



Norges miljø- og  
biovitenskapelige  
universitet

Masteroppgave 2017 30 stp.  
Fakultet for realfag og teknologi

## **Vurdering av produksjonsanlegg for biogass ved Orklas virksomheter i Rygge med fokus på valg av reaktortechnologi samt avfallets karakteristikker og metanpotensial**

Evaluation of biogas production facilities at Orkla's operations in Rygge with focus on choice of reactor technology as well as the characteristics of the waste and methane potential

Ole Bendik Lilleby  
Vann- og miljøteknikk



## Abstract

Anaerobic decomposition has long been associated with the stabilization of organic waste, but in the pursuit of renewable energy, the technology has gained an increasing interest in biogas production facilities. In a time of high population growth and decreasing phosphorus stocks, the technology also has the potential to recycle important plant nutrients back to earth. There are also biogas plants specifically built for power generation using energy crops as substrates, but high costs associated with energy crops have made the power production of biogas expensive. However, for Orkla's businesses in Rygge, the collecting of feedstock will represent a cost saving, as their waste is treated externally at an annual cost of 0.5-1.0 MNOK. If the waste has a high methane potential, an internal waste treatment in a biogas plant could be a cost-effective alternative.

The BMP ("bio-methane potential") test of the waste revealed very distinctive characteristics between the waste from the production facilities. While Nora's vegetable waste (chicken bowl and beetroot) gave a solids content of 4.7-14.7% and a methane potential of 192 - 256 ml CH<sub>4</sub> / g VS, the Idun waste (mix of sauces) gave a dry matter and methane potential on respectively. 19.6% and 568 ml CH<sub>4</sub> / g VS. This means that 900 tons of waste from Idun can potentially be converted into approx. 97 000 Nm<sup>3</sup> methane gas, whereas the corresponding amount of waste from Nora could give approx. 12,000 - 22,000 Nm<sup>3</sup> methane gas. The literature study revealed that when fruit and vegetable waste (FVW) is broken anaerobically, a rapid acid formation occurs. This may result in an overweight of volatile fatty acids that can inhibit the methanogens. The phenomenon is due to FVW content of mainly carbohydrates. Nora experiences that their wastewater is soured during a two-day stay in buffer tanks. Because their wastewater consists of water from vegetables with high carbohydrates, it may be thought that the cause is due to the phenomenon mentioned. However, problems associated with acidification of the process can be prevented by separating the methanogenesis from acetogenesis in a continuous multi-stage system. It may therefore appear that Nora's waste seems to favor such a solution, while the Idun waste, with its high solids and fat content, may possibly be better in a plug-flow reactor. A survey of the total waste composition is therefore important to say something about expected produced energy in a potential biogas plant.

However, it was assumed that 92% of the annual waste volume of 900 tons is generated on Idun, based on the discharge frequency of Nora's waste containers. The amount of gas produced in the BMP test was then scaled up to a plant consisting of a CSTR reactor and microturbine. Considering this, along with several other assumptions (operating and investment costs, amongst other things), it was found that a biogas plant could reduce costs by 300,000NOK / year compared with today's waste management.

## Sammendrag

Anaerob nedbrytning har lenge vært forbundet med stabilisering av organisk avfall, men i jakten på fornybar energi har teknologien fått en stadig større interesse i produksjonsanlegg for biogass. I en tid med høy befolkningsvekst og minkende fosforlagre har også teknologien potensialet til å gjenvinne viktige plantenæringsstoffer tilbake til jorda. Det finnes også biogassanlegg spesifikt bygget for kraftproduksjon ved bruk av energivekster som substrat, men høye kostnader knyttet til energivekster har gjort kraftproduksjonen av biogass dyr. For Orklas virksomheter i Rygge vil imidlertid anskaffelsen av substrat representere en kostnadsbesparelse, ettersom avfallet deres behandles eksternt til en årlig kostnad på 0,5-1,0 MNOK. Hvis avfallet har et høyt metanpotensial, vil en intern avfallsbehandling i et biogassanlegg kunne være et kostnadseffektivt alternativ.

Gjennom BMP-tester («*bio-methane potential*») av avfallet ble det avdekket svært ulike karakteristikk mellom avfallet fra produksjonslokalene. Mens grønnsaksavfallet (hodekål og rødbeter) fra Nora ga et tørrstoffinnhold på 4,7-14,7% og et metanpotensial på 192 – 256 ml CH<sub>4</sub>/g VS, ga Idun-avfallet (miks av sauser) et tørrstoffinnhold og metanpotensial på hhv. 19,6% og 568 ml CH<sub>4</sub>/g VS. Dette betyr at 900 tonn avfall fra Idun kan potensielt omdannes til ca. 97 000 Nm<sup>3</sup> metangass, mens tilsvarende avfallsmengde fra Nora vil kunne gi ca. 12 000 - 22 000 Nm<sup>3</sup> metangass. Litteraturstudiet avdekte at når frukt- og grønnsaksavfall (FVW) brytes ned anaerobt, skjer det en rask syredannelse. Dette kan medføre en overvekt av flyktige fettsyrer som kan inhibere metanogenene. Fenomenet skyldes FVW innhold av hovedsakelig karbohydrater. Nora opplever at deres avløpsvann forsures i løpet av et todagers opphold i buffertanker. Ettersom avløpsvannet deres består av vaskevann fra grønnsaker med høyt innhold av karbohydrater, kan det tenkes at årsaken skyldes det nevnte fenomenet. Problemer knyttet til forsuring av prosessen kan imidlertid forhindres ved å separere metanogenesen fra acetogenesen i et kontinuerlig fler-steps-system. Det kan derfor se ut som avfallet fra Nora ser ut til å favorisere en slik løsning, mens Idun-avfallet, med sitt høye tørrstoff- og fettinnhold, vil muligens egne seg bedre i en *plug-flow-reaktor*. En kartlegging av den totale avfallssammensetningen er derfor viktig for å kunne si noe om forventet produsert energi i et potensielt biogassanlegg.

Imidlertid ble det antatt at 92% av den årlige avfallsmengden på 900 tonn genereres på Idun, basert på tømmefrekvens til Noras avfallskontainer. Gassmengden produsert i BMP-testen ble så oppskalert til et anlegg bestående av en CSTR-reaktor og mikroturbin. Dette tatt i betraktning, sammen med en rekke andre antakelser (bl.a drifts- og investeringskostnader), ble det funnet at et biogassanlegg kan redusere kostnadene med 300 000NOK/år sammenlignet med dagens avfallshåndtering.

## Forord

Etter fire år ved Norges miljø- og biovitenskapelige universitet, markerer oppgaven avslutningen på studiet, «Vann- og miljøteknikk».

Høye kostnader forbundet med henting av Orklas våtorganiske avfallet har resultert i jakten etter alternative løsninger. Oppgaven har derfor vært å vurdere nytteverdien ved etableringen av et produksjonsanlegg for biogass ved virksomhetens produksjonslokaler i Rygge. Med oppstart i slutten av januar har hovedutfordringen vært å skaffe et godt nok beslutningsgrunnlag. Med god hjelp fra Vollebekk forsøkslab har det vært mulig å tilegne seg et datagrunnlag, og håper oppgaven kan vekke en interesse for et videre arbeid med en beslutningsprosess om produksjonsanlegg for Orklas næringsvirksomhet i Rygge.

Dette har vært en lang vei å gå, og jeg kunne ikke gått den alene, og er veldig takknemlig til: Min hovedveileder, John Morken, som har vært med meg på veien og hjulpet til med arbeidet gjennom anbefalinger og befaring til fabrikkene; de ansatte ved Vollebekk forsøkslab med en spesiell takk til Hege Bergheim og Linn Solli for ekstra hjelp med labarbeidet; *Idéverkstedet Eik*, Eirin Brakstad og Kristian Omberg for oppgaven, en varm mottakelse, kontorplass og gode innspill til arbeidet underveis; Samson Langfeldt for et godt partnerskap til tross for min høylytte spising, synging og plystring der du har sørget for å både brødfø og holde meg med selskap gjennom perioden; klassekamerat og tidvis personlige trener, Christoffer Opheim Berggren for å ha holdt arbeidsmoralen oppe; Nikolai Moskvil for å ha vært utrolig behjelpelig med revidering og Huskirka for bønn og støtte i en hektisk periode.

Tilslutt vil jeg rette en stor takk til Mamma og Pappa for rettskriving, samt resten av familien for omtanke i perioden, og min Herre og frelser, Jesus Kristus, for ro og styrke i en hektisk periode. Jeg er heldig.

Ole Bendik Lilleby

Ås, 15.05.2017





# Innholdsfortegnelse

Figurliste .....	x
Tabelliste.....	xi
<b>1 INNLEDNING .....</b>	<b>1</b>
1.1 Bakgrunn.....	1
1.1.1 Orkla Foods Norge AS .....	2
1.1.2 Produksjonslokalene.....	2
1.2 Oppgavens målsetning .....	5
1.2.1 Problemstilling .....	6
1.2.2 Avgrensninger .....	6
<b>2 TEORI.....</b>	<b>7</b>
2.1 Avfall .....	7
2.1.1 Våtorganisk avfall .....	8
2.1.2 Klima.....	8
2.2 Anaerob nedbrytning .....	8
2.2.1 Biogass .....	9
2.2.2 Substrat.....	9
2.2.3 Biorest .....	10
2.3 Biokjemiske prosesser ved anaerob nedbrytning.....	11
2.3.1 Hydrolyse .....	12
2.3.2 Fermentering .....	13
2.3.3 Acetogenese .....	13
2.3.4 Metanogenese.....	15
2.4 Anaerob reaktor .....	16
2.5 Viktige parametere i anaerobe reaktorer.....	17
2.5.1 Temperatur .....	17
2.5.2 Tørr- eller våtprosess.....	18
2.5.3 pH.....	20
2.6 Reaktortyper.....	20
2.6.1 Kontinuerlig- eller semi-kontinuerlig fôring.....	20
2.6.2 Fôring i batcher .....	22
2.7 Anleggsoppsett.....	24

2.7.1	Nedbrytning i ett eller flere trinn.....	24
2.8	Design .....	25
2.8.1	Dimensjonering av reaktorvolum.....	25
2.8.2	Isolering og varmetilførsel .....	27
2.9	Utfordringer knyttet til biogassanlegg .....	28
2.10	Anvendelse av biogass.....	28
2.10.1	Oljefyringsforbud fra 2020.....	29
<b>3</b>	<b>LITTERATURSTUDIE .....</b>	<b>31</b>
3.1	En-steps eller to-steps? .....	31
3.2	Mesofil eller termofil? .....	32
3.3	Kontinuerlig eller batch?.....	34
3.4	Mono- eller co-nedbrytning .....	35
3.5	Forsuring av avløpsvannet ved Nora .....	35
3.6	Biowater Technology AS.....	35
3.7	Nytt renseanlegg, Idun Rygge.....	36
3.8	Sammendrag .....	36
<b>4</b>	<b>MATERIALER OG METODE .....</b>	<b>39</b>
4.1	Prøvetaking .....	39
4.2	Tørrstoffinnhold.....	40
4.3	Glødetap.....	40
4.4	Potensialtest av avfall ved bruk av serumflasker som batchreaktor .....	41
4.5	Gassmengde .....	43
4.6	Gasskromatografi .....	44
4.7	pH-målinger .....	46
<b>5</b>	<b>RESULTATER.....</b>	<b>47</b>
5.1	Analyse av biomasse.....	47
5.1.1	Tørrstoff (TS) og glødetap (VS).....	47
5.1.2	pH-målinger .....	48
5.2	Analyse av biogass.....	48
5.2.1	Metangassproduksjon.....	49
5.2.2	Karbondioksidgassproduksjon .....	49
<b>6</b>	<b>DESIGN .....</b>	<b>51</b>
6.1	Beregninger av reaktorvolum som funksjon av OLR .....	51
6.2	Beregninger av reaktorvolum som funksjon av HRT .....	52

6.3	Energiberegninger.....	52
6.3.1	Nødvendig kraft for oppvarming av substrat .....	52
6.3.2	Varmetap til omgivelsene.....	53
6.3.3	Varmetap gjennom fordampning .....	54
6.4	Aktuelt scenario .....	55
6.4.1	Avfallssammensetning .....	55
6.4.2	Dimensjonering av reaktortvolum.....	56
6.4.3	Energiforbruk .....	57
6.4.4	Kraftvarmeproduksjon .....	58
6.4.5	Totaloversikt.....	59
<b>7</b>	<b>ØKONOMISK ANALYSE.....</b>	<b>63</b>
7.1	Investeringskostnader .....	63
7.2	Driftskostnader.....	64
7.3	Totaloversikt .....	65
7.4	Støtteordninger.....	66
7.4.1	Enova.....	66
7.4.2	El.sertifikater .....	67
<b>8</b>	<b>DISKUSJON.....</b>	<b>69</b>
8.1	Analyse av biomasse.....	69
8.1.1	Tørrstoff og glødetap.....	69
8.1.2	BMP-test.....	69
8.2	Valg av reaktorteknologi.....	71
8.3	Økonomisk analyse.....	73
<b>9</b>	<b>KONKLUSJON.....</b>	<b>75</b>
<b>10</b>	<b>VIDERE ARBEID.....</b>	<b>77</b>
<b>11</b>	<b>LITTERATURLISTE.....</b>	<b>79</b>
	<b>VEDLEGG A – KUMULERT METANGASS OVER TID (BMP).....</b>	<b>I</b>
	<b>VEDLEGG B – KUMULERT KARBONDIOKSIDGASS OVER TID (BMP).....</b>	<b>II</b>
	<b>VEDLEGG C - TØRRSTOFFINNHold OG GLØDEREST .....</b>	<b>III</b>

## Figurliste

Figur 1.1 Oversiktsbilde av Rygge.....	3
Figur 1.2 Oversiktsbildet over Norafabrikken. ....	4
Figur 1.3 Oversiktsbilde av Idunfabrikken. ....	5
Figur 2.1 Avfallsfordelingen i Norge 2014.....	7
Figur 2.2 Nedbrytning av organisk materiale steg for steg.....	12
Figur 2.3 Sammenhengen mellom produksjonen av hydrogen og metan.....	14
Figur 2.4 Skjematisk diagram av UASB (venstre) og EGSB (høyre) reaktorer.....	20
Figur 2.5 Skjematisk oversikt av en-steps tørr batchreaktor.....	23
Figur 2.6 Skjematisk diagram over CSTR reaktorer med nedbrytning i et og to steg.....	24
Figur 2.7 Hvilke komponenter som inngår i design av biogassanlegg.....	25
Figur 4.1 Substrat.....	39
Figur 4.2 Tørkeskap.....	40
Figur 4.3 Batchreaktorene merket og klargjort for mesofil (37°C) inkubering.....	42
Figur 4.4 Digitalt manometer (GMH 3161 Greisinger Electronic, Germany).....	43
Figur 4.5 Gasskromatograf.....	45
Figur 4.6 BlueLab <sup>®</sup> soil pH pen.....	46
Figur 5.1 Kumulativ gassakkumulasjon av metan over tid.....	49
Figur 5.2 Kumulativ gassakkumulasjon av karbondioksid over tid.....	49
Figur 6.1 Reaktorvolum som funksjon av OLR.....	51
Figur 6.2 Reaktorvolum som funksjon av HRT.....	52
Figur 6.3 Totalt energitap (W) per reaktorvolum (m <sup>3</sup> ) for mesofil og termofil drift.....	54
Figur 6.4 OLR som funksjon av reaktorvolum med tenkt scenario.....	56
Figur 6.5 HRT som funksjon av reaktorvolum med tenkt scenario.....	57
Figur 6.6 Sammenligning av anleggets energiforbruk og kraftvarmeproduksjon over et år... ..	60
Figur 6.7 Sammenligning av energiforbruk og kraftvarmeproduksjon.....	61
Figur 6.8 Plassering og størrelsesforhold av konseptuelt biogassanlegg ved Idun.....	62
Figur 7.1 Driftskostnader.....	64

## Tabelliste

Tabell 1.1 Produksjonsoversikt fra Nora.....	4
Tabell 2.1 Mengde og sammensetning av biogass fra ulike substrat. ....	9
Tabell 2.2 Sammenligning mellom plantenæringsstoffer i husdyrgjødsel og biorest.....	11
Tabell 2.3 Optimalt temperaturområdet for veksten av metanproduserende arker.....	18
Tabell 2.4 Sammenligning av kraft- og varmeproduksjonskomponenter for biogass. ....	29
Tabell 3.1 Ytelsen av forskjellige anaerobe reaktorer med frukt og grønnsaker som substrat.	32
Tabell 3.2 Gjennomstrømningsreaktor med varierende TS i forskjellige temperaturer. ....	33
Tabell 4.1 Liste over innholdet i batchreaktorene.....	42
Tabell 5.1 Resultater for tørrstoff (% TS) og glødetap (% VS). ....	47
Tabell 5.2 pH i batchreaktorene etter avsluttet forsøk. ....	48
Tabell 6.1 Antatt avfallssammensetning. ....	55
Tabell 6.2 Netto energiproduksjon.....	59
Tabell 7.1 Regnskap ved investering av biogassanlegg for avfallshåndtering .....	65

## Forkortelser

<b>AD</b>	Anaerobic Digestion (Anaerob nedbrytning)
<b>ATP</b>	Adenosintrifosfat
<b>BMP</b>	Bio-Methane Potential
<b>BOD</b>	Biologic Oxygen Demand
<b>CHP</b>	Combined Heat and Power
<b>CODs</b>	Soluble Chemical Oxygen Demand
<b>CSTR</b>	Continuously Stirred Tank Reactor
<b>FVW</b>	Fruit and Vegetable Wastes
<b>HRT</b>	Hydraulic Retention Time
<b>OLR</b>	Organic Loading Rate
<b>PFR</b>	Plug Flow Reactor
<b>P.E</b>	Person Ekvivalenter
<b>SRT</b>	Solid Retention Time
<b>TOC</b>	Total Organic Carbon
<b>USD</b>	United States Dollars
<b>VFA</b>	Volatile Fatty Acids
<b>VS</b>	Volatile Solids

# 1 Innledning

I løpet av det siste århundre har metan vært blant de mest brukte brenselstoffene innen kraftproduksjon, oppvarming og transportformål. Selv om mesteparten av metanen som brukes i dag består av naturgass, er det en voksende interesse for metangass fra ikke-fossilt materiale. Ved å bryte ned biomasse anaerobt kan organisk materiale omdannes til hovedsakelig metangass og karbondioksid, og kalles biogass. Den energirike gassen har mange bruksområder, men brukes hovedsakelig til kraftvarmeproduksjon. Gjennom rensing og komprimering har biogassen potensialet til å ha erstatte eksisterende fossile energikilder, og har et mindre karbonfotavtrykk enn noe annet biodrivstoff (Svensson, 2013).

En annen årsak til den voksende satsningen på anaerob nedbrytning av organisk materialet, skyldes interessen for gjenvinning av ressurser (Baxter et al., 2013). Kunstgjødsel fremstilles hovedsakelig av fosfor som utvinnes fra begrensede reserver, og nitrogen som er svært energikrevende å gjøre plantetilgjengelig (Do Nascimento et al., 2015; Egle et al., 2016). Den gjenværende biomassen (biorest) i en biogassprosess er rik på disse næringsstoffene, og egn seg godt som gjødsel. Ved å bryte ned organisk avfall anaerobt og deretter spre bioresten tilbake på jorden tetter man forbindelsen fra avling til mat, fra mat til avfall, fra avfall til jord og fra jord til avling igjen (Baxter et al., 2013).

I Rygge ligger to av Orkla Foods Norge AS sine produksjonslokaler, Nora og Idun. Næringsmiddelfabrikkene generer årlig nærmere 900 tonn våtorganisk avfall, der 0,5 - 1 MNOK/år går med på å bli kvitt det ressursrike avfallet. I denne oppgaven undersøkes aktuelle løsninger for å lage biogass av dette avfallet.

## 1.1 Bakgrunn

Denne oppgaven er en del av et større prosjekt initiert av *Eik Idéverksted*. Den frivillige organisasjonen består av en rekke prosjekter drevet av studenter på tvers av Norges miljø- og biovitenskapelige universitet sine campus (Eik Idéverksted, 2017). I prosjekt «Orkla» jobbes det med både håndteringen av det våtorganiske avfallet og avløpsvannet til Orkla Foods Norge AS sine fabrikker, Nora og Idun i Rygge. Samson Langfeldt gjør en masteroppgave på avløpsvannet fra Nora, ettersom fabrikken opplever at pH'en på vaskevannet faller under

utslippskravene kommunen har satt (Langfeldt, 2017). Denne oppgaven vil i all hovedsak utforske det våtorganiske avfallet, og mulighetene for å behandle dette i et biogassanlegg.

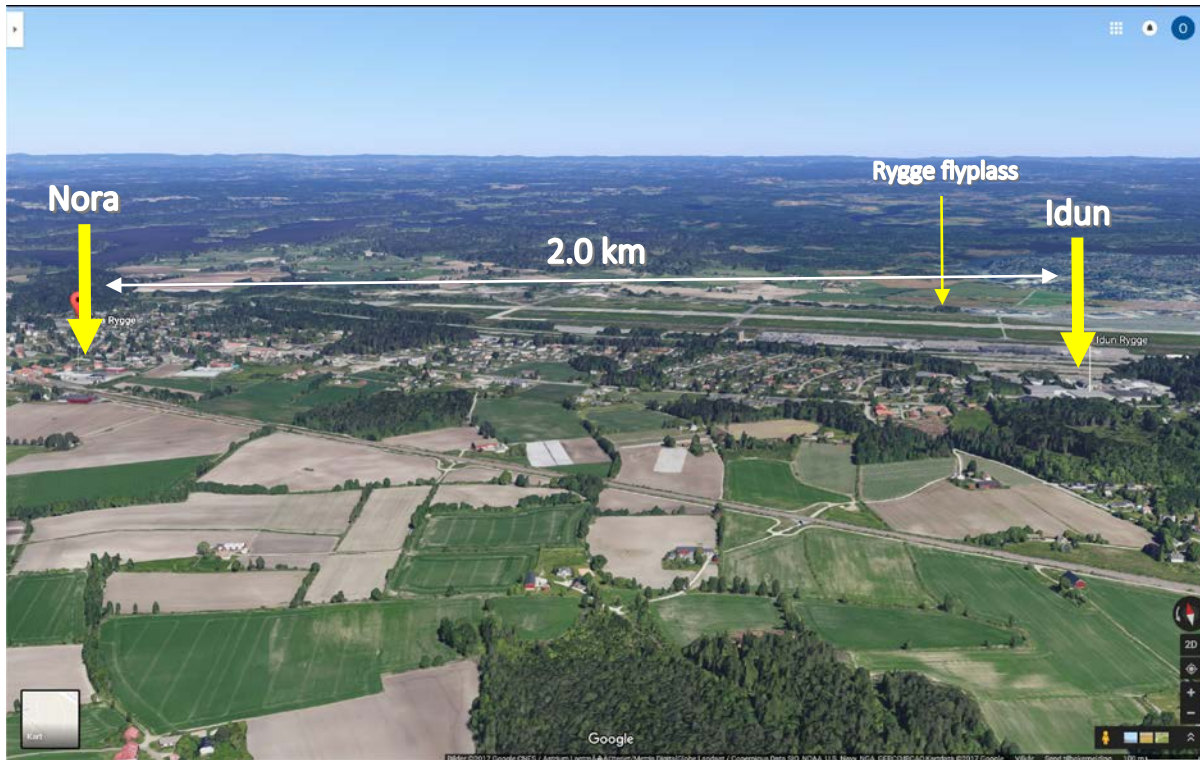
### **1.1.1 Orkla Foods Norge AS**

Orkla er blant Nordens og Baltikums ledende leverandører av merkevarer og konseptløsninger til bakerimarkedet, dagligvarehandel, faghandel og storhusholdning (Orkla, 2017a). Deres merkevarevirksomhet består av flere forskjellige forretningsområder, der en av dem er Orkla Foods, står for 40% av Orklas totale salgssinntekter. (Orkla, 2017b) Majoriteten av Orkla Foods befinner seg i Norden og Baltikum, der Orkla Foods Norge representerer selskapet her i landet. Tidligere representerte dette selskapene TORO og Stabburet, men som i 2013 fusjonerte til Orkla Foods Norge. (Orkla, 2017b)

### **1.1.2 Produksjonslokalene**

I Rygge befinner to av Orkla Foods Norge AS sine fabrikker seg under navnet, «Idun Rygge» og «Nora Rygge». Fabrikkene ligger ikke langt fra hverandre (se *Figur 1.1*) der deres virksomhet er bearbeiding og konservering av frukt og grønnsaker. Dette skaper store mengder våtorganisk avfall og avløpsvann. Avløpsvannet, som består av prosess- og vaskevann, inneholder store mengder kjemisk nedbrytbart organisk stoff. Fabrikkene har derfor ikke tillatelse til å slippe vannet direkte ut på avløpsnettet til MOVAR (interkommunalt selskap som leverer avløpstjenester i Mosseregionen), og har derfor egne små renseanlegg vannet må igjennom før utslipp til kommunalt nett. De groveste partiklene skilles fra vaskevannet i renseanleggene, og består hovedsakelig av grønnsaksrester og avfall fra sauser/dressinger. Per i dag har hverken Idun eller Nora noen form for intern behandling av det faste avfallet. De har derfor en avtale med Humlekjær og Ødegaard AS, som henter avfallet deres på ca. 900 tonn i året. Dette koster Orkla anslagsvis 0,5 til 1 MNOK i året. Ettersom virksomheten faktureres per vekt av avfallet har de på Idun fortykket avfallet til den grad at de også faktureres for spyling av kontainerne. Det vurderes også i dag (15.02.2017) en sammenslåing av de to fabrikkene, der produksjonen av Nora-produkter eventuelt flyttes opp til Idunfabrikken. Som en sum av dette vil Orkla se på mulighetene for investere i et anlegg som kan bearbeide avfallet i den grad at det ikke utgjør noen betydelig kostnad å bli kvitt.





Figur 1.1 Oversiktsbilde av Rygge. Bildet viser avstanden mellom de to fabrikkene.(Google Kartdata, 2017)

## Norafabrikken

Nora er et varemerke under Orkla Foods Norge AS og har en av fabrikkene sin på Rygge under navnet «Nora Rygge». Fabrikken driver med bearbeiding og konservering av frukt og grønnsaker. Lokale bønder leverer fortrinnsvis rødbeter, kål, agurk, rødkål og hvitkål til fabrikken. Gjennom skrelling, kutting, koking og pakking, ender råvarene opp som ferdige produkter som kan kjøpes i butikken. Produktene består av riflekuttete rødbeter og agurkskiver i lake, strimlet rødkål og hodekål i lake og pizzasaus. Produktene produseres ikke parallelt, men vekselvis gjennom året. Det er store forskjeller mellom mengden avfall generert fra de forskjellige produktene. Produksjonen av riflekuttete rødbeter i lake generer helt klart mest avfall, der kontaineren må tømmes ved hvert skift (se *Tabell 1.1*).

**Tabell 1.1 Produksjonsoversikt fra Nora. Tallene er basert på informasjon fra Håvard Hagen, senior prosjektingeniør, Orkla Foods Norge, Rygge.**

Produksjon	Tidsrom	Tømmefrekvens av containere
Agurk	Uke 29-37	1-2/uke
Kål	Uke 37-06	1-2/uke
Rødbeter	3 dager/måned fra uke 39 og utover	1/skift
Pizzasaus	4 dager/kvartal	- <sup>a</sup>

*Merknad.* Dataen kan variere etter behov.

<sup>a</sup>Produksjonen av pizzasaus generer svært lite organisk fast avfall, slik at tømmefrekvensen er neglisjerbar.



**Figur 1.2** Oversiktsbildet over Norafabrikken. Gule piler indikerer buffertanker for vaskevannet. Blå pil indikerer containeren for det organiske avfallet, som hentes med jevne mellomrom. (Google Kartdata, 2017)

## Idunfabrikken

Et annet varemerke under Orkla Foods Norge AS er Idun. I Rygge befinner en av Iduns produksjonslokaler seg under navnet «Idun Rygge», hvor det hovedsakelig produseres ketchup, sennep og dressinger. Ettersom vaskevannet inneholder store mengder med kjemisk nedbrytbart organisk stoff (4600kg KOF/døgn – tall fra Biowaters technology AS), tilsvarende 40 000pe, er Idun Rygge pålagt å rense vaskevannet før det sendes til kommunen. Et lite renseanlegg installert med biofilter og sil finnes på fabrikkområdet, og skiller ut de groveste partiklene fra vaskevannet og samler det i en kontainer. Det brukes mye energi i form av varme i produksjonen (koking og pastaurisering). Fabrikken er blant annet utstyrt med oljefyrtre kjeler (Biowater Technologies AS, 2017).



Figur 1.3 Oversiktsbilde av Idunfabrikken. Rød ring indikerer det nåværende renseanlegget, mens gul pil indikerer lukket container for tørt organisk avfall. (Google Kartdata, 2017)

## 1.2 Oppgavens målsetning

I en tid der avfallsmengdene stadig øker er det viktig å belyse hvilke ressurser dette representerer. I forhold til Orklas virksomheter i Rygge vil det være interessant å vurdere om en anaerob behandling av avfallet internt, vil være et godt alternativ til dagens eksterne avfallshåndtering. Målet for oppgaven vil derfor være å avdekke avfallets metanpotensial og

karakteristikk, samt aktuelle reaktorteknologier for å vurdere nytteverdien av et produksjonsanlegg for biogass tilknyttet virksomheten.

