdene i filterkolonnen, er oppgitt i **Tabell 2**.

## 5.2 KOAGULANT FØR DISKFILTER

Under denne driftsfasen ble koagulantdoseringen satt før diskfilteret og forsøkene ble gjennomført med en driftstid på omtrent 24 timer ved tre ulike hastigheter 8, 10 og 12 m/h. For verdiene for løst COD er det bare to resultater som er tatt med videre i gjennomsnittsberegningen, da resterende 4 prøvene ikke er gyldige grunnet måletekniske feil. Videre er også resultater med måletekniske feil for alle hastighetene på både bundet, løst COD og ortho-P tatt ut av beregningene. Alle verdier for SS, turbiditet og TP er tatt med i gjennomsnittsberegningene.

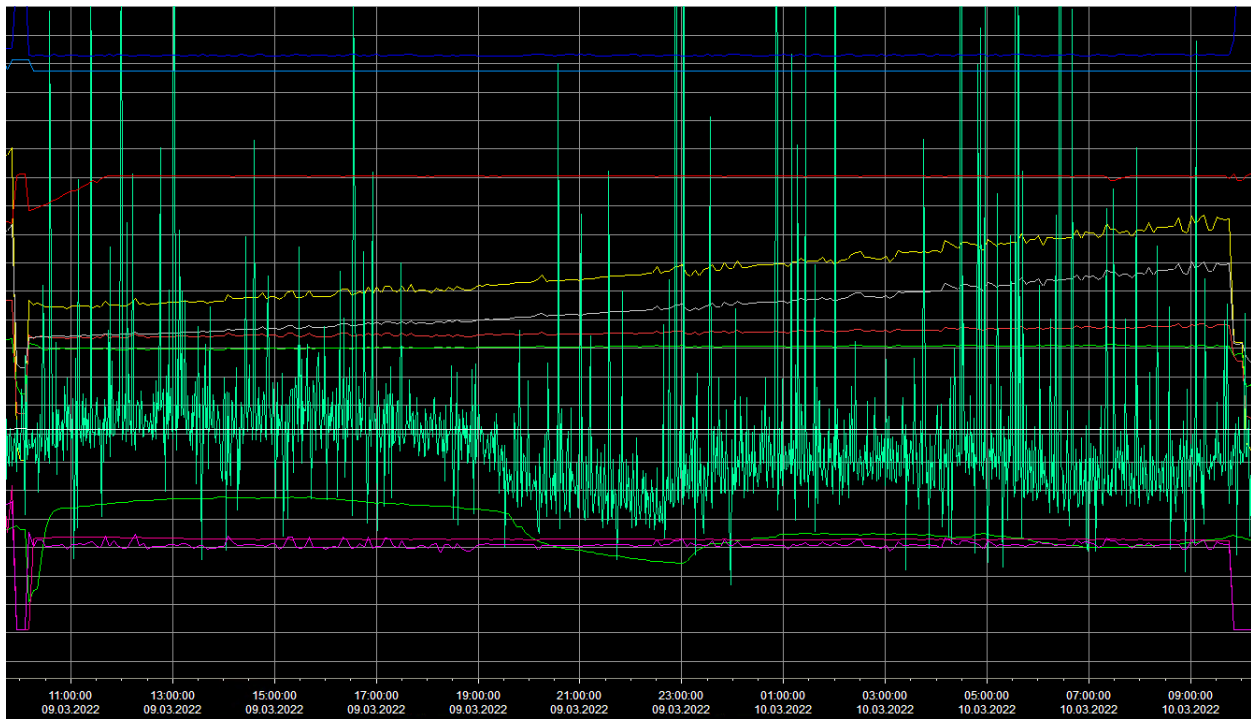


Figur 5-4: Resultater fra drift av to-media filteret med koagulant før diskfilter.

I **Figur 5-4**, kan det observeres at for SS, turbiditet og TP har den høyest gjennomsnittlige reduksjonen er hos driftsbetingelsen med lavest middelhastighet på 8 m/h. Hastighetene 10 og 12 m/h ligger på en lavere gjennomsnittlig reduksjon med henholdsvis 30 og 31 % reduksjon i SS, og 34 og 29% reduksjon i turbiditet. For COD og ortho-P forteller resultatene lite da innløpsverdiene var relativt små, og både innløpsverdiene og utløpsverdiene er påvirket av måletekniske feil.

Tabell 5: Gjennomsnittlig reduksjon for koagulant før diskfilter

Koagulant før diskfilter						
Hastighet (m/h)	SS	Turbiditet	COD partikulært	COD løst	PO4	TP
8 m/h	39 %	39 %	11 %	20 %	26 %	31 %
10 m/h	30 %	34 %	15 %	12 %	35 %	25 %
12 m/h	31 %	29 %	6 %	7 %	7 %	22 %



Figur 5-5: Skjermbilde hentet fra WinCC over driftsbetingelse koagulant før diskfilter, 8 m/h

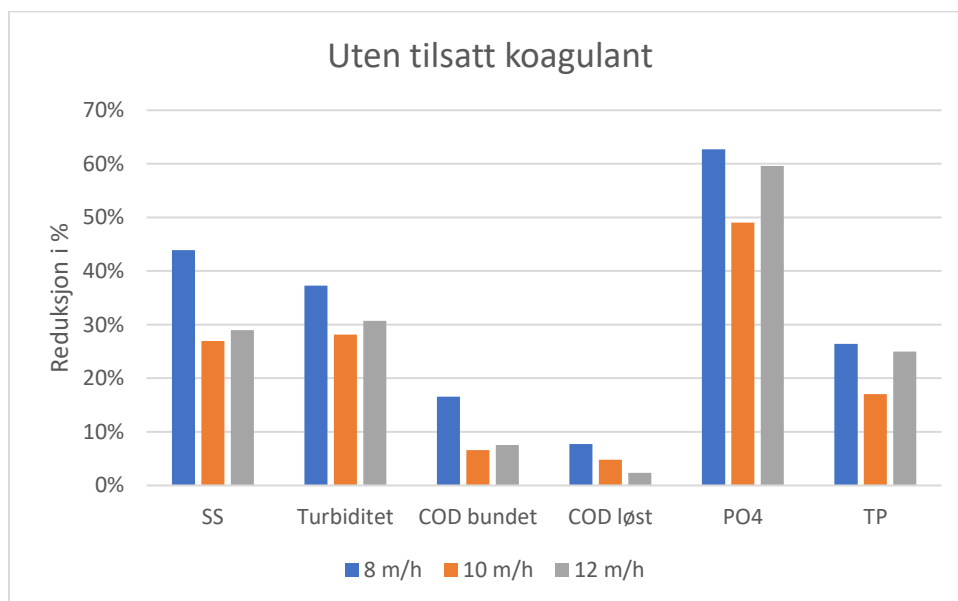
Ved gitt driftsbetingelse var trendene i WinCC relativt like og er derfor vist frem bare en av skjermbildene. For skjermbilde for resterende prøvehastigheter se **Vedlegg D: Resultater**. I **Figur 5-5** observeres det et trykktap i det øverste laget i filterkolonnen i alle forsøkene, med en lineær tendens. Utløpsturbiditeten er noe varierende med verdier mellom 6 FNU og 3 FNU. Trykktapet var dog ikke stort nok til at noen av forsøkene nådde en av driftsbetingelsene under



forsøkssyklusen. Gjennom forsøkene for gitt driftsbetingelse observeres det i overstående figur en lengre periode på en vesentlig høyere utløpsturbiditet som følger innløpsturbiditeten. Det ble ikke observert noe avvikende fra etablert spylesekvens.

### 5.3 UTEN TILSETTING AV KOAGULANT

For testing av driftsbetingelsen uten tilsetning av koagulant er det tre serier med COD prøver som er tatt med ut fra gjennomsnittsberegningen grunnet feil i prøvemateriale. En kontaminert prøve og to som ble tatt med feil COD analysesett grunnet mangel på korrekt sett. Det innebærer to mindre resultater for 10 m/h og et mindre for 12 m/h. Resten av resultatene er tatt med videre i beregningene.

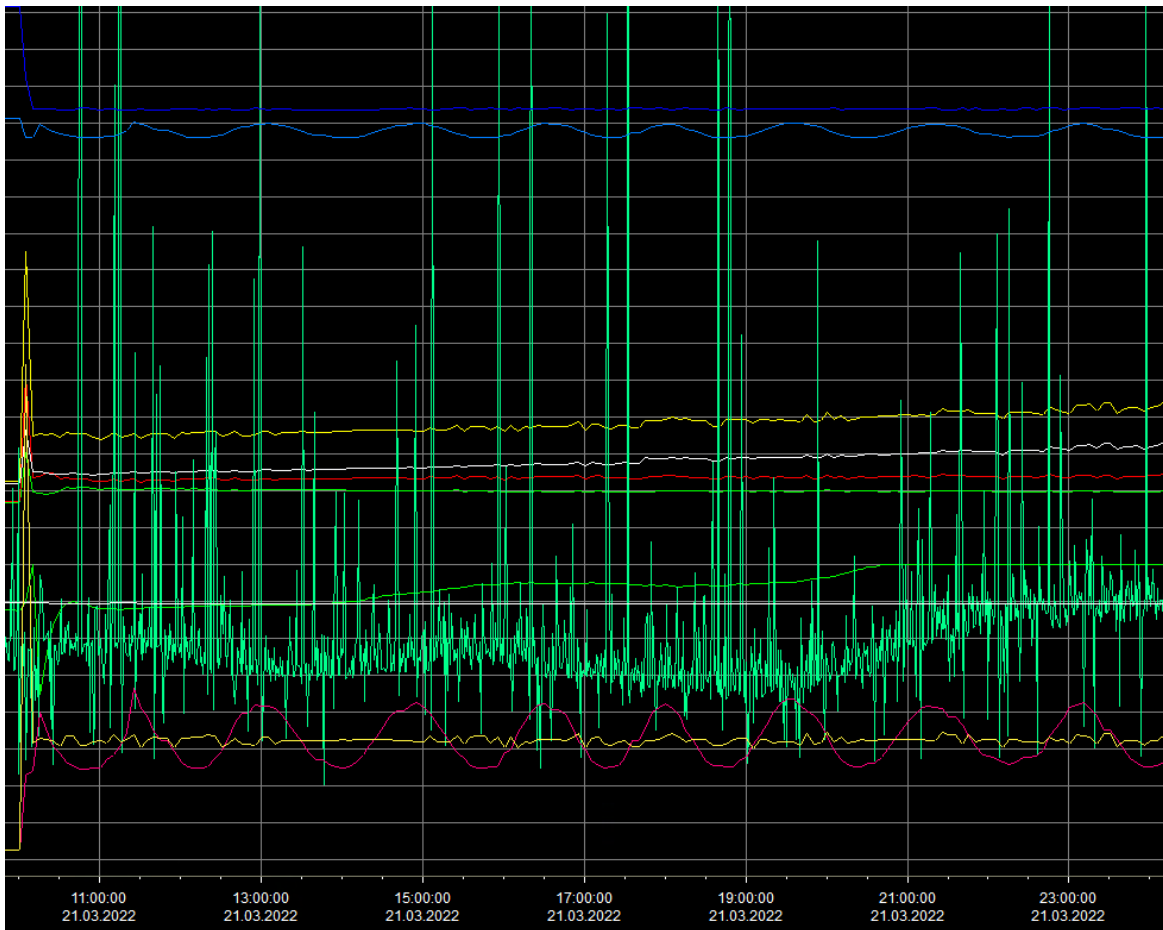


Figur 5-6: Resultater for driftsbetingelsen uten tilsatt koagulant.

Sett utfra **Figur 5-6** og **Tabell 6** har driftshastigheten 8 m/h høyest reduksjon av samtlige analyser, med en fjerning på 44 % av suspenderte partikler noe som er vesentlig høyere enn henholdsvis 27 og 29 % reduksjon for hastighetene 10 og 12 m/h. Fjerningen av COD bundet er også vesentlig høyere for hastigheten 8 m/h i forhold til de andre hastighetene.

Tabell 6: Gjennomsnittlig reduksjon i % for driftsbetingelsen uten tilsatt koagulant

Uten tilsatt koagulant						
Hastighet (m/h)	SS	Turbiditet	COD partikulært	COD løst	PO4	TP
8 m/h	44 %	37 %	17 %	8 %	63 %	26 %
10 m/h	27 %	28 %	7 %	5 %	49 %	17 %
12 m/h	29 %	31 %	8 %	2 %	60 %	25 %



Figur 5-7: Skjerm bilde hentet fra WinCC for driftsbetingelse uten koagulant før diskfilter, 8m/h

For driftsbetingelse uten koagulant før diskfilter kan det observeres at trykktapet er noe lavere enn ved tilsatt koagulant før diskfilter. I tillegg ser man at ved en lavere hastighet har trykktapet noe lavere stigningstall enn ved hastighetene 10 og 12 m/h (Figur D- 6 og Figur D- 7) Trykktapet ligger hovedsakelig i det øverste laget av filterkolonnen, med noe trykktap ved sensor 2 (midterst lag i filterkolonne). Trendlinjen for turbiditet er noe høyere enn det det har vært i oppstarten av oppgavens forsøksperiode, før den stabiliserer seg på utløpsturbiditet rundt 10 FNU. Her ble det gjennomført en feilsøking rundt den gravis økende turbiditeten gjennom flere forsøk, og det ble oppdaget begroing i turbiditetsmåleren. Videre ble det vedtatt en beslutning om å jevnlig rengjøre måleren for å forhindre flere online målefeil. I forsøksperioden for driftsbetingelsen er det derfor mer relevant å se på de manuelle målingene som ble gjennomført parallelt (Vedlegg D).

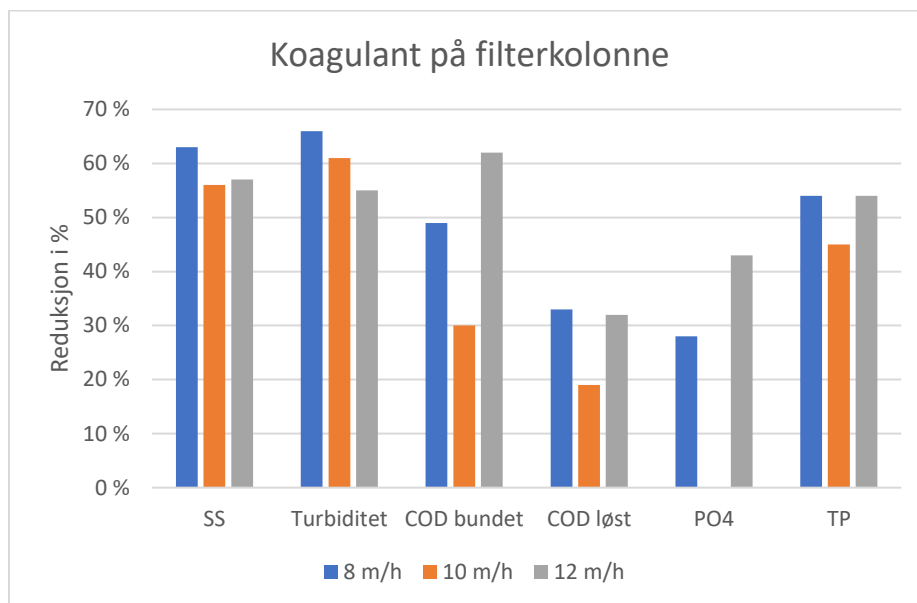
#### 5.4 KOAGULANT PÅ FILTERKOLONNE

Ved testing av koagulant dosering på filterkolonnen ble det gjennomført tester med en halvtynnet og en femtedelsfortynning av EkoFlock 90. Det ble gått videre med en halvtynning av koagulanten og vann. Blandingen ble bestemt for å minske påvirkningen av den opprinnelige konsentrasjonen til løsningen. Doseringspumpen opptrer ustabil, da erfaringsmessig fra driftspersonell ved anlegget mer ved lavere innstillinger. Det ble gjennomført forsøk for å finne doseringen ved en ulike innstillinger hvor det også ble målt også målt turbiditet, restaluminium og beregning av dosering. En omtrentlig dosering av koagulant ble satt til 40 g/m<sup>3</sup>, og det tilsvarer en innstilling på doseringspumpen på 75 ml/h.

Ved koagulant på filterkolonne ble doseringspumpen satt til en veiledende dosering på 75 ml/h ved en halvfortynning, ved behov ble effekten til pumpen økt i et par sekunder for å igangsette flyten av kjemikalet.

Etter igangsatt tilbakespylingssyklus ble det observert en kompakt del av filteret, lokalisert helt øverst i topplaget. Laget trengte luftbobler for å bli oppløst og bli spylt på lik linje med resten av filteret. Det kan i tillegg til trykktapet registrert i WinCC tyde på lagring av slam i det øverste laget av filterkolonnen. Alle forsøkene gikk i trykktap eller overløp i løpet av filtersyklusen, men det

ble fortsatt gjennomført resterende analyser for å se om det også var en kvalitetsbegrensning i filtersengen.



