

Norges miljø- og biovitenskapelige universitet  
Fakultet for realfag og teknologi  
Seksjon for vann og miljø

2018

ISSN: 1503-9196

REALTEK rapport 60

# Følgforskning Sterner sitt anlegg på Smøla settefisk - masse- og energibalanser, økonomi og klimanytte

Forfattere:

Ingvar Kvande,  
Jousha Cabell,  
Aina Elstad Stensgård,  
Simon Saxegård,  
John Morken







Kvande, I., Cabell, J., Stensgård, A. E., Saxegård, S. A., og Morken, J. 2018. **Følgforskning  
Sterner sitt anlegg på Smøla settefisk -masse- og energibalanser, økonomi og klimanytte -  
REALTEK Rapport 60, 38 s.**

Ås/Oslo, Desember 2018

ISSN: 1503-9196

Publikasjonen kan siteres fritt med kildeangivelse

TILGJENGELIGHET

Åpen

PUBLISERINGSTYPE

Digitalt dokument (pdf)

OPPDRAGSGIVER(E)/BIDRAGSYTER(E)

Innovasjon Norge

KONTAKTPERSON(ER) HOS OPPDRAGSGIVER/BIDRAGSYTER

Guri Hotvedt

FORSIDEBILDE

Foto: Joshua Cabell

NØKKEWORD

Biogass, massebalanse, energipotensial, klimanytte

KEY WORDS

Biogas, mass balance, energy potential, environmental benefits

Ingvar Kvande (ingvar.kvande@norsok.no), Jousha Cabell, Aina Elstad Stensgård, Simon Saxegård, og John Morken

Fakultet for realfag og teknologi, Norges miljø- og biovitenskapelige universitet, Postboks 5003, NO-1432 Ås



## Forord

Følgforskningen er et samarbeid mellom NIBIO, SINTEF Tel-Tek, Østfoldforskning, NORSØK og NMBU (Fakultet for realfag og teknologi). Dette er det fjerde delprosjektet i følgeforskningsprogrammet som er finansiert av Innovasjon Norge. Målinger og beregninger for masse- og energibalanser er utført av Norsøk i samarbeid med NIBIO. Østfoldforskning har utført økonomiberegninger samt miljøberegninger. NORSØK og REALTEK har hatt prosjektledelsen av prosjektet.

Ås 17.12.2018

John Morken

## **Sammendrag**

Smøla Klekkeri og Settefisk AS klekker yngel og forer fram settefisk. På grunn av en begrenset vannressurs bygde de et av de første resirkulerings-anleggene (RAS – recirculating aquaculture systems) i Norge. Fra og med 2013 har de i samarbeid med Biotek, senere Biotek Sterner og nå Sterner de utviklet et biogassanlegg som kan håndtere rent fiskeslam. Hovedmotivasjonen for bygging av et slikt anlegg har vært å oppfylle myndighetenes krav på 50 % reduksjon i innholdet av partikulært materiale. Man har i tillegg sett på muligheten for utnyttelse av gassen for å dekke egne energibehov. Basert på anlegget på Smøla har Sterner Biotek valgt å kommersialisere teknologien og har bygd et anlegg som er 7 ganger større enn det på Smøla for Cermaq Norway AS, avd. Forsan i Nordland.

### Beskrivelse av anlegget

Fiskeslammet blir samlet i en nedgravd innløps-/samle-kum. Første trinn i prosessen er egen hydrolysereaktor for å unngå for rask nedbrytning og lav pH i selve ABR-reaktoren (Anaerobisk Baffle Reactor). Bakterier og enzymer som er tilstede i fiskeslammet bryter ned slammet til organiske syrer som er lettere omsettelig i ABR-reaktoren. Innholdet rundpumpes og oppvarmes. Oppholdstiden i hydrolysereaktoren er 1-2 døgn. Neste trinn er dissolveren hvor fiskeslammet males opp til finere partikler for å gjøre slammet enda lettere nedbrytbart. Deretter går fiskeslammet inn i ABR-reaktoren hvor substratet blir oppvarmet til 37 °C. Varmekilden er elektrisitet. Hovedhensikten med dette er å slippe å ha en reaktor som er 4x så høy (type UASB reaktor) hvilket gjør all betjening mye enklere. Gjør også gassavskilling og tilbakeholdelse av granulater enklere. Skiller ikke nedbrytningstrinn da vi resirkulerer.

ABR-reaktoren er isolert, laget av rustfritt stål og har 4 kammer for å søke å skille nedbrytningstrinn i biogass-prosessen og å gjøre den mer effektiv. Den er frittstående på grunn av EX-krav. Reaktoren er videre granulbasert. Reaktoren er ombygd flere ganger for bedre å tilpasses granulene og fordeling av fiskeslammet. Aktivt reaktorvolum i reaktoren er 14,5 m<sup>3</sup>. For å forhindre at granuler blir med ut til resipient er det installert en gravimetrisk separator. Granulene tilbakeføres til reaktoren. Bioresten går etter endt prosess ut til resipient/sjø. Anlegget har ikke varmeveksling.

### Masse- og energidokumentasjon

I forsøksperioden ble anlegget kjørt slik: 1725 liter substrat per døgn, batchvis 15 batcher per døgn. Dette tilsvarte ikke full belastning på anlegget dette p.g.a. lite slam i forsøksperioden ikke kunne utprøves. Den hydrauliske oppholdstiden var 8 døgn med en organisk belastning på 1,25 kg VS/m<sup>3</sup> reaktor og døgn (3,2 kg COD /m<sup>3</sup> reaktor og døgn).

Resultatene fra forsøksperioden viste at nedbrytningsgraden målt på VS-basis var 68,7 %, på total COD-basis var 86,5 % og på løst COD-basis 90 %. Hovedformålet med biogass-anlegget er å redusere innholdet av organisk materiale med minimum 50 % for å oppfylle myndighetenes renskrav, noe som ble oppnådd.

Gass-sammensetningen viste et CH<sub>4</sub>-innhold på 65,8 – 68,8 vol. %. Resten av gassen inneholdt i hovedsak CO<sub>2</sub> og ca. 1 vol.% O<sub>2</sub>. H<sub>2</sub>S-innholdet i gassen var i hovedsak over 1000 ppm, men varierte fra 148 til 1376 ppm. Metanproduksjon er estimert til ca. 14 m<sup>3</sup> per døgn basert på nedbrytning av COD.

Energiforbruk ble ikke målt direkte, men ble estimert basert på erfaringstall for gangtid, installert effekt og beregnet energibehov for oppvarming og varmetap. Beregningene viser at man for et helt år har et energiforbruk på ca. 40 000 kWh. Dette tilsvarer noe under den mengden energi som metanproduksjonen kan gi ved denne kapasitetsutnyttelsen av anlegget. I dag fakles gassen slik at energien ikke nyttes.

### Økonomi og klimanytte

Total investeringskostnad for et biogassanlegg tilsvarende det på Smøla utgjør ca. 5 Mill NOK. Dette inkluderer slam-oppredning, bioreaktor, prosesskontroll, elektroarbeider, gasslager og fakkell og prosjektering, igangkjøring og prosjektledelse.

Dagens håndtering av biogass og biorest gir ingen klimanytte ettersom gassen fakles og biorest slippes direkte ut i sjøen, resultatene fra miljøanalysen viser også at dersom det er mulig å erstatte

en større andel fossil naturgass kan Smøla-anlegget gi netto-klimanytte i tillegg til den reduserte mengden COD fra fiskeslammet. Med dagens håndtering av biogass og biorest er det ikke mulig å oppnå netto klimanytte ved å erstatte varme fra elektrisitet. Utnyttelse av biogassen vil heller ikke bidra til nettoklimanytte selv om det erstatter litt naturgass.

Økonomianalysen viser at anlegget oppnår bedriftsøkonomisk lønnsomhet dersom det stilles krav til rensing av fiskeslam, der alternativkostnaden overskrider 650 NOK/tonn (også forutsatt at energien utnyttes og investeringsstøtte på 45 %).



## **Abstract**

Smøla Klekkeri og Settefisk AS hatch fry and feeds up smolt. Because of a limited water resource, they built one of the first recycling plants (RAS - recirculating aquaculture systems) in Norway. Starting in 2013, those in collaboration with Biotech, later Biotek Sterner and now Sterner they developed a biogas plant that can handle pure fish slurry. The main motivation for the construction of such a plant has been to meet the regulatory requirements of 50% reduction in the content of particulate material. It has also considered the possibility of utilization of gas to meet its own energy needs. Based on the plant at Smøla Biotek Sterner chosen to commercialize the technology and have built a plant which is seven times bigger than on Smøla Cermaq Norway AS, Oslo. Forsan Nordland.

### Description of the plant

Fish sludge is collected in a buried inlet/collecting tank. The first stage is a separate hydrolysis reactor to avoid rapid degradation and low pH in the ABR reactor (Anaerobic Baffle Reactor). Bacteria and enzymes present in fish sludge break down the sludge to organic acids which are easily transferable in ABR reactor. The contents circulated and heated. Retention time in the hydrolysis reactor is 1-2 days. The next step is the dissolver where fish sludge is milled into finer particles to make the sludge more biodegradable. Then the fish sludge goes into the ABR reactor in which the substrate is heated to 37 ° C. The heat source is electricity. The ABR reactor is isolated, made of stainless steel and has four chambers to seek to separate decomposition step in the biogas process and to make it more efficient. It is freestanding due to EX requirements. The reactor is further granule based. The reactor has been rebuilt several times to better accommodate the granules and to better distribute of the fish slurry. Active reactor volume of the reactor is 14.5 m<sup>3</sup>. To prevent the granules following the digestate to the recipient it is installed a gravimetric separator. The granules are returned to the reactor. Digestate is after finishing process pumped out to the recipient/sea. The plant has heat exchange to reduce the need for external energy supply.

### Mass and energy documentation

In the experimental period the plant was run as follows: 1725 liters of substrate per day in batches 15 batches per day. The hydraulic retention time was eight days with an organic load of 1.25 kg VS / m<sup>3</sup> reactor and day (3.2 kg COD/m<sup>3</sup> reactor and day). The results of the test period showed that the degree of degradation measured on VS basis was 68.7%, the total degradation measured on a COD basis was 86.5% and the degradation of dissolved COD basis 90%. The main purpose of the biogas plant is to reduce the content of organic material with at least 50% to meet government emission standards, which was achieved. Gas composition showed a CH<sub>4</sub> content of 65.8 to 68.8 vol. %. The rest of the gas containing mainly CO<sub>2</sub> and about 1 vol.% O<sub>2</sub>. H<sub>2</sub>S content of the gas was mainly over 1,000 ppm but ranged from 148 to 1,376 ppm. Methane Production was estimated to be approximately 14m<sup>3</sup> per day based on the degradation of COD. Energy consumption was not measured directly but was estimated based on experience for the running time, installed power and the estimated energy requirement for heating and heat loss. Calculations show that for a whole year has an energy consumption of approximately 50,000 kWh, which was approximately 50% of heating demand. This corresponds to the amount of energy methane production can provide. Today the gas is flared, so the energy is not used.

### Economy and climate utility

The total investment cost for a biogas plant similar to Smøla comprises about five mills. NOK. These include sludge processing, bioreactor, process control, electrical work, gas storage, and flare, and engineering, commissioning project. Current handling of biogas and digestate provide no climate utility as gas flared, and digestate discharged directly into the sea, the results of the environmental analysis also shows that if it is possible to replace a major portion of fossil natural gas can Smøla facility providing net climate benefit in addition to the reduced the amount of COD from fish slurry. With the current management of biogas and digestate, it is not possible to achieve net climate benefit by replacing heat from electricity. Utilization of biogas will not contribute to the net climate benefit even if it replaces little natural gas. The economic analysis shows that the system achieves commercial profitability if there are requirements for purification of fish slurry, where the marginal value exceeds 650 NOK/ton (also require that the energy is used and investment support from the government of 45%).