### **1.2.1 Problemstilling**

- *Undersøke avfallskaraktistikker som har betydning for valg av anaerobe reaktorteknologier*
- *Undersøke avfallets metanpotensial for å kunne vurdere et produksjonsanlegg for biogass tilknyttet Orklas virksomheter i Rygge*
- *Er investeringen i et biogassanlegg for avfallshåndtering kostnadseffektivt sammenlignet med dagens ordning?*

### **1.2.2 Avgrensninger**

Ettersom produksjonslokalene generer avløpsvann med en tilsvarende mengde COD fra 40 000 P.E, kunne det være interessant å undersøke en felles avfallsbehandling av avløpsvannet og det våtorganiske avfallet (Biowater Technologies AS, 2017). På grunn av oppgavens omfang begrenser studien seg hovedsaklig til virksomhetens våtorganiske avfall.

Det ble ikke undersøkt effekten av å blande avfall fra forskjellige produksjonslinjer i metanpotensial-testen (BMP), med unntak av Idun-avfallet som kun var å få tak i blandet. Årsaken til dette var mangelen på mengdeforholdet mellom avfallstypene. Det ble derfor kun gjort tester på de individuelle avfallstypene, slik at ved en fremtidig kartlegging av avfallsmengde og sammensetning reaktorene innveies med blandingsforhold i tråd med dette. Etter BMP-testens anvisninger ble avfallet kun testet i labskala-batchreaktorer som følge av oppgavens bredde og tilgang på utstyr.

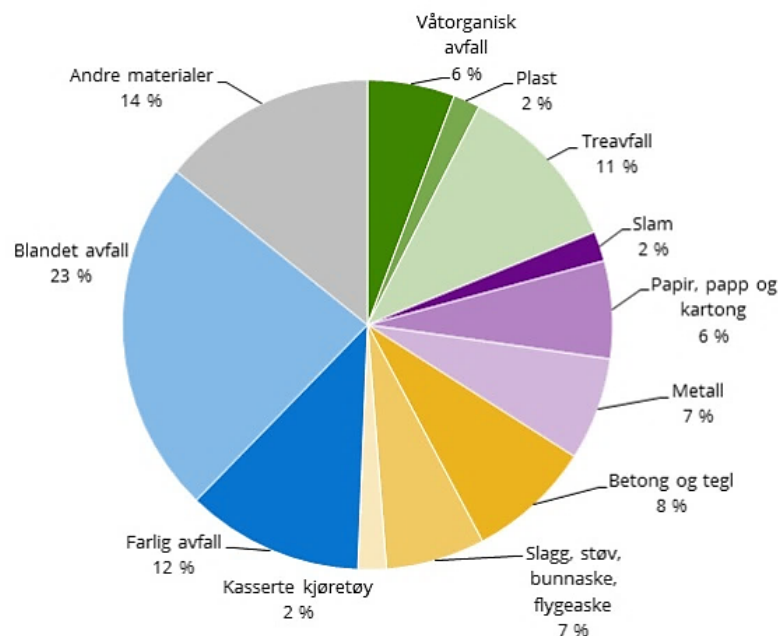
## 2 Teori

### 2.1 Avfall

Oppgaven definerer avfall som i Forurensningslovens § 27: «Med avfall forstås kasserte løseøregjenstander eller stoffer. Som avfall regnes også overflødige løseøregjenstander og stoffer fra tjenesteyting, produksjon og renseanlegg mv. Avløpsvann og avgasser regnes ikke som avfall.» (Lovdata, 2016).

Den totale avfallsmengden i verden øker i takt med den økende urbaniseringen. I 2002 genererte hver innbygger i urbane strøk 0,64 kg avfall per dag. Til sammenligning ble det i 2012 kastet 1,2 kg avfall per person per dag i urbaniserte områder. Det er forventet i 2025 at hver innbygger i urbane strøk vil generere 1,42 kg avfall per dag (Hornweg & Bhada-Tata, 2012).

I Norge økte mengden avfall med 7% fra 2013-2014. I 2014 ble det genert 11,9 millioner tonn avfall, der blandet avfall utgjorde den største andelen (se Figur 2.1). Som den største kilden til avfall, genererte industrien 22% av alt avfallet i 2014. Med økningen i mengde avfall de siste årene, har andelen avfall til materialgjenvinning og forbrenning også økt. I 2014 ble 4,2 millioner tonn avfall materialgjenvunnet og sendt til forbrenning (SSB, 2016).



Figur 2.1 Avfallsfordelingen i Norge 2014.(SSB, 2016)

### **2.1.1 Våtorganisk avfall**

Med våtorganisk avfall menes lett nedbrytbart organisk avfall som planterester og hageavfall, kildeseparert matavfall og avfall fra fisk-, kjøtt- og næringsmiddelindustri (Miljødirektoratet, 2013). Fra 1995-2009 var det en kraftig stigning i generert våtorganisk avfall fra 1 til 1,7 millioner tonn, der avfallsmengden fra næringsmiddelindustrien økte 41% i den samme perioden (Hanssen et al., 2011; SSB, 2010). Deponering av våtorganisk avfall er forbudt, og vil medføre utslipp av næringssalt fra sigevann samt klimagassen metan. Avfallet burde brytes ned og stabiliseres anaerobt eller aerobt, slik at det kan gjenbrukes i form av biogass, biogjødsel eller kompost (Miljødirektoratet, 2013).

### **2.1.2 Klima**

Globalt sett bidrar avfallshåndtering i liten grad til klimagassutslipp (<5%), men har likevel et stort potensial til å kunne få ned utslippet ettersom det befinner seg store mengder energi i organisk avfall i dag som ikke blir utnyttet. Metangassutslipp som følge av ukontrollert råtning i landfyllinger er den største bidragsyteren til klimagassutslipp i sektoren (Bogner et al., 2007). Ved å bryte ned biomassen kontrollert, og dermed fange klimagassene (hovedsakelig metan og karbondioksid), kan man nyttiggjøre seg av gassen og samtidig forhindre utslipp. Hvis man i tillegg gjenvinner avfallet eller omdanner det til elektrisk eller termisk energi, vil man kunne kutte utslippet i alle andre deler av økonomien (UNEP Division of Technology, 2010).

## **2.2 Anaerob nedbrytning**

Anaerob nedbrytning er en prosess der organisk materiale bestående av komplekse molekyler, brytes ned av organismer til enklere forbindelser med fravær av oksygen. Prosessen forekommer svært ofte i naturen og kan observeres i f.eks magen til drøvtyggere, myrområder og andre områder med liten tilgang på oksygen (Al Seadi et al., 2008). Anaerob nedbrytning er også en av verdens eldste teknikker brukt i behandlingen av industriavfall og stabiliseringen av slam (Yadvika et al., 2004). I motsetning til aerobiske nedbrytningsprosesser som f.eks komposteringsanlegg, hvor nedbrytningen av det organiske avfallet skjer med oksygen tilstede, skjer den anaerobe nedbrytningen uten en felles ekstern elektronakseptor. Anoksiske nedbrytningsprosesser som denitrifikasjon og sulfatreduksjon bruker også henholdsvis, nitrogen og sulfat som eksterne elektronakseptorer. Energiutviklingen, og dermed veksten av biomasse, i anaerobe nedbrytningsprosesser er derfor lav sammenlignet med anoksiske og aerobe. I aerobe miljøer kan nedbrytningen av organisk materiale ha en relativt høy

varmeutvikling. Dette er lite observert ved anaerobe nedbrytningsprosesser (Angelidaki & Batstone, 2011). Sluttproduktet av anaerob nedbrytning er forskjellige gasser med samlebetegnelsen *biogass*, samt en organisk biomasse som kalles *biorest* (Al Seadi et al., 2008).

### 2.2.1 Biogass

Biogass er en gass bestående av hovedsakelig karbondioksid (CO<sub>2</sub>) og metangass (CH<sub>4</sub>), og er et produkt av anaerob nedbrytning av organisk materiale. Metangass er en energirik gass, slik at avfall med høyt innhold av f.eks fett og proteiner vil avgis en biogass med en høyere andel av metan enn avfall rikt på karbohydrater (se *Tabell 2.1*). Generelt sett inneholder biogass fra anaerob nedbrytning av organisk materiale ca 55-65% metan og 35-45 % CO<sub>2</sub> (Angelidaki & Batstone, 2011).

**Tabell 2.1** Mengde og sammensetning av biogass fra ulike substrat. Prosentandel metan og karbondioksid i biogass avgitt ved nedbrytningen av 1kg organisk substans. Gjengitt av Lerce Raadal et al. (2008) med henvisning til Lindow (2002).

Substrat	Nm <sup>3</sup> biogass / kg VS	Metan (%)	Karbondioksid (%)
Fett	1,25	68	32
Karbohydrat	0,79	50	50
Protein	0,70	71	29

I tillegg til metan og karbondioksid avgis det også små mengder (<2%-vol.) oksygen- og nitrogengass ved anaerob nedbrytning. Vanndamp vil også frigis avhengig av temperatur (2%-vol. ved 20°C og 7%-vol. ved 40°C). Det kan også spores forekomster (<1%-vol.) av ammonium (NH<sub>3</sub>), hydrogen (H<sub>2</sub>) og hydrogensulfid (H<sub>2</sub>S) i biogass (Al Seadi et al., 2008).

### 2.2.2 Substrat

Substrat eller biomasse er betegnelsen for biomassen som mater organismene under anaerob nedbrytning. Består substratet av en miks med to eller flere typer råstoff (f.eks husdyrgjødsel og matavfall) kalles den anaerobe nedbrytningen for «co-digesting». I mange deler av næringslivet sitter man igjen med betydelige mengder organisk avfall som et biprodukt av produksjonen. Avfallet kan ofte være rikt på energi og næringsstoffer, og som kan brukes som substrat i en biogassprosess. De vanligste substratene som brukes i biogassanlegg i Europa er

husdyrgjødsel, rester og bi-produkt fra landbruket, nedbrytbart organisk avfall fra mat- og jordbruksindustrien, kommunalt organisk separert avfall, kloakkslam, energivekster (mais, silkekinagress, durra, kløver).

### 2.2.3 Biorest

Nedbrytningen av organisk materiale i biogassprosesser etterlater seg også en biomasse som kalles biorest. Denne kan enten være i væskeform eller i fast stoff, avhengig av hvilken mikroskulptoren kjøres på (Angelidaki & Batstone, 2011). Mye av det organiske materiale som brytes ned i en anaerob reaktor omdannes til biogass, men ikke alt. Bioresten kan derfor ha et høyt innhold av organisk karbon og nitrogen, og som kan videre brytes ned i jorden og gi næring til planter. Det er nær sagt ikke alle biogassanlegg som sitter igjen med et sluttprodukt som kan brukes på jordet. Et eksempel på dette er biorest fra biogassanlegg som bryter ned avløpslam. Bruken kan være problematisk pga dets innhold av tungmetaller som binder fosfatene i slammet. Dette gjør fosforen lite plantetilgjengelig (Schnürer & Jarvis, 2009). Biorest fra reaktorer som bruker matavfall eller husdyrgjødsel som substrat, kan derimot brukes som gjødsel i jordbruket og kan yte på lik linje med, eller bedre, sammenlignet med kunstgjødsel (Avfall Sverige, 2005; Baky et al., 2006; Johansson, 2008; Odlare, 2005). I *Tabell 2.2* ser vi at biorest har et relativt høyt innhold av ammoniumnitrogen. Planter kan ta opp ammoniumnitrogen ( $\text{NH}_4^+\text{-N}$ ) direkte, noe som gjør at biorest egner seg svært godt som gjødsel. Dette medfører også at man kan tilføre et mindre volum utover jordene, noe som forhindrer forpakning av jorden, ettersom vanninnholdet i biorest er relativt høyt (93-98%). For avlinger anbefales det et ammoniumnitrogen-innhold i gjødsel fra biorest i væskeform på 2kg/tonn biorest, mens det totale nitrogeninnholdet burde ligge på mellom 3-4kg/tonn biorest (Baky et al., 2006). Hvorvidt organisk materiale er egner seg som gjødsel avhenger også av fosfor-, nitrogen-, kalium- og magnesiuminnholdet. Dette er mineraler som frigjøres i biogassprosesser (Schnürer & Jarvis, 2009).



**Tabell 2.2 Sammenligning mellom plantenæringsstoffer i husdyrgjødsel og biorest. (Avfall Sverige, 2005; Baky et al., 2006; Schnürer & Jarvis, 2009)**

Biorest	TS [%]	Tot-N [kg/m <sup>3</sup> ]	NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N [kg/m <sup>3</sup> ]	P [kg/m <sup>3</sup> ]	K [kg/m <sup>3</sup> ]
Biorest 1 <sup>a</sup>	5.0	7.1	5.3	0.80	1.0
Biorest 2 <sup>b</sup>	1.6	3.6	2.6	0.20	1.1
Biorest 3 <sup>c</sup>	4.8	5.7	4.3	0.38	2.0
Biorest (snitt) <sup>d</sup>	3.8	4.5	3.2	0.40	1.2
Storfegjødsel <sup>e</sup>	9.8	3.9	1.8	0.80	4.0
Svinegjødsel <sup>e</sup>	8.8	5.1	3.3	1.9	3.0

*Merknad.* Biorestene er i væskeform (TS < 7%). Næringsstoffene er oppgitt i kg per våtkubikkmeter (m<sup>3</sup>)

<sup>a</sup>Husdyrgjødsel 10%, slakteriavfall 75%, avfall fra matindustrien 5%

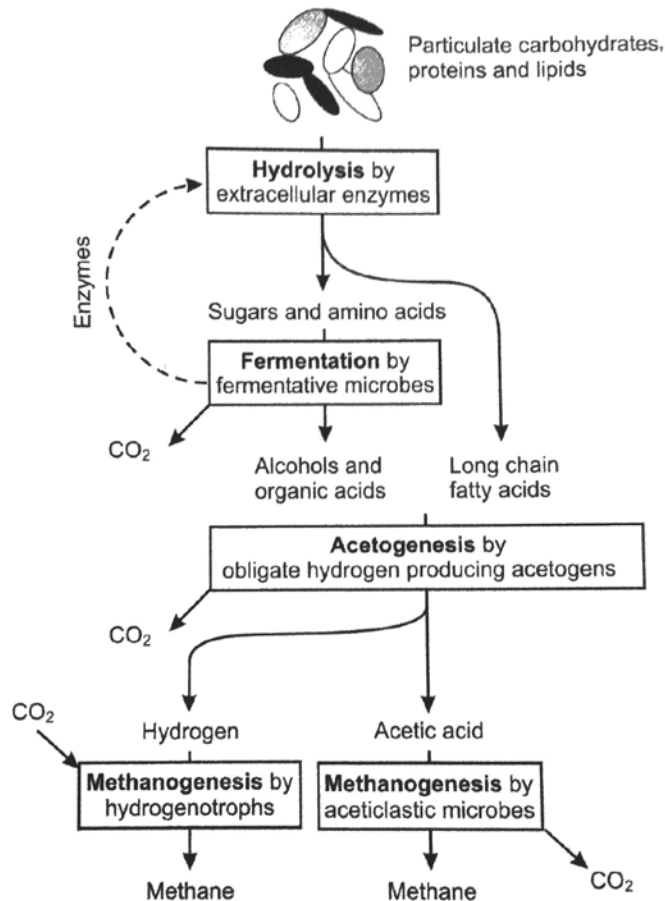
<sup>b</sup>Kildeseparert avfall fra husholdning og restaurant<sup>c</sup>Husdyrgjødsel 61%, slakteriavfall 17%, matavfall 2%, fett 11%, avfall fra matindustrien 9%

<sup>d</sup>Snitt av syv sertifiserte biogassanlegg for år 2005

<sup>e</sup>Innholdet av plantenæringsstoffer fra individuelle prøver kan variere 17-35%

### 2.3 Biokjemiske prosesser ved anaerob nedbrytning

Ved anaerob nedbrytning vil biologiske prosesser omdanne biomasse til biogass og ressursrik biorest, uten en ekstern elektronakseptor. De nedbrytbare prosessene kan deles inn i: hydrolyse, fermentering, acetogenese og metanogenese. (Angelidaki & Batstone, 2011).



Figur 2.2 Nedbrytning av organisk materiale steg for steg.(Angelidaki & Batstone, 2011)

### 2.3.1 Hydrolyse

Hydro («vann») og lyse («å splitte»), som sammen danner ordet *hydrolyse*, er det første trinnet i anaerob nedbrytning av organisk materiale. Hydrolyse defineres som: «En reaksjon der et molekyl splittes, og hydrogen og hydroksid ionene fra et vannmolekyl festes til de separate produktene» (Brown, 1993). Her brytes komplekse molekyl (komplekse polymere forbindelser) ned til enklere molekyl (mono- og oligomerer) (Al Seadi et al., 2008).

Dette innebærer at stoffer som lipider («fett»), proteiner, cellulose og andre karbohydrater brytes ned til enkle sukker forbindelser, langkjedede fettsyrer og aminosyrer. Det er de ekstracellulære enzymene (utsondres fra forskjellige grupper av fermenterende bakterier) som hydrolyserer de komplekse polymere forbindelsene ned til mono- og oligomerer. Dette er avgjørende for at molekylene skal kunne tas opp av mikrobene. De organiske forbindelsene proteiner, lipider og karbohydrater brytes ned på hver sin måte. Proteiner brytes ned av enzymet, protease, som produseres av proteolytiske bakterier til aminosyrer. (Angelidaki &

Batstone, 2011). Lipolytiske bakterier produserer enzymet lipase, som bryter ned lipidene til langkjedede fettsyrer, mens karbohydrater (polysakkarid) brytes ned til monosakkarid av forskjellige enzym; cellulase, cellobiase, xylanase, amylase (Al Seadi et al., 2008).

Proteiner og lipider produserer en større mengde med CH<sub>4</sub> og CO<sub>2</sub> enn karbohydrater ettersom forbindelsene er redusert i større grad. Matavfall som substrat i biogassproduksjon har derfor et godt utgangspunkt ettersom proteiner og lipider er hovedkomponenter i avfallet (Angelidaki & Batstone, 2011).

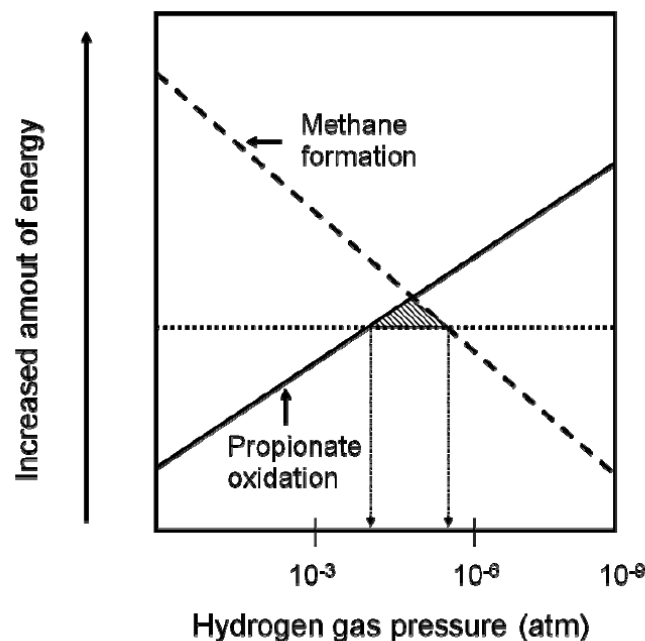
### 2.3.2 Fermentering

Fermentering («*acidogenese*») er den andre fasen av anaerob nedbrytning. Produktene fra hydrolysen, enkle sukkerforbindelser og aminosyrer brytes i denne fasen videre ned til flyktige fettsyrer («VFA») CO<sub>2</sub>, hydrogen, ammonium og alkoholer (Angelidaki & Batstone, 2011). I tillegg til flere av bakteriene som var aktive i hydrolysen, finnes det organismer fra andre slekter som også er aktive (*Enterobacterium*, *Bacteriodes*, *Acetobacterium*, *Eubacterium* m.fl.). Reaksjonene og hvilke organismer som er aktive avhenger av hvilke substrat som er tilgjengelig i prosessen, (Schnürer & Jarvis, 2009). Omdannelsen fra sukker, aminosyrer og fettsyrer til acetat, karbondioksid og hydrogen tilsvarer om lag 70%, mens 30% blir omdannet til flyktige fettsyrer og alkoholer (Al Seadi et al., 2008). De langkjedede fettsyrene som ble brutt ned fra lipidene under hydrolysen omdannes ikke ytterligere før i det etterfølgende steget, acetogenese. Monosakkaridene vil derimot omdannes i fermenteringsprosessen. Dette skjer i to forskjellige hovedgrener. I den ene hovedgrenen brytes de ned gjennom acetyl-gruppen, acetyl-CoA, som hovedsaklig danner acetatsyre, smørsyre, ravsyre og melkesyre. Ved sure forhold til etanol også kunne dannes. I biogassprosesser er pH ofte høyere enn 7. Det som da vil skje er at de organiske syrene som dannes vil være i sin ladete form, og vil kunne danne salter med eksempelvis metallene, kalium og natrium. (Schnürer & Jarvis, 2009). I den andre hovedgrenen vil anionet til pyrodruesyre, pyruvat, fermentere monosakkaridene, og produserer propionat. (Angelidaki & Batstone, 2011)

### 2.3.3 Acetogenese

Acetogenese eller anaerob oksidasjon er steget hvor produktene fra fermenteringsprosessen, som ikke kan omdannes direkte til metan av metanogene arker, brytes ned til hovedsakelig salter eller ester av eddiksyre, altså acetat (Al Seadi et al., 2008; Angelidaki & Batstone, 2011).

Dette gjelder de flyktige fettsyrene, propionat og butyrat, alkoholen etanol og enkelte aminosyrer og aromater (Dasonville & Renault, 2002). I tillegg til dannelsen av acetat, skjer det også en produksjon av  $H_2$  («hydrogengass») og  $CO_2$  («karbondioksid»). Årsaken er at det frigis elektroner i oksidasjonsprosessen, som vil videre danne hydrogenioner for å produsere hydrogengass. Dette medfører en økning i partialtrykket av hydrogengass, og hemmer metabolismen av de syredannende bakteriene («acetogener»). Hydrogenproduksjonen kan derfor ses på som et avfallsprodukt under acetogenesen (Al Seadi et al., 2008). Av termodynamiske årsaker må hydrogengasskonsentrasjonen holdes under et lavt nivå, for at mikroorganismene skal ha nok energi for å vokse, og for at anaerob oksidasjon ikke skal stoppe (Shink, 1997). Av *Feil! Fant ikke referansekilden.* vil den flyktige fettsyren «propionat» oksidere i større grad når partialtrykket av hydrogengass er ved et lavere nivå, mens metanproduksjonen avtar. Den horisontale linjen i figuren beskriver grensenivået for når det er nok energi tilgjengelig for at organismene kan vokse, mens den skraverte trekanten er området hvor vi får vekst av både metanproduserende og propionatoksidierende organismer. Konsentrasjonen av hydrogengass holdes nede av de metanogene arkene, som forbraker hydrogen, og danner metan. Derfor er det tette samarbeidet mellom de syredannende bakteriene som utfører den anaerobe oksidasjonen med en påfølgende hydrogenproduksjon og de metanproduserende arkene som forbraker hydrogen, svært viktig.

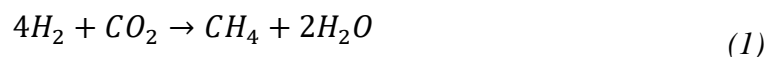


Figur 2.3 Sammenhengen mellom produksjonen av hydrogen og metan.(Schnürer & Jarvis, 2009)

### 2.3.4 Metanogenese

Metanogenese er det siste steget i anaerob nedbrytning og er den fasen hvor CH<sub>4</sub> («*metan*») genereres. Prosessen er avhengig av metanogener som tilhører domenet, arker eller urbakterier («*Archea*»). Denne gruppen organismer, som består av encellede mikroorganismer, har utviklet seg parallelt med domenet bakterier. Arkebakteriene og bakteriene mangler cellekjerne og utgjør til sammen gruppen *prokaryoter*. *Eukaryoter* utgjør gruppen med flercellede dyr, planter, protister og sopp (fungi). Splittelsen mellom arker og bakterier er en fersk og noe omdiskutert oppdagelse, der det finnes forskning som mener de hører under ett enkelt bakterierike (Cavalier-Smith, 2004).

Metandannelsen skjer parallelt i to forskjellige retninger. Den ene retningen som kalles *hydrogenotrofisk metanogenese*, produserer metan ved å omdanne hydrogen og karbondioksid. Det er denne metanogenesen som er knyttet tett opp mot acetogenesen, der produksjonen av metan påvirkes av hydrogenkonsentrasjonen (se *Figur 2.3*). Av den totale metanproduksjonen står denne for 30-40 % (Angelidaki & Batstone, 2011). Arkene som medvirker i prosessen er hydrogenotrofe, og utgjør et vidt spenn av metanogene grupper (Schnürer & Jarvis, 2009). Den kjemiske formelen for omdannelsen av hydrogengass og karbondioksid er som følger:



I *acetotrof metanogenese* splittes karbonene i acetat («*CH<sub>3</sub>COO*») og danner metan og karbondioksid (se *formel 2*). Denne formen for metandannelse er den største av de to og utgjør 60-70% av totalen (Angelidaki & Batstone, 2011). I motsetning til hydrogenotrofe, er det kun dokumentert to grupper acetotrofe metanogener, nærmere bestemt *Methanosaeta* og *Methanosarcina*. Selv om disse arkene fra den samme familien, *Methanosarcinales*, er det likevel betydelige forskjeller som skiller de to (Schnürer & Jarvis, 2009). *Methanosaeta* gir 0,25 mol ATP (adenosintrifosfat) ut per mol acetat som omdannes og dominerer ved lave acetatkonsentrasjoner, men er mer utsatt for store belastninger og forstyrrelser pga mindre energi tilgjengelig. *Methanosarcina* vokser raskere (1,0 – 1,25 mol ATP/mol acetat omdannet), men sliter med å forbruke acetat ved lave konsentrasjoner (min > 20 mg/l). *Methanosaeta* har en lavere vekstrate (0,25 mol ATP/mol acetat omdannet), men klarer i større grad å opprettholde veksten ved lave acetatkonsentrasjoner (min > 4 mg/l) (Angelidaki & Batstone, 2011; van Lier et al., 2008)



Det hevdes ofte i litteraturen at de methanogene arker har en treg vekst. Dette er ikke helt sant, ettersom hydrogenotrofe arker fordobler seg raskt. Acetotrofe metanogener er derimot lite effektive i opptaket av acetat, og har derfor en treg vekstrate (Murphy & Thamsiriroj, 2013). Methanosaeta har den tregeste vekstraten og kan bruke opptil 12 dager på å doble antallet sitt. Hvis man da jevnlig henter ut biomasse fra bioreaktoren som er yngre enn 12 dager, risikerer man på sikt å vaske ut disse fra reaktoren (Gerardi, 2003). Methanogener er generelt svært sensitive for pH-endringer, mikroforurensinger og tungmetaller, og en evt forstyrrelse av disse vil påvirke videre opp i den anaerobe nedbrytningsprosessen, ettersom de er av stor betydning for acetogenesen (Schnürer & Jarvis, 2009).

## 2.4 Anaerob reaktor

I et biogassanlegg er den anaerobe reaktoren eller råtnetanken selve hovedkomponenten hvor det organiske materiale brytes ned og metanproduksjonen finner sted. En biogassreaktor kan sammenlignes med en storfevøm, der det finnes et tilsvarende miljø med de samme mikroorganismene. Sluttkomponentene er de samme: nedbrutt organisk materiale (biorest) og biogass. Ved oppstart av en biogassreaktor bruker organismene tid på å tilpasse seg miljøet i reaktoren. Det kan derfor være fordelaktig å starte opp reaktoren med en biorest som ligner på substratet som skal brukes i reaktoren. Det er derfor ikke uvanlig å starte opp en anaerob biogassreaktor med kugjødtsel som inokulum (podemateriale) (Schnürer & Jarvis, 2009). Anaerobe reaktortanker kan variere i form, størrelse og funksjon, der enkelte tanker kan være på flere tusen kubikkmeter, i et kommunalt anlegg bestående av flere reaktorer, mens andre kan være installert for privat bruk og være på noen få kubikkmeter (Al Seadi et al., 2008). Det finnes både tørre eller våte, termofile, mesofile eller psykrofile, kontinuerlig eller i batcher, et-steg eller to-steg og en-fase eller to-fase reaktorer (Murphy & Thamsiriroj, 2013). Fellesnevneren er at de må være relativt tette, slik at oksygen ikke siver inn og forhindrer den anaerobe prosessen (Al Seadi et al., 2008). Det er likevel akseptert i noen tilfeller at små mengder oksygen slipper til, siden enkelte mikrober i prosessen kan leve i nærværet av oksygen (fakultativt anaerob). Dette kan derimot medføre en lavere metanproduksjon, fordi noe organisk materiale brukes i metabolismen av fakultative mikroorganismer i stedet for metanproduserende obligat arker (Schnürer & Jarvis, 2009).

I et europeisk klima må anaerobe reaktorer isoleres og varmes. Alle anaerobe reaktorer må også kunne mates med substrat, enten kontinuerlig eller i batcher, og må samtidig kunne tømmes for tilsvarende mengde biorest (Al Seadi et al., 2008). Den teoretiske mengden produsert metangass vil være konstant lik  $0,35 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{kg}$  nedbrutt COD («*Chemical Oxygen Demand*»). I praksis vil dette variere med substratet som brytes ned og en rekke andre parametere (Bouallagui, Haouari, et al., 2004).

