



Norges miljø- og  
biovitenskapelige  
universitet

**Masteroppgave 2022 30 stp.**  
Fakultetet for realfag og teknologi

## **Flyteslamproblematikk i UASB (Upstream anaerobic sludge blanket) biogassreaktor: Hva er årsaken(e) og hvilke(n) løsning(er) finnes?**

Floating sludge challenges in UASB (Upstream anaerobic sludge blanket) reactor. What is the cause(s) and solution(s)?

**Andreas Stenseth**

Vann- og miljøteknikk (Arial, vanlig, 10pt)

## Abstract

This is a sub-project of via SiEUGreen that will contribute to achieving the goals of creating an urban agriculture with focus on food security, resource efficiency and smarter cities. This will take place in close cooperation between China and the EU. Source separation and greater focus on local treatment of household waste, including wastewater are in focus. Therefore, research is being carried out into a type of UASB (Upstream anaerobic sludge blanket) reactor that treats source-separated black water. This is supplied via water-saving vacuum toilets in a student residence with 24 apartments that can accommodate 48 residents. The goal is to solve challenges associated with this type of reactor and thus work towards the best possible energy balance and reuse of resources in the form of biogas and residues.

In such a reactor, active biomass accumulates over time in the form of sludge on the bottom of the reactor and in a blanket formation upstream. The sludge blanket acts as a filter when particles flow upwards in the reactor and through the sludge blanket. Organic material is broken down in the sludge under anaerobic conditions and energy-rich biogas is formed. In this reactor, the sludge blanket lies on top of the substrate, which limits the efficiency and thus the resource utilization of the black water.

To study the causes, a literature study of similar processes and a number of analyzes have been carried out at the same time as the reactor and the sludge blanket have been monitored. Analyzes have been performed on the ratio between total carbon and nitrogen content (C: N ratio), pH, reduction of organic matter (COD), ammonium concentration, concentration of volatile fatty acids (VFA), the ratio between total content of volatile fatty acids and the buffer capacity of the substrate (FOS/TAC), nutrient analysis of sludge and biogas production, and composition. At the same time, energy- and mass balance have been calculated to study the reactor's efficiency and profitability under current conditions. At the beginning of the trial period, a reduction of hydraulic loading and recycling was done to study the effects. The recycling is essential, as it ensures that the sludge particles in the substrate have a longer average residence time despite a short hydraulic residence time. Excessive recycling causes too much turbulence in the substrate to separate and accumulate enough sludge particles in the upper and lower sludge blankets.

At the beginning of the project, the upper sludge blanket had a clearly high TS visually, which was confirmed by a TS/VS analysis, where TS was approx. 13% and VS% of approx.

93%. The high VS content indicates a high content of active biomass. A reduction in HLR was performed from approx. 35 L/d to approx. 31 L/d, at the same time as the amount of recycling was reduced from 3 to 2 pulses between each substrate feeding with 3 L/pulse on 23 February. The sludge blanket has clearly dissolved gradually until the end of the experimental period on 12 April, at the same time biogas production has increased by approx. 23% from the biogas measurements started until 12 April.

The C:N ratio turns out to be very low, as it was measured to be between approx. 1.5:1 - 4.5:1. Normal for black water is 1:6, while the optimum for a biogas process is somewhere between 16:1 - 35:1. This will therefore be very limiting for the efficiency of this reactor. At the same time, it is also conceivable that the carbon variation is not sufficient for optimal operation, as there is only a single substrate source. Since the majority of nitrogen in black water comes from urine, it is recommended to implement urine separation in the future to increase the C:N ratio to a acceptable level. Urine separation will also provide a significant reduction in ammonium and ammonia in the process, which will further increase efficiency.

The literature study shows that there are many other measures that can be taken to increase the profitability of this reactor. The most important apart from those already mentioned is temperature. The reactor has been operated at a fairly stable temperature of approx. 28°C, while an optimal temperature is in the range 30 - 35 °C according to the literature. The average methane production turns out to be 14% lower than theoretically calculated production under current conditions. Temperature and C:N ratios are probably important limiting factors here, but as the daily production continues to increase at the end of the trial period, the adjustment on 23 February will probably still have an ongoing effect.

## Sammendrag

Dette er et delprosjekt av via SiEUGreen som skal bidra til å nå målene om å skape et urbant landbruk med sikte på matsikkerhet, ressurseffektivitet og smartere byer. Dette skal skje i et tett samarbeid mellom Kina og EU. Kildeseparasjon og større fokus på lokal behandling av husholdningsavfall, deriblant avløpsvann står i fokus. Derfor forskes det på en type UASB (Oppstrøms anaerob slamteppe) reaktor som behandler kildeseparert svartvann. Dette tilføres via vannbesparende vakuumpoletter i en studentbolig med 24 leiligheter som rommer 48

beboere. Målet er å løse utfordringer knyttet til denne type reaktor og dermed jobbe mot en best mulig energibalanse og gjenbruk av ressurser i form av biogass og -rest.

I en slik reaktor akkumuleres det over tid aktiv biomasse i form av bunnslam og et slamteppe oppstrøms. Slamteppet fungerer som et filter når partikler strømmer oppover i reaktoren og dermed gjennom slamteppet. Organisk materiale brytes ned i slammet under anaerobe forhold og det dannes energirik biogass. I denne reaktoren ligger slamteppet ovenpå substratet, som begrenser renseeffekten og dermed ressursutnyttelsen av svartvannet.

For å studere årsakene er det gjort litteraturstudie av lignende prosesser og en rekke analyser samtidig som reaktoren og slamteppet har blitt overvåket. Det er utført analyser av forholdet mellom totalt karbon og -nitrogeninnhold (C:N-forhold), pH, reduksjon av organisk materiale (COD), ammoniumkonsentrasjon, konsentrasjon av flyktige fettsyrer (VFA), forholdet mellom totalt innhold av flyktige fettsyrer og substratets bufferevne (FOS/TAC), næringsstoffanalyse av slam og biogassproduksjon, samt -sammensetning. Samtidig er det beregnet energi- og massebalanse for å studere reaktorens effektivitet og lønnsomhet ved dagens forhold. I starten av forsøksperioden ble det gjort en reduksjon av hydraulisk belastning og resirkulering for å studere effekten av dette på prosessen. Resirkuleringen er essensiell, da den sørger for at slampartiklene i substratet får en lenger gjennomsnittlig oppholdstid til tross for en kort hydraulisk oppholdstid. For høy resirkulering fører til at det blir for mye turbulens i substratet til at skilles ut og akkumuleres nok slampartikler i det øvre og nedre slamteppet.

Ved starten av prosjektet hadde det øvre slamteppet en tydelig høy TS visuelt, som ble bekreftet via TSVS analyse, hvor TS lå på ca. 13% og VS% på ca. 93%. Den høye VS-andelen tyder på et høyt innhold av aktiv biomasse. Det ble utført en reduksjon i HLR fra ca. 35 L/d til ca. 31 L/d 23, samtidig som mengden resirkulering ble redusert fra 3 til 2 pulser mellom hver substratføring med 3 L/puls den 23 februar. Slamteppet har tydelig løst seg opp gradvis frem til slutten av forsøksperioden 12 april, samtidig har biogassproduksjonen steget med ca. 23% fra biogassmålingene startet og frem til 12 april.

C:N-forholdet viser seg å være svært lavt, da det ble målt til mellom ca. 1.5:1 – 4.5:1. Vanlig for svartvann er 1:6, mens det optimale for en biogassprosess ligger et sted mellom 16:1 - 35:1. Dette vil derfor være svært begrensende for effektiviteten til denne reaktoren. Samtidig kan også tenkes at karbonvariasjonen ikke er tilstrekkelig for optimal drift, da det kun er en enkelt substratkilde. Da majoriteten av nitrogen i svartvann kommer fra urin, er det anbefalt å

implementere urinseparasjon i fremtiden for å øke betraktelig C:N-forholdet til et ønsket nivå. Urinseparasjon vil også gi en betydelig reduksjon av ammonium og ammoniakk i prosessen, som vil øke effektiviteten ytterligere.

Litteraturstudiet viser at det er mange andre tiltak som kan gjøres for å øke lønnsomheten til denne reaktoren. Den viktigste bortsett fra de som allerede er nevnt er temperatur. Reaktoren har vært driftet ved en ganske stabil temperatur på ca. 28°C, mens en optimal temperatur ligger visstnok i området 30 - 35°C ifølge litteraturen. Den gjennomsnittlige metanproduksjonen viser seg å være 14% lavere en teoretisk beregnet produksjon ved dagens forhold. Temperatur og C:N-forhold er sannsynligvis viktige begrensede faktorer her, men da den daglige produksjonen fortsatt øker ved slutten av forsøksperioden har sannsynligvis justeringen 23 februar fortsatt en løpende effekt.

## Forord

Denne oppgaven representerer for meg 6 år skolegang. Det første året var studiekompetanse fysisk på Sonans, hvor jeg pendlet fra Moss til Oslo. Året etter gikk jeg «realfag grunnstudium» ved NMBU, mens de resterende 4 årene var på det 5-årige masterprogrammet «vann- og miljøteknikk ved NMBU».

Jeg ville ha et praktisk forsøk innen rensing, derfor passet denne oppgaven meg perfekt. Jeg har fått tatt meg et dypere dykk inn i biogassprosesser, som er et veldig viktig tema med tanke på miljøutfordringer og fremtiden. Prosjektet startet pent i midten av februar og for fullt i starten av mars. Det var litt avklaringer og logistikk som måtte på plass før jeg kom ordentlig i gang. Det har blitt gjort litteraturstudie av biogassprosesser og mye annet som er relevant for denne oppgaven, samt prøvetaking, overvåking av prosessen, beregninger og laboratoriearbeid for å bidra til denne oppgaven.

Arbeidet med denne oppgaven har egentlig gått ganske greit, da jeg har jobbet jevnt og trutt fra start til slutt. Jeg hadde også god støtte fra mine 3 veiledere. Melesse Eshetu Mogens har vært svært behjelpelig med den praktiske delen, John Morken har vært veldig behjelpelig både når det gjelder teori, beregninger og med hans kontakter innen faget. Arve Heistad har sørget for at det økonomiske er i orden, at jeg har vært på rett vei og sjekket innom om jeg har det bra underveis. Designeren av reaktoren, Daniel Todt har også vært veldig behjelpelig med alle mine spørsmål knyttet til det tekniske ved reaktoren. Det har vært veldig positivt å

ha så mange gode støttespillere underveis, men det bød også på noen utfordringer. For hver beslutning som skal tas må det gjennom flere ledd, hvor flere er ganske opptatt. Å få til et spontant møte med sammen ette har ført til at ting har tatt litt lang tid innimellom, spesielt oppstarten. Etter hvert valgte jeg å bare ta avgjørelsene selv hvis jeg ikke fikk svar fort nok, det er også god læring. Ellers har Labtek og Nibio bidratt med noen av analysene, kona og familien min har hjulpet meg med å holde hodet over vann, og sønnen min har gitt meg motivasjon med sitte herlige vesen når det har vært tungt.

Andreas Stenseth

Moss, 14.05.2022

## Innhold

Sammendrag .....	1
Forord.....	4
Innhold .....	5
Figurliste .....	8
Tabelliste.....	10
1. Introduksjon.....	12
1.1.1 Bakgrunn for oppgaven.....	12
1.2 Målet med oppgaven .....	13
1.3 Problemstilling .....	13
2 Teori.....	14
2.1 Avløpsvann.....	14
2.1.1 Svartvann .....	14
2.2 Anaerob nedbrytning .....	15
2.2.1 Substrat .....	16
2.2.2 Biogass.....	17

2.2.3	Biorest.....	18
2.2.4	Biokjemiske prosesser ved anaerob nedbrytning.....	19
2.2.4.1	Hydrolyse.....	19
2.2.4.2	Fermentering.....	19
2.2.4.3	Acetatogenese.....	20
2.2.4.4	Metanogenese.....	20
2.3	Anaerob reaktor.....	23
2.4	Viktige parametere i en anaerob nedbrytningsprosess.....	24
2.4.1	Temperatur.....	24
2.4.2	pH.....	25
2.4.3	C:N-forhold.....	25
2.4.4	FOS/TAC forhold.....	26
2.4.5	VFA (Volatile fatty acids).....	27
2.4.6	Ammonium.....	27
2.5	Reaktortype.....	28
2.5.1	Satsvis («batch») reaktor.....	29
2.5.2	Kontinuerlig gjennomstrømnings-reaktor.....	30
2.5.2.1	Kontinuerlig tube- («plug flow») og fullstendig miksede reaktorer.....	30
2.5.3	UASB (Oppstrøms anaerob slamteppe) reaktor.....	30
2.5.4	Ett-/flerstegs reaktor.....	32
2.6	Krav til bruk av biorest.....	33
2.7	Etterbehandling av biorest for bruk som gjødsel.....	34
2.8	Mulige årsaker til flyteslammet i reaktoren.....	35
3	Materiale og metode.....	37
3.1	Formler brukt til beregninger.....	38
3.1.1	TS og VS.....	38
3.1.2	HLR, HRT, SRT & OLR.....	39

3.1.2.1	HLR .....	39
3.1.2.2	HRT .....	40
3.1.2.3	SRT .....	40
3.1.2.4	OLR .....	41
3.1.3	COD-reduksjon .....	41
3.2	Beskrivelse av biogassanlegget .....	41
3.3	Substrat .....	50
3.4	Endringer av resirkulasjon og hydraulisk belastning underveis .....	50
3.5	Målinger .....	51
3.5.1	Totalt tørrstoff (TS) & flyktig tørrstoff (VS) .....	53
3.5.2	Analyse av COD, C/N-forhold og ammonium .....	54
3.5.2.1	COD .....	56
3.5.2.2	Total nitrogen .....	56
3.5.2.3	Ammonium .....	57
3.5.3	Analyse av VFA og FOS/TAC .....	57
3.5.4	pH .....	58
3.5.5	Gassmengde/-sammensetning .....	59
3.5.6	Innhold av protein, karbohydrat og fett – Flytende slamteppe .....	62
3.6	Energibalanse .....	63
3.7	Massebalanse .....	64
4	Resultater og analyser .....	65
4.1	TS, VS og pH .....	66
4.2	C:N-forhold .....	70
4.3	COD .....	71
4.4	Ammonium .....	74
4.5	VFA .....	75
4.6	FOS/TAC .....	76



4.7	Slamteppe: NDF, N, C, S, Totalfett & sCP.....	77
4.8	Biogassproduksjon og -sammensetning .....	79
4.9	HLR, HRT, OLR.....	80
5	Masse- og energibalanse.....	81
5.1	Massebalanse og virkningsgrad .....	81
5.2	Energibalanse .....	82
6	Diskusjon.....	85
6.1	Prøvetakingsmetode .....	85
6.2	Massebalanse & virkningsgrad .....	86
6.3	Energibalanse .....	86
6.4	Slamteppet.....	86
6.5	Feilkilder .....	87
7	Konklusjon.....	88
8	Litteraturliste .....	89
	Vedlegg A (TS, VS, pH).....	92
	Vedlegg B (C:N-forhold).....	93
	Vedlegg C (COD) .....	93
	Vedlegg D (Ammonium) .....	94
	Vedlegg E (VFA).....	94
	Vedlegg F (FOS/TAC).....	95
	Vedlegg G (Biogassproduksjon og -sammensetning).....	96

## Figurliste

<i>Figur 1: «Stegvis degradering av organisk materiale til biogass», av (Schnürer &amp; Jarvis, 2018).</i> .....	15
<i>Figur 2: Oversikt over nedbrytning av lipider, polysakkarider og proteiner ved hjelp av enzymer, av (Seadi et al., 2008)</i> .....	19
<i>Figur 3: «Partielltrykket p<sub>H2</sub> til hydrogen sin påvirkning på energifrigjøringen ΔG<sub>f</sub>' under dannelsen av metan og karbondioksid i syrefasen og acetatogenesen», av (Deublein &amp; Steinhauser, 2011)</i> .....	22

Figur 4: «Assosiert og dissosiert ammonium», av (Deublein & Steinhauser, 2011) .....	27
Figur 5: «Type nedbrytningsmetode», av (Fischer & Backes, 2012) .....	28
Figur 6: «Garasjeomsetter», av (Fischer & Backes, 2012) .....	29
Figur 7: Illustrasjon av en UASB-reaktor, av (Aquacorp.) .....	31
Figur 8: «To-steps eksperimentelt oppsett for anaerob nedbrytning av fast potetavfall», av (Parawira et al., 2005).....	32
Figur 9: «Sammenheng mellom årsakene til flyteslam i oppstrøms granulslam reaktorer», av (Wang et al., 2018).....	35
Figur 10: Hele biogassanlegget. Bilde tatt av Andreas Stenseth 17 februar. ....	42
Figur 11: Flytskjema for hele biogassanlegget. ....	42
Figur 12: Bilde av spesifikasjonene til omrøreren på blandetanken. Disse viser blant annet en forbruk på 25 W, tatt av Andreas Stenseth 31. Mars. ....	43
Figur 13: Bilde av 15 L buffertank, tatt av Andreas Stenseth .....	44
Figur 14: «Prinsippskisse av snittet til reaktoren», av (JetsAS, 2021).....	46
Figur 15: «Prinsippskisse av plan for den samme reaktoren som i figur 14», av (JetsAS, 2021) .....	46
Figur 16: «Illustrerer reaktoren i figur 14 og 15 i driftsmodus», av (JetsAS, 2021).....	47
Figur 17: «Illustrerer reaktoren i figur 14 og 15 i resirkulasjonsmodus», av (JetsAS, 2021).....	47
Figur 18: Kontrollpanelet som overvåker og styrer hele systemet. ....	49
Figur 19: Reaktorens 15 utløp for prøvetaking. S1, S10 og slamuttak er benyttet i denne oppgaven, tatt av Andreas Stenseth 17 mars. ....	52
Figur 20: Bilde av skåler med 10 mL prøvemateriale før tørking, tatt av Andreas Stenseth 23 mars. ....	54
Figur 21: Bilde av sentrifugerør som brukes til analyser av COD, nitrogen og ammonium, tatt av Andreas Stenseth 23 mars. ....	55
Figur 22: Hach Lange kit brukt til analyse av kjemisk oksygenforbruk (COD), av (LabShop). ....	56
Figur 23: Hach Lange kit brukt til analyse total nitrogen, av (Aquaanalytics-Tekhnika). ....	56
Figur 24: Hach Lange kit brukt til analyse av ammonium, av (LabShop). ....	57
Figur 25: Bilde av pH meter av typen "VWR PH20", tatt av Andreas Stenseth 28 april. ....	59
Figur 26: Bilde av mekanisk gassmengdemåler, tatt av Andreas Stenseth 31 mars. ....	60
Figur 27: Bilde av digital gassmengdemåler, tatt av Andreas Stenseth 31 mars. ....	61
Figur 28: Illustrasjon av en «SRI GC 8610C gasskromatograf», hentet fra (Chromatographs). ....	62
Figur 29: Bilde av det flytende slamteppet, tatt av Andreas Stenseth 3 februar. ....	63
Figur 30: pH-målinger for svartvann, utløp, S1, S10 og slamuttak analysert i perioden 2 mars-12 april. ....	67
Figur 31: TS(%) målinger for svartvann, utløp, S1, S10, og slamuttak analysert i perioden 17 februar-12 april. ....	67
Figur 32: Reduksjon av TS(%) mellom svartvann-utløp, analysert i perioden 17 februar-12 april. ....	68
Figur 33: VS(%) målinger for svartvann, utløp, S1, S10 og slamuttak analysert i perioden 17 februar-12 april. ....	69
Figur 34: Reduksjon av VS(%) mellom svartvann-utløp, analysert i perioden 17 februar-12 april. ....	69
Figur 35: Forholdstallet mellom totalt karbon- på totalt nitrogeninnhold for svartvann og utløp, analysert i perioden 17 feb-12 april. ....	71

Figur 36: Oversikt over kjemisk oksygenforbruk målt i mg oksygen per liter substrat for filtrert og ufiltrert svartvann og -utløp, undersøkt i perioden 17-24 februar, og for ufiltrert svartvann og -utløp, analysert i perioden 2 mars-12 april. ....	72
Figur 37: Oversikt over kjemisk oksygenforbruk målt i mg oksygen per liter substrat for prøveuttak S1 og S10, samt slamuttak, analysert i perioden 17 februar-12 april. ....	73
Figur 38: Oversikt over reduksjonen av kjemisk oksygenforbruk målt i mg oksygen per liter substrat mellom svartvann - utløp, analysert i perioden 17 februar-12 april. ....	74
Figur 39: Oversikt over ammoniuminnhold målt i milligram per liter for filtrert svartvann og -flytende biorest, analysert i perioden 17 februar-12 april. ....	75
Figur 40: Oversikt over innhold av flyktige fettsyrer målt i milligram per liter substrat for filtrert svartvann og -flytende biorest, analysert i perioden 14 februar-12 april. ....	76
Figur 41: Oversikt over forholdet mellom flyktige fettsyrer(fos), bufferkapasitet(tac). Analysene er gjort for svartvann og flytende biorest, analysert i perioden 10 mars-12 april. ....	77
Figur 42: Differanse mellom VFA-FOS(mg/L), analysert i perioden 17 – 7 april. ....	77
Figur 43: Bilde som illustrerer at det flytende slamteppet på begge sider av den vertikale skilleveggen i kammer 1 begynner å gå i oppløsning, tatt av Andreas Stenseth 12 april. ....	79
Figur 44: Oversikt over produsert gassmengde og -sammensetning, utført i perioden 9 mars-19 april av Postdoktor Melesse Eshetu Mogens. ....	80

## Tabelliste

Tabell 1: «Generelle egenskaper for biogass» av (Deublein & Steinhauser, 2011) .....	17
Tabell 2: «Biogassens sammensetning», av (Deublein & Steinhauser, 2011).....	18
Tabell 3: «Metanogen nedbrytning», av (Deublein & Steinhauser, 2011).....	21
Tabell 4: «Tiden det tar for ulike mikroorganismer å regenerere», av (Deublein & Steinhauser, 2011) .....	23
Tabell 5: «Temperaturspenn», av (Deublein & Steinhauser, 2011) .....	24
Tabell 6: «C/N-forhold for organisk avfall», av (Deublein & Steinhauser, 2011).....	26
Tabell 7: «3 kritiske verdier er foreslått for FOS/TAC», av (Schnürer & Jarvis, 2018) .....	26
Tabell 8: "Reaktortyper" av (Seadi et al., 2008).....	30
Tabell 9: «Kvalitetsklasser», av (Lovdata, 2021).....	33
Tabell 10: Verdiene for pulsvolum, -varighet og -frekvens, intervaller for fôring og resirkulering, tilførselsmengde og oppholdstid, loggført av designer PhD. Daniel Todt . ....	51
Tabell 11: Innhold av tørrstoff og flyktig tørrstoff i flyteslammets 3 ulike komponenter.....	78
Tabell 12: Verdier for innhold av total mengde uløselig fiber (NDF), total nitrogen, -karbon, -svovel, totalfett og lettredbrytbar protein i det flytende slamteppet, analysert av Labtek NMBU i starten av februar. ....	78
Tabell 13: Oversikt over hydraulisk belastning (liter/dag), oppholdstid (dager og organisk belastning (g/m <sup>3</sup> ) før og etter reduksjonen av hydraulisk belastning og resirkulering som ble foretatt 23 februar. ....	81
Tabell 14: Massebalanse for COD-forbruk i perioden 11 mars – 12 april gjennom reaktoren. ....	82

Tabell 15: Beregnet gjennomsnitt for innhold av flyktig tørrstoff i milligram per liter for svartvann og utløp. ... 82

Tabell 16: Beregninger som viser energiforbruk og -produksjon, samt energibalansen. .... 84

## Forkortelser

Anaerob nedbrytning – Nedbrytning av organisk stoff av mikrober under anoksiske forhold

Biorest – Flytende eller fast restprodukt etter anaerob nedbrytning

C – Spesifikk varme for vann (J/kgK)

C:N-forhold – Forholdet mellom totalt innhold av karbon og nitrogen

COD – Chemical oxygen demand (Kjemisk oksygenforbruk, forkortes KOF) (mg/L)

E – Fordampningsentalpi for vann(kJ/kg)

F – Flow(Volumstrømmen til den produserte gassen) (m<sup>3</sup>/s)

FOS/TAC – Forholdet mellom totalt innhold av flyktige fettsyrer (FOS) og bufferkapasiteten i substratet (TAC)

HLR – Hydraulic loading rate (Gjennomsnittlig hydraulisk belastning) (L/d)

HRT – Hydraulic retention time (Hydraulisk oppholdstid), beskriver gjennomsnittlig oppholdstid for væsken i substratet (L/d)

Wh – Wattimer, beskriver energiforbruk/-produksjon

LCFA – Long chained fatty acids, langkjedede fettsyrer (mg/L)

NDF – Neutral detergent fiber (Konsentrasjonen av totalt uløselig fiber) (%)

OLR – Organic loading rate (Organisk belastning) (kg VS/m<sup>3</sup> d)

Pv – Power (Totalt energiforbruk grunnet varmetap gjennom reaktorvegg) (Wh)

Po - Power (Totalt energiforbruk grunnet oppvarming av substrat) (Wh)

Pf - Power (Totalt energiforbruk grunnet fordamping inne i reaktor under drift) (Wh)

Pt - Power (Totalt energiforbruk) (Wh)

pH – Beskriver vannets surhet, konsentrasjonen av hydrogenioner i væsken

R – Rate (Gjennomsnittlig fôringsrate) (kg/s)

Reaktor – Den oppstrøms anaerobe slamteppe-reaktoren brukt i dette forsøket

S – Surface (Overflatearealet innvendige vegger) ( $m^2$ )

SRT – Sludge retention time (Gjennomsnittlig oppholdstid for slampartikler i reaktoren)  
(dager)

Substrat – Materialet som behandles i biogassreaktoren i dette forsøket

TS – Totalt tørrstoffinnhold (% , mg/L)

VS – Totalt innhold av flyktig tørrstoff (% , mg/L)

VFA – Volatile fatty acids (Flyktige fettsyrer) (mg/L)

U – U-verdi, Varmeledningsevnen til reaktorvegg ( $W/m^2K$ )

UASB – Upstream anaerobic sludge blanket (oppstrøms anaerob slamteppe) reaktor

$\Delta T$  – Temperaturdifferansen mellom innkommende substrat og reaktor (K)

$\Delta T'$  – Temperaturdifferansen mellom innside og utside reaktor (K)

## 1. Introduksjon

### 1.1.1 Bakgrunn for oppgaven

For å sikre bærekraftig bruk og produksjon av jordens ressurser ønsker forskningsprosjektet «Sustainable Food Security – Resilient and resource-efficient value chains (SiEUGreen)» å fremme urbant landbruk med sikte på matsikkerhet, ressurseffektivitet og smartere byer i tillegg til et tett samarbeid mellom stormaktene EU og Kina. Dette har prosjektet fått bevilget 66 millioner i støtte for å gå løs på. NMBU er prosjektleder for SiEU Green og er derfor den tyngste aktøren. (Løwe, 2021)

Målet er å utvikle fleksible, sosialt passende og smarte byer med maksimalt utbytte av fornybare energikilder med minimalt miljømessig fotavtrykk og null avfall, og derfor bidra i den globale sirkulærøkonomien samtidig som det sosiale velværet og livskvaliteten til innbyggerne skal forbedres. (NMBU, 2018)

Prosjektkoordinator Petter Jenssen ved NMBU har jobbet mye med avløpsnett i spredte bebyggelser. Han tror at fremtiden består i stor grad av desentraliserte løsninger, da dagens store kommunale systemer er veldig sårbare. Videre skriver han at gjennom pilotanlegg i Tyrkia, Danmark, Kina og Fredrikstad skal det bygges løsninger som viser at man kan ha det like komfortabelt hjemme med kun 10% av dagens vannforbruk, og kanskje med så lite som 10% av energi- og oppvarmingsforbruket. (Løwe, 2021)

## 1.2 Målet med oppgaven

For å bidra til forskningen innen sirkulærøkonomi, null-avfall og bærekraft gjøres det forsøk med en UASB – Oppstrøms anaerob slamteppe reaktor for å undersøke og utvikle hvor godt et slikt system kan bidra i samfunnet for å sikre en trygg fremtid. Det vil være fokus på biogassmengde og -kvalitet, energiforbruk og lønnsomhet i et sirkulærøkonomisk perspektiv. En slik reaktor gir lav slamproduksjon, krever lite energi og vedlikehold i tillegg til at den produserer energirik metangass (se avsnitt 2.5.3)

Denne oppgaven dreier seg om å løse en utfordring som har oppstått ved dette systemet i forkant av oppgaven, nemlig flyteslam. Dette bremser biogassproduksjonen og gjør systemet mindre effektivt, derfor må det utbedres.