# 1 Innhold

2	Bakgrunn .....	10
3	Anleggsbeskrivelse .....	11
3.1	Settefisk-anlegget (Ytrestøy et al, 2013, Sørøy, Knap) .....	11
3.2	Biogass-anlegget (Knap et al, 2017, Knap, Sørøy) .....	12
4	Test.....	15
4.1	Valg av testperiode og beregninger .....	15
4.2	Driftsbetingelser og analyser i testperioden .....	15
4.3	Fiskeslam .....	15
5	ABR-reaktoren, nedbrytningsgrad og prosess-data i testperioden.....	16
6	Gass- og energiproduksjon.....	18
6.1	Gass-sammensetning.....	18
6.2	Gassvolum .....	18
6.2.1	Scenario 1 .....	18
6.2.2	Scenario 2 .....	18
7	Energibruk .....	20
8	Utslipp .....	20
9	Forsan-anlegget (Knap) .....	21
10	Økonomi og miljøberegninger .....	22
10.1	Forutsetninger og avgrensninger .....	22
11	Datagrunnlag og metodikk.....	23
11.1	Miljøanalyse.....	23
11.1.1	Metodikk.....	23
11.1.2	Datagrunnlag .....	24
11.2	Økonomianalyse .....	27
11.2.1	Metodikk.....	27
11.2.2	Datagrunnlag .....	27
12	Resultater økonomi.....	28
12.1	Investeringskostnader og -støtte.....	28
12.2	Årlig resultat .....	29
12.3	Nåverdi og internrente .....	31
12.4	Sensitivitetsanalyse .....	33
13	Miljøanalyse .....	35
13.1	Mål og omfang.....	35
13.2	Resultater og diskusjon .....	35
14	Konklusjon.....	37
15	Referanser .....	38

## Forkortelser

<b>ABR</b>	Anaerobic baffle reactor. Granuler hvor mikro-organismene sitter holdes suspendert i løsnings ved at reaktoren omrøres med en viss gjennomstrømningshastighet.
<b>BIOREST</b>	I en biogassprosess dannes biogass, mens den gjenværende massen som da tas ut av reaktoren etter prosessen betegnes biorest.
<b>COD</b>	Chemical Oxygen Demand – Kjemisk oksygenforbruk. Måles vanligvis ved oksidasjon med kromat. Organisk materiale som måles ved hjelp av COD-måten kan både være i løst og ikke-løst form.
<b>EX</b>	Ex-beskyttelse (utstyr, teknikker og prosedyrer) beskytter installasjonen mot eksplosjonsfare
<b>FOS/TAC</b>	FOS er synonymt med VFA. TAC er et mål på buffer-evnen til massen i reaktoren i form av innholdet av bikarbonat. Forholdet mellom FOS/TAC sier derfor noe om forholdet mellom flyktige fettsyrer som kan føre til inhibering av prosessen og massen sin bufferevne/tåleevne som motvirker fall i pH og stopp i prosessen.
<b>HRT</b>	Hydraulic retention time – Hydraulisk oppholdstid
<b>NH<sub>4</sub>-N</b>	Ammonium-nitrogen. Styringsparameter. NH <sub>4</sub> -N er i likevekt med NH <sub>3</sub> som inhiberer prosessen ved nivå over 150 mg NH <sub>3</sub> -N/l (McCarty, 1964)
<b>Organisk belastning</b>	Hvor mye organisk materiale som tilføres råtnetankene pr tid. og volum reaktor.
<b>Råstoff</b>	Det organiske materialet som benyttes i en biogass-prosess
<b>SUBSTRAT</b>	Substratet er det organiske materialet som mates inn i en biogassprosess. Det kan enten være råstoffet direkte, dersom råstoffet ikke krever noen form for forbehandling, eller forbehandlet råstoff. I denne rapporten er substrat betegnelsen brukt på det organiske materialet som befinner seg i råtnetanken og som oppvarmes eller omrøres i den forbindelse. Dvs. ved tilsats av fiskesåpe eller annet tilleggs-substrat vil blandingen som til enhver tid befinner seg i råtnetankene kalles for substrat.
<b>TS</b>	Total Solids – totalt tørrstoff
<b>VFA</b>	Volatile Fatty Acids – flyktige fettsyrer. Eddiksyre og andre kortkjedede fettsyrer som dannes ved lagring og i prosessen.
<b>VS</b>	Volatile Solids (den organiske delen av TS). Måles vanligvis ved å foraske prøven ved 550 °C etter TS måling. VS er differansen mellom TS og asken.

## 2 Bakgrunn

Smøla Klekkeri og Settefisk AS klekker yngel og forer fram settefisk. På grunn av en begrenset vann-ressurs bygde de et av de første resirkulerings-anleggene (RAS – recirculating aquaculture systems) i Norge. Bedriften er fremoverlent med tanke på å teste og utvikle nye løsninger og i den sammenheng kom de allerede i 2011 i gang med regionale prosjekter på bruk av fiskeslam fra settefisk-anlegg til biogassproduksjon. Fra og med 2013 har de i samarbeid med Biotek, senere Biotek Sterner og nå Sterner sett på muligheten for å utvikle et biogass-anlegg som kan håndtere rent fiskeslam. Hovedmotivasjonen for bygging av et slikt anlegg har vært å oppfylle myndighetenes krav på 50 % reduksjon i innholdet av partikulært materiale i nye RAS-anlegg eller anlegg som får utvidet konsesjon. Man har i tillegg sett på muligheten for utnyttelse av gassen for å dekke egne energibehov. Støtte fra Innovasjon Norge gjennom miljøteknologiordningen ble gitt i 2014 og bygging og igangsetting av demonstrasjons-/pilot-anlegget ble gjort i 2015. Fra 2015 til og med 2018 har anlegget vært gjennom flere ombygginger for å utvikle teknologien. Basert på anlegget på Smøla har Biotek Sterner valgt å kommersialisere teknologien og har bygd et anlegg som er 7 ganger større enn det på Smøla for Cermaq Norway AS, avd. Forsan i Nordland.

# 3 Anleggsbeskrivelse

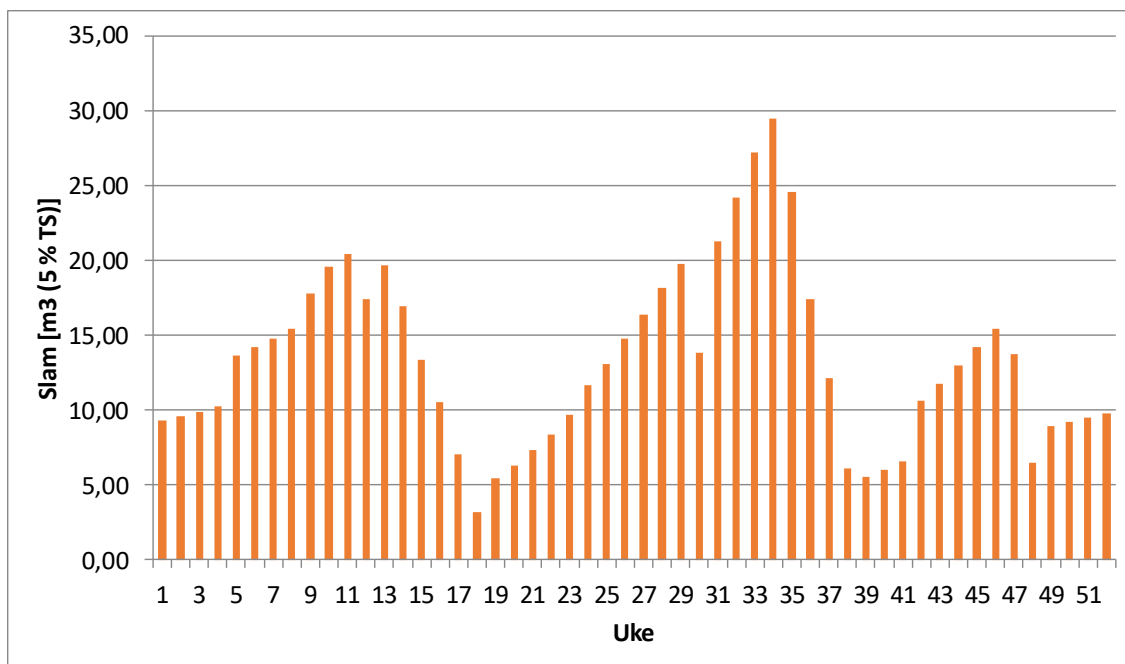
## 3.1 Settefisk-anlegget (Ytrestøyl et al, 2013, Sørøy, Knap)

Anlegget bruker resirkuleringsteknologi med intern vannrensing i sine tre separate produksjonsavdelinger. Anlegget har konsesjon på å fore frem 2,5 millioner smolt i året. Smøla 1 er startforing av nyklekket fiskeyngel, Smøla 2 og 3 er vekstavdelinger. Smøla 2 er et innendørsanlegg og består av 10 fiskekar med 6 m i diameter (Figur 1). Til Smøla 2 hører en behandlingsenhet med 2 biofilter, inklusive et Hydrotech trommel-filter og sykloner for separasjon for fiskeslam. Smøla 3 er et utendørsanlegg med 11 fiskekar med 8 m i diameter. Smøla 3 har ikke sykloner, men har hydrotech-filter og biofilter. Laksesmolt, 0- og 1-åring fores frem til utsett henholdsvis i april og i september/oktober. Produksjonen av fiskeslam er tilsvarende høyest i disse periodene og lav i perioden oktober-februar og mai-juli.



Figur 1 Fiskekar innendørs. Foto: Peder Gjølseth Iversen (NRK,2016)

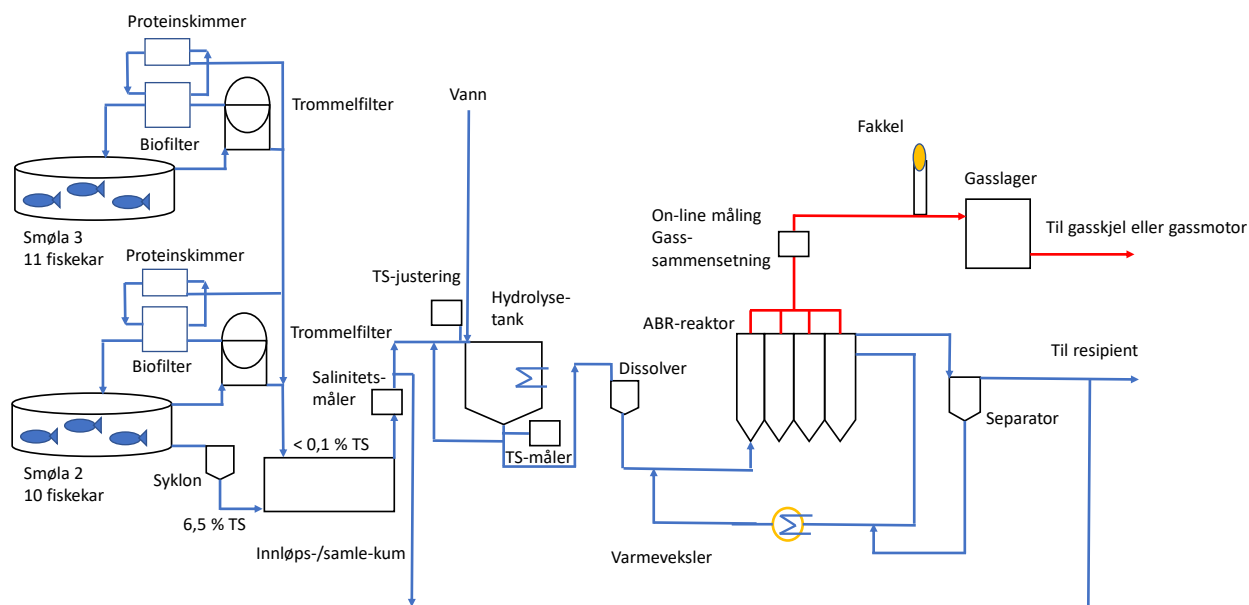
Figur 2 viser et estimat på slam-mengder (blanding av slam fra trommelfilter og syklon) over året basert på utforing. Med total mengde for på 276 tonn/år (Sørøy) gir det en total slam-mengde på 691 m<sup>3</sup>/år. Figuren viser hvordan slam-mengden varierer ift 2 innsett av yngel i året med økende slam-mengder frem til fisken settes ut i sjø. Det er ikke direkte måling på forspill, men en vanlig antagelse er at 10 % av foret følger med fekalien. Gjennomstrømningsanlegg kan ha 10% forspill, RAS anlegg har mye lavere forspill.



Figur 2 Figuren viser variasjonen i slamproduksjon over året ved dagens produksjon basert på 276 tonn for/år.

### 3.2 Biogass-anlegget (Knap et al, 2017, Knap, Sørøy)

Figur 3 viser en forenklet beskrivelse av biogass-anlegget inkludert oppsamling av fiskeslam i settefisk-anlegget. Slam-mengder av betydning samles i hovedsak opp fra Smøla 2 og Smøla 3 (se nedenfor).



Figur 3 Forenklet flytskjema for biogassanlegget hos Smøla Klekkeri og Settefisk AS. Blå linje – fiskeslam og biorest. Rød linje – gass.

Fiskeslammet blir samlet i en nedgravd innløps-/samle-kum på 6,3 m<sup>3</sup>. Det har vært tilfeller av inntrengning av sjøvann i kummen ved høy flo. Dette ga problemer i biogass-anlegget med dannelse av og høye verdier av H<sub>2</sub>S. Utløpet er derfor tilpasset med en salinitetsmåler og annet uttak slik at slam med høy salinitet kan føres utenom biogass-anlegget

Første trinn i prosessen er hydrolyse (Figur 4). Dette er for å unngå for rask nedbrytning og lav pH i selve ABR-reaktoren. Bakterier og enzymer tilstede i fiskeslammet bryter det slammet til organiske syrer som er lettere omsettelig i ABR-reaktoren. I konvensjonelle anlegg skjer denne prosessen inne i reaktoren. Her er den skilt ut for å unngå for lav pH inne i ABR-reaktoren. Innholdet rundpumpes og oppvarmes. Den har i tillegg røreverk. Oppholdstid 1-2 døgn. I hydrolysetanken er det installert en tørrstoff-justering med automatisk fortykning ved tilsats av vann for å kontrollere TS på fiskeslammet som går inn videre i prosessen.