## 2.5 Viktige parametere i anaerobe reaktorer

### 2.5.1 Temperatur

Temperatur er en av de viktigste faktorene for metanproduksjon, og påvirker den mikrobielle aktiviteten i en anaerob reaktor i høy grad. Mens det i en aerob komposteringsprosess vil utvikles varme når organismer, med tilgang på oksygen, bryter ned organisk materiale, vil det i en anaerob nedbrytningsprosess avgis svært lite varme. Mesteparten av energien fra celleåndingen lagres i stedet i sluttproduktet, metan. Ettersom prosessen i seg selv ikke generer noe særlig varme, er man avhengig av en ekstern varmekilde for at mikrobene skal ha en høy vekstrate (Schnürer & Jarvis, 2009). I de fleste anaerobe reaktorer brukes metanogener som enten trives innenfor det mesofile (30-35°C) eller det termofile (50-60°C) temperaturområde, avhengig av hvilke mikroorganismer som brukes i prosessen. I området 40-50°C hemmes veksten av de fleste typer metanogener. I «*Tabell 2.3*» ser vi at metanproduserende arker også finnes i et bredere temperaturområde (Gerardi, 2003). Likevel har studier vist at det er mulig å holde prosessen stabil gjennom hele temperaturområdet (35-50°C), ved bruk av energivækster som biomasse (Lindorfer et al., 2008).

Ved bruk av mesofile mikroorganismer vil metanproduksjonen være høyest ved 35-37°C (Schnürer & Jarvis, 2009). Ved en temperatur under 32°C vil prosessen surnes. Årsaken til dette er at veksten av de flyktige fettsyrene under fermenteringssteget (se delkap. 2.3.2) fortsetter i et høyt tempo, noe metanogenene ikke klarer da de er mer sensitive for temperaturendringer. Syredannende bakterier har også en lavere optimal temperatur (30°C) sammenlignet med de mesofile methanogenene. Dette skaper en overvekt av flyktige fettsyrer, da det ikke er nok metanproduserende arker til å omdanne fettsyrene, og pH'en i reaktoren faller. Dette gjelder fra

31°C ned til 21°C. Ved temperaturer under 21°C har metanproduksjonen stoppet opp helt (Gerardi, 2003).

**Tabell 2.3 Optimalt temperaturområdet for veksten av metanproduserende arker. (Gerardi, 2003; Schnürer & Jarvis, 2009)**

Mikrobegruppe	Temperaturområde, [°C]
Psykrofile	5-25
Mesofile	35-37
Termofile	50-60
Hypertermofile	>65

Temperaturområdet for termofile bakterier ligger på 50-60°C, der de fleste termofile biogassanleggene holder en temperatur på ca 50-55°C. I en termofil reaktor vil patogener kunne inaktiveres i mye større grad enn i en mesofil reaktor. Dette gjør at enkelte industrier kan gjenbruke avløpsvannet generert i produksjonen, og dermed spare vannforbruket betraktelig (Gerardi, 2003). Inaktivering avhenger av eksponeringstiden med den termofile temperaturen. Det åpner også opp for flere bruksområder av kommunalt avløpsslam når slammet har vært gjennom en termofil reaktor, som har vist seg effektiv mot bl.a «*Salmonella*» (Schnürer & Jarvis, 2009). Den anaerobe nedbrytningen av organisk materiale skjer ved et høyere tempo i en termofil reaktor, ettersom varmen gjør at mikrobene er 25-50% mer aktive enn i en mesofil reaktor (Gerardi, 2003). Dette gjør at en betraktelig mindre termofil reaktor kan behandle samme mengde avfall per tid som en større mesofil reaktor.

### 2.5.2 Tørr- eller våtprosess

Vi skiller mellom våte og tørre prosesser ut fra tørrstoffinnholdet i reaktoren. Hvis tørrstoffinnholdet (TS) ligger på mellom 2-15% defineres prosessen som en våtprosess, der biomassen (ligner en tyktflytende væske) transporteres via pumping. Dette er den dominerende måten å produsere biogass fra biomasse på i dag. I en tørrprosess har biomassen en TS% på 20-35 (Schnürer & Jarvis, 2009). Nedbrytning i en tørrprosess har vist seg å kunne øke energiutbyttet, noe som har ført til en økende satsning på tørrprosesser i bl.a Tyskland (U. Nordberg & Nordberg, 2007). Biomassen trenger heller ikke å fortynnes, slik som i en våtprosess, noe som gir flere fordeler. Ettersom det i en tørrprosess sirkulerer svært små



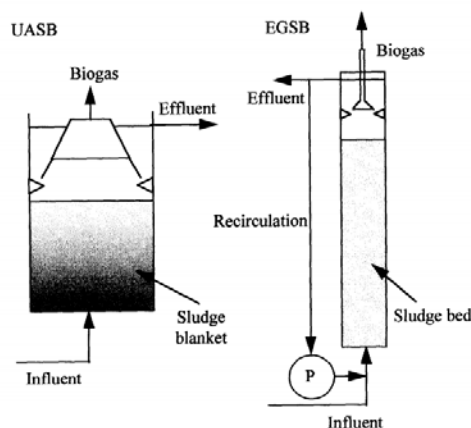
mengder med vann, krever prosessen mindre rør- og pumpedimensjoner, og har dermed et lavere energiforbruk enn en våtprosess. Med et lavere vanninnhold i både substratet og bioresten vil også transporten til og fra anlegget være langt mer energieffektivt. Som en bonus unngår man skumdannelse, som ofte kan føre til problemer i våtprosesser (Murphy & Thamsiriroj, 2013). Ved å bryte ned energivekster i en tørrprosess opplevde U. Nordberg and Nordberg (2007) en økning på 13% i kraftproduksjon sammenlignet med våtprosess.

Avfallet (substratet) som puttes inn i reaktoren er som regel avgjørende for hvorvidt det blir en tørr- eller våtprosess. Eksempelvis vil planterester, husdyrgjødsel, energivekster favorisere tørre biogassprosesser, mens industrielt væskeavfall vil kunne gi en våt prosess. Problemer knyttet til ammoniakkhemming kan være med å påvirke prosessen, slik at nitrogenkonsentrasjonen i substratet kan også være en bestemmende faktor. Vann fungerer som fortykning i våtprosesser. Det vil derfor være fordelaktig å ha en våtprosess hvis nitrogenkonsentrasjonen i avfallet er svært høy. Vannet vil da kunne forhindre en hemmende høy ammoniakkonsentrasjon i reaktoren. (Jansen, 2011)

(se Våtråtning og tørråtning i «Tørråtning rapport 357»)

## **UASB og EGSB**

*Upflow anaerobic sludge bed* (UASB) er en veletablert anaerob reaktor og er mye brukt i behandlingen av kommunalt avløpsvann i dag (Seghezzo et al., 1998). Høyhastighetsreaktoren hadde sin debut på slutten av 70-tallet av Lettinga et al. (1980). Konseptet baserer seg på en vertikal strømming gjennom reaktoren, slik at partikler tyngre en vann sedimenterer i reaktoren og skaper et filter for gjennomstrømmingen. Turbulensen som oppstår som følge av innløpsstrømmen og biogassdannelsen, gjør at det aktive slammet får god kontakt med avløpsvannet (Seghezzo et al., 1998).



Figur 2.4 Skjematisk diagram av UASB (venstre) og EGSB (høyre) reaktorer. «P» står for «pumpe». (Seghezzo et al., 1998)

*Expanded granular sludge bed* (EGSB) fungerer på samme måte som UASB reaktorer, men en høyere hastighet ( $>4\text{m/h}$ ) oppstrøms i reaktoren medfører en ekspansering av det sedimenterte slammet. Resultatet er en bedre kontakt med det aktive slammet (Seghezzo et al., 1998).

### 2.5.3 pH

Selv om det finnes mikroorganismer i biogassprosessen som trives med et variert spenn av surhetsgrader, foretrekker de fleste en nøytral pH på 7.0-7.5. Dette gjelder i større grad de metanogene arkene, ettersom syredannende bakterier kan overleve en pH ned mot 5.0. På den måten kan også dannelsen av syre og metangass separeres i to individuelle tanker, ettersom metanproduksjonen vil i liten grad kunne oppstå i tanken for acetogenesen da pH'en vil være for lav (Schnürer & Jarvis, 2009).

## 2.6 Reaktortyper

Ved valg av reaktortype er mulighetene mange, men som regel klassifiseres de ut fra to spesifikasjoner: Fôringssystemet, altså om reaktoren mates kontinuerlig eller i batcher, og hvordan reaktoren blandes. Valg av teknologi avhenger i høy grad av substratets tørrstoffinnhold, nedbrytningshastighet, inhiberingsrisiko og forurensningsrisiko (Bachmann, 2013; Murphy & Thamsiroj, 2013).

### 2.6.1 Kontinuerlig- eller semi-kontinuerlig fôring

Avhengig av biomassens sammensetning brytes det organiske materiale ned enten i en batchreaktor eller i en kontinuerlig reaktor, og avhenger ofte av substratets tørrstoffinnhold (Schnürer & Jarvis, 2009). I de første tørrprosessene på 80-tallet ble biomasse, bestående av

gjødsel i fast form, brutt ned i batcher. I senere tid har nyere reaktorteknologier også gjort det mulig med tørrprosesser i en kontinuerlig nedbrytning av organisk materiale (U. Nordberg & Nordberg, 2007). I en kontinuerlig reaktor tilføres substratet reaktoren uavbrutt. Det produseres dermed metan til enhver tid, uavhengig av om nytt substrat tilsettes reaktoren. Med en TS<5% kan man ha et jevnt tilsig med substratet inn i reaktoren og gjelder ofte kommunalt og industrielt avløpsvann. Avløpsslam, tyntflytende gjødsel og andre biomasser med et noe høyere tørrstoffinnhold (5-15%), må pumpes inn i reaktoren. Dette gjøres i så fall mellom 1 og 8 ganger daglig. Reaktoren defineres da som en «*semi-kontinuerlig reaktor*». Ved et enda høyere tørrstoffinnhold (20-25%), som ofte gjelder for rester fra avlinger eller matavfall, tilføres substratet mye sjeldnere reaktoren. Vil man ha en mer kontinuerlig strøm inn i reaktoren kan substratet fortynnes, og er fordelaktig for miksing, som gjør at biomassen brytes ned mer jevnt. En mer kontinuerlig tilsetning vil også kunne øke den maksimale totale organiske belastningen i reaktoren, ettersom man reduserer risikoen for en overbelastning ved å skulle tilføre store mengder biomasse innenfor et lite tidsrom (Schnürer & Jarvis, 2009). Reaktorer som føres kontinuerlig har enten et kontinuerlig omrøringssystem, kjent som CSTR («*Continuously Stirred Tank Reactor*»), eller et PFR («*Plug-Flow Reactor*») system (Bachmann, 2013).

### **Kontinuerlig rørte reaktorer (CSTR)**

Kontinuerlig rørte reaktortanker er blant de mest anerkjente og etablerte anaerobe reaktorene på markedet, der 90% av dagens reaktorer i behandlingen av slam og fast organisk avfall består av vertikale CSTR-tanker som driftes mesofilt (Banks & Heaven, 2013; Bouallagui, Touhami, et al., 2004). Reaktorene har hovedsakelig en våt og kontinuerlig nedbrytningsprosess, bestående av en mikser som sørger for en konstant omrøring av innholdet.

Substratet, som ofte består av matavfall, gjødsel, avlinger fra jordbruket og avløpsslam, burde ha et tørrstoffinnhold på mellom 2-12% (Å. Nordberg et al., 2007). Hvordan mikseren er plassert er avgjørende for prosessen. Disse kan enten plasseres slik at de roterer rundt en horisontal, vertikal eller hellende akse. Hydraulisk oppholdstid (HRT) er ofte lik den gjennomsnittlige oppholdstiden for fast stoff (SRT) i en CSTR. Det er viktig at HRT samsvarer med fordoblingstiden til mikrobene med den laveste vekstraten, altså de acetotrofe metanogene (se delkap. 2.3.4).

De aller fleste kontinuerlig rørte reaktortanker er bygd opp i en to-steps prosess, der mikroorganismene (acidogener, acetogener og metanogener) nødvendig for den biokjemiske nedbrytningsprosessen finnes i hver tank (Murphy & Thamsiriroj, 2013). Den største andelen av metanproduksjonen foregår som regel i den første reaktoren, der enkelte studier har vist at 80% av produksjonen foregår i tank 1 i en to-steps prosess (Thamsiriroj & Murphy, 2010).

### **Gjennomstrømningsreaktorer («plug flow reactor»)**

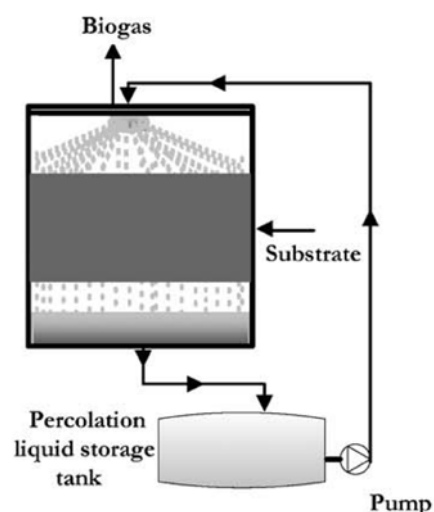
I en *plug flow reactor* (PFR) eller gjennomstrømningsreaktor vil biomassen bevege seg i en aksial retning av reaktoren. Hensikten med en slik reaktor er at substratet som strømmer gjennom reaktoren vil mikses perfekt i radiell retning, men vil ikke mikses fremover eller bakover i forhold til strømningsretningen (aksiell retning) (Murphy & Thamsiriroj, 2013). For å oppnå dette må substratet ha et relativt høyt tørrstoffinnhold (>20%), slik at bruken begrenser seg til behandlingen av faste råstoff (Bachmann, 2013). Rent teoretisk vil en PLR inneholde mindre flyktige fettsyrer ved utløpet og dermed har en større nedbrytningsgrad over den samme hydrauliske oppholdstiden som en fullstendig mikset reaktor. Det vil derimot i praksis være flere faktorer som forårsaker miksing i aksiell retning; friksjon fra reaktorveggene, gassproduksjon, konveksjonsstrømmer som følge av oppvarmingssystemet, etc. For å kunne inokulere råstoffet som mates inn i tanken, blir en liten del av bioresten i utløpet pumpet tilbake i innløpet. PLR'er konstrueres både for vertikal og horisontal strømming (Murphy & Thamsiriroj, 2013). Enkelte gjennomstrømningsreaktorer er også inndelt i egne kamre for de biokjemiske nedbrytningsprosessene. Antec Biogas AS, en norsk nyoppstartet leverandør av biogassreaktorer, leverer reaktorer bygget på dette prinsippet. De kaller den en «*høyeffektiv biofilm multikammerreaktor*», og påstår en nærmest full utnyttelse av metanpotensialet med en oppholdstid på bare 3-5 dager (Antec Biogas AS, 2016).

#### **2.6.2 Fôring i batcher**

I batchreaktoren føres partier med biomasse inn i reaktoren. Metanproduksjonen begynner etter hvert som materialet brytes ned, og er høyest i starten før den gradvis avtar. I denne perioden mates ikke reaktoren med noe mer biomasse før gassproduksjonen har opphørt. Ved dette tidspunktet tas omtrent halvparten av den totale mengden biorest i reaktoren ut. Den gjenstående massen fungerer som inokulum for det neste partiet (Murphy & Thamsiriroj, 2013). Fordelene med et slikt anlegg er at prosessen foregår uforstyrret og har god tid på å bryte ned

substratet. Organismer risikerer heller ikke å bli vasket ut i prosessen, noe som kan skje når biomasse tas ut mens reaktoren produserer metan (Schnürer & Jarvis, 2009).

Med et tørrstoffinnhold på høyere enn 30-40% vil batchprosesser være det mest vanlige. I *Figur 2.5* ser vi en typisk batchreaktor, der væsken fra substratet (perkolasjonsvæske) hentes ut fra bunnen av reaktoren og pumpes in i et sprinkelanlegg, hvor det spres utover substratet gjennom hele prosessen i en lukket sløyfe (Murphy & Thamsiriroj, 2013). Dette har vist seg å kunne gi en økning i pH og alkalinitet, og samtidig øke belastningsgraden (Å. Nordberg et al., 2007). Fordelene ved en batchreaktor er mange, noe som er resultatet av reaktorens enkelhet. Ettersom tørrstoffinnholdet kan være relativt høyt i en batchreaktor, vil mengden varmeenergi man tilfører prosessen være relativt lav per volum gass produsert. Selve prosessen er også lite krevende, slik at lite energi brukes for å få prosessen til å gå. I forhold til en kontinuerlig våtprosess, vil konsekvensene knyttet til forstyrrelser av prosessen ofte være mindre sårbare i batchreaktorer. Årsaken er at partiene brytes ned uavhengig av de andre partiene, ettersom nedbrytningen skjer i sekvenser. En forstyrrelse vil da kun ødelegge for den gjeldene batchen (Schnürer & Jarvis, 2009). I tillegg er reaktorene mindre sårbare mot eventuelle forurensninger som kan slite på utstyr, ettersom tanken ikke består av noen mikser. Ofte har batchreaktorene vertikale garasjeporter for å gi tilgang med enten traktorer eller lignende, som mater substrat inn og ut av prosessen. I forhold til metanproduksjon per råstoff substrat, kan batchreaktoren yte noe svakere enn en kontinuerlig reaktor (Murphy & Thamsiriroj, 2013).

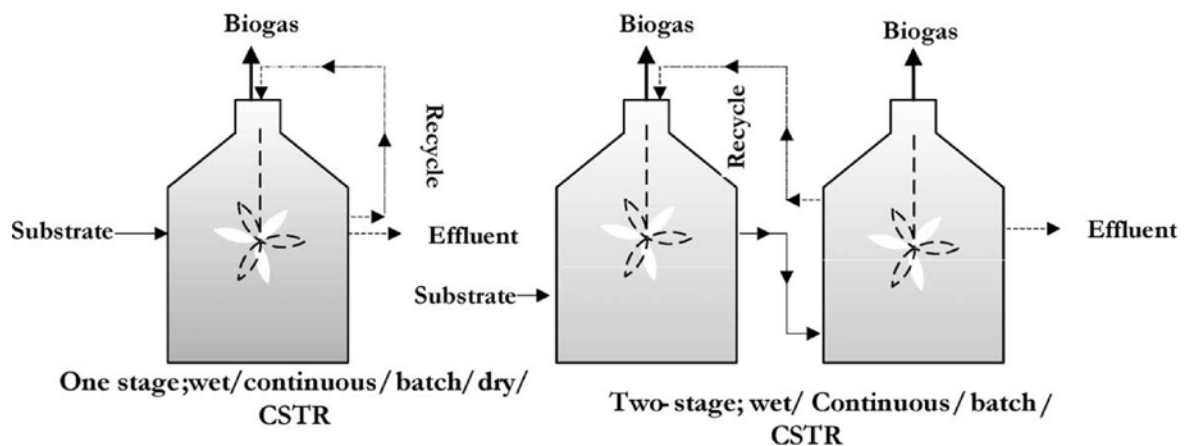


**Figur 2.5** Skjematisk oversikt av en-steps tørr batchreaktor. Denne reaktoren er installert med et sprinkelsystem for vanningsvæsken i en lukket sløyfe. (Nizami & Murphy, 2010)

## 2.7 Anleggsoppsett

### 2.7.1 Nedbrytning i ett eller flere trinn

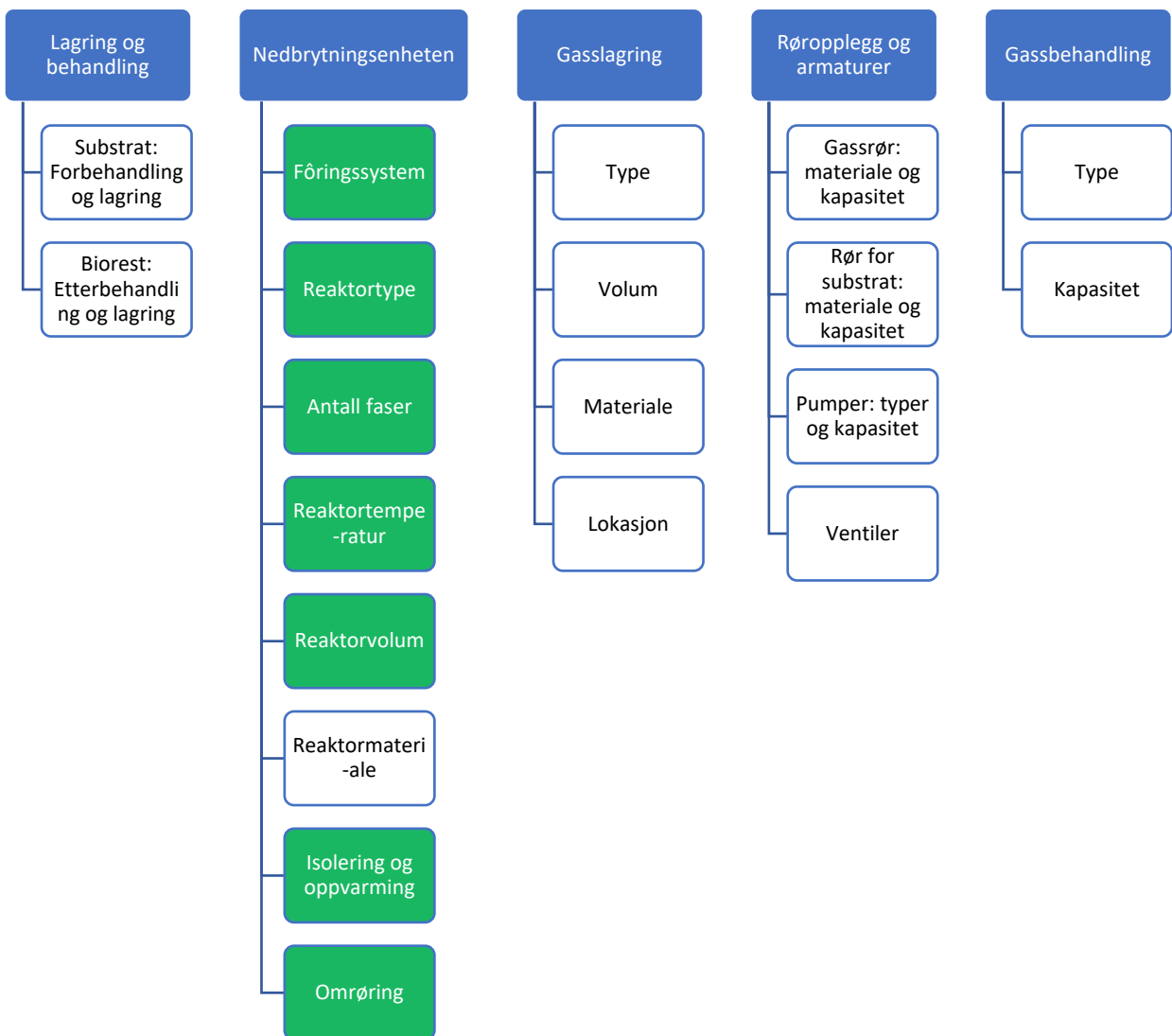
Ved valg av biogassreaktor må man vurdere om anlegget skal ha egne tanker/kamre (to-steps-prosess) som skiller mellom de biokjemiske nedbrytningsprosessene (se *kap. 2.3*), eller om hele nedbrytningsprosessen skal skje i samme tank (en-steps-prosess). En-steps-prosesser foregår ofte i en kontinuerlig rørt reaktortank (se *avsnitt 2.6.1*), bestående av mikserer som sørger for full omrøring av biomassen. Her finnes alle de nødvendige mikroben (acidogener, acetogener, metanogener) for at nedbrytningsprosessen skal forløpe i samme tank. Ved to-steps-prosesser, ofte bestående av to reaktorer, vil hydrolysen og fermenteringen skje i mottakstanken. I den etterfølgende reaktoren skjer hovedsakelig metanogenesen. Det er en krevende prosess å skulle skille de biokjemiske stegene fra hverandre, slik at en viss mengde metan produseres også i den første reaktoren. Det finnes også leverandører av to-steps-prosesser der den siste reaktoren er installert med et anaerobt filter. Filteret kan bestå av plast- eller glassbærere (strå og sisalhamp har også vist seg å fungere), og sørger for å holde igjen mikroorganismene. Dette fører til at de syredannende og metanproduserende mikroben kommer tettere sammen, og kan ofte gi en effektiv biogassproduksjon med et høyt metaninnhold.



Figur 2.6 Skjematisk diagram over CSTR reaktorer med nedbrytning i et og to steg. Perkolasjonsvæsken resirkuleres i systemene og sørger for lang oppholdtid (SRT) av de syre- og metanproduserende mikroorganismene. (Nizami & Murphy, 2010)

## 2.8 Design

Design og prosjekteringsfasen av et biogassanlegg omfatter valg av teknologi, dimensjonering og anleggsoppsett, og er et avgjørende steg mot et velfungerende anlegg. I utviklingen av et komplett biogassanlegg må det tas hensyn til en rekke komponenter. Dette kapitlet vil i all hovedsak dreie seg om designet av nedbrytningsenheten, på grunn av oppgavens omfang (se *Figur 2.7*).



**Figur 2.7** Hvilke komponenter som inngår i design av biogassanlegg. Oppgaven begrenser seg til de grønne tekstboksene. Dette er en modifisert utgave av fra Bachmann (2013).

### 2.8.1 Dimensjonering av reaktorvolum

For at mikroorganismene skal ha nok tid til å bearbeide biomassen tilstrekkelig, må volumet av reaktoren være i henhold til hydraulisk oppholdstid (HRT). En annen viktig parameter det må

tas hensyn til ved dimensjonering av reaktorvolum er den organiske belastningen (OLR) i reaktoren. Ved for høy belastning risikerer man å inhibere prosessen, ettersom mikrobenes blir overført med organisk materiale (Bachmann, 2013).

### Hydraulisk oppholdstid (HRT)

Den hydrauliske oppholdstiden («*Hydraulic Retention Time*»; *HRT*) kan beskrives som den teoretiske gjennomsnittstiden substratet befinner seg i reaktoren. I praksis vil den hydrauliske oppholdstiden kunne avvike fra den teoretiske, da det ikke er uvanlig at substrat tar snarveier eller holdes igjen og bruker en annen tid gjennom reaktoren enn gjennomsnittet. Dette vil først og fremst gjelde reaktorer som føres kontinuerlig med en fullstendig omrøring av biomassen (CSTR) (Bachmann, 2013). Den gjennomsnittlige oppholdstiden til mikroorganismene i reaktoren («*Solid Retention Time*»; *SRT*) er den samme som HRT hvis mikrobenes vokser i suspensjon. Hvis veksten av mikroorganismene skjer på faste bærere eller det foregår en resirkulering av bakteriene i prosessen, vil SRT og HRT kunne ha et betraktelig avvik fra hverandre. Det anbefales ikke en  $SRT < 10$  dager, ettersom dette vil medføre utvasking av metanogener (Gerardi, 2003). Det samme gjelder for HRT, og settes som regel mellom 10 og 25 dager (Schnürer & Jarvis, 2009). Noe særlig høyere HRT har ikke vist seg å gi noen utslagsgivende effekt. En lang SRT kan derimot gi en rekke positive følger: høyere andel VS omdannes, mindre bioest, lavere krav til reaktorvolum, mer motstandsdyktig mot sjokkbelastninger og forurensninger (Gerardi, 2003). Ved dimensjonering av reaktorvolum er det viktig å ta hensyn til temperaturen, ettersom minimum oppholdstid kan settes noe lavere ved termofil enn ved mesofil (Ødegaard, 2014). HRT kan beregnes ved hjelp av *formel 3* (Bachmann, 2013).

$$HRT = \frac{\text{Netto reaktorvolum [m}^3\text{]}}{\text{Fôringsmengde [\frac{m}^3}{\text{dag}}]}} \quad (3)$$

### Organisk belastning (OLR)

Reaktorvolumet kan også beregnes ut fra den organiske belastningen i reaktoren («*Organic Loading Rate*»; *OLR*). OLR beskriver mengden glødetap (VS) som mates inn i reaktoren per dag per volum av reaktoren (kg VS/m<sup>3</sup> dag). Reaktorer som opererer med en høy OLR er ofte



mer sensitive og krever dermed mer overvåkning. OLR for reaktorer av typen CSTR har en belastning på typisk 2-3 kg VS/m<sup>3</sup>dag, mens gjennomstrømningsreaktorer (PFR) kan belastes helt opp til 10 kg VS/m<sup>3</sup>dag. OLR kan ofte settes en god del høyere ved termofil drift sammenlignet med mesofil drift (Jansen, 2011; Ødegaard, 2014). Eksempelvis ble det vist av Å. Nordberg et al. (1999) at det er mulig å oppnå en OLR på 13,5 kg VS/m<sup>3</sup>dag i en termofil reaktor, hvor tilsvarende mesofil reaktor stoppet ved OLR = 6 kg VS/m<sup>3</sup>dag. Sammenhengen mellom OLR, fôringsmengde og reaktorvolum vises i *formel 4*:

$$OLR = \frac{F\text{ôringsmengde inn} * \%TS * \%VS}{\text{Reaktorvolum} * \text{dag}} \left[ \frac{\text{kg VS}}{\text{m}^3 * \text{dag}} \right] \quad (4)$$

Ettersom det må tas hensyn til både HRT og OLR, vil den største verdien av de to være minimum dimensjonerende effektivt reaktorvolum. Ettersom effektivt reaktorvolum er volumet substratet opptar, bør det totale volumet være noe større for å ta hensyn til akkumulering av gassen (ca 10% av effektivt reaktorvolum) (Bachmann, 2013; Samer, 2012).