For å finne årsaker og løsninger til flyteslamutfordringen skal prosessen overvåkes ved hjelp av jevnlig prøvetaking samtidig som det gjøres justeringer i systemet, i tillegg til litteraturstudie innen lignende systemer og deres utfordringer. Det ble foretatt en reduksjon av hydraulisk belastning fra 35 L/d til 31 L/d og resirkulering i kammer 1 fra 3 til 2 pulser med 3 L/puls mellom hver substratfôring. Dette ga en økning på ca. 0,6 dager hydraulisk oppholdstid.

For å få en fullstendig oversikt over reaktorens karakteristikk skal det også gjøres en vurdering av energi-, massebalanse og virkningsgrad.

## 1.3 Problemstilling

- Hva er årsakene til at det oppstår flyteslam i en UASB-reaktor, og hvilke løsninger finnes for å utbedre dette?
  - o Hva skjer med systemet ved å redusere hydraulisk belastning (HLR)?
  - o Hva skjer med systemet når mengden resirkulert substrat reduseres?

## 2 Teori

### 2.1 Avløpsvann

I bakken fraktes vann via rør som består av tre ulike deler: Drikkevann, spillvann og overvann, der spillvann er det samme som avløpsvann. De to sistnevnte fraktes normalt til et lokalt rensesanlegg for behandling, enten via separatsystem eller av den eldre typen, fellessystem. Spillvann er en samlebetegnelse for det som skylles ut fra private husholdninger og industri, som består av vann som kommer fra toalett, dusj, vaskemaskin, oppvaskmaskin, flytende matavfall osv. Overvann består av avrenning fra overflaten som skyldes nedbør. Det vil si at rensanleggene behandler store mengder fortynnet spillvann, som er veldig ressurskrevende og unødvendig. (Snl, 2018)

#### 2.1.1 Svartvann

Avløpsvannet kan separeres ved kilden til to fraksjoner: Avføring og urin fra toaletter (svartvann) og mindre forurenset vann fra dusj, klesvask og kjøkken (gråvann), dette kalles kildeseparering. De to kildeseparerte komponentene har helt ulik kvalitet, konsentrasjon og sammensetning, derfor bør de også behandles ulikt. Hensikten med å separere avløpsvannet er å utnytte mest mulig energi og næringsstoffer i tillegg til å fjerne mest mulig uønskede stoffer og patogener før det slippes ut i naturen. Dette kalles sirkulærøkonomi. (Graaff, Marthe S de et al., 2010)

Svartvannet inneholder over halvparten av det organiske stoffet i kommunalt avløpsvann, blant annet karbon, nitrogen og fosfor. Dette kan samles ved hjelp av f.eks. vakuumpoaletter som i snitt bruker 1 liter per nedspyling og gjenvinnes på en effektiv måte. Den største andelen avløpsvann fra en husholdning er gråvann. Gråvannet inneholder mye mindre forurensninger og patogener enn svartvann, dette kan derfor renses lokalt på en enkel måte og gjenbrukes i f.eks. hage, nedspyling i toaletter og bilvask. (Graaff, Marthe S de et al., 2010)

Svartvannet består hovedsakelig av 4 komponenter: Avføring, urin, toalettpapir og vann. Et voksent menneske produserer gjennomsnittlig 150 – 250 g avføring. Denne består av 75% vann og 25% tørrstoff, der 30% av tørrstoffet er døde mikroorganismer, 30% er ufordøybar mat, 10-20% er kolesterol og annet fett, 10-20% er uorganisk materiale som kalsiumfosfat og

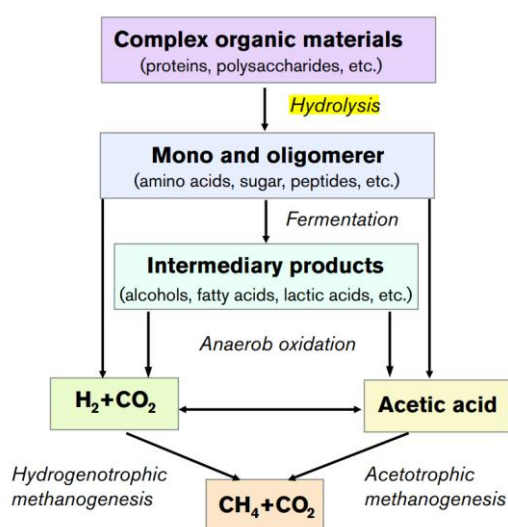
jernfosfat og 2-3% er protein. Den brune fargen kommer av bakterien bilirubin som er sluttproduktet etter nedbrytning av hemoglobin (røde blodceller). (Britannica)

Et menneske produserer mellom 0.8 – 2.0 liter urin per dag (Healthline, 2017). Urin inneholder for det meste natrium, nitrogen, fosfor, kalium, urea, kreatinin og andre løste ioner, uorganiske komponenter som proteiner, hormoner og metabolitter (ChemistryLibreTexts, 2020).

(Telemarksavisa, 2007) oppgir at statistisk sentralbyrå (SSB) anslår et forbruk på 9,3 kg dopapir i året. Papir består av fiber fra trevirke (Bøhmer, 2022) og har et høyt tørrstoffinnhold, dermed er det med på å øke tørrstoffinnholdet i svartvannet.

## 2.2 Anaerob nedbrytning

I en anaerob nedbrytningsprosess omdannes organisk materiale som karbohydrater, proteiner og fett til karbondioksid og metan uten fritt oksygen til stede. I tillegg kommer det en verdifull bioest ut av prosessen, som blant annet inneholder de planteessensielle næringsstoffene nitrogen, fosfor og kalium (Renegon, 2021). Nedbrytningen skjer gjennom flere faser. Komplekse organiske molekyler brytes ned til monomerer og oligomerer, som deretter brytes ned til mellomprodukter, som igjen brytes ned til hydrogen ( $H_2$ ), karbondioksid ( $CO_2$ ) og eddiksyre ( $CH_3COOH$ ). Disse omdannes videre til biogass, som består av metan og karbondioksid (Renegon, 2021), se figur 1:



Figur 1: «Stegvis degradering av organisk materiale til biogass», av (Schnürer & Jarvis, 2018).



Biogass består hovedsakelig av metan (50-75%). Den resterende andelen består hovedsakelig av karbondioksid, men også små mengder hydrogensulfid (H<sub>2</sub>S), vanndamp og spor av andre gasser som oksygen (O<sub>2</sub>). Biogassen er en god energikilde som kan brukes til drivstoff eller å produsere enten varme eller elektrisitet. Den kan også renses for biprodukter, slik at metanandelen og derfor energitettheten øker. (Schnürer & Jarvis, 2018)

Bioresten kan behandles videre slik at den kan brukes som næringsrik gjødsel, organisk beriket kompost eller som jordforbedring (Renegon, 2021).

Den anaerobe nedbrytningsprosessen er avhengig av flere parametere for at den skal fungere optimalt:

- Temperatur
- PH
- Oppholdstid
- Organisk belastning
- Oksidasjons - reduksjonspotensiale

(Lu et al., 2015)

- Riktig sammensetning av næringsstoffer
- God karbonvariasjon
- Riktig C/N forhold
- Tilstedeværelsen av nødvendig metaller og andre mikroelementer
- Tilgangen på nitrogen, fosfor og kalium

(Wang et al., 2018)

### 2.2.1 Substrat

Substrat er betegnelsen på et stoff som omsettes og brukes i en kjemisk reaksjon, ofte ved hjelp av enzymer. Substratet fungerer som et næringsmedium for mikroorganismene i en anaerob nedbrytningsprosess (Tønjum, 2021). All biomasse som har karbohydrater, fett og proteiner som hovedkomponenter kan generelt brukes som substrat. I noen tilfeller tilsettes i tillegg en annen type substrat (co-substrat) for å øke metanutbyttet, da de ulike mikroorganismene i prosessen krever ulike typer næring. Dette kalles for «co-digesting» (Agstar, 2012).

Substratet som transporteres til biogassanleggene består av ulike råvarer. Det kan være blant annet kildesortert matavfall, avløpsslam, fiskeavfall og husdyrgjødsel. Med disse råvarene følger det ofte med en del forurensning som plast, glass, metall og stein. Disse gir utfordringer knyttet både til ødeleggelse på transportnett, pumper, tanker og annet utstyr (Marthinsen, 2017), i tillegg er det skadelig for både kropp og miljø lang sikt.

## 2.2.2 Biogass

Biogass dannes som et restprodukt i en anaerob nedbrytningsprosess av organisk materiale. Gassen består for det meste av metan ( $\text{CH}_4$ ) og karbondioksid ( $\text{CO}_2$ ) (Nibio, 2017), men også små mengder av andre gasser som oksygen ( $\text{O}_2$ ) og hydrogensulfid ( $\text{H}_2\text{S}$ ). Andelen metan bestemmer brennverdien/energitettheten, for at biogassen skal kunne brenne må metanandelen være minimum 45% (Deublein & Steinhauser, 2011). Når biogassen forbrennes frigjøres store mengder varmeenergi i tillegg til karbondioksid og vann. Biogassen regnes som  $\text{CO}_2$ -nøytral, da den er fremstilt av biologisk avfall og derfor går inn i det naturlige karbonkretsløpet (Nibio, 2017).

Biogassen brukes til å produsere strøm, varme og drivstoff. (Nibio, 2017)

Tabell 1 gir en oversikt over energiinnhold, drivstoff ekvivalent, eksplosjonsgrense, antennelsestemperatur, kritisk trykk, tetthet ved standard temperatur og trykk, lukt og molar masse for en typisk biogass.

Tabell 1: «Generelle egenskaper for biogass» av (Deublein & Steinhauser, 2011)

<b>Composition</b>	<b>55–70% methane (<math>\text{CH}_4</math>) 30–45% carbon dioxide (<math>\text{CO}_2</math>) Traces of other gases</b>
Energy content	6.0–6.5 kWh m <sup>-3</sup>
Fuel equivalent	0.60–0.65 L oil/m <sup>3</sup> biogas
Explosion limits	6–12% biogas in air
Ignition temperature	650–750 °C (with the above-mentioned methane content)
Critical pressure	75–89 bar
Critical temperature	–82.5 °C
Normal density	1.2 kg m <sup>-3</sup>
Smell	Bad eggs (the smell of desulfurized biogas is hardly noticeable)
Molar Mass	16.043 kg kmol <sup>-1</sup>

Tabell 2 viser hvilke komponenter og konsentrasjoner biogass består av. Innholdet kan variere med blant annet temperatur, substrattype, system og oppholdstid.

Tabell 2: «Biogassens sammensetning», av (Deublein & Steinhauser, 2011)

Compound	Chemical symbol	Content (Vol.-%)
Methane	CH <sub>4</sub>	50-75
Carbon dioxide	CO <sub>2</sub>	25-45
Water vapour	H <sub>2</sub> O	2 (20°C) -7 (40°C)
Oxygen	O <sub>2</sub>	<2
Nitrogen	N <sub>2</sub>	<2
Ammonia	NH <sub>3</sub>	<1
Hydrogen	H <sub>2</sub>	<1
Hydrogen sulphide	H <sub>2</sub> S	<1

### 2.2.3 Biorest

Biorest er restproduktet som er igjen ved slutten av en anaerob nedbrytningsprosess, der mikroorganismer har omgjort organisk materiale hovedsakelig til metan (CH<sub>4</sub>) og karbondioksid (CO<sub>2</sub>), som utgjør biogass. (Nibio, 2017)

I løpet av en slik prosess vil omtrent halvparten av det organiske materialet gjøres om til biogass, mens innholdet av andre stoffer blir bevart i bioresten. Dette fører til en høy konsentrasjon av andre stoffer som nitrogen, fosfor og kalium (NPK) (Nibio, 2017), hvor en stor andel av disse stoffene blir mineralisert og er derfor mer tilgjengelig for planter enn de var før prosessen. Derfor er bioresten et svært næringsrikt produkt som kan brukes videre som gjødsel etter videre behandling. Det er fortsatt mye karbon igjen etter som ca. halvparten blir omdannet til gass, dette bidrar til å øke andelen organisk materiale og jordstrukturen på en positiv måte ved gjødsling. I tradisjonelle avløpsanlegg hvor det brukes kjemisk felling som behandling, binder fosforet seg til sterkt til tungmetaller som derfor gjør det mindre tilgjengelig for planter (Schnürer & Jarvis, 2018).

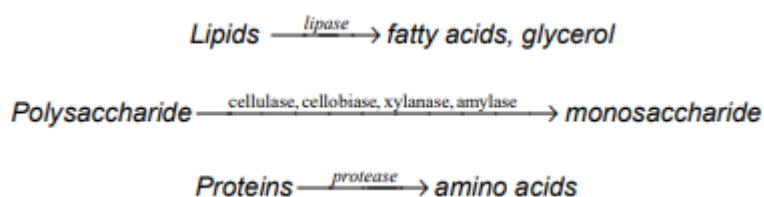
Det som hovedsakelig avgjør hvor godt bioresten egner seg til gjødsling er NPK-forholdet og deres tilgjengelighet. Generelt vil en UASB (Oppstrøms anaerob slamteppe) eller lignende type reaktor danne en mer næringsrik biorest enn ved tradisjonell kjemisk felling og nedbrytning av slam grunnet den høye NPK-konsentrasjonen og at næringsstoffene mineraliseres og derfor gjøres mer tilgjengelig for planter enn de var i utgangspunktet.

## 2.2.4 Biokjemiske prosesser ved anaerob nedbrytning

### 2.2.4.1 Hydrolyse

Hydrolyse fungerer som en forberedende fase med hensyn til fermenteringen, der de store uløselige organiske stoffene brytes ned til mindre komplekse stoffer slik at de fermenterende mikroorganismene kan nyttiggjøre seg av dem. Selve nedbrytningen skjer som en ekstracellulær prosess, der mikroorganismer skiller ut enzymer som omdanner store molekyler av karbohydrater, fett og protein i løst og partikulær form til løselige oligomerer og monomerer som sukker, fettsyrer og aminosyrer i en kjemisk reaksjon med vann. Dette gjør at fermenteringsorganismene kan ta de opp gjennom celleveggen sin. Karbohydrater brytes ned i løpet av få timer, mens proteiner og fett tar noen dager. Lignocellulose og lignin tar mye lenger tid og brytes derfor ikke ned fullstendig. (Deublein & Steinhauser, 2011)

Figur 2 viser at lipider brytes ned til fettsyrer og glyserol av enzymet «lipase», mens polysakkarider brytes ned til monosakkarider av enzymer som amylase, xylanase, cellobiase og cellulase, mens protein brytes ned til aminosyrer blant annet av enzymet protease.



Figur 2: Oversikt over nedbrytning av lipider, polysakkarider og proteiner ved hjelp av enzymer, av (Seadi et al., 2008)

### 2.2.4.2 Fermentering

I denne fasen brytes produktene fra hydrolysen videre ned av fermenterende mikroorganismer til metanogenetiske substrater. Sukker, aminosyrer og fettsyrer brytes ned til acetat, CO<sub>2</sub> og hydrogen (70%), i tillegg til flyktige fettsyrer og alkoholer (30%) og ammonium. Det dannes hydrogenioner som konsekvens av dette, som fører til et surere miljø i substratet. Dette påvirker prosessen i den grad at ved høy dannelse av hydrogenioner, dannes det færre reduserte komponenter som acetat. (Deublein & Steinhauser, 2011; Seadi et al., 2008)

#### 2.2.4.3 Acetatogenese

VFA og alkoholer kan ikke tas direkte opp av metanprodusentene i den neste og siste fasen, derfor brytes disse ned til metanogenetiske substrater som acetat, hydrogen og CO<sub>2</sub>. Det dannes hydrogenioner som inhiberer metabolismen til mikroorganismene i acetatogenesen, da de er avhengig av et lavt hydrogen partielltrykk. Samtidig brukes hydrogen som substrat i metanogenesisen for å danne metan, denne prosessen er altså avhengig av et høyt hydrogen partielltrykk. Det er derfor en hårfin balanse, da disse jobber parallelt som en symbiose mellom to grupper organismer. (Deublein & Steinhauser, 2011; Seadi et al., 2008)

CO<sub>2</sub> reduseres av H<sub>2</sub>, dette er ansvarlig for 30% av hele metanproduksjonen, mens bare 5-6% kommer fra det løste hydrogenet. Dette skyldes den såkalte «hydrogenoverføring mellom arter», der hydrogen fraktes direkte fra de acetatogenetiske- til de metanogenetiske mikroorganismene uten at det løses i substratet. (Deublein & Steinhauser, 2011)

Den anaerobe omdanningen av alkoholer og fettsyrer går på bekostning av metanprodusentene, men til gjengjeld produseres de essensielle molekylene H<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub> og eddiksyre som metanprodusentene livnærer seg av. (Deublein & Steinhauser, 2011)

Den acetatogenetiske fasen bremser nedbrytningen i metanogenesisen, derfor er det mulig å vurdere denne symbiosen ved å analysere biogassammensetningen. Samtidig blir organiske nitrogen- og svovelkomponenter mineralisert til hydrogensulfid ved produksjonen av ammoniakk. (Deublein & Steinhauser, 2011)

#### 2.2.4.4 Metanogenese

Dette er den siste fasen i prosessen hvor selve metangassen produseres. Denne fasen skjer i et miljø hvor fritt oksygen er fullstendig fraværende (Seadi et al., 2008). I aerob respirasjon oksideres organisk materiale som glukose til CO<sub>2</sub> og O<sub>2</sub> reduseres til vann, mens i den hydrogenotrofe metanogenesisen blir hydrogen oksidert til hydrogenioner og CO<sub>2</sub> reduseres til metangass. Metangassen kan kun produseres biologisk av metanprodusenter, som består utelukkende av arker. Det direkte energiutbyttet i denne fasen er veldig lav ( $\leq 1$  ATP), men til gjengjeld lagres store mengder energi i metangassen som kan forbrennes ved et senere tidspunkt (Zhe Lyu et al., 2018).

Metanogenesisen er et kritisk steg i den anaerobe nedbrytningen, da det er den mest langsomme biokjemiske reaksjonen i prosessen. Den er svært avhengig av ulike faktorer,

noen av disse er sammensetningen av næringsmedium, organisk belastning, temperatur og pH. Hvis det blir ubalanse i noen av disse faktorene eller om fritt oksygen lekker inn i systemet kan metanproduseringen stoppe helt opp. (Seadi et al., 2008)

Metanogenene er obligate metanprodusenter, derfor vokser de ikke ved hjelp av fermentering eller alternative elektronakseptorer. Metanprodusentene krever et fullstendig anoksisk miljø for at de skal kunne formere seg og metabolisere metan (Zhe Lyu et al., 2018).

Ikke alle substrater kan omdannes av metanogenetiske bakterier. Tabell 3 gir en oversikt over hvor mange ulike metanogener som omdanner hvilke substrater og hvilket energiforbruk disse reaksjonene har.

Tabell 3: «Metanogen nedbrytning», av (Deublein & Steinhauser, 2011)

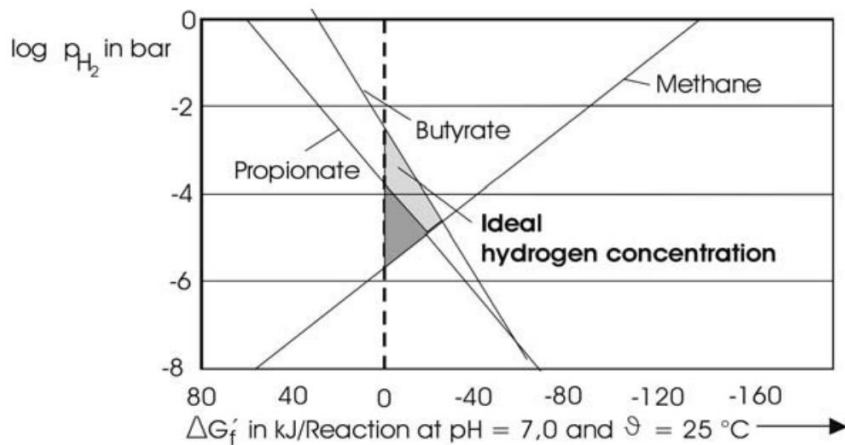
<b>Substrate type</b>	<b>Chemical reaction</b>	<b><math>\Delta G_f'</math> (kJ mol<sup>-1</sup>)</b>	<b>Methanogenic species</b>
CO <sub>2</sub> -Type	4H <sub>2</sub> + HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup> + H <sup>+</sup> → CH <sub>4</sub> + 3H <sub>2</sub> O	-135.4	All species
	CO <sub>2</sub> + 4 H <sub>2</sub> → CH <sub>4</sub> + 2H <sub>2</sub> O	-131.0	
CO <sub>2</sub> -Type	4HCOO <sup>-</sup> + H <sub>2</sub> O + H <sup>+</sup> → CH <sub>4</sub> + 3HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	-130.4	Many species
Acetate	CH <sub>3</sub> COO <sup>-</sup> + H <sub>2</sub> O → CH <sub>4</sub> + HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	-30.9	Some species
Methyl type	4CH <sub>3</sub> OH → 3CH <sub>4</sub> + HCO <sub>3</sub> <sup>-</sup> + H <sup>+</sup> + H <sub>2</sub> O	-314.3	One species
Methyl type	CH <sub>3</sub> OH + H <sub>2</sub> → CH <sub>4</sub> + H <sub>2</sub> O	-113.0	
e.g. Methyl type: ethanol	2CH <sub>3</sub> CH <sub>2</sub> OH + CO <sub>2</sub> → CH <sub>4</sub> + 2CH <sub>3</sub> COOH	-116.3	

Metanogene bakterier deles hovedsakelig inn i tre grupper avhengig av hvilket substrat som omdannes til metan, dette vises også i tabell 3. Nedenfor er de 3 gruppene beskrevet.

1. Hydrogenotrof metanogenese (trophe (gresk) – spise, ete) er den vanligste av de tre gruppene. CO<sub>2</sub>-type substrater omdannes til metangass og vann ved hjelp av elektrondonasjon fra hydrogen og hydrogenioner. Noen alkoholer eller pyruvat inngår også i denne gruppen.
2. Metylotrof metanogenese. I denne gruppen brukes metanol, metylamin, dimetylamin, trimetylamin, metylmerkaptan eller dimetylsulfid som substrat. Her er også hydrogen elektrondonor. Felles for gruppe 1 og 2 er at fritt hydrogen må være tilstede for at metan kan dannes, uten hydrogen blir det altså ingen reaksjon.

3. Acetoklastisk metanogenese er gruppen hvor acetat blir brukt som substrat. (Aarnes, 2021)

Figur 3 gir en oversikt over påvirkningen hydrogen-partielltrykket har på energiutbyttet/-forbruket i symbiosen mellom acetatogenesen og metanogenesen.



Figur 3: «Partielltrykket  $p_{H_2}$  til hydrogen sin påvirkning på energifrigjøringen  $\Delta G_f'$  under dannelsen av metan og karbondioksid i syrefasen og acetatogenesen», av (Deublein & Steinhauser, 2011)

Tabell 4 vises en sammenligning av regenerasjonstiden for fermenterende, metanogene og aerobe bakterier. Ifølge tabellen bruker metanprodusentene opptil 720 ganger lenger tid (E. coli), dette bekrefter at de lett blir utkonkurrert av andre mikroorganismer i en anaerob prosess.

Tabell 4: «Tiden det tar for ulike mikroorganismer å regenerere», av (Deublein & Steinhauser, 2011)

<b>Anaerobic microorganism</b>	<b>Time of regeneration</b>
Acidogenic bacteria	
Bacterioids	<24 h
<i>Clostridia</i>	24–36 h
Acetogenic bacteria	80–90 h
Methanogenic bacteria	
<i>Methanosarcina barkeri</i>	5–16 d
<i>Methanococcus</i>	ca. 10 d
Aerobic microorganism	
<i>Escherichia coli</i>	20 min
Active sludge bacteria	2 h
Bacteria living on earth	1–5 h

### 2.3 Anaerob reaktor

En anaerob reaktor, råtnetank eller en anaerob fordøyer («digester») brukes til behandling av avløpsvann, der det organiske materialet brytes ned uten tilgang på fritt oksygen. Dette er selve hovedkomponenten i et større rensesystem. (Netinbag)

Anaerobe reaktorer brukes på en del flytende produkter fra ulike industrielle prosesser, både kjemiske og farmasøytiske. Disse flytende produktene kan være is, melkeprodukter som yoghurt og kefir eller alkoholprosesser som brygging og destillasjon. En anaerob reaktor brukes også til å bryte ned avfallet fra disse prosessene i industrien for å redusere avtrykket på miljøet. (Netinbag)

Ved behandling av avløpsvann må det gjennom noen prosesser før det kan føres inn i en anaerob reaktor. For å sørge for en homogen blanding må det kontinuerlig mikses i tillegg til at pH og temperatur må holdes på et nivå der mikroorganismene trives. Deretter føres den produserte biogassen ut av tanken og lagres, eller forbrennes med en gang for høsting av energi som kan brukes på det aktuelle rensesystemet. Væsken/slammet fra reaktoren føres som oftest til det kommunale avløpssystemet eller transporteres videre for å bruke det som gjødsel. (Netinbag)



## 2.4 Viktige parametere i en anaerob nedbrytningsprosess

### 2.4.1 Temperatur

I en anaerob reaktor benyttes enten psykrofil- (15-30°C), mesofil- (30-50°C) eller termofil (>50°C) fermentering, der det vanligste er det mesofil fermentering. Dette er med hensyn til stabilitet, oppholdstid, energibehov og biogasskvalitet, se tabell 5. (Deublein & Steinhauser, 2011)

Tabell 5: «Temperaturspenn», av (Deublein & Steinhauser, 2011)

	<b>Temperature range</b>	<b>Residence time</b>		<b>Percentage of all plants</b>	<b>Advantages</b>
Psychrophilic (cold fermentation)	15–30 °C	abt. 60 d		3%	
Mesophilic (warm fermentation)	30–50 °C	17–22 d	l. man.fr. poultry	92%	Stable process
		22–28 d	l. man.fr. pigs		Low heat consumption
		28–38 d	l. man. fr. cattle		Good biogas quality
		35–45 d	excrement		
Thermophilic (hot fermentation)	>50 °C	abt. 15 d		5%	High degradability and speed of degradation Hygienization possible

Majoriteten av metanproduserende mikroorganismene er mesofile, mens veldig få er psykrofile og termofile. De termofile mikroorganismene er også mer følsomme for temperatursvingninger enn de mesofile, da temperaturen må holdes innenfor +/- 2°C for at ikke gassproduksjonen skal påvirkes for kraftig. Man må regne med gasstap på opptil 30% i termofil prosess nettopp på grunn av dette. Samtidig har de mesofile mikroorganismene en lav toleransegrense på 40-45°C. Temperaturer i dette sjiktet kan stoppe produksjonen permanent. (Deublein & Steinhauser, 2011)

Inhibering av ammonium bremser metanproduksjonen, men for mesofil nedbrytning viser det seg at dette reduseres grunnet et lavere innhold av inhiberende ammoniakk. Generelt sett er energibalansen den mest gunstige for den mesofile nedbrytningen, til tross for 50% høyere hastighet, høyere mikrobiell tilgjengelighet av substrat og derfor et høyere biogassutbytte i den termofile nedbrytningen. (Deublein & Steinhauser, 2011)

## 2.4.2 pH

Optimumsområdet for en anaerob nedbrytningsprosess ligger mellom 6.7-8.5 (Schnürer & Jarvis, 2018), til tross for at optimumsområdet for metanogenene ligger mellom 6.7-7.5. Dette skyldes at fermenteringsbakteriene har noe høyere optimumssone. *Methanosarcina* er den eneste metanprodusenten som kan tåle pH-verdier under 6.5. Om pH synker under 6.5 vil produksjonen av organiske syrer i fermenteringen sørge for en ytterligere senking av pH, som til slutt stopper metanproduksjonen fullstendig. Dette kan løses ved å ha to eller flere kammer med ulik pH, slik at de ulike mikroorganismene trives (Deublein & Steinhauser, 2011). I en biogassreaktor produseres gass hovedsakelig i form av karbondioksid og metan. Når karbondioksid løses i vann med høy pH vil pH synke, men denne effekten avtar med synkende pH (Torp & Vikan, 2013).