Figur 5-8: Resultater for driftsbetingelse koagulant på filterkolonne.

Underveis i forsøksyklusen ble det tomt for lavkonsentrasjon av COD, det ble derfor gjennomført noen prøver med høykonsentrert COD. Disse prøvene har i oppsummeringen blitt sett bort ifra da de er vesentlig høyere enn resterende prøver, noe som ikke resonerer med tanke på analyser tatt med samme prøvevann og resultatene tidligere. For hastigheten 8 m/h er det derfor bare en gyldig prøve for COD.

Tabell 7: Gjennomsnittlig reduksjon for koagulant på filterkolonne

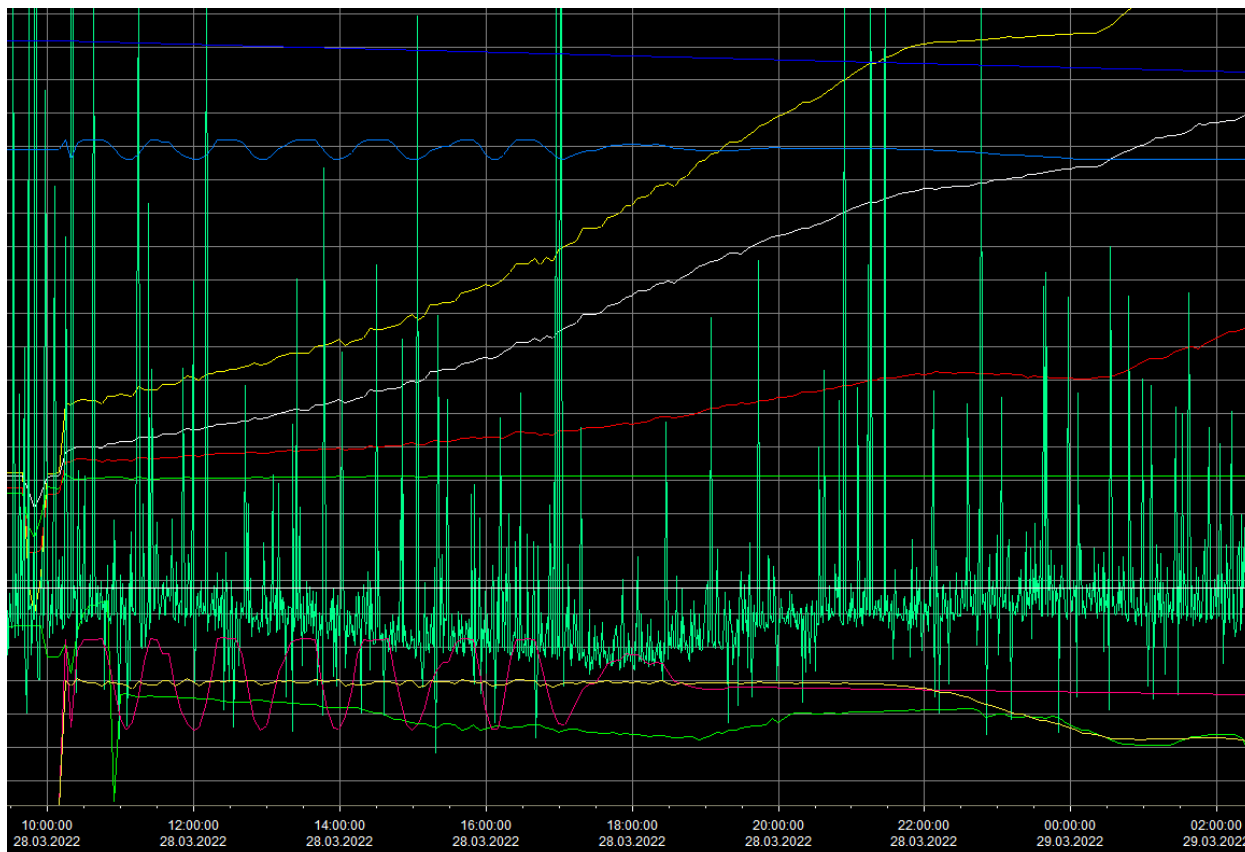
Koagulant på filterkolonne						
Hastighet (m/h)	SS	Turbiditet	COD bundet	COD løst	PO4	TP
<b>8 m/h</b>	63 %	66 %	49 %	33 %	28 %	54 %
<b>10 m/h</b>	56 %	61 %	30 %	19 %		45 %
<b>12 m/h</b>	57 %	55 %	62 %	32 %	43 %	54 %

I tilbakespylingssekvens ble det visuelt observert en foretting av slam i de anslagsvis øverste 20 cm av filterkolonnen. Slammet hadde en klebrig konsistens og ble liggende tykt i

tilbakespylingsvann på toppen av filterkolonnen, og brukte lengre tid til utløpsrennen enn observert i tidligere tilbakespylingssekvens.

#### 5.4.1 10 m/h

Filterkolonnen nådde en trykktapsbegrensing mandag 28. mars kl. 22: 04 mandag 28. mars. Det ble fortsatt gjennomført de to resterende analysene i filtersyklusen, men det er ikke tatt med i **Figur 5-8.**

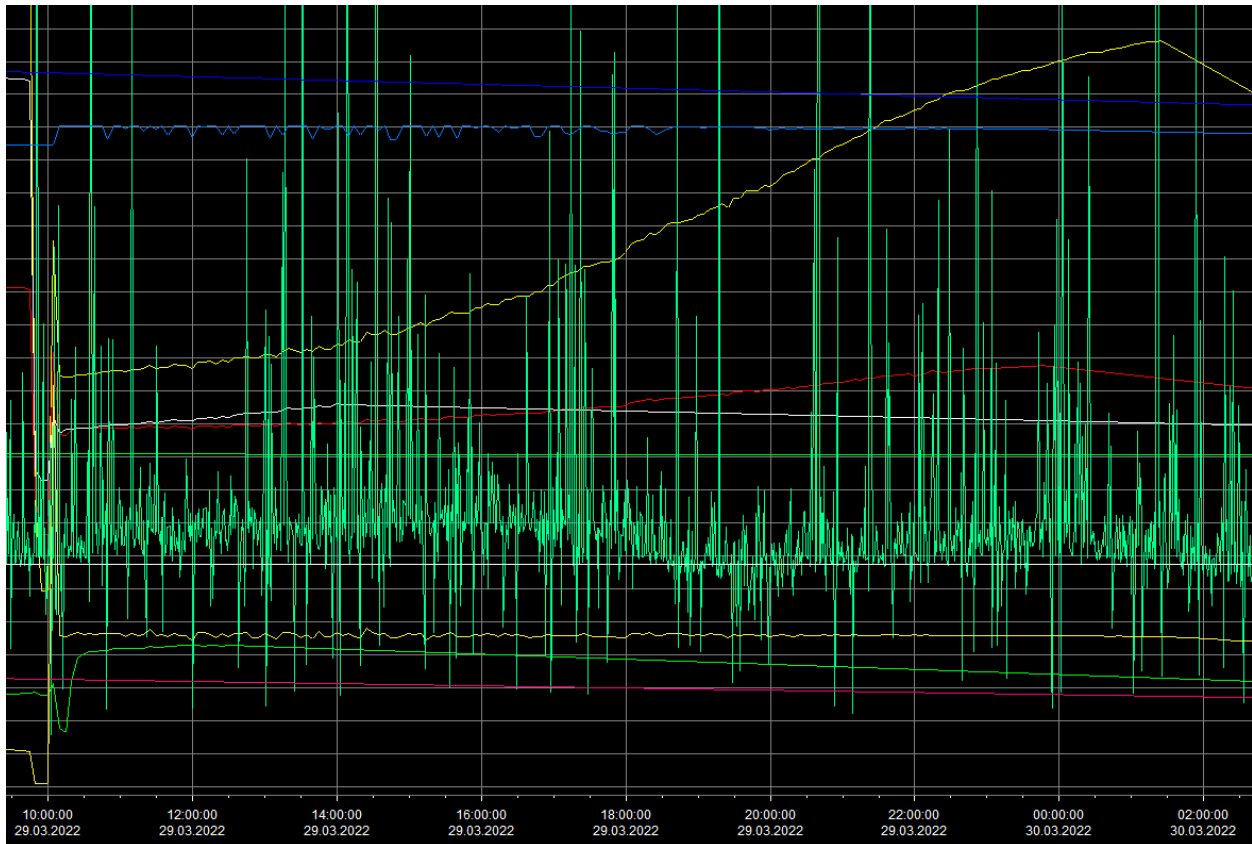


*Figur 5-9: Skjermbilde hentet fra WinCC for drift med koagulant, 10 m/h*

Her er en jevn stigning i trenden for trykktap i det øverste og midterste laget i filterkolonnen, dog er trykktap 1 betydelig mer enn i trykktap 2. Jo mer trykktap i filterkolonnen, jo mer minskes utløpsturbiditeten.

## 5.4.2 12 m/h

Filterkolonnen nådde en trykktapsbegrensning 30. mars kl. 01: 23. Det ble fortsatt gjennomført de resterende analysene i filtersyklusen, men det er ikke tatt med i [Figur 5-8](#).



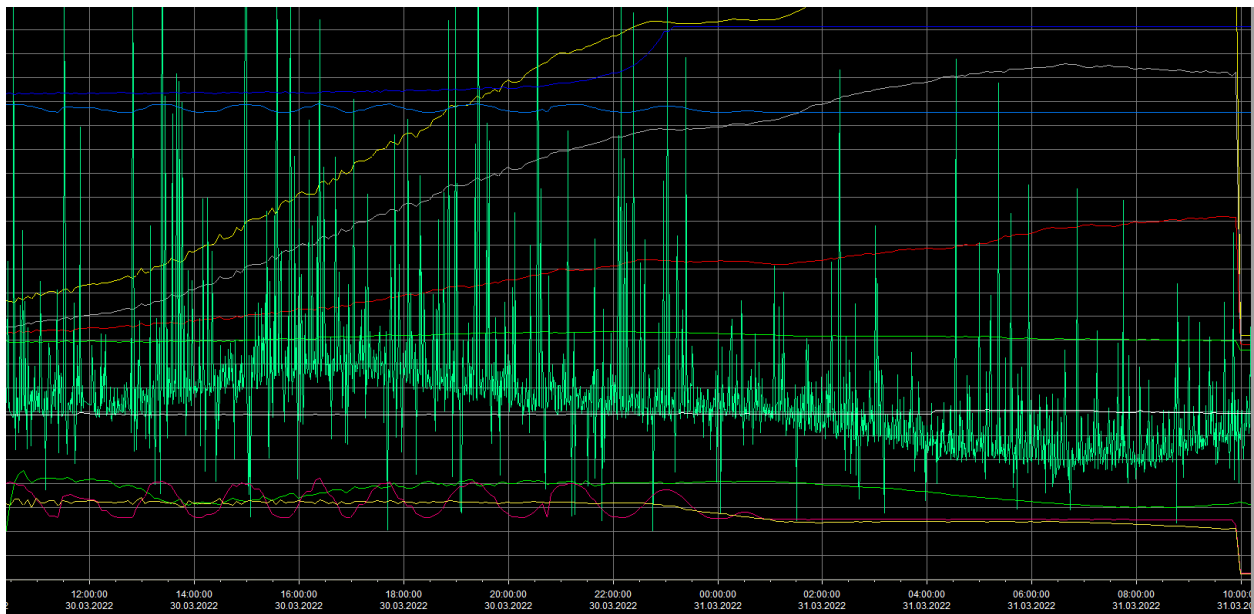
*Figur 5-10: Skjerm bilde hentet fra WinCC for drift med koagulant, 12 m/h*

Det kan i [Figur 5-10](#) observeres en omtrentlig lineær trykktapsøkning fra start av filtersyklusen. De første fire timene av filtersyklusen er hovedsakelige trykktapet i det øverste laget, men resten av syklusen er trykktapet i det midterste laget i filteret.

### 5.4.3 8 m/h

Filterkolonnen nådde en trykktapsbegrensning 30. mars kl. 23: 03. Det ble fortsatt gjennomført de to resterende analysene i filtersyklusen, men det er ikke tatt med i beregningene for gjennomsnittlig reduksjon eller [Figur 5-8](#).

Det kan observeres i [Figur 5-11](#) lagring av slam hovedsakelig ved punkt 2, altså øverst i sandfilteret. Det kan også bemerkes en liten trykktapsøkning i punkt 2, noe som kan tyde på en større lagring av slam lengre ned i filteret.

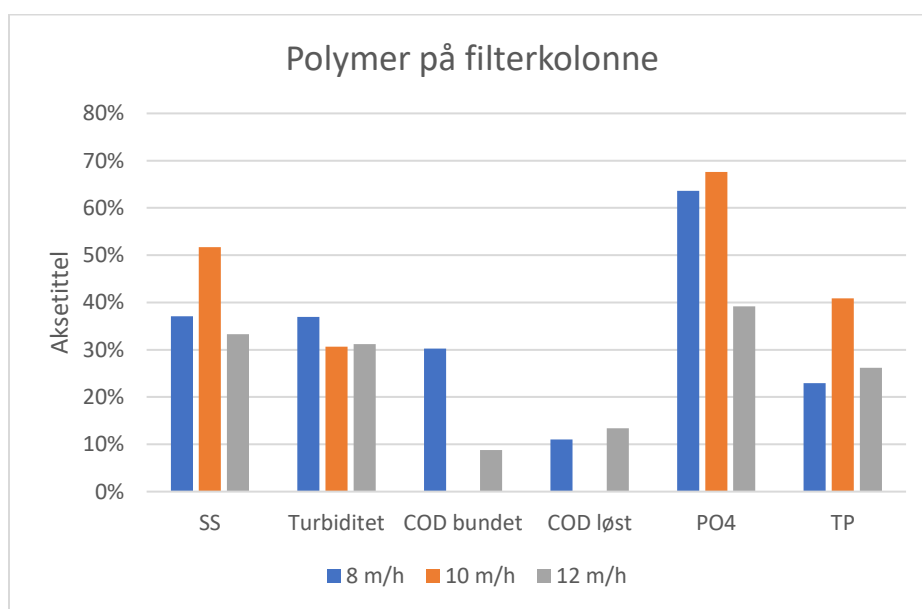


*Figur 5-11: Skjermbilde hentet fra WinCC over drift med koagulant, 8 m/h*

## 5.5 POLYMER PÅ FILTERKOLONNE

Før dosering av polymer på filterkolonne ble det gjennomført jar-test på laboratoriet, hvor turbiditeten ble målt på analysevannet og ved forskjellige doseringer med ulike polymerere. Her ble det besluttet å videreføre testing med polymeren 8147 da den hadde betydelig reduksjon av turbiditet. Ved en konsentrasjon på 0,1 % med 8147, ble det testet dosering direkte på filterkolonne med et mål om å havne mellom 0,75-0,1 g/m<sup>3</sup>, doseringspumpen måtte derfor operere under forskjellige innstillinger i forhold til hvilken hastighet forsøket ble kjørt på.

Under tilbakespylingssekvens etter endt filtersyklus ble det observert et tjukt slim i øverste laget på filtermediet. Den øverste delen ble svært kompakt, og under spylingen med luft og vann ble det observert en fortetning av partikler som løftet seg en betraktelig avstand før den ble slått i stykker av luftbobler. Fortetningen som ble separert opplevdes som en samling av slimet, og var blant partiklene som trengtes lengst spyletid for å havne i overløpet på toppen av filterkolonnen.



Figur 5-12: Resultater for driftsbetingelse polymer på filterkolonne.