## 2.8.2 Isolering og varmetilførsel

En konstant temperatur i reaktoren avgjørende for en stabil biogassprosess, da de fermenterende og metanproduserende mikrobene er svært sensitive for temperaturendringer. Tilstrekkelig isolering og oppvarming av tanken er derfor viktig for gassproduksjonen og samtidig spare kostnader knyttet til oppvarming. Reaktorveggene isoleres ofte med mineralull eller skumplast i en tykkelse på 10-18 cm. En tommelfingerregel er at mesofile og termofile reaktorer har en varmoverføringsverdi på henholdsvis 0,2 og 0,3 W/m<sup>2</sup> K. En vanlig måte å tilføre varme på er via varmtvann som passerer i rør gjennom reaktoren, kombinert med varmeutvekslere. Disse plasseres ofte på innsiden av råtnetanken. Dette er for å unngå sprekkdannelse i tankens veggmateriale som følge av store temperaturforskjeller. Ytterligere temperatursvingninger kan unngås ved å oppvarme (eller avkjøle) substratet før innmating. For å gi et estimat på hvilken energi som kreves i oppvarmingen kan følgende formler brukes (Bachmann, 2013):

$$P_s = RC\Delta T \quad (5)$$

der  $P_s$  er effekten nødvendig for oppvarmingen av substrat,  $R$  er gjennomsnittlig fôringshastigheten (g/s),  $C$  er spesifikk varmekapasitet (J/g K) og  $\Delta T$  er temperaturforskjellen mellom det innkommende substratet og klimaet i reaktoren (K).

$$P_r = \Delta T' S U \quad (6)$$

der  $P_r$  er kompensasjon for energitapet gjennom varmestråling (radiation),  $\Delta T'$  er temperaturforskjellen mellom ut- og innside av reaktor (K),  $S$  er overflatearealet i reaktoren ( $m^2$ ) og  $U$  er varmestrømtettheten ( $W/m^2 K$ ).

$$P_{sat} = F E S_{at} \quad (7)$$

der  $P_{sat}$  er kompensasjon for varmen som tapes via fordampning (saturation),  $F$  er strømningshastigheten for biogass produsert ( $m^3/s$ ),  $E$  er fordampningsentalpien ( $kJ/kg$ ) og  $S_{at}$  er dampmetningsgraden til den produserte biogassen ( $kg/m^3$ ).

## 2.9 utfordringer knyttet til biogassanlegg

Energi i form av biogass har evnen til å erstatte store deler av energibehovet som i dag dekkes av fossile energikilder. Likevel er ikke dette løsningen for mange, ettersom teknologien også har sine begrensninger. HRT («*Hydraulic Retention Time*») eller den hydrauliske oppholdstiden beskriver den gjennomsnittlige tiden massen i reaktoren forblir før den tas ut. Anaerob nedbrytning har ofte vært knyttet til lang HRT (30-50 dager), noe som har medført behovet for store tanker med et tilsvarende stort areal tilgjengelig, og dermed høye investeringskostnader. Lav gassproduksjon i vinterhalvåret er også en av utfordringene knyttet til biogassanlegg (Yadvika et al., 2004). Eksempelvis opplevde Kalia and Singh (1996) at biogassproduksjonen stupte fra 1700 l/dag om sommeren til 991 l/dag om vinteren.

## 2.10 Anvendelse av biogass

Den energirike gassen har mange bruksområder, men har tradisjonelt blitt brukt i *fyrkjeler* for varmeproduksjon eller kraftvarmeanlegg (Kaparaju & Rintala, 2013). Gjennom rensing og komprimering, kan biogass også brukes i forbrenningsmotorer som normalt går på naturgass og dermed være et alternativ til fossilt drivstoff. Gassen kalles da biometan og har et mindre karbonfotavtrykk enn noe annet biodrivstoff (Svensson, 2013). Forbrenningsmotorer kan omdanne ca 30-42 % av gassens energi til elektrisitet. I et kombinert kraft- og varmeanlegg (CHP) vil også varmen fra eksosstrømmen kunne fanges og omdannes til anvendelig termisk energi. Gjennom varmeproduksjon av biogassen i en eksempelvis fyrkjel, kan vanndamp

produseres og gi kraft til turbiner eller drivmotorer (Kaparaju & Rintala, 2013). En rekke andre alternativer finnes også, der noen er representert i *Tabell 2.4*.

**Tabell 2.4 Sammenligning av kraft- og varmeproduksjonskomponenter for biogass.(Kaparaju & Rintala, 2013)**

Parameter	Forbrenningsmotor	Gassturbin	Mikroturbin	Stirlingmotor	Brenselcelle
Kapasitet [ $kW_{el}$ ]	110 – 3000	3500 – 15 000	30 – 300	<150	300 - 1500
Anleggsstørrelse	Lite til moderat	Stort	Lite	Lite	Lite
Elektrisk effektivitet [%]	30 – 42	25 – 40	25 – 30	30 – 40	40 – 45
Termisk effektivitet [%]	40 – 50	30 – 50	30 – 35	35 – 40	30 – 40
Effektivitet totalt sett [%]	70 – 80	70 – 75	55 – 65	65 – 80	75 - 80
Kontroll av kraft/varme	Ikke mulig	Veldig god	Veldig god	Veldig god	God
Krav om biogassrensing	Moderat	Moderat	Moderat	Lavt til moderat	Høyt
Utslipp $NO_x$	Høyt: 500 – 700 $mg/Nm^3$	Lavt: 25 – 50 $mg/Nm^3$ røykgass	Lavt	Veldig lavt	Ekstremt lavt: 3 $mg/Nm^3$ røykgass
Investering <sup>a</sup> [ $kNOK / kW_{el}$ ]	3,8 – 10,5	8,6 – 14,3	5,7 – 11,4	12,4 – 14,3	28,6 – 38,1
Drift og vedlikehold <sup>b</sup> [ $NOK/kWh$ ]	0,1 – 0,19	0,05 – 0,10	0,08 – 0,14	0,03 – 0,05	0,03 – 0,10

*Merknad.* Verdiene varierer i stor grad mellom leverandørene

<sup>a</sup>Verdiene er avrundet til nærmeste 100NOK og er hentet fra europeisk valuta, EUR(€) (kurs: 9,52 NOK per 04.05.2017)

<sup>b</sup>Verdiene er avrundet til nærmeste 0,01NOK og er hentet fra europeisk valuta, EUR(€) (kurs: 9,52 NOK per 04.05.2017)

### 2.10.1 Oljefyringsforbud fra 2020

Klima- og miljødepartementet sendte høsten 2016 ut følgende høringsforbud:

«Høring av forslag om forbud mot bruk av mineralolje (fossil olje) til oppvarming av bygninger fra 2020 (2016)»

Høringsforslaget bestod av to alternativer der det ene forbudet gjaldt med unntak for spisslast i yrkesbygg. Med spisslast menes de kaldeste dagene i året hvor den sentrale varmekilden i dekker behovet. I protokollen til Østfold fylkeskommunes samferdselskomité nevnes det at vedtaket ble enstemmig vedtatt 22.11.2016, med anbefaling om forbud *uten* unntak for spisslast i yrkesbygg. Det poengteres blant annet at det finnes gode fornybare oppvarmingsalternativer. (ØFK Samferdselskomité, 2016) Å bruke biogass i fyrkjeler for varmeproduksjon kan også være et godt alternativ til fyringen av fossil olje, og er blant de vanligste og enkleste metodene for anvendelse av biogass (Kaparaju & Rintala, 2013).

### 3 Litteraturstudie

Hva sier tidligere studier gjort på reaktorteknologier matet med frukt- og grønnsaksavfall (FVW, «*Fruit and Vegetables Wastes*»)? Etersom valget av reaktorteknologi avhenger i stor grad av hvilke substrat reaktoren(e) mates med, vil argumentasjon i dette delkapittelet basere seg på tidligere biogass-studier gjort på substrat med tilsvarende egenskaper (Bachmann, 2013).

#### 3.1 En-steps eller to-steps?

Acidogener og metanogener har forskjellige vekstvilkår med hensyn på pH, krav til næringsinnhold, miljøendringer, fysiologi og opptak av næringsstoffer. I konvensjonelle anaerobe reaktorer vil disse mikroorganismene være i samme tank. Det vil derfor være vanskelig i et slikt system å oppnå optimale forhold for både metanogener og acidogener. I et kontinuerlig to-steps-system vil disse mikrobene være adskilt i egne reaktorer koblet i serier. Hvilken type reaktor man velger vil påvirke prosessen i stor grad (Bouallagui, Touhami, et al., 2004).

I en artikkel av Bouallagui, Touhami, et al. (2004) ble ytelsen fra flere forskjellige anaerobe reaktorer undersøkt på FVW som substrat. Forfatterne så på studier gjort på avfall med tørrstoff og glødetap på henholdsvis 8-18% TS og 86-92% VS. Undersøkelsen viste at et kontinuerlig to-steps system ga lovende resultater med tanke på metangassutbytte og effektiv nedbrytning av organisk materiale, med henvisninger til Verrier et al. (1987). Sistnevnte gjorde forsøk med prosesseringen av grønnsaksavfall i anaerobe reaktorer og sammenlignet kontinuerlig en-steg med to-steg-system i laboratorieskala. Et betydelig høyere metangassutbytte ble vist i det fase-separerte to-steps-systemet sammenlignet med en enkelt CSTR reaktor. To-steps-systemet bestod av en termofil kondenserings-CSTR reaktor som sørget for syredannelsen, mens i et anaerobt filter med mesofile temperaturer skjedde metandannelsen. Nederst i *Tabell 3.1* ser vi at anlegget yter svært godt på alle parameterne, med en overlegen hydraulisk oppholdstid (HRT). Dette skyldes at anlegget inneholder et eget filter hvor de metanogene arkene kan vokse. HRT er dermed ikke lik SRT, og kan settes lavt uten risiko for utvasking (Gerardi, 2003).

**Tabell 3.1** Ytelsen av forskjellige anaerobe reaktorer med frukt og grønnsaker som substrat. (Bouallagui, Touhami, et al., 2004)

Reaktorprosess	Volum [l]	Belastning [gVS/dag]	HRT [dag]	VS- fjerning [%]	Metangassutbytte [CH <sub>4</sub> l/gVS]
Batch	10	1,06	47	65	0,16
Batch	5	0,9	32	58	0,26
Kontinuerlig en-steg CSTR <sup>a</sup>	3	1,6	20	88	0,47
Kontinuerlig en-steg CSTR <sup>a</sup>	16	3,6	23	83	0,37
Kontinuerlig gjennomstrømning (PFR <sup>b</sup> )	18	2,8	20	76	0,45
To-steg: «solid bed» for hydrolysen og UASB <sup>c</sup> for metanogenesisen	100 + 25	6,8	2,5	94	0,35
To-steg: ASBR <sup>d</sup> for hydrolysen og anaerobt filter for metanogenesisen	2,5 + 10	4,4	7 + 10	87,5	0,34
To-steg: CSTR <sup>a</sup> for hydrolysen og anaerobt filter for metanogenesisen	7 + 4	5,65	2 + 2,3	96	0,42

*Merknad.* Verdiene er opprinnelig hentet ut fra forskjellige kilder, men er gjennomgått og samlet i studien av Bouallagui, Touhami, et al. (2004).

<sup>a</sup>«Continuously Stirred Tank Reactor»

<sup>b</sup>«Plug Flow Reactor»

<sup>c</sup>«Upflow anaerobic sludge blanket»

<sup>d</sup>«Anaerobic Sequencing Batch Reactor»

### 3.2 Mesofil eller termofil?

Konvensjonelle anaerobe reaktorer operer i det mesofile temperaturområdet, mens studier viser at en overgang til et termofilt miljø vil kunne gi raskere reaksjonshastigheter og øke gassproduksjonen. Termofile reaktorer er på en annen side mer sensitive for miljøendringer sammenlignet med mesofile (Kim et al., 2002). I vurderingen av hvilken driftstemperatur reaktoren skal ha er det blant annet viktig å se på klimaet der anlegget skal stå og hvilke temperaturer substratet har som skal mates inn i reaktoren (Bouallagui, Haouari, et al., 2004). I et forsøk på å øke effektiviteten ved nedbrytning av matavfall, utviklet Jung Kon Kim et al. (2006) et metan-fermentering system bestående av tre steg: semianaerob hydrolyse/acidogenese, acidogenese i et strengt anaerobt miljø og metanogenese (også i et

strengt anaerobt miljø). Ettersom systemet hadde det metanproduserende steget isolert, kunne man finne optimale forhold for metanogenese-steget. I studien ble optimale forhold for metanogenesen oppnådd i et termofilt miljø ved 50°C med en oppholdstid på 12 dager. Ved 55°C falt metanproduksjonen drastisk fra 223 til 119 liter CH<sub>4</sub>/kg sCOD nedbrutt, noe som underbygger påstanden om at termofile mikroorganismer er mer sensitive til temperaturendringer enn mesofile (Gerardi, 2003).

**Tabell 3.2 Gjennomstrømningsreaktor med varierende TS i forskjellige temperaturer. Hydraulisk oppholdstid er 20 dager. Frukt og grønnsaker hentet fra det tunisiske markedet er brukt som substrat. (Bouallagui, Haouari, et al., 2004)**

TS [%]	Temperatur [°C]	TVS nedbrytnings-effektivitet [%]	Biogassproduksjon [l/l dag]	Spesifikk biogassproduksjon [l/kg VS]	Metaninnhold [%]
4	20	54,18	0,64	386,31	58
	35	74,4	1,41	695,45	65
	55	75,85	1,70	954,11	62
6	20	66	1,05	625,00	56
	35	75,9	1,74	705,90	64
	55	86,9	2,43	997,45	60,5
8	35	64,58	2,34	638,84	57
	55	83,41	2,86	840,94	59
10	35	60,3	0,83	183,22	54
	55	72,79	3,17	733,80	58

Klimaet er ofte avgjørende for valg av mesofile eller termofile reaktorer. Mens man i USA har sluttet helt med behandlingen av avløps slam under termofile forhold, er det en veletablert behandlingsform av blant annet kommunalt organisk fast avfall i Europa. I Tunisia, hvor gjennomsnittstemperaturen over hele året ligger på over 25°C, er termofile reaktorer utbredt. I

Sverige derimot har det vært et økende fokus på bruken av anaerobe reaktorer som operer under lave temperaturer (Bouallagui, Haouari, et al., 2004). Det er likevel en økning i reaksjonsraten av de biokjemiske prosessene når temperaturen stiger. Dette medfører at den hydrauliske oppholdstiden kan generelt settes lavere i en termofil reaktor. Den kan da belastes med mer organisk materiale (4-5 kg VS/m<sup>3</sup> reaktorvolum per dag), sammenlignet med en mesofil (2-3 kg VS/m<sup>3</sup> reaktorvolum per dag) (Al Seadi et al., 2008; Schnürer & Jarvis, 2009).

I *Tabell 3.2* ser vi hvordan en økende temperatur i reaktoren gav en høyere gassproduksjon ved bruk av frukt og grønnsaker som substrat. Selv om det brukes mer energi for å opprettholde temperaturen i en termofil reaktor er likevel netto energiproduksjon 49,07 og 195,6 kJ/dag høyere for den samme reaktoren i henholdsvis det mesofile og psykrofile temperaturområdet (Bouallagui, Haouari, et al., 2004; Gerardi, 2003). På en annen side eksisterer det svært få metanproduserende termofile arker og veksten av de er treg sammenlignet med mesofile arker (Gerardi, 2003; Schnürer & Jarvis, 2009).

I to-steps-system er det ikke uvanlig med en kombinasjon av mesofile og termofile reaktorer (Gerardi, 2003). Sammenlignet med en-steps reaktorer har gassproduksjonen ikke vist seg å være noe større i en kombinasjon av mesofile og termofile temperaturer i et to-steps-system, men har vist gode resultater i forhold til reduksjon av glødetap i bioresten, prosess-stabilitet og utløpskvalitet i forhold til flyktige fettsyrer (VFA) og oppløst kjemisk oksygenforbruk (CODs) (Song et al., 2004).

### **3.3 Kontinuerlig eller batch?**

Marouani et al. (2002) viste at pH'en ble begrensende faktor i batchreaktorer med FVW som substrat på grunn av den raske syredannelsen, og skyldes en høy produksjon av flyktige fettsyrer (VFA). Dette medfører en inhibering av prosessen, noe som generelt sett har vært en utfordring knyttet til biogassproduksjon av FVW (Bouallagui, Touhami, et al., 2004). I tester gjort med tilsvarende avfall i en kontinuerlig prosess, ble det oppdaget at den anaerobe nedbrytningen av FVW er strengt tatt avhengig av HRT og biomassens tørrstoffinnhold. *Tabell 3.1* viser at batchreaktorene sammenlignet med kontinuerlige reaktorer taper på samtlige parametere: OLR, HRT, metangassproduksjon, VS%-reduksjon.



### 3.4 Mono- eller co-nedbrytning

Det har blitt rapportert om fordeler av å blande forskjellige substrat (co-nedbrytning) ved anaerob nedbrytning, sammenlignet med nedbrytningen av enkeltsubstrat (mono-nedbrytning). Dette baserer seg hovedsakelig på at substratene utfyller hverandre når det gjelder karbon og nitrogen forholdet (Kuruti et al., 2017; Mata-Alvarez et al., 2014).

Mua et al. (2017) sammenlignet mono- og co-nedbrytning av potet- og hodekålsavfall som substrat i batch og semi-kontinuerlig moduser. Det ble oppdaget en økning i metangassutbytte på hhv. 18,4% og 24,1% når avfallet ble mikset i forholdet 1:1 og brutt ned i co-nedbrytning sammenlignet med mono-nedbrytning av potet- og hodekålsavfall. Produksjonen av metangass lå høyest når reaktoren ble føret semi-kontinuerlig med en OLR på 5,0 kg VS/m<sup>3</sup>. Det nevnes at en av årsakene til økningen kan skyldes det miksede avfallets C/N-forhold som lå på 20,5, ettersom det optimale området for metanproduksjon ifølge Hanaki et al. (1994); Li et al. (2015) er  $20 \leq C/N \leq 30$ .

### 3.5 Forsuring av avløpsvannet ved Nora

Ettersom den organiske belastningen fra Nora er såpass høy på det kommunale nettet, har de i dag to buffertanker for å fordrøye utslippet og hvor selve pH-fallet skjer (Langfeldt, 2017). Ettersom biogassreaktorer må holde en pH på ca. 7.0-8.5 for å kunne opprettholde en stabil prosess, kunne det være en smart investering å velge en løsning som tar hånd om både avløpsvannet og det våtorganiske avfallet (Schnürer & Jarvis, 2009).

### 3.6 Biowater Technology AS

*Smaken av Grimstad* (SAG) er en næringsmiddelindustri i Grimstad som årlig foredler 8500 tonn med hvitkål, poteter, rødkål, gulrøtter og agurker. Ettersom de har et avløpsvann rikt på organisk materiale (tilsvarende 10 000 P.E), ikke ulikt Nora og Idun, har de nylig investert i et renseanlegg levert av leverandøren Biowater Technology AS. Anlegget består av en lagdelt sylindrisk reaktor, og er dimensjonert for å behandle avløpsvann med en hydraulisk og organisk belastning (COD) på henholdsvis 23 m<sup>3</sup>/time og 2600 mg/l (Olsen, 2016). Reaktoren ble nylig patentert av Biowaters under navnet HyVAB® (Hybrid Vertical Anaerobic Biofilm Reactor), og baserer seg på en teknologi utviklet ved NTNU. Ved å samle både anaerobe og aerobiske prosesser i en enhet, kan den energieffektive reaktoren erstatte bruken av flerfasede prosesser, spare kostnader og produsere mindre slam (Waterloo Normannsen, 2014). På anlegget i SAG sendes avløpsvannet først inn i en 600 m<sup>3</sup> buffertank. Her kan pH'en på vannet justeres i tillegg

til at det sikrer en jevn strøm inn i den 14 meter høye HyVAB®'en. Avløpsvannet strømmer så inn reaktorens nedre del, bestående av først et anaerobt kammer hvor ca. 75% av det organiske materiale omdannes til metangass. Det etterfølgende kammeret har et aerobt miljø, og består av en luftet biofilm som fjerner dårlig lukt og samtidig fjerner det resterende organiske materiale fra avløpsvannet. Med en produksjon på 260 dager i året kan anlegget ha en energiproduksjon på ca. 1 GWh/år (Olsen, 2016).

### **3.7 Nytt renseanlegg, Idun Rygge**

I forbindelse med et at Idun Rygge ønsker å oppgradere fabrikkens renseanlegg har de vært i dialog med Biowater Technology AS. I et møte 16. februar 2017, presenterte Biowater frem to nye forslag for et renseanlegg på Idun. Etersom Nora vurderes flyttet opp til Idun, ble det ene forslaget tilpasset den mulige økte belastningen. Alternativet bestod av en 18 meter høy HyVAB® (se *delkap. 3.5.1*) og er dimensjonert for å håndtere en organisk belastning på 4600 kg COD/døgn, tilsvarende 40 000 PE. Anlegget vil kunne produsere 1840 m<sup>3</sup> i døgnet, som tilsvarer en energi på 16000 kWh/døgn. 30% av energien kan omdannes til elektrisk energi via gassturbin, mens den gjenstående energien kan f.eks erstatte oljefyrte kjeler som brukes i produksjonen i dag. For at det skal skje en oppspalting til organiske fettsyrer i HyVAB'en anbefales det av leverandøren en pH på 6.0 i reaktoren, og samtidig en temperatur på over 25°C (Biowater Technologies AS, 2017).

### **3.8 Sammendrag**

Det finnes en rekke studier der frukt- og grønnsaksavfall (FVW) er testet i labskalareaktorer. (Bouallagui, Haouari, et al., 2004; Bouallagui, Touhami, et al., 2004; Kuruti et al., 2017; Nallathambi Gunaseelan, 2004). Samtlige nevner at fenomenet der en rask syredannelse medfører akkumulasjon av flyktige fettsyrer, kan redusere aktiviteten av metanogener i reaktoren og er den største begrensningen til FVW som substrat. Det rapporteres imidlertid at denne typen avfall har et høyt metangasspotensial (>300 ml CH<sub>4</sub>/gVS) (Chang & Chul Park, 1995), og kan gi en høyere netto energiproduksjon ved termofile forhold (Bouallagui, Haouari, et al., 2004). Litteratur der spesifikt ketchup og dressingavfall ble brukt som substrat ble ikke funnet. Det kan likevel tenkes at analyser av frukt- og grønnsaksavfall vil kunne være relevant for studien da ketchup, sennep og diverse dressinger produsert på Idun inneholder grønnsaker (Orkla, Lest 09.05.2017). Litteraturen har vist at ved å kjøre FVW i et flerstegs-system kan den

raske syredannelsen separeres fra metanogesen, en forsuring av prosessen forhindres og HRT kan settes lavere pga. den raske acetogesen. Dette vil dermed være et godt alternativ ved valg av biogassanlegg for frukt- og grønnsaksavfall. (Bouallagui, Touhami, et al., 2004; Kuruti et al., 2017)

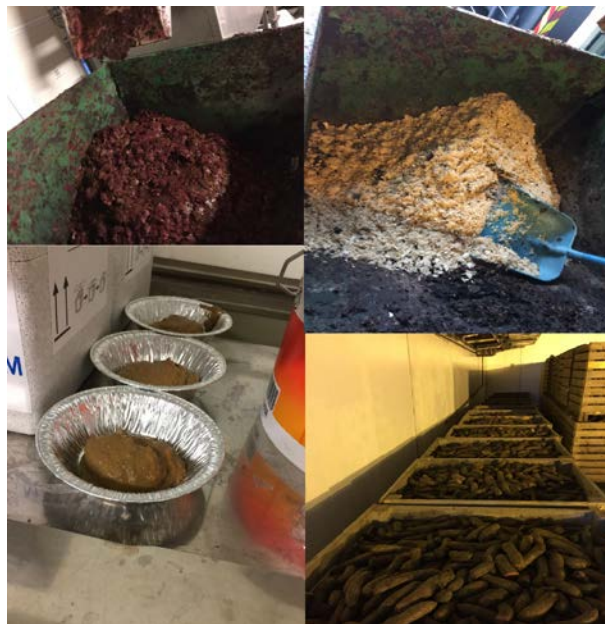


## 4 Materialer og metode

Denne delen av oppgaven vil inneholde en gjennomgang av metodene og materialene brukt for å si noe om karakteristikken til avfallet fra Orklas virksomheter i Rygge. Dette gjelder fortrinnsvis avfallets tørrstoffinnhold, gløderest og biogasspotensial.

### 4.1 Prøvetaking

Avfallet fra Nora består hovedsakelig av overflødig rester som generes ved skjæring og kutting av grønnsakene. Restene blir med vaskevannet til fabrikkens renseanlegg, hvor det så skilles ut fra en trappesil og samles i en kontainer. Ettersom det var interessant å se på biogasspotensialet i grønnsakene uavhengig av prosessstilstand ble prøver hentet ut fra følgende deler av prosessen: råvare, kokt og avfall utskilt fra renseanlegg. Prøvetakingen fra Nora ble også gjort i to forskjellige produksjonsperioder: rødbetproduksjon og surkålsproduksjon. Prøver fra pizzasaus- og sylteagurkproduksjon ble ikke gjort. Årsaken til dette er at pizzasausproduksjonen generer svært lite avfall og produksjonen av sylteagurk falt utenfor forsøksperioden (se *Tabell 1.1*).



**Figur 4.1** Substrat. Fra Nora: rødbet- og surkålsavfall (oppe til hhv. venstre og høyre), samt råe rødbeter (nede til høyre). Fra Idun: dressing/sausavfall (nede til venstre) . Foto: Ole Bendik Lilleby

På Idun ble prøvetaking gjort fra kontainer for tørt organisk avfall (se *Figur 1.3*). Ettersom avfallet fra Idun er av en mer homogen tilstand enn fra Nora, ble det ikke tatt ut prøver fra forskjellige deler av produksjonslinjen. Etter prøvetakingen ble avfallet lagret i plastbøtter på kjølerom (5 °C) frem til videre behandling og klargjøring for batchreaktortest.

## 4.2 Tørrstoffinnhold

For å finne tørrstoffinnholdet i prøvene ble tre replikater av hvert substrat tørket i en tørkeovn på 105°C i ca 12(?) timer. Ved å veie prøvene før og etter tørking kunne tørrstoffinnholdet finnes ved hjelp av *formel 8*. Før tørking ble substratene hver for seg blendet i en foodprosessor for å forberede biomassen på batchreaktorene. For at prøvene skulle bli tilstrekkelig og jevnt oppmalt ble vann tilsatt enkelte av substratene ved bruk av blenderen (se *Tabell 4.1*).

$$\%TS = \frac{\text{tørrvekt [g]}}{\text{totalvekt [g]}} * 100 \quad (8)$$



**Figur 4.2 Tørkeskap. Prøvene tørkes på 105 °C i ca 24 timer. Foto: Ole Bendik Lilleby**

## 4.3 Glødetap

Ved å varme de tørkede prøvene ytterligere i en glødeovn på 550°C over minimum 8 timer ville alt organisk stoff brenne bort, og begrene ville kun inneholde en aske bestående av uorganisk materiale. Vektdifferansen mellom gløderesten og de tørkede prøvene vil gi glødetapet («*volatile solids, VS*»). Ettersom batchreaktorene skulle inneholde substrat tilsvarende 1 g VS var dette nødvendig å gjøre før serumflaskene kunne innveies. Ved analyse av tørt organisk materiale måles VS i prosent av tørrstoff (Norsk Vann, 2013) (se *formel 9*).

$$\%VS = \frac{\text{glødetap [g]}}{\text{tørrvekt [g]}} * 100 \quad (9)$$

#### 4.4 Potensialtest av avfall ved bruk av serumflasker som batchreaktor

For å kunne si noe om hvor mye gass det kan forventes å produsere per mengde tørt organisk avfall, kan bestemte mengder fra avfallet brytes ned i labskala-batchreaktorer, hvor gassen kan analyseres. Metoden, som ofte forkortes BMP-test («*Bio-Methane Potential*»), er svært utbredt i studier som angår anaerob nedbrytning av organisk materiale. Metodebeskrivelsen under er i henhold til Hansen et al. (2004).

Batchreaktorene bestod av serumflasker på 500 ml. Forsøket ble utført på Vollebekk forsøksgård ved Norges miljø- og biovitenskapelige universitet. Et inkubatorrom på 37°C ± 1°C med tilhørende horisontalt roterende brett (90 rpm), sørget for at biomassen ble tilført varme og samtidig fikk en kontinuerlig fullomrøring (Estevez et al., 2012). Kvantitative og kvalitative analyser av gassen ble utført hver dag de to første ukene av forsøket, og mindre ofte utover i forsøksperioden, alt ettersom aktiviteten i flaskene avtok. For å kunne analysere gassen ble de lufttette serumflaskene utstyrt med korker av bytulgummi. Gummien gjør det mulig å stikke sprøyter inn i flaskene, samtidig som biogassen ikke slipper ut og oksygen ikke siver inn. For å kunne tåle et trykk på opptil 2 bar, ble korken forsterket av en aluminiumshette. Tilnærmet 100 ml kugjødse fra en av forsøksreaktorene på laben ble benyttet som inokulum i hver av flaskene (totalt 24, se *Tabell 4.1*). Et rom hvor gassen kunne akkumulere (headspace) i hver av flaskene på ble satt til 100 ml. Vann ble derfor etterfylt slik at hver flaske hadde et totalt innhold på omtrent 400 g. Ettersom tørrstoffinnholdet i den benyttede kugjødse var relativt lav (3,2%), ble det antatt at tettheten var tilnærmet 1kg/liter ved innveining av flaskene. Det totale innholdet i flaskene ble dermed veid inn til omtrent 400 g, slik at den gjenstående headspacen skulle være ca. 100 ml.



**Figur 4.3 Batchreaktorene merket og klargjort for mesofil (37°C) inkubering.**

**Tabell 4.1 Liste over innholdet i batchreaktorene. Testen ble utført med 1 gram VS substrat i hver av flaskene.**

Batchreaktor nr.	Substrat	Inokulum
1-3	Hodekål (rå)	Kugjødtsel
4-6	Surkålsavfall <sup>a</sup>	Kugjødtsel
7-9	Rødbet (rå)	Kugjødtsel
10-12	Rødbet (kokt)	Kugjødtsel
13-15	Rødbetavfall <sup>b</sup>	Kugjødtsel
16-18	Avfall fra Idun <sup>c</sup>	Kugjødtsel
19-21	Cellulose	Kugjødtsel
22-24	-	Kugjødtsel

*Merknad.* Innveid inokulum inneholder 2,1 gram VS i hver flaske.