I dissolveren (Figur 5) males fiskeslammet opp til finere partikler for å gjøre slammet enda lettere nedbrytbart.

Oppvarming av substratet til 37 °C for mesofil prosess i ABR-reaktoren skjer ved rundpumping av substratet til og fra reaktoren gjennom to eksterne varmevekslere for slam/vann varmeveksling. Varmekilden er elektrisitet.

ABR-reaktoren (Figur 4) er isolert, laget av rustfritt stål og har 4 kammer for å søke å skille nedbrytningstrinn i biogass-prosessen og å gjøre den mer effektiv. Den er frittstående på grunn av EX-krav. Reaktoren er videre granulbasert, dvs. «mikroorganismene samler seg i granuler som består av mikroorganismer fra alle trinnene i anaerob prosess» (Morken et al, 2017). Ved oppstart ble granuler fra anlegget til Norske Skog satt inn i reaktoren og strømningsforholdene tilpasset for ytterligere vekst. Reaktoren er ombygd flere ganger for bedre å tilpasses granulene og fordeling av fiskeslammet. I veilederen for biogassproduksjon finnes flere detaljer rundt utformingen av og funksjonen til en ABR-reaktor (Morken et al, 2017). Aktivt reaktorvolum i reaktoren er 14,5 m<sup>3</sup>.

For å forhindre at granuler blir med ut til resipient er det installert en gravimetrisk separator. Granulene tilbakeføres til reaktoren. Bioresten går etter endt prosess ut til resipient/sjø.

Biologisk hydrogensulfid (H<sub>2</sub>S) -rensing ved hjelp av tilsats av luft er testet og fungerte en tid, men måtte tas bort da det ga et innvendig belegg elementært S i reaktor som man vurderte kunne gi driftsproblemer. Da det senere ble klarlagt at man kunne kjøre prosessen med høye H<sub>2</sub>S konsentrasjoner og ikke skulle utnytte gassen, ble lufttilsetningen stoppet. Gass-sammensetning og gass-volum analyseres on-line ved hjelp av en infrarød måler før den ledes til et gasslager (8 m<sup>3</sup>) med tilhørende fakkell. Det er per i dag ingen avtager for gassen og gassen fakles. I forbindelse med følgeforskningen er det avdekket at volum-gassmåleren er defekt.





*Figur 4 Reaktoren med 4 kammer isolert og innbygd til høyre. Hydrolysetank midt i bildet. Teknikk-konteiner skimtes bak hydrolysetanken. Foto: Joshua Cabell*



*Figur 5 Teknikk-konteiner med dissolver i forgrunnen. Rundpumping for oppvarming i bakgrunnen. Foto: Joshua Cabell*

# 4 Test

## 4.1 Valg av testperiode og beregninger

Grunnet driftsproblemer ved anlegget vinter/vår 2018 ble det besluttet å utsette testen til etter sommeren. Organisk belastning på anlegget ble gradvis økt gjennom sommeren og var oppe på 15 batcher a 115 liter 16/8. Prosess- og analyse-data fra perioden frem til 12/9 der reaktoren ble kjørt med samme organiske belastning er brukt som grunnlag for beregningene nedenfor. Et scenario der alt slammet fra settefisk-anlegget blir behandlet (Figur 2) er også beskrevet nedenfor.

## 4.2 Driftsbetingelser og analyser i testperioden

Tabell 1 viser driftsbetingelser for biogass-anlegget i forsøksperioden.

Tabell 1 Driftsbetingelser for biogass-anlegget forsøksperioden

RÅSTOFF INN I HVER RÅTNETANK PR. DAG	15 BATCHER A 115 LITER, 1725 LITER/DØGN
OPPHOLDSTID HYDROLYSETANK	1-2 døgn
HYDRAULISK OPPHOLDSTID OG TYPE RÅTNETANK	8 dager, ABR
ORGANISK BELASTNING	1,25 kg VS/m <sup>3</sup> reaktor døgn - 3,20 kg COD/m <sup>3</sup> reaktor døgn
TEMPERATUR REAKTOR	37 °C
OPPVARMING	Elektrisk
VARMEGJENVINNING	Nei
GASS-RENSING	Ingen

Det ble tatt ut prøver fra anlegget ved 2 anledninger. Resultater fra uttak i 4/9 er vist i resultatdelen og antas å være representativt for betingelsene brukt i testperioden.

Volum-gassmåleren til anlegget på Smøla viste seg å ikke måle korrekt, noe som gjør at vurderinger for gassproduksjon i testperioden er basert på omsatt COD. Dette gjør at vi ikke kan sette opp en massebalanse for testperioden.

For testperioden foreligger det noen få målinger på FOS/TAC, NH<sub>4</sub>-N og VFA foretatt av de som har daglig tilsyn av anlegget. Resultater fra tidligere drift av Smøla-anlegget samt nye data fra Forsan-anlegget er brukt i vurderingen av Smøla-anlegget (Knap et al, 2017).

## 4.3 Fiskeslam

Tabell 2 viser egenskapene til ufortynnet fiskeslam og ufortynnet hydrolysert fiskeslam. Tidligere testing (Knap et al, 2017) har vist at TS inn til reaktoren må begrenses til 3 % for at ABR-reaktoren skal håndtere NH<sub>3</sub>-nivå og H<sub>2</sub>S-nivå som oppstår på grunn av egenskapene til slammet. I testen er den automatiske fortynningen med vann satt til å gi 3 % TS inn til hydrolysetanken.

Tabell 2 Egenskaper ufortynnet fiskeslam og fortynnet hydrolysert fiskeslam.

	TS, %	VS, % av TS	pH	COD <sub>tot</sub> , g/L	COD <sub>løst</sub> , g/L	VS, g/L	COD <sub>tot</sub> /VS, kg/kg
Slam ufortynnet 4/9	5,8	65,54	5,32	95,10	15,95	38,01	2,50
Slam i hydrolysetank 4/9	1,78	58,93	5,76	26,77	8,20	10,51	2,55

## 5 ABR-reaktoren, nedbrytningsgrad og prosess-data i testperioden

Tabell 3 viser egenskaper til prøver tatt fra hydrolysetanken, dissolveren og i bioresten. Den automatiske fortynningen skjer på vei inn til hydrolysetanken og det har derfor i praksis ikke vært mulig å ta ut prøve av slammet rett etter fortynning. Tabellen viser TS målt i den automatiske måleren samt en lab-måling som gjøres med jevne mellomrom for å sjekke nøyaktigheten til den automatiske TS-måleren. Det er et avvik mellom det som måles automatisk og lab-målingene 24/8 og 4/9. Den automatiske fortynningen er satt til å gi en TS på 3 %, men i praksis ser det ut som om reaktoren har fått slam med TS på i underkant av 2 % i testperioden og at slam inn til hydrolysetanken har vært nærmere 2 %. Det er med bakgrunn i at man antar ubetydelig tap i form av avgassing i hydrolysetanken. Tall fra det nye anlegget på Forsan der det er mulig å ta ut prøve av slammet før hydrolysetanken bekrefter dette (Knap). Organisk belastning basert på egenskapene til det hydrolyserte slammet har vært relativt lav i testperioden, henholdsvis 1,25 kg VS/m<sup>3</sup> reaktor døgn og 3,20 kg VS/m<sup>3</sup> reaktor døgn. Forholdet mellom løst og total COD er et mål på hydrolysegrad i hydrolysetanken. Forholdet i inngående slam er 0,17, mens forholdet målt i slam fra hydrolysetanken er 0,31. Mengde løst COD øker på grunn av enzymatisk nedbrytning. Hydrolysegraden er tidligere funnet å ligge omtrent på samme nivå, men noen få unntak med verdier opp mot 0,5 (Knap et al, 2017). Her anses å ligge et forbedringspotensiale. Hydrolysetanken ventileres. Innenfor rammene til prosjektet har det ikke latt seg gjøre å foreta noen måling av gassen.

Tabellen viser en høy nedbrytningsgrad, på VS-basis 68,7 %, på COD total basis 86,5 % og på COD løst basis 90 %. Hovedformålet med biogass-anlegget er å redusere innholdet av organisk materiale med minimum 50 % for å oppfylle myndighetenes renskrav. Dette er oppfylt med betingelsene i testperioden.

pH viser en økning fra 5,76 i substratet inn til 7,69 i forbindelse med utråtningen i ABR-reaktoren.

Tabell 3 TS, VS, pH, COD løst og total samt nedbrytningsgrad fra hydrolysetrinn til biorest – i ABR reaktoren

Prøve	TS %	VS % (TS)	pH	COD løst (g / L)	COD tot (g / L)	VS (g / L)
TS instrument, automåling	2,64					
TS labmåling 24/8	2,03					
Hydrolyse 4/9	1,78	58,93	5,76	8,20	26,77	10,51
dissolver 4/9	1,79	59,13	5,75	8,52	24,41	10,61
biorest 4/9	0,76	43,45	7,69	0,82	3,60	3,29

Nedbrytningsgrad i reaktoren	TS basis	COD løst	COD tot	VS
Hydrolyse - biorest	-57,61 %	-89,96 %	-86,54 %	-68,69 %

Det ble foretatt noen få analyser av NH<sub>4</sub>-N og VFA i løpet av testperioden, se Tabell 4. Tidligere tester har vist at reaktoren ikke håndterer høye NH<sub>3</sub>-nivå (Indikert ved NH<sub>4</sub>-N målinger over 2000 mg/l). Systemet håndterer enda lavere konsentrasjoner av ammoniakk ved høye H<sub>2</sub>S-verdier. Per i dag renses ikke H<sub>2</sub>S, konsentrasjonen er relativt høy (se nedenfor) og vil derfor mest sannsynlig bidra i stor grad til å hemme prosessen ved høye organisk belastning. I testperioden har NH<sub>4</sub>-N og VFA vært relativt lave, noe som sammen med den høye nedbrytningsgraden tyder på at prosessen ikke har vært inhibert. FOS (VFA)/TAC-verdiene sier noe om forholdet mellom flyktige fettsyrer og buffer-evnen til bikarbonat i reaktoren. Et forhold på 0,17 henger sammen med at den organiske belastningen er lav. Et forhold på 0,3-0,4 er indikert som styringsparameter for reaktoren (Knap et al, 2017). For å håndtere alt slammet fra anlegget på Smøla vil man måtte ha en kultur av

mikro-organismer som håndterer relativt store svingninger i slam-mengde fra innsett til utsett. Kapasiteten til reaktoren er avhengig av mengden aktive mikro-organismer (granuler) i reaktoren. Det har ikke vært ressurser i prosjektet til å analysere på dette.

De smolt-anleggene som bygges per i dag har flere innsett og fisken settes ut på et senere tidspunkt (post-smolt). Dette gjør at både energibehov på smolt-anlegget og slam-mengde er mer konstant, noe som kan gjøre det lettere å tilpasse biogassprosessen til smolt-anlegget.

Tabell 4 VFA, FOS/TAC og NH<sub>4</sub>-N

Dato	28.aug	12.sep
VFA (mg/l)	624	616
FOS/TAC	0,17	0,17
NH <sub>4</sub> -N (mg/l)	1008	865

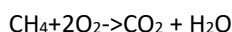
# 6 Gass- og energiproduksjon

## 6.1 Gass-sammensetning

On-line gassmålinger av sammensetning viser et CH<sub>4</sub>-innhold på 65,8 – 68,8 vol. %. Resten av gassen inneholdt i hovedsak CO<sub>2</sub> og ca. 1 vol.% O<sub>2</sub>. H<sub>2</sub>S-innholdet i gassen var i hovedsak over 1000 ppm, men varierte fra 148 til 1376 ppm. De høye H<sub>2</sub>S-verdiene har bakgrunn i at det tilsettes noe sjøvann i smolt-anlegget.

## 6.2 Gassvolum

Siden gassvolum-måleren viste seg å være defekt så er gassproduksjonen i testperioden estimert på bakgrunn av omsatt COD i ABR-reaktoren:



Molvekta til O<sub>2</sub> er 32, og i reaksjon går det med 64 g/mol per mol metan som blir oksidert. Ifølge ideell gasslov utgjør ett kmol 22,4 m<sup>3</sup> gass. Det vil si at dersom oksygenforbruket går med til oksidering av metan, brukes 2 mol O<sub>2</sub> (COD) som tilsvarer 64 kg COD. Med andre ord kan 1 kg COD bli konvertert til (22,4/64=) 0,35 m<sup>3</sup> metan.