## 2.4.3 C:N-forhold

C:N-forholdet representerer mengdeforholdet mellom totalt innhold av karbon- og nitrogenforbindelser i substratet. Disse to stoffene er helt essensielle for celledeling og funksjon hos alle levende organismer. Tilstedeværelsen av nitrogen i substratet assisterer syntesen av aminosyrer, proteiner og nukleinsyrer, mens karbon oppfører seg som en energikilde og byggekloss. I organisk avfall vil den største andelen av disse to alltid være karbon. (Tahezadeh et al., 2019)

I en anaerob nedbrytningsprosess dannes det flyktige syrer via fermenteringsfasen, som senker pH i substratet. Deler av nitrogeninnholdet i substratet omdannes til ammoniakk ( $\text{NH}_3$ ) som nøytraliserer de flyktige syrene og derfor bidrar til å holde pH stabil i prosessen. (Tahezadeh et al., 2019)

Anaerobe mikroorganismer forbruker karbon mye raskere enn nitrogen, derfor er blir det begrensende for deres aktivitet om karbonandelen er for lav. For optimal mikrobiell funksjon bør C:N-forholdet ligge i området 20:1 - 30:1 (Tahezadeh et al., 2019), eller 20:1 - 35:1 ifølge (Cerón-Vivas et al., 2019), mens (Deublein & Steinhauser, 2011) mener at det bør ligge i området 16:1 - 25:1, men påpeker også at dette kun er en indikasjon. C:N-forholdet for avløpsvann fra private husholdninger med et tørrstoffinnhold på 0.5% - 5.0% ligger vanligvis på ca. 6:1, mens C:N forholdet i matavfall med tørrstoffinnhold i området 40% - 60% vanligvis ligger på ca. 18:1, se tabell 6.

Tabell 6: «C/N-forhold for organisk avfall», av (Deublein & Steinhauser, 2011)

<b>Waste</b>	<b>DM content</b>	<b>Organic substances % of DM</b>	<b>C/N ratio</b>
Straw	ca. 70	90	90
Waste from sawmills	20–80	95	511
Paper	85–95	75	173
Waste from households	40–60	40	18
Sewage sludge	0.5–5	60	6

Om C:N-forholdet er for lavt vil det føre til en forhøyet ammoniakkproduksjon, dette er ugunstig da det inhiberer metanproduksjonen. Ved høyt C:N-forhold vil mangelen på nitrogen gi negative konsekvenser for proteinsyntesen og dermed også for energi og den strukturelle materielle metabolismen til mikroorganismene. (Deublein & Steinhauser, 2011)

C:N-forholdet kan beregnes ved å beregne total mengde karbon og dividere på total mengde nitrogen. Total karbon beregnes ved å dividere mengden organisk materiale på en faktor lik 1.72 ifølge (SoilQuality, 2022) som vises med formel 1, eller 1.8 ifølge (Gotaas, 1956).

$$\text{Total karbon (g)} = \frac{\text{Flyktig tørrstoff(g)}}{1.72} \quad (1)$$

#### 2.4.4 FOS/TAC forhold

FOS/TAC-forholdet gir en indikasjon på hvor stabil fermenteringsprosessen er. Dette beregnes empirisk ved hjelp av nordmann-metoden.

FOS = Innhold av flyktige fettsyrer (VFA)

TAC = Bufferkapasiteten

(GmbH, 2014-2015)

Tabell 7 viser at forholdet bør ligge rundt 0.3 for en stabil prosess. For lavt forhold gir en langsom prosess, men for høyt forhold gir ustabilitet.

< 0.3	Stable process
0.3 - 0.5	Some instability
> 0.5	Marked instability

Tabell 7: «3 kritiske verdier er foreslått for FOS/TAC», av (Schnürer & Jarvis, 2018)

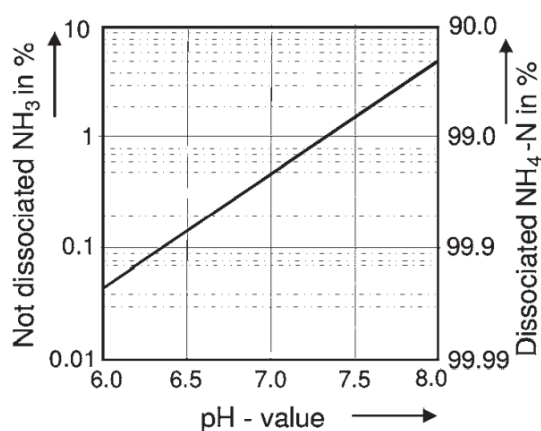
#### 2.4.5 VFA (Volatile fatty acids)

Stabiliteten til prosessen avhenger i stor grad av VFA-konsentrasjonen, da VFA er det mest essensielle mellomproduktet i den anaerobe nedbrytningen. De flyktige fettsyrene produseres under fermenteringen, og disse akkumuleres over tid ved ustabilitet i systemet. En akkumulering av flyktige fettsyrer kan føre til en reduksjon i pH, som igjen fører til inhibering av metanogenesen, men dette avhenger av bufferkapasiteten. Trivselsområdet for innhold av VFA er ulikt for ulike typer reaktorer. En grunn til dette kan være at sammensetningen av bakteriesamfunnet varierer fra reaktor til reaktor, derfor er denne ingen og indikator alene. (Aboudi et al., 2021; Seadi et al., 2008)

#### 2.4.6 Ammonium

I løpet av den anaerobe nedbrytningsprosessen konverteres mye av det organisk bundede nitrogenet til ammonium ( $\text{NH}_4^+$ ) og ammoniakk ( $\text{NH}_3$ ), hvor ammoniakk i tillegg danner ammonium ved å reagere med frie hydrogenioner ( $\text{H}^+$ ) som blant annet kommer fra metanogenetiske bakterier. Selve konverteringen er altså inhiberende for metanogenesen (Deublein & Steinhauser, 2011; Ghyselbrecht et al., 2018). Ammonium er mer ufarlig, men er likevel inhiberende ved konsentrasjoner over 1500 mg/L (Deublein & Steinhauser, 2011).

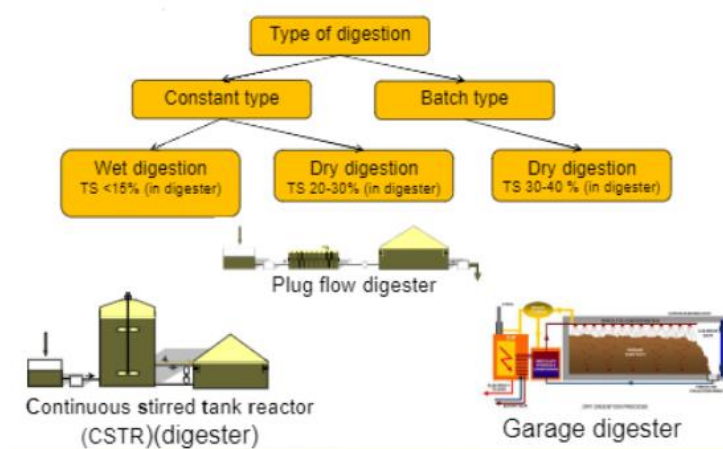
Konsentrasjonen av ammonium og ammoniakk har en likevekt i substratet. Inhiberingen av ammonium øker med økende pH, ved pH = 7 er forholdet mellom ammonium og ammoniakk 99:1, mens ved pH=9 er forholdet 70:30, se figur x.



Figur 4: «Assosiert og dissosiert ammonium», av (Deublein & Steinhauser, 2011).

## 2.5 Reaktortype

Det finnes mange reaktortyper i ulike former som tanker og sirkulære siloer, og disse kan være laget av ulike materialer som betong, plast og/eller metall. Da anaerobe reaktorer brukes i alt fra små husholdninger til stor industri, varierer de veldig i størrelse, fra noen få kubikkmeter til flere tusen kubikkmeter (Seadi et al., 2008). Det deles inn i to hovedgrupper: Satvis- («batch») og kontinuerlig gjennomstrømningstype, se figur 5.



Figur 5: «Type nedbrytningsmetode», av (Fischer & Backes, 2012)

Designet av den anaerobe reaktoren avhenger av substratets tørrstoffinnhold, men selve prosessen deles inn i to hovedgrupper. Det kalles våtprosess når tørrstoffinnholdet i substratet ligger under 15%, mens ved et tørrstoffinnhold over dette kalles det en tørrprosess. Som oftest ligger tørrstoffinnholdet mellom 20-30% ved en tørrprosess. (Seadi et al., 2008)

Biomasse som typisk inngår i en våtprosess er gjødsel og avløpsslam, men det kan også være ubehandlet avløpsvann eller matproduksjon. Biomasse som typisk inngår i en tørrprosess kan være fast dyreavføring med høyt gress-/høyinnhold, matavfall fra husholdning eller industri og gress fra vedlikehold av uteområder.

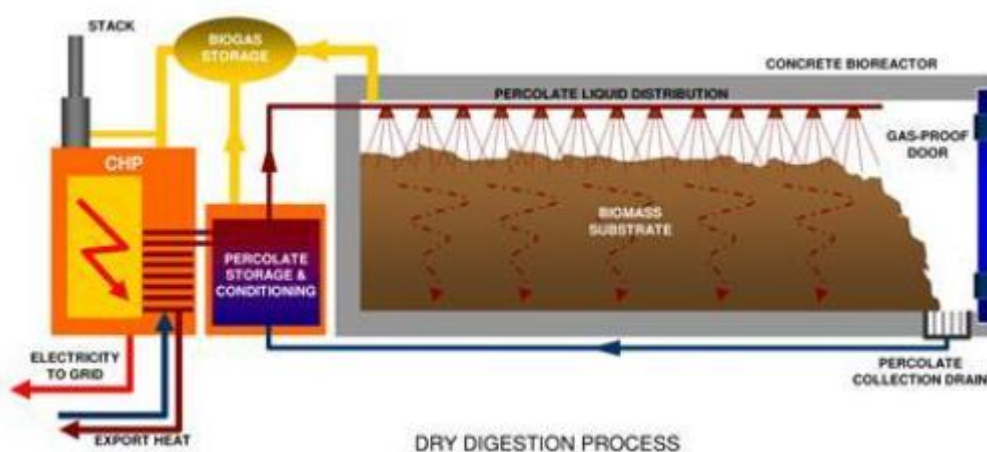
En annen vanlig reaktortype er UASB (Oppstrøms anaerob slamteppe) reaktor. Over tid dannes det granulert slam som samler seg som et slamteppe oppstrøms i substratet og ved bunnen av reaktoren. Disse granulene har et høyt innhold av mikroorganismer som bryter ned det organiske materialet i substratet.

### 2.5.1 Satsvis («batch») reaktor

I en satsvisføret reaktor behandles biomassen i satser/porsjoner. Biomassen blir tilført en anaerob reaktor helt til omtrent alt organisk materiale er fordøyet, deretter blir det helt fjernet før det blir erstattet med en ny «sats» som gjennomgår samme prosess. Denne typen reaktor er den enkleste og billigste å produsere, og brukes for det meste til tørrprosesser. (Seadi et al., 2008)

En typisk satsvis reaktor er «garasjeomsetteren», se figur 6. Konstruksjonen er laget av betong og kapasiteten varierer fra 2000 til 50000 tonn per år. Biomassen inokuleres kontinuerlig med bakterierik biomasse, slik at det oppnås bakteriell vekst og nedbrytning. Det kreves ingen omrøring i denne prosessen. Temperaturen styres ved hjelp av gulvvarme og en varmeveksler som også fungerer som et reservoar for perkolasjonsvæsken (Seadi et al., 2008). Gassen som produseres lagres til senere bruk, eller brukes til oppvarmingen (Fischer & Backes, 2012). En stor fordel med denne metoden er at den har lave investerings- og driftskostnader, da den krever lite mekanisk teknologi, energi og vedlikehold.

Den satsvise reaktoren kan også benyttes til en kombinasjon av våt- og tørrprosess, der avløpsvann brukes som perkolasjonsvæske.



Figur 6: «Garasjeomsetteren», av (Fischer & Backes, 2012)

## 2.5.2 Kontinuerlig gjennomstrømnings-reaktor

I en kontinuerlig gjennomstrømnings-reaktor tilføres biomassen kontinuerlig i motsetning til den satsvise typen. Biomassen blandes mekanisk eller via væskestrømmen fra innløpet slik at mikroorganismene kommer i kontakt med alt substratet. Siden tanken aldri tømmes, trengs ingen perkolasjonsvæske, da biomassen er proppfull av anaerobe bakterier som bryter ned organisk materiale til enhver tid. Derfor blir det ingen avbrytelser i biogassproduksjonen, slik som i en satvis reaktor, hvor hele biomassen byttes ut med jevne mellomrom. Dette gir en stabil og forutsigbar biogassproduksjon. Fordøyet biomasse tas ut av utløpet når ubehandlet biomasse pumpes inn via innløpet i reaktoren. (Seadi et al., 2008)

### 2.5.2.1 Kontinuerlig tube- («plug flow») og fullstendig miksede reaktorer

En kontinuerlig gjennomstrømnings-reaktor finnes i ulike varianter: vertikale-, horisontale- og flerkammer tanker. I tillegg finnes de i både fullstendig miksede- og kontinuerlig tube-reaktorer. Fullstendig miksede reaktorer er som regel vertikale og kontinuerlig tube-reaktorer er ofte horisontale. Fullstendig miksede reaktorer anvendes til en mesofil behandling av flytende biomasse, mens kontinuerlig tube-reaktorer anvendes til termofil behandling av fast biomasse, se tabell 8. (Seadi et al., 2008)

Tabell 8: "Reaktortyper" av (Seadi et al., 2008)

Completely mixed digesters	Plug flow digesters
Round, simple tank construction, vertical	Elongated, horizontal tank
Completely mixed	Vertically mixed
Suitable for simple feedstock (liquid manure)	Suitable for difficult feedstock (solid manure)
Fractions of the undigested feedstock can reach the outflow	Normally, no short cut between inflow and outflow; secure sanitation
Process temperature 20° - 37° C	Process temperature 35° - 55° C
Retention time 30 - 90 days	Retention time 15 - 30 days

## 2.5.3 UASB (Oppstrøms anaerob slamteppe) reaktor

En UASB-reaktor er en såkalt «tre-fase separator», som vil si at gass og slam separeres fra substratet under turbulente strømningsforhold. Dette muliggjør et enklere, mer kompakt og derfor billigere design. Disse kommer vanligvis med et- eller to kammer, se figur 7 for

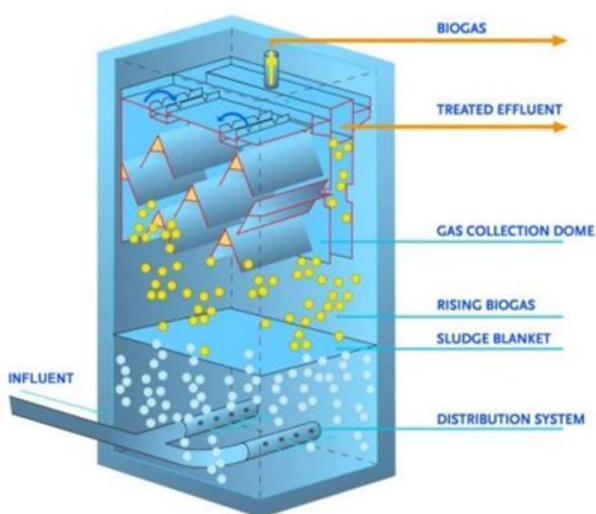
illustrasjon. Prosessen foregår uten tilgang på fritt oksygen (Association, 2013). Separeringen av slampartikler gjør at disse akkumuleres over tid, slik at oppholdstiden for slampartiklene (SRT) øker. Disse inneholder aktiv biomasse som bryter ned organisk materiale i substratet, derfor kan en slik reaktor kjøres med en lavere oppholdstid (HRT) (EssDeGmbH).

Resirkulering av substratet er typisk for en UASB-reaktor for å bidra til å øke oppholdstiden for slam (SRT) og samtidig senke den hydrauliske oppholdstiden (HLR). Dette gjøres ved at substratet føres fra slutten og tilbake til starten i reaktoren. Dette bidrar til å redusere konsentrasjon av VFA og organisk stoff ved korrekt belastning (López-López et al., 2015).

Substratet pumpes inn i bunnen av reaktoren via en peristalsk pumpe som sørger for en væskestrøm oppover i reaktoren, gjennom slamteppet frem til utløpet øverst. (Association, 2013)

Denne prosessen har noen fordeler sammenlignet med andre biogassreaktorer. Den er energieffektiv, har lav slamproduksjon, er mindre kresen på næringsstoffer i tillegg til at den tolererer sjokkbelastning og nedstenging i perioder (Association, 2013).

Det er også noen ulemper med reaktoren. Utslippet inneholder fortsatt blant annet mye patogener og organisk materiale. Derfor kreves det etterbehandling før det kan slippes ut i en eventuell resipient. Oppstartsperioden er også mye lenger for denne typen reaktor, da slam må akkumuleres for å oppnå en god renseseffekt. (Association, 2013)

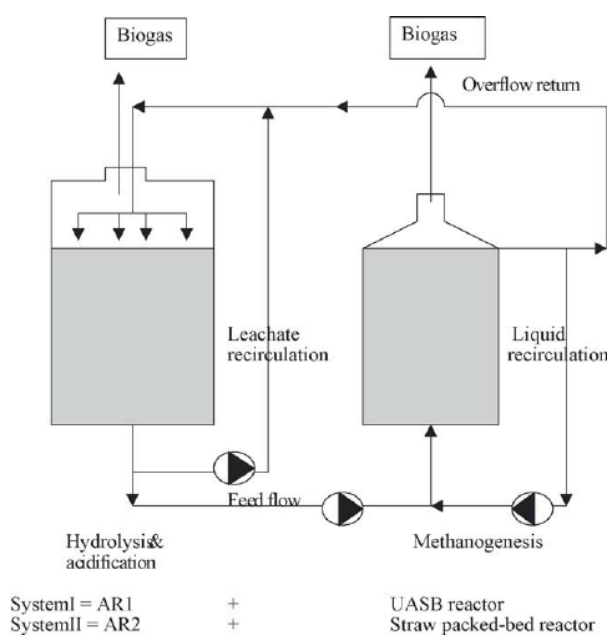


Figur 7: Illustrasjon av en UASB-reaktor, av (Aquacorp.)



#### 2.5.4 Ett-/flerstegs reaktor

De biokjemiske nedbrytningsprosessene kan foregå i ett og samme kammer (se avsnitt 2.2.4 for beskrivelse) eller deles opp i to kammer, hvor hensikten hovedsakelig er å skille hydrolysen og fermenteringen i det ene kammeret og metanogenesen i det andre kammeret, se figur 8. I praksis er det vanskelig å skille disse prosessene fullstendig, da de ulike prosessene uansett vil skje parallelt i større eller mindre grad. (Parawira et al., 2005)



Figur 8: «To-stegs eksperimentelt oppsett for anaerob nedbrytning av fast potetavfall», av (Parawira et al., 2005)

Ved implementering av en to-stegs anaerob reaktor er det veldig viktig å sørge for en effektiv hydrolyse i det første trinnet, da det er veldig begrensende for prosessen hvis de organiske polymerene ikke brytes ned (se avsnitt 2.2.4). Derfor er det lurt å resirkulere noe av utløpsvæsken fra kammer 2 tilbake til kammer 1, eller fra slutt til start i kammer 1. Dette sørger for en høyere konsentrasjon av de enzymproduserende hydrolytiske bakteriene og enzymene i kammer 1. (Parawira et al., 2005)

## 2.6 Krav til bruk av bioest

For å kunne benytte bioest som gjødsel må det tilfredsstilles en rekke krav. I paragraf 9 i forskriften om gjødselvarer mv. av organisk opphav står det:

«Det er forbudt å importere eller omsette produkter som ikke tilfredsstillers de kvalitetskrav som går fram av denne forskrift. Mattilsynet kan i alle tilfelle forby produkter som kan medføre miljørisiko ved bruk, eller som kan skade eller redusere menneskers, dyrs eller planters helse». (Lovdata, 2021)

Nedenfor er kravene listet opp i nummerert rekkefølge:

- Tungmetaller
- 

Tabell 9 gir en oversikt over maksimumsgrensen for tillatt innhold av tungmetaller angitt i mg/kg tørrstoff:

Tabell 9: «Kvalitetsklasser», av (Lovdata, 2021)

<b>Kvalitetsklasser:</b>	<b>0</b>	<b>I</b>	<b>II</b>	<b>III</b>
	<b>mg/kg tørrstoff</b>			
Kadmium (Cd)	0,4	0,8	2	5
Bly (Pb)	40	60	80	200
Kvikksølv (Hg)	0,2	0,6	3	5
Nikkel (Ni)	20	30	50	80
Sink (Zn)	150	400	800	1500
Kobber (Cu)	50	150	650	1000
Krom (Cr)	50	60	100	150

- Organiske miljøgifter

«Den som produserer eller omsetter produkter etter denne forskrift skal vise aktsomhet og treffe rimelige tiltak for å begrense og forebygge at produktet inneholder organiske miljøgifter, plantevernmidler, antibiotika/kjemoterapeutika eller andre miljøfremmede organiske stoffer i mengder som kan medføre skade på helse eller miljø ved bruk». (Lovdata, 2021)

- Hygienisering

«Produkter og bruken av dem – inkludert sannsynlig misbruk – skal ikke medføre fare for overføring av sykdomssmitte til mennesker, dyr og planter.

Produktene skal ikke inneholde salmonellabakterier eller ineffektive parasittegg og innholdet av termotolerante koliforme bakterier (TKB) skal være mindre enn 2500 pr. gram tørrstoff (TS).

Produkter omfattet av forskrift 14. september 2016 nr. 1064 om animalske biprodukter som ikke er beregnet på konsum anses å oppfylle bestemmelsen i første ledd med mindre de medfører fare for overføring av sykdomssmitte til planter eller produktene er blandet med råvarer som ikke er omfattet av animalbiproduktforskriften. Annet ledd gjelder for produkter omfattet av animalbiproduktforskriften bare hvis produktene er blandet med råvarer som ikke er omfattet av animalbiproduktforskriften». (Lovdata, 2021)

- Stabilisering

«Produkter må være stabilisert slik at de ikke forårsaker luktulempet eller andre miljøproblemer ved lagring og bruk»

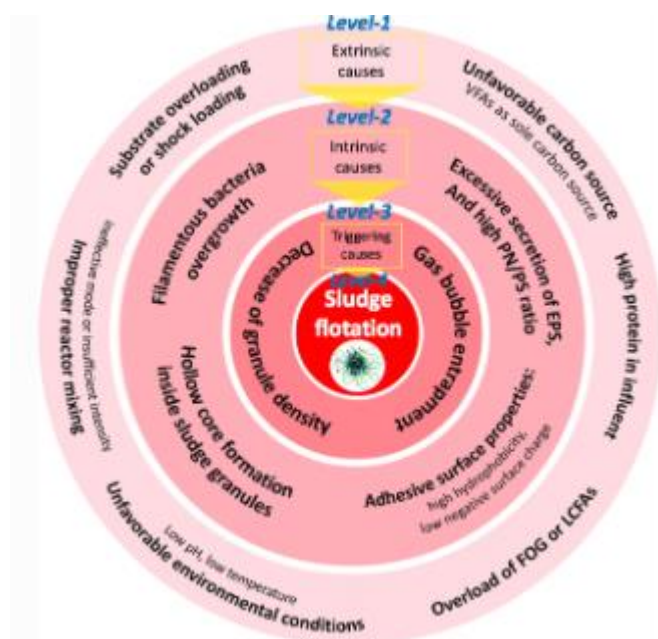
## 2.7 Etterbehandling av bioest for bruk som gjødsel

Næringsstoffene som kan anvendes som gjødsel deles inn i følgende hovedgrupper Nitrogen, fosfor, kalium som er de viktigste hovednæringsstoffene, deretter magnesium, svovel og kalsium. Planter trenger også en rekke mikronæringsstoffer som jern, bor, mangan, sink, kobber, molybden, nikkel og klor. (Bratberg, 2021)

I en UASB reaktor dannes det svært lite biomasse/slam, derfor fraktes løst nitrogen og fosfor ut med den flytende bioesten. Disse næringsstoffene kan gjenvinnes ved hjelp av ionebytting, elektrodialyse, nanofiltrering eller reversert osmose (Voorthuizen et al., 2008) eller ved felling av struvitt som er en god metode for gjenvinning av fosfor (Capdevielle et al., 2013), ved å bruke en oksygenbegrenset anaerob nitrifikasjon - denitrifikasjon reaktor (Tervahauta et al., 2013).

## 2.8 Mulige årsaker til flyteslammet i reaktoren

Det som bestemmer hvilken høyde slamteppet befinner seg ved i reaktoren er slamkarakteristikk, substratets sammensetning og driftsforhold. Tettheten til slammet er essensielt, som styres av fettinnhold og balansen mellom gassproduksjon og utslipp av gass i slammet. For å forstå dette må man skille mellom ytre-, indre- og utløsende årsaker, der de ytre årsakene påvirker de indre årsakene, som til slutt fører til de utløsende årsakene. Dette har (Wang et al., 2018) gjort en studie på, se figur 9 for oversikt.



Figur 9: «Sammenheng mellom årsakene til flyteslam i oppstrøms granulslam reaktorer», av (Wang et al., 2018)

Ytre årsaker kan være overbelastning, upassende eller uvarierte karbonkilde, overbelastning av protein eller olje, dårlig miksing, lav temperatur og lav pH. Dette kan føre til indre årsaker som høy gassproduksjon, dannelse av hulrom i slammet eller en dominans av filamentøse- over ikke-filamentøse bakterier, over-/underproduksjon av ekstracellulære enzymer og utvikling av en adhesiv slamoverflate. Dette kan føre til utløsende årsaker som lav tetthet og innestenging av gassbobler.

Den vanligste årsaken er at gassbobler som dannes på innsiden av slamteppet ikke slipper fort nok ut. Det første som skjer er at gass ( $N_2$ ,  $CH_4$ ,  $H_2S$  og  $CO_2$ ) som produseres av mikroorganismer på innsiden av slampartiklene akkumuleres raskere enn de kan løses eller slippes ut, derfor dannes gassbobler. (Wang et al., 2018)

Det neste som skjer er at det dannes gassboblekomplekser, som følge av forholdet mellom produsert-/unnsluppet gass. Gassboblene kan unnslippe gjennom små gasstuneller til substratet, men dannelsen og funksjonen av disse er avhengig av flere faktorer som blant annet god miksing av substrat, organisk belastning og temperatur. (Wang et al., 2018)

Til slutt vil gassboblekompleksene flyte til overflaten som følge av at slamtettheten synker. Vannstrømmen i reaktoren vil også påvirke dette, da den gir slamteppet oppdrift i større eller mindre grad. Slamteppets lokasjon i vertikalt plan avgjøres av resultantkraften mellom oppdrift og tyngdekraft på slamteppet. (Wang et al., 2018)

Under er det listet opp alle parametere og deres trivselsområder som er vesentlige for slamteppets egenskaper i en UASB-reaktor:

- Organisk belastning bør ikke overgå 2g COD/g VSS d. For høy organisk belastning vil føre til at de tregeste mikroorganismene som i en anaerob nedbrytningsprosess er metanprodusentene, ikke rekker å formere seg før de forsvinner ut av systemet. De tregeste metanprodusentene, men også de som står for hovedandelen produsert gass er avhengig av 10-12 dager for regenerering (Visser et al., 1993).
- For lav oppholdstid gir samme konsekvens som nevnt for organisk belastning (Schnürer & Jarvis, 2018; Seadi et al., 2008; Wang et al., 2018).
- Optimumstemperatur: 30-35°C. For lav temperatur kan blant annet føre til en akkumulering av gassbobler (Wang et al., 2018).
- pH = 6.7-8.5 (Se avsnitt 2.4.2 for beskrivelse)
- God miksing er kritisk for god kontakt mellom substrat og mikroorganismer (Wang et al., 2018).
- FOS/TAC-forhold (Se avsnitt 2.4.3 for beskrivelse)
- VFA-innhold (Se avsnitt 2.4.5 for beskrivelse)
- C/N-forhold (Se avsnitt 2.4.3 for beskrivelse)
- Hygienisering i forkant eliminerer mikroorganismer som kan inhibere prosessen (Deublein & Steinhauser, 2011).
- Variert karbonkilde vil sikre tilstrekkelig næring til de ulike mikroorganismene og deres ulike behov (Seadi et al., 2008; Wang et al., 2018).
- Et optimalt oksidasjons - reduksjonspotensiale (ORG) ligger i området  $-336 \pm 29$  mV for metanogenese og i området  $-284 \pm 33$  mV for fermentering. Rett i overkant av  $-300$

mV vil derfor fungere optimalt for prosessen som helhet (Vongvichiankul et al., 2017).