<sup>a</sup>Består hovedsakelig av surkålsrester som er skilt ut fra vaskevannet i trappesil.

<sup>b</sup>Består hovedsakelig av avfallsrester fra produksjon av riflede rødbeter i lake, og er skilt ut fra vaskevannet i trappesil.

<sup>c</sup>Blandet avfall fra produksjonen av diverse sauser (ketchup, sennep, dressing, etc.)

Det ble derfor gjort tester på ubehandlede og kokte grønnsaker, samt grønnsaker blandet med lake. Mengden substrat ble satt til 1 g VS i alle seriene, unntatt den siste serien som kun inneholdt inokulum («null-ledd»). Dette er for å kunne kontrollere bidraget fra inokulumet i batchreaktorene. Triplikatet med cellulose ble brukt som kvalitetskontroll. Ved å sammenligne med tidligere tester av metanpotensialet i cellulose, kan det avdekkes om inokulumet i seriene yter tilstrekkelig. Hvis gjennomsnittet av kvalitetskontrollen gir verdier utenfor 315-439 ml CH<sub>4</sub> /g VS burde seriene forkastes (Hansen et al., 2004).



For å vite hvor mange gram substrat 1 g VS tilsvarer, måtte alle prøvene tørkes for å finne tørrstoffinnholdet og deretter behandles i glødeovn for å finne glødetap (se *avsnitt 4.4* og *4.5*). Etter innveing av substrat og inokulum ble hver enkelt flaske «flushet» med nitrogengass for å sikre anaerobe forhold i headspace.

#### 4.5 Gassmengde

Et digitalt manometer (se *Figur 4.4*) ble brukt for å måle trykket i flaskene. Manometeret har en oppløsning på 1 mbar, med et optimalt bruksområde på  $-1000 < \text{mbar} < 2000$ . For hver forsøksdag ble trykkmålinger av flaskene gjort før den kvalitative analysen (se *avsnitt 4.8*). Trykket i flaskene kunne avleses fra manometeret ved å stikke apparatets sprøytespiss ned i serumflaskene, én etter én. For å finne volumet av gassen under standard trykk og temperatur (STP) ble *tilstandsligningen* benyttet (10):



Figur 4.4 Digitalt manometer (GMH 3161 Greisinger Electronic, Germany). Foto: Ole Bendik Lilleby

$$\frac{PV}{T} = \frac{P_0V_0}{T_0} \quad (10)$$

der,  $P, T$  og  $V$  er hhv. trykk, temperatur og volum av gassen ved standard trykk og temperatur (STP; «*standard temperature and pressure*»; °C, 1 atm),  $P_0, V_0$  og  $T_0$  er hhv.

totaltrykk, headspace og gassens temperatur i flasken. Ettersom det er biogassen i flaskene som utøver trykkdifferansen mellom inn- og utsiden kan følgende gjøres:

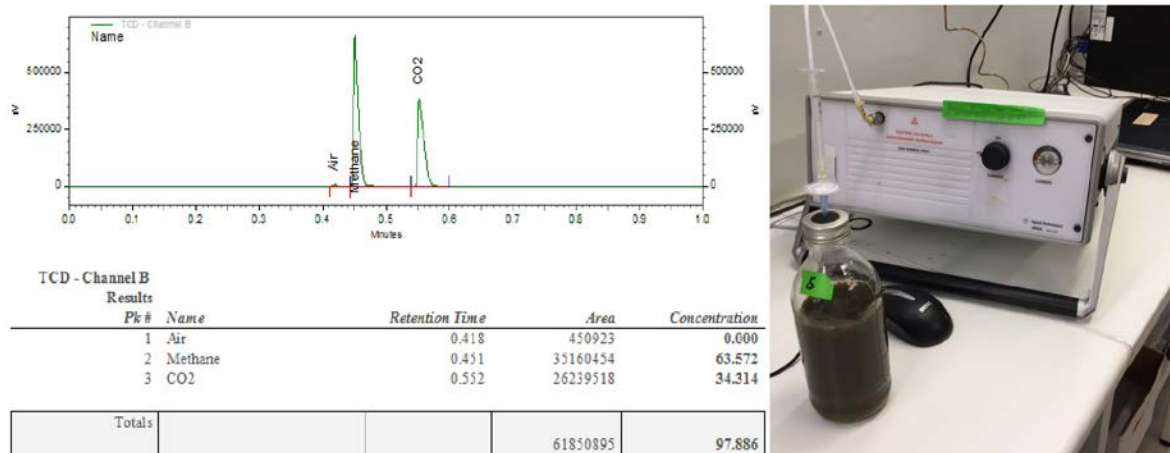
$$V_n = \frac{\Delta P V_0 T}{T_0 P_0} \quad (11)$$

der  $V_n$  er biogassmengden for prøve  $n$  ved STP og  $\Delta P$  er trykkdifferansen mellom totaltrykket i flasken og atmosfærisk trykk, og tilsvarer trykkverdiene lest av manometeret.

Videre var det interessant å undersøke produsert gass i batchreaktorene i forhold til mengden organisk innhold tilgjengelig for mikrobiell nedbrytning (VS), altså spesifikk gassproduksjon. For å analysere mengden produsert fra substratet, måtte bidraget fra inokulumet trekkes fra. Dette ble gjort ved å trekke fra gjennomsnittet av  $V_n$  for «null-ledd»-flaskene kun matet med inokulum. Før dette kunne gjøres måtte gasskomponentene identifiseres og kvantifiseres.

#### **4.6 Gasskromatografi**

En kvalitativ analyse av gassen ble gjort for å identifisere hvilke gasskomponenter som finnes i biogassen, og samtidig for å finne hvor stor andel denne komponenten representer. Ettersom karbondioksid og metangass er hovedkomponentene i biogass, ble det derfor ikke målt eventuelle sporgasser ved denne analysen. Etter at gassmengden var avlest med manometeret, ble serumflaskene hentet ut fra inkubatorrommet, én etter én, og bort til gasskromatografen. Deretter ble gassen analysert ved å stikke en nål, koblet til apparatet, gjennom bytulgummien i toppen av flaskene. Gasskromatografen ble videre startet via en egen PC, hvor også analysen ble avlest. Ettersom målingene av alle de 24 flaskene tok ca 1,5 time, ble dette tatt hensyn til når beregninger for gassakkumulasjon over tid ble gjort.



Figur 4.5 Gasskromatograf. Bildet til venstre viser gasskromatografen (3000 Micro GC, Agilent technologies, USA). Til høyre i figuren ser vi skjermdump fra en tilfeldig valgt gassmåling. Foto: Ole Bendik Lilleby

Forholdet mellom karbondioksid og metan ble ikke normalisert i gasskromatografien. Det ble derfor gjort om til normalisert prosentandel gass med følgende formel:

$$\%NCH_4 = \frac{\%CH_4}{\%CH_4 + \%CO_2} \quad (12)$$

$$\%NCO_2 = \frac{\%CO_2}{\%CH_4 + \%CO_2} \quad (13)$$

Formel 14 - 17 ble benyttet for å finne henholdsvis spesifikk metan- og karbondioksidproduksjon:

$$V_{n CH_4} = V_n * \%NCH_4 \quad (14)$$

$$V_{n CO_4} = V_n * \%NCO_2 \quad (15)$$

$$V_{n \text{ spesifikk } CH_4} = \frac{V_{n CH_4} - \bar{V}_{inokulum CH_4}}{\text{tilsatt } VS_{substrat}} \quad [ml/g] \quad (16)$$

$$V_{n \text{ spesifikk } CO_2} = \frac{V_{n CO_2} - \bar{V}_{inokulum CO_2}}{\text{tilsatt } VS_{substrat}} \quad [ml/g] \quad (17)$$

## 4.7 pH-målinger

Det ble utført pH-målinger av bioresten fra batchreaktortesten. Målingene ble utført med Bluelab<sup>®</sup> soil pH pen (se Figur 4.6). Etersom måleapparatet har et innebygd termometer, justeres den automatisk etter temperaturen den måler i. Bioresten fikk likevel kjøle seg noe før målingene etter anbefalinger om rom-temperatur ved pH-målinger. Målingene ble gjennomført 27.04.17, i forbindelse med avslutning av batchreaktorforsøket. Før målingen ble apparatets elektrode kalibrert for en pH-løsning på 4,01 og 7,00.



Figur 4.6 Bluelab<sup>®</sup> soil pH pen.

## 5 Resultater

### 5.1 Analyse av biomasse

Som et viktig ledd i å avdekke avfallets karakteristikk ble det gjort målinger av tørrstoffinnhold og glødetap. Det ble også målt pH av bioest i batchreaktorene. Forsøksperioden fant sted 17.02.17 - 27.04.17

#### 5.1.1 Tørrstoff (TS) og glødetap (VS)

Målinger av avfallets tørrstoffinnhold og glødetap ble gjort i henhold til metodebeskrivelsen i delkap 4.4 og 4.5. Utførelsen ble gjort i tidsrommet 17-23. februar. Resultatene er vist i Tabell 5.1.

**Tabell 5.1 Resultater for tørrstoff (%TS) og glødetap (%VS). Substratene består av organisk avfall fra Rygge Nora og Idun. Verdiene er beregnet med utgangspunkt i formel 8 og 9.**

Substrat	% TS	% VS
Hodekål (ubehandlet)	6,58	89,93
Surkålsavfall <sup>a</sup>	4,69	93,98
Rødbet (ubehandlet)	14,02	91,70
Rødbet (kokt)	12,05	89,17
Rødbetavfall <sup>b</sup>	7,58	95,12
Avfall fra Idun <sup>c</sup>	19,64	97,27
Inokulum (storfe gjødsel)	3,22	66,11

*Merknad.* Verdiene for andel tørrstoff (%TS) og glødetap (%VS) er et gjennomsnitt av triplikater for hvert substrat.

<sup>a</sup>Består hovedsakelig av surkålsrester som er skilt ut fra vaskevannet i trappesil.

<sup>b</sup>Består hovedsakelig av avfallsrester fra produksjon av riflede rødbeter i lake, og er skilt ut fra vaskevannet i trappesil.

<sup>c</sup>Blandet avfall fra produksjonen av diverse sauser (ketchup, sennep, dressinger, etc.)

## 5.1.2 pH-målinger

Det ble målt pH av bioresten i batchreaktorene 27.04.2017, som en avslutning av BMP-testen beskrevet i *delkap 4.6*. Målingene ble gjort i henhold til (ph-metoden). Resultatene er vist i *Tabell 5.2*.

**Tabell 5.2** pH i batchreaktorene etter avsluttet forsøk.

Substrat	pH	Temperatur [°C]
Hodekål (ubehandlet)	6,9	32
Surkålsavfall <sup>a</sup>	6,9	32
Rødbet (ubehandlet)	6,9	33
Rødbet (kokt)	6,9	31
Rødbetavfall <sup>b</sup>	7,0	30
Avfall fra Idun <sup>c</sup>	6,9	29
Cellulose	6,9	28
Kun inokulum (storfegjødsel)	7,1	26

*Merknad.* Verdiene er et snitt av triplikater. Benyttet pH-meter justeres automatisk etter temperatur.

<sup>a</sup>Består hovedsakelig av surkålsrester som er skilt ut fra vaskevannet i trappesil.

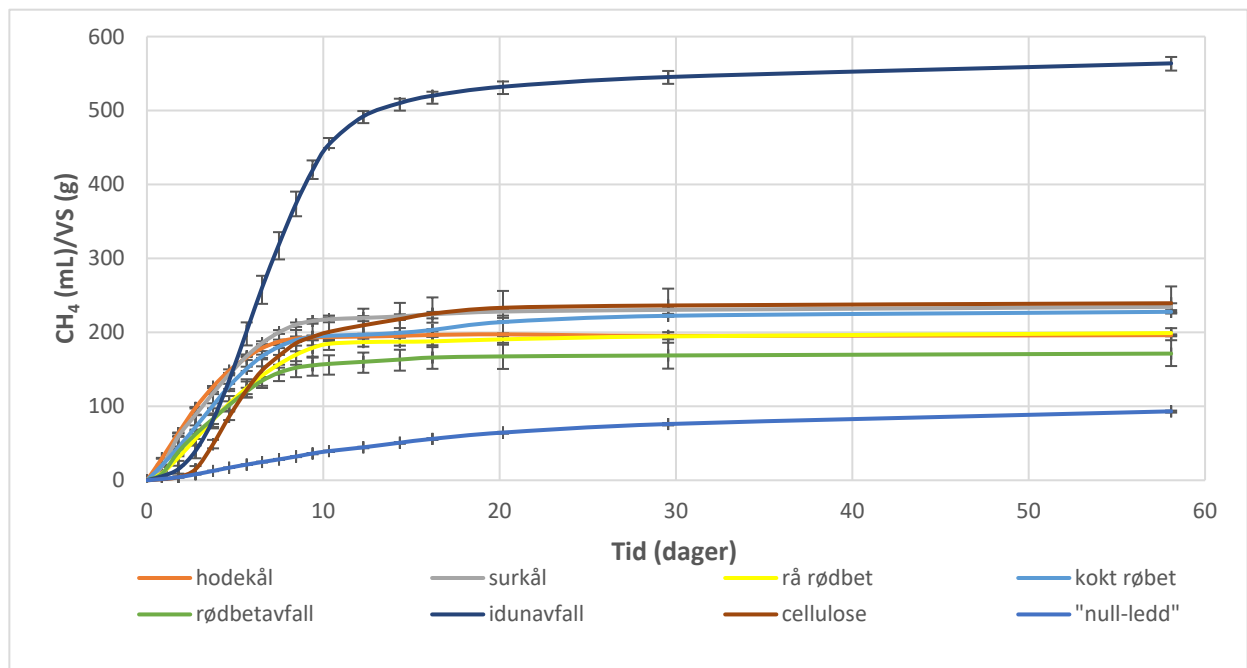
<sup>b</sup>Består hovedsakelig av avfallsrester fra produksjon av riflede rødbeter i lake, og er skilt ut fra vaskevannet i trappesil.

<sup>c</sup>Blandet avfall fra produksjonen av diverse sauser (ketchup, sennep, dressinger, etc.)

## 5.2 Analyse av biogass

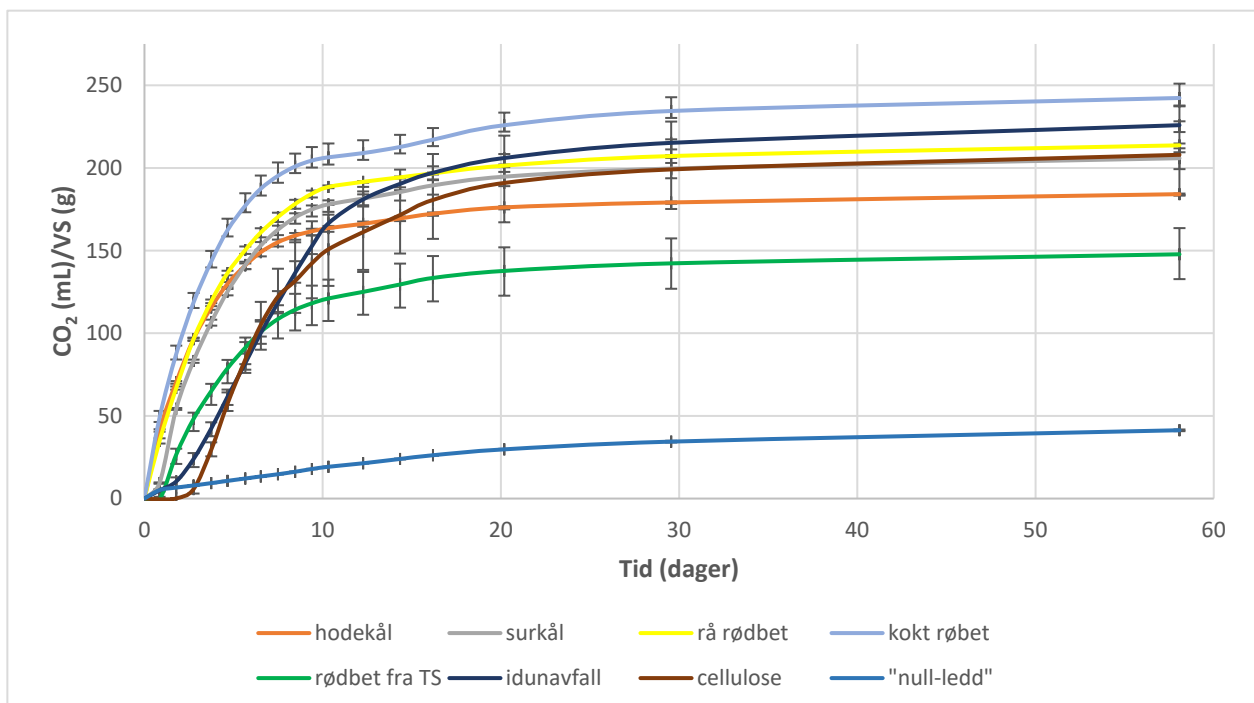
For å kunne si noe om avfallets evne til å produsere biogass ble det gjort BMP-tester av de individuelle avfallstypene (se *Tabell 4.1*). Gjennomførelsen ble gjort i overensstemmelse med Hansen et al. (2004), og er nærmere beskrevet i *delkap 4.6*. Resultatene for metan- og karbondioksidgassproduksjon per gram VS nedbrutt substrat er fremstilt over tid i hhv. *Figur 5.1* og *Figur 5.2*.

## 5.2.1 Metangassproduksjon



Figur 5.1 Kumulativ gassakkumulasjon av metan over tid. Kurvene er et snitt av tre replikater fra hvert substrat, med punkter for maks- og minimumsverdier

## 5.2.2 Karbondioksidgassproduksjon



Figur 5.2 Kumulativ gassakkumulasjon av karbondioksid over tid. Kurvene er et snitt av tre replikater fra hvert substrat, med punkter for maks- og minimumsverdier.



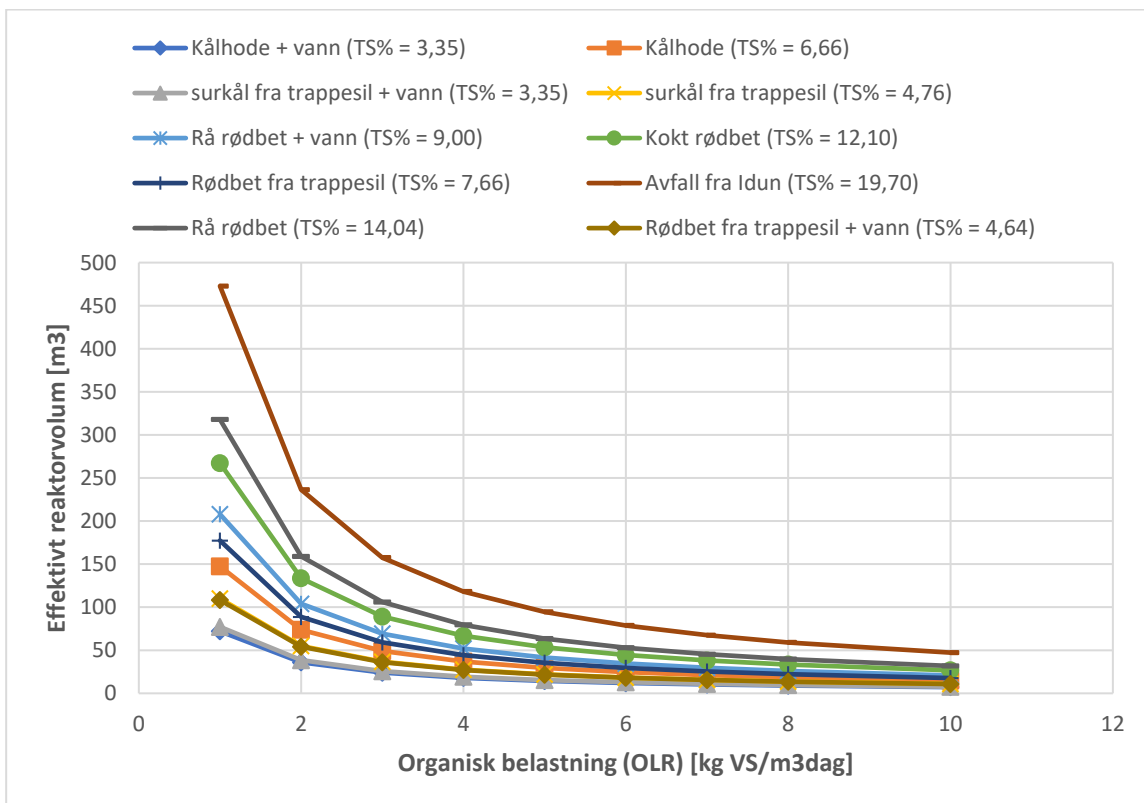


## 6 Design

I dette kapittelet vil det gjøres enkle volumberegninger for effektivt dimensjonerende reaktorvolum med hensyn på både hydraulisk oppholdstid (HRT) og organisk belastning (OLR). Kapittelet avsluttes med energiberegninger i forhold til temperatur og evaporasjon.

### 6.1 Beregninger av reaktorvolum som funksjon av OLR

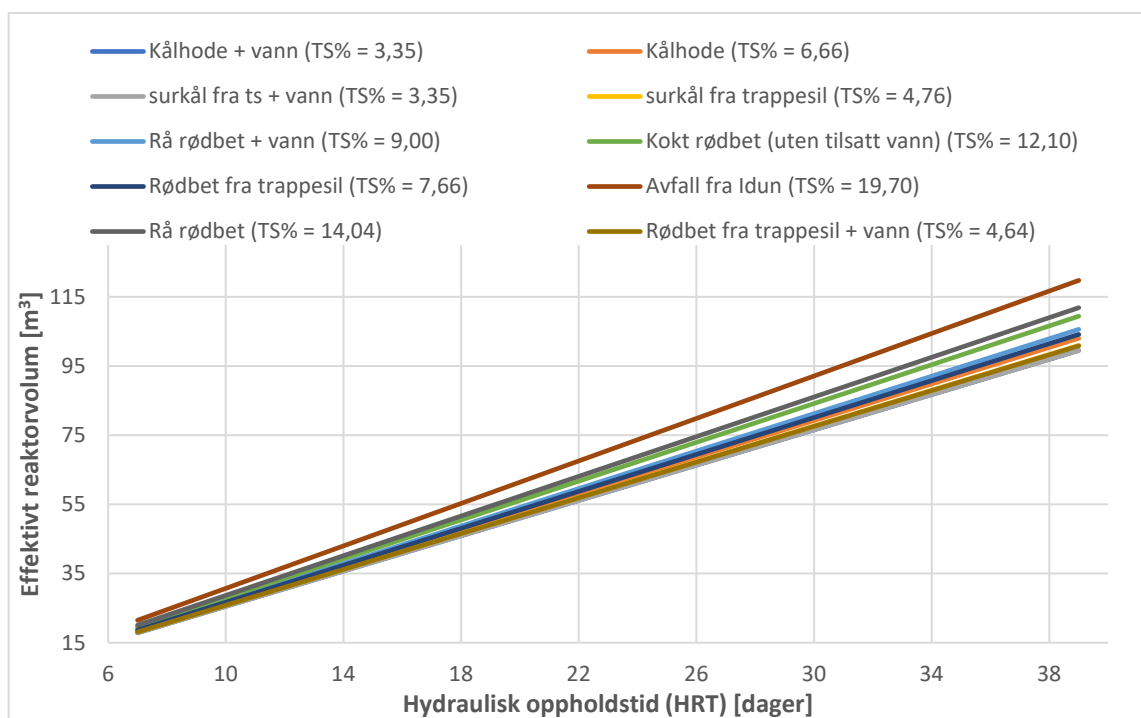
Ettersom det finnes lite data på mengde og sammensetning av tørt organisk avfall fra Nora- og Idunfabrikken ble årlig avfall satt til 900 tonn. På bakgrunn av dette ble reaktorvolum beregnet med hensyn på organisk belastning (OLR) ved hjelp av *formel 4* (se *avsnitt 2.8.1*). For å gjøre et mest mulig konservativt anslag ble sistnevnte formel matet med maksverdien blant triplikatene for tørrstoffinnhold. I *Figur 6.1* ser vi dimensjonerende effektivt reaktorvolum ved forskjellige scenarier. Eksempelvis vil effektivt volumet av reaktoren være minimum 120 m<sup>3</sup> hvis organisk belastning settes til OLR = 4kg VS/m<sup>3</sup> dag og avfallet kun består av substratet hentet fra Idun. Ettersom dette er effektivt reaktorvolumet (tilgjengelig volum for substratet) kommer headspace i tillegg, og vil avhenge av reaktortype.



Figur 6.1 Reaktorvolum som funksjon av OLR. Verdiene baserer seg på at den totale avfallsmengden på 900 tonn/år generert på Idun- og Norafabrikken består av ett type avfall

## 6.2 Beregninger av reaktorvolum som funksjon av HRT

Effektivt volum for reaktorer matet med avfall fra Idun- og Norafabrikken er også beregnet ut fra hydraulisk oppholdstid (HRT). Her er det antatt en tetthet på  $\rho = (1000\text{kg/m}^3 \cdot (100 - \text{TS}\%))/100$ . Beregningene er gjort med *formel 3* (se *avsnitt 2.8.1*), og er fremstilt i *Figur 6.2*. Eksempelvis vil effektivt reaktorvolum være minimum 95 m<sup>3</sup> hvis hydraulisk oppholdstid settes til 34 dager og avfallet består kun av 900 tonn kokte rødbeter per år. Bruker vi disse verdiene inn i *Figur 6.1* får vi en organisk belastning på nærmere  $\text{OLR} = 3 \text{ kg VS/m}^3 \text{ dag}$ .



Figur 6.2 Reaktorvolum som funksjon av HRT. Verdiene baserer seg på at den totale avfallsmengden på 900 tonn/år som genereres på Idun- og Norafabrikken består av en type avfall.

## 6.3 Energiberegninger

Den nødvendige kraften som kreves for oppvarming av reaktoren består hovedsakelig av tre komponenter: oppvarming av substrat, varmetap til omgivelsene og varmetap som følge av fordampning. Ved å benytte *formel 5*, *6* og *7* (se *avsnitt 2.8.2*) er det gjort en sammenligning av termofil og mesofil drift i forhold til energiforbruk.

### 6.3.1 Nødvendig kraft for oppvarming av substrat

Energien som kreves for oppvarming av substrat er beregnet med *formel 5*, der  $\Delta T$  beskriver temperaturdifferansen mellom substratet i innløpet og reaktorens driftstemperatur. Reaktorens

driftstemperatur ble satt til  $T_2 = 35^\circ\text{C}$  og  $55^\circ\text{C}$  for hhv. mesofil og termofil drift. Temperaturen til substratet er basert på gjennomsnittsberegninger av temperaturlogger fra avløpsvannet på Nora, der det antas at substratet har samme temperatur og ble estimert til,  $T_1 = 24,78^\circ\text{C}$  med et absoluttavvik  $= 4,70^\circ\text{C}$ . Det er også antatt at spesifikk varmekapasitet  $C$  for substratet er lik varmekapasiteten til vann,  $C_{\text{vann}}=4,186 \text{ J/g K}$ . Den gjennomsnittlige fôringsraten,  $R$  er bestemt ut i fra et årlig avfall på 900 tonn. Med disse opplysningene ble energiforbruket for oppvarmingen av substrat estimert til 1,22 kW og 3,61 kW for hhv. mesofil ( $35^\circ\text{C}$ ) og termofil ( $55^\circ\text{C}$ ) drift.