Prøvene som er tatt etter begrensningene er nådd er tatt ut av gjennomsnittsberegningene, men resultatene ligger i [Vedlegg D: Resultater](#)

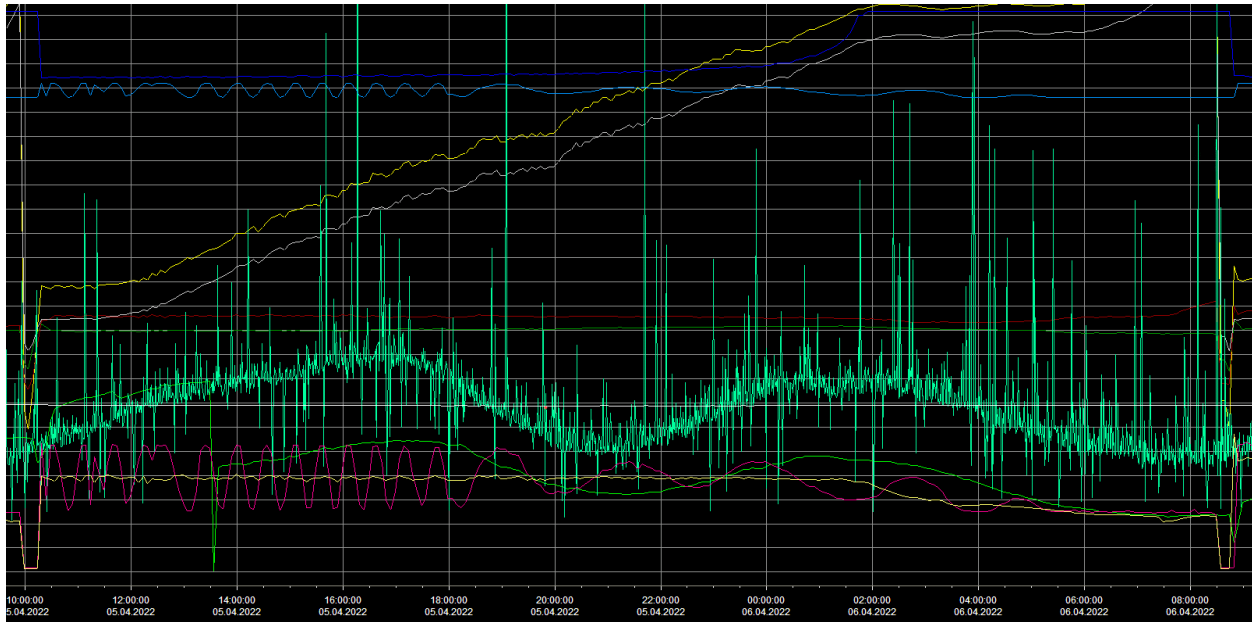
Tabell 8: Gjennomsnittlig reduksjon for polymer på filterkolonne

Polymer på filterkolonne						
Hastighet (m/h)	SS	Turbiditet	COD partikulært	COD løst	PO4	TP
8 m/h	37 %	37 %	30 %	13 %	64 %	23 %
10 m/h	52 %	31 %			68 %	41 %
12 m/h	33 %	31 %	9 %	13 %	39 %	26 %

### 5.5.1 10 m/h

Filterkolonnen nådde en trykktapsbegrensning 6. mars kl. 01: 47. Det ble fortsatt gjennomført en analyse etter begrensningen skjedde. COD analysene på tidspunktet forsøket med hastigheten 10 m/h ble gjennomført var tomt, og har derfor ingen verdier beregnet med i Tabell 8.

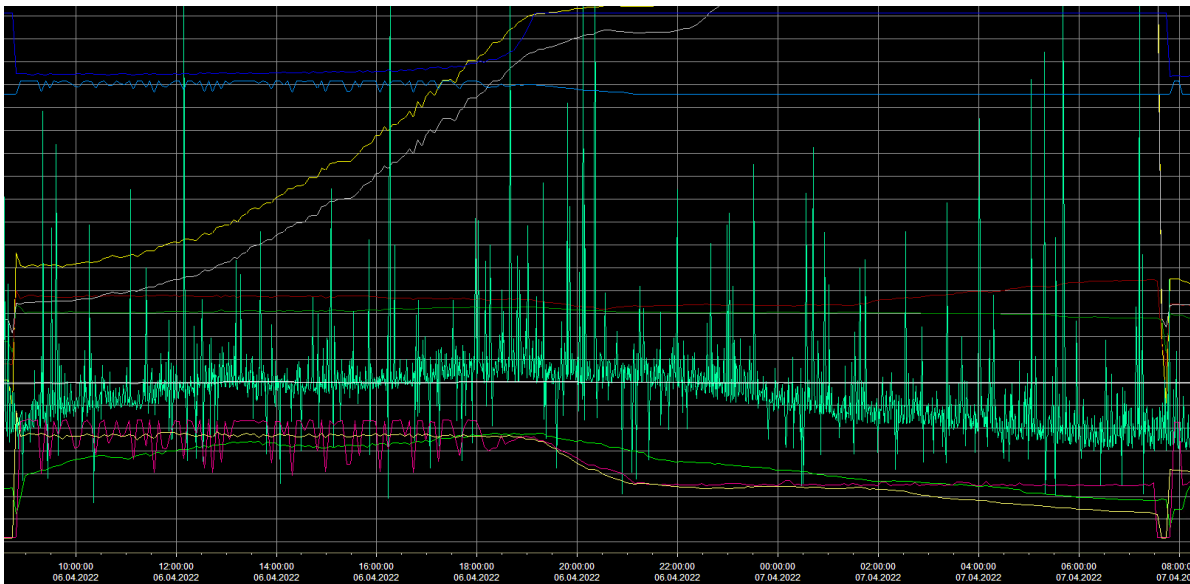
Det kan observeres store svingninger i turbiditeten i hele filtersyklusen. Den rosa streken er lite stabil, og det tyder på at pumpen har slitt med å stabilisere seg med ønsket innløpsmengde Mengden ut er stabil frem til reguleringsventilen ble lukket helt. Ved tilsetting av polymer til filterkollonnen er trykktapet lineært, men en større stigningsgrad enn ved forsøk hvor en kjemikalie ikke har blitt tilsatt direkte til filterkolonne. Turbiditetstrenden følger trykktapstrenden de første 8 timene i drift av filtersyklusen før den synker for å stige og synke igjen ([Figur 5-13](#)). Det er en utløpsturbiditet viser en tydelig bølgetrend under filtersyklusen. Rundt kl. 02: 00 natt til avslutning av filtersyklusen synker utløpsmengden, samtidig som filteret når et trykktap.



Figur 5-13: Skjerm bilde hentet fra WinCC over drift med polymer, 10 m/h

### 5.5.2 12 m/h

Filterkolonnen nådde en trykktapsbegrensning 6. april kl. 19: 07. For å få gjennomført flere prøver før en av filterbegrensningene ble nådd, ble analysene og filteroppstart forsøk forskjøvet. Her ble siste prøve tatt etter begrensningene ble nådd. Prøvene etter begrensningene er nådd er tatt ut av beregningene. Det gir 2 runder med fullstendige analyser.



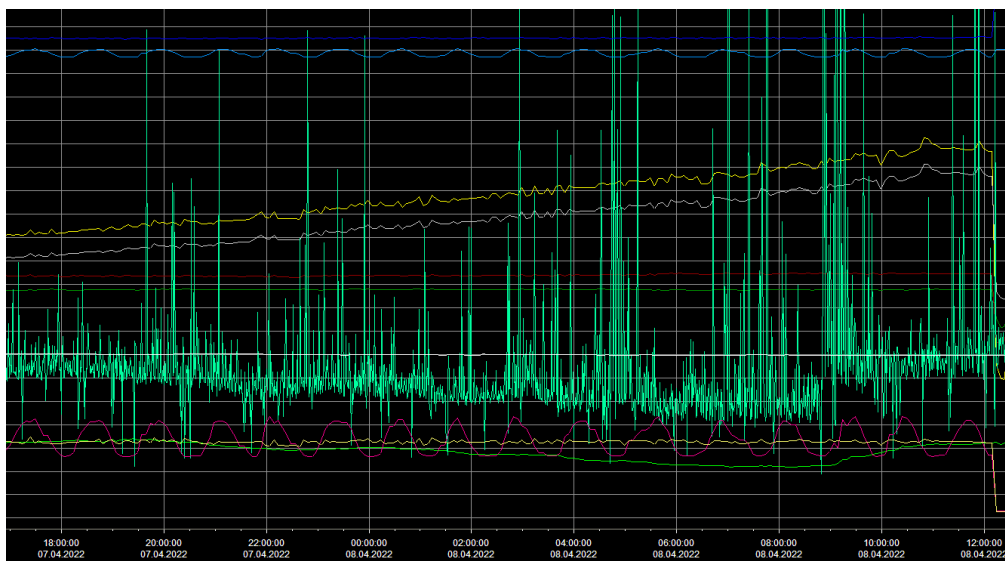
Figur 5-14: Skjerm bilde hentet fra WinCC over drift med polymer, 12 m/h

I Figur 5-14 observeres det en trykktapsøkning i sensor 1, det vil si i det øverste laget på filterkolonnen og det er den begrensede faktoren. Etter at reguleringsventilen har åpnet 100 % (trykktap) observeres det en økt lagring av slam lengre ned i filteret, det kan sees i skjermbildet ved at det er en trykktapsøkning i punkt 2. Ved starten av filtersyklusen viser trenden en økt utløpsturbiditet de første timene, før den gravis synker ut filtersyklusen samtidig som det totale trykktapet øker. Det tyder på en trykktapsbegrensning, og ikke en kvalitetsbegrensning.

### 5.5.3 8 m/h

Siste prøve for hastigheten 8 m/h ble tatt kl. 07: 20 på avslutningsdagen 8. april. Filterkolonnen hadde på dette tidspunktet ikke nådd trykktapsbegrensning eller gått i overløp, det ble besluttet at innløpspumpen skulle gå til filteret nådde en av begrensningene. Da begrensingen ikke ble nådd rundt kl. 12, ble filtersyklusforsøket avsluttet. Det ble ikke gjennomført en analyse ved avslutningstidspunkt.

Da to av prøvene med ortofosfat var av lave verdier og ga negativt utslag i beregningene, ble verdiene tatt ut fra gjennomsnittsberegningen, og 8 m/h består kun av en gyldig verdi. Trykktapskurven ved hastigheten 8 m/h har et lavere stigningstall, enn ved tilsvarende forsøk med høyere hastigheter. Ved lengre virkningstid av polymer i filterkolonnen, observeres det en synkende trend av utløpsturbiditet med tilsvarende positiv stigningsgrad i trykktaps kurven.



Figur 5-15: Skjermbilde hentet fra WinCC over drift med polymer, 8 m/h

## 6 DISKUSJON

---

### 6.1 FORSØKSOPPSETT OG METODE

#### 6.1.1 Tilbakespyling

For mest mulig utnyttelse av tiden burde det fra starten av forsøksperioden ha blitt gjennomført analyser for å bestemme filterkarakteristikken. Det ble gjennomført en visuell sjekk av ekspansjonen til filtersengen, og tilbakespylingshastigheten ble valgt basert på erfaring og ikke håndfast data. Ved å se på ekspansjonskurven i [Figur 5-3](#), og når kurven flater kunne det trolig holdt med en tilbakespylingshastighet på 28,7 m/h. Ved å gjennomføre en reduksjon i bruken av tilbakespylingsvann ville det også vært fornuftig å ha gjennomført forsøkene med en annen hastighet. Selv ved en reduksjon i bruk av vann og eventuelt et par minutter lengre spylesekvens vil den nye sekvensen kutte ned på bruken av totalt tilbakespylingsvann. Tilbakespylingshastigheten var omtrent på den høyest mulige hastigheten i pilotforsøket, det sett i perspektiv av at forsøkene ble gjennomført på vinterhalvåret vil det trenge mer tilbakespylingsvann på sommeren ([2.5.2](#)), tyder på at det ville ha vært gunstig å ha en spylesekvens med lavere vannmengde i tidsperioden forsøket ble gjennomført.

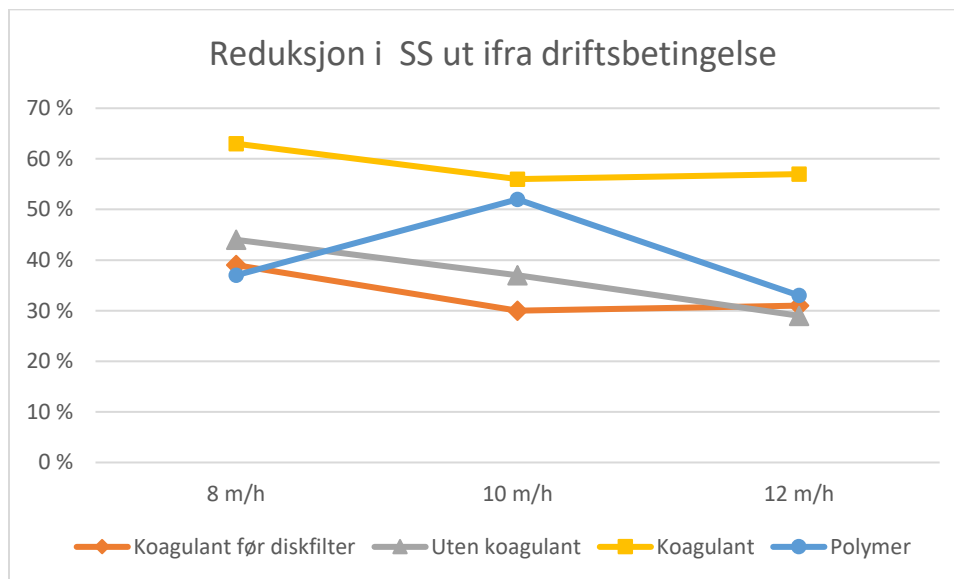
#### 6.1.2 Filtersyklusforsøk

For å få flest mulige gyldige analyseresultater burde lengden på forsøkssyklusen ha blitt endret underveis. Ved tilsetning av koagulant og polymer direkte på filterkolonne ble varigheten på syklusen redusert, og det var ikke mulig å gjennomføre like mange analyser her som ved driftsbetingelsene koagulant før diskfilter og uten tilsetning av koagulant. Ved å forandre på når analysene ble hentet kunne det ha blitt hentet inn like mange gyldige resultatet uavhengig av driftsbetingelser. Ved tilsetning av kjemikalier på filterkolonnen ble driftstiden redusert, og filteret nådde sine driftsbetingelser tidligere. Det tyder på en større slamlagringskapasitet i filtersengen ([2.5](#)).

## 6.2 SAMMENLIGNING AV PARAMETERE

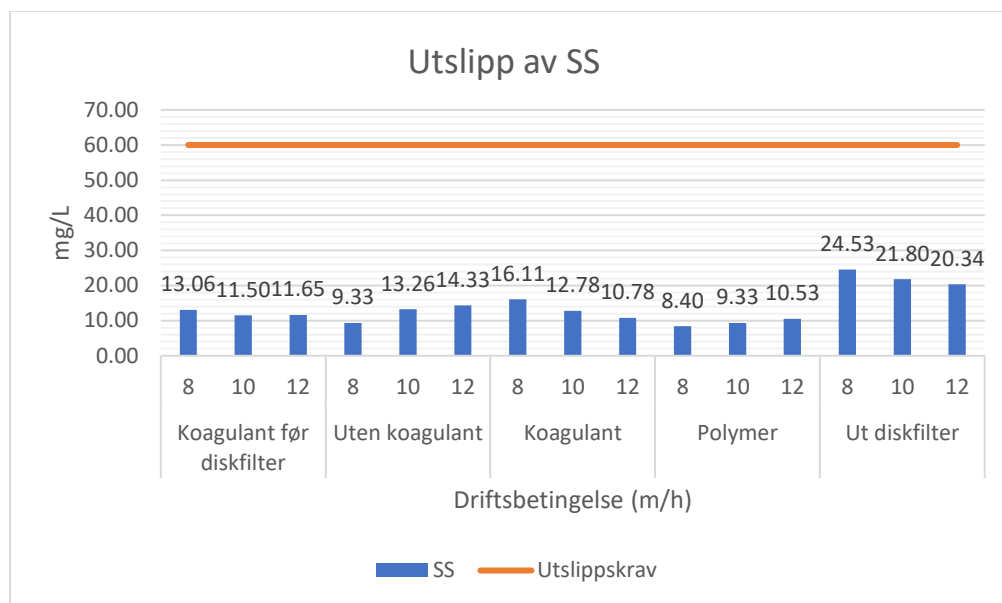
Nedenfor blir det presentert sammenligning av de ulike parameterne under de forskjellige driftsbetingelsene. Sammenligningen med utslippet er verdiene hentet som et gjennomsnitt for perioden 14.mars til 8. april. Doseringen av koagulant var koblet ut fra diskfilterparken i denne perioden og gir et resultat basert på hva verdiene i gitt periode hadde vært hvis det er mulig å koble ut kjemikalene.

### 6.2.1 SS



Figur 6-1: Reduksjon i SS ut fra ulik hastighet og driftsbetingelser

Som **Figur 6-1** og **Figur 6-2** viser, overholder alle driftsbetingelsene en reduksjon på rundt 30 % og oppnår renskravet på et utslipp mindre enn på 60 mg/L (2.4.3). Sett ut fra partikkelfjerningen en SS-analyse indikerer, oppfyller driften med koagulant tilsatt direkte på filterkolonne en tydelig høyere partikkelfjerningsgrad enn andre driftsbetingelser uavhengig av innløpshastigheten i filterkolonnen. Hias RA sin daglige drift har minste reduksjonen og høyest utslipp. I motsetning til de andre driftsbetingelsene og hastighetene som har både en høyere reduksjon og et lavere utslipp. Det tyder på at et ekstra partikkelfjerningstrinn med annet doseringspunkt av kjemikalier er både ønskelig i forhold til gjenvinning av fosfor (2.3) og utslipp av partikler til resipienten.