- For høy ammoniakk-konsentrasjon inhiberer flere prosesser, hovedsakelig metanogenesen. Derfor bør ikke konsentrasjonen være for høy (Deublein & Steinhauser, 2011).
- Ammonium-konsentrasjon utløses ved nedbrytning av proteiner. Et høyt innhold i forhold til C/N-forholdet kan bety et økende innhold av ammoniakk (Deublein & Steinhauser, 2011).
- For lav konsentrasjon av NPK kan gi en oppblomstring av filamentøse bakterier som kan føre til at ikke-filamentøse bakterier blir utkonkurrert. Grunnen er at førstnevnte har større overflate/volum enn sistnevnte og kan derfor overleve i næringsfattige miljøer. Oppblomstring av disse fører til lavere tetthet i slammet (Wang et al., 2018).
- For høyt innhold av protein og polysakkarider fører til en overproduksjon av ekstracellulære enzymer (EPS) som videre kan føre sterke adhesive krefter mellom cellene i slammet. Dette kan føre til at det blir trangt mellom cellene og at fett fester seg til overflaten, som derfor stenger for kanalene som muliggjør masseforflytning mellom substrat og slam. Gass slipper ikke ut og bakteriene dør samtidig av sult. Høyt innhold av protein gir et høyt innhold av ammoniakk, som inhiberer metanogenesen (Wang et al., 2018).
- Akkumulering av fettsyrer som følge av en ufullstendig prosess kan redusere tettheten i slammet (Wang et al., 2018).
- Konsentrasjonen av ulike tungmetaller som bly, kadmium, krom, kobber, nikkel, sink og kvikksølv (Costa et al., 2018; Schnürer & Jarvis, 2018).
- Saltinnhold (Costa et al., 2018).
- For - forsuring kan være til hjelp, for å gi ulike levevilkår for fermenteringsfasen og metanogenesen, altså bruk av 2 eller flere kammer (Wang et al., 2018).

### 3 Materiale og metode

Dette kapittelet tar for seg en detaljert beskrivelse av prosjektets utstyr og gjennomføring, som omhandler prosjektanlegg, målinger, prøvetaking og laboratorieanalyser av svartvann fra studentboligen i Kajaveien i Ås. Dette for å undersøke hvorfor slamteppet ligger som et

flytelag på toppen av substratet i reaktoren. Det som er analysert er tørrstoffinnhold (TS), flyktig tørrstoff (VS), pH, C/N-forhold, VFA, FOS/TAC-forhold, COD, ammonium, biogassmengde og -sammensetning.

Studentboligen består av 24 leiligheter med totalt 48 internasjonale studenter. Det er estimert at gjennomsnittlig antall boende er 45 personer og at de produserer en svartvannsmengde på ca. 7,2 L/pd, totalt ca. 324 L/pd (Todt et al., 2015). Reaktoren har behandlet mellom ca. 30 - 35 L/d, se avsnitt 3.4.

### 3.1 Formler brukt til beregninger

#### 3.1.1 TS og VS

TS (%) - Tørrstoff av total prøve i prosent

Tørrvekt - Vekten av prøven etter tørking

Totalvekt - Vekten av prøven før tørking

VS (%) - Volatile solids – Flyktig tørrstoff/organisk materie av mengden tørrstoff

Aske - Vekten av prøven etter gløding

Formel for TS(%) kan skrives som formel 2(Agency, 2001):

$$TS(\%) = \frac{Tørrvekt}{Totaltvekt} * 100 \quad (2)$$

Formel for VS(%) kan skrives som formel 3 (Agency, 2001):

$$VS(\%) = \frac{Tørrvekt - Aske}{Tørrvekt} * 100 \quad (3)$$

Formel for TS-reduksjon kan skrives som formel 4(Kerschner, 2017):

$$TSred = \frac{TS_{inn} - TS_{ut}}{TS_{inn} - (TS_{inn} * TS_{ut})} * 100\% \quad (4)$$

Formel for VS-reduksjon kan skrives som formel 5 (Kerschner, 2017):

$$VS_{red} = \frac{VS_{inn} - VS_{ut}}{VS_{inn} - (VS_{inn} * VS_{ut})} * 100\% \quad (5)$$

### 3.1.2 HLR, HRT, SRT & OLR

Reaktorvolumet må tilpasses mengden tilført substrat og hastigheten som næringsstoffene brytes ned. Mikrobene må ha nok næring og god nok tid til å fortære næringen, samtidig som de ikke skal overbelastes. I denne oppgaven er det brukt empiriske data for HLR og OLR, mens HRT er beregnet ut fra HLR.

HRT - Hydraulisk oppholdstid - Den teoretiske tidsperioden substratet befinner seg i reaktoren

HLR – Hydraulisk belastning – Volumstrøm per tidsenhet

SRT – Slambelastning – Totalt mengde suspendert flyktig tørrstoff i hele reaktoren per mengde suspendert flyktig tørrstoff som tømmes ut av reaktor via utløp og prøvetaking per tidsenhet

Effektivt reaktorvolum - Reaktorens volum disponibelt for flytende substrat under drift

OLR - Organisk belastning - Mengden organisk stoff puttet inn i reaktoren per volum og tidsenhet

Mengdestrøm inn – Antall kg tilført substrat per tidsenhet

Hydraulisk belastning – Antall liter substrat tilført reaktor per tidsenhet

#### 3.1.2.1 HLR

HLR beskriver tilført vannvolum per tidsenhet, i dette tilfellet er det svartvann som tilføres biogassreaktoren. (NorskVann)



$$HLR(L/d) = \frac{\text{Effektivt reaktorvolum}(L)}{\text{Hydraulisk belastning}\left(\frac{L}{d}\right)} \quad (6)$$

### 3.1.2.2 HRT

HRT beskriver den gjennomsnittlige tidsperioden som substratet oppholder seg i reaktoren. I virkeligheten er det store avvik, da noen partikler tar snarveier ut av reaktoren mens andre partikler blir liggende i et hjørne med lite turbulens. Korrekt oppholdstid må derfor beregnes for å oppnå best mulig nedbrytning av organisk materiale samtidig som reaktoren ikke overdimensjoneres. Utvasking av essensielle mikroorganismer bør unngås, derfor må HRT må være over 10 dager (se kap. 2.2.4.4 for beskrivelse). (Bachmann & A., 2013)

Formel for HRT(%) kan skrives som formel 7 (Bachmann & A., 2013).

$$HRT(dager) = \frac{\text{Effektivt reaktorvolum}(L)}{\text{Hydraulisk belastning}\left(\frac{L}{d}\right)} \quad (7)$$

### 3.1.2.3 SRT

Slamaldere «SRT» er en av de absolutt viktigste faktorene i en aktivert slam-prosess, da den gir et estimat på den gjennomsnittlige oppholdstiden til mikroorganismene i en slik prosess. For lav SRT fører til at mikroorganismene i prosessen ikke får tilstrekkelig med tid til nedbrytningen av organisk stoff, som fører til ustabilitet.

Formel for SRT(tidsenhet) kan skrives som formel 8 (Graaff, Marthe S. De et al., 2010):

$$SRT(dag) = \frac{\left(VSS_{reaktor}\left(\frac{gVSS}{d}\right)\right)}{\left(VSS_{utløp}\left(\frac{gVSS}{d}\right) + VSS_{prøvetaking}\left(\frac{gVSS}{d}\right)\right)} \quad (8)$$

### 3.1.2.4 OLR

OLR beskriver mengden VS reaktoren utsettes for per dag og -volum i reaktoren. Det er viktig å ikke ha for høy OLR, da det fører til en overbelastning som gjenspeiles i at prosessen blir mer følsom og trenger tettere overvåking (Bachmann & A., 2013).

Formel for OLR(%) kan skrives som formel 9 (Bachmann & A., 2013).

$$OLR \left( \frac{kg \text{ VS}}{m^3} \right) = \frac{\text{Mengdestrøm inn} \left( \frac{kg}{\text{dag}} \right)}{\text{Effektivt reaktorvolum}(m^3)} \quad (9)$$

### 3.1.3 COD-reduksjon

$$CODred(\%) = \frac{COD_{\text{Inn}} \left( \frac{g}{L} \right) - COD_{\text{Ut}} \left( \frac{g}{L} \right)}{COD_{\text{Inn}} \left( \frac{g}{L} \right)} \quad (15)$$

## 3.2 Beskrivelse av biogassanlegget

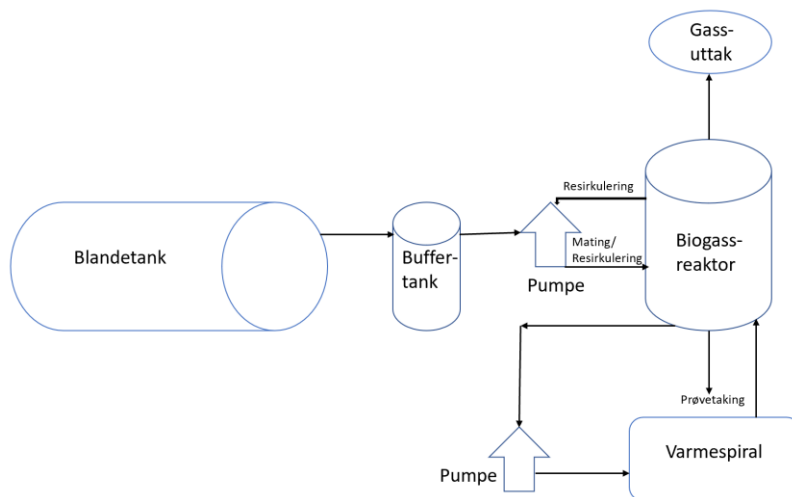
Nedenfor er anleggets innhold listet opp fra start til slutt:

- Blandetank med mekanisk omrøring
- Buffertank med hydraulisk omrøring
- Innløps-/resirkulasjonspumpe
- UASB (Oppstrøms anaerob slamteppe) reaktor
- Mekanisk og digital gassmengdemåler
- Kontrollpanel/-styring
- Pumpe for tapping av slam
- Sensorer for måling av pH, temperatur og trykk ulike steder i prosessen
- Ekstern varmespiral

Se figur 10 for bilde av anlegget og figur 11 for flytskjema.

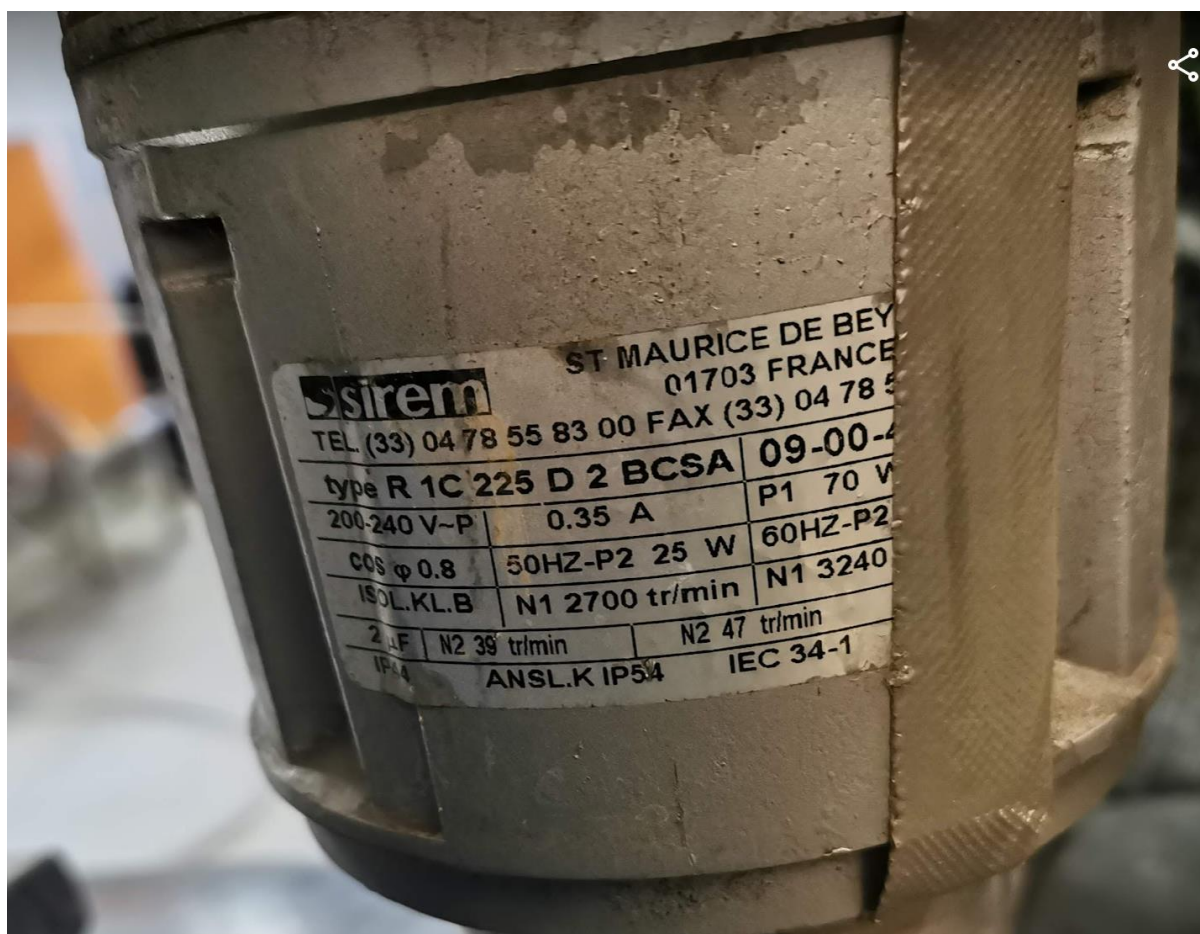


Figur 10: Hele biogassanlegget. Bilde tatt av Andreas Stenseth 17 februar.



Figur 11: Flytskjema for hele biogassanlegget.

Se figur 12 for spesifikasjonene til omrøreren i blandetanken, denne har en effekt på 25 w.



Figur 12: Bilde av spesifikasjonene til omrøreren på blandetanken. Disse viser blant annet en forbruk på 25 W, tatt av Andreas Stenseth 31. Mars.

Svartvannet føres først inn i den store blandetanken (til høyre i figur 10) med mekanisk omrøring via gravitasjonsbasert avløpssystem. Ferdig oppmalt av de integrerte sugepumpene i vakuumtoalettene for å sikre optimal tilgjengelighet av næringsstoffer, og for å forhindre problemer i systemet som følge av store partikler i substratet. Hensikten med en slik blandetank er å sørge for jevn hydraulisk belastning organisk belastning på reaktoren, da den sørger for et homogent substrat og bidrar til en stabil tilførsel. Dette er helt avgjørende for en stabil og velfungerende prosess (Todt et al., 2015). Blandetanken har et effektivt volum på 0,7 m<sup>3</sup> og gir derfor en oppholdstid på gjennomsnittlig ca. 2 døgn iht formel 7. Overskytende svartvann føres til det kommunale avløpssystemet via blandetankens overløp. Svartvannet pumpes deretter videre til buffertank på 15 L (se figur 13), denne gir en ekstra sikkerhet når



det kommer til jevn tilførsel og kvalitet på substratet. Buffertanken er utstyrt med et nødoverløp som ledes til det kommunale avløpssnettet. Videre pumpes substratet inn i biogassreaktoren som har holdt en jevn substrattemperatur på ca. 25°C i topp og 28°C i bunn ( $\pm 1^\circ\text{C}$ ), denne er isolert for å tape mindre varme. Substratføring og resirkulering har variert i oppgavens periode, (se kap. 3.4 for beskrivelse). Substratet varmes opp ved å kontinuerlig pumpes gjennom en ekstern varmespiral.



Figur 13: Bilde av 15 L buffertank, tatt av Andreas Stenseth

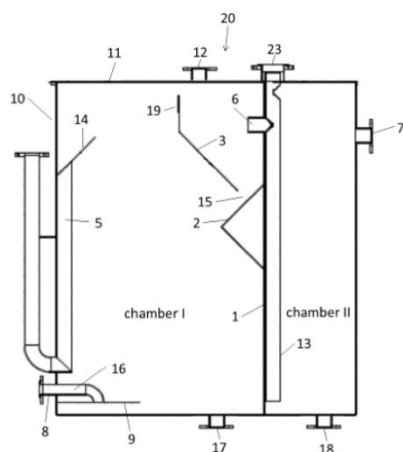
Den produserte gassen samles øverst i reaktoren og fortsetter ut av gassutløpet videre til både mekanisk og digital gassmengdemåler, i tillegg til uttak for gassposer som brukes til prøvetaking.

Reaktorens oppbygning er illustrert i plan og profil via figur 14 og 15. Hele beskrivelsen er hentet fra patentet til produktet (JetsAS, 2021). I beskrivelsen henvises det til delenummer (f.eks. (10)), disse finnes i figur 14, 15, 16 og 17. Reaktoren består av et ytre skall (10) med et avtagbart lokk (11) som gir et lukket volum bortsett fra et utløp (12) øverst i reaktoren for den produserte gassen. Det er et sirkulært design med en skillevegg (1) gjennom hele

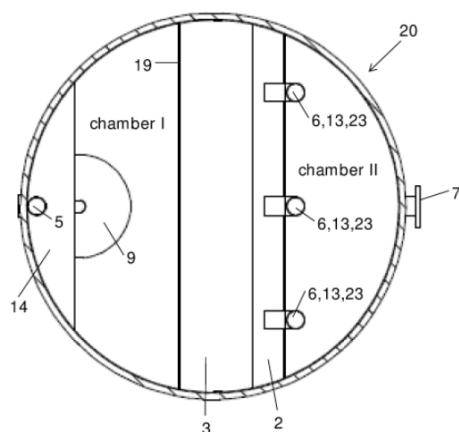
reaktoren som skiller kammer 1 og 2. Substratet pumpes inn via et rør (8) i bunnen av kammer 1, som også sørger for at rensed substrat dyttes ut av et utløp (7) i toppen av kammer 2. Kammer 1 er utstyrt med en 3-faseseparator (2). Denne er utformet som en V-formet plate og er plassert på undersiden av innløpsåpningene (6) i veggen (1) som skiller kammer 1 og 2. Delvis behandlet substrat bruker Innløpsåpningene (6) som passasje mellom kammer 1 og 2. Over 3-faseseparatoren (2) og delvis overlappende over innløpsåpningene (6) er det en skrå avbøyningsplate (3) med en øvre tilhørende vertikal plate (19) som strekker seg gjennom hele reaktoren. Disse platene (3, 19) er designet for å avlede organiske partikler som strømmer oppover bort til samletunellen (14) på motsatt side av kammer 1, samtidig som platene (3, 19) reduserer åpen overflate arealet til flyteslammet som oppstår i kammer 1. Samletunellen (14) strekker seg gjennom hele kammer 1. En kanal (5) i samletunellen (14) sørger for at resirkulering av delvis behandlet substrat og flyteslam fra topp til bunn av kammer 1 er mulig. Kanalen (5) fungerer også som en felle som hindrer produsert gass i å unnslippe fra systemet. (JetsAS, 2021)

Mellom 3-faseseparatoren (2) og avbøyningsplaten (3) er det en langsgående glippe hvor det delvis behandlede substratet kan passere fra kammer 1 og mot kammer 2. De 3 innløpsåpningene (6) er alle tilkoblet hver sin kanal (13) som går ned til bunnen av kammer 2, hvor det delvis behandlede substratet kan passere for videre behandling. I hvert av disse innløpsåpningene (6) er det plassert en flenset åpning (23) for inspeksjon og spyling i tilfeller av blokkering. (JetsAS, 2021)

Innløpet (8) i kammer 1 er formet som en rørstubb (16) og er utstyrt med en horisontal plate (9) for å sikre horisontal fordeling av substratet inn i kammer 1. Både kammer 1 og 2 er utstyrt med utløp (17, 18) i bunnen for å kunne tappe ut sedimenter som oppstår underveis i prosessen. (JetsAS, 2021)



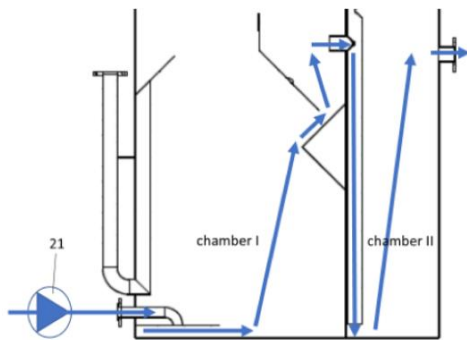
Figur 14: "Prinsippskisse av snittet til reaktoren", av (JetsAS, 2021)



Figur 15: «Prinsippskisse av plan for den samme reaktoren som i figur 14», av (JetsAS, 2021)

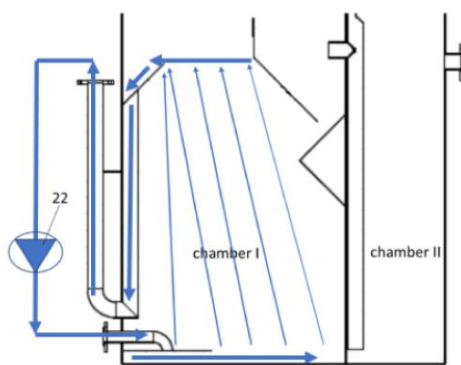
UASB-reaktoren som beskrevet over har to moduser: Driftsmodus (se figur 16 for beskrivelse) og en resirkulasjonsmodus (se figur 17). Svartvannet pumpes inn i bunnen av kammer 1 i reaktoren via en luftdrevet pumpe (21) fra buffertanken og fordeles jevnt utover bunnen. Under normale forhold strømmer substratet sakte oppover i reaktoren der det får tid til å brytes ned, før det passer gjennom åpningen (15) via 3-faseseparatoren (2) og videre gjennom overløpet (6) og kanalene (13) til bunnen av kammer 2. Her fortsetter nedbrytningen mens substratet sakte strømmer opp før det til slutt kommer til utløpet (7) for reaktoren. Eventuelle partikler som ikke er fanget opp i reaktoren separeres i en nedstrøms felle og føres tilbake til innløpet (8) via en pumpe for videre behandling. Gass som produseres under nedbrytningen i kammer 1 og 2 slippes ut gjennom gassutløpet (13), mens nedbrutte partikler med høyere tetthet felles ut i bunnen og tappes ut i et bestemt intervall. I dette tilfellet tappes det daglig ut 100mL fra utløpet (17) i kammer 2 og 600mL fra utløpet (18) i kammer 1.

Partikler med lavere tetthet separeres sammen med flyteslam via 3-fase-separatoren (2) og føres til overflaten og samletunellen (14) for resirkulering. (JetsAS, 2021)



Figur 16: «Illustrerer reaktoren i figur 14 og 15 i driftsmodus», av (JetsAS, 2021)

Ved resirkulering (se figur 17) pumpes de lette oppadstrømmende partiklene som avledes via den skrå platen (3) mot samletunellen (14) og en kanal en (5) gjennom en rørsløyfe (16) tilbake til innløpet (8) i bunnen av kammer 1. Figur 14 og 15 viser at det benyttes ulike pumper, men i dette tilfellet benyttes samme pumpe til tilføring av nytt substrat og til resirkulering. På denne måten øker oppholdstiden for noen av de delvis nedbrutte slampartiklene, og dermed øker effektiviteten. Pumpen er en kvernpumpe som deler opp flyteslampartiklene i veldig små biter, som gjør at det organiske innholdet er tilgjengelig for mikroorganismene reaktoren. (JetsAS, 2021)



Figur 17: "Illustrerer reaktoren i figur 14 og 15 i resirkulasjonsmodus", av (JetsAS, 2021)

Reaktorens størrelse ifølge designer PhD. Daniel Todt:

- Innvendig diameter = 595 mm
- Høyde reactor = 675 mm

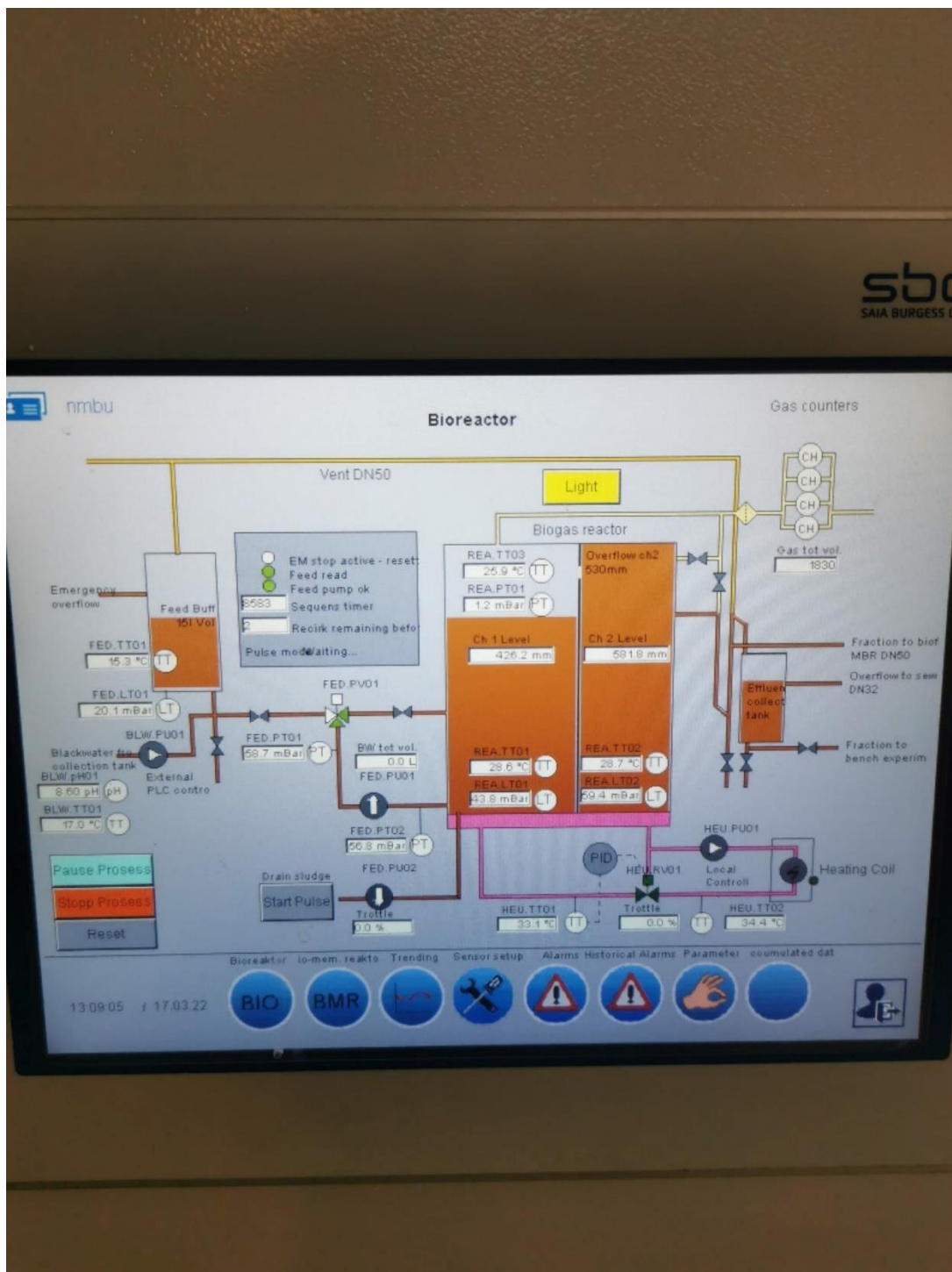


- Arbeidsvolum = 161 L

Prosessen overvåkes og styres av et kontrollpanel, se figur 18 for bilde av panelet. Det som overvåkes og styres av kontrollpanelet er listet opp nedenfor fra start til slutt:

- Blandetank
  - pH
  - Temperatur
- Buffertank
  - Temperatur
  - Trykk
- Innløpsspumpen til reaktoren
  - Trykk før og etter
  - Styring av frekvens og puls for svartvann og resirkulering
- Reaktor
  - Kammer 1
    - Væsknivåmåler
    - Temperaturmåler topp og bunn
    - Trykkmåler
    - Manuell styring av pumpe for utpumping av sediment/slam
  - Kammer 2
    - Væsknivåmåler
    - Temperaturmåler topp og bunn
    - Trykkmåler
  - Digital gassmåler
    - Total mengde produsert biogass
  - Oppvarming
    - Pumpestyring

- 2 stk. temperaturmåler etter oppvarming



Figur 18: Kontrollpanelet som overvåker og styrer hele systemet.