Tabell 5 Estimert gassproduksjon basert på omsatt COD

COD Inn på ABR-reaktoren [kg]	46,2
COD I bioresten [kg]	6,2
COD omsatt [kg]	39,96
Omsatt COD [Nm <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> /kg]	0,35
Gassproduksjon [Nm <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> ]	13,99

Estimert gassproduksjon basert på omsatt COD er dermed 13,99 Nm<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>/døgn for testperioden

### 6.2.1 Scenario 1

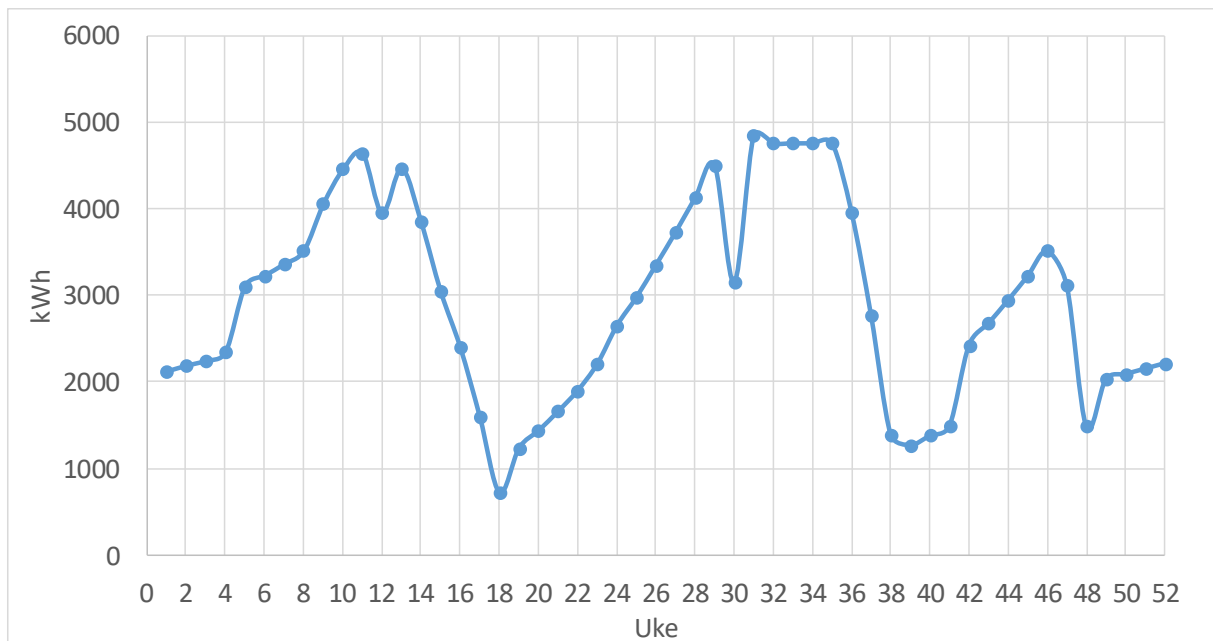
I scenario 1 har vi estimert minimum produksjon med utgangspunkt samme betingelser som i testperioden og at det er nok tilgjengelig slam hele året. Noe av slammene vil da gå direkte til sjø i uker med stor slamproduksjon. Det vil i utgangspunktet ikke være tilstrekkelig slam tilgjengelig for enkelte uker.

En gassproduksjon på 14 Nm<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> daglig vil da gi en årsproduksjon på 51 045 kWh.

### 6.2.2 Scenario 2

I Scenario 2 har vi estimert maksimal mulig produksjon med utgangspunkt i at alt slammene fra smolt-anlegget blir behandlet og at prosessen kan håndtere en TS på 5 % ved ombygging av anlegget og tilsats av mikro-organismer som er motstandsdyktige mot ammoniakk-inhibering. Figur 6. viser produsert energi (før tap i gasskjel) pr. uke. Beregningen er gjort ut fra omsatt COD på 85,5 % funnet i testperioden, som nok i praksis vil være lavere hvis reaktoren kjøres ved høyere organisk belastning. Anlegget maksimalt kan håndtere 26 batcher pr. dag (Knap). Det antas da at man har en tilpasset kultur av mikro-organismer som også håndterer relativt store økninger i organisk belastning fra innsett til utsett av fisk.

Med slamproduksjonen vist i Figur 6 vil antall batcher ligge tett opp mot 26 og i uke 32-35 vil antall batcher være over dette, henholdsvis 30, 34, 37 og 30. I uke 32-35 er antall batcher satt til 26, da erfaringer med fiskeslam viser at det ikke er lagringsstabil. Noe slam må derfor sendes direkte på sjøen med dette scenarioet. Total produksjon pr år blir da 152 268 kWh.



Figur 6 Antatt maksimal energiproduksjon over året basert på slam-mengder i figur 2 og omsatt COD funnet i testperioden.

# 7 Energibruk

Energibruk ble ikke målt direkte i testperioden. Tabell 6 viser energibruk estimert for biogass-anlegget basert på erfaringstall for gangtid, installert effekt og beregnet energibehov for oppvarming og varmetap. Beregningene viser at man vil behandle omtrent samme antall liter slam på grunn av fortykning av slammet til 2-2,5 % TS i scenario 1. Energikostnaden blir derfor omtrent den samme for scenario 1 og 2.

Tabell 6 Energibruk drift av biogass-anlegg

<b>Energibruk komponenter anlegg</b>					
	inst. kW	belastning	timer / dag	timer / år	kWh/år
Tilførselspumpe	0,75	0,6	8	2920	1314
Resirukeringspumpe	1,1	0,6	24	8760	5782
Returpumpe	0,75	0,6	1	365	164
Rørverk, hydrolysetank	1	0,7	24	8760	6132
Rørverk, disolver	5	0,7	8	2920	10220
oppvarming	5				
					23612
<b>Energibruk oppvarming</b>					
Scenario 1, Samme betingelser som i testperioden					
		Liter	kWh		
Pr dag		1725	46		
Pr år		629625			16851
Beregnet varmetap, 0,91 kW					7972
Total energibruk scenario 1					48434
Scenario 2, alt slammet på Smøla, antatt ufortynnet					
		691400			18504
Beregnet varmetap, 0,91 kW					7972
Total energibruk scenario 2					50087

# 8 Utslipp

Både da anlegget ble bygd og ved vedlikeholdsoperasjoner har man foretatt lekkasjesøk. De lave verdiene av flyktige fettsyrer (Vedlegg A, tabell A) tyder på et ubetydelig potensial for metanproduksjon fra bioresten. Som nevnt er det ikke foretatt målinger av eventuelle tap fra hydrolysetanken.

## 9 Forsan-anlegget (Knap)

Som nevnt ovenfor er teknologien kommersialisert basert på erfaringene fra Smøla og et nytt anlegg 7\*størrelsen til det på Smøla er bygd tilknyttet CERMAQ Norway AS sitt anlegg i Forsan i Nordland. Noen detaljer om Forsan-anlegget:

- Ingen tilsats av saltvann i anlegget, men det brukes av og til et for som inneholder en del salter. Effekten av dette på prosessen er ikke kartlagt.
- Mikro-organismer er tatt ut av anlegget på Smøla og analysert og behandlet ved Universitetet i Maryland for deretter å søke å dyrke frem de mikro-organismene som best håndterer H<sub>2</sub>S og NH<sub>3</sub>. Denne kulturen er satt inn i anlegget på Forsan. Foreløpige resultater viser at ABR-reaktoren på Forsan håndterer høyere NH<sub>3</sub>-konsentrasjoner. Kulturen planlegges å tas i bruk også i Smøla-anlegget.
- H<sub>2</sub>S renses med til 40-50 ppm med en kombinasjon av FeCl<sub>3</sub> og biologisk ved hjelp av luft-tilsats.
- Fiskeslammet samles i en omrørt kum før den tas inn i hydrolysetanken. Dette gir et mer homogent slam samt at det gir mulighet til å ta ut en representativ prøve.
- For bedre styring av prosessen er det laget en algoritme for mating av reaktoren ift. variasjon i slam-mengde over året.
- Gassen anvendes per i dag til forvarming av vann på kald side av varmepumpe tilknyttet smolt-anlegget.



# 10 Økonomi og miljøberegninger

## 10.1 Forutsetninger og avgrensninger

Økonomi- og miljøanalysene av biogassanlegget Smøla tar utgangspunkt i Scenariene 1 og 2 definert i kapittel 6.2, der følgende underscenerier er analysert:

- A. Scenario 1a: Dagens drift, ingen utnyttelse av biogassen.
- B. Scenario 1b: Dagens drift, biogassen utnyttes. Det er sett på tre alternative caser for miljøanalysen:
  - 1) Case 1: Biogassen utnyttes og erstatter 100 % elektrisitet (sannsynlig).
  - 2) Case 2: Biogassen utnyttes og erstatter 100 % naturgass (usannsynlig).
  - 3) Case 3: Biogassen utnyttes og erstatter 90 % elektrisitet og 10 % naturgass (sannsynlig ved kalde vintere). Case 3 er brukt i økonomianalysen.
- C. Scenario 1c: Dagens drift, biogassen utnyttes og erstatter 90 % elektrisitet og 10 % naturgass (Case 3) og alternativkostnad knyttet til rensing av fiskeslam er inkludert. Kun analysert økonomisk.
- D. Scenario 2: Økt utnyttelse av anleggets kapasitet, biogassen utnyttes og erstatter 90 % elektrisitet og 10 % naturgass (Case 3) og alternativkostnad knyttet til rensing av fiskeslam er inkludert. Kun analysert økonomisk.

Miljøanalysene omfatter Scenario 1a og de tre casene i Scenario 1b. Det er ikke gjort noen miljøanalyse av Scenario 1c og 2.

For økonomianalysene er case 3 bruk for Scenario 1b, 1c og 2. Dette påvirker likevel ikke resultatet da energiprisene antas å være lik for el og gass (basert på data fra anlegget). Det er likevel gjennomført en sensitivitetsanalyse av energiprisene for Scenario 1b, 1c og 2.

Tabell 7 viser de viktigste forutsetningene for miljø- og økonomianalysen for de fire scenariene, der Scenario 1b og 1c er vist sammen ettersom de to scenariene ikke har noen tekniske forskjeller (kun krav om rensing) Produsert varme og er angitt for Case 3.

Tabell 7 Forutsetninger for scenarioanalysene av miljø- og økonomi for Smøla.

SMØLA	SCENARIO 1A	SCENARIO 1B OG 1C (BRUK AV BIOGASS - CASE 3)	SCENARIO 2 (BRUK AV BIOGASS OG ØKT UTNYTTELSE AV REAKTOR)	ENHET
<b>FISKESLAM</b>	629	629	691	Tonn/år
SUM SUBSTRAT INN	<b>692</b>	<b>692</b>	<b>692</b>	<b>Tonn/år</b>
TØRRSTOFFINNHold	<b>2 %</b>	<b>2 %</b>	<b>5 %</b>	<b>% TS</b>
<b>FORBRUK AV VARME</b>	24 823	24 823	26 476	kWh/år
<b>FORBRUK AV EL</b>	23 612	23 612	23 612	kWh/år
SUM ENERGIFORBRUK	48 434	48 434	50 008	kWh/år
<b>VARME PRODUSERT</b>	<b>0</b>	5 105	26 476	kWh/år
<b>EL PRODUSERT</b>	<b>0</b>	45 941	137 041	kWh/år
SUM ENERGI PRODUSERT	<b>0</b>	51 045	152 268	kWh/år
ANDEL FAKLET	<b>100 %</b>	<b>1,9 %</b>	<b>1,9 %</b>	Andel
VIRKNINGSGRAD CHP-TURBIN	<b>N/A</b>	<b>90%</b>	<b>90%</b>	Virkningsgrad

# 11 Datagrunnlag og metodikk

## 11.1 Miljøanalyse

### 11.1.1 Metodikk

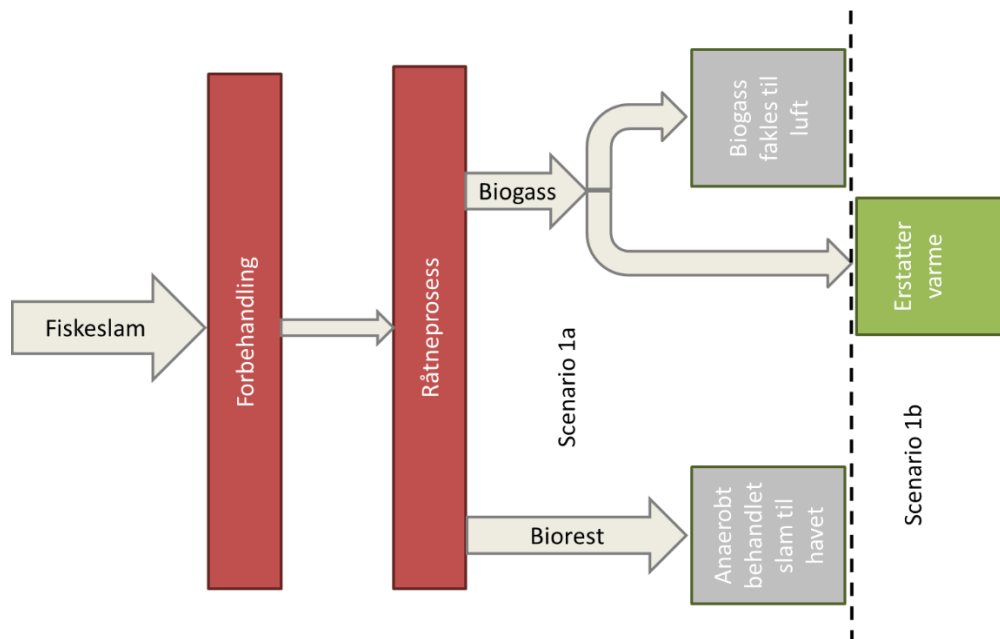
Tabell 8 viser de overordnede forutsetningene for omsetningen av substrat til biorest og biogass. Disse forutsetningene gjelder omsetningen pr år med referanse til scenario 1 fra kapittel 6.2. Det er som nevnt ikke gjort miljøanalyse av scenario 1c og 2.