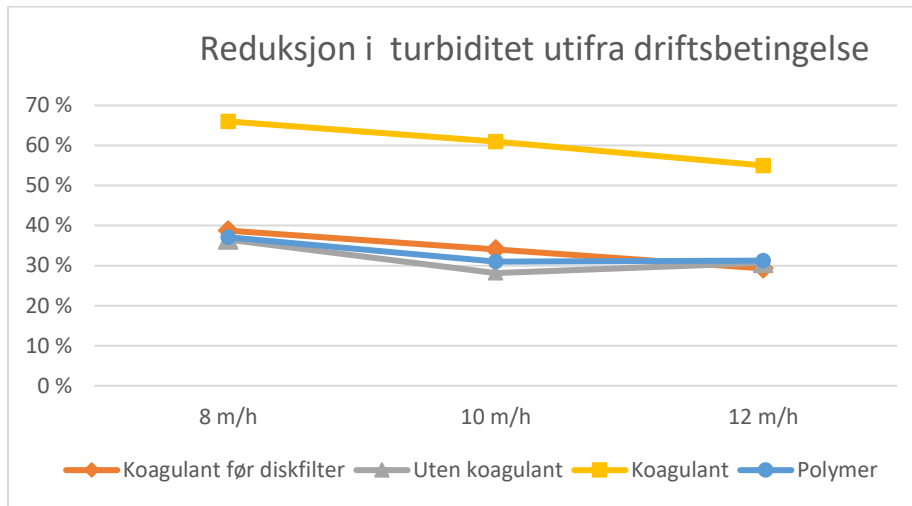
Figur 6-2: Utslippsgrense for SS

Ved et utslippskrav med grense på 60 mg/L for primærrensing oppnår alle driftsbetingelsene renskravet. Under driftsbetingelsen koagulant på filterkolonne med hastigheten 8 m/h har det høyeste utslippet med 16,11 mg/L, og den høyeste reduksjonen. Det viser at ved koagulantdosering nærmere filterkolonnen oppnår en stor prosentvis reduksjon selv ved tyngre innløpsvann. Gjennomsnittlig utslipp fra filtersengen, uavhengig av driftsbetingelse, er 11,76 mg/L og reduksjon er på 42 %. Ved innstalling av et sandfilter som tertiært rensetrinn vil renskapasiteten øke hvis utslippet av SS fra diskfilter sammenlignes med utslippet fra filterkolonnen. Ut diskfilter er utløpsvann som vanligvis blir sluppet ut i resipienten, det tilsvarer innløpsvannet som blir videre behandlet i filtermediet. **Figur 6-2** viser et at ved å innføre et tertiært rensetrinn oppnås et mindre utslipp av SS enn ved nåværende utslippspunkt.

## 6.2.2 Turbiditet

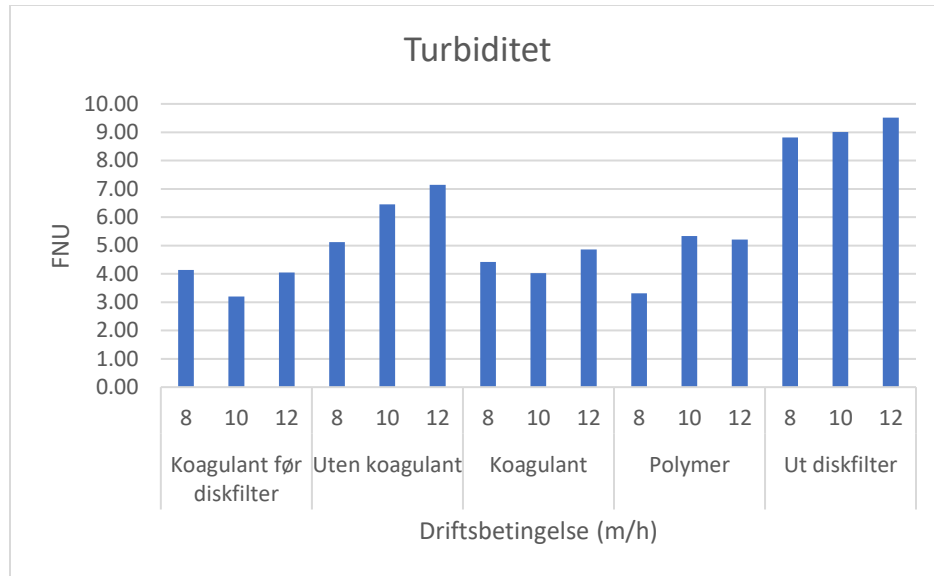
I **Figur 6-3** og **Figur 6-4** viser til turbiditeten målt ut av filterkolonnen og diskfilterparken, samt gjennomsnittlig reduksjon i turbiditet. Her observeres det en betraktelig større prosentvis reduksjon for driftsbetingelsen koagulant på filterkolonne. Reduksjonen for driftsbetingelsen ligger mellom 66 % og 55 %, de andre driftsbetingelsene ligger derimot sentrert rundt 35 %

reduksjon av turbiditet. Det viser dog til en betraktelig reduksjon av kolloide partikler som skjer ved gjennomstrømming i filtermediet (2.4.3).



Figur 6-3: Reduksjon i turbiditet ut fra driftsbetingelse

Figur 6-4 viser et at ved å innføre et tertiært rensetrinn oppnås det mindre utløpsturbiditet ved driftsbetingelsene koagulant før diskfilter, koagulant- og polymer på filterkolonne enn ved nåværende utslippspunkt. Ved å droppe helt tilsetning av en koagulant til diskfilter og filterkolonne oppnås en turbiditet på over 7 ved en høyere driftshastighet, og alle hastighetene oppnår en høyere turbiditet enn ved opprinnelig drift. Det kan tyde på fnokker som er mindre bestandige for skjær-kreftene som oppstår i filterkolonnen (2.6.3). Det viser lave verdier for SS og turbiditet ved tilsetning av koagulant og polymer på filterkolonnen.

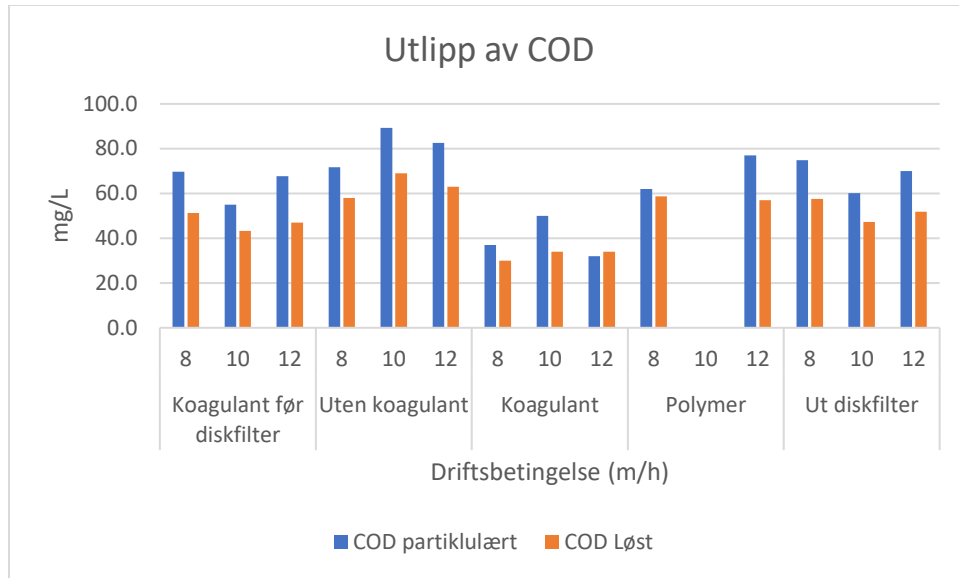


Figur 6-4: Turbiditet ut filterkolonne og diskfilter

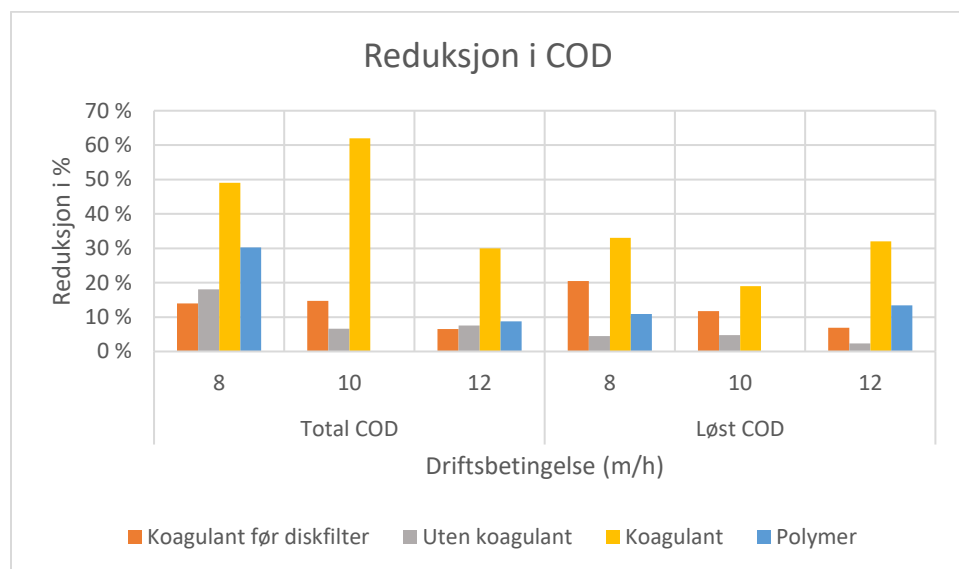
### 6.2.3 COD

Figur 6-5 viser at den største fraksjonen av COD var løst, og dermed ikke akkumulert av filterkolonnen. Av driftsbetingelsene viser Figur 6-6 en tydelig større reduksjon ved tilsetning av koagulant på filterkolonnen, og med et mindre utslipp. For driftsbetingelsen polymer på filterkolonne er det noe større reduksjon enn hos de to resterende driftsbetingelsene. Det kan tyde på at COD blir kjemisk bundet i partikler, og er derfor større reduksjon ved bruk av kjemikalier (2.6).





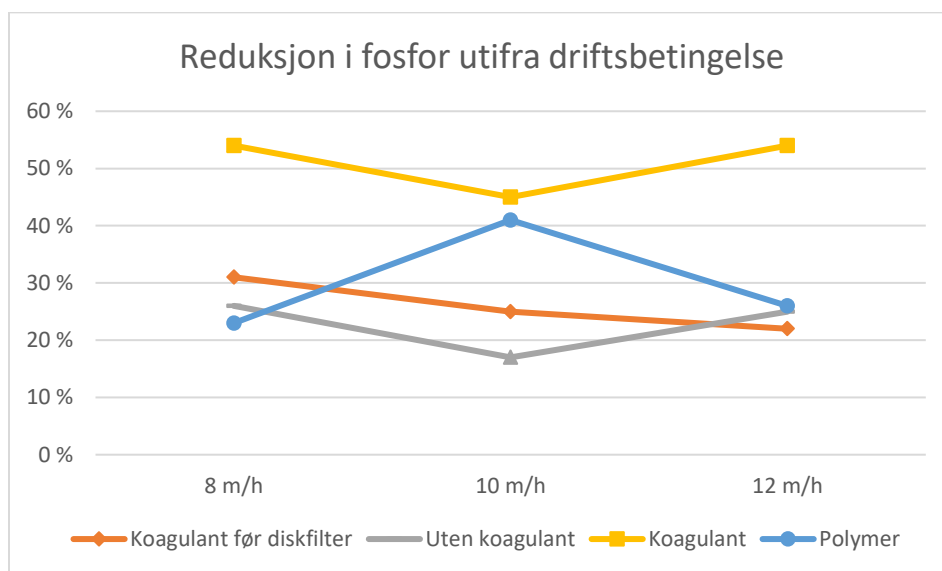
Figur 6-5: Utslipp av partikulært COD og løst COD



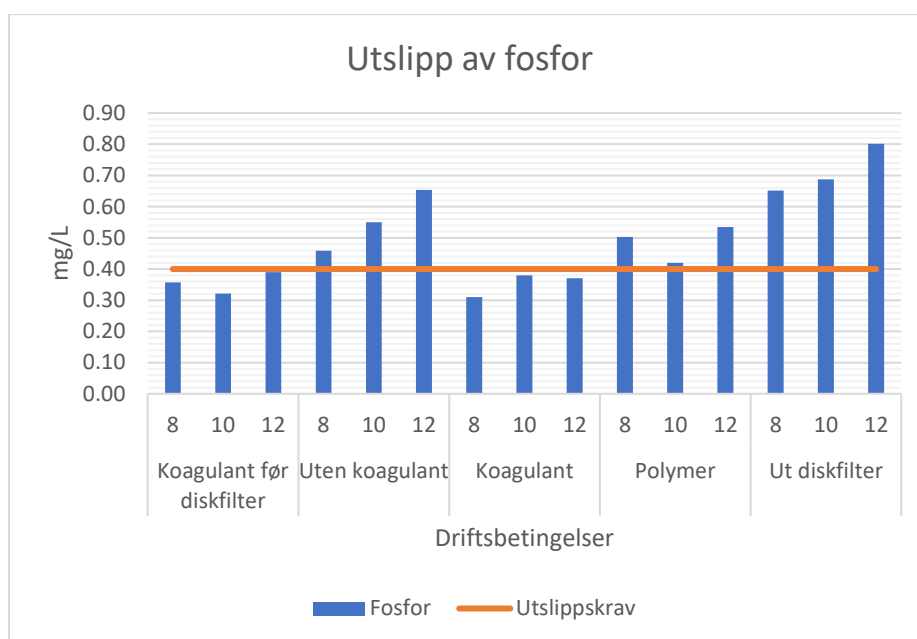
Figur 6-6: Reduksjon i partikulært og løst COD ut fra driftsbetingelse

Fra **Figur 6-6** registreres det en høyere andel COD som blir fanget opp av filtermediet for drift med koagulant tilsatt på filterkolonne enn andre driftsmetoder gjennomført. Ved et doseringspunkt nærmere filterkolonnen tyder det på at løst COD blir partikulært bundet av kjemikalie, da ved drift uten koagulant har høyere utslipp samt lavere reduksjon.

## 6.2.4 TP og PO<sub>4</sub>



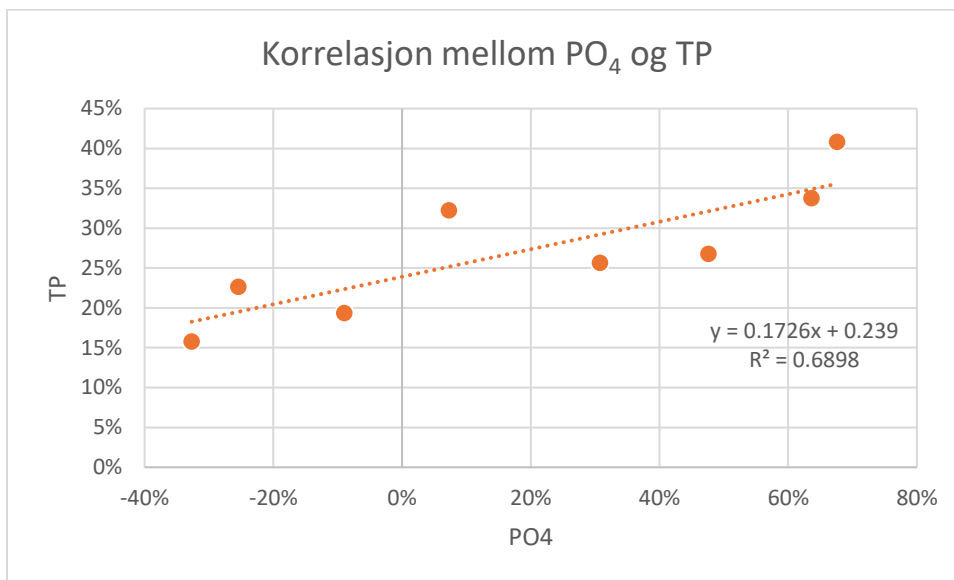
Figur 6-7: Reduksjon i fosfor ut fra driftsbetingelse



Figur 6-8: Utslipp av fosfor fra pilotanlegget

I **Figur 6-7** er det to av driftsbetingelsene som klarer utslippskravet til Hias rensesanlegg. Det er vesentlig å merke seg at for driftsbetingelsen koagulant tilsatt direkte på filterkolonnen er det en verdi for hver hastighet som er tatt med i tabellen, det er derfor ikke sikkert at ved et jevnt trykktap under driften av piloten at kravene hadde blitt opprettholdt. **Vedlegg D: Resultater** viser

dog en opprettholdelse av renskrav selv etter at driftsbegrensning har blitt nådd. For driftsbetingelse med polymer tilsatt på filterkolonne oppnås det en rensgrad på 23-41 %, uten å oppnå utslippskravet til Hias RA. Av driftsbetingelsene som oppnår utslippskravet er det ved tilsetning av koagulant, før diskfilter og på filterkolonne.