Følgene har blitt tappet ut ved ulike plasser i anlegget daglig for analyser (til en annen oppgave også), og for å opprettholde en riktig balanse når det kommer til akkumulert slam og mikrobielt miljø:

- 500 mL fra pumpen til slamuttaket

- 500 mL svartvann og flytende biorest
- 100 mL fra prøveuttak S1 og S10

Altså tappes totalt 700 mL slam fra reaktoren daglig, da S1 ligger ved bunne i kammer 1 og S10 ligger ved bunnen i kammer 2.

### 3.3 Substrat

Substratet er av typen kildeseparert svartvann fra studentboligen i Kajaveien i Ås. Det benyttes vakuumpoletter med et vannforbruk på ca. 1.2 liter per nedtrekk, dette sørger for at substratet får et høyere tørrstoffinnhold enn vanlig avløpsvann. Svartvannet kvernes deretter opp og transporteres til fløy 4 på campus, der det blir behandlet i UASB-reaktoren. Svartvannets kvalitet, mengde og sammensetning varierer grunnet varierende bruk av toalettene.

### 3.4 Endringer av resirkulasjon og hydraulisk belastning underveis

Det er blitt gjort endringer i hydraulisk belastning og resirkulering underveis, **se tabell 10**. Reaktordesigner, PhD. Daniel Todt ga følgende forklaring for disse endringer: Pulsvarighet har vært konstant hele perioden, i tillegg til fôringsfrekvens. Fôringsfrekvensen har ligget på 20-21 puls/d, mens pulsvarighet har ligget på 5 sekunder. Frem til 23 februar var det meningen at pulsvolumet skulle ligge på 2.5 L, grunnet utfordringer knyttet til reguleringen av den luftdrevne innløpspumpen varierte med ca. 0.5 L. Disse utfordringene gjorde det vanskelig å få et godt estimat av HLR og HRT som variere et sted mellom 30-40 L/d og 3-6 dager. Av hensyn til dette og et ønske om en høyere HRT for å oppnå høyere effektivitet ble det montert en strømningsreguleringsventil i starten av februar, som førte til at innløpspumpen etter hvert gikk stabilt på et pulsvolum lik 1.5 L som gir en HRL lik ca. 31 L/d og en HRT lik ca. 5 dager fra 23 februar. I tillegg ble det montert en volumstrømmåler ved innløpet for å øke kontrollen av hydraulisk belastning ytterligere.

Frem til 23. februar har frekvensen for resirkulering ligget på 3 pulser (3.0 L/puls) mellom hver fôringspuls. Denne ble den endret til 2 pulser med samme pulsvolum etter dette for å gi partiklene i substratet bedre tid til å sedimentere ned til det aktive bunnslammet.

Tilførsel per døgn i dette tilfellet er empirisk data fra reaktoren, som deretter er brukt til beregning av HRT (se kap. 3.1.2, formel 7).

Tabell 10: Verdiene for pulsvolum, -varighet og -frekvens, intervaller for føring og resirkulering, tilførselsmengde og oppholdstid, loggført av designer PhD. Daniel Todt .

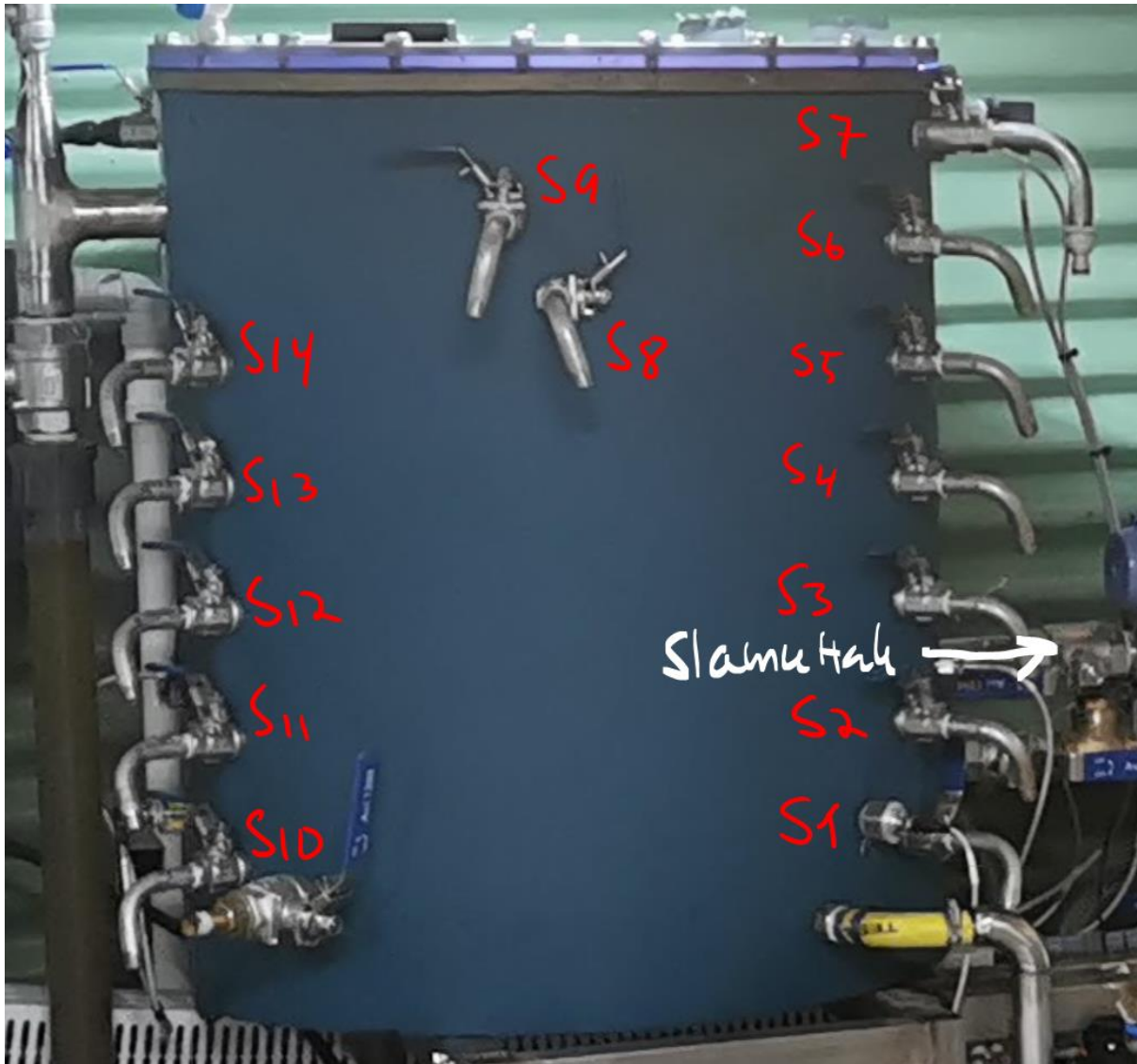
tilførselsmengde per puls	2,50 L		
antall tilførselsintervaller per døgn	14		
pulse on	5 sek		
pulse off	6150 sek		
Tilføring per døgn	35,1 L	interval recirc-feed	300 sek
HRT reaktor	4,60 d	interval feed-recirc; recirc-recirc	1950 sek
HRT kammer 1	3,45 d	antall recirc	3
HRT kammer 2	27,6 h		

Fra 23.02. går anlegg på disse innstillinger og det estimerte tilførsel per døgn er rimelig i tråd med det effektiv målte tilførsel per døgn.

tilførselsmengde per puls	1,50 L		
antall tilførselsintervaller per døgn	21		
pulse on	5 sek		
pulse off	4200 sek		
Tilføring per døgn	30,8 L	interval recirc-feed	300 sek
HRT reaktor	5,23 d	interval feed-recirc; recirc-recirc	1950 sek
HRT kammer 1	3,92 d	antall recirc	2

### 3.5 Målinger

Figur 19 viser reaktorens 15 steder hvor det er hentet ut prøver.



Figur 19: Reaktorens 15 utløp for prøvetaking. S1, S10 og slamuttak er benyttet i denne oppgaven, tatt av Andreas Stenseth 17 mars.

Det er tatt prøver fra totalt 7 steder fra anlegget for analyse:

- Svartvann direkte fra buffertank
- Flytende bioest fra utløpet i kammer 2
- Fast bioest fra slamteppet
- To ulike steder fra bunnen kammer 1 (S1 og slamuttak)
- S10
- Biogassmengde og -sammensetning

Prøvetakingen ble utført en gang ukentlig i 8 uker fra 17 februar frem til 12 april. Ikke alle parametere ble analysert i hele perioden, nedenfor er en oversikt over hvilke parametere som ble analysert i hvilke perioder:

- Hele perioden 17 februar – 12 april
  - COD
  - C/N-forhold
  - Ammonium
  - pH
  - Temperatur
  - VFA
- 10 mars – 12 april
  - FOS/TAC
  - Biogassmengde/-kvalitet

Alle prøver som ble analysert av masterstudenten i denne oppgaven fikk skikkelig omrøring mellom hvert bruk, for å oppnå en homogen blanding.

### 3.5.1 Totalt tørrstoff (TS) & flyktig tørrstoff (VS)

Tørrstoffinnholdet måles ved å tørke 10 mL substrat på 105°C i minst 24 timer. Skålene veies før de fylles med substrat og etter tørking. Dermed kan tørrstoffet regnes ut ved hjelp av formel 2.



Figur 20: Bilde av skåler med 10 mL prøvemateriale før tørking, tatt av Andreas Stenseth 23 mars.

Deretter måles innholdet av flyktig tørrstoff ved å gløde tørrstoffet på 550°C i 30 minutter, hvor skål med aske veies og kalkuleres ved hjelp av formel 3.

### 3.5.2 Analyse av COD, C/N-forhold og ammonium

I hovedsak er det benyttet 1/10, 1/100 og 1/1000 løsninger som er analysert med Hach Lange kit. Sentrifugerør fylles med 9 mL destillert vann, deretter pipetteres 1 mL prøve i et fylt rør som mikses godt og pipetteres videre til et nytt sentrifugerør med 9 mL destillert vann to

ganger til (se figur 21 for bilde). Kitene er presentert i kap. 3.5.2.1 – 3.5.2.3.



*Figur 21: Bilde av sentrifugerør som brukes til analyser av COD, nitrogen og ammonium, tatt av Andreas Stenseth 23 mars.*



### 3.5.2.1 COD

Til analyse av kjemisk oksygenforbruk (COD) er det benyttet LCK514 kit. Dette har blitt analysert for å kunne beregne massebalanse og COD-reduksjon.



Figur 22: Hach Lange kit brukt til analyse av kjemisk oksygenforbruk (COD), av (LabShop).

### 3.5.2.2 Total nitrogen

Til analyse av total nitrogen er det benyttet LCK 138 kit.



Figur 23: Hach Lange kit brukt til analyse total nitrogen, av (Aquaanalytics-Tekhnika).

### 3.5.2.3 Ammonium

Til analyse av ammonium er det benyttet LCK 304 kit.



Figur 24: Hach Lange kit brukt til analyse av ammonium, av (LabShop).

### 3.5.3 Analyse av VFA og FOS/TAC

VFA og FOS/TAC for innløp og utløp har blitt analysert av Nibio. Den nummererte listen under gir en oversikt over metoden, beskrevet av forsker Linn Solli ved Nibio (se kap.2.4.4 - 2.4.5 for teori).

#### **Prøveopparbeiding VFA-analyse HPLC:**

1. 1-2 mL prøve sentrifugeres (10 min/15000 rpm)
2. Vannfasen pipetteres (1 mL) til nytt rør
3. Prøven tilsettes ca. 10  $\mu$ L H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, står deretter på benken med åpent lokk i ca. 2 min.
4. Prøven sentrifugeres (5 min / 15000 rpm)
5. Prøven overføres til HPLC-rør (200  $\mu$ L)

**Standarder:**

1. Tilsett 30 mL vann i en 50 mL volumetrisk flaske
2. Tilsett 600  $\mu\text{L}$  av hver syre
3. Fyll til 50 mL
4. Fortynn standarden i 5 eller 6 nivåer

Nedenfor er metoden for analyse av FOS/TAC beskrevet:

TAC: 5 mL prøve titreres med 0.1 N (Normalitet) svovelsyre ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ ) opp til  $\text{pH} = 5$ .  
Uttrykkes i mg/L kalsiumkarbonat ( $\text{Ca}_2\text{CO}_3$ ).

FOS: Denne verdien oppgis i mg/L eddiksyre ( $\text{CH}_3\text{COOH}$ ).

(GmbH, 2014-2015)

### 3.5.4 pH

VWR PH20 er benyttet til måling av pH (se figur 25 for bilde). Dette instrumentet er veldig presist med en nøyaktighet på  $\pm 0.02$ . (Avantor)



Figur 25: Bilde av pH meter av typen "VWR PH20", tatt av Andreas Stenseth 28 april.

### 3.5.5 Gassmengde/-sammensetning

Gassmengde er målt både mekanisk (se figur 26 for bilde) og digitalt (se figur 27 for bilde). Det har vært noen utfordringer knyttet til gassmengdemålinger. Med biogassen som kommer ut av reaktoren følger også vanndamp. Etter at dette ble oppdaget har det blitt laget et kullfilter ved gassutløpet som gassen må passere for å fjerne fuktighet. Det har også vært en utfordring med den digitale gassmengdemåleren. Dette skyldes at luft trekkes inn i utløpsrøret mellom pulsene når innløpspumpen går, der måleren teller gassmengde i begge retninger. Grunnen til at denne situasjonen oppstår er at det dannes et midlertidig vakuum i reaktoren under pulseringen fra innløpspumpen. Den mekaniske måleren har imidlertid ikke

blitt påvirket av dette, derfor er data fra denne brukt til loggføring av produsert gassmengde.



*Figur 26: Bilde av mekanisk gassmengdemåler, tatt av Andreas Stenseth 31 mars.*



Figur 27: Bilde av digital gassmengdemåler, tatt av Andreas Stenseth 31 mars.

Til måling av biogassammensetning er det benyttet en «SRI GC 8610C gas chromatograph» (se figur 18 for bilde) (Chromatographs).



Figur 28: Illustrasjon av en «SRI GC 8610C gasskromatograf», hentet fra (Chromatographs).

### 3.5.6 Innhold av protein, karbohydrat og fett – Flytende slamteppe

Labtek på campus utførte analyse av det flytende slamteppet i starten av februar for følgende:

- NDF: Total mengde uløselige fiber
- N: Totalt nitrogeninnhold
- C: Totalt karboninnhold
- S: Totalt svovelinnhold
- Totalfett
- sCP: Buffeløselig protein – Innhold av lett nedbrytbart protein

Reaktoren har 2 kammer (se figur 29 for bilde), der det til venstre uten slamteppe er det siste kammeret og det til høyre med slam er det første. Slamteppet i kammer 1 er splittet av en vertikal plate, prøvene er tatt av den brune delen på begge sider i tillegg til det hvite tynne laget på toppen til venstre for platen. Reaktoren måtte åpnes av andre praktiske årsaker, derfor ble sjansen benyttet til å ta slamprøver. Denne forstyrrelsen av prosessen vistes ikke i



resultatene.



Figur 29: Bilde av det flytende slamteppet, tatt av Andreas Stenseth 3 februar.

### 3.6 Energibalanse

$P_o$  – Energi til oppvarming av substrat (W)

$P_v$  – Energitap varmetap gjennom reaktorvegg (W)

$P_f$  – Varmetap fordampning (W)

$R$  – Gjennomsnittlig fôringsrate (kg/s)

$C$  – Spesifikk varme for vann(J/kgK) = 4186 (Pedersen, 2017)

$\Delta T$  – Temperaturdifferansen mellom innkommende substrat og reaktor (K)

$\Delta T'$  – Temperaturdifferansen mellom innside og utside reaktor (K)

$S$  – Overflatearealet innvendige vegger ( $m^2$ )

$U$  – Varmeledningsevnen til reaktorvegg( $W/m^2K$ ) = 5 (Rennuit & sommer, 2013)

$F$  – Volumstrømmen til den produserte gassen ( $m^3/s$ )

$E$  – Fordampningsentalpi for vann(kJ/kg) = 2257 (Pedersen, 2017)



Sat – Vannmetning i produsert gass (kg/m<sup>3</sup>)

Tettheten til metan er 0,72 kg/m<sup>3</sup> (Blindheim, 2022) og tettheten til CO<sub>2</sub> er 1,87 kg/m<sup>3</sup> (Linde) ved standard trykk (1atm) og temperatur (0°C).

Oppvarming av substrat kan beregnes ved hjelp av formel 10 (Bachmann & A., 2013):

$$P_o = RC\Delta T \quad (10)$$

Varmetap gjennom reaktorvegg kan beregnes ved hjelp av formel 11 (Bachmann & A., 2013):

$$P_v = \Delta T'SU \quad (11)$$

Varmetap som følge av fordampning kan beregnes ved hjelp av formel 12 (Bachmann & A., 2013):

$$P_f = FESat \quad (12)$$

### 3.7 Massebalanse

$\eta$  – Virkningsgrad

Co – VS (mg/L) av substrat

Ce – VS (mg/L) av flytende biorest

y – Biogassutbytte (m<sup>3</sup>) = 0.5 (m<sup>3</sup>) \* CODsvartvann (kg/1kg) (Lier et al., 2020)

y<sub>m</sub> – Metanutbytte (m<sup>3</sup>) = 0.35 (m<sup>3</sup>) \* CODsvartvann(kg/1kg) (Lier et al., 2020)

Virkningsgrad kan beregnes med formel 12 (Morken et al., 2017):

$$\eta = \frac{C_o - C_e}{C_o} \quad (12)$$

Teoretisk biogassutbytte kan beregnes med formel 13:

$$y(m3) = \frac{0.5(m3) * COD_{svartvann}}{1kg} \quad (13)$$

Teoretisk metanutbytte kan beregnes med formel 14:

$$ym(m3) = \frac{0.35(m3) * COD_{svartvann}(kg)}{1kg} \quad (14)$$

## 4 Resultater og analyser

Det ble utført en rekke analyser for å undersøke mulige årsaker til det flytende slamteppet og hvilke konsekvenser reduksjonen av resirkulering og HLR hadde for prosessen (se kap. 3.4 for beskrivelse). Analysene ble utført i perioden 17 februar – 12 april. Etter en slik justering tar det flere uker før prosessen stabiliserer seg på et nytt nivå, dette kan gi ettervirkninger, som ser ut til å gi utslag i resultatene. Noen av analysene kunne undersøkes av masterstudenten selv, men noe har Postdoktor Melesse Eshetu Mogens, Nibio NMBU og Labtek NMBU utført. Masterstudenten har analysert følgende:

- TS og VS
  - o Flyteslam
  - o Innløp, utløp, S1, S10 og slamuttak
- C:N-forhold
- COD
- Ammonium
- TS og VS
- HLR, HRT og OLR

Nibio NMBU har analysert følgende:

- VFA

- FOS/TAC-forhold

LabtekNMBU har analysert følgende parametere av det flytende slamteppet:

- NDF: «Neutral detergent fiber
- N: Totalt nitrogeninnhold
- C: Totalt karboninnhold
- S: Totalt svovelinnhold
- Totalfett
- sCP: Buffeløselig protein

Melesse Eshetu Mogens har analysert følgende:

- Produsert gassmengde og -sammensetning

Periodene de ulike analysene er utført varierer av ulike grunner som begrenset tilgang.

Resultatene for de ulike analysene er presentert i kap. 4.1 – 4.9. Det viser seg å være en del variasjoner i egenskapene til svartvannet som kommer inn fra studentboligen.

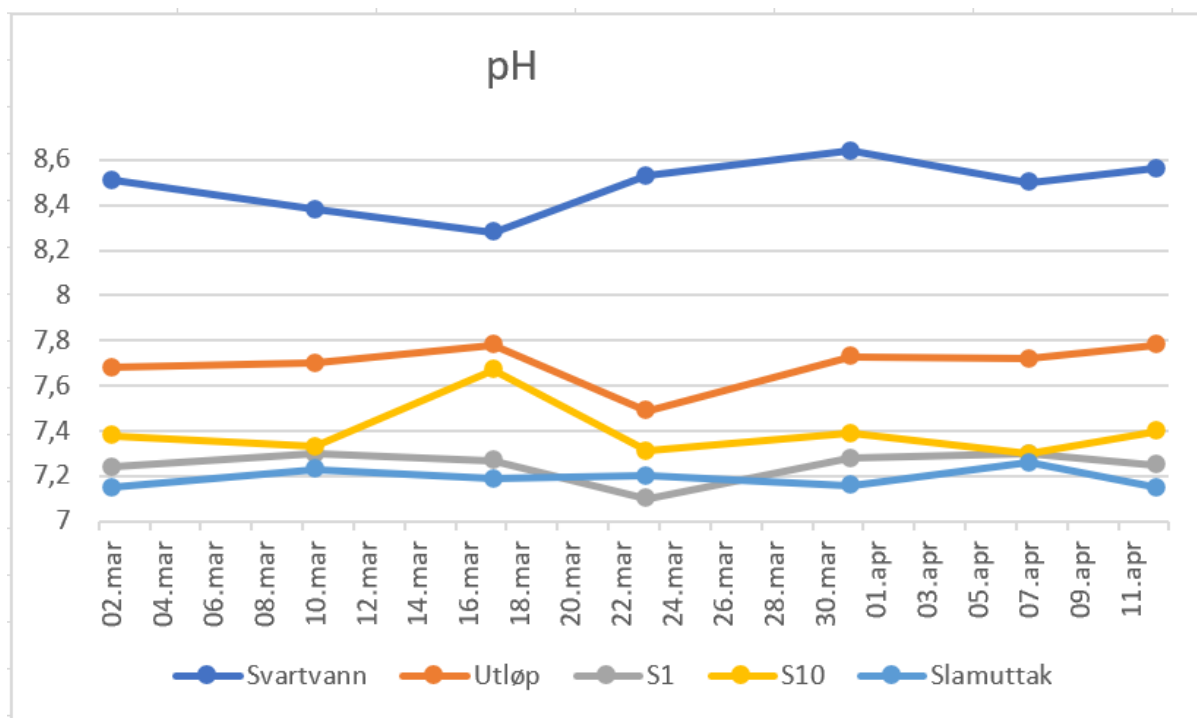
Noen av variasjonene kan skyldes unøyaktighet som følge av at det bare er tatt et replikat av hver prøve, fremfor du-/triplikat. Hadde det blitt utført prøvetaking med du-/triplikat og beregnet gjennomsnitt av disse ville det vært mindre usikkerhet.

Se kap. 3.5, figur 19 for for oversikt over de ulike prøveuttakene.

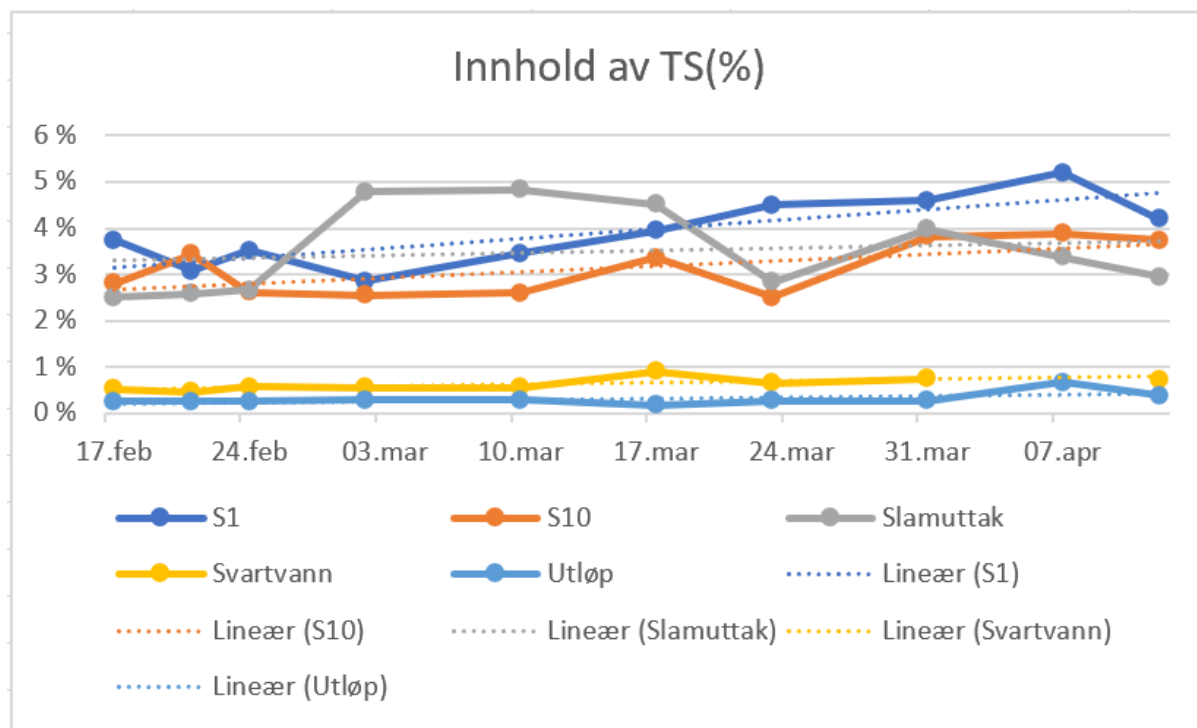
#### 4.1 TS, VS og pH

For å komme frem til et forholdstall for C:N er en fullstendig undersøkelse og beregning av både TS og VS utført. Det ble også beregnet andel TS(%) i prøven og andel VS(%) av TS. Dette ble utført i perioden hele forsøksperioden 17 februar – 12 april for svartvann, utløp og de 3 utløpene i bunnen av reaktoren (S1, S10 og slamuttak). Linjediagrammer for TS(%) (figur 31), VS(%) (figur 3) og pH (figur 30) gir en god oversikt over resultatene. VS(%) er beregnet andel VS av TS. I tillegg er det gjort beregning av TS-/VS-reduksjon mellom svartvann-utløp for å undersøke om reduksjonen av resirkulering og HLR hadde effekt, (se 32 og 34). Formler for beregningene finnes i kap. 3.1 Det mangler verdier for noen av prøvene

grunnet feil i prøvetakingen.