### 6.3.2 Varmetap til omgivelsene

*Formel 6* er benyttet for å beregne varmetapet til omgivelsene.  $\Delta T$ , som her beskriver temperaturdifferansen mellom inn- og utsiden av reaktoren, er basert gjennomsnittlig middelstemperatur,  $T$  i Rygge over et helt år fra 1900 til 2016 med verdien  $T_1 = 0,8^\circ\text{C}$  (NRK og Meteorologisk institutt, 2017). I samme formel er varmestrømtettheten,  $U$  antatt å ha en verdi  $U = 4,65 \text{ W/m}^2\text{K}$  (Rennuit & Sommer, 2013). Varmetapet er en funksjon av reaktorens overflateareal  $S$ . Dimensjoneringsgrunnlaget i denne oppgaven dreier seg i all hovedsak rundt reaktorens volum og ikke overflateareal. Det er derfor antatt at tanken har en sylindrisk form med høyde  $H$  og diameter  $D$ , der forholdet  $H/D = 2$ , noe som ikke er uvanlig i Europa ifølge Eyer (lest: 01.05.17). Ved hjelp av følgende beregninger kan varmetapet knyttes opp mot reaktorvolumet:

$$V_{\text{sylinder}} = \pi r^2 h = 4\pi r^3 \quad (18)$$

*Formel 18* settes så opp med hensyn på sylinderets radius,  $r$ :

$$r = \sqrt[3]{\frac{V_{\text{sylinder}}}{4\pi}} \quad (19)$$

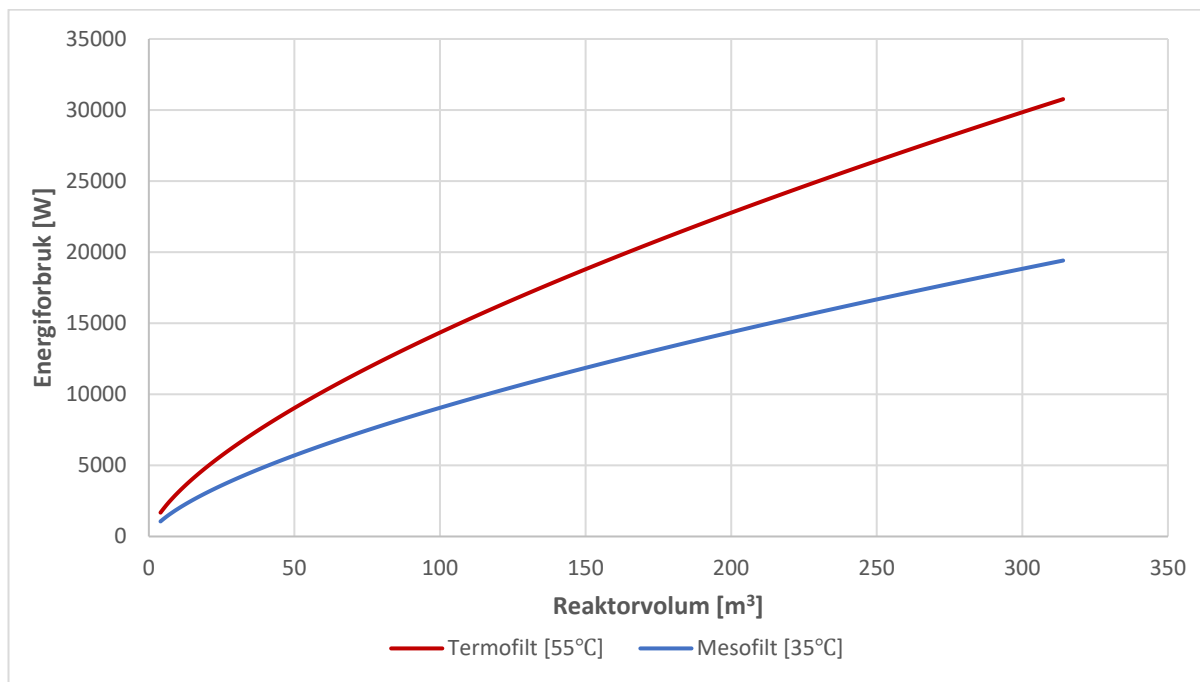
Reaktorens overflateareal,  $S$  kan så beregnes som en funksjon av volumet ved bruk av radius  $r$  fra *formel 19*:

$$S = 2\pi r^2 + 2rh = 2\pi r^2 + 8r^2 = 2r^2(\pi + 4) \quad (20)$$

Setter inn for  $r$  i *formel 20* og får:

$$S = 2 \sqrt[3]{\left(\frac{V_{\text{syndler}}^2}{16\pi^2}\right)} * (\pi + 4) \quad (21)$$

Ved å sette overflatearealet,  $S$  fra *formel 21* inn i *formel 6* kan varmetapet fremstilles som en funksjon av reaktorvolumet (se *Figur 6.3*). Anslaget viser en tydelig økning i differansen mellom energiforbruket under mesofil og termofil drift når reaktorvolumet øker.



**Figur 6.3** Totalt energitap (W) per reaktorvolum (m<sup>3</sup>) for mesofil og termofil drift.

### 6.3.3 Varmetap gjennom fordampning

I komponenten for varmetapet som følge av fordampning og kondensering av biogass (*formel 7*) er beregnet med dampmetningsgraden,  $Sat$  anslagsvis  $Sat=0,1 \text{ kg/m}^3$  (Scott and Turra - lest: 01.05.2017). Varmetapet gjennom fordampning avhenger av mengde biogass produser. Egne beregninger basert BMP-test med avfallet fra Idun og Nora, har vist at tapet bidrar svært lite ( $<0,01\text{W}$ ). Dermed ses komponenten på som neglisjerbar i denne oppgaven, og tas ikke med i videre beregninger.

## 6.4 Aktuelt scenario

Denne delen av oppgaven har som hensikt å gi Orkla en grov oversikt på hva de kan forvente i forhold til gassproduksjon, energiforbruk og energiproduksjon for et aktuelt anleggsalternativ. Beregninger er gjort med hensyn på tester av avfallet (BMP, tørrstoffinnhold og glødetap) og enkle overslag av reaktorvolum og energiforbruk.

### 6.4.1 Avfallssammensetning

Da det finnes lite data på mengden av de forskjellige avfallstypene, er det gjort en vurdering av avfallets sammensetning ut fra produksjonsoversikten (se *Tabell 1.1*). Summen av anslaget er fremstilt i *Tabell 6.1*, der det miksede avfallet har en TS% = 18,83. Ettersom våte og tørre prosesser har et tørrstoffinnhold på mellom respektive 2-15% og 20-35%, kan det tenkes at avfallet enten må fortynnes eller fortykkes. Innledningsvis i oppgaven ble det nevnt at avfallet fra Idun allerede var fjernet for vann (se *delkap. 1.1*). Ved å ikke fortykke avfallet fra Idun i like stor grad i første omgang kan det totale tørrstoffinnholdet i avfallet reduseres til eksempelvis TS% = 12. Et lavere tørrstoffinnhold gjør også at substratet kan tilsettes jevnere, og reaktoren kan dermed operere med en høyere organisk belastning (Schnürer & Jarvis, 2009).

**Tabell 6.1** Antatt avfallssammensetning.

Avfall	Mengde [tonn/år]	VS% (våt)	TS%	BMP (CH <sub>4</sub> mL/gVS)	Potensielt gassutbytte (CH <sub>4</sub> Nm <sup>3</sup> /år)
Agurk	15	4,39 <sup>a</sup>	4,77 <sup>a</sup>	283 <sup>b</sup>	186
Hodekål	27	5,92	6,66	196	313
Rødbeter	27	10,75	12,1	228	78
Idun	831	19,1	19,7	564	89518
Sum	900	18,21	18,8	-	90095
Sum (fortynnet)	1226	11,6	12,0	-	90095

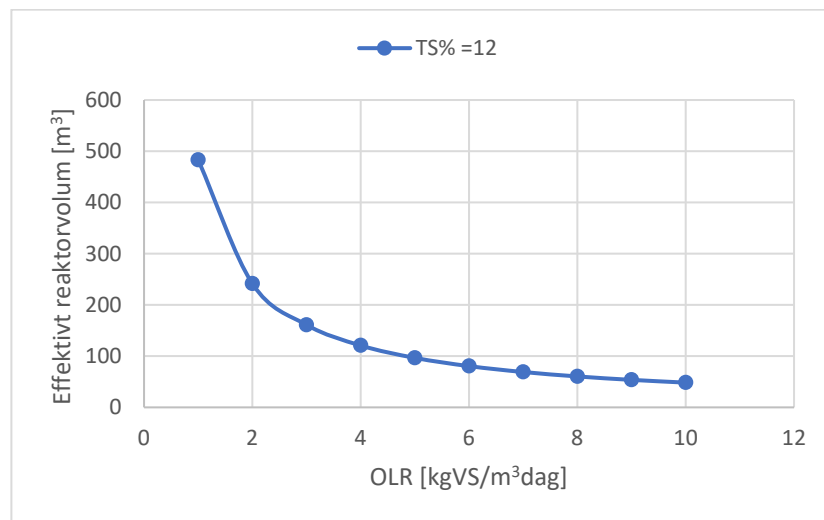
*Merknad.*

<sup>a</sup>(Nutrient Data Laboratory et al., 2002)

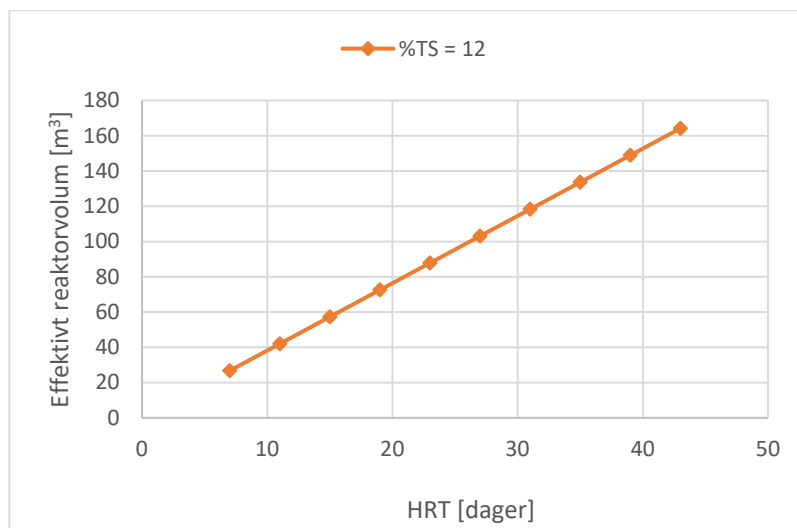
<sup>b</sup>(Dubrovskis et al., 2015)

## 6.4.2 Dimensjonering av reaktorvolum

Ettersom batchreaktorer er utelukkende brukt på faste råstoff (TS>30%), vil en kontinuerlig matet reaktor være mest aktuell for avfallet (Bachmann, 2013; Murphy & Thamsiriroj, 2013). Mens gjennomstrømningsreaktorer (PFR) ofte brukes for relativt faste substrat (TS>30%), vil det optimale tørrstoffinnholdet for CSTR-reaktorer være mellom 2% og 12% (Murphy & Thamsiriroj, 2013). Denne typen reaktorer driftes som regel med en OLR mellom 2 og 3 kgVS/m<sup>3</sup> (Bachmann, 2013). Det velges derfor en konservativ OLR = 2 kgVS/m<sup>3</sup> for det aktuelle scenarioet. Det påfølgende effektive reaktorvolum vil da være 242 m<sup>3</sup> ifølge *Figur 6.4*. Med disse betingelsene er OLR bestemmende parameter, ettersom det effektive reaktorvolumet (242 m<sup>3</sup>) gir unormalt høye verdier for HRT (se *Figur 6.5*) (Schnürer & Jarvis, 2009). Tilgjengelig volum for gassakkumulasjon må også tas hensyn til («headspace»). Volumet av dette settes til 10% av effektivt reaktorvolum (Samer, 2012). Vi får da et indre volum på 266,2 m<sup>3</sup>. Hvis vi antar en veggtykkelse på 150mm vil reaktorens totale volum være 311,9 m<sup>3</sup> med et fotavtrykk på 26,7 m<sup>2</sup> og en høyde og diameter på hhv. 11,7 og 5,83 m basert på *formel 20*.



**Figur 6.4** OLR som funksjon av reaktorvolum med tenkt scenario. Grafen er basert på *formel 4* (se *avsnitt 2.8.1*).



**Figur 6.5** HRT som funksjon av reaktorvolum med tenkt scenario. Grafen er basert på *formel 3* (se *avsnitt 2.8.1*).

### 6.4.3 Energiforbruk

Det kan også gjøres energiberegninger for scenarioet med betingelsene i *Tabell 6.1*. Nødvendig kraft for oppvarming av substratet inn i reaktoren vil bli for mesofil drift 1,66 kW og 4,91 kW for termofil drift. I tillegg kommer energitapet til omgivelsene. Med et indre reaktorvolum på 266,2 m<sup>3</sup>, vil dette komme på 17,3 kW og 27,5 kW for respektive mesofil og termofil reaktor ut fra antakelsene gjort i *avsnitt 6.3.2* om at forholdet mellom høyde og diameter,  $H/D = 2$ . Det viktig å nevne at termofile reaktorer kan driftes på en høyere OLR (se *avsnitt 2.8.1*), slik at det nødvendige reaktorvolumet kan reduseres kraftig (se *Figur 6.4*), og varmetapet vil falle. Det vil likevel være vanskelig å argumentere rundt en termofil drift videre i oppgaven, ettersom batchreaktorforsøkene med avfallet fra Idun og Nora ble gjort i det mesofile temperaturområdet (37°C). Det antas derfor at CSTR-reaktoren driftes mesofilt i de påfølgende kapitlene. Det ses bort i fra varmetapet fra fordampning, da dette representerer en svært liten andel av det totale energiforbruket (se *avsnitt 6.3.3*). Med en indre reaktorstørrelse på 266,2 m<sup>3</sup> som driftes mesofilt i Rygge, vil et gjennomsnittlig energiforbruk ligge på 17,3 kW + 1,66 kW = 18,96 kW. Dette tilsvarer 16,6% av gassens totale energi og stemmer godt overens med reaktorer i Sentral Europa (5-15 %) hvor klima er noe varmere enn i Rygge (Jørgensen, 2009; Scholwin & Nelles, 2013).

I tillegg kommer energiforbruket fra reaktorens mikser. Naegele et al. (2012) så på energiforbruket til forskjellige mikser i CSTR-reaktorer med et indre volum på 923 m<sup>3</sup>, og oppdaget at strømforbruket til en hellende mikser (Paddle incline agitator) lå på 11 kW. For

enkelhetens skyld antar vi at energiforbruket øker proporsjonalt med reaktorens indre volum, og antar at mikseren i dette scenarioet vil bidra med 3,17 kW. Når avstanden fra avfallet til reaktor er kort, vil energiforbruket knyttet til lagring og transport bidra relativt lite, og neglisjeres videre i oppgaven (Scholwin & Nelles, 2013).

#### 6.4.4 Kraftvarmeproduksjon

For å omdanne den energirike gassen til et produkt som kan anvendes, er det viktig å undersøke hvilke behov energien skal fylle. Det er også viktig å vurdere om systemet kan håndtere biogassanleggets kapasitet (Kaparaju & Rintala, 2013). Basert på at 1 m<sup>3</sup> metangass har en kaloriverdi på 39,8 MJ eller 11,06 kWh (Jørgensen, 2009), vil det årlige potensielle metangassutbyttet (90095 Nm<sup>3</sup>) representerer en energi på ca 1,0 GWh/år eller 114 kW. Ut fra *Tabell 2.4* kan det dermed utelukkes noen alternativer, da komponenten må kunne levere en kapasitet i det lavere sjiktet.

Ettersom det er lagt frem forbud mot bruken av oljefyrte kjeler til oppvarmingen av bygg (se *avsnitt 2.10.1*) kan et godt alternativ være å bruke biogassen i en eksiterende *naturgassfyrkjel* for varmeproduksjon. Disse har en typisk effektivitet på 75-85% i konverteringen til termisk energi, der varmen kan brukes til å drifte den anaerobe reaktoren og i tillegg gi varme til produksjonen på fabrikken (Kaparaju & Rintala, 2013; Krich et al., 2005).

Hvis kraftproduksjon også er av interesse kan en *mikroturbin* (små gassforbrenningsturbiner) brukes for å generere elektrisitet. Det er en økende bruk av mikroturbiner i kraftvarmeproduksjon (elektrisitet og varme) med biogass som brensel, med en elektrisk effektivitet på typisk 15-30%. Eksosen fra mikroturbinen kan brukes til varmeproduksjon, men ettersom temperaturen er relativt lav (200-300°C) begrenser den seg til produksjonen av lavtrykkdamp eller varmtvann. I kombinasjon med en dampturbin kan den elektriske effektiviteten gå helt opp til 50%. I forhold til tradisjonelle forbrenningsmotorer er investeringskostnaden noe høyere, men krever mindre vedlikehold og har lengre levetid (Kaparaju & Rintala, 2013).

I det aktuelle scenarioet antas det at anlegget genererer kraftvarme fra en mikroturbin med en elektrisk og termisk effektivitet på respektive 30% og 35%. Den årlige kraftproduksjonen blir da på 300 MWh, med en varmeproduksjon 350 MWh.



### 6.4.5 Totaloversikt

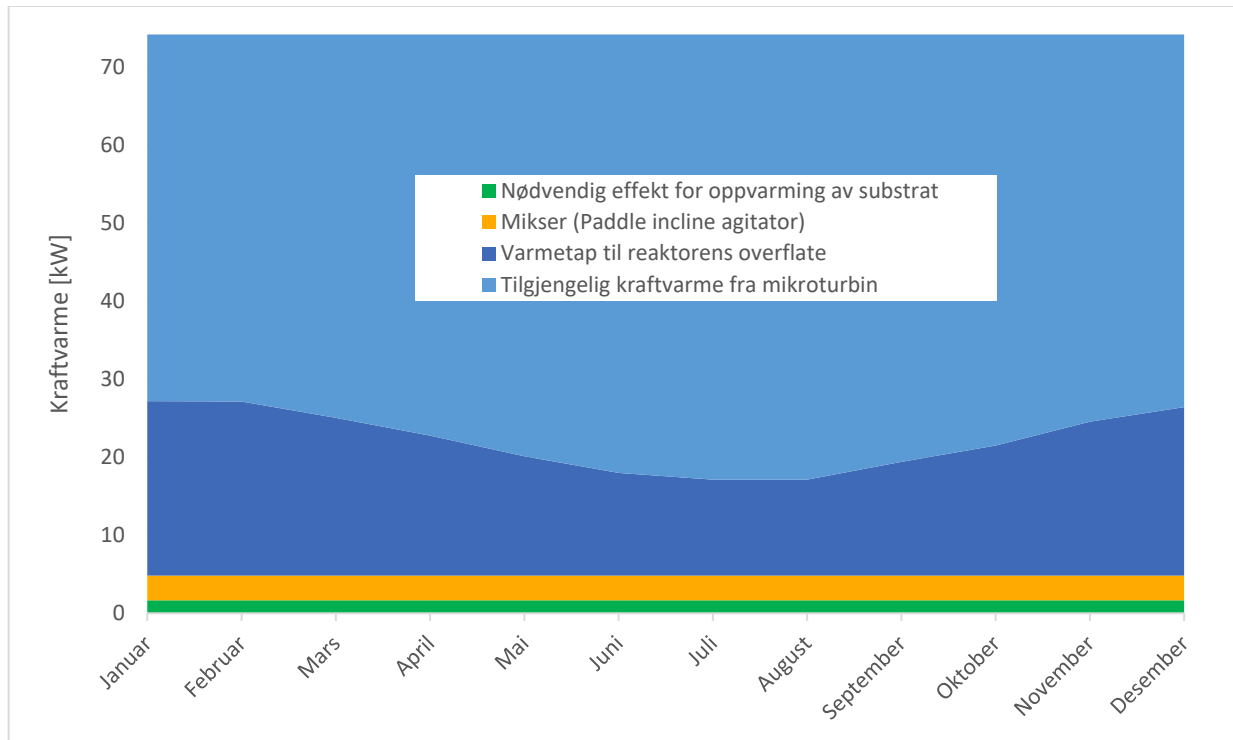
For det aktuelle scenarioet er det tatt mange antakelser. Som tidligere nevnt i dette kapittelet er det sett bort ifra energitap fra transport, lagring og varmetap gjennom fordampning. Det forutsettes også at anlegget har en utnyttelse av metanpotensialet tilsvarende BMP-testens verdier. Komponentene det er tatt hensyn til i oppgaven representerer det største forbruket. Det er likevel en rekke andre ledd som bidrar til energitaptap: biogassrensing, drift av kraftvarmeanlegg, etterbehandling og transport av bioest, prosesskontrollutstyr (Scholwin & Nelles, 2013). Verdiene *Tabell 6.2* representerer derfor en grov oversikt over hva det kan forventes av netto energiproduksjon for CSTR-anlegg med mikroturbin.

**Tabell 6.2 Netto energiproduksjon.**

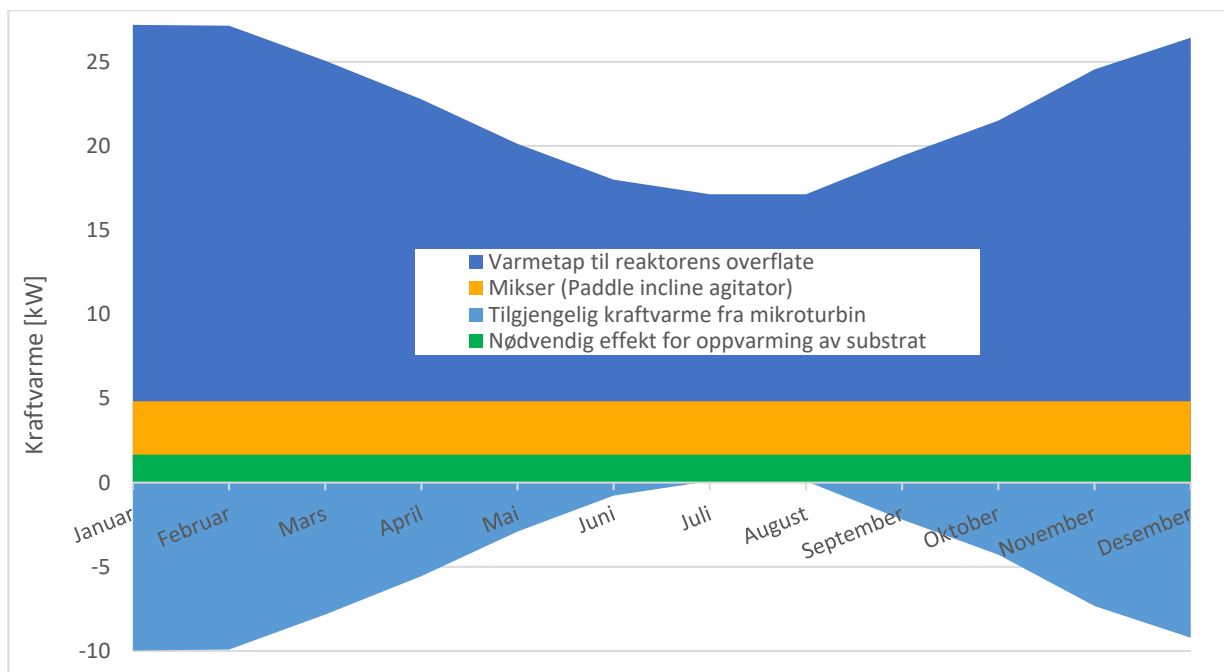
Komponent	Effekt [kW]
Oppvarming av substrat	-1,66
Varmetap til omgivelser	-17,3
Energiforbruk mikser-CSTR (Paddle incline agitator)	-3,17
Mikroturbin (el.)	34,2
Mikroturbin (varme)	40,0
Sum	= 52,1

Kraftvarmeproduksjonen vil kunne variere gjennom året, der størst netto energiproduksjon vil skje i juli-august (60 kW) og lavest i januar-februar (50kw). Dette er presentert i *Figur 6.6*. Til sammenligning er det i *Figur 6.7* antatt at hele avfallssammensetningen består av kun hodekål. Da vil anlegget ha en negativ netto energiproduksjon, med unntak i juli hvor brutto energiproduksjon ut fra mikroturbinen akkurat dekker behovet.

Ettersom Idun generer mest avfall, samtidig som produksjonen fra Nora vurderes flyttet opp dit, vil et eventuelt biogassanlegg mest sannsynlig plasseres på Idunfabrikken. For å få en visuell forståelse av den tenkte CSTR-reaktoren er den plassert inn i området rundt Idun i *Figur 6.9a*. Reaktoren er også plassert i området sammen med et komplett biogassanlegg i *Figur 6.9b*.



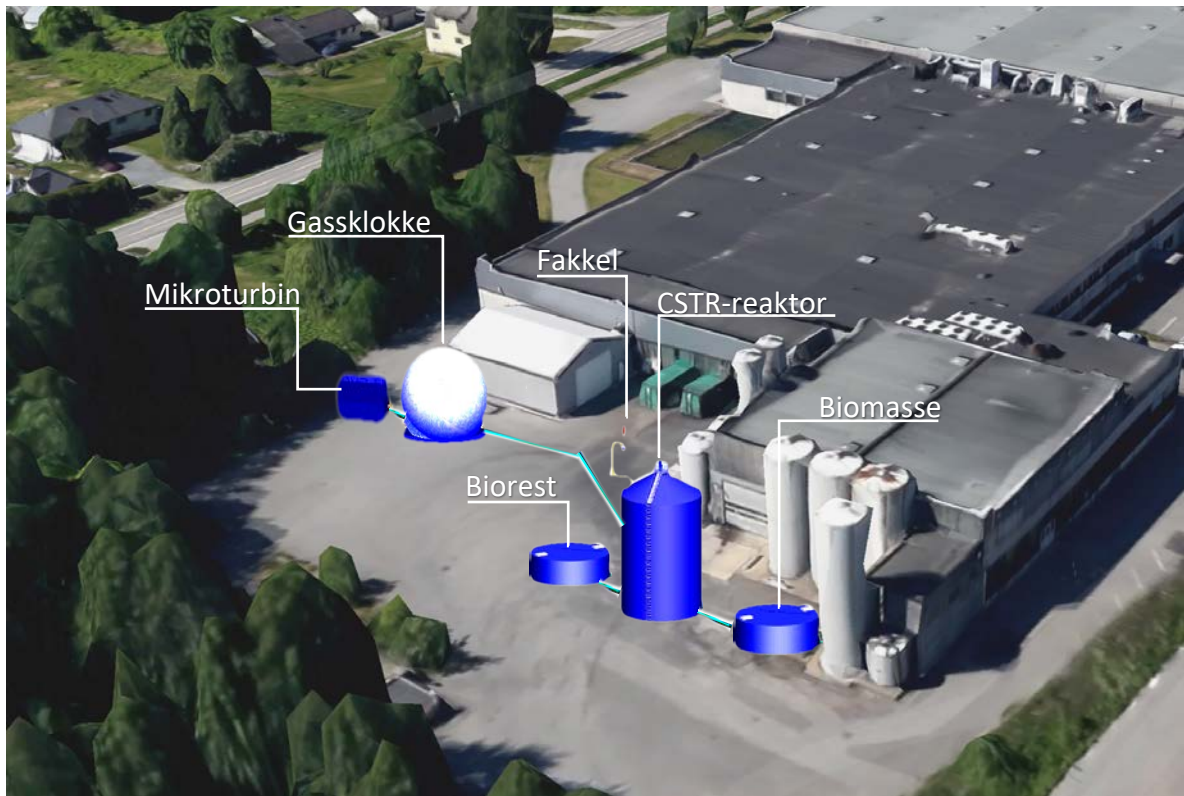
**Figur 6.6** Sammenligning av anleggets energiforbruk og kraftvarmeproduksjon over et år. Verdiene er plottet ut fra det aktuelle scenarioet og gjennomsnittstemperaturen i Rygge hver måned. Det er antatt at temperaturen på substratet i innløpet til reaktoren er konstant gjennom året. Temperaturdata for Rygge er basert på målinger gjort fra 1900-2016 (NRK og Meteorologisk institutt, 2017). Figur inspirert av Scholwin and Nelles (2013).



Figur 6.7 Sammenligning av energiforbruk og kraftvarmeproduksjon for det samme anlegget som i Figur 6.8, men med en årlig avfallsmengde på 900 tonn hodekål. Figur inspirert av Scholwin and Nelles (2013).



(a) CSTR-reaktor (blå sirkel) i riktig størrelsesforhold plassert utenfor Idun-fabrikken



(b) CSTR-reaktor i et konseptuelt biogassanlegg med buffertank for innkommende biomasse, oppsamlingstank for biorest, gassklokke og gassturbin som genererer, strøm.

**Figur 6.8** Plassering og størrelsesforhold av konseptuelt biogassanlegg ved Idun (Google Kartdata, 2017; Renew Energy A/S, 2017)

## 7 Økonomisk analyse

Denne delen av oppgaven vil gi et kostnadsestimat for anlegget presentert i *delkap. 6.4*. Et godt estimat av drift- og investeringskostnadene avhenger av tilbud fra leverandører. Ettersom Orkla er i forstadiet av et eventuelt biogassanlegg på Nora eller Idunfabrikken, og tilbud fra forhandlere foreløpig ikke har blitt gitt, vil den økonomiske analysen basere seg på analyser av eksisterende og planlagte anlegg. Den økonomiske analysen vil være et grovt anslag. For enkelhetens skyld neglisjeres dermed pengenes tidsverdi.