Figur 6-9: Korrelasjon mellom PO<sub>4</sub> og TP hentet fra resultater for drift polymer på filterkolonne

For alle driftsbetingelser utenom polymer på filterkolonne har det vært en lav verdi med PO<sub>4</sub> inn på filteret og det blir derfor vanskelig å fremstille en sammenheng mellom inn og ut da det trolig er måletekniske feil. Ved høyere verdier, slik som i drift for polymer på filterkolonne, er det derimot å fremstille en korrelasjon mellom ortho-P og TP (Figur 6-9). Korrelasjonen viser en sammenheng med økende TP gir økende ortho-P verdier.

### 6.3 PARTIKKELFJERNING

Ved å se på trendene fra de ulike driftsforsøkene observeres det lagring av slam i det øverste filterlageret. Ved høyere hastighet, jo større stigningstall i trykktapslinjen. Det tyder på en økt mengde slam inn, som tilsvarer lagringen av partikler i filtersengen. Trykktapstrenden viser også til driftstiden til filterkolonnen under de ulike forsøkene (2.5.1). En kortere driftssyklus tyder på både en større slamlagringskapasitet og økt biologisk aktivitet i filtermediet (2.5.3). Ved en mindre trykktapskurve viser det til en lavere lagring av slam i filteret, som igjen kan tyde på begrenset renskapasitet. Trendene i WinCC tyder på en generell begrensning i det øverste filterlaget, hvor det er hovedsakelig større partikler som blir fjernet.

Det kan observeres blant annet i [Figur 5-14](#) etter trykktapet har blitt nådd, at det oppstår et økt trykktap lengre ned i filteret. Det tyder på at ved en lengre filtersyklus så kan det oppstå en friksjon mellom de større partiklene lengre opp i filteret og innkommende vann, som slår i stykker partiklene til mindre deler og frakter de lengre ned (2.5).

### 6.4 KOAGULANT OG POLYMER

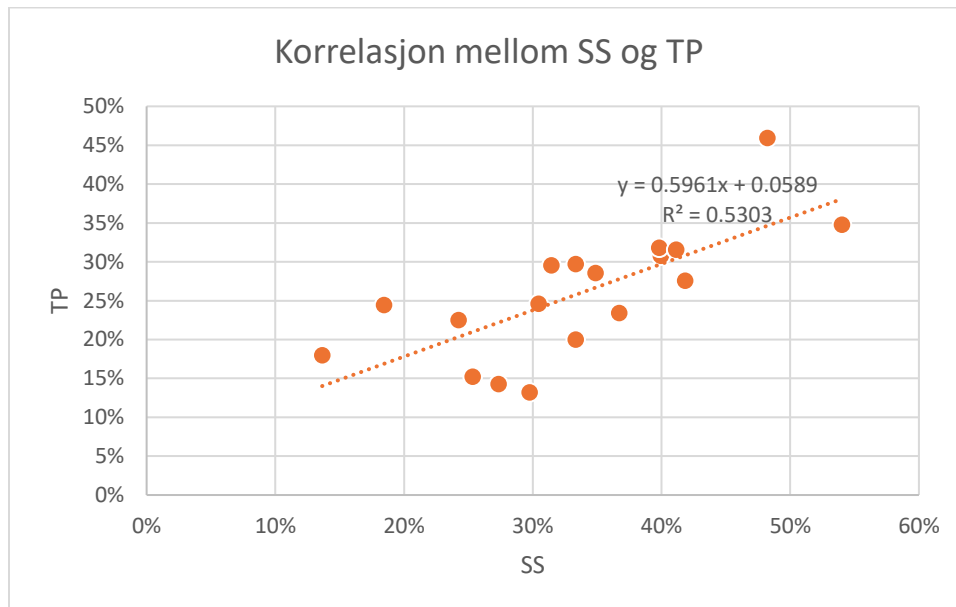
Polymeren som ble brukt under filterforsøkene var en organisk kationisk polymer, noe som i utgangspunktet egner seg godt for prosessen direktefiltrering. Ved tilsetning av polymer på filterkolonne ble det under forsøkssyklusen observert et tykt, klebrig lag i øverste del av filtermediet. En kationisk polymer produserer slam som er mer klebrig enn polymer med annen ladning, og det tykke laget skyldes en ukorrekt dosering av polymer (2.6.3). Det kan også skyldes ladningen på polymeren og pHen i vannet, da Hias RA mottar en del industrivann som skaper en tung behandling av avløpsvann. En annen type polymer som egner seg til bruk i filter er nonionisk, og det kan vurderes videre doseringstester med en nonionisk polymer for å optimalisere prosessen med tilsetning av polymer til filterkolonne.

Ved dosering av koagulant på filterkolonne oppnår filteret gode partikkelfjerningsresultater, det ønskes dog fra Hias sitt perspektiv å kutte ned på bruken av koagulant da det produserer rest aluminium som slipper gjennom filtersengen. Det kan gjøres ved å kombinere den kationiske polymeren, 8147, som brukes på anlegget med koagulanten (2.6.3).

Ved tilsetning av kjemikalie kreves det en riktig dosering og omgivelser for å danne store nok og bestandige fnokker. I en filterkolonne blir det tilsatt direkte på og får ikke nødvendigvis oppholdstiden kjemikaliene trenger for å få dannet produkter som kan skilles ut (2.6)

## 6.5 RENSEEFFEKT/KAPASITET

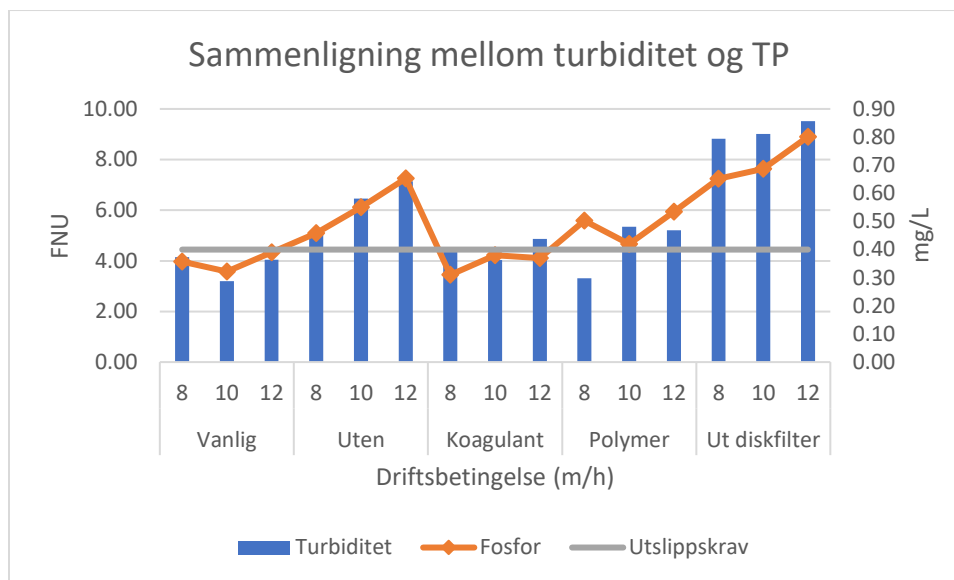
Under avsnitt 6.2 viser resultatene en sammenheng mellom utløpsparametere fra filterkolonnen og ut fra diskfilteret. Her kan det observeres at det er en økt renseeffekt ved å legge til et tertiært rensetrinn. Parameteren TP viser til en reduksjon på minst 17 % og størst reduksjon på 54 %, uavhengig av drift gjennom filterkolonne. Reduksjon i SS og turbiditet ligger mellom 28 og 66 %, uavhengig av drift.



Figur 6-10: Korrelasjon mellom SS og TP laget av resultater fra drift med koagulant før diskfilter

I driftsbetingelsene koagulant før diskfilter, uten tilsatt koagulant og koagulant på filterkolonne viser resultatene en positiv korrelasjon mellom utviklingen i SS og TP (Figur 6-10). Ved høyere mengde suspenderte partikler i avløpsvannet gir tilsvarende høye verdier for TP, hvorav reduksjonen i filterkolonnen også viser til korrelasjon. Samsvarende korrelasjon eksisterer også mellom SS og turbiditet samt ortho-P og TP (Vedlegg D).

For driftsbetingelsen polymer på filterkolonne finnes det ikke en korrelasjon mellom SS, TP og turbiditet. Det kan skyldes en lagring av partikler i et slamteppe øverst i filterkolonnen, som skyldes en ukorrekt dosering av polymer og dermed ikke gir helt korrekte resultater.



Figur 6-11: Sammenligning mellom turbiditet og TP ved ulike driftsbetingelser

For turbiditet rundt 4,00 FNU viser resultatene at fosforutslippet trolig vil være under utslippskravet til Hias renseanlegg. Alle driftsbetingelser, utenom drift uten koagulant, oppnår flere resultater som holder seg innenfor rensekravet. Ved å optimalisere doseringen på kjemikalier, vil det trolig være mulig å ha flere lavere verdier med tilsetning av polymer. Tatt i betraktning av avløpsvann på vinterhalvåret er vanskeligere å behandle, vil trolig årsgjennomsnittet på utslipp av fosfor være under kravet.

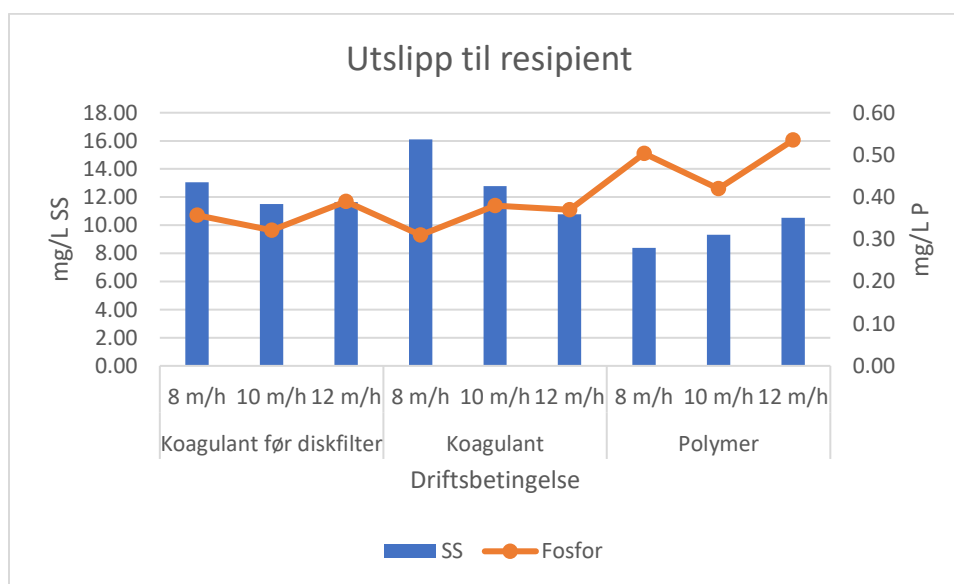
## 6.6 BEGRENSENDE FAKTOR

Begrensende faktor for filterforsøkene var trykktapsutviklingen. Ved å fortsette analyser etter at begrensningen var nådd, viser resultatene (Vedlegg D: Resultater) at kvaliteten på utløpet forblir bra og i enkelte tilfeller blir bedre. Det kan vise til at ved en trykktapsbegrensning i øverste laget og ved å fortsette å kjøre filterforsøk blir partiklene som er lagret i filtermediet fraktet lengre ned i laget ved og gjør plass til mer innkommende partikler. Det kan også tyde på at ved avsetting av

slam i det øvre laget bidrar til at porene blir mindre, og at mer partikler tilbakeholdes. Det viser til en liten periode med økt rensegrad, og at den begrensende faktoren ikke er kvalitetsbegrensning (2.5.1). I forsøk hvor det er tilsatt kjemikalier på et doseringspunkt nærmere filterkolonnen blir lengden på syklusen redusert, og det tyder på at belastning og dosering er begrensende faktorer (2.5.1).

## 6.7 TOTALEFFEKT VED TILSETTING AV KJEMIKALIER

Ved å flytte doseringspunktet til et tertiært trinn slik som to-media filteret blir det fjernet mer suspenderte partikler ved driftsbetingelsen polymer på filterkolonne. Driftsbetingelsen har derimot høyest utslipp av fosfor. Det observeres en lagring av partikler i det øverste laget, som har dannet er fortetting av klebrige slim. Ved tilsetting av koagulant, enten før diskfilter eller før filterkolonne, oppnås det omtrentlig samme utslipp av fosfor til resipienten. Ved doseringspunkt av koagulant før filterkolonnen er utslippet høyere ved middelhastigheten 8 m/h.



Figur 6-12: Utslipp til resipienten fra filterkolonnen ut fra ulike driftsbetingelser

Ved å flytte nåværende doseringspunkt til filterkolonnen, og holde slamstrømmene fra filterkolonnen og diskfilteret separat, oppnås det en bedre biotilgjengelighet ved å minimere kjemisk bundet fosfor i slammet ved diskfilteret. Det skaper en større mulighet til å oppnå Hias sitt mål om å gjenvinne fosfor som struvitt (2.3). Biotilgjengeligheten samt et omtrentlig likt

utslipp av partikler, gjør at det er en fordel å flytte doseringspunktet og optimalisere doseringen av kjemikalier.

## 6.8 FEILKILDER

Underveis i forsøksperioden ble det tomt for reagenser for lavspektret COD prøver over en lengre tidsperiode. Det ble besluttet å analysere noen prøver med høyspektret COD. Prøvene som ble analysert var vesentlig høyere enn andre data, og mest sannsynlig stemmer de ikke da det er store differenser fra resterende data i forsøksserien, uavhengig av driftsbetingelser.

Ved at det er konstant strømming av avløpsvann gjennom turbiditetsmåleren, ble det underveis i forsøksperioden erfart at det oppstår begroing i beholderen. Grunnet naturlige forandringer i avløpsvann er det vanskelig å se ut fra trendbildet når begroingen har startet og når det er en annen årsak til høyere turbiditet. Ved senere gjennomføring av forsøk med kontinuerlig online målinger av turbiditet, bør det etableres en rengjøringsrutine av måleinstrumenter for å sikre korrekt logging i trendbildet.

Doseringer av koagulant og polymer har blitt gjennomført ved jar-tester, noe som ikke kan simulere et dybdefilter grunnet andre ytre faktorer som oppstår i et filter enn man kan få frem igjennom laboratorieforsøk. Doseringspumpen som ble benyttet var ustabil, og det ble derfor besluttet å få til en omtrentlig dosering av kjemikalier. Ved å ha en korrekt dosering vil det trolig ikke oppstå dannelse av et klebrig lag, slik som oppstod under forsøk med polymer (5.5). Det antas derfor at ved en bedre doseringsplan og spesialisert kjemikalie beregnet til den delen av renseprosessen som benyttes kunne resultatene ha blitt bedre med en høyere partikkelfjerning.

På flere av trendene i WinCC, da spesielt under drift med koagulant på filterkolonne, har registreringen av reguleringsventilen falt ut.





## 7 KONKLUSJON

---

Å innføre et to-media sandfilter viser lovende resultater for analysene som ble gjennomført i denne oppgaven. Hvorav pilotanlegget oppnådde en reduksjon på 42 % uavhengig av driftsbetingelser. Gjennom flere forsøk med varierende hastigheter viser det at filtermediet har en bedre renseeffekt ved en middelhastighet på 8 m/h. Det anbefales ved videre testing å dimensjonere et filtermedie med overflateareal som gjør at årlige middelhastigheten kan forbli 8 m/h.

Ved å flytte doseringspunktet til innløpet på filterkolonnen oppnår filteret en høy reduksjon i alle parametere, og utslippsverdiene er lave. Videre anbefales det å fortsette testingen med koagulant som driftsbetingelse, og optimalisere og gjennomføre prøver med polymer. Med driftsbetingelsen koagulant på filterkolonne har parameterne en reduksjon på mellom 49-66 % ved gunstig driftshastighet. Utslipet av SS og fosfor 16,11 mg/L og 0.31 mg/L. Driftsbetingelsen som har minst utslipp av SS er ved tilsetning av polymer på filterkolonnen. Utslipet ligger på 8,4 mg/L SS og 0,50 mg/L P.

Denne oppgaven har basert seg på å gjennomføre et pilotforsøk, for grundigere analyser og resultater anbefales det å fortsette utprøvingen i større skala med middelhastigheten 8 m/h og utprøving av kjemikaliedoseringer.