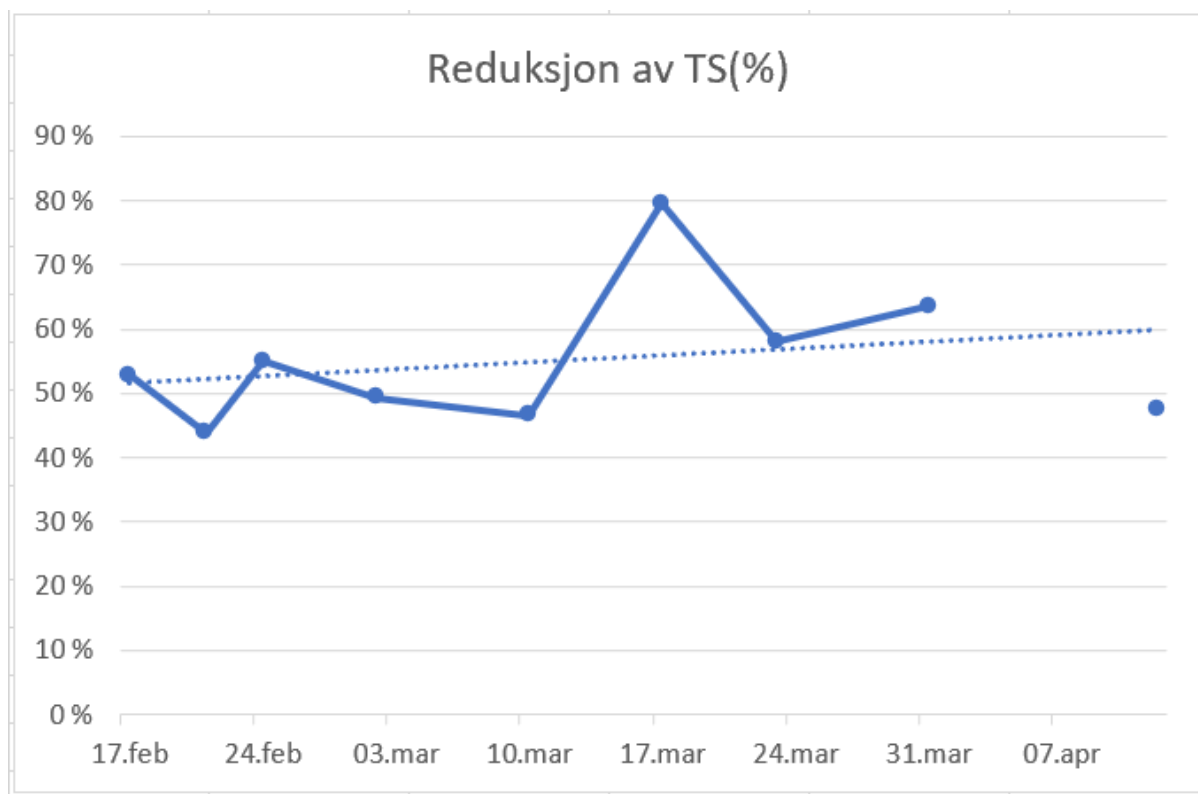


Figur 30: pH-målinger for svartvann, utløp, S1, S10 og slamuttak analysert i perioden 2 mars-12 april.



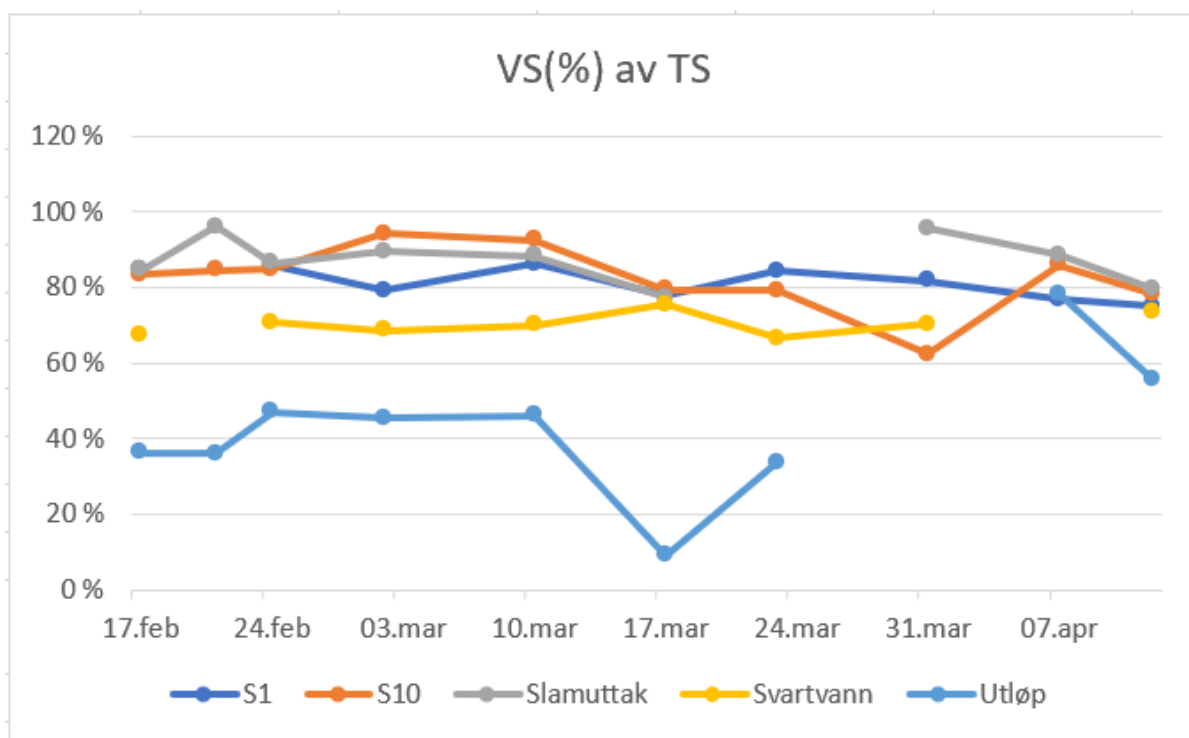
Figur 31: TS(%) målinger for svartvann, utløp, S1, S10, og slamuttak analysert i perioden 17 februar-12 april.

Figur 32 viser at det er en økende reduksjon av TS(%) mellom svartvann-utløp i forsøksperioden, noe som kan tyde på at justeringen av resirkulering og HLR 23 februar hadde effekt om dette stemmer. Samtidig må det tas høyde for mulige avvik i prøvetakingen. Reduksjonen av TS(%) for f.eks. ekstremt høy 17 mars med en verdi på 80%.

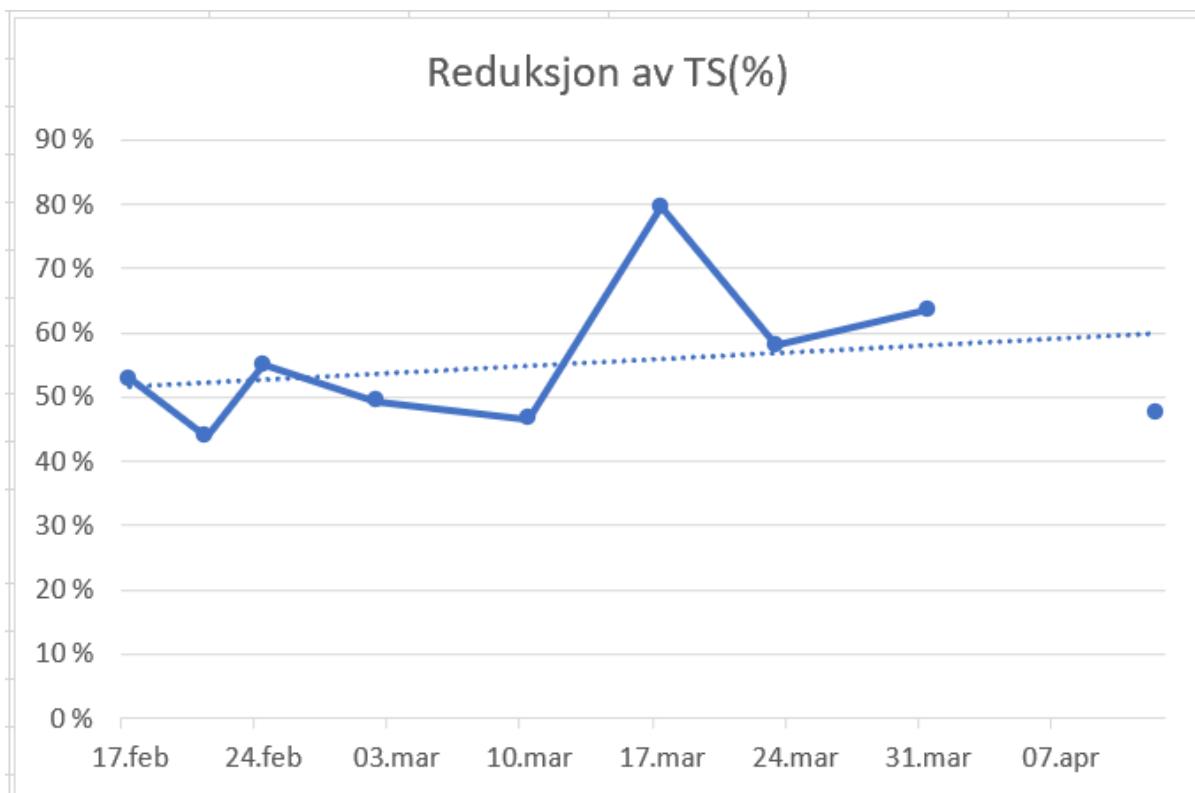


Figur 32: Reduksjon av TS(%) mellom svartvann-utløp, analysert i perioden 17 februar-12 april.

Figur 33 og 34 viser et/en stabilt innhold og reduksjon av VS, sett bort fra målingen 17 mars som hadde en skyhøy reduksjon på 66%. Antar at dette skyldes et eventuelt avvik i prøvetakingen. Ser derfor ut til at prosessen er stabil.



Figur 33: VS(%) målinger for svartvann, utløp, S1, S10 og slamuttak analysert i perioden 17 februar-12 april.



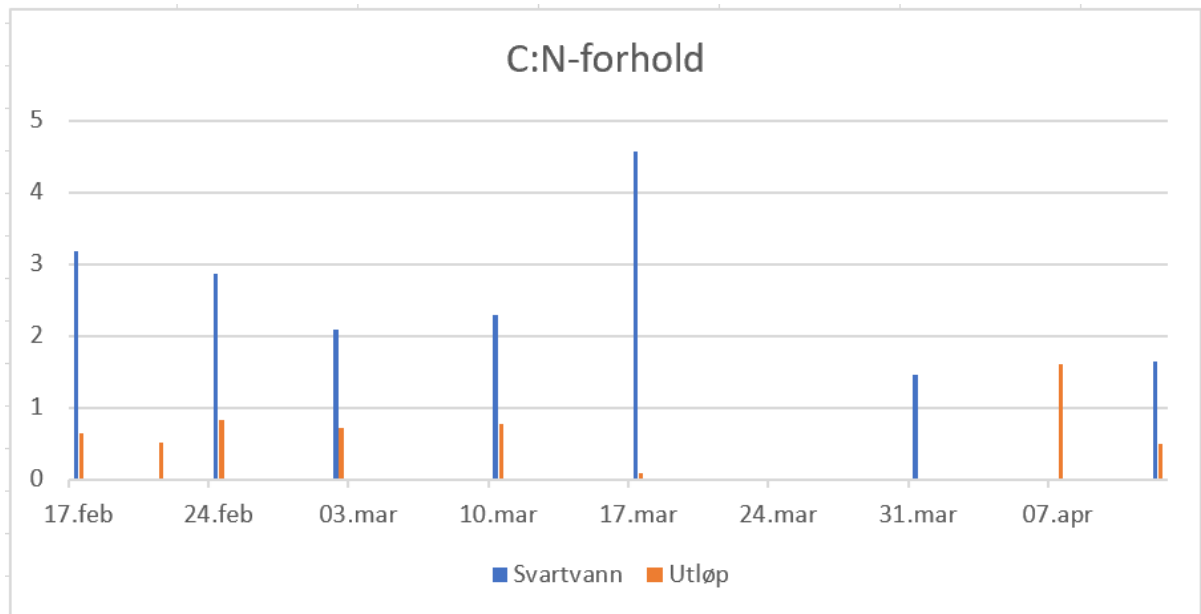
Figur 34: Reduksjon av VS(%) mellom svartvann-utløp, analysert i perioden 17 februar-12 april.

Verdiene for TS (%) varierer litt, men trendlinjene i figur 31 kan antyde en økning av TS(%) langs bunnen av reaktoren i begge kamre (S1, S10, slamuttak) til tross for en svakt avtagende TS(%) i svartvann og flytende biorest. Variasjonene kan komme som følge av en forandring i svartvannet som følge av bruksendringer av toalettene i studentboligen, men også at det har blitt tappet ut bunnslam to ganger på en dag ved en feil. Når dette skjedde, ble det ikke tatt ut bunnslam dagen etter. Hvis trendlinjene for TS(%) er korrekt, tyder det på at det er en akkumulering av aktiv biomasse i bunnen, dette kan skyldes reduksjonen av resirkulering og HLR som igjen fører til en høyere oppholdstid og mindre turbulens i substratet. Dette gjør at partiklene får mer tid til å sedimentere ned til det aktive bunnslammet.

pH-målingene i perioden 2 mars – 12 april var ganske stabile innenfor optimumsområdet, derfor kan det antas at pH lå innenfor optimumsområdet også i perioden 17 februar – 2 mars (se kap. 2.4.2 for beskrivelse). Svartvannets pH ligger helt i øverste sjiktet av hva som er optimalt for en biogassprosess, samtidig synker den betraktelig spesielt i bunnen av reaktoren i kammer 1 (se kap. 4.8 for nærmere diskutering).

## 4.2 C:N-forhold

Forholdet mellom totalt karbon og -nitrogen ble undersøkt for svartvann og utløp i perioden 17 feb - 12 april. Det mangler noen verdier grunnet avvik i prøvetakingen, dette gjelder innløp og utløp 23 mars, utløp 31 mars og innløp 7 april. Analysene ble utført 2 ganger ukentlig i perioden 17 februar - 24 februar og en gang ukentlig i perioden 2 mars – 12 april. Resultatene er vist i figur 35. Karboninnholdet er beregnet fra VS med formel 1 som det igjen beregnes et forholdstall mellom karbon og nitrogen fra (se Kap. 2.4.5 for beskrivelse). Nitrogenanalysene ble tatt av ufiltrert prøve for å undersøke totalt innhold av både oppløst og partikulært nitrogen.



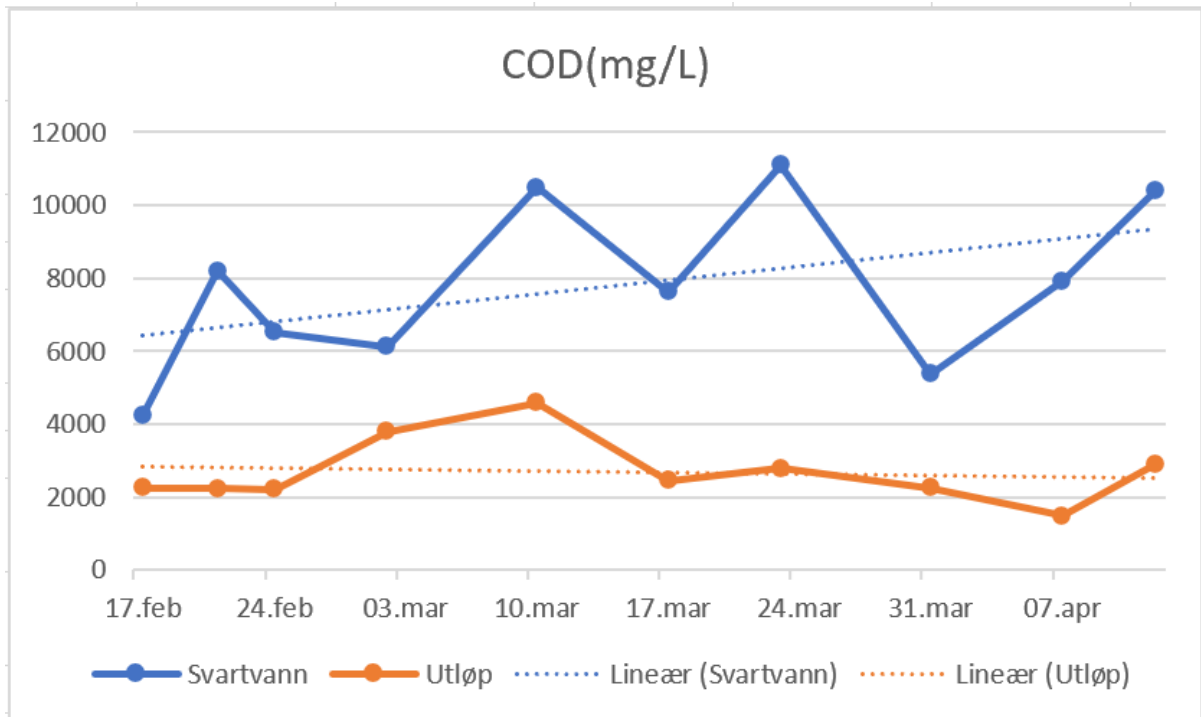
Figur 35: Forholdstallet mellom totalt karbon- på totalt nitrogeninnhold for svartvann og utløp, analysert i perioden 17 feb- 12 april.

Til tross for at det mangler noen analyser, kan det tydelig konkluderes med at karbon er en begrensende faktor (se kap. 2.4.3 for beskrivelse) i denne prosessen.

### 4.3 COD

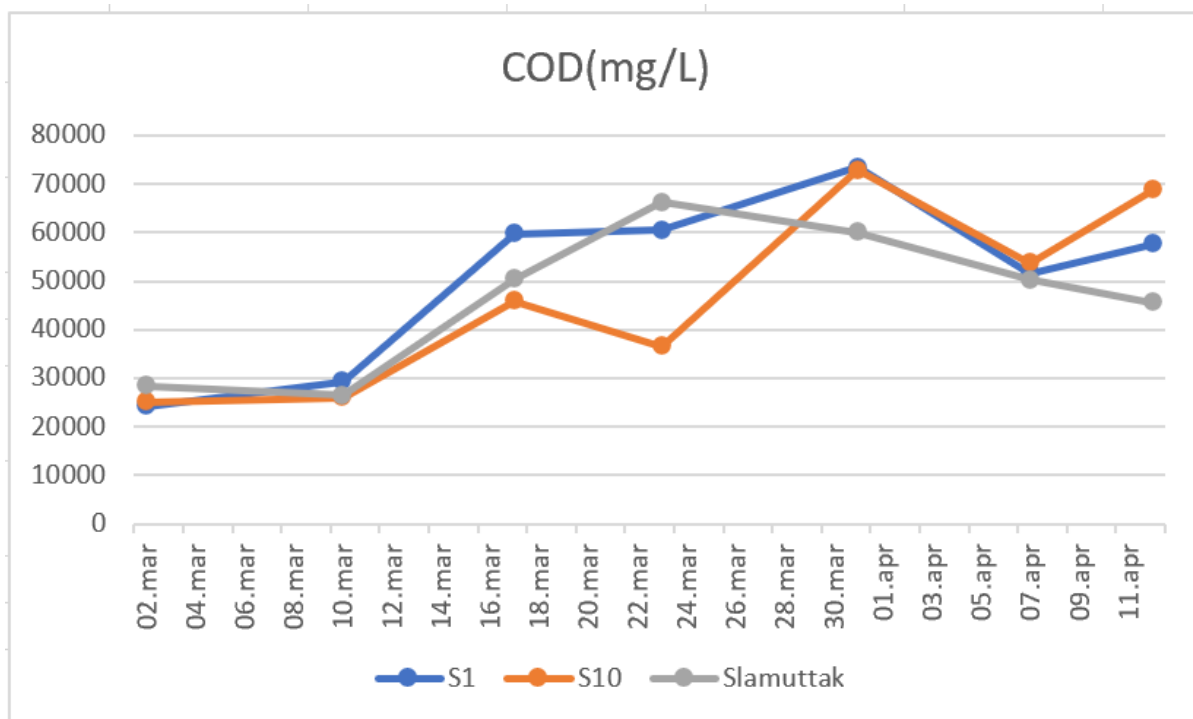
Kjemisk oksygenforbruk ble analysert i perioden 17 februar til 12 april for svartvann og - utløp, samt prøveuttak S1 og S10 og slamuttak. Dette ble utført 2 ganger ukentlig i perioden 17 - 24 februar og en gang ukentlig i perioden 2 mars – 12 april. Resultatene for svartvann og utløp er vist i figur 36. Se figur 37 for S1, S10 og slamuttak. Deretter ble COD-reduksjon(%) gjennom reaktoren beregnet med formel 15, se figur 38.





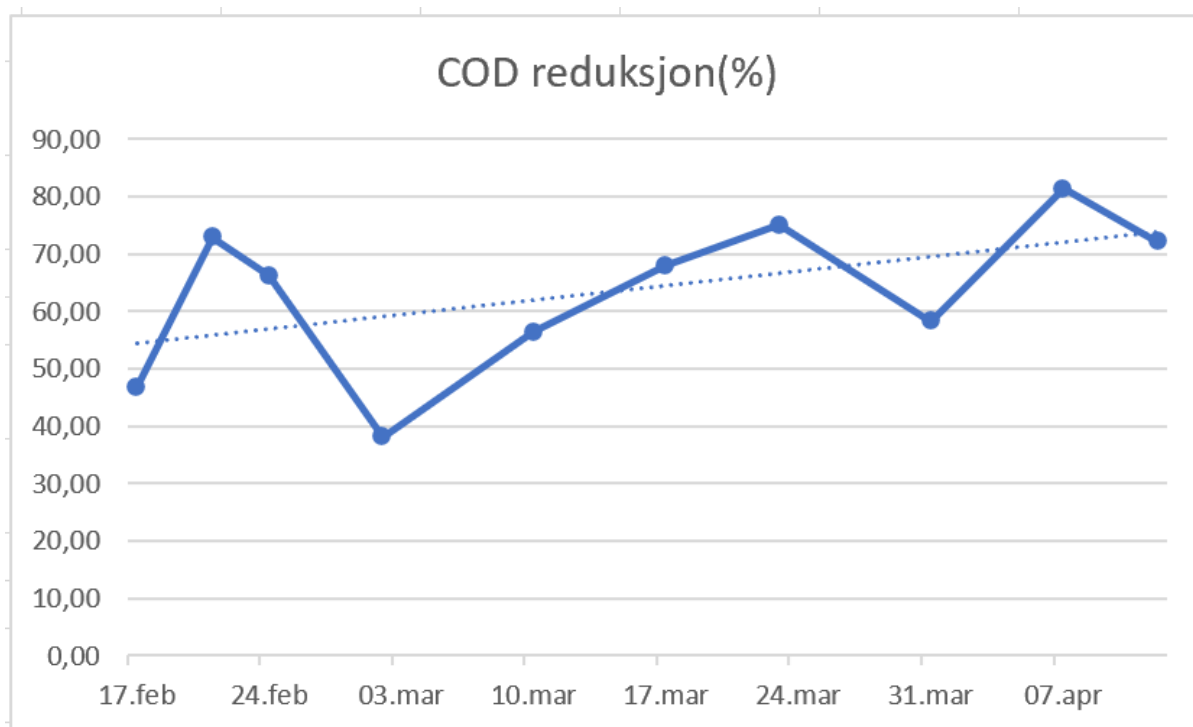
Figur 36: Oversikt over kjemisk oksygenforbruk målt i mg oksygen per liter substrat for filtrert og ufiltrert svartvann og -utløp, undersøkt i perioden 17-24 februar, og for ufiltrert svartvann og -utløp, analysert i perioden 2 mars-12 april.

Figur 36 viser en varierende COD-konsentrasjon, i tillegg til en økning for svartvann, mens verdien for utløp holdt seg ganske stabil, samtidig er det mye variasjon i svartvannet. Dette kan skyldes variasjoner i det tilførte svartvannet fra studentboligen og/eller eventuelle avvik i prøvetakingen.



Figur 37: Oversikt over kjemisk oksygenforbruk målt i mg oksygen per liter substrat for prøveuttak S1 og S10, samt slamuttak, analysert i perioden 17 februar-12 april.

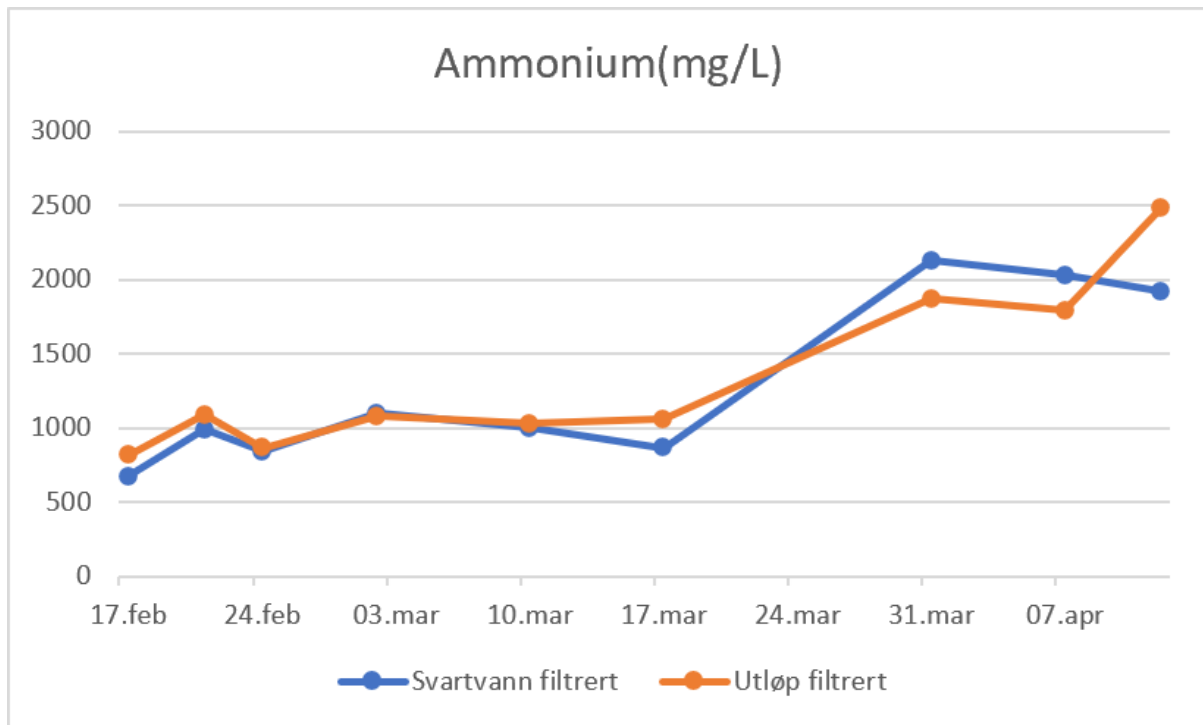
Andelen reduksjon av COD i substratet fra start til slutt i reaktoren vises i figur 38. COD-verdien i svartvannet økte gjennom perioden, mens COD-verdien i utløpet holdt seg ganske stabil. Dette fører til en økning i reduksjon av COD gjennom reaktoren, som i dette tilfellet skyldes kun en økning av COD i svartvannet. Dette bekrefter også at karbon er en begrensende faktor i prosessen.



Figur 38: Oversikt over reduksjonen av kjemisk oksygenforbruk målt i mg oksygen per liter substrat mellom svartvann - utløp, analysert i perioden 17 februar-12 april.

#### 4.4 Ammonium

Ammoniuminnholdet ble analysert i perioden 17 februar til 12 april for svartvann og -utløp. Ammonium finnes bare i løst form, derfor ble prøvene filtrert før analyse. Dette ble utført 2 ganger ukentlig i perioden 17 - 24 februar og en gang ukentlig i perioden 2 mars – 12 april. Måling for 24 mars mangler, da det skjedde noe feil med prøven. Resultatene er vist i figur 39.