Anlegget utnytter ikke biogass i dag og bioresten slippes ut i havet. Anlegget er likevel tilkoblet et lokalt varmtvannsnett for distribusjon av varme som i dag oppvarmes ved bruk av elektrisitet med mulighet for oljefyr hvis nødvendig. I denne miljøanalysen er disse forutsetningene benyttet for å identifisere eventuell miljønytte ved bruk av biogassen lokalt, se figur 7. Oljefyr er likevel ikke benyttet i miljøanalysen fordi dette uansett skal fases ut i løpet av de neste par årene. I stedet er det benyttet fossil naturgass som alternativ til erstattet fossil energi. Miljøanalysen skal gi svar på hvorvidt anlegget gir klimanytte. Det er allerede vist at anlegget bidrar til ønsket COD reduksjon.

Tabell 8 Oppsummering biogass og biorest produksjon Smøla biogassanlegg 2018.

SMØLA	SCENARIO 1 (2018)	UTNYTTELSE AV GASS TIL VARME	ENHET
<b>SUM SUBSTRAT</b>	11,2	11,2	Tonn TS / år
<b>BIOGASS PRODUSERT</b>	7528	7528	Nm3 / år
<b>BIOGASS BRUKT SOM VARME</b>	0	7311	Nm3 / år
<b>BIOREST</b>	3526	3526	Tonn / år
<b>REDUSERT COD</b>	86,5%	86,5%	Andel
<b>ANTATT METANSLIPP</b>	1%	1%	Andel
<b>ANDEL FAKLET BIOGASS</b>	100%	1,9%	Andel
<b>UTNYTTET BIOREST SOM BIOGJØDSEL</b>	0%	0%	Andel

De ulike livsløpsfasene for anlegget er illustrert i Figur 7, der pilene illustrerer massestrømmene, røde bokser indikerer livsløpsfaser som bidrar til utslipp, mens grønne bokser representerer livsløpsfaser som bidrar til utslippsreduksjoner (substitusjonseffekter).



Figur 7 Flytskjema over Smøla biogassanlegg.

Det er i denne miljøanalysen benyttet «Livsløpsmetodikk» også kjent som Life Cycle Assessment (LCA) etter retningslinjene fra ISO 14044 og rammeverket fra ISO 14040.

Klimanytte er beregnet i livsløpsanalyseprogrammet SimaPro 8.5.0.0. Karakteriseringsfaktorer for klimagassutslipp av ulike drivhusgasser baserer seg på Østfoldforskningsmetoden som igjen baserer seg på IPCC 2013, GWP 100a v1.3 Oktober 2016. For å beregne miljøresultatene er BioValueChain-modellen benyttet (Lyng et al. 2015). Denne modellen bygger på et såkalt livsløpsinventar og gjør mellomregninger av livsløpsinventaret tilpasset det enkelte case. Beregnet livsløpsinventar for et gitt case multipliseres med karakteriseringsfaktorene for bl.a. klimagassutslipp per livsløpsinventar for å beregne totale miljøutslipp. Livsløpsinventar er mengden materialer, energi og direkteutslipp som trengs for å oppnå den funksjonelle enheten, også kalt referanse verdi.

Funksjonell enhet i BVC er: **1 tonn fiskeslam til anaerob behandling**. BVC inkluderer hele livsløpet til fiskeslammet, fra det har oppstått til det er ferdig behandlet. Grunnet manglende datagrunnlag fra de tidligste livsløpsfasene til fiskeslammet starter livsløpet i denne studien fra substratet er i hydrolysetank til bioresten som slippes direkte ut i sjøen etter anaerob nedbryting. Formålet med Smøla-anlegget er dag i er å redusere COD med minimum 50% fra fiske slam. COD og nedbrytning av dette er beskrevet i kapittel 3.3. Det er per i dag ikke fokus på å utnytte eventuell biogass mens betingelsene for å utnytte bioresten er ikke til stede.

#### 11.1.2 Datagrunnlag

Miljøanalysen tar utgangspunkt i målingene beskrevet i kapitlene 2 – 4. Rådataene har vært beheftet med unøyaktigheter og feil i målestyr. Derfor er klimagassanalysen basert på måledata fra 04.09.2018 utført av Joshua Cabell. Biogassutbytte er beregnet ut i fra 0,35 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub> / kg nedbrutt COD som beskrevet i kapittel 3.5. Energiforbruket baserer seg på betingelsene under testperioden, ref. tabell 6, scenario 1. Forutsetningene for anlegget er beregnet ut i fra målingene presentert i kapittel 3 for scenario 1 og er presentert i Tabell 9.

Tabell 9 Oppsummering av forutsetninger for Smøla-anlegget basert på målinger fra 04.09.2018.

SCENARIO 1A UTNYTTELSE AV GASS				
HVA	Per døgn		Per år	
	Verdi (04.09.2018)	Enhet	Verdi 2018	Enhet
SUBSTRAT INN I REAKTOR	1 725	L / døgn	629 625	L / år
SUBSTRATEGENSKAPER	1,78 %	TS / L substrat	1,78 %	TS / L substrat
	59,9 %	VS / TS	59,90 %	VS / TS
SUBSTRAT INN	30,7	kg TS / døgn	11 207	kg TS / år
	18,39	kg VS+VFA / døgn	6 713	kg VS+VFA / år
METANPRODUKSJON	14,2	m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / døgn	5 179	m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> / år
	20,62	m <sup>3</sup> biogass / døgn	7 528	m <sup>3</sup> biogass / år
ENERGIFORBRUK	132,7	kWh / døgn	48 434	kWh / år
	4,3	kWh / kg TS	4 322	kWh / tonn TS
METANPRODUKSJON	9,4	kg CH <sub>4</sub> / døgn	3 418	kg CH <sub>4</sub> / år
PRODUKSJON AV CO <sub>2</sub>	11,68	kg CO <sub>2</sub> / døgn	4 263	kg CO <sub>2</sub> / år
BIOGASS PRODUKSJON	21,04	kg biogass / døgn	7 681	kg biogass / år
TØRRSTOFF REDUKSJON	9,66	kg TS som biorest / døgn	3 526	kg TS redusert / år
REDUKSJON AV FLYKTIGE FETTSTOFFER (VOLATILE SOLIDS)	-2,65	kg VS+VFA som biorest / døgn	-969	kg VS+VFA redusert / år
ANDEL TS REDUSERT	68,5 %	$TS_{ut}/TS_{inn}$	68,5 %	$(VS_{ut}+VFA_{inn})/(VS_{inn}+VFA_{inn})$
ANDEL TS REDUSERT	114,4 %	$(VS_{ut}+VFA_{inn})/(VS_{inn}+VFA_{inn})$	114,4 %	$(VS_{ut}+VFA_{inn})/(VS_{inn}+VFA_{inn})$
TILGJENGELIG ENERGI I GASSFORM	141,9	kWh rå energi / døgn	51 792	kWh rå energi / døgn
	140,5	kWh ikke tapt energi / døgn	51 274	kWh ikke tapt energi / år
TAPT ENERGI	1,42	kWh som CH <sub>4</sub> slipp / døgn	518	kWh som CH <sub>4</sub> slipp / år
REDUSERT COD	35,89	kg Redusert COD / døgn	13 101	kg redusert COD / år
ANDEL COD REDUSERT	86,54%	$COD_{ut}/COD_{inn}$	86,54%	$COD_{ut}/COD_{inn}$

Grunnet usikkerhet ved bruk av COD som måling for produsert biogass, unøyaktige måleinstrument, biokjemiske variasjoner, usikkerhet rund fysiske egenskaper er det identifisert noen uregelmessigheter i datagrunnlaget som vist i rødt. Denne verdien tilsier at det er større vekt av gass ut enn VS+VFA inn som i grunn ikke er mulig. Det er likevel en høyere vekt TS inn enn gass ut slik at massebalansen i teorien ikke er brutt. Dette åpner opp for at feilen kan skyldes enten feil på måleinstrument for VS+VFA og/eller COD, feil antagelse vedrørende m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>/kg COD og/eller en for grov beregning av gassens egenvekt.

Antall batcher med substrat er en viktig faktor for biogassproduksjonen per døgn og år. Denne er i tabell 8 satt til 15 som kan virke høyt. I perioden 11.6.2018 – 30.09.2018 var snittet på antall batcher på omtrent 12,8 som inkluderer både tidvis stans samt høy kontinuerlig drift. Kun en måling i perioden ble det matet inn mer enn 15 batcher, hvor det da var snakk om 17 batcher. 15 batcher virker å være det normale ved stabilt høy drift. Det vil si at 15 batcher i snitt per år er å anse som et høyt anslag for Smøla biogassanlegg på dagens lokasjon. Sett i forhold til smølaanleggets organiske belastningskapasitet vil 15 batcher være godt innenfor anleggets kapasitet slik det fremkommer fra

Tabell 10.

Tabell 10 Organisk belastning i smølareaktoren

ANTALL BATCHER	VOLUM	HRT POTENSIAL	TS/V.V	VS/TS	ORGANISK VS	ORGANISK BELAST.	
N/DAG	m3	Dager	num %	num %	tonn VS/dag	kgVS/m3*da g	num % av kap
3	0,35	42,0	2,50 %	70 %	6,04	0,42	11,2 %
5	0,58	25,2	2,50 %	70 %	10,06	0,69	18,7 %
10	1,15	12,6	2,50 %	70 %	20,13	1,39	37,4 %
15	1,73	8,4	2,50 %	70 %	30,19	2,08	56,1 %
20	2,30	6,3	2,50 %	70 %	40,25	2,78	74,7 %
25	2,88	5,0	2,50 %	70 %	50,31	3,47	93,4 %
27	3,11	4,7	2,50 %	70 %	54,34	3,75	100,9 %

Tabell utviklet av Arne Hjalmar Knap (2018).

For å gjøre miljøanalyser i BVC må alle innsatsfaktorer være per funksjonelle enhet. Denne er 1 tonn TS fiske slam inn til behandling som beskrevet tidligere. Vi har i denne analysen ikke målinger for TS inn i hydrolysetanken som kan bety at evt. tap av TS fra smoltanlegget til ut fra hydrolysetanken ikke er medberegnet. Innsattsverdier til BVC er vist i Tabell 11. Det er utviklet to scenarier basert på scenario 1 fra foregående kapittel. Disse scenariene tar for seg dagens situasjon hvor all biogassen fakles (scenario 1a) og et scenario der energien i biogassen utnyttet (scenario 1b).

Tabell 11 Livsløpsinventar for to mulige scenariene for scenario 1

LCI data til BVC		
Scenario 1a	Scenario 1b	Enhet
462,1	462,1	m3 CH4 / tonn TS
671,7	671,7	m3 gass / tonn TS
209,6	209,6	m3 CO2 / tonn TS
4,6	4,6	m3 CH4 slipp / tonn TS
3,1	3,1	kg CH4 slipp / tonn TS
4321,6	4321,6	kWh el / tonn TS
1 %	1 %	antatt metantap
NAN	82,6 %	kWh varme levert / kWh biogass produsert

## 11.2 Økonomianalyse

### 11.2.1 Metodikk

Økonomianalysen analyserer Smølaanlegget basert på dagens drift og prosjekterte investeringskostnader for et tilsvarende anlegg (Scenario 1a). Merk at økonomianalysen ikke tar utgangspunkt i reelle påløpte investeringskostnader for biogassanlegget, men bygger i stedet på estimerte kostnader basert på en kommersiell versjon av anlegget. Dette skyldes at biogassanlegget i dag fungerer som et anlegg for forskning, utvikling og testing av substrat og biogassteknologi, mens rapporten ønsker å belyse det økonomiske potensialet for et tilsvarende biogassanlegg.

I tillegg er det gjennomført analyser av anlegget ved utnyttelse av biogassen (Scenario 1b), utnyttelse av biogass pluss krav til rensing (Scenario 1c) og økt utnyttelse av anleggets kapasitet (behandle alt fiskeslam) der det også er antatt at biogassen utnyttes pluss krav til rensing (Scenario 2). Dette er gjort for å belyse det økonomiske potensialet for et tilsvarende biogassanlegg der det kan være aktuelt å utnytte energien, effekten av krav til rensing og økt effekten av at anleggets kapasitet utnyttes i større grad.