### 7.1 FORSLAG TIL VIDERE ARBEID

- Drifte piloten frem til en av driftsbetingelsene er nådd for å finne gunstig lengde på filtersyklus.
- Utforske ytterligere gunstige betingelser for tilbakespyling med hensyn på sesongforskjeller.
- Optimalisere type av polymer og koagulant, samt finne gunstig dosering.
- Drifte piloten over lengre tid for å ha representative analyser for flere sesonger



## REFERANSER

---

- BASF. (2015). Zetag 8147. Hentet mai 6, 2022 fra <https://greentec-wt.com/wp-content/uploads/2018/04/zetag-8147-g.pdf>
- Bechmann, M., Thrane, J.-E., Kværnø, S., & Turtumøygaard, S. (2021). *Eutrofiering av Mjøsa- kartlegging av årsaksforhold og kilder til fosfor i ni delnedbørsfelt*. NIBIO- Norsk institutt for bioøkonomi; NIVA- Norsk institutt for vannforskning. Hentet april 19, 2022 fra [https://www.vassdragsforbundet.no/wp-content/uploads/2021/04/Eutrofi\\_Mj%C3%B8sa\\_NIBIO\\_2021.pdf](https://www.vassdragsforbundet.no/wp-content/uploads/2021/04/Eutrofi_Mj%C3%B8sa_NIBIO_2021.pdf)
- Crittenden, J. C., Rhodes Trussell, R., Hand, D. W., Tchobanoglous, G., & Borchardt, J. H. (2012). Coagulation and Flocculation. I *MWH's Water Treatment: Principles and Design* (3. utg., ss. 541-641). Hoboken, New Jersey: John Wiley & Sons, Inc.
- Crittenden, J. C., Rhodes Trussell, R., Hand, D. W., Tchobanoglous, G., & Borchardt, J. H. (2012). Granular Filtration. I *MWH's Water Treatment* (3. utg., ss. 727-819). Hoboken, New Jersey: John Wiley & Sons, Inc.
- Eikebrokk, B. (2014). *Håndbok for driftsoptimalisering av koaguleringsanlegg*. Hamar: Norsk Vann BA. Hentet mars 7, 2022 fra <https://docplayer.me/22720289-Norsk-vann-rapport-handbok-for-driftsoptimalisering-av-koaguleringsanlegg.html>
- feralco. (u.d.). EkoFlock 90. Hentet mai 6, 2022 fra <https://feralco.se/sv/Produkter/Ekoflock%2090>
- Filtralite. (2022). Filtralite Pure 1,5-2,5. Nordby. Hentet mai 6, 2022 fra <https://filtralite.com/sites/default/files/pdfs/Product%20Data%20Sheet%20Filtralite%20Pure%20ONC%201%2C5-2%2C5%20v8.pdf>
- Filtralite. (2022). Filtralite Pure HC 0,8-1,6. Nordby. Hentet mai 6, 2022 fra <https://www.filtralite.com/sites/default/files/pdfs/Product%20Data%20Sheet%20Filtralite%20Pure%20%20HC%200%2C8-1%2C6.pdf>
- Hem, L. (2021). Biological Treatment- suspended and biofilm processes. Hentet april 29, 2022
- Hias IKS. (2021 A). *Avløp*. Hentet januar 5, 2022 fra Om Hias: Vann og avløp: Avløp: <https://www.hias.no/om-hias/vann-og-avlop/avlop/>
- Hias IKS. (2021 B). *Hias-prosessen - kontinuerlig biologisk fosforfjerning*. Hentet januar 5, 2022 fra Hias: <https://www.hias.no/hias-how2o>
- Hias IKS. (2022). *Hias bygger om renseanlegget*. Hentet mai 4, 2022 fra Hias avløpsrensaneanlegg: biologisk rensetrinn: <https://www.hias.no/prosjekter/prosjekter-i-hias/gjodselfabrikken/hias-bygger-om-rensaneanlegget/>

- Liénard, A., Guellaf, H., & Boutin, C. (2001). Choice of the sand for sand filters used for secondary treatment of wastewater. *Water Science and Technology*, 44(2), 189-196.
- Lovdata. (2007, januar 1). § 14-2. Definisjon av rensesgrad. *Forskrift om begrensning av forurensning*. Hentet april 18, 2022 fra [https://lovdata.no/dokument/SF/forskrift/2004-06-01-931/KAPITTEL\\_4-4#%C2%A714-8](https://lovdata.no/dokument/SF/forskrift/2004-06-01-931/KAPITTEL_4-4#%C2%A714-8)
- Myszograj, S., Pluciennik-Koropczuk, E., Jakubaszek, A., & Swietek, A. (2017). *COD fractions- methods of measurement and use in wastewater treatment technology*. Civil and Environmental Engineering Reports. doi:10.1515/ceer-2017-0014
- Norsk vannforening. (2022, januar 7). *Tema: moving bed biofilm reactor*. Hentet fra Moving bed biofilm reactor: <https://vannforeningen.no/tema/moving-bed-biofilm-reactor-mbbr/>
- Saltnes, T., Sørensen, G., & Eikås, S. (2014). Kontinuerlig biofilprosess for biologisk fosforfjerning. *VANN*, 49(4).
- Saltnes, T., Sørensen, G., & Eikås, S. (2016). Potensialet for biologisk fosforfjerning ved norske rensesanlegg. 51(2).
- Saltnes, T., Sørensen, G., & Eikås, S. (2017, desember 1). *Biological nutrient removal in a continuous biofilm process*. Hentet mars 2022, 22 fra Water Practice & Technology:: <https://doi.org/10.2166/wpt.2017.083>
- Scherrenberg, S. M., van Nieuwenhuijzen, A. F., Menkveld, H. W., den Elzen, J. J., & van der Graaf, J. H. (2008). Innovative phosphorus distribution method to achieve advanced chemical phosphorus removal. *Water Science & Technology*. Hentet april 14, 2022
- Tchonanoglous, G., Stensel, D. H., Tsuchihashi, R., Burton, F., Abu-Orf, M., Bowden, G., & Pfrang, W. (2014). Chemical conditioning. I *Wastewater Engineering* (5. utg., ss. 1564-1567). Metcalf & Eddy I Aecom.
- Tchonanoglous, G., Stensel, D. H., Tsuchihashi, R., Burton, F., Abu-Orf, M., Bowden, G., & Pfrang, W. (2014). Fundamentals of Biological Treatment. I *Wastewater Engineering* (5. utg., ss. 555-674). Metcalf& Eddy I Aecom.
- Tchonanoglous, G., Stensel, D. H., Tsuchihashi, R., Burton, F., Abu-Orf, M., Bowden, G., & Pfrang, W. (2014). Fundamentals of chemical coagulation. I *Wastewater Engineering* (5. utg., ss. 460-473). Metcalf& Eddy I Aecom.
- Tchonanoglous, G., Stensel, D. H., Tsuchihashi, R., Burton, F., Abu-Orf, M., Bowden, G., & Pfrang, W. (2014). Introduction to Depth Filtration. I *Wastewater Engineering* (5. utg., ss. 1129-1144). Metcalf &Eddy I AECOM.
- Zhang, L., Mao, J., Zhao, Q., He, S., & Ma, J. (2015, Desember). Effect of AlCl<sub>3</sub> concentration on nanoparticle removal by coagulation. doi:<https://doi.org/10.1016/j.jes.2015.04.014>
- Zheng, X., Sun, P., Han, J., Son, Y., Hu, Z., Fan, H., & Lv, S. (2014). Inhibitory factors affecting the process of enhanced biological phosphorus removal (EBPR) – A mini-review,. *Process Biochemistry*, 49(12), ss. 2207-2213. doi:<https://doi.org/10.1016/j.procbio.2014.10.008>.

- Ødegaard, H. (2006). *Innovations in wastewater treatment: the moving bed biofilm process*. Hentet mars 23, 2022 fra <https://doi.org/10.2166/wst.2006.284>
- Ødegaard, H. (2014). Anlegg med fastsittende bakteriekultur, biofilmanlegg. I H. Ødegaard, S. T. Thorolfsson, S. Wold Østerhus, O. Lindholm, S. Sægrov, G. Mosevoll, A. Heistad, H. Ødegaard, & F. I. Aasand (Red.), *Vann- og avløpsteknikk* (2. utg., ss. 492-512). Norsk Vann.
- Ødegaard, H. (2014). Biologisk rensing. I H. Ødegaard, S. T. Thorolfsson, S. Wold Østerhus, O. Lindholm, S. Sægrov, G. Mosevoll, & A. Heistad, *Vann- og avløpsteknikk* (2. utg., ss. 458-466). Norsk Vann.
- Ødegaard, H. (2014). Fjerning av partikler. I H. Ødegaard, S. T. Thorolfsson, S. Wold Østerhus, O. Lindholm, S. Sægrov, G. Mosevoll, A. Heistad, H. Ødegaard, & F. I. Aasand (Red.), *Vann og avløpsteknikk* (2.. utg., ss. 179-202). Norsk Vann.
- Ødegaard, H. (2014). Fjerning av partikler. I H. Ødegaard, S. T. Thorolfsson, S. Wold Østerhus, O. Lindholm, S. Sægrov, G. Mosevoll, A. Heistad, H. Ødegaard, & F. I. Aasand (Red.), *Vann- og avløpsteknikk* (2. utg., ss. 179-202). Norsk Vann.
- Ødegaard, H. (2014). Kjemisk rensing. I H. Ødegaard, S. T. Thorolfsson, S. Wold Østerhus, O. Lindholm, S. Sægrov, G. Mosevoll, A. Heistad, H. Ødegaard, & F. I. Aasand (Red.), *Vann- og avløpsteknikk* (2. utg., ss. 441-458). Norsk Vann.
- Ødegaard, H., Thorolfsson, S. T., Wold Østerhus, S., Lindholm, O., Sægrov, S., Mosevoll, G., & Heistad, A. (2014). Vannkvalitet og vannforurensning. I H. Ødegaard, & F. I. Aasand (Red.), *Vann og avløpsteknikk* (2.. utg., ss. 108-123). Norsk Vann.
- Ødegaard, H., Thorolfsson, S. T., Wold Østerhus, S., Lindholm, O., Sægrov, S., Mosevoll, G., & Heistad, A. (2014). Vannkvalitet og vannforurensning. I H. Ødegaard, S. T. Thorolfsson, S. Wold Østerhus, O. Lindholm, S. Sægrov, G. Mosevoll, & A. Heistad, *Vann- og avløpsteknikk* (2. utg., ss. 108-129). Norsk Vann.
- Østlie, S. (2016). *Hias IKS- Vedtak om tillatelse til utslipp av kommunalt avløpsvann fra Hias avløpsanlegg-Tillatelse nr 2016.0926.T*. Hamar: Fylkesmannen i Hedmark. Hentet mars 21, 2022









## VEDLEGG

---

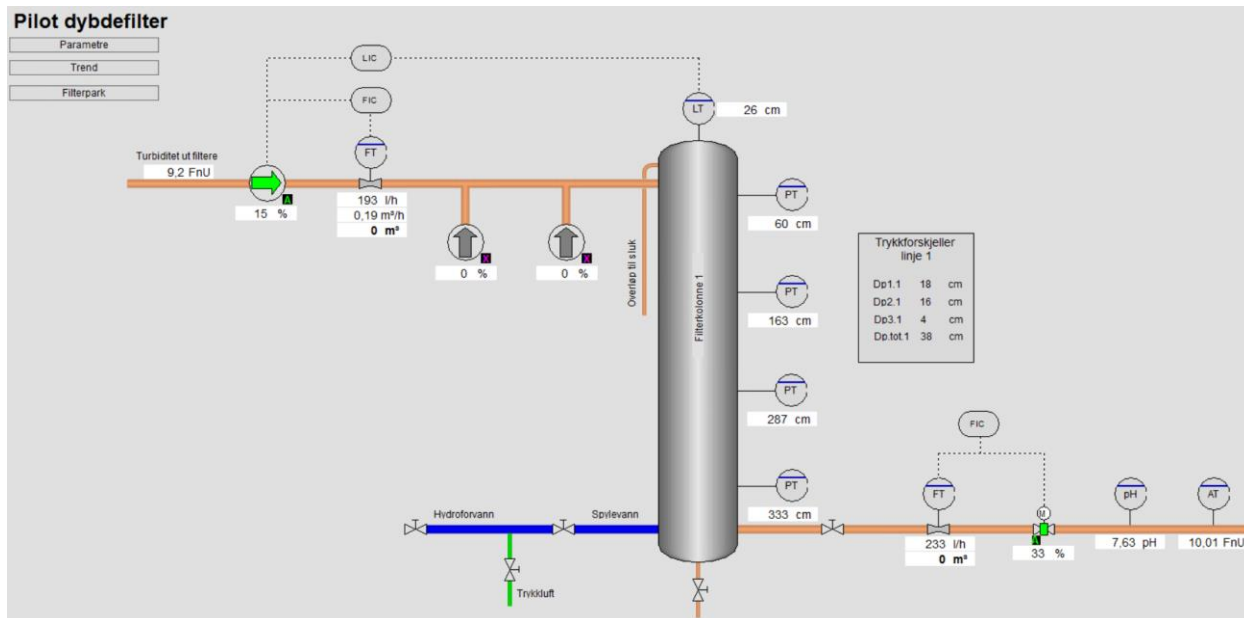
### VEDLEGG A: NÆRMERE BESKRIVELSE AV FORSØKSRIGG

Pilotanlegget er et to-media nedstrøms sandfilter med Monomuli som filtermedie, og baserer seg på filtrering eller direkte filtrering. Anlegget er programmert i WinCC og er automatisk, med mulighet å styre manuelt. Piloten har uttak til både online-målinger og til analoge prøver

DESIGNPARAMERE TER	Kornstørrelse (mm)	Filterdybde (mm)	Partikkeltetthet (kg/m <sup>3</sup> )	Produsent
Filtralite® NC	1.4-2.5	132	1050	Leca Rælingen
Filtralite® HC	0.8-1.6	950	1700	Leca Rælingen
Bærelag	4-8	230		Rådasand AB

**Tabell A- 1: Designparametere for filterkolonne**

Filterkolonnen henter sitt innløpsvann fra diskfilter 1 sitt utløp, og blir pumpet videre til innløpsrøret i toppen av kolonnen. Filterkolonnen er bygd opp av et plastmateriale og er i en sirkulær form, filtermediet produseres av Leca Rælingen. Filtermediet Filtralite NC (1,5-2,5) og Filtralite HC (0,8-1,6) består av ekspandert leire med ulik densitet, og kombinasjonen av filtermedie skaper Filtralite Pure Mono-Multi. Densiteten til filtermediet gjør at det får en naturlig lagfordeling med tyngst nederst etterfulgt av det lettere mediet øverst. Denne fordelingen fjerner de største partiklene tidlig i filtersengen, for å sluttpolere med å fjerne mindre partikler. I denne forsøksriggen vil det fordele seg med HC nederst og øverst NC. Lengst ned i filterkolonnen er ligger bæremedie bestående av støttende steiner. Filteret har som hensikt og sluttpolere avløpsvannet ved bruk av direkte filtrering eller filtrering. Det vil eksistere en liten lagoverlapp hvor de to filtermediene blandes. En nærmere beskrivelse av filterlagene finnes i Figur A- 1.



Figur A- 1: Skjerm bilde av dybdefilter pilot tatt i programmet WinCC, hentet 22.03.22 kl 14: 10



## VEDLEGG B: CALIBRERING AV ONLINE INSTRUMENTER

### pH-meter

Prominent produserer pH- måleren, Dulcometer, som ble benyttet under dette forsøket. Det ble bestilt en ny sensor. Det ble deretter gjort en kalibrering ved å velge «start calibration» på måleren. Sett pH-verdien til «zero», null, for å så føre sensoren inn i en bufferløsning med pH 7, og start kalibreringen. Aksepter verdien ved å trykke «CAL « når verdien er korrekt og stabil. Gjenta det samme med en bufferløsning med 4 pH. Kalibreringen er vellykket hvis det står på måleren at verdiene for «zero» og «slope» er «OK».

### Turbiditetsmåler

Kalibrering av turbiditetsmåleren Dulco turb C fra Prominent i utløpet av pilotanlegget. Startet med å skru opp «flow unit» for å fjerne og rengjøre målecuvetten. Samtidig CU vetten for 10 NTU (B) ble rengjort og forberedt. For B cuvetten rengjort med 5 mL av løsningen «Primary Turbidity Standard», og helt ut. Deretter ble det pipettert 20 mL av løsningen over i cuvette B. Deretter skal minste verdi for 1000 NTU (A), 10 NTU (B) og 0.02 NTU (C) finnes. Cuvette A ble satt i turbiditetsmåleren, når tallverdien ble stabilisert ble cuvetten rotert 20 grader. Ved minste verdi ble det plassert en målestrikk med markør rundt lokket til cuvetten. Dette ble gjentatt for cuvette B og C.

Deretter ble det gått inn i menyen på måleutstyret og valgt kalibrering, cuvette A ble plassert i måleren med markøren ved mot installatør. Kalibrasjonscuvetten ble rotert 20 grader til venstre, og 20 grader til høyre, og posisjonert i posisjonen med lavest verdi. Trykket på knappen for å starte kalibrasjonen på 30 sekunder for A. Samme prosedyre ble gjentatt for B og C. Kalibrasjonstiden for B er på 60 sekunder, og 30 sekunder for C.

## VEDLEGG C: NÆRMERE BESKRIVELSER AV GJENNOMFØRING AV PRØVER

Alle analyser er produsert av Supelco, og beregnet til Spectroquant modeller. Utstyr som benyttes gjennom flere forsøk er;

- Spectroquant Nova 60 i modell M.