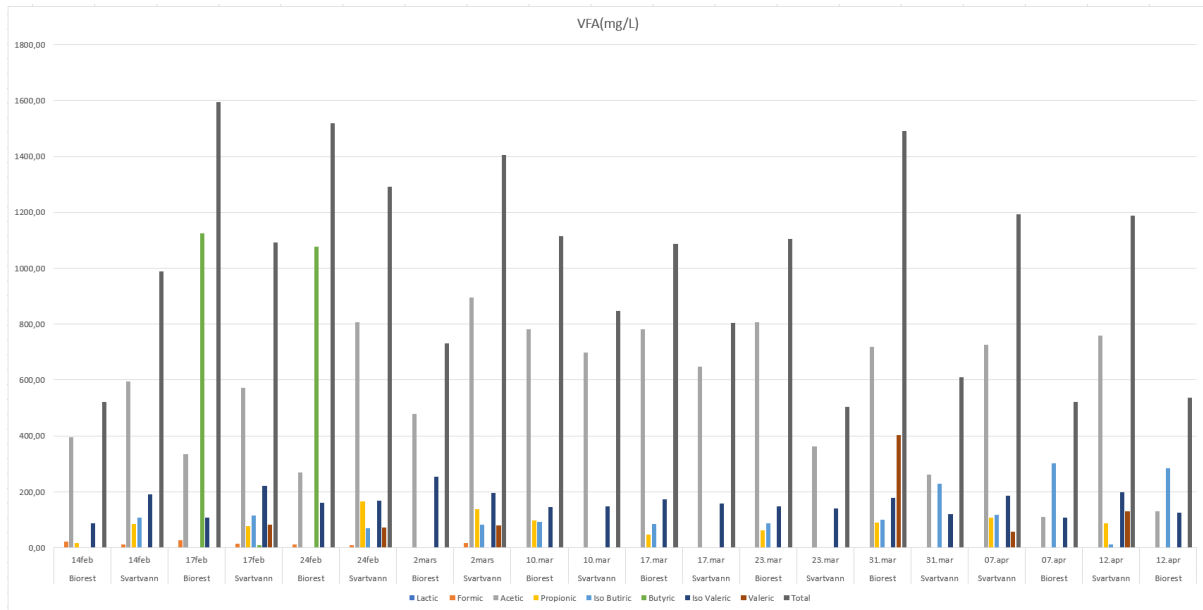


Figur 39: Oversikt over ammoniuminnhold målt i milligram per liter for filtrert svartvann og -flytende biorest, analysert i perioden 17 februar-12 april.

Figur 39 viser at ammoniuminnholdet ligger under den anbefalte grensen (se kap. 2.4.6 for beskrivelse) i perioden 17 februar – 17 mars, ser også at ammoniuminnholdet for utløp  $\geq$  svartvann i denne perioden. I perioden 31 mars – 12 april var innholdet større enn den anbefalte grensen, så høyt som 2480 mg/L (utløp), i tillegg til at ammoniuminnholdet i svartvann var høyere enn for utløp 31 mars og 7 april. Den plutselige endringen kan muligens skyldes bytte av prøvekit, brukerfeil eller mest sannsynlig en endring i svartvannet. For høyt innhold av ammonium er inhiberende for prosessen.

#### 4.5 VFA

Innholdet av flyktige fettsyrer ble analysert ukentlig i perioden 14 februar til 12 april for filtrert svartvann og -flytende biorest, da VFA kun finnes i løst form. Dette ble utført av Nibio. Resultatene er vist i figur 40.



Figur 40: Oversikt over innhold av flyktige fettsyrer målt i milligram per liter substrat for filtrert svartvann og -flytende biorest, analysert i perioden 14 februar-12 april.

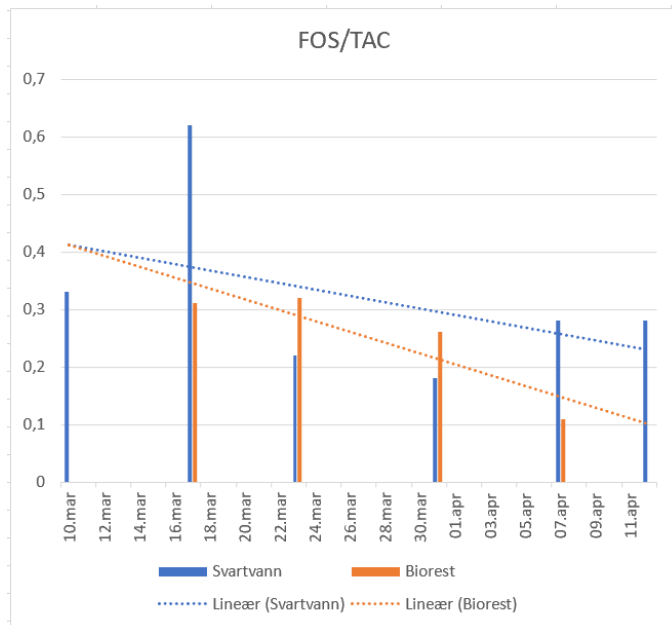
Figur 40 viser et veldig varierende innhold av de ulike flyktige fettsyrene. F.eks. butansyreinnhold lik 1126 mg/L 17 februar til 0 mg/L 2 mars for biorest, i tillegg til at flere av fettsyrene er helt fraværende for noen av prøvene. Disse store variasjonene kan blant annet skyldes feil/avvik i prøvetakingen eller store variasjoner i det ubehandlede svartvannet, sannsynligvis førstnevnte. VFA-innholdet er ganske høyt, som kan tyde på en akkumulering av fettsyrer i syrefasen. Derimot antyder trendlinjen for totalt VFA-innhold en mulig synkende trend, som igjen kan tyde på at justeringen 23 februar (se kap. 3.4) hadde effekt.

#### 4.6 FOS/TAC

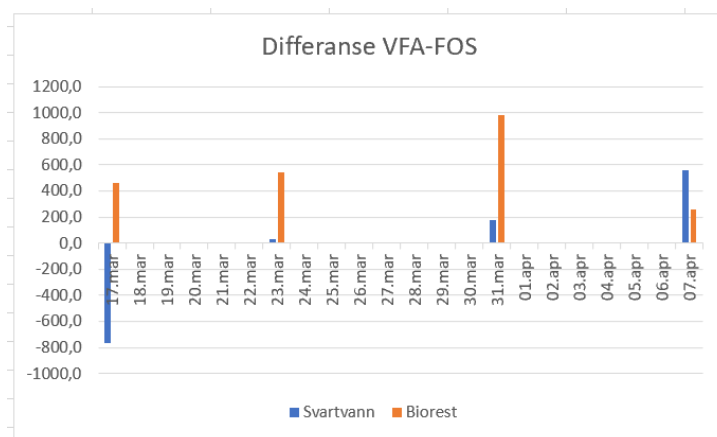
FOS/TAC-forholdet ble analysert ukentlig i perioden 10 mars til 12 april for filtrert svartvann og -utløp, dette ble utført av Nibio. Resultatene er vist i figur 41. FOS/TAC-verdien for svartvann 17 mars er ekstremt høy (0,62), mens for biorest 7 april er den ekstremt lav (0,11). Det virker ikke som disse verdiene er veldig pålitelige, da det er svært store differanser mellom VFA- og FOS/TAC-prøvene for en del av forsøksperioden, se figur 42. Differansen er på det meste nesten 1000 mg/L, dette er stort avvik. Det viser seg nok en gang at det hadde vært en fordel å ta triplikater av prøvene.

Hvis man antar at analysene er riktig, kan det antas at FOS/TAC-forholdet for det meste ligger rundt 0.3 og er derfor stabil. Det hadde vært fordelaktig å analysere FOS/TAC hele

forsøksperioden for å undersøke konsekvensene av justering 23 februar (se kap 3.4 for forklaring).



Figur 41: Oversikt over forholdet mellom flyktige fettsyrer(fos), bufferkapasitet(tac). Analysene er gjort for svartvann og flytende biorest, analysert i perioden 10 mars-12 april.



Figur 42: Differanse mellom VFA-FOS(mg/L), analysert i perioden 17 – 7 april.

#### 4.7 Slamteppe: NDF, N, C, S, Totalfett & sCP

Det er gjort 2 analyser av hver av de 3 ulike komponentene av slamteppet (se kap 3.5.6 og figur 29 for beskrivelse). Slamteppet fra høyresiden av vertikalplaten er kalt kammer 1.1 -

1.2, prøvene fra det brune laget i kammer 2 er kalt kammer 2.1 - 2.2, og det hvite laget er kalt hvitt slam 1 - 2. Deretter er det beregnet TS (%), VS (%) og gjort et gjennomsnitt av disse (se tabell 11 for verdier og kap. 3.5.6, figur 29 for beskrivelse).

Tabell 11: Innhold av tørrstoff og flyktig tørrstoff i flyteslammets 3 ulike komponenter.

	Vekt skål(g)	Vekt skål + våtprøve(g)	Vekt skål + tørrprøve(g)	Vekt skål + gløderest(g)	Våtprøve(g)	Tørrprøve(g)	Gløderest(g)	TS%	VS%
Kammer 1.1	1,6557	8,2373	2,5541	1,7092	6,5816	0,8984	0,0535	13,65 %	94,04 %
Kammer 1.2	1,6235	8,1241	2,4911	1,6790	6,5006	0,8676	0,0555	13,35 %	93,60 %
Kammer 2.1	1,6414	7,1716	2,3359	1,6870	5,5302	0,6945	0,0456	12,56 %	93,43 %
Kammer 2.2	1,6205	8,0763	2,4606	1,6793	6,4558	0,8401	0,0588	13,01 %	93,00 %
Hvitt slam 1	0,6207	8,9200	1,6977	0,6850	8,2993	1,0770	0,0643	12,98 %	94,03 %
Hvitt slam 2	0,6286	6,8372	1,4967	0,6679	6,2086	0,8681	0,0393	13,98 %	95,47 %
	Gjennomsnitt	Gjennomsnitt							
	Ts(%)	Vs(%)							
Kammer 1	13,50 %	93,82 %							
kammer 2	12,95 %	93,52 %							
Hvitt slam	12,79 %	93,22 %							

Verdiene i tabell 11 forteller at alle 3 komponentene av slamteppet har en høy TS (%) og en meget høy VS (%). Dette tyder på at slamteppet har et meget høyt innhold av mikroorganismer og organisk stoff til nedbrytning.

Tabell 12: Verdier for innhold av total mengde uløselig fiber (NDF), total nitrogen, -karbon, -svovel, totalfett og lettmedbrytbar protein i det flytende slamteppet, analysert av Labtek NMBU i starten av februar.

	NDF	N	C	S	Totalfett	sCP
	%	%	%	%	%	g/kg
Kam 1	51,8	3,5	52,9	0,5	18,4	60
Kam 2 topp	28,6	2,5	27,0	52,1	50,1	42
Kam 2 bunn	43,4	3,8	48,9	6,7	15,3	50

Tabell 12 viser et høyt innhold av totalfett i alle 3 komponentene av slamteppet, som tyder på at det akkumuleres fett (deriblant VFA) i slamteppet, som følge av for høy resirkulering og HLR (se kap. 3.4 for beskrivelse). Fett har lav tetthet, som fører til en høyere oppdrift for slamteppet i reaktoren. Etter nedjusteringen av resirkulering og HLR har slamteppet gradvis blitt bløtere og løsere. Dette kan vises på bildet som er tatt siste dagen i forsøksperiode 12 april, der ca. en tredjedel av slamteppet i venstre del av kammer 1 har brutt sammen siden det første bildet ble tatt av slamteppet 3 februar (se figur 29).

Verdiene i tabell 12 forteller også at det tynne hvite slamlaget har et ekstremt høyt fett- og svovelinhold, derfor har det lavere tetthet som fører til at det legger seg øverst. Det høye svovelinholdet henger sammen med den hvite fargen i det hvite øverste laget. Det hvite laget er forårsaket av bakterier som lever av å omsette reduserte uorganiske komponenter,

som følge av at det akkumuleres intracellulært elementært svovel under nedbrytningen. Disse bakteriene bruker nitrat til å oksidere svovel i stedet for fritt oksygen, og de oppholder seg rett under overflaten hvor de lagrer nitrat og sulfid (T.Fenchel et al., 2012).

En svakhet ved den vertikale skilleveggen i kammer 1 er at de lette partiklene som havner på venstresiden ikke blir resirkulert. Dette kan føre til en akkumulering av lettere partikler på venstresiden.



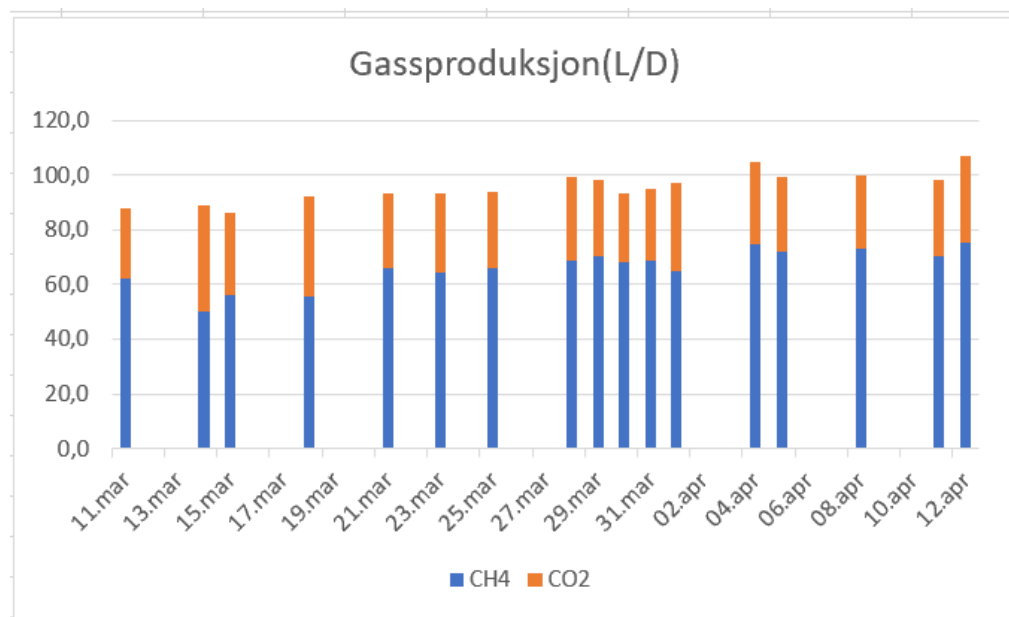
*Figur 43: Bilde som illustrerer at det flytende slamteppet på begge sider av den vertikale skilleveggen i kammer 1 begynner å gå i oppløsning, tatt av Andreas Stenseth 12 april.*

#### 4.8 Biogassproduksjon og -sammensetning

Biogassproduksjonen og -sammensetningen ble analysert ukedager i perioden 11 mars til 12 april. Resultatene er vist i figur 44. Grunnen til at det ikke har blitt analysert hele perioden er



mangel på utstyr. Gjennomsnittsproduksjon og gjennomsnittlig tetthet ved standard betingelser har blitt beregnet til bruk i energibalanse (se kap. 5.2).



Figur 44: Oversikt over produsert gassmengde og -sammensetning, utført i perioden 9 mars-19 april av Postdoktor Melesse Eshetu Mogens.

Gjennomsnittlig biogassproduksjon var 97 L/d med en gjennomsnittlig metanandel på 69,3%. Figur 44 viser en stabil biogassproduksjon og en ganske stabil metanandel i hele perioden (11 mars – 12 april), med en økende trend fra 82 L/d til 107 L/d. Ser derfor ut til at nedjusteringen 23 februar (se kap 3.4 for beskrivelse) hadde en effekt. CO<sub>2</sub> er ganske lav (se kap. 2.2.2, tabell 2), mens svartvannets pH ligger i øverste sjiktet innenfor ønsket område (rundt 8.5. Se kap. 4.1, figur 30) og deretter synker betraktelig helt ned til 7.1 i bunnslammet i kammer 1 (S1). Dette kan muligens forklares ved at noe CO<sub>2</sub> som produseres løses i substratet, som kan gi en merkbar reduksjon i pH ved høy pH (se kap 2.4.2 for beskrivelse). Det ville vært fordelaktig å gjøre undersøkelser i hele forsøksperioden, men dette var ikke mulig grunnet mangel på utstyr.

#### 4.9 HLR, HRT, OLR

Tabell 13 viser verdiene for HLR, HRT og OLR før og etter reduksjonen av HLR og resirkulering som ble foretatt 23 februar. SRT ble ikke beregnet, da formel 8 krever verdier for totalt suspendert flyktig tørrstoff. Det ble ikke analysert i dette forsøket.

Tabell 13: Oversikt over hydraulisk belastning (liter/dag), oppholdstid (dager og organisk belastning (g/m<sup>3</sup>) før og etter reduksjonen av hydraulisk belastning og resirkulering som ble foretatt 23 februar.

			Før 23 februar	Etter 23 februar
HLR	(L/d)	Empriske data	35	31
HRT	(Dager)	(Arbeidsvolum reaktor/HLR)	4,6	5,2
OLR	(g/m <sup>3</sup> )	Mengdestrøm VS per dag/arbeidsvolum reaktor	164,10625	145,35125

## 5 Masse- og energibalanse

### 5.1 Massebalanse og virkningsgrad

Målinger for gassproduksjon og -sammensetning ble registrert mellom 11 mars – 12 april, derfor ble det kun beregnet en massebalanse for denne perioden. Måten det er gjort på er at det er beregnet et COD-forbruk (kg/d) gjennom reaktoren ved å finne differansen mellom daglig tilført og -uttappet mengde COD (kg/d). Deretter er det beregnet en teoretisk biogass- og metanproduksjon ut fra dette med formel 13 og 14, hvor det igjen beregnes en differanse mot reel produksjon. Det er antatt en forenklet daglig mengde uttapping på 30 L fra utløpet. Uttappet mengde substrat er beskrevet i kap 3.2.

Virkningsgraden er beregnet med formel 12 ut fra gjennomsnittlig VS(mg/L) innhold for svartvann og utløp (se tabell 15).

Tabell 14: Massebalanse for COD-forbruk i perioden 11 mars – 12 april gjennom reaktoren.

Massebalanse	Gjennomsnittlig COD prøvetaking	Uttappet substrat	Tilført substratmengde	Tilført COD	Uttappet COD
	[mg/L]	[L/d]	[L/d]	[kg/d]	[kg/d]
Svartvann	8813,3		30,8	0,271	
S1	55360,0	0,1			0,006
S10	50638,3	0,1			0,005
Slamuttak	49826,7	0,5			0,025
Flytende biorest	2735,0	30			0,08205
Total					0,118

Differanse(Tilført COD-Uttappet COD)[kg/d], CODdiff	0,154
---	-------

Beregnet biogassproduksjon	Reell biogassproduksjon	Differanse	Beregnet metanproduksjon	Reell metanproduksjon	Differanse
[L/d]	[L/d]	[L/d]	[L/d]	[L/d]	[L/d]
0.5*CODdiff*1000			0.35*CODdiff*1000		
76,9	97,0	20,1	53,9	69,3	15,4

VS(mg/L) av substrat, Co	VS(mg/L) av flytende biorest, Ce	Virkningsgrad, n
		(Co-Ce)/Co
4,69	1,55	66,8 %

Tabell 21 viser at det er 21% lavere reell biogassproduksjon enn teoretisk, og 14% lavere reell metanproduksjon enn teoretisk, mens virkningsgraden er på ca. 67%. Dette kan skyldes meget lavt C:N-forhold, lekkasjer, akkumulering av biomasse i reaktoren, f.eks. i flyteslam eller bunnslam.

Tabell 15: Beregnet gjennomsnitt for innhold av flyktig tørrstoff i milligram per liter for svartvann og utløp.

	Gjennomsnitt VS(mg/L)
Svartvann	4,7
Utløp	1,6

## 5.2 Energibalanse

For å sørge for en stabil og effektiv prosess er det essensielt for en biogassreaktor at temperaturen også er stabil. En biogassreaktor er derfor alltid oppvarmet og isolert for å redusere energitapet, slik som reaktoren i denne oppgaven. Dette er en mesofil prosess og krever derfor mindre energi enn f.eks. en termofil prosess. Det er hovedsakelig 3 kilder som fører til behov for tilført energi: Oppvarming av substrat, varmetap gjennom reaktorvegg og

fordamping (Bachmann & A., 2013). Disse er beskrevet i kap. 3.6. Det er også flere andre faktorer som forbruker energi, disse kan være: Pumper, omrørere og transport.

Substratet pumpes gjennom en ekstern varmespiral (se kap. 3.2 for beskrivelse) fra prøveuttak S10 og tilbake til prøveuttak S1 (se kap. 3.1 figur 17) med samme fôringsrate for svartvann inn i reaktoren. Varmespiralen står også for oppvarming av substratet til en annen reaktor på laboratoriet, derfor er det ingen tall på hvor mye energi som forbrukes til oppvarming av substratet i reaktoren i denne oppgaven. Derfor er det kun utført en teoretisk beregning av energiforbruk, se kap. 3.5 for formler (10, 11 og 12) og beskrivelse. Målene på reaktoren kan er oppgitt i kap. 3.2.

Det er utført teoretiske beregninger for å anslå lønnsomheten til reaktoren i tabell 20. Tabellen viser et teoretisk forbruk på 162,7 Wh. I tillegg til dette kommer energiforbruket til pumpen mellom varmespiral og innløpspumpen. Skal man se det hele og store bildet bør energiforbruket til kvernpumpene på vakuumpolettene også tas med i beregningen. Disse faktorene er ikke tatt med i denne beregningen, da det kun fokuseres på selve biogassanlegget på fløy 4. Verdiene for gjennomsnittlig fôringsrate og produsert gassmengde er hentet fra kap. 4.8, tabell 44. Energiutbyttet er på 28 Wh, som gir et netto energiutbytte på -134,7 Wh. Det vil si et energiforbruk som er 481% større enn -utbyttet. Det overlegent største energiforbruket går til energitap gjennom reaktorvegg, med en andel på 78%. Energiutbyttet er enda lavere i virkeligheten hvis alle energiforbrukende faktorer regnes med, energiforbruket er derfor langt større enn -utbyttet.

Det at det teoretiske energiforbruket er 481% høyere enn -produksjonen og andelen energitap gjennom vegg er på 71%, kan bety at varmeledningskoeffisienten (se kap. 3.6) ikke passer med denne reaktoren. Men det vil sannsynligvis være et energiunderskudd med dagens forhold allikevel, da forbruket er 4.1 ganger høyere en produksjonen.

Tabell 16: Beregninger som viser energiforbruk og -produksjon, samt energibalansen.

Oppvarming av substrat						
Gjennomsnittlig fôringsrate, Ft	Gjennomsnittlig fôringsrate, R	Spesifikk varme for vann, C	Temperaturdifferanse reaktor-substrat, ΔT	Temperatur reaktor, Tr	Temperatur substrat, Ts	Energiforbruk, Po
[kg/d]	[kg/s]	[J/kg K]	[K]	[K]	[K]	[Wh]
	Ft/(24*3600)		Tr-Ts			R*C*ΔT
30,8	0,00036	4186	13	28	15	19,4
Varmetap gjennom reaktorvegg						
Temperaturdifferanse reaktor-omgivelser, ΔT'	Temperatur omgivelser, To	Radius, r	Areal topp/bunn, A1	Høyde, h	Arbeidsvolum, V	
[K]	[K]	[m]	[m <sup>2</sup> ]	[m]	[m <sup>3</sup> ]	
			πr <sup>2</sup>		A1*h	
13	15	0,298	0,278	0,675	0,161	
Omkrets, O	Areal innvendig vegg, A2	Totalt overflate arealinnvendige vegger, S	Varmeledningsevne reaktorvegg, U	Energiforbruk, Pv		
[m]	[m <sup>2</sup> ]	[m <sup>2</sup> ]	[W/m <sup>2</sup> K]	[Wh]		
2πr	O*h	A1*2+A2		S*U*ΔT'		
1,869	1,262	1,818	5	118,2		
Varmetap fordampning						
Volumstrøm produsert gassmengde, Ft	Volumstrøm gjennomsnittlig produsert gass, F	Fordampningentalpi vann, E	Vannmetning i produsert gass, Sat	Energiforbruk, Pf		
[m <sup>3</sup> /d]	[m <sup>3</sup> /s]	[J/kg]	[kg/m <sup>3</sup> ]	[Wh]		
	Ft/(24*3600)			F*E*Sat		
97	0,00112	2260,000	0,050	0,13		
Energiforbruk omrører blandetank						
Pom						
[Wh]						
25,0						
Totalt energiforbruk						
Pt						
[Wh]	[Wd]					
Po+Pv+Pf+Pom	157,1*24					
162,7	0,0					
Energiproduksjon i form av metan						
Volumstrøm produsert gass, F	Gjennomsnittlig andel metan, %	Gjennomsnittlig produsert metanmengde, Gm	Tetthet metan, ρm	Gjennomsnittlig produsert metanmengde, Gmkg	Energitetthet metan, Em	Produsert energi metan, Pm
[L/d]	[%]	[L/d]	[kg/m <sup>3</sup> ]	[kg/d]	[J/kg]	[Wh]
		F*%*0,01		G*ρm*0,001		Gmkg*Em/24*3600
97	69,3	67,22	0,72	0,04839912	50000000,00	28,0
Energibalanse						
Oppvarming av substrat, Po	Varmetap gjennom reaktorvegg, Pv	Varmetap fordampning, Pf	Energiforbruk omrører blandetank, Pom	Totalt energiforbruk, Pt	Produsert energi metan, Pm	Netto energibalanse
[Wh]	[Wh]	[Wh]	[Wh]	[Wh]	[Wh]	[Wh]
						Pm-Pt
19,40	118,16	0,13	25,00	162,7	28,0	-134,7

Vannmetningen i den produserte biogassen er en antagelse, da den ikke er analysert. Se kap. 3.2 figur 12 for å blandetankens omrører sitt energiforbruk. Se kap. 3.5.3 for informasjon knyttet til varmeledningskoeffisient U.

## 6 Diskusjon

Målet med denne oppgaven var å avdekke hva som forårsaker det flytende slamteppet, samt å studere hvilke konsekvenser en nedjustering av resirkulering og HLR hadde for systemet (se kap. 3.4 for beskrivelse). Reaktoren har holdt en stabil temperatur på  $28\pm 1^\circ\text{C}$  hele forsøksperioden. Det hadde vært gunstig for forsøket å komme i gang med alle analyser i god tid før nedjusteringen for å kunne studere konsekvensene ytterligere. Det ble også avtalt å gjøre en oppjustering av temperatur fra  $28^\circ\text{C}$  til  $32^\circ\text{C}$  ca. 3 uker etter nedjustering av HLR og resirkulering ble gjort 23 februar, for å kunne gjøre en mer detaljert kartlegging av reaktoren, men temperaturjusteringen fant aldri sted. Dette hadde også vært fordelaktig for en bedre kartlegging av slamkarakteristikker, samt energi- og massebalanse under ulike forhold. Biogassmålingene hadde en økning fra ca. 82 L/d fra starten av målingene i midten av mars til ca. 107 L/d ved midten av april, som tyder på at reduksjonen av HLR og resirkulasjon hadde en effekt. Reduksjonen av resirkulering og HLR viste seg også i form av at VFA-konsentrasjonen sank og at slamteppet gradvis gikk i oppløsning. Denne prosessen pågikk fortsatt ved slutten av forsøksperioden. C:N-forholdet viser seg å være svært lavt, derfor er det anbefalt å implementere urinseparasjon i vakuumtoalettene.

### 6.1 Prøvetakingsmetode

Det viser seg å være mye variasjoner/mangler i verdiene for flere av analysene, derfor er de kan de være mindre pålitelige. Dette gjelder i hovedsak VFA og FOS/TAC, men også COD og ammonium hadde noen merkelige svingninger. For å minimere usikkerhet og fått litt jevnere resultater kunne det blitt tatt triplikater av prøvene fremfor et enkelt replikat, deretter beregnet gjennomsnitt og standardavvik for hver enkelt prøve.

C:N- og FOS/TAC-forhold, VFA og ammonium ble kun analysert for innløp og utløp av ulike praktiske og økonomiske hensyn. Resultatene gir en indikasjon på utviklingen av substratet gjennom reaktoren, men ikke i hvert kammer, hvert vertikale nivå eller i noen av slamkomponentene i bunn og topp. Mesteparten av den mikrobielle aktiviteten skjer i de

ulike slamkomponentene, derfor ville en analyse av disse gi en mer detaljert oversikt over prosessen.