For Scenariene 1b, 1c og 2 er Case 3 fra miljøanalysen lagt til grunn (10 % gass og 90 % el).

Analysen vurderer anleggets bedriftsøkonomi for de fire scenariene, både med- og uten støtteordninger. Støtteordningene som inngår er investeringsstøtte fra ENOVA, der det er antatt et maksimalt støttenivå på 45 %. Andre støtteordninger som juridiske virkemidler o.l. er ikke vurdert.

Avskrivningene av investeringskostnadene er beregnet ut fra 20 en års nedskrivingsperiode og 3,5 % rente.

Det presiseres at økonomianalysen kun ser på økonomien for biogassanlegget Smøla. Eventuelle kostnader oppstrøms- eller nedstrøms for anlegget er ikke vurdert.

### 11.2.2 Datagrunnlag

Investeringskostnader, driftskostnader, støttenivå fra Innovasjon Norge og energipriser er gitt av Arne Hjalmar Knap. Som nevnt bygger investeringskostnadene på estimerte kostnader basert på en kommersiell versjon av anlegget.

I tillegg til oppgitte kostnadsdata fra Knap er det innhentet litteraturdata for investering i en kogenerasjonsturbin (CHP-enhet for brenning av gass) i Scenario 1b, 1c og 2 og litteraturdata for alternativkostnaden knyttet til rensing av fiskeslam ved rensekrav i Scenario 1c og Scenario 2.

Investeringskostnaden for kogenerasjonsturbinen er estimert til 400 000 NOK basert på erfaringstall fra andre biogassanlegg i Norge (data fra følgeforskning og ENOVA-søknader).

Alternativkostnaden for rensing av fiskeslammet i Scenario 1c er basert på beregninger gjennomført for Smølaanlegget av Møreforskning og Høgskolen i Molde gjennom prosjektet «Fiskeslam som ressurs for bioenergi og plantevekst», rapport «Logistikk og forretningsmodeller for behandling av fiskeslam» (Oppen og Oterhals, 2016). I rapporten er det identifisert fire alternativer for håndtering av fiskeslammet, i tillegg til produksjon av biogass, der kostnadene for de fire alternativene for smølaanlegget er beregnet fra kr 912 per tonn til kr 1 207 per tonn. I kostnadsanalysen er kostnadsestimert på 912 NOK/tonn brukt som alternativkostnad ved krav til rensing og er det laveste identifiserte kostnadsnivået. Det er også gjennomført en sensitivitetsanalyse av denne kostnadskomponenten.

# 12 Resultater økonomi

## 12.1 Investeringskostnader og -støtte

Som nevnt i metodekapittelet tar økonomianalysen tar utgangspunkt estimerte investeringskostnader for en kommersiell versjon av biogassanlegget og oppgitte driftskostnader fra Arne Hjalmar Knap.

Knap har oppgitt at total investeringskostnad for Smøla tilsvarer 5,13 Mill NOK NOK. Dette inkluderer slamoppredning, bioreaktor, prosesskontroll, elektroarbeider, gasslager og fakkell og prosjektering, igangkjøring og prosjektledelse. Det antas at anlegget kan motta investeringsstøtte fra ENOVA opp mot 45 %.

Tabell 12 viser investeringskostnadene med og uten investeringsstøtte.

Tabell 12 Investeringskostnader med og uten investeringsstøtte for Smøla

	UTEN STØTTE	INKL. STØTTE	ANDEL
SLAM-OPPREDNING	946 750		18 %
BIOREAKTOR	1 578 500		31 %
PROSESSKONTROLL	936 250		18 %
ELEKTROARBEIDER	337 750		7 %
GASSLAGER OG FAKKEL	280 000		5 %
CONTAINER	267 750		5 %
PROSJEKTERING, IGANGKJØRING OG PROSJEKTLEDELSE	787 500		15 %
SUM	<b>5 134 500</b>	<b>2 823 975</b>	100 %

Ett av vurderingskriteriene som ofte brukes ved tildeling av investeringsstøtte er spesifikke investeringskostnader (investeringskostnad per energienhet (NOK/kWh)).

Tabell 13 viser summen av investeringskostnader og energiproduksjon, samt spesifikke investeringskostnader (NOK/kWh) for scenario 1a (dagens løsning), 1b/1c (utnyttelse av biogassen) og Scenario 2 (økt utnyttelse av biogassreaktoren). Scenario 1b og 1c er behandlet sammen her, da rensekrevet i Scenario 1c ikke påvirker anleggets investeringskostnader (selv om alternativkostnaden speiler alternative investeringer).

Tabell 13 Investeringskostnader, energiproduksjon og spesifikk investeringskostnad for scenariene.

	SCENARIO 1A	SCENARIO 1B/1C	SCENARIO 2	ENHET
INVESTERING	5,13	5,53	5,53	Mill NOK
ENERGIPRODUKSJON	0	51,05	512,27	MWh/år
SPESIFIKK INVESTERINGSKOSTNAD	<b>N/A</b>	108	36	<b>NOK/kWh</b>

Spesifikk investeringskostnad er ikke relevant for Scenario 1a, dagens løsning, da anlegget ikke produserer energi. For Scenario 1b/1c og Scenario 2 utgjør spesifikk investeringskostnad henholdsvis 108 NOK/kWh og 36 NOK/kWh. Dette er høy spesifikk investeringskostnad, men i og med at anlegget er bygget med tanke på reduksjon av COD og ikke produksjon av biogass, er det kanskje naturlig at investeringskostnaden per produserte kWh blir så høy.

Den spesifikke investeringskostnaden er nyttig for å sammenlikne prosjekter med like inntekter og utgifter, men forteller oss lite noe om lønnsomheten i et prosjekt. I tillegg til investeringskostnadene, er lønnsomheten avhengig av driftskostnader og driftsinntekter, som til sammen utgjør årsresultatet i et prosjekt. Neste kapittel ser nærmere på dette.

## 12.2 Årlig resultat

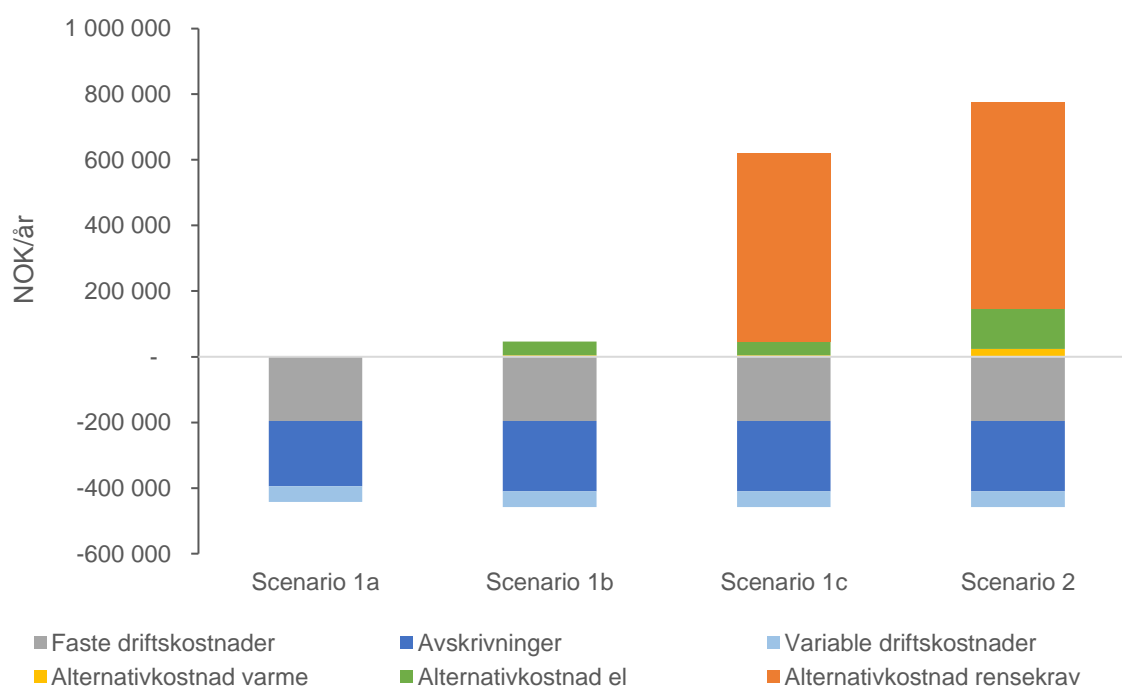
Figur 8 er en forenklet illustrasjon av driftskostnadene og driftsinntektene fordelt ulike kostnads- og inntektskomponenter for de fire scenariene. Positive verdier er inntekter og negative verdier er kostnader.

For produksjon av el og varme er det oppgitt en alternativkostnad tilsvarende 1 krone/kWh, den samme prisen er brukt for kjøp av energi. Andre driftskostnader utgjør 195 600 000 NOK/år, og disse er antatt likt for samtlige Scenarier.

Alternativkostnaden for rensing av fiskeslammet i Scenario 1c og Scenario 1 er basert på beregninger gjennomført for anlegget av i rapporten «Logistikk og forretningsmodeller for behandling av fiskeslam» (Oppen og Oterhals, 2016), og utgjør 912 NOK/tonn. Investeringskostnaden for Scenario 1b, 1c og 2 inkluderer en kogenerasjons-gassturbin på 400 000 NOK.

Avskrivningene er beregnet ut fra levetid på 20 år og rentesats på 3,5 %, og forutsetter 45 % investeringsstøtte (også for gassturbinen).

Verdiene er beregnet ved å multiplisere enhetskostnader/-inntekter med målt/beregnet produksjon og innsatsfaktorer, og forutsetter like enhetspriser.



Figur 8 Årlige driftskostnader og driftsinntekter fordelt på komponenter for de fire scenariene.

Figuren viser tre inntektskomponenter og tre kostnadskomponenter. Faste drifts- og vedlikeholdskostnader er utgifter knyttet til arbeidskraft, analyser og vedlikehold. Variable driftskostnader er kostnader knyttet til bruk av strøm og varme.

Av figuren ser vi at driftskostnadene er høyere enn driftsinntektene for de to første scenariene, hvilket betyr at anlegget ikke er bedriftsøkonomisk lønnsomt for disse scenariene, gitt forutsetningene og datagrunnlaget beskrevet. For Scenario 1c og 2 er derimot alternativkostnaden for rensing av fiskeslammet inkludert, og av figuren ser vi at alternativkostnaden er såpass stor at anlegget er bedriftsøkonomisk lønnsomt ved krav til rensing, gitt investeringsstøtte på 45 % og alternativkostnad for rensing på 912 NOK/tonn. I Scenario 2 er også verdien av el og varme betydelig større.



Verdien av inntekter er fraværende i scenario 1a (da anlegget ikke produserer energi og ikke har krav til rensing). Figuren viser også at verdien av varme (gult felt) og el (grønt felt) ikke er tilstrekkelig for å alene dekke opp om drifts- og investeringskostnader i noen av scenariene. Dette viser at anlegget er avhengig av alternativkostnader knyttet til krav om rensing, og bør med andre ord kun bygges der det stilles krav til rensing dersom man skal oppnå en lønnsom drift.

Som nevnt innledningsvis antas det at anlegget kan motta investeringsstøtte tilsvarende ca. 45 % av investeringskostnadene (ENOVA). I det følgende er økonomien analysert med- og uten investeringsstøtten for de fire scenariene.

Tabell 14 viser årlige kapitalkostnader, driftsresultat og årsresultat for anlegget, med- og uten investeringsstøtte for de firesceniene. Årlige kapitalkostnader er beregnet ved 3,5 % rente og 20 års avskrivning.

Tabell 14 Årlige kapitalkostnader, driftsresultat og årsresultat for Smøla med- og uten investeringsstøtte for de fire scenariene.

	SCENARIO 1A		SCENARIO 1B		SCENARIO 1C		SCENARIO 2	
	Inkludert støtte	Uten støtte	Inkludert støtte	Uten støtte	Inkludert støtte	Uten støtte	Inkludert støtte	Uten støtte
<b>KAPITALKOSTNADER</b>	-198 698	-361 269	-214 177	-389 413	-214 177	-389 413	-214 177	-389 413
<b>DRIFTSRESULTAT</b>	-244 035	-244 035	-198 095	-198 095	376 124	376 124	533 322	533 322
<b>ÅRLIG RESULTAT</b>	<b>-442 733</b>	<b>-605 304</b>	<b>-412 272</b>	<b>-587 508</b>	<b>161 946</b>	<b>-13 290</b>	<b>319 145</b>	<b>143 909</b>

Tabellen viser at anlegget ikke oppnår positivt årsresultat i de to første scenariene, verken med- eller uten investeringsstøtte. For scenario 1c oppnår anlegget derimot positivt årsresultat så lenge anlegget mottar investeringsstøtte. Investeringsstøtten bidrar til ca. 160 000 NOK i reduserte årlige kapitalkostnader for Scenario 1a og 175 000 NOK/år i Scenario 1b, 1c og 2c, der forskjellen skyldes investeringsstøtte til gasskjelen. Scenario 2 er det eneste scenariet som oppnår positivt årsresultat både med og uten støtte.