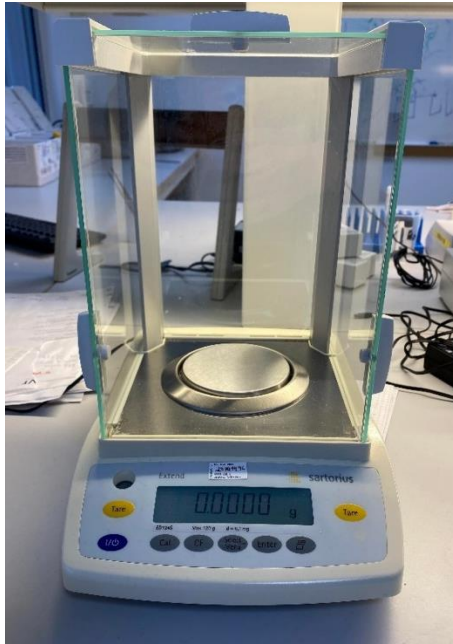
*Figur C- 1: Spectroquant Nova 60, modell M*

- Thermoreaktor fra Spectroquant TR620



*Figur C- 2: Thermoreaktor TR620 fra Spectroquant*

- Vekt fra Sartorius



○

*Figur C- 3: Vekt fra Sartorius*

- Filter fra VWR med maskestørrelse 1,2  $\mu\text{m}$
- Turbiditetsmåler 2100Q fra Hach

## Suspendert stoff (SS)

Utstyr:

- Pinsett
- Vakuumpumpe
- Vakuumsystem
- Vekt fra Sartorius
- Filter
- Vannprøve

I henhold til norsk standard NS 4733 gjennomføres det en blindprøve for hver ny filterpakning som benyttes. Ta ut et filter fra toppen, midt i og bunnen av filterpakningen. Filtrene veies sammen, og det filtreres 150 mL destillert vann gjennom dem. Plasser deretter i tørkeskap, og vei når prøven er tørket. Ved håndtering av filter, skal det brukes pinsett.

For prøver med avløpsvann veies et tørt filter og deretter plasseres med den glatte siden ned i vakuumanlegget. Rist godt vannprøven, før det umiddelbart blir målt i en målesylinder. Velg et volum som kan filtreres på under 1 minutt og filtrer gjennom filteret. Følg eget steg hvis filtreringstiden overstiger 1 minutt. Filteret tørkes i tørkeskap for å deretter bli veid.

I tilfeller hvor filtreringstiden overstiger 1 minutt benyttes det et nytt filter og destillert vann. Skyll målesylinderen med 20 mL destillert vann. Plasser filteret i vakuuet, og bruk 20 mL destillert vann til langs sidene av vakuumkanalen. Tørk filteret og mål differansen i vekt.

$$X = 1000 \cdot \frac{b - a + c}{V}, X = \text{mg/L}$$

$a$  = vekten av uanvendte filteret

$a_0$  = vekten av 3 uanvendte filtre

$b$  = vekten av filtret med tørrsubstans

$b_0$  = vekten av 3 tørkede, filtrerte blindprøvene

$$c = \text{blindprøvens vekttap, mg} = \frac{a_0 - b_0}{3}$$

$V$  = det filtrerte prøvevolumet

## Tot-P

Analysen for totalt fosfor innhold ble gjort for måleområdet 0,05-5,00 mg/l P. 5.00 mL prøve ble pipettert over i et reagensrør og tilsatt 1 dose med P-1K, og satt i en thermoreaktor på 120 grader °C i 30 minutter. Prøven ble deretter avkjølt for å så tilsette 5 dråper med P-2K og mikset. Deretter tilsettes 1 dose med P-3K og ristet godt. Prøven ble avlest etter 5 minutter.

## $\text{PO}_4^{3-}$ (orthofosfat)

Ortofosfatprøven ble først filtrert over i et begerglass, prøven er gyldig i området 0,05-5,00 mg/l. For å være inne i gyldig måleområdet ble prøvevolumet fordoblet. Pipetter 10.00 mL



filtrert prøve over i en ny målekolbe, og bland den med 10 dråper P-2K og to dose med P-1K. Prøven avleses etter 5 minutter ved å helle over prøvevolumet i en celle og måle den i Spectroquant Nova 60.

## Jar testing

Jar testingen ble gjennomført for å finne doseringsområdet som skulle videre testes direkte på filterkolonnen. Testene ble gjennomført i 1 L begerglass med avløpsprøve og ønsket dose med kjemikalie. Tilsett kjemikaliedosen til avløpsvannet og trykk på start. Vent til hele sekvensen med omrøring, koagulering og sedimentering er ferdig, apparaturen vil pipe når prøven er klar til å analyseres. Sammenlign turbiditet og ortho-P med opprinnelig avløpsprøve og prøvene som er tilsatt kjemikalier.

## COD og sCOD

COD måles innenfor målområdet 25-150 mg/L. Marker reagensrørene som benyttes med forskjell om det er løst eller bundet COD. Filtrer deler av avløpsvannet over i et begerglass, det filtrerte vannet benyttes videre for måling av sCOD. Rist godt reagensrøret og tilsett 3 mL med prøvevannet for både løst og bundet, før det settes i en thermoreaktor på 148 grader °C i 120 minutter. La prøven avkjøles til romtemperatur før den avleses i Spectroquant Nova 60.

## Aluminium

Aluminumsprøvene blandes sammen i et rent reagensrør eller andre passende beholdere. Testområdet er mellom 0.020-1.20 mg/l Al, og alle avløpsprøvene ble derfor fortynnet 5 ganger for å være innenfor gyldighetsområdet til analysen. Deretter ble det tilsatt en skje med reagenten Al-1, og ristet til pulveret ble oppløst. Tilsett 1,2 mL med Al-2 og rist. Tilsett så 0,25 mL med reagent Al-3, rist og vent 2 minutter før videre analyse. Tilsett prøven i cellen og mål i photometeret. Avlest tall må ganges med 5 for å få riktig resultat.

## Turbiditetsmåler

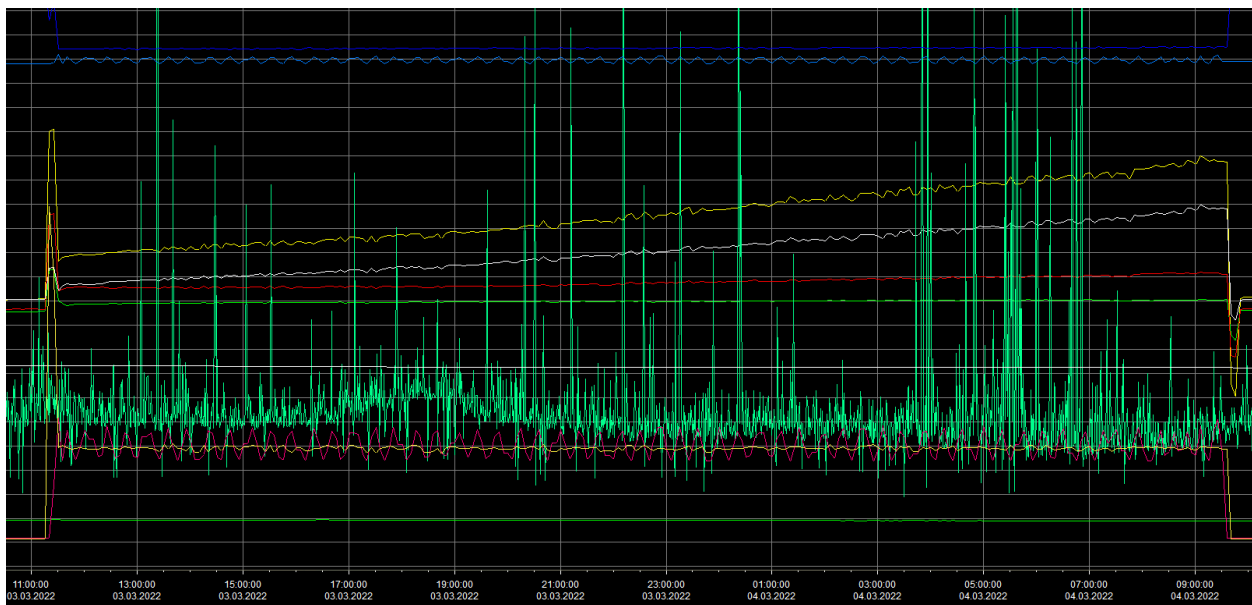
Turbiditen ble målt i 2100Q fra Hach. Fyll opp det medfølgende glasset med prøvevann opp til markeringsstreken. Plasser måleglasset i turbiditetsmåleren, lukk igjen lokket og trykk på

knappen hvor det står avles. Vent et par sekunder før turbiditeten blir oppgitt på avlesningsskjermen.

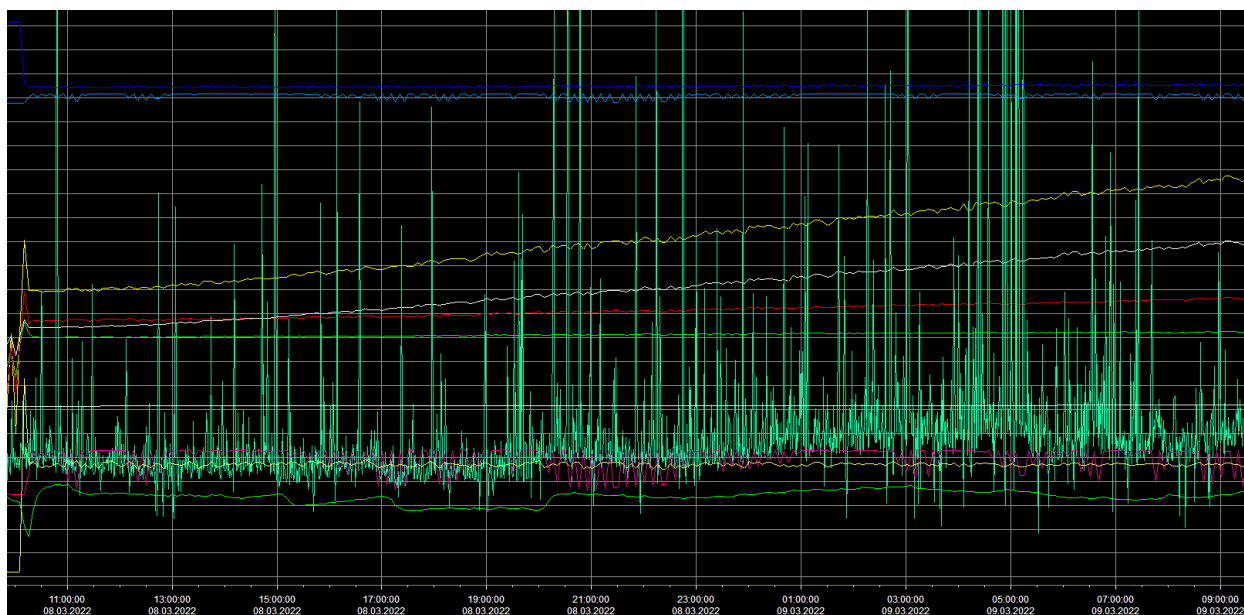
## VEDLEGG D: RESULTATER

Her kommer en oversikt over alle resultater som ikke har blitt fremvist tidligere i oppgaven.

### Drift med koagulant tilsatt før diskfilter



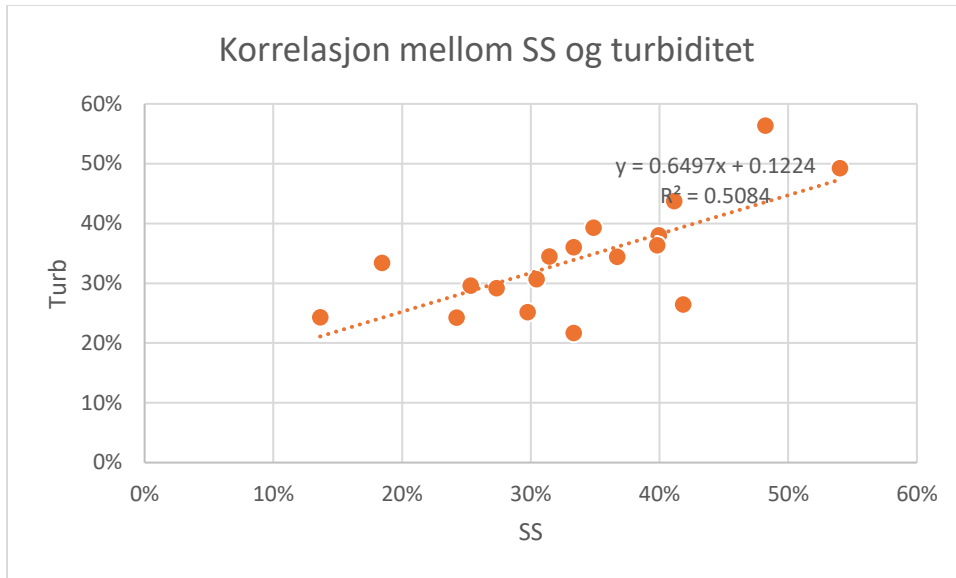
Figur D- 1: Skjerm bilde hentet fra WinCC for driftsbetingelsen koagulant før diskfilter, 10 m/h



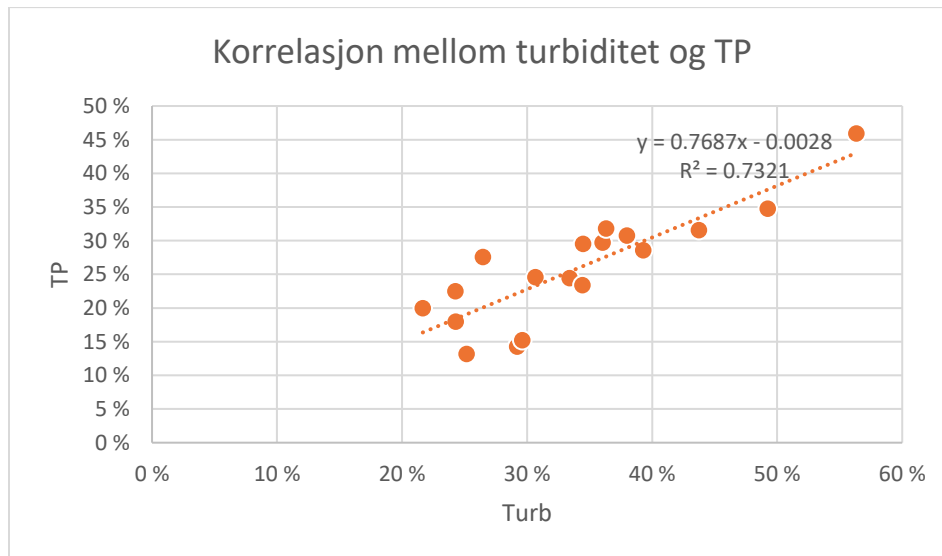
Figur D- 2: Skjermbilde hentet fra WinCC for driftsbetingelse koagulant før diskfilter, 12 m/h

KOAGULANT FØR DISKFILTER												
	INN						UT					
Hastighet m3/h	SS mg/L	Turb	COD Ufiltrert mg/L	COD filtrert mg/L	PO4 mg/L	TP mg/L	SS mg/L	Turb	COD Ufiltrert mg/L	COD filtrert mg/L	PO4 mg/L	TP mg/L
10	15.67	4.49	57	50	0.073	0.37	8.11	1.96	45	39	0.053	0.20
	14.67	4.04	61	41	0.029	0.40	11.11	3.06	51	38	0.025	0.31
	16.67	5.24	62	48	0.047	0.42	12.11	3.71	56	44	0.026	0.36
	18.67	5.92	71	41	0.054	0.53	13.11	4.43	66	36	0.078	0.46
	17.67	4.19	57	48	0.023	0.37	11.78	2.68	46	52	0.054	0.26
15.67	5.06	53	56	0.078	0.45	12.78	3.37	66	51	0.036	0.34	
12	15.67	6.16	68	56	0.038	0.58	9.11	4.53	71	55	0.036	0.42
	13.67	4.11	63	47	0.048	0.45	9.11	3.22	65	48	0.066	0.36
	14.67	5.35	70	52	0.033	0.5	12.67	4.05	70	55	0.15	0.41
	16.67	6.01	69	50	0.07	0.46	12.44	4.23	65	44	0.066	0.39
	19.67	5.78	72	-	0.028	0.47	12.44	3.79	63	25	0.046	0.36
21.67	7.33	78	54	0.054	0.56	14.11	4.45	72	55	0.048	0.4	
8	23.17	7.79	94	64	0.058	0.61	16.11	5.4	86	66	0.045	0.46
	17.67	5.28	71	12	0.062	0.44	12.11	3.46	68	50	0.056	0.31
	20.17	6.5	52	53	0.052	0.52	12.11	4.03	66	31	0.031	0.36
	25.67	8.78	86	58	0.071	0.66	15.44	5.59	64	59	0.047	0.45
	19.44	5.35	72	54	0.015	0.38	11.44	3.01	60	46	0.025	0.26
24.17	6.64	74	59	0.031	0.46	11.11	3.37	74	56	0.023	0.3	

Figur D- 3: Fullstendige resultater fra koagulant før diskfilter. Røde tall representerer feilprøver.