### 7.1 Investeringskostnader

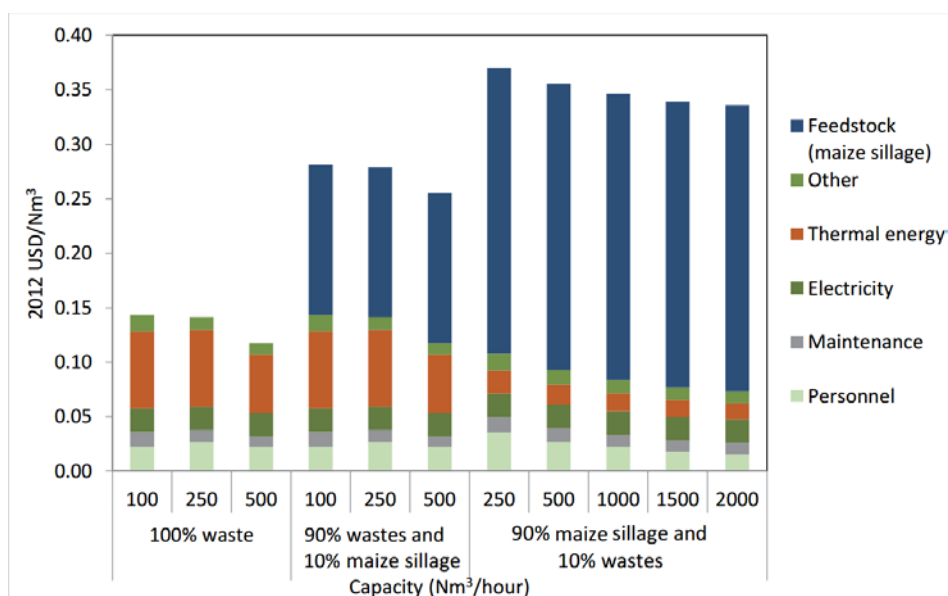
For beregning av investeringskostnadene legges det til grunn kostnadsestimater fra et utvalg biogassanlegg som planlegges bygget i Norge. Utvalget består av anlegg som har fått innvilget støtte fra Enova SF (SF, «Statsforetak»). Med datagrunnlaget fra Enova har Modahl et al. (2014) utviklet en empirisk kostnadsfunksjon. For et anlegg med en gitt gassproduksjon, estimerer formelen en forventet investeringskostnad. Ettersom datagrunnlaget baserer seg på søknader, antas det i rapporten at hver søker har gjort en grundig vurdering av investeringsbehovet. Datagrunnlaget representerer dermed det beste økonomiske datagrunnlaget for beregning av biogassanlegg i Norge (Modahl et al., 2014). Funksjonen per 2014 er basert på 12 søkere og kan brukes på følgende måte:

$$y = 5503,7x^{0,8894} \quad (22)$$

der  $y$  er investeringskostnadene (1000NOK) for et gitt anlegg med en forventet energimengde gass produsert (GWh/år),  $x$ . Med den årlige antatte energimengden gass produsert på 1,00GWh (beregnet i *avsnitt. 6.4.4*), settes dette inn for  $x$  og gir en investeringskostnad på:

$$y = 5503,7 * 1^{0,8894} = \underline{5\ 503\ 700\ \text{NOK}} \quad (23)$$

## 7.2 Driftskostnader



**Figur 7.1 Driftskostnader.** Kostnadene er presentert per produsert biogass (USD/Nm<sup>3</sup>). (IRENA, 2013; Urban et al., 2009)

I rapporten til det internasjonale byrået for fornybar energi («*The International Renewable Energy Agency*», IRENA), er driftskostnadene for biogassanlegg med varierende størrelse gitt per kapasitet biogass produsert (se *Figur 7.1*). Scenarioet presentert i *delkap. 6.4* tar utgangspunkt i produsert metangass. For å kunne implementere dette i rapporten til IRENA antas det for enkelhetens skyld at biogassen har samme mengde metaninnhold som Idun-avfallet i BMP-testen (71,3%). Den årlige biogassmengden blir da 115 869 Nm<sup>3</sup>. Orkla vil ikke trenge å betale ytterligere for bruken av sitt eget avfallet, slik at kostnader knyttet til anskaffelse av substrat kan ses bort i fra. Den termiske energien brukt i driften er tatt hensyn til tidligere i oppgaven (se *avsnitt 6.4.4*), slik at driftskostnadene som gjenstår da er vedlikehold, personell, elektrisitet og øvrige. Selv om effekten fra mikseren (Paddle incline agitator) allerede er tatt med i beregningene, er elektrisitetskostnadene fra *Figur 7.1* likevel med for å få med bidraget fra eventuelle pumper, oppgraderingsanlegg og instrumentering. For enkelhetens skyld og samtidig gjøre et mest mulig konservativt anslag, blir mikseren med en ekstra gang i beregningene.

Kapasiteten på anlegget ligger på  $115\,869\text{ Nm}^3 / (365 \cdot 24) = 13,2\text{ Nm}^3/\text{time}$ . Dette er langt under alternativene beskrevet i IRENA (2013), men *Figur 7.1* tilsier at kostnadene knyttet til anleggets termiske energibehov hovedsakelig varierer når kapasiteten endrer seg. De samme

verdiene brukes dermed for anlegget i denne oppgaven, ettersom anleggets termiske energi allerede er tatt hensyn til. Driftskostnadene for det aktuelle anlegget blir da:

$$0,08 \frac{\text{USD}}{\text{Nm}^3} * 115\,869 \text{Nm}^3 = 9269,52 \frac{\text{USD}}{\text{år}} = 80\,144 \frac{\text{NOK}}{\text{år}} \quad (24)$$

der USD («*United States Dollar*») tilsvarer 8,646 NOK per 08.05.2017, og  $\text{Nm}^3$  er normalkubikkmeter (volum ved STP) biogass. Komponentene i et biogassanlegg har en forventet økonomisk levetid på 15-20 år (IRENA, 2013).

### 7.3 Totaloversikt

Det årlige regnskapet ved anskaffelsen av det tenkte biogassanlegget er presentert i *Tabell 7.1*. Tilbakebetalingstiden for anlegget vil være 9,46 år.

**Tabell 7.1 Regnskap ved investering av biogassanlegg for avfallshåndtering**

Årlige:	Utgifter [NOK]	Inntekter [NOK]
Netto energiproduksjon <sup>a</sup>		162 020,-
Drift- og vedlikeholdskostnader <sup>c</sup>	80 144,-	
Investeringskostnad <sup>d</sup>	275 185,-	
Sum årlig utgifter biogassanlegg		193 309,-
Sum årlig gjeldende avfallshåndtering <sup>b</sup>		500 000,-
<u>Årlig redusert kostnad ved etablering av biogassanlegg</u>		<u>= 306 691,- NOK</u>

*Merknad.* Eventuelle kapitalkostnader kommer i tillegg.

<sup>a</sup>Netto energiproduksjonen (se *Tabell 6.2*) over ett år med en elektrisitetspris på 35,5øre/kWh (SSB, 2017).

<sup>b</sup>Orkla faktureres 0,5-1 MNOK/år for henting av avfall (se *delkap 1.1*). Det antas dermed at biorest fra biogassanlegget hentes kostnadsfritt.

<sup>c</sup>Driftkostnader knyttet til oppvarming av reaktor er ikke i tallene for «*Drifts- og vedlikeholdskostnader*», ettersom dette er medberegnet i «*Netto energiproduksjon*».

<sup>d</sup>Med en antatt levetid på 15år blir den årlige investeringskostnaden: 5,5MNOK/20år (IRENA, 2013).

## 7.4 Støtteordninger

Norges klimamål 2020 er å redusere klimagassutslippet med 30% i forhold til 1990. I kjølevannet av dette, har det oppstått flere tiltak og virkemidler som gir støtte til fornybar energi (Enova, Innovasjon Norge, Elsertifikat) (Klima- og forurensningsdirektoratet, 2010).

### 7.4.1 Enova

Statsforetaket *Enova* tilbyr et støtteprogram rettet mot virksomheter som ønsker å etablere nytt biogassanlegg. Det er et krav at anlegget skal brukes til å utvinne biogass med drivstoffkvalitet, og må ha en årlig produksjon på minimum 100 000 Nm<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>. Det også gitt at anlegget oppfyller bærekraftkriteriene i Produktforskriften (Miljødirektoratet, 2015). Etersom avfallet fra Orklas produksjonslokaler i Rygge verken består av rester fra, jordbruk, akvakultur, fiskeri og skogbruk begrenser bærekraftkriteriene seg til:

Produktforskriften § 3-6: «*Biodrivstoff som er produsert på anlegg med produksjonsoppstart 5. oktober 2015 eller senere skal ha en klimagassreduksjon på minst 60 % fra 1. januar 2017.*»

Biodrivstoff defineres i § 3-2: «*flytende eller gassformig brensel til transport som er produsert av biomasse*»

(*Lovdata, 2017*)

Avfallet til Orklas virksomheter i Rygge håndteres i dag (12.05.17) av Humlekjær & Ødegaard AS i Fredrikstad. Det antas at denne løsningen er underlagt en god del transport. Ved å håndtere avfallet internt i et biogassanlegg kan unødvendig transport reduseres, og klimagassutslippet kuttes. Hvis biogassen som produseres også kan erstatte eventuelle eksisterende fossile varmekilder i virksomheten, vil dette kunne medføre ytterligere utslippskutt. Om anlegget vil kunne produsere gass tilsvarende 100 000 Nm<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>/år er imidlertid usikkert. I scenarioet (*avsnitt 6.4.4*) er den årlige gassproduksjon beregnet til anslagsvis 90 095 Nm<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>. Dette er tall basert på en rekke antakelser. En grundig kartlegging av avfallsmengde og sammensetning vil kunne gi et bedre bilde på om en investeringsstøtte fra Enova vil være sannsynlig. Hvor mye støtte det gis er individuelt for hvert prosjekt, men skal tilsvare beløpet som medfører en positiv investeringsbeslutning (Miljødirektoratet, 2015).



#### **7.4.2 El.sertifikater**

I 2011 ble det vedtatt ny lov om el-sertifikater. Loven omfatter en støtteordning som skal bidra til økt fornybar kraftproduksjon (Fornybar.no, 2016). Ordningen fungerer slik at for hver produserte MWh vil kraftprodusenter av fornybar energi motta ett elsertifikat i inntil 15 år (Olje- og energidepartementet, 2014). Elsertifikatene kan selges og gi en ekstra gevinst utover inntekten fra kraften som produseres. Prisen bestemmes av tilbud og etterspørsel, der sistnevnte er sikret ved at strømleverandører og enkelte strømkunder er pålagt å kjøpe elsertifikat (NVE, 2017).



## 8 Diskusjon

### 8.1 Analyse av biomasse

#### 8.1.1 Tørrstoff og glødetap

Triplikatene for tørrstoff hadde en liten spredning. Prosentandel tørrstoffinnhold i prøvene hadde et standardavvik på 0,039% (rå rødbet) til 0,107% (avfallet fra Idun). Det samme gjelder for gløderestprøvene, med et standardavvik på våt VS% fra 0,035% til 0,123% (se *Vedlegg C*). Det er naturlig at avviket vil kunne være noe høyere for gløderesten, ettersom verdiene bygger på tørrstoffinnholdet (se *delkap 4.5*). Verdiene mellom produksjonslokalene spriker, der tørrstoffinnholdet i Idun-avfallet lå på 19,6% mot 4,7-14,0% på Noras. Dette har sammenheng med at Idun-avfallet har en annen karakter enn avfallet fra Nora. Ettersom dette er gjenstander fra ketchup, sennep, dressinger etc, er avfallet fra Idun i mye større grad finkornet enn avfallet fra Nora, som hovedsakelig består av grovkornet grønnsaksavfall. Reaktorer som mates med lite tørrstoff, og dermed lave konsentrasjoner av VS, vil kunne få problemer med nå en tilstrekkelig organisk belastning med reaktorens volum. Anlegget vil da kunne være lite økonomisk forsvarlig. En fortykning av substratet fra Nora kan alternativt være en mulighet (Schnürer & Jarvis, 2009).

Selv om prøvene kan ses på som pålitelig, vil det imidlertid være vanskelig å trekke slutninger om egenskapene til Idun og Noras totale avfallsmengde for et helt år ut fra disse observasjonene. Dette har sammenheng med at prøvetakingen ble gjort innenfor et kort intervall (16.02.17 - 21.02.17). Ved å kartlegge produksjonslokalenes avfallsmengde og sammensetning vil analysen kunne få en større nytteverdi ved videre skissering og planlegging av biogassanlegg. Ettersom undertegnede ikke besitter denne informasjonen, er det blitt gjort grove antakelser for avfallsmengde og sammensetning.

#### 8.1.2 BMP-test

BMP-testen av avfallsprøvene ble avsluttet etter en periode på 58 dager. Resultatene, vist i *Figur 5.1*, ga langt høyere verdier for avfallet fra Idun (568 ml CH<sub>4</sub>/g VS), sammenlignet med avfallet fra Nora (192 – 256 ml CH<sub>4</sub>/g VS). Produktene fra Idun har jevnt over en høyere fettprosent sammenlignet med Noras produkter. Til sammenligning har Idun

Hamburgerdressing og Noras surkål og skivede rødbeter ett fettinnhold på hhv. 22% og <0,5%, der produktene fra Nora stort sett inneholder karbohydrater (Orkla, Lest 09.05.2017). Det er derfor ikke helt uventet at avfallet fra Idun gir høyere verdier i BMP-testen, ettersom fett har et høyere metanpotensial enn karbohydrater og proteiner (Hansen et al., 2004; Lindow, 2002). Forskjellen i avfallets partikkelstørrelse kan også ha stor betydning for spredningen i metangassutbyttet mellom avfallet fra Nora og Idun (Nalinga & Legonda, 2016; Schnürer & Jarvis, 2009).

Labatut et al. (2011), Chang and Chul Park (1995) og Nallathambi Gunaseelan (2004) fikk hhv. 256, 277 og >300 ml CH<sub>4</sub>/g VS i tilsvarende tester av hodekål. At resultatene for BMP-testen ga et noe lavere resultat (196 ml CH<sub>4</sub>/g VS) for hodekål kan skyldes naturlig variasjon. Årsaken kan også være inhibering i form av akkumulering av ammoniakk eller flyktige fettsyrer (VFA) fra substratet i løsningen. I overensstemmelse med Bouallagui, Touhami, et al. (2004) og Marouani et al. (2002) er dannelsen av flyktige fettsyrer et kjent fenomen ved bruk av frukt- og grønnsaksavfall som substrat. Det kan derfor tenkes inhiberingen skyldes en forsuring av prosessen som følge av VFA akkumulering. Esposito et al. (2012) presiserer viktigheten av å holde pH nøytral (7.0-7.8) gjennom testforsøket. En lav pH (<6.0-6.5) vil hemme aktiviteten av de metanproduserende arkene og dermed gi en lavere og tidligere asymptotisk verdi (der kumulativ kurve flater ut) sammenlignet med forventet verdi. Av *Figur 5.1* observeres det at avfallet fra Nora og Idun nådde en asymptotisk verdi etter hhv. 10 og 20 dager, og at Idun-avfallet kom noe senere i gang med gassproduksjonen enn Noras avfall. pH-målingene, gjengitt i *Tabell 5.2*, ga verdier i området 6.9-7.1. Dette kan tyde på at en forsuring av prosessen derimot ikke er tilfellet. Men ettersom målingene ble gjort i forbindelse med avslutning av forsøket, kan en lavere pH inntruffet tidligere i testperioden. Marouani et al. (2002) opplevde, i et batchreaktorforsøk matet med FVW, en synkende irreversibel pH. Det kan derfor tyde på at en tidligere lav pH under BMP-testen ikke fant sted. Imidlertid vil karbondioksidfraksjoner over 30% i biogassen, vil ifølge Gerardi (2003) kunne føre til syredannelse i prosessen. Dette gjaldt for samtlige av prøvene fra Nora, med en total karbondioksidfraksjon på 46-52%. Til sammenligning inneholdt gassen fra Idun-avfallet 29% CO<sub>2</sub>. For å kunne stadfeste en forsuring i batchreaktorene må prosedyren gjentas med jevnlig pH-målinger (Hansen et al., 2004).

En annen årsak til de noe lave verdiene for metanpotensialet kan være ytelsen til inokulumet. I følge Hansen et al. (2004) vil en stor avstand (>156 ml CH<sub>4</sub>/g VS ) mellom høyest og lavest verdi for de individuelle kontrollprøvene være en indikasjon på et lite homogent inokulum.

Denne avstanden viste seg å være relativt lav (35,8 ml CH<sub>4</sub>/g VS, se *Vedlegg A*) i BMP-testen, og det kan antas at inokulumet var tilstrekkelig homogent. Basert på tidligere tester av cellulose, burde snittet av kvalitetskontroll-triplikatet ligge innenfor området: 315-439 ml CH<sub>4</sub>/g VS. *Figur 5.1* viser at kvalitetskontrollen ga verdier utenfor den akseptable rekkevidden, med en gjennomsnittsverdi på 239 ml CH<sub>4</sub>/g VS. Dette kan tyde på at inokulumet ble inhibert eller av andre årsaker produserte for lite metan. Det kan derfor tenkes at metanpotensialet i avfallet fra Idun og Nora er noe høyere enn hva BMP-testen tilsa. I henhold til Hansen et al. (2004) burde prosedyren gjentas, ettersom metoden er underlagt stor variasjon som følge av bruken av ikke-standardisert inokulum og avfallsheterogenitet.

## 8.2 Valg av reaktortechnologi

Litteraturstudiet (se *kap. 3*) avdekte at en rask surgjøring av prosessen og dermed en høyere produksjon av flyktige fettsyrer som hemmer aktiviteten av de metanogene arkene, er et kjent problem ved anaerob nedbrytning av FVW i en-steg-system (Bouallagui, Haouari, et al., 2004; Bouallagui, Touhami, et al., 2004; Kuruti et al., 2017; Nallathambi Gunaseelan, 2004). Ved å separere acetogenesen og metanogenesen i et flerstegs-system kan en inhiberingen forhindres (Bouallagui, Touhami, et al., 2004).

Kuruti et al. (2017) opplevde at når FVW (pH 6.5) ble fortynnet med vann (pH 7.4) og lagret i en forbehandlingstank sank pH'en til 5.2-5.5 etter 12 timer, og at dette skyldes råstoffets innhold av hovedsakelig karbohydrater. På Nora sliter de med at pH'en på vaskevannet faller under utslippskravet på 6.0, etter en todagers oppholdstid i buffertanker (Langfeldt, 2017). Ettersom produktene fra Nora har et høyt innhold av karbohydrater, kan det derfor tenkes pH-fallet skyldes høy produksjon av flyktige fettsyrer. Dette styrker sannsynligheten for at en forsuring av prosessen kan oppstå ved valg av et en-steg system for avfallet til Nora og Idun .

I følge Bouallagui, Touhami, et al. (2004) er surgjøring av prosessen i en-stegs-system ofte forbundet med en OLR over 4 kg VS/m<sup>3</sup>dag. Ut fra *Figur 6.4* øker reaktorvolumet drastisk når OLR settes lavt (1-4 kg VS/m<sup>3</sup>dag), og gjelder spesielt når den totale avfallsmengden har en høy våtVS%. Et stort reaktorvolum øker både drift- og investeringskostnader (se *Figur 6.3*). Det kan derfor tenkes at reaktortyper som behersker en høy OLR vil være hensiktsmessig, og i enda større grad hvis avfallsmengden hovedsakelig består av avfall fra Idun (høy våtVS%). *Tabell 3.1* viser at to-stegs-reaktorer kan belastes med en langt høyere OLR (4,4-6,8). Dette

kommer av at den raske forsuren av substratet ikke vil påvirke metanogesen i like stor grad, ettersom dette skjer i en annen tank. Da kan også en lavere HRT settes pga. den raske acetogesen. Det må likevel påpekes at en lav pH (5.0-5.5) på substratet inn til metanogesen kan skape ustabilitet i reaktoren. Ved å tilsette mettet lesket kalk («*Milk of lime*»; *MOL*) kan en nøytral pH (7.0) i forbehandlingstanken (acetogese-steget) opprettholdes (Kuruti et al., 2017).

Hvis den totale avfallsmengden fra Orklas produksjonslokaler i Rygge primært består av avfall fra Idun, kan det tenkes at fenomenet med en rask forsuren av prosessen ikke vil oppstå. Dette begrunnes i at Idun-avfallet ikke består i like stor grad av karbohydrater, basert på produktene som produseres (Orkla, Lest 09.05.2017). Det vil også kunne være vanskelig å oppnå en tilstrekkelig omrøring av biomassen pga. det høye tørrstoffinnholdet (19,6%) i en CSTR-reaktor. En plug-flow reaktor vil da være mer egnet, men ettersom avfallet ikke er testet med denne teknologien vil det være vanskelig å si noe om ytelsen i praksis (Bachmann, 2013). Hvis avfallet derimot består i stor grad av avfall fra Nora (høyt innhold av karbohydrater), kan det tenkes at et kontinuerlig to-steg-system med CSTR-reaktorer med eksempelvis *MOL*-tilsetning i anleggets første fase (sikre at metanogese-steget mottar en mest mulig nøytral (pH 7.0) biomasse) vil være en god løsning (Kuruti et al., 2017). Det kan alternativt benyttes et anaerobt oppstrømsfilter i metanogese steget, noe som har vist seg som en effektiv løsning ved anaerob nedbrytning av FVW (Verrier et al., 1987). Av *Figur 6.3* kan det tyde på at reaktoren(e) burde driftes mesofilt, men studier har vist et høyere netto energiutbytte er mulig ved termofil drift (Bouallagui, Haouari, et al., 2004; Bouallagui, Touhami, et al., 2004). Det vil også være en økt akkumulering av acetat og etanol under termofile forhold, som lettere omdannes til metan sammenlignet med propansyre og pentansyre, som dannes i større grad under mesofile forhold (Verrier et al., 1987). Summen av dette understreker viktigheten av å kartlegge produksjonslokalenes avfallssammensetning og mengde før videre argumentasjon av reaktorteknologi.

### 8.3 Økonomisk analyse

Den økonomiske evalueringen er et grovt estimat, der empiriske formler med stor variasjon er benyttet. Verdiene vil likevel gi et bilde på nytteverdien ved anskaffelsen av et biogassanlegg. Estimaten for den årlige reduserte kostnaden for det tenkte scenarioet presentert i *Tabell 7.1*, har stor sammenheng med de høye utgiftene Orkla har for dagens avfallshåndtering (10.05.2017).

Vurderingen av *investeringene* rundt det aktuelle scenarioet er basert på investeringskostnader per energimengde gass produsert. Dette varierer i stor grad mellom anleggene, slik at den empiriske formelen benyttet har stor spredning. Et av anleggene i datasettet fra Enova, som formelen baserer seg på, er nå satt i drift. Investeringskostnadene ble 40% høyere enn modellen forutså. Hvis dette er en riktigere prediksjon for investeringskostnadene, vil anlegget i oppgavens aktuelle scenario koste 7,7MNOK. Det kan dermed antydes at den faktiske kostnadskurven er høyere enn det formelen tilsier. Det er likevel vanskelig å skulle si noe om formelens pålitelighet basert på kun ett anlegg (Modahl et al., 2014).

Ghafoori and Flynn (2007) sammenlignet flere tilsvarende empiriske formler for investeringskostnaden basert på anleggets biomasse input ( $\text{m}^3 \text{d}^{-1}$ ). Spredningen viste seg å være stor mellom formlene, men skaleringsfaktoren lå konsekvent på 0,6 (0,8894 ble brukt i oppgaven (se *formel 22*)). Med en dollarkurs på 8,8NOK ga disse empiriske formlene en lavere investeringskostnad for det aktuelle scenarioet (2,2- 4,7MNOK).

Investeringskostnadene til biogassanlegg varierer i stor grad mellom de individuelle anleggene, der oppgavens aktuelle scenario har en spredning på 2,2 - 7,7MNOK mellom de ulike empiriske formlene hentet fra litteraturen. Om anlegget skulle koste 7,7MNOK vil Orkla likevel kunne redusere de årlige utgiftene knyttet til avfallshåndteringen med ca 0,2 MNOK, sammenlignet med dagens situasjon for avfallshåndtering. Med en økonomisk levetid på 20år, vil anlegget koste det samme som dagens ordning (såfremt dette koster 0,5MNOK/år) først når investeringskostnaden > 11,6MNOK. Det må understrekes at dette kun gjelder hvis alle rammebetingelser gitt for det aktuelle scenarioet i oppgaven er oppfylt.

Tallene for *driftskostnader* per produsert gass er hentet ut av modellen i *Figur 7.1*. Anleggene i modellen har en langt høyere kapasitet enn hva som vil være aktuelt for Nora- og

Idunfabrikken. Det observeres av modellen en synkende driftskostnad per mengde produsert gass når anleggets skala øker, og at dette hovedsakelig er knyttet til det termiske energibehovet. Det observeres også at det termiske energibehovet representerer den største driftskostnaden (IRENA, 2013). En nedskalering av tallene fra modellen til en kapasitet passende for Orklas produksjonslokaler, ville gitt svært upresise tall på grunn av svingningene rundt det termiske energibehovet. Det er derfor valgt å bruke det termiske energibehovet beregnet i *avsnitt 6.4.3*, da dette er tilpasset reaktorens størrelse og klima i området. Det er da antatt at det termiske energitapet i et biogassanlegg er kun knyttet til den anaerobe reaktoren. Videre ble driftskostnadene knyttet til termisk energiforbruk implementert inn i netto energiproduksjon, da det antas at reaktoren driftes med egenprodusert energi. De resterende driftskostnadene (vedlikehold, elektrisitet, personell og øvrige) ble hentet direkte ut av modellen (se *Figur 7.1*). I henhold til Ghafoori and Flynn (2007) vil det være en høy stigning i kraftproduksjonskostnaden når anleggsstørrelsen synker. Driftskostnadene varierer også mellom de forskjellige leverandørene. Det er derfor stor grad av usikkerhet i estimatet. Likevel kan det antydes at en god økonomisk drift vil være tilfellet for et biogassanlegg tilknyttet Orklas produksjonslokaler. Dette begrunnes i at en stor driftskostnad er ofte knyttet til anskaffelsen av substrat («*feedstock*») (se *Figur 7.1*), noe Orkla i dag bruker penger på å bli kvitt. I tillegg finnes det en rekke støtteordninger og tiltak som tilrettelegger for biogassproduksjon (Enova, Innovasjon Norge, Elsertifikater m.fl.) (Klima- og forurensningsdirektoratet, 2010). Det kan derfor se ut investeringen i et biogassanlegg vil være et godt alternativ til dagens avfallsbehandling.



## 9 Konklusjon

Ved å omdanne organisk avfall til energirik biogass og næringsrik biorest gjennom anaerob nedbrytning, kan eksisterende fossile energikilder erstattes og viktige plantenæringsstoffer gjenvinnes tilbake til jordbruket. Det finnes også biogassanlegg spesifikt bygget for kraftproduksjon ved bruk av energivekster som substrat, men høye kostnader knyttet til energivekster har gjort kraftproduksjonen fra biogass dyr. For Orklas virksomheter i Rygge vil imidlertid anskaffelsen av substrat representere en inntekt, ettersom avfallet deres idag behandles eksternt til en årlig kostnad på 0,5-1,0 MNOK. Hvis avfallet har et høyt metanpotensial, vil en intern avfallsbehandling i et biogassanlegg kunne være et kostnadseffektivt alternativ.

Gjennom BMP-tester («*bio-methane potential*») av avfallet ble det avdekket et tydelig skille i karakteristikken mellom avfallet fra Nora (4,7-14,7% TS; 192 – 256 ml CH<sub>4</sub>/g VS) og Idun (19,6% TS; 568 ml CH<sub>4</sub>/g VS). Dette betyr at 900 tonn avfall fra Idun vil kunne gi ca. 97 000 Nm<sup>3</sup> metangass, mens tilsvarende avfallsmengde fra Nora vil gi ca. 12 000 - 22 000 Nm<sup>3</sup> metangass. Mens avfallet fra Nora ser ut til å favorisere en kontinuerlig våt prosess i et fler-steps-system der acetogenesis er separert fra metanogenesis, kan det se ut som avfallet fra Idun egner seg bedre i en *plug-flow-reaktor*. En kartlegging av den totale avfallssammensetningen er derfor viktig for å kunne si noe om forventet produsert energi og teknologivalg i et potensielt biogassanlegg. Imidlertid ble det antatt at 92% av den årlige avfallsmengden på 900 tonn genereres på Idun, basert på tømmefrekvens til Noras avfallskontainer. Gassmengden produsert i BMP-testen ble så oppskalert til et konvensjonelt anlegg bestående av en CSTR-reaktor (266 m<sup>3</sup>) og mikroturbin ( $P_{tot}=65\%$ ). Tatt dette i betraktning, sammen med en rekke andre grove antakelser, ble det funnet at et biogassanlegg kan redusere kostnadene med 300 000NOK/år sammenlignet med dagens avfallshåndtering.



## 10 Videre arbeid

For å kunne gi et bedre beslutningsgrunnlag burde den årlige genererte avfallsmengden kartlegges. Avfallsets sammensetning også er viktig å undersøke videre da det ble oppdaget store forskjeller i metanpotensialet mellom Nora og Idun. Det kunne vært interessant og testet metanpotensialet av en representativ blanding mellom avfallstypene, som gjenspeiler den årlige sammensetningen. Flere studier har også vist at en anaerob co-nedbrytning av organisk materiale har gitt positive resultater (Esposito et al., 2012; Li et al., 2015; Mata-Alvarez et al., 2014; Mua et al., 2017).

Ettersom avfallet ble kun testet i batchreaktorer vil et videre arbeid være å undersøke effekten av avfallet i andre reaktortyper. Plug-flow-reaktorer har vist seg å være en effektiv teknologi, også for FVW (Bouallagui, Haouari, et al., 2004), der blant annet Antec Biogas AS har videreutviklet modellen med en kompakt biofilm (Antec Biogas AS, 2016). De hevder en utnyttelse på 98% av metanpotensialet med tørrstoffinnhold opptil 15%. En 30 m<sup>3</sup> reaktor skal kunne håndtere på 2200 tonn matavfall i året, mot CSTR-reaktoren benyttet i oppgaven på 266 m<sup>3</sup> med halvparten så stor kapasitet. Med en modulær teknologi og et produksjonssenter i Råde, kan dette være en leverandør som burde undersøkes nærmere.