### 12.3 Nåverdi og internrente

Netto nåverdi (NNV) er et uttrykk for dagens verdi av et prosjekt eller investering. Netto nåverdi beregnes ved å diskontere alle fremtidige kontantstrømmer forbundet med et prosjekt, basert på oppgitt avkastnings- eller rentekrav. Ett prosjekt er lønnsomt dersom netto nåverdi er positiv.

Internrenten forteller oss hvilket rentekrav som gir netto nåverdi lik null. Dersom Internrenten i et prosjekt er høyere enn vårt eget avkastningskrav, bør prosjektet gjennomføres.

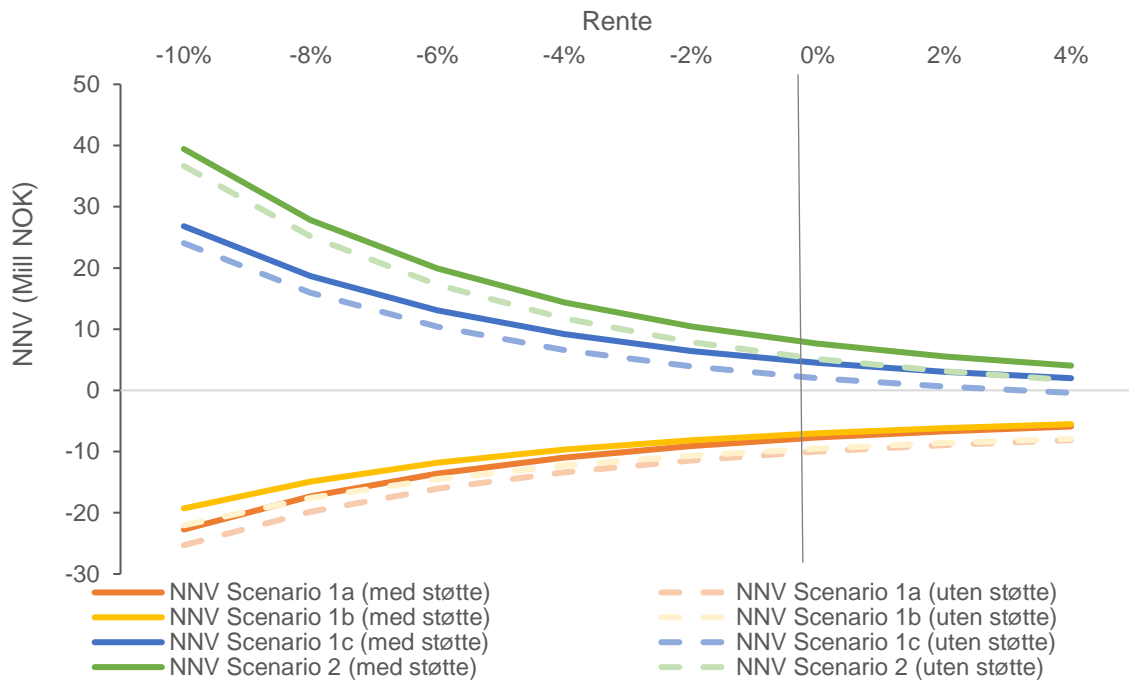
Tabell 15 viser netto nåverdi og internrenten for de fire scenariene, med- og uten investeringsstøtte. Netto nåverdi er beregnet ut fra 3,5 % rente og 20 års avskrivning.

Tabell 15 Netto nåverdi (NOK) og internrente for de tre scenariene med- og uten investeringsstøtte.

	SCENARIO 1A		SCENARIO 1B		SCENARIO 1C		SCENARIO 2	
	Inkludert støtte	Uten støtte	Inkludert støtte	Uten støtte	Inkludert støtte	Uten støtte	Inkludert støtte	Uten støtte
<b>IR</b>	N/A	N/A	N/A	N/A	10,8 %	3,1 %	16,7 %	7,3 %
<b>NNV</b>	-6,08	-8,31	-5,66	-8,07	2,22	-0,18	4,38	1,98

Tabellen viser at anleggets netto nåverdi er negativ både med og uten investeringsstøtte for Scenario 1a, 1b og Scenario 1c uten investeringsstøtte. Ettersom driftsresultatet før avskrivninger er negativ for Scenario 1a og 1b, er det heller ikke mulig å beregne internrenten (den er uendelig negativ). Selv om scenario 1c uten støtte har negativ netto nåverdi, ser vi at internrenten er 3,1, hvilket betyr at anlegget har netto nåverdi lik null dersom renten justeres ned til 3,1 %. Scenario 1c med støtte er derimot positiv, med NNV tilsvarende 2,11 Mill NOK og med en internrente på 10,8 %. Scenario 2 er det eneste scenariet med positiv netto nåverdi både med og uten støtte, med netto nåverdi tilsvarende 1,98 Mill NOK uten støtte (IR = 7,3) og 4,38 Mill NOK med støtte (IR = 16,7).

Figur 9 viser Netto nåverdi-profilen for anlegget, med- og uten investeringsstøtte (stiplede linjer) for de fire scenariene. Figuren er en illustrasjon og oppsummering av tallene i Tabell 15.



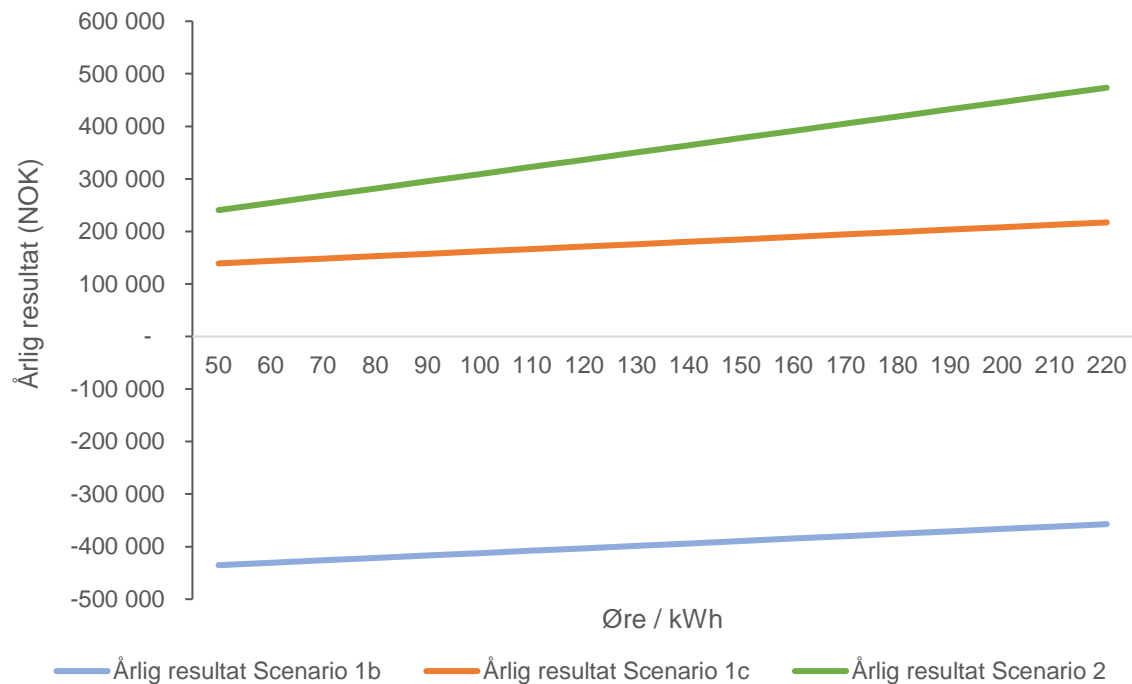
Figur 9 Netto nåverdi-profil (Mill NOK) ved de fire scenariene biogassanlegg ved ulike avkastningskrav, med- og uten støtte.

Punktet hvor linjene krysser x-aksen (NN=0) angir internrenten (Tabell 15), og ved å trekke en lodrett linje fra ønsket avkastningskrav kan man lese av nåverdien på y-aksen for de ulike scenariene. Linjen i grafen indikerer netto nåverdi der rentekravet er lik null.

## 12.4 Sensitivitetsanalyse

Det er flere usikkerheter knyttet til beregningene av årlig resultat og driftsresultat, som alternativkostnad for varme og elektrisitet, alternativkostnad for rensing, rentesats, avskrivningsperiode og investeringsstøtte. Det har ikke vært mulig å teste alle disse komponentene, men det er kjørt en sensitivitetsanalyse på alternativkostnaden for energi og renskrav.

Det er som nevnt antatt en energipris lik 1 NOK/kWh og som vist i kapitlene er verdien av el og varme til relativt lav i Scenario 1b og 1c. Årlig resultat for Scenario 1b og 1c er derfor analysert ved energipriser fra 50 øre til 220 øre per kWh. Dette er vist i Figur 10.



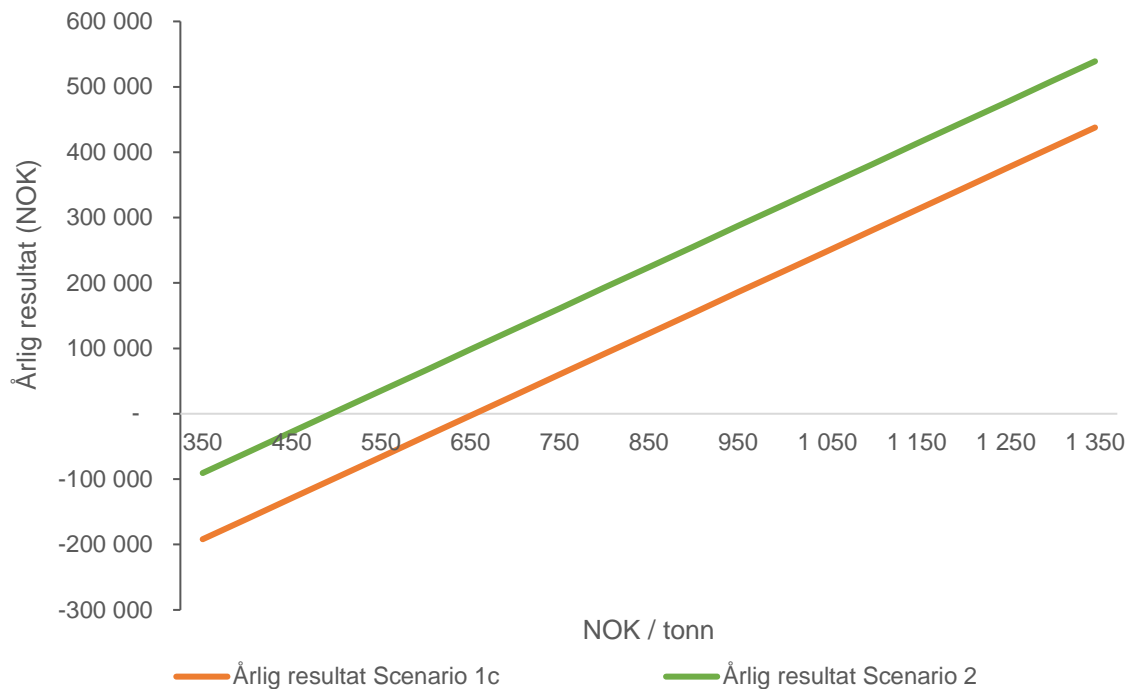
Figur 10 Årlig resultat for Scenario 1b, 1c og 2 ved ulike energipriser.

Figuren viser at Scenario 1b ikke oppnår positivt årsresultat, selv med en energipris på 220 øre per kWh. Årsresultatet for Scenario 1b og 1c øker med ca. 75 000 NOK per år ved økning i energiprisen fra 50 øre til 220 øre per kWh, hvilket tilsvarer en økning i årlig resultat på ca. 56 % for Scenario 1c. Ettersom en firedobling av energiprisen bidrar til 56 % økning av årsresultatet, tyder dette på at økonomien for anlegget er mindre sensitiv for energiprisen i de to scenariene, hvilket trolig skyldes at årlig energiproduksjonen er så lavt.

For Scenario 2 tilsvarer en økning i energiprisen fra 50 øre til 220 øre en økning i årsresultatet tilsvarende 230 000 NOK, eller en økning på 97 %. Dette viser at resultatet for Scenario 2 er mer sensitiv for energiprisen sammenliknet med Scenario 1b og 1c.