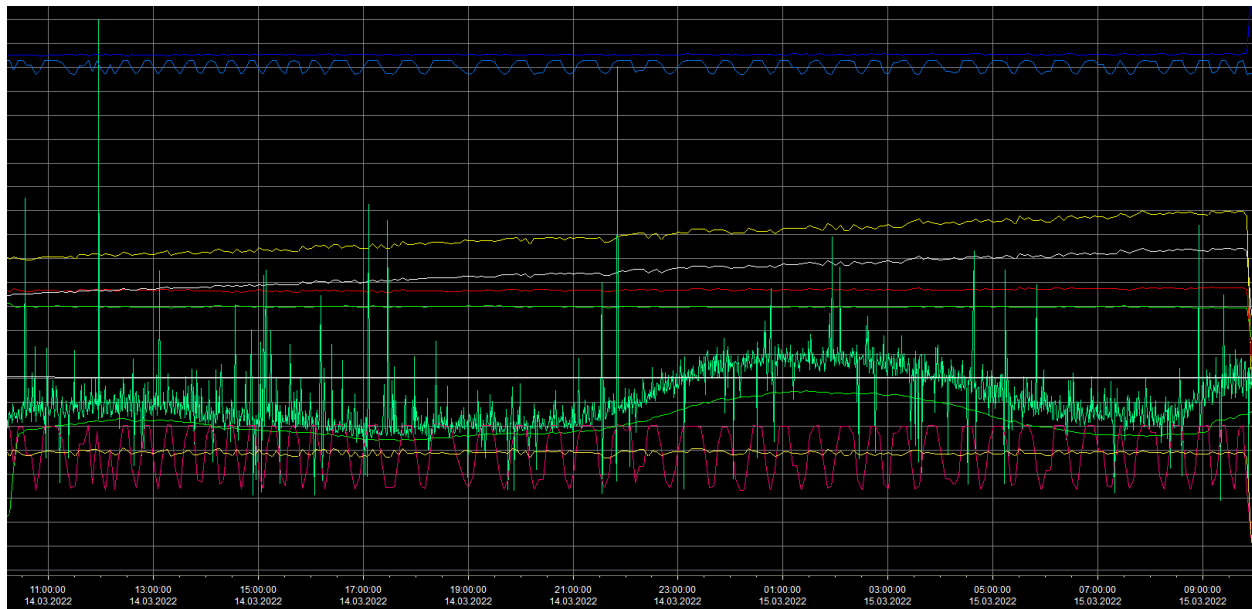


Figur D- 4: Korrelasjon mellom SS og Turbiditet i drift med koagulant før diskfilter

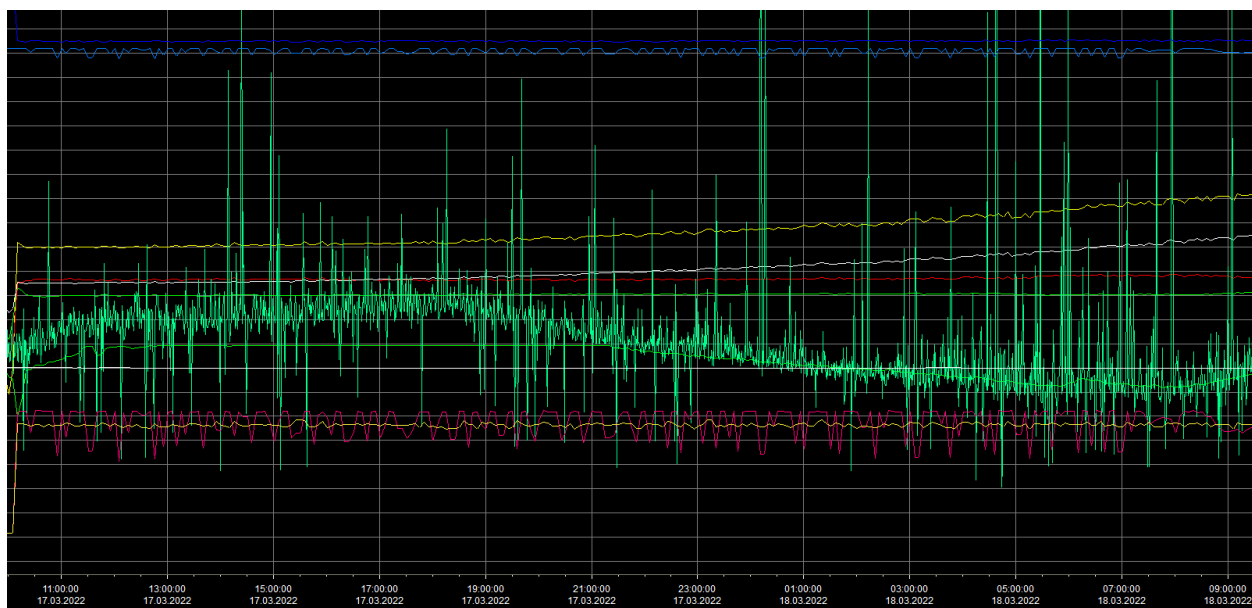


Figur D- 5: Korrelasjon mellom turbiditet og TP i drift med koagulant før diskfilter

## Drift uten koagulant tilsatt før diskfilter



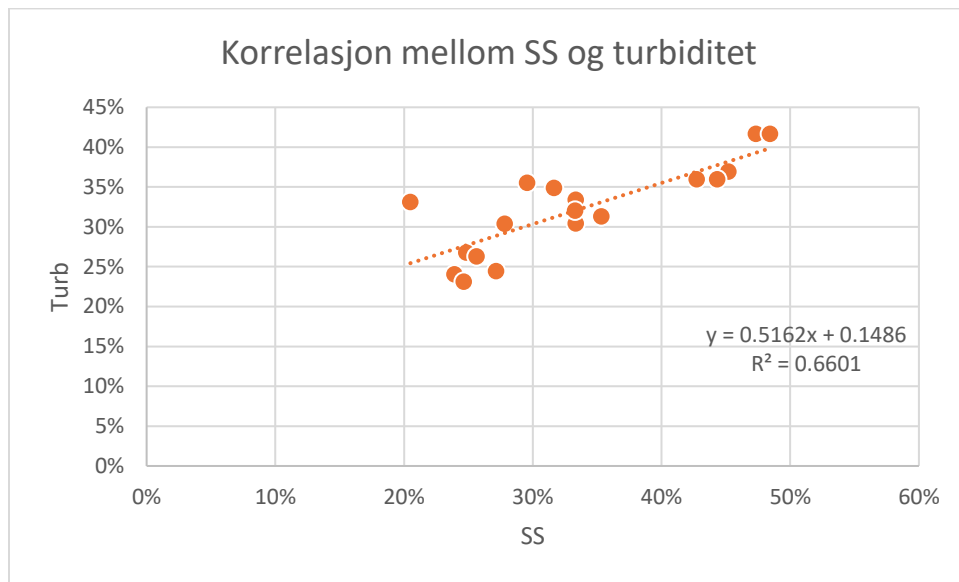
Figur D- 6: Skjermbilde hentet fra WinCC for driftsbetingelse uten koagulant på diskfilter, 10 m/h



Figur D- 7: Skjermbilde hentet fra WinCC for driftsbetingelse uten koagulant på diskfilter, 12 m/h

UTEN KOAGULANT												
Hastighet m3/h	INN						UT					
	SS mg/L	Turb FNU	COD Ufiltrert mg/L	COD filtert mg/L	PO4 mg/L	TP mg/L	SS mg/L	Turb FNU	COD Ufiltrert mg/L	COD filtert mg/L	PO4 mg/L	TP mg/L
10	16.17	7.89	94	67	0.026	0.57	11.78	5.96	83	67	0.036	0.43
	14.17	7.07	88	70	0.045	0.60	10.78	5.37	84	65	0.012	0.47
	17.67	10.1	95	72	0.074	0.71	12.44	6.51	89	66	0.048	0.52
	19.17	10.9	105	81	0.091	0.72	14.44	8.38	101	78	0.065	0.66
	15.67	8.03	75	51	0.042	0.61	11.78	5.88	156	135	0.011	0.57
	19.67	10.2	165	138	0.032	0.76	13.44	6.64	158	134	0.021	0.65
12	21.67	11.6	82	53	0.079	0.74	16.11	8.55	77	53	0.029	0.59
	23.17	9.15	90	68	0.086	0.87	15.44	6.35	80	62	0.031	0.64
	18.17	10.5	87	67	0.129	0.9	13.11	7.31	85	65	0.039	0.72
	22.17	11.8	99	72	0.272	1.06	14.78	8.21	91	72	0.152	0.69
	18.17	8.65	89	63	0.067	0.75	12.11	5.76	80	63	0.021	0.61
	18.17	9.99	154	137	0.046	0.95	14.44	6.68	71	51	0.024	0.67
8	16.67	7.5	80	59	0.08	0.64	10.78	5.15	68	56	0.059	0.43
	14.17	6.56	88	56	0.059	0.44	8.11	4.2	73	55	0.014	0.41
	16.67	8.61	86	61	0.103	0.69	8.78	5.02	69	58	0.029	0.48
	19.67	9.72	97	67	0.041	0.72	10.78	6.13	77	63	0.019	0.51
	15.17	6.56	77	68	0.059	0.7	8.44	4.2	71	57	0.014	0.42
	17.67	8.61	89	64	0.103	0.62	9.11	5.02	72	56	0.029	0.5

Figur D- 8: Fullstendige resultater fra drift uten koagulant. Røde tall representerer ugyldige COD analyser. Rader markert i grått er analyser tatt etter trykktapsbegrensning.

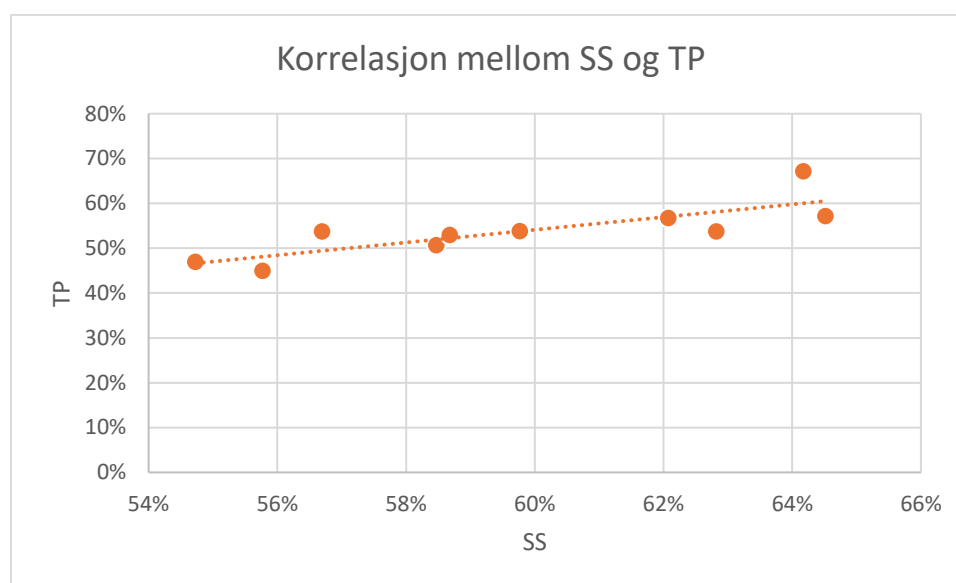


Figur D- 9: Korrelasjon mellom SS og turbiditet for drift uten koagulant

## Koagulant tilsatt på filterkolonne

Koagulant på filterkolonne												
Hastighet m3/h	INN						UT					
	SS mg/L	Turb	COD Ufiltrert mg/L	COD filtrert mg/L	PO4 mg/L	TP mg/L	SS mg/L	Turb	COD Ufiltrert mg/L	COD filtrert mg/L	PO4 mg/L	TP mg/L
10	28.89	10.3	71	42	0.022	0.69	12.78	4.03	50	34	0.031	0.38
	28.22	9.79	61	41	0.22	0.64	10.11	2.78	46	31	0.021	0.21
	27.56	9.66	72	47	0.048	0.63	9.78	3.22	45	37	0.034	0.27
12	24.89	10.7	84	50	0.063	0.8	10.78	4.86	32	34	0.036	0.37
	28.22	9.62	76	47	0.077	0.83	12.78	4.21	60	46	0.041	0.44
	27.56	9.72	69	48	0.063	0.77	11.44	4.26	57	44	0.045	0.38
8	43.33	13.1	72	45	0.039	0.67	16.11	4.42	37	30	0.028	0.31
	23.56	8.43	103	88	0.034	0.67	8.93	3.08	122	120	0.021	0.29
	23.56	9.26	145	100	0.052	0.68	9.73	4.08	132	114	0.041	0.32

Figur D- 10: Fullstendige resultater for koagulant tilsatt på filterkolonne. Røde tall representerer ugyldige COD analyser, grå felt er prøver tatt etter at filteret har gått i overløp.



Figur D- 11: Korrelasjon mellom reduksjonen for SS og TP

## Polymer tilsatt på filterkolonne

Polymer på filterkolonne												
Hastighet m3/h	INN						UT					
	SS mg/L	Turb	COD Ufiltrert mg/L	COD filtrert mg/L	PO4 mg/L	TP mg/L	SS mg/L	Turb	COD Ufiltrert mg/L	COD filtrert mg/L	PO4 mg/L	TP mg/L
10	0.00	7.7	180	142	0.108	0.71	0.00	5.34	151	133	0.035	0.42
	0.00	5.71	163	119	0.055	0.62	0.00	3.13	145	125	0.051	0.42
12	0.00	7.23	79	55	0.084	0.71	0.00	5.05	73	41	0.044	0.52
	0.00	7.93	90	74	0.117	0.74	0.00	5.37	81	73	0.081	0.55
	0.00	4.38	66	46	0.059	0.53	0.00	2.49	46	40	0.074	0.41
8	0.00	5.54	76	58	0.052	0.57	0.00	3.45	59	54	0.069	0.48
	0.00		133	80	0.242	0.8	0.00		65	62	0.088	0.53
	0.00	4.97	75	62	0.067	0.62	0.00	3.17	62	60	0.067	0.5

Figur D- 12: Fullstendige resultater for Polymer tilsatt på filterkolonne. Røde tall representerer ugyldige COD analyser, grå felt er prøver tatt etter at filteret har gått i overløp. Blanke felt er prøver som ikke ble analysert

## VEDLEGG E: ARBEIDSPLAN

PRØVETAKINGSPLAN						
DATO	DAG	UKEDAG	FORSØK	HASTIGHET ut(m/h)	ØNSKET MENGDE UT (l/h)	Kommentar
		mandag				
		tirsdag				
2.3	1	onsdag	Koagulant før diskfilter	10	314	
3.3	2	torsdag		10	314	
4.3	3	fredag				Avsluttende tilbakespyling
5.3		lørdag				
6.3		søndag				
7.3	5	mandag		12	376,8	
8.3	6	tirsdag		12	376,8	
9.3	7	onsdag		8	251,2	
10.3	8	torsdag		8	251,2	
11.3	9	fredag				Avsluttende tilbakespyling
12.3		lørdag				
13.3		søndag				
14.3	10	mandag	Uten tilsatt kjemikalier	10	314	
15.3	11	tirsdag		10	314	
16.3	12	onsdag		12	376,8	
17.3	13	torsdag		12	376,8	
18.3	14	fredag				Avsluttende tilbakespyling
19.3		lørdag				
20.3		søndag				
21.3	15	mandag		8	251,2	
22.3	16	tirsdag		8	251,2	Avslutning på forrige driftbetingelse og oppstart på neste
23.3	17	onsdag				
24.3	18	torsdag				Testing av koagulant og doseringspumpe på
25.3	19	fredag				
26.3		lørdag				
27.3		søndag				
28.3	20	mandag	Koagulant på filterkolonne	10	314	
29.3	21	tirsdag		12	376,8	
30.3	22	onsdag		8	251,2	Avsluttende tilbakespyling og testing av polymer på filterkolonne
31.3	23	torsdag				
1.4	24	fredag				
2.4		lørdag				
3.4		søndag				
4.4	25	mandag	Polymer på filterkolonne			
5.4	26	tirsdag		10	314	
6.4	27	onsdag		12	376,8	
7.4	28	torsdag		8	251,2	
8.4	29	fredag				Avsluttende tilbakespyling

Figur E- 1: Arbeidsplan for gjennomføring av driftsforsøk. Tilbakespylingsforsøk ble gjennomført i perioden januar - mars.





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

Postboks 5003  
NO-1432 Ås  
Norway