Daglig tappes 100 mL slam fra kammer 2 og totalt 600 mL slam fra kammer 1. Mesteparten av dette er aktiv biomasse hvor omdanningen fra organisk stoff til biogass skjer. Derfor kan det være fordelaktig for prosessen med tanke på effektivitet og biogassproduksjon å redusere mengden slam som tappes ut.

## 6.2 Massebalanse & virkningsgrad

Den reelle metanproduksjonen var 14% lavere enn den teoretiske  $m$  for reaktoren i forsøksperioden. Usikkert hvor pålitelig denne beregningsmetoden er, men det er uansett ønsket med bedre utnyttelse av råvarene. For å øke produksjonen er anbefalingene i kap. 6.4 å foretrekke. Dette kan også påvirke virkningsgraden i positiv retning.

## 6.3 Energibalanse

Reaktoren viser seg å være lite lønnsom ved dagens situasjon, da energiforbruket er 481% større enn utbyttet. Dette er beregnet med en antatt varmeledningskoeffisient (Rennuit & sommer, 2013), det er ikke sikkert denne stemmer med reaktoren i denne oppgaven.

Virkelige målinger av strømforbruk ville gitt en bedre oversikt over energibalansen. Uansett er det ønskelig med lavest mulig energiforbruk. Tiltak for å få til det kan være:

- Senke forbruket: Det absolutt største forbruket går til energitap gjennomreaktorvegg (71%), derfor bør dette fokuseres mest på. God isolering bør prioriteres. En termosløsning hvor det er tilnærmet vakuum i reaktorvegg og god isolasjon utenpå ville redusert energitapet betraktelig. Det er også fordelaktig med et større volum/overflateareal-forhold.
- Øke biogassproduksjon. Tiltakene som er foreslått i kap. 6.4 vil også bidra til økt produksjon.

## 6.4 Slamteppet

Kap. 4.7, figur 43 viser en tydelig reduksjon av både mengde og tetthet i slamteppet, sannsynligvis som følge av nedjusteringen 23 februar (se kap 3.4 for beskrivelse). Muligens

er denne justeringen nok til at slamteppet synker lenger ned i reaktoren på sikt og sørger for bedre renseeffekt. Ellers finnes det mange tiltak for å motvirke flyteslam (se kap. 2.8 for beskrivelse). De enkleste og mest velegnede tiltakene for denne reaktoren er listet opp nedenfor, disse bør gjøres systematisk:

- Implementere urinseparasjon eller tilsette co-substrat. Førstnevnte vil øke C:N-forholdet betraktelig, da mesteparten av nitrogenet kommer fra urin. Sistnevnte vil sørge for en rikere karbonkilde enn dagens svartvann. Dette gir bedre vekstvilkår for at de ulike mikroorganismene som trenger ulik næring.
- Øke temperatur, da denne reaktoren driftes på lav temperatur sammenlignet med lignende reaktorer i andre forsøk.
- Utføre nye FOS/TAC-analyser med bruk av triplikater for hver prøve. Innløp og utløp vil gi en god pekepinn, men ved å i tillegg analysere slamkomponentene vil det gi en bedre oversikt. Disse verdiene kan brukes til å avgjøre om organisk belastning bør reduseres ytterligere, slik at det ikke akkumuleres syrer i reaktoren.

## 6.5 Feilkilder

Dette delkapitlet tar for seg en oppsummering av mulige feilkilder, da dette har stor påvirkning på analyseresultatene.

FOS/TAC- og VFA-analysene viser seg å være lite troverdige, da totalt innhold av flyktige fettsyrer målt som både FOS og VFA avviker i stor grad fra hverandre, til tross for at det var samme prøve. Dette kan tyde på at den ene eller eventuelt begge metodene ikke er gode til å gjøre disse analysene.

Det var også store svingninger i COD- og ammoniumanalysene. Dette kan komme av avvik i prøvetaking og store svingninger i substratsammensetning.

Det viser seg at det er svært utfordrende å skaffe gode estimater via prøvetakingsmetodene som er benyttet i dette forsøket. Det ble bare analysert et replikat av prøvene, disse burde vært triplikater som det beregnes et gjennomsnitt av for å minimere usikkerhet. Det burde vurderes andre metoder for FOS/TAC- og VFA-analyser ved eventuell fortsettelse.



## 7 Konklusjon

Resultater i form av at flyteslammet går i oppløsning og bedre analyseresultater, kan tyde på at en reduksjon av HLR fra 35 L/d til 31 L/d og resirkulering fra 3 til 2 pulser (3L/puls) mellom hver substratføring hadde en effekt. Dette ga en økning av HRT på ca. 0.6 dager. Dette bør det gjøres flere forsøk på i håp om å øke effektiviteten ved blant annet å gi en optimalisering av slamforhold.

Analysene viser at COD-belastning varierte fra 4230 mg/L til 11100 mg/L og COD-reduksjon varierte mellom 38% - 81%, som tyder på store variasjoner i substratet.

Det var ganske stabil biogassproduksjon i forsøksperioden med en produksjon på 82 L/d i starten av mars, som deretter økte sakte til 107 L/d i slutten av forsøksperioden 12 april, med en gjennomsnittlig produksjon på 97 L/d. Dette er en økning på 23%, det ser derfor ut til at reduksjon av HLR og resirkulering hadde en positiv effekt. Metanandelen var også ganske stabil, med en gjennomsnittlig andel på 69 L/d.

C:N-forholdet er svært lavt i svartvannet som behandles i denne reaktoren og er dermed sannsynligvis den mest begrensende faktoren. Ikke bare dette forholdet, men også variasjonen av tilgjengelig karbon kan være svært dårlig som følge av det kun benyttes en substratkilde. Dette kan påvirke både slamegenskaper og effektivitet i høy grad. En løsning kan være å tilsette co-substrat for å både øke mengden og variasjonen av karbon. En annen løsning som bidrar til å øke C:N-forholdet betraktelig er å installere vakuumpoletter med urinseparasjon, da mesteparten av nitrogenet kommer fra urin. Samtidig inneholder urin mesteparten av fosfor og kalium som sammen med nitrogen er essensielt for metabolismen til alle levende organismer, derfor kan en reduksjon bidra til å bremse prosessen. Dette må eventuelt studeres.

Reaktoren driftes på en ganske lav temperatur som er gunstig med tanke på energiforbruk til oppvarming av substrat, men samtidig er ugunstig for prosessen. En oppjustering av temperaturen vil sørge for bedre vekstvilkår for mikroorganismene, som kan føre til mer ønskede slamegenskaper og en høyere effektivitet. Samtidig bør reaktoren isoleres så godt som overhodet mulig for å bidra til en god energibalanse.

Store variasjoner av substratsammensetning gjenspeiler seg i analysene, spesielt ammonium og COD. Slike variasjoner kan ha negative konsekvenser for en biogassreaktor i form av f.eks. slamegenskaper og effektivitet. En løsning kan være å installere en større blandetank,

da dette vil øke oppholdstiden til svartvannet før reaktoren og dermed gi en mer homogen blanding langsiktig.

## 8 Litteraturliste

- Aboudi, K., Fernández-Güelfo, L. A., Álvarez-Gallego, C. J. & Romero-García, L. I. (2021). 11 - Biogas, biohydrogen, and polyhydroxyalkanoates production from organic waste in the circular economy context. 305-343.
- Agency, U. S. E. P. (2001). *Total, Fixed, and Volatile Solids in Water, Solids, and Biosolids* Tilgjengelig fra: [https://www.epa.gov/sites/default/files/2015-10/documents/method\\_1684\\_draft\\_2001.pdf](https://www.epa.gov/sites/default/files/2015-10/documents/method_1684_draft_2001.pdf).
- Agstar. (2012). *Increasing Anaerobic Digester Performance with Codigestion: AgSTAR*. Tilgjengelig fra: <https://www.epa.gov/sites/default/files/2014-12/documents/codigestion.pdf> (lest 7. mars).
- Aquacorp. *Anaerobic principle*. Tilgjengelig fra: <http://www.aquacorp.fr/treatment-anaerobic-reactor-UASB> (lest 8. mars).
- Aquaanalytics-Tekhnika. Tilgjengelig fra: <https://aquaanalytics-tekhnika.ru/en/lck138-kyuvetnyj-test-na-obshhij-azot-1-16-mg-l-tnb/>.
- Association, T. I. W. (2013). *Up Flow - Anaerobic Sludge Blanket Reactor (UASB)*. Tilgjengelig fra: <https://www.iwapublishing.com/news/flow-anaerobic-sludge-blanket-reactor-uasb> (lest 8. mars).
- Avantor. *pH meter, handheld, pH20*. Tilgjengelig fra: <https://no.vwr.com/store/product/22603637/ph-meter-handheld-ph20> (lest 28. april).
- Bachmann, N. & A., E. S. (2013). Design and engineering of biogas plants.
- Blindheim, U. (2022). *Metan: Snl*. Tilgjengelig fra: <https://snl.no/metan> (lest 5. mai).
- Bratberg, E. (2021). *gjødse*. Tilgjengelig fra: <https://snl.no/gj%C3%B8dse> (lest 9. mars).
- Britannica, T. e. o. *Feces*. Tilgjengelig fra: <https://www.britannica.com/science/feces> (lest 29. mars).
- Bøhmer, E. (2022). *papir*. Tilgjengelig fra: <https://snl.no/papir> (lest 29. mars).
- Capdevielle, A., Sýkorová, E., Biscans, B., Béline, F. & Daumer, M.-L. (2013). Optimization of struvite precipitation in synthetic biologically treated swine wastewater—Determination of the optimal process parameters. *Journal of hazardous materials*, 244-245: 357-369.
- Cerón-Vivas, Cáceres, K. T., Rincón, A. & Cajigas, Á. A. (2019). Influence of pH and the C/N ratio on the biogas production of wastewater.
- ChemistryLibreTexts. (2020). *Urine composition and function*. Tilgjengelig fra: [https://chem.libretexts.org/Bookshelves/Introductory\\_Chemistry/Map%3A\\_Fundamentals\\_of\\_General\\_Organic\\_and\\_Biological\\_Chemistry\\_\(McMurry\\_et\\_al.\)/29%3A\\_Body\\_Fluids/29.08%3A\\_Urine\\_Composition\\_and\\_Function](https://chem.libretexts.org/Bookshelves/Introductory_Chemistry/Map%3A_Fundamentals_of_General_Organic_and_Biological_Chemistry_(McMurry_et_al.)/29%3A_Body_Fluids/29.08%3A_Urine_Composition_and_Function) (lest 29. mars).
- Chromatographs, S. I. C. G. *MODEL 8610C GAS CHROMATOGRAPH*: SRI Instruments. Tilgjengelig fra: [https://www.srigc.com/home/product\\_detail/model-8610c-gas-chromatograph](https://www.srigc.com/home/product_detail/model-8610c-gas-chromatograph) (lest 12. mai).
- Costa, O. Y. A., Raaijmakers, J. M. & Kuramae, E. E. (2018). Microbial Extracellular Polymeric Substances: Ecological Function and Impact on Soil Aggregation.
- Deublein, D. & Steinhauser, A. (2011). *Biogas from waste and renewable resources: an introduction*: John Wiley & Sons.
- EssDeGmbH. *Solids Retention Time (SRT), Sludge age*: EssDeGmbH. Tilgjengelig fra: <https://www.essde.com/en/glossary/solids-retention-time-srt-sludge-age-2704> (lest 15 mai).
- Fischer, T. & Backes, D. K. (2012). *Biogas From Organic Waste From Cities*.

- Ghyselbrecht, K., Monballiu, A., Somers, M. H., Sigurnjak, I., Meers, E., Appels, L. & Meesschaert, B. (2018). Stripping and scrubbing of ammonium using common fractionating columns to prove ammonium inhibition during anaerobic digestion. 447–455.
- GmbH, H. C. H. L. (2014-2015). Determination of FOS/TAC Value in Biogas Reactors.
- Gotaas, H. B. (1956). *Sanitary disposal and reclamation of organic wastes*. World health organization monograph series, b. 31: World health organization.
- Graaff, M. S. d., Temmink, H., Zeeman, G. & Buisman, C. (2010). Anaerobic Treatment of Concentrated Black Water in a UASB Reactor at a Short HRT.
- Graaff, M. S. D., Temmink, H., Zeeman, G. & Buisman, C. J. N. (2010). Anaerobic Treatment of Concentrated Black Water in a UASB Reactor at a Short HRT. 101-119.
- Healthline. (2017). *Urine 24-Hour Volume Test*. Tilgjengelig fra: <https://www.healthline.com/health/urine-24-hour-volume> (lest 29. mars).
- JetsAS. (2021, 14. juni). *Reactor and method for the treatment of wet organic waste, such as black water from households, manure, sludge and slurries*. Norge.
- Kerschner, J. (2017). *How to Calculate Volatile Solids Reduction - Wastewater*: American water college. Tilgjengelig fra: <https://www.americanwatercollege.org/how-to-calculate-volatile-solids-reduction-wastewater/> (lest 15. mai).
- LabShop. Tilgjengelig fra: <https://www.lab-shop.com/environmental-testing-c95/test-kits-c104/hach-lange-lck304-ammonium-cuvette-test-0-015-2-mg-l-nh4-n-p479>.
- Lier, J. B. v., Mahmoud, N. & Zeeman, G. (2020). Anaerobic wastewater treatment. In Guanghao Chen, Mark C. M. van Loosdrecht, George A. Ekama & Damir Brdjanovic, *Biological Wastewater Treatment*. 401-442.
- Linde. *Safety advice*.
- Carbon Dioxide*. Tilgjengelig fra: [https://www.linde-gas.com/en/images/LMB\\_Safety%20Advice\\_01\\_66881\\_tcm17-165650.pdf](https://www.linde-gas.com/en/images/LMB_Safety%20Advice_01_66881_tcm17-165650.pdf) (lest 5. mai).
- López-López, A., León-Becerril, E. & Rosales-Contreras, M. E. (2015). Influence of alkalinity and VFAs on the performance of an UASB reactor with recirculation for the treatment of Tequila vinasses. 2468-2476.
- Lovdata. (2021). *Forskrift om gjødselvarer mv. av organisk opphav*: Lovdata. Tilgjengelig fra: <https://lovdata.no/dokument/SF/forskrift/2003-07-04-951> (lest 9. mars).
- Lu, X., Zhen, G., Estrada, A. L., Chen, M., Ni, J., Hojo, T., Kubota, K. & Li, Y.-Y. (2015). Operation performance and granule characterization of upflow anaerobic sludge blanket (UASB) reactor treating wastewater with starch as the sole carbon source. *Bioresour Technol*, 180: 264-273. doi: 10.1016/j.biortech.2015.01.010.
- Løwe, K. (2021). NMBU skal lede nytt prestisjeprosjekt om urbant landbruk.
- Marthinsen, J. (2017). Kvalitet på substrat til biogassanlegg.
- Morken, J., Gjetmundsen, M. & Fjørtoft, K. (2017). Determination of kinetic constants from the co-digestion of dairy cow slurry and municipal food waste at increasing organic loading rates. 46-51.
- Netinbag. *Hva er en anaerob reaktor?* Tilgjengelig fra: <https://www.netinbag.com/no/science/what-is-an-anaerobic-reactor.html> (lest 7. mars).
- Nibio. (2017). *Biorest*. Tilgjengelig fra: <https://www.nibio.no/tema/jord/organisk-avfall-som-gjodsel/biorest> (lest 1. mars).
- NMBU. (2018). *Sino-European innovative green and smart cities (SiEUGreen)*. Tilgjengelig fra: <https://www.nmbu.no/en/projects/node/33435> (lest 16. mars).
- NorskVann. *Hydraulisk belastning*: Norsk vann. Tilgjengelig fra: <https://kurs.norskvann.no/mod/glossary/showentry.php?eid=1218> (lest 12. mai).
- Parawira, W., Murto, M., Read, J. S. & Mattiasson, B. (2005). Profile of hydrolases and biogas production during two-stage mesophilic anaerobic digestion of solid potato waste.

- Pedersen, B. (2017). *Fordampingsvarme*: Snl. Tilgjengelig fra: <https://snl.no/fordampingsvarme> (lest 4. mai).
- Renegon. (2021). *Waste to value*. Tilgjengelig fra: <https://www.renegeron-biogas.com/en/anaerobic-digestion-explained/>.
- Rennuit, C. & sommer, S. G. (2013). Decision Support for the Construction of Farm-Scale Biogas Digesters in Developing Countries with Cold Seasons
- Schnürer, A. & Jarvis, Å. (2018). Microbiology of the biogas process. *Swedish university of agricultural sciences*.
- Seadi, T. A., Rutz, D., Prassl, H., Köttner, M., Finsterwalder, T., Volk, S. & Janssen, R. (2008). *Biogas handbook*: University of Southern Denmark Esbjerg.
- Snl. (2018). *Kloakk*: Det store norske leksikon. Tilgjengelig fra: <https://snl.no/kloakk>.
- SoilQuality, L. P. (2022). *Total organic carbon*: Soilquality.org.au. Tilgjengelig fra: <https://www.soilquality.org.au/factsheets/organic-carbon> (lest 25. april).
- T.Fenchel, G.M.King & T.H.Blackburn. (2012). Aquatic Sediments.
- Taherzadeh, M., Bolton, K., Wong, J. & Pandey, A. (2019). Sustainable Resource Recovery and Zero Waste Approaches.
- Telemarksavisa. (2007). *Nordmenn bruker 9,3 kilo dopapir*. Tilgjengelig fra: <https://www.ta.no/grenland/nordmenn-bruker-9-3-kilo-dopapir/s/1-111-2614077> (lest 29. mars).
- Tervahauta, T., Hoang, T., Hernández, L., Zeeman, G. & Buisman, C. (2013). Prospects of Source-Separation-Based Sanitation Concepts: A Model-Based Study. *Water*, 5 (3): 1006-1035.
- Todt, D., Heistad, A. & Jenssen, P. D. (2015). Load and distribution of organic matter and nutrients in a separated household wastewater stream.
- Torp, M. & Vikan, H. (2013). *pH-regulering av tunneldrivevann med CO2-gass*. Vegvesen.no: Statens vegvesen.
- Tønjum, T. (2021). *Substrat*. Tilgjengelig fra: <https://sml.snl.no/substrat> (lest 1. mars).
- Visser, A., Beeksmá, I., Zee, F. v. d., Stams, A. J. M. & Lettinga, G. (1993). Anaerobic degradation of volatile fatty acids at different sulphate concentrations. 549–556.
- Vongvichiankul, C., Deebao, J. & Khongnakorn, W. (2017). Relationship between pH, Oxidation Reduction Potential (ORP) and Biogas Production in Mesophilic Screw Anaerobic Digester. 138: 877-882.
- Voorthuizen, E. v., Zwijnenburg, A., Meer, W. v. d. & Temmink, H. (2008). Biological black water treatment combined with membrane separation. 42 (16): 4334-4340.
- Wang, B., Wu, D., Zhang, X., Mackey, H. R. & Chen, G. H. (2018). Sludge flotation, its causes and control in granular sludge upflow reactors. *Applied Microbiology and Biotechnology*, 102(15): 6383-6392.
- Zhe Lyu, Nana Shao, Taiwo Akinyemi & Whitman, W. B. (2018). Methanogenesis. *Current Biology*, 28 (13): R727-R732.
- Aarnes, H. (2021). *Metanogene bakterier*: Det store norske leksikon. Tilgjengelig fra: [https://snl.no/metanogene bakterier](https://snl.no/metanogene_bakterier) (lest 2. mars).



## Vedlegg B (C:N-forhold)

Verdier for innhold av VS, totalt karbon, totalt nitrogen angitt i gram per liter substrat og forholdstallet mellom karbon på nitrogen for svartvann og utløp, analysert i perioden 17 februar-12 april.

VS(g/L)	17.feb	21.feb	24.feb	02.mar	10.mar	17.mar	31.mar	07.apr	12.apr
Svartvann	3,68		4,16	3,95	3,95	6,81	5,36		5,45
Utløp	0,91	0,97	1,24	1,34	1,38	0,17		4,95	2,14

Karboninnhold(g/L)	17.feb	21.feb	24.feb	02.mar	10.mar	17.mar	31.mar	07.apr	12.apr
Svartvann	2,14		2,42	2,30	2,30	3,96	3,12		3,17
Utløp	0,53	0,56	0,72	0,78	0,80	0,10		2,88	1,24
Faktor	1,72								

Total Nitrogen(g/L)	17.feb	21.feb	24.feb	02.mar	10.mar	17.mar	31.mar	07.apr	12.apr
Svartvann	0,673	0,991	0,843	1,100	1,000	0,867	2,130	2,030	1,920
Utløp	0,816	1,090	0,866	1,080	1,030	1,060	1,870	1,790	2,480

C:N-forhold	17.feb	21.feb	24.feb	02.mar	10.mar	17.mar	31.mar	07.apr	12.apr
Svartvann	3,1791		2,8690	2,0877	2,2965	4,5667	1,4630		1,6503
Utløp	0,6484	0,5174	0,8325	0,7214	0,7790	0,0932		1,6078	0,5017

## Vedlegg C (COD)

Verdier for kjemisk oksygenforbruk målt i mg oksygen per liter substrat for svartvann og -utløp, undersøkt i perioden 17 februar – 12 april..

COD(mg/L)	17.feb	21.feb	24.feb	02.mar	10.mar	17.mar	23.mar	31.mar	07.apr	12.apr
Svartvann	4230	8190	6510	6120	10480	7620	11100	5370	7910	10400
Utløp	2250	2225	2200	3790	4570	2440	2780	2240	1480	2900

Verdier for kjemisk oksygenforbruk målt i mg oksygen per liter substrat for prøveuttak S1 og S10, samt slamuttak, analysert i perioden 17 februar-12 april.

COD(mg/L)	02.mar	10.mar	17.mar	23.mar	31.mar	07.apr	12.apr
S1	24150	29260	59690	60510	73420	51670	57610
S10	25070	26020	45850	36620	72860	53760	68720
Slamuttak	28400	26470	50390	66200	60030	50270	45600

Verdier for beregnet reduksjon av kjemisk oksygenforbruk målt i mg oksygen per liter substrat gjennom reaktoren for prøveuttak, analysert i perioden 17 februar-12 april.

COD(mg/L)	17.feb	21.feb	24.feb	02.mar	10.mar	17.mar	23.mar	31.mar	07.apr	12.apr
Reduksjon	1980	5965	4310	2330	5910	5180	8320	3130	6430	7500



## Vedlegg D (Ammonium)

Verdier for innhold av ammonium angitt i milligram per liter substrat for filtrert svartvann og -flytende biorest, analysert i perioden 17 februar-12 april.

Ammonium(mg/L)	17.feb	21.feb	24.feb	02.mar	10.mar	17.mar	31.mar	07.apr	12.apr
Svartvann filtrert	673	991	843	1100	1000	867	2130	2030	1920
Utløp filtrert	816	1090	866	1080	1030	1060	1870	1790	2480

## Vedlegg E (VFA)

Verdier for innhold av flyktige fettsyrer angitt i milligram per liter substrat for filtrert svartvann og -flytende biorest, analysert i perioden 14 februar-12 april.

		Lactic	Formic	Acetic	Propionic	Iso Butiric	Butyric	Iso Valeric	Valeric
Svartvann	14feb	0,00	12,35	593,96	84,19	107,47	0,00	189,65	0,00
Svartvann	17feb	0,00	13,68	571,39	78,30	114,45	8,65	222,16	82,67
Svartvann	24feb	0,00	8,32	807,17	164,35	70,31	0,00	168,96	71,60
Svartvann	2mars	0,00	16,99	894,37	137,20	81,39	0,00	195,25	78,77
Svartvann	10.mar	0,00	0,00	699,37	0,00	0,00	0,00	148,68	0,00
Svartvann	17.mar	0,00	0,00	647,51	0,00	0,00	0,00	156,89	0,00
Svartvann	23.mar	0,00	0,00	363,58	0,00	0,00	0,00	139,58	0,00
Svartvann	31.mar	0,00	0,00	260,67	0,00	228,56	0,00	120,35	0,00
Svartvann	07.apr	0,00	0,00	725,52	107,31	117,44	0,00	185,67	57,28
Svartvann	12.apr	0,00	0,00	759,99	87,01	10,67	0,00	198,93	131,27
Biorest	14feb	0,00	21,51	395,96	15,53	0,00	0,00	87,36	0,00
Biorest	17feb	0,00	25,87	335,25	0,00	0,00	1125,81	106,62	0,00
Biorest	24feb	0,00	12,30	268,38	0,00	0,00	1076,84	160,10	0,00
Biorest	2mars	0,00	0,00	478,50	0,00	0,00	0,00	253,42	0,00
Biorest	10.mar	0,00	0,00	781,88	96,96	91,75	0,00	145,20	0,00
Biorest	17.mar	0,00	0,00	781,76	48,05	85,79	0,00	172,11	0,00
Biorest	23.mar	0,00	0,00	806,84	63,29	86,33	0,00	147,98	0,00
Biorest	31.mar	0,00	0,00	718,74	90,83	100,18	0,00	177,44	402,95
Biorest	07.apr	0,00	0,00	111,28	0,00	302,67	0,00	107,76	0,00
Biorest	12.apr	0,00	0,00	129,11	0,00	283,36	0,00	124,42	0,00

## Vedlegg F (FOS/TAC)

Verdier for innhold av flyktige fettsyrer(fos), bufferkapasitet(tac) og forholdet mellom disse. Analysene er gjort for svartvann og flytende biorest, utført i perioden 10 mars-12 april.

		<b>fos/tac</b>	<b>tac</b>	<b>fos</b>
Svartvann	10.mar	0,33	1462,63	482,84
Biorest	17.mar	0,31	2019,9	629,75
Svartvann	17.mar	0,62	2526,95	1568,15
Biorest	23.mar	0,32	1744,15	566,09
Svartvann	23.mar	0,22	2137,33	476,29
Biorest	31.mar	0,26	1982,38	512,06
Svartvann	31.mar	0,18	2394,7	436,36
Svartvann	07.apr	0,28	2274,63	631
Biorest	07.apr	0,11	2311,48	264,47
Svartvann	12.apr	0,28	2014,57	571,57



## Vedlegg G (Biogassproduksjon og -sammensetning)

*Data for produsert gassmengde og -sammensetning, utført i perioden 9 mars-19 april av Postdoktor Melesse Eshetu Mogens.*

Date	Feed L/day	Biogas production L/day	CH4 %	CO2 %
09.03.2022		82		
10.03.2022_08:41	24	90		
11.03.2022_08:07	40	88	70,6	29,4
12.03.2022				
13.03.2022				
14.03.2022	32	89	56	44
15.03.2022	32	86	65	35
16.03.2022	32	93		
17.03.2022	32	91		
18.03.2022	33	92	60,5	39,5
19.03.2022				
20.03.2022				
21.03.22_08:16	29	93	70,8	29,2
22.03.22_08:09	33	91		
23.03.22_08:21	40	93	69,4	30,6
24.03.22_08:16	24	93		
25.03.22_08:05	32	94	70,3	29,7
26.03.2022				
27.03.2022				
28.03.22_09:11	32	99	69,3	30,7
29.03.22_08:01	33	98	71,9	28,1
30.03.22_08:11	31	93	73,3	26,7
31.03.22_08:23	21	95	72,1	27,9
01.04.22_08:08	31	97	66,9	33,1
02.04.2022				
03.04.2022				
04.04.22_08:18	32	105	71,1	28,9
05.04.22_08:11	32	99	72,7	27,3
06.04.22_08:07	31	99		
07.04.22_08:15	22	101		
08.04.22_08:08	32	100	73,1	26,9
09.04.2022	31	96		
10.04.2022	31	101		
11.04.22_08:43	32	98	72	28
12.04.22_08:29	31	107	70,1	29,9
13.04.22_08:25	32	103		
14.04.22_08:41	32	106	70	30
15.04.2022	31	104	70,5	29,5
16.04.2022	31	102		
17.04.2022				
18.04.22_08:33	32	104		
19.04.22.08:07	32	105	71,1	28,9
Gjennomsnitt	31,1	97,0	69,3	30,7
	Tetthet[kg/m3]	Snittandel		
Metan	0,72	0,69335		
CO2	1,87	0,30665		
Biogass	1,0726475			





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

Postboks 5003  
NO-1432 Ås  
Norway