I analysen av Scenario 1c og Scenario 2 er det antatt en alternativkostnad for rensing tilsvarende 912 NOK/tonn fiskeslam (Oppen og Oterhals, 2016). Som nevnt i kapittelet om datagrunnlag har Oterhals og Oppen estimert flere alternativkostnader for behandling av fiskeslam ved Smøla, der kostnadene varierte fra 912 NOK til 1 207 NOK per tonn. Selv om kostnadsestimatene fra Oterhals og Oppen er relativt nye, har det skjedd en del utvikling på området de siste årene. Det er derfor kjørt en sensitivitetsanalyse da alternativkostnaden for rensing er den største inntektskomponenten for anlegget.

Figur 11 viser årlig resultat for anlegget ved alternativkostnad for rensing fra 500 NOK/tonn til 1350 NOK/tonn.



Figur 11 Årlig resultat for Scenario 1c og 2 ved ulike alternativkostnad for behandling av fiskeslam ved rensekrav.

Figuren viser at med forutsetningene knyttet til Scenario 1c, vil anlegget ikke oppnå positivt årlig resultat ved en alternativ behandlingskostnad under 650 NOK/tonn. For Scenario 2 må alternativ behandlingskostnad være over 500 NOK/tonn for å oppnå positivt driftsresultat.

Sammenliknet med energiprisene i Figur 10, ser vi av Figur 11 at Scenario 1c og 2 er mer sensitiv for alternativkostnaden for rensing, da en dobling i alternativkostnaden for behandling i Scenario 2 (fra 500 NOK/tonn til 1 000 NOK/tonn) bidrar til en økning i årsresultatet på mer enn 300 000 NOK/år, tilsvarende en økning på over 800 %.

# 13 Miljøanalyse

## 13.1 Mål og omfang

Miljøanalysen skal gi innsikt i miljøfotavtrykket for pilotanlegget hos Smøla Smoltanlegg. Anlegget er beskrevet i kapittel 2. I denne miljøanalysen sees det på COD og CO<sub>2</sub>-ekvivalenter. Sistnevnte miljøindikator er en normalisering av alle klimagassutslipp hvor 1 kg CO<sub>2</sub> gir 1 kg CO<sub>2</sub>-ekv, 1kg CH<sub>4</sub> gir 30kg CO<sub>2</sub>-ekv. osv. I denne analysen brukes redusert COD som et mål på produsert biogass.

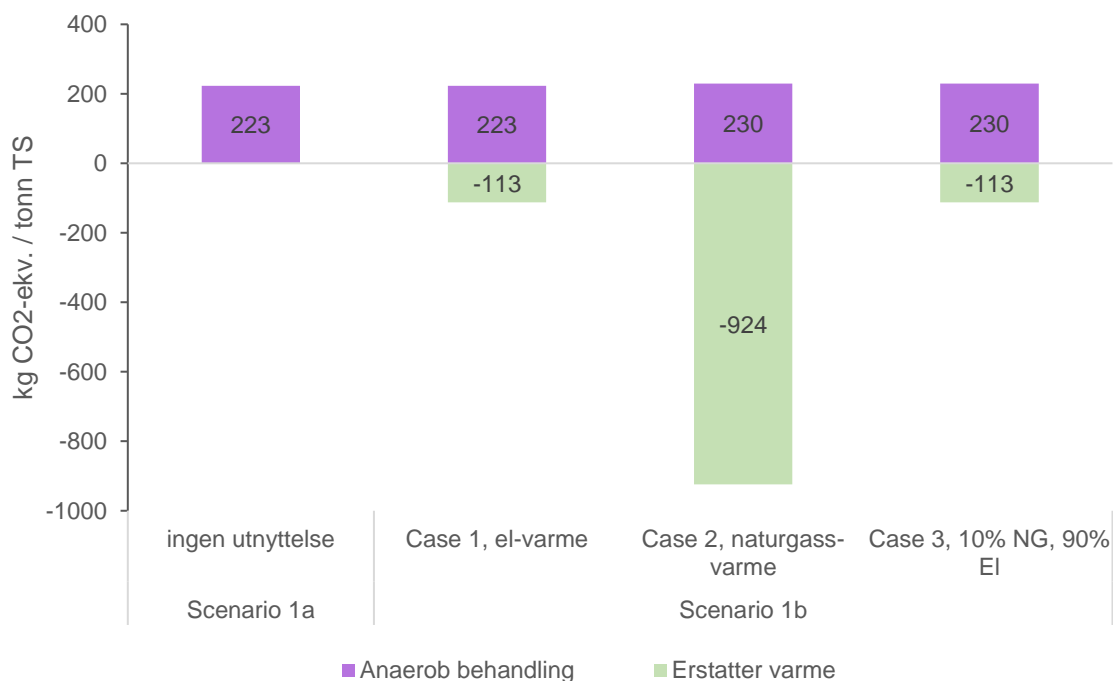
## 13.2 Resultater og diskusjon

Som forklart i kapittel 10 er det utarbeidet klimagassresultater for to hovedscenarier, uten utnyttelse av biogassen, Scenario 1a og med utnyttelse, Scenario 1b, der Scenario 1b er delt inn i tre case:

- Case 1 erstattes varme fra 100 % elektrisitet
- Case 2 erstattes 100 % naturgass
- Case 3 erstattes en sannsynlig blanding av 90% elektrisitet som grunnlast og 10% naturgass som topplast.

Dette er gjort for å vise potensiell klimanytte ved ulike forutsetninger.

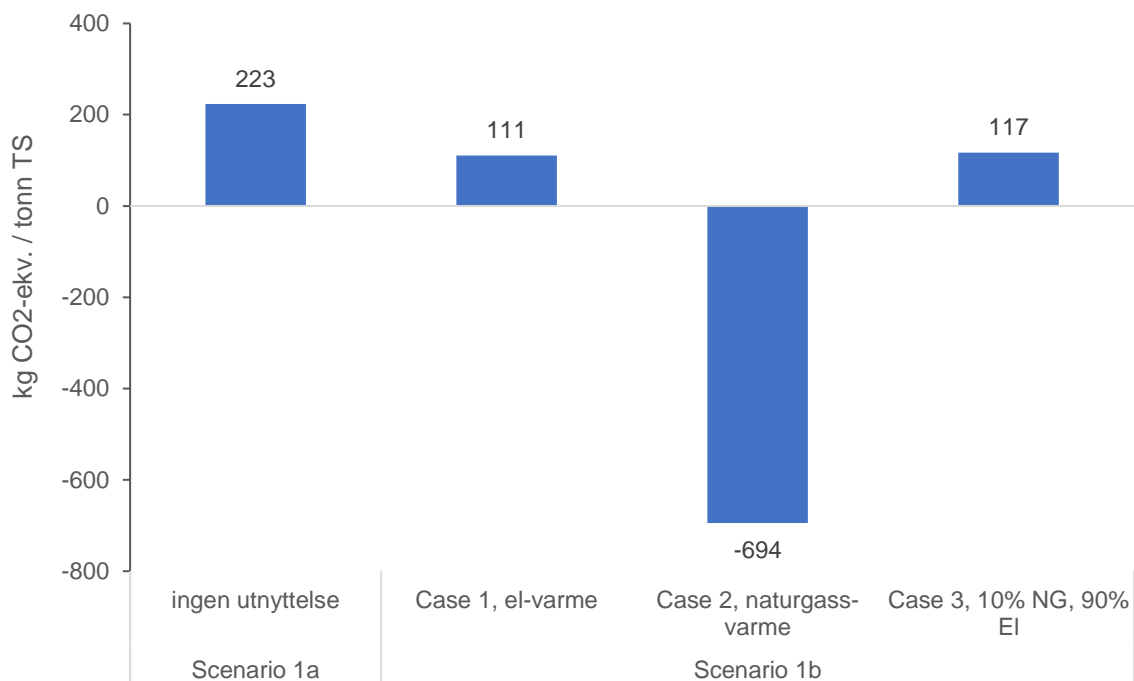
Figur 12 viser klimaresultatet for de to scenariene og de tre casene fordelt på livsløpsfase.



Figur 12 Miljøresultater – klimagassutslipp og klimanytte fordelt på livsløpsfase analysert scenario

Dagens håndtering av biogass og biorest gir ingen klimanytte ettersom gassen fakles og biorest slippes direkte ut i sjøen. I scenario 2 bidrar utnyttelse av biogassen til reduserte klimagassutslipp i samtlige case. Case 2 kan sies å være urealistisk med mindre anlegget flyttes til en lokasjon hvor det er behov for varme fra naturgass. For innmating på et gassnett er det behov for oppgradering av gassen som i dag ikke anses som realistisk for de produserte mengdene. Case 3 som er et realistisk scenario viser også at vesentlige klimagassutslipp kan bespares.

Figur 13 viser netto klimagassutslipp for de to scenariene og de tre casene.



Figur 13 Netto klimagassutslipp (positive verdier) og klimanytte (negative verdier) for scenariene 1a og 1b.

Det kan oppnås klimanytten ved å erstatte 100% naturgass (case 2, Scenario 1b), men det er ingen netto klimanytte for Scenario 1 eller case 1 og 3 i Scenario 1b - til tross for at biogassen i scenario 3 erstatter 10% naturgass. Case 1 viser at ved å erstatte varme fra elektrisitet reduseres klimabelastningen betraktelig, og ved en særdeles kald vinter med stort behov for varme hvor 10% dekkes av naturgass kan det nesten eliminere utslippene så fremt det produseres nok biogass. Dette ser imidlertid ikke ut til å være helt sannsynlig basert på energiforbruk og forventet energiproduksjon som vist i Tabell 8.

Resultatene må sies å være relativt usikre basert på at forutsetningene for anlegget er preget av stor usikkerhet i flere ledd i tillegg til den identifiserte uoverensstemmelsen med kg gass per kg VS+VFA inn til reaktor. Det er derfor mulig at biogassutbyttet er mindre enn det som er antatt her. Dessuten antas antall batcher med tilføring av føde brukt i denne miljøanalysen å være høyt for et antatt årsgjennomsnitt. Det vil si at beregnet mengde biogass produsert per år muligens er en del høyere enn det som er realistisk, men uten fungerende gassmålere blir det vanskelig å finne reelt utbytte.

# 14 Konklusjon

Resultatene fra miljøanalysen viser at dersom det er mulig å erstatte en større andel fossil naturgass kan Smøla-anlegget gi netto-klimanytte i tillegg til den reduserte mengden COD fra fiskeslammet. Med dagens håndtering av biogass og bioest er det ikke mulig å oppnå netto klimanytte ved å erstatte varme fra elektrisitet. Utnyttelse av biogassen vil heller ikke bidra til nettoklimanytte selv om det erstatter litt naturgass.

Økonomianalysen viser at anlegget oppnår bedriftsøkonomisk lønnsomhet dersom det stilles krav til rensing av fiskeslam, der alternativkostnaden overskrider 650 NOK/tonn (også forutsatt at energien utnyttes og investeringsstøtte).



# 15 Referanser

ISO 14040:2006: Environmental management – Life cycle assessment – Principles and framework

ISO 14044:2006: Environmental management – Life cycle assessment – Principles and guidelines

Knap, A.H., Nikolaieva, N., Eliassen, R., Konfidensiell rapport, teknologi for behandling av slam fra settefiskindustrien, 2017

Knap, A.H., Sterner, pers.komm.

Lyng, K-A., Modahl, I. S., Møller, H., Morken, J., Briseid, T. og Hanssen, O. J. (2015). The BioValueChain model: A Norwegian model for calculating environmental impacts of biogas value chains. Publisert 04.02.2015

McCarty, P.I., Anaerobic waste treatment fundamentals, Part III: Toxic materials and their control. 1964. Public Works 95 (11), 91-94

Morken, J., Briseid, T., Hovland, J., Lyng, K.-A., Kvande, I., Veileder for biogassanlegg - mulighetsstudie, planlegging og drift, REALTEK rapport 56, ISSN 1503-9196, 2017

NRK, 2016, <https://www.nrk.no/mr/miljopris-til-smola-bedrift-1.13262410>.

Oterhals, O. & Oppen, J. 2016. Logistikk og forretningsmodeller for behandling av fiskeslam. Arbeidsrapport nr. M 1602, 1-12.

Sørøy, M., Smøla Klekkeri og Settefiskanlegg, Nekton Havbruk og Sagafisk, pers.komm.

Ytrestøyl, T., Løes, A.-K., Kvande, I., Martinsen, S., Berge, G.M., Utnyttelse av slam fra akvakultur i blandingsanlegg for biogassproduksjon: teknologi og muligheter, NOFIMA rapport 12/2013

## Vedlegg A – VFA-målinger

Tabell A, VFA-målinger

(mg/l)	Melkesyre	Maursyre	Eddiksyre	Propionsyre	Iso-smørsyre	Smørsyre	Iso-valeriansyre	Valeriansyre	Total
slam 4/9	9,37	1,19	2,61	0,00	0,00	0,12	0,00	0,24	13,54
hydrolyse 4/9	0,70	0,22	1,62	0,88	0,04	0,78	0,00	0,10	4,35
dissolvert 4/9	0,74	0,07	1,66	1,04	0,04	0,93	0,00	0,13	4,61
bioest 4/9	0,00	0,00	0,04	0,00	0,00	0,00	0,09	0,00	0,14