## 11 Litteraturliste

- Al Seadi, T., Rutz, D., Prassl, H., Köttner, M., Finsterwalder, T., Volk, S., & Janssen, R. (2008). *Biogas Handbook* (T. Al Seadi Ed.). Esbjerg, Denmark: University of Southern Denmark.
- Angelidaki, I., & Batstone, D. J. (2011). *Solid Waste Technology & Management* (Vol. 2). Lyngby, Denmark: Department of Environmental Engineering, Technical University of Denmark.
- Antec Biogas AS. (2016). ANTEC's BIOGASLØSNING. 2017
- Avfall Sverige. (2005). *Användning av biogödsel*. Retrieved from
- Bachmann, N. (2013). Design and engineering of biogas plants. In A. Wellinger, J. Murphy, & D. Baxter (Eds.), *The biogas handbook - Science, production and applications*: Woodhead Publishing.
- Baky, A., Nordberg, Å., Palm, O., Rhode, L., & Salomon, E. (2006). *Rötresten från biogasanläggningar – användning i lantbruket*. Retrieved from
- Banks, C. J., & Heaven, S. (2013). Optimisation of biogas yields from anaerobic digestion by feedstock type. In A. Wellinger, J. Murphy, & D. Baxter (Eds.), *The biogas handbook - Science, production and applications* (pp. 131-165). University of Southampton, UK.
- Baxter, D., Wellinger, A., & Murphy, J. (2013). *The biogas handbook - Science, production and applications* (D. Baxter, A. Wellinger, & J. Murphy Eds.). Oxford, Cambridge, Philadelphia, New Delhi: © Woodhead Publishing Limited, 2013.
- Biowater Technologies AS. (2017, 16.02.2017) /Interviewer: O. B. Lilleby. Møte med Biowater Technologies og Orkla Foods Norge AS.
- Bogner, J., M. Abdelrafie Ahmed, C. Diaz, A. Faaij, Q. Gao, S. Hashimoto, . . . Zhang, T. (2007). *Waste Management Climate Change 2007*. Cambridge University Press, Cambridge, United Kingdom
- New York, NY, USA.
- Bouallagui, H., Haouari, O., Touhami, Y., Ben Cheikh, R., Marouani, L., & Hamdi, M. (2004). Effect of temperature on the performance of an anaerobic tubular reactor treating fruit and vegetable waste. *Process Biochemistry*, 39, 2143–2148.
- Bouallagui, H., Touhami, Y., Ben Cheikh, R., & Hamdi, M. (2004). Bioreactor performance in anaerobic digestion of fruit and vegetable wastes. *Process Biochemistry*, 40, 989–995.
- Brown, L. (1993). *The New Shorter Oxford English Dictionary*. Oxford, UK: Clarendon Press.
- Cavalier-Smith, T. (2004). *Only six kingdoms of life*. Department of Zoology, University of Oxford, South Parks Road, Oxford OX1 3PS, UK.
- Chang, H. N., & Chul Park, S. (1995). Biochemical methane potential and solid state anaerobic digestion of Korean food wastes.
- Dasonville, F., & Renault, P. (2002). Interactions between microbial processes and geochemical transformations under anaerobic conditions: a review. *Agronomie*. 22: 51-68.
- Do Nascimento, M., Sanchez Rizza, L., Arruebarrena Di Palma, A., Dublan, M. d. I. A., Salerno, G., Rubio, L. M., & Curatti, L. (2015). Cyanobacterial biological nitrogen fixation as a sustainable nitrogen fertilizer for the production of microalgal oil. *Algal Research*, 12, 142-148. doi:<https://doi.org/10.1016/j.algal.2015.08.017>
- Dubrovskis, V., Kotelenecs, V., & Plume, I. (2015). Anaerobic digestion of vegetable processing wastes with catalyst metaferm and microelements *Engineering for rural development*.
- Egle, L., Rechberger, H., Krampe, J., & Zessner, M. (2016). Phosphorus recovery from municipal wastewater: An integrated comparative technological, environmental and economic assessment of P recovery technologies. *Science of The Total Environment*, 571, 522-542. doi:<https://doi.org/10.1016/j.scitotenv.2016.07.019>

- Eik Idéverksted. (2017). Om Eik Idéverksted. Retrieved from <http://www.eikide.org/om-oss2017>
- Esposito, G., Frunzo, L., Liotta, F., Panico, A., & Pirozzi, F. (2012). Bio-Methane Potential Tests To Measure The Biogas Production From The Digestion and Co-Digestion of Complex Organic Substrates *The Open Environmental Engineering Journal*, 5, 1-8.
- Estevez, M. M., Linjordet, R., & Morken, J. (2012). Effects of steam explosion and co-digestion in the methane production from *Salix* by mesophilic batch assays. *Bioresource Technology* 104, 749-756.
- Eyer, K. Stirred Tank Bioreactors/Process integration/Scale-up. *Development of an Industrial Biotechnology Process* Retrieved from [http://moodle.epfl.ch/pluginfile.php/1519946/course/overviewfiles/ScaleUP.pdf?force\\_download=1.2017](http://moodle.epfl.ch/pluginfile.php/1519946/course/overviewfiles/ScaleUP.pdf?force_download=1.2017)
- Fornybar.no. (2016). Elsertifikater for grønn kraft (pliktige grønne sertifikater). Retrieved from <http://www.fornybar.no/energipolitikk/stotteprinsipper-og-teknologisk-modenhetutvikling/elsertifikater-for-gronn-kraft-pliktige-gronne-sertifikater>
- Gerardi, M. H. (2003). *The Microbiology of Anaerobic Digesters* (M. H. Gerardi Ed.). Hoboken, New Jersey,: John Wiley & Sons, Inc.
- Ghafoori, E., & Flynn, P. C. (2007). Optimizing the size of anaerobic digesters. *American Society of Agricultural and Biological Engineers*, 50(3), 1029–1036.
- Google Kartdata. (2017). Google Maps. 2017
- Hanaki, K., Hirunmasuwan, S., & Matsuo, T. (1994). Protection of methanogenic bacteria from low pH and toxic materials by immobilization using polyvinyl alcohol. *Water Research*, 28(4), 877-885. doi:[http://dx.doi.org/10.1016/0043-1354\(94\)90094-9](http://dx.doi.org/10.1016/0043-1354(94)90094-9)
- Hansen, T. L., Schmidt, J. E., Angelidaki, I., Marca, E., Jansen, J. I. C., Mosbæk, H., & Christensen, T. H. (2004). Method for determination of methane potentials of solid organic waste. *Waste Management* 24, 393–400.
- Hanssen, O. J., Rubach, S., Lyng, K.-A., & Schakenda, V. (2011). *Nettverksutvikling knyttet til avfallsgjenvinning* (OR.18.11 ). Retrieved from [http://www.ostfold-f.kommune.no/stream\\_file.asp?iEntityId=12626](http://www.ostfold-f.kommune.no/stream_file.asp?iEntityId=12626)
- Hoorweg, D., & Bhada-Tata, P. (2012). *What a Waste : A Global Review of Solid Waste Management*. World Bank, Washington, DC: © World Bank.
- Høring av forslag om forbud mot bruk av mineralolje (fossil olje) til oppvarming av bygninger fra 2020*, ((2016).
- IRENA, T. I. R. E. A. (2013). *ROAD TRANSPORT: THE COST OF RENEWABLE SOLUTIONS*. Retrieved from [www.irena.org/publications](http://www.irena.org/publications)
- Jansen, J. I. C. (2011). *Solid Waste Technology & Management* (Vol. 2). Lyngby, Denmark: Department of Environmental Engineering, Technical University of Denmark.
- Johansson, K. (2008). *Biogas residues as fertilizers effects on plant growth and soil microbiology*. Retrieved from Dept. of Microbiology, SLU, Uppsala:
- Jung Kon Kim, Baek Rock Oh, Young Nam Chun, & Si Wouk Kim. (2006). Effects of Temperature and Hydraulic Retention Time on Anaerobic Digestion of Food Waste. *BIOSCIENCE AND BIOENGINEERING*, 102, No. 4, 328–332. doi:10.1263/jbb.102.328
- Jørgensen, P. J. (2009). *Biogas - green energy* (A. B. Nielsen Ed. 2 ed.).
- Kalia, A. K., & Singh, S. P. (1996). Performance evaluation of Pragati and KVIC biogas plant in hilly regions. *Biogas Forum* 64, 6–10.
- Kaparaju, P., & Rintala, J. (2013). Generation of heat and power from biogas for stationary applications: boilers, gas engines and turbines, combined heat and power (CHP) plants and fuel cells. In A. Wellinger, J. Murphy, & D. Baxter (Eds.), *The biogas handbook - Science, production and applications* (pp. 404-427): Woodhead Publishing Limited.

- Kim, M., Ahn, Y. H., & Speece, R. E. (2002). Comparative process stability and efficiency of anaerobic digestion; mesophilic vs. thermophilic. *Water Research*, 36, 4369–4385.
- Klima- og forurensningsdirektoratet. (2010). Tiltak og virkemidler for reduserte utslipp av klimagasser fra avfallssektoren. *Klimakur 2020 - Sektorrapport avfall*.
- Krich, K., Augenstein, D., Batmale, J., Benemann, J., Rutledge, B., & Salour, D. (2005). Biomethane from Dairy Waste - A Sourcebook for the Production and Use of Renewable Natural Gas in California
- Kuruti, K., Begum, S., Ahuja, S., Anupoju, G. R., Juntupally, S., Gandu, B., & Ahuja, D. K. (2017). Exploitation of rapid acidification phenomena of food waste in reducing the hydraulic retention time (HRT) of high rate anaerobic digester without conceding on biogas yield. *Bioresource Technology*, 226, 65-72. doi:<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2016.12.005>
- Labatut, R. A., Angenent, L. T., & Scott, N. R. (2011). Biochemical methane potential and biodegradability of complex organic substrates. *Bioresource Technology*, 102, 2255–2264.
- Langfeldt, S. (2017). *Undersøkelser av utfordringer og vurdering av tiltak for renseanlegg tilknyttet Orklas produksjonslokaler på Rygge*. (Master), Norges miljø- og biovitenskapelige universitet.
- Lerce Raadal, H., Morken, J., & Schakenda, V. (2008). *Potensialstudie for biogass i Norge* Retrieved from
- Lettinga, G., van Velsen, A. F. M., Hobma, S. W., de Zeeuw, W., & Klapwijk, A. (1980). Use of the Upflow Sludge Blanket (USB) Reactor Concept for Biological Wastewater Treatment, Especially for Anaerobic Treatment *Biotechnology and Bioengineering* (Vol. XXII, pp. 699-734). Department of Water Pollution Control, Agricultural University, Wageningen, 6703 BC Wageningen, The Netherlands: 1980 John Wiley & Sons, Inc.
- Li, D., Liu, S., Mi, L., Li, Z., Yuan, Y., Yan, Z., & Liu, X. (2015). Effects of feedstock ratio and organic loading rate on the anaerobic mesophilic co-digestion of rice straw and pig manure. *Bioresource Technology*, 187, 120-127. doi:<https://doi.org/10.1016/j.biortech.2015.03.040>
- Lindorfer, H., Waltenberger, R., Köllner, K., Brauna, R., & Kirchmayr, R. (2008). *New data on temperature optimum and temperature changes in energy crop digesters*. Retrieved from BOKU – University of Natural Resources and Applied Life Sciences, Vienna, Department for Agrobiotechnology, IFA-Tulln, Institute for Environmental Biotechnology, Konrad Lorenz Str. 20, 3430 Tulln, Austria:
- Lindow, L. (2002). *Energy content of organic materials* (J. Morken Ed.). Ludvika, Sverige.
- Lovdata. (2016). § 27.(definisjon av avfall). Kap. 5. Om avfall. Retrieved from [https://lovdata.no/dokument/NL/lov/1981-03-13-6#KAPITTEL\\_5](https://lovdata.no/dokument/NL/lov/1981-03-13-6#KAPITTEL_5)
- Lovdata. (2017). Produktforskriften kap. 3 § 3-2. Kapittel 3. Omsetningskrav for biodrivstoff og bærekraftskriterier for biodrivstoff og flytende biobrensel. Retrieved from [https://lovdata.no/dokument/SF/forskrift/2004-06-01-922#KAPITTEL\\_4](https://lovdata.no/dokument/SF/forskrift/2004-06-01-922#KAPITTEL_4)
- Marouani, L., Bouallagui, H., Ben Cheikh, R., & Hamdi, M. (2002). Biomethanation of green wastes of wholesale market of Tunis *Proceedings of International Symposium on Environmental Pollution Control and Waste Management*, 318-323.
- Mata-Alvarez, J., Dosta, J., Romero-Güiza, M. S., Fonoll, X., Peces, M., & Astals, S. (2014). A critical review on anaerobic co-digestion achievements between 2010 and 2013. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 36, 412-427. doi:<https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.04.039>
- Miljødirektoratet. (2013). Våtorganisk avfall.

- Miljødirektoratet. (2015). Enova – støtte til biogass. Retrieved from <http://www.miljodirektoratet.no/Documents/Arrangementer/Biogass-kontaktforum/4%20ENOVA%20Trond%20Bratsberg.pdf>
- Modahl, I. S., Lyng, K.-A., Møller, H., Stensgård, A., Arnøy, S., Morken, J., . . . Sørby, I. (2014). *Biogassproduksjon fra matavfall og møkk fra ku, gris og fjørfe* (OR.34.14). Retrieved from <https://www.ostfoldforskning.no/media/1061/735-1.pdf>
- Mua, H., Zhaob, C., Zhaoa, Y., Lia, Y., Huaa, D., Zhanga, X., & Xua, H. (2017). Enhanced methane production by semi-continuous mesophilic co-digestion of potato waste and cabbage waste: Performance and microbial characteristics analysis. *Bioresource Technology*, 236, 68-76.
- Murphy, J. D., & Thamsiriroj, T. (2013). Fundamental science and engineering of the anaerobic digestion process for biogas production. In A. Wellinger, J. Murphy, & D. Baxter (Eds.), *The biogas handbook: Science, production and applications*. University College Cork, Ireland: Woodhead Publishing Limited, 80 High Street, Sawston, Cambridge CB22 3HJ, UK.
- Naegele, H.-J., Lemmer, A., Oechsner, H., & Jungbluth, T. (2012). Electric Energy Consumption of the Full Scale Research Biogas Plant “Unterer Lindenhof”: Results of Longterm and Full Detail Measurements. *Energies* 2012, 5198-5214. doi:10.3390/en5125198
- Nalinga, Y., & Legonda, I. (2016). The effect of particles size on biogas production. *International journal of innovative research in technology & science*, 4.
- Nallathambi Gunaseelan, V. (2004). Biochemical methane potential of fruits and vegetable solid waste feedstocks. *Biomass and Bioenergy*, 26, 389 – 399.
- Nizami, A., & Murphy, J. D. (2010). What type of digester configurations should be employed to produce biomethane from grass silage? *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 14, Department of Civil and Environmental Engineering, University College Cork, Cork, Ireland Environmental Research Institute, University College Cork, Ireland.
- Nordberg, U., & Nordberg, Å. (2007). *Törrötning - kunnskapssammanställning och bedömning av utvecklingsbehov*. Retrieved from
- Nordberg, Å., Jarvis, Å., Mathisen, B., & Svensson, B. H. (1999). Mesophilic and thermophilic anaerobic digestion of source-sorted municipal solid waste. *Proceedings ORBIT 99*, 271-275.
- Nordberg, Å., Jarvis, Å., Stenberg, B., Mathisen, B., & Svensson, B. H. (2007). Anaerobic digestion of alfalfa silage with recirculation of process liquid. *Bioresource Technology* 98 (2007) 104–111.
- Norsk Vann. (Ed.) (2013) Norsk Vann sin VA-ordbok. <https://kurs.norskvann.no/mod/glossary/showentry.php?courseid=1&concept=G1%C3%B8detap>: Norsk Vann.
- NRK og Meteorologisk institutt. (2017). Huggenes målestasjon. *Været som var: Rygge (Østfold)*. Retrieved from <https://www.yr.no/sted/Norge/%C3%98stfold/Rygge/Rygge/statistikk.html2017>
- Nutrient Data Laboratory, ARS, & USDA. (2002). *USDA National Food and Nutrient Analysis Program Wave 6a*, . Retrieved from Beltsville MD:
- NVE, N. v.-o. e. (2017). Hva er elsertifikater. Retrieved from <https://www.nve.no/energiforsyning-og-konsesjon/elsertifikater/hva-er-elsertifikater/>
- Odlare, M. (2005). *Organic Residues – A Resource for Arable Soils*. Retrieved from Dept of Microbiology:
- Olje- og energidepartementet. (2014). Elsertifikatordningen. Retrieved from <https://www.regjeringen.no/no/tema/energi/fornybar-energi/elsertifikater1/id517462/>



- Olsen, T. C. (2016). Bruker avløpsvannet til energi. Retrieved from <http://www.biowater.no/nyhetsarkiv/grimstad/2017>
- Orkla. (2017a). Om Orkla. Retrieved from <http://www.orkla.no/Om-Orkla>
- Orkla. (2017b). Om Orkla Foods. Retrieved from <http://www.orkla.no/Om-Orkla/Orkla-Foods>
- Orkla. (Lest 09.05.2017). Orkla Foods Norge AS - Produktkatalog. Retrieved from <http://produktkatalog.orklafoods.no/dagligvare/produktkatalog/>
- Renew Energy A/S. (2017). Biogas plant. Retrieved from <http://www.renewenergy.dk/en/biogas/biogas-plant/>
- Rennuit, C., & Sommer, S. G. (2013). Decision Support for the Construction of Farm-Scale Biogas Digesters in Developing Countries with Cold Seasons *Energies*, 5314-5332.
- Samer, M. (2012). Biogas Plant Constructions. In D. S. K. (Ed.) (Ed.), *Biogas: InTech*.
- Schnürer, A., & Jarvis, Å. (2009). *Microbiological Handbook for Biogas Plants*. Sweden: Svenskt Gastekniskt Center AB.
- Scholwin, F., & Nelles, M. (2013). Energy flows in biogas plants: analysis and implications for plant design. In A. Wellinger, J. Murphy, & D. Baxter (Eds.), *The biogas handbook - Science, production and applications* (pp. 212-227).
- Scott, S., & Turra, F. Six reasons to dry biogas to a low dewpoint before combustion in a CHP engine. Retrieved from [https://www.parker.com/literature/United%20Kingdom/PAR6841\\_Whitepaper\\_v3.pdf](https://www.parker.com/literature/United%20Kingdom/PAR6841_Whitepaper_v3.pdf) 2017
- Seghezze, L., Zeeman, G., van Lier, J. B., Hamelers, H. V. M., & Lettinga, G. (1998). A review: The anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactors. *Bioresource Technology*, 65(3), 175-190. doi:[http://dx.doi.org/10.1016/S0960-8524\(98\)00046-7](http://dx.doi.org/10.1016/S0960-8524(98)00046-7)
- Shink, B. (1997). Energetics of syntrophic cooperation in methanogenic degradation., *Microbiological Molecular Biological Review*. 61: 262-280.
- Song, Y.-C., Kwon, S.-J., & Woo, J.-H. (2004). Mesophilic and thermophilic temperature co-phase anaerobic digestion compared with single-stage mesophilic- and thermophilic digestion of sewage sludge. *Water Research*, 38(7), 1653-1662. doi:<http://doi.org/10.1016/j.watres.2003.12.019>
- SSB, S. s. (2010). Avfallsregnskapet, 1995-2007. Retrieved from <https://www.ssb.no/natur-og-miljo/statistikker/avfregno/aar/2010-10-27>
- SSB, S. s. (2016). Avfallsregnskapet 2014 - Avfallsmengdene fortsetter å øke.
- SSB, S. s. (2017). Elektrisitetspriser, 4. kvartal 2016. Retrieved from <https://www.ssb.no/elkraftpris/>
- Svensson, M. (2013). Biomethane for transport applications. In A. Wellinger, J. Murphy, & D. Baxter (Eds.), *The biogas handbook - Science, production and applications*. Swedish Gas Technology Centre, Sweden: Woodhead Publishing Limited.
- Thamsiriroj, T., & Murphy, J. D. (2010). Difficulties Associated with Monodigestion of Grass as Exemplified by Commissioning a Pilot-Scale Digester. *Department of Civil and Environmental Engineering and Environmental Research Institute, University College Cork, Cork, Ireland*.
- UNEP Division of Technology. (2010). *Waste and Climate Change: Global trends and strategy framework*. Osaka/Shiga: United Nations Environmental Programme Division of Technology, Industry and Economics International Environmental Technology Centre.
- Urban, W., Girod, K., & Lohmann, H. (2009). Technologien und Kosten der Biogasaufbereitung und Einspeisung in das Erdgasnetz Ergebnisse der Markterhebung 2007-2008.
- van Lier, J. B., Mahmoud, N., & Zeeman, G. (2008). Anaerobic Wastewater Treatment. In Mogens Henze, Mark C.M. van Loosdrecht, G.A. Ekama, & Damir Brdjanovic (Eds.),

- Biological Wastewater Treatment: Principles, Modelling and Design* (pp. 401-442): IWA Publishing, London, UK.
- Verrier, D., Roy, F., & Albagnac, G. (1987). Two-Phase Methanization of Solid Vegetables Wastes. *Biological Wastes*, 22, 163-177. doi:10.1016/0269-7483(87)90022-X
- Waterloo Normannsen, S. (2014). Gigant investerer i NTNU-teknologi. Retrieved from <http://tto.ntnu.no/gigant-investerer-i-ntnu-teknologi2017>
- Yadvika, Santosh, Sreekrishnan, T. R., Sangeeta Kohli, & Vineet Rana. (2004). Enhancement of biogas production from solid substrates using different techniques—a review. *Bioresource Technology* 95, 1-10.
- Ødegaard, H. (2014). Rensing av avløpsvann *Vann- og avløpsteknikk* (pp. 521-523): Norsk Vann.
- ØFK Samferdselskomité. (2016). *Protokoll ØFK Samferdselskomité: Forbud mot fyring med fossil olje*.

## Vedlegg A – Kumulert metangass over tid (BMP)

Prøve	Tid [dager]																
	0,8	1,8	2,8	3,7	4,7	5,7	6,5	7,5	8,5	9,4	10,3	12,3	14,3	16,2	20,2	29,6	58,1
	Akkumulert gass [CH <sub>4</sub> mL /g VS / Tid]																
1 <sup>a</sup>	29,1	63,8	97,9	127,2	150,0	167,9	181,2	190,2	194,4	195,7	196,0	196,8	197,5	197,9	198,7	196,7	196,8
2	29,2	63,3	97,1	124,7	145,2	162,6	174,7	183,4	187,8	189,3	190,2	191,5	192,7	194,1	194,8	193,4	194,7
3	30,3	64,6	99,0	127,5	149,3	167,9	180,2	188,9	193,0	194,2	194,9	194,8	195,7	197,6	198,6	195,9	197,3
4 <sup>b</sup>	18,7	59,5	88,3	116,6	141,9	166,6	184,3	197,9	207,4	211,7	213,7	215,2	216,8	218,9	222,7	225,1	227,7
5	18,0	59,1	88,9	119,6	145,0	170,2	188,0	203,1	213,4	218,0	220,1	222,1	224,5	227,7	230,4	231,4	236,4
6	19,4	59,6	88,0	117,1	142,4	166,7	184,1	199,2	210,6	216,5	219,5	221,5	223,5	226,7	231,4	234,8	239,4
7 <sup>c</sup>	7,3	26,2	48,1	72,1	93,5	112,3	127,7	143,1	156,2	167,2	176,3	180,7	182,0	182,6	185,9	190,6	195,7
8	9,5	30,8	56,8	81,7	103,8	125,6	142,7	158,1	171,1	180,3	184,7	186,1	186,4	186,7	189,1	192,8	195,8
9	12,2	35,0	63,0	90,2	113,9	136,6	154,1	169,6	182,1	189,8	192,9	193,8	193,8	194,1	196,9	200,3	205,7
10 <sup>d</sup>	18,9	42,7	68,5	97,3	123,6	147,8	165,5	178,8	187,0	192,6	194,9	195,5	197,6	201,3	213,6	223,9	230,1
11	20,2	45,9	74,2	104,1	130,4	153,6	169,9	182,7	192,0	195,3	196,3	198,0	200,7	204,3	214,9	222,3	227,8
12	21,1	45,4	73,2	102,1	128,0	151,2	167,6	180,5	189,7	194,1	195,5	197,2	200,0	204,3	213,6	221,1	225,5
13 <sup>e</sup>	8,3	41,4	64,3	84,9	103,9	123,8	139,3	152,3	161,1	165,9	169,0	172,7	176,5	180,1	183,3	186,0	189,4
14	8,5	41,2	67,0	88,2	106,8	125,1	139,6	150,2	156,2	158,7	160,3	162,6	165,0	167,1	168,6	169,4	170,1
15	9,3	32,5	55,9	76,2	94,5	111,9	124,8	134,1	139,4	141,4	142,9	145,4	148,2	150,7	150,6	151,0	154,5
16 <sup>f</sup>	6,0	9,0	29,8	70,2	120,6	182,4	238,6	298,7	357,0	407,4	449,3	494,1	514,4	525,4	539,3	553,5	572,4
17	4,4	16,8	42,6	84,4	140,2	213,5	276,5	335,5	390,3	432,5	462,8	499,3	516,0	525,4	535,0	546,3	564,9
18	5,9	19,7	46,8	90,0	143,7	209,1	265,9	323,0	375,1	417,6	450,7	483,0	499,9	509,2	522,3	536,1	554,0
19 <sup>g</sup>	1,7	5,4	19,2	54,7	93,1	133,6	163,6	186,8	203,3	214,4	222,7	232,0	239,9	247,3	256,1	259,2	262,2
20	1,2	3,7	9,7	43,2	81,4	116,7	142,5	161,6	174,4	182,4	188,3	197,3	205,9	213,1	219,6	222,2	226,4
21	1,5	3,9	16,0	48,3	83,3	116,5	139,6	156,2	178,6	185,1	191,0	199,5	208,0	215,7	224,1	227,7	229,7
22 <sup>h</sup>	1,7	4,0	7,8	12,4	16,7	20,8	24,0	27,5	31,4	35,2	38,3	43,3	49,3	54,5	63,0	74,2	91,5
23	1,7	4,2	8,4	13,1	17,4	21,6	25,2	28,9	32,7	36,9	40,1	45,3	51,6	56,6	65,5	77,5	94,3
24	1,8	4,3	8,0	12,6	17,0	21,3	24,8	28,4	32,5	36,7	40,0	45,1	51,5	56,9	65,1	76,5	94,0

*Merknad.* <sup>a</sup>1-3: Kålhode + vann; <sup>b</sup>4-6: Surkål fra trappesil; <sup>c</sup>7-9: Rå rødbet + vann; <sup>d</sup>10-12: Kokt rødbet (uten tils. vann); <sup>e</sup>13-15: Rødbet fra trappesil

<sup>f</sup>16-18: Avfall fra Idun; <sup>g</sup>19-21: Kontrollledd(cellulose); <sup>h</sup>22-24: Nullledd

## Vedlegg B – Kumulert karbondioksidgass over tid (BMP)

Prøve	Tid [dager]																
	0,8	1,8	2,8	3,7	4,7	5,7	6,5	7,5	8,5	9,4	10,3	12,3	14,3	16,2	20,2	29,6	58,1
	Akkumulert gass [CH <sub>4</sub> mL/g VS / Tid]																
1 <sup>a</sup>	41,4	70,9	96,7	116,3	131,0	142,2	150,5	156,7	160,7	163,2	164,9	167,6	170,6	173,1	176,8	179,7	184,4
2	40,4	69,5	95,4	114,2	127,9	138,8	146,5	152,5	156,6	159,3	161,4	164,4	167,8	171,1	175,0	178,3	183,5
3	41,9	71,1	97,2	116,4	130,7	142,2	150,1	156,1	160,0	162,6	164,5	166,7	169,9	172,7	176,6	179,4	184,5
4 <sup>b</sup>	9,0	53,6	82,1	104,6	122,9	138,8	150,4	159,4	166,3	170,6	173,4	176,7	180,3	183,9	189,0	193,8	199,3
5	9,5	54,7	84,1	108,2	126,8	143,3	155,2	165,1	172,6	177,3	180,4	184,0	188,3	192,6	197,6	202,2	208,9
6	9,8	54,8	83,6	107,1	125,8	141,9	153,6	163,5	171,5	176,7	180,2	183,7	187,7	191,9	197,6	203,0	209,5
7 <sup>c</sup>	36,4	67,8	95,7	118,2	135,0	148,0	158,0	167,3	175,3	182,1	187,8	191,7	194,6	196,9	201,7	207,7	214,4
8	33,3	65,9	96,4	119,3	136,3	150,6	161,4	170,7	178,6	184,7	188,3	191,1	193,6	196,0	200,5	206,1	211,9
9	35,0	67,0	97,3	120,4	137,8	152,5	163,5	172,9	180,7	186,3	189,4	192,1	194,7	197,2	202,0	207,8	214,8
10 <sup>d</sup>	53,0	92,5	124,4	149,8	169,3	184,7	195,4	203,3	208,7	212,7	214,8	216,8	220,0	224,1	233,5	242,8	251,0
11	47,5	85,8	116,1	140,6	159,2	173,6	183,6	191,3	197,1	200,2	202,0	204,9	208,8	213,2	222,0	230,3	238,2
12	46,3	84,1	115,3	139,8	158,6	173,2	183,3	191,0	196,9	200,5	202,5	205,3	209,3	213,9	222,0	230,3	237,8
13 <sup>e</sup>	1,1	30,2	52,0	69,4	83,9	97,4	108,0	117,0	123,9	128,8	132,5	137,1	142,1	146,7	152,0	157,4	163,6
14	-0,6	28,8	51,8	68,9	82,7	95,0	104,5	112,0	117,2	120,6	123,3	126,9	130,9	134,4	138,5	142,5	147,0
15	-1,6	21,0	40,8	56,7	69,8	81,3	90,0	96,9	101,7	104,9	107,4	111,2	115,5	119,3	122,7	126,9	132,8
16 <sup>f</sup>	4,8	7,1	19,0	37,7	56,6	76,0	93,6	112,0	130,6	147,9	163,5	179,8	189,9	197,1	207,8	217,3	228,2
17	5,8	12,8	27,5	46,1	65,9	87,7	107,1	125,5	143,6	159,2	171,7	185,8	194,6	201,0	208,4	217,0	227,7
18	4,3	11,2	25,2	43,4	62,1	81,9	99,8	118,0	135,4	151,0	164,3	177,5	186,5	193,0	201,9	211,2	221,7
19 <sup>g</sup>	-0,8	0,1	7,8	34,0	64,2	94,7	119,0	139,0	155,0	167,8	177,6	188,6	199,0	208,4	219,6	228,1	237,3
20	-0,4	-0,1	3,0	25,5	53,0	78,0	98,0	114,5	127,6	138,0	146,1	156,7	167,3	176,4	186,1	194,1	203,3
21	-0,1	0,3	6,3	29,0	55,0	79,5	98,2	112,9	122,3	121,2	128,6	138,3	148,2	157,1	167,1	175,2	183,3
22 <sup>h</sup>	5,1	6,6	7,9	9,3	10,8	12,2	13,4	14,7	16,2	17,8	19,1	21,2	23,7	25,9	29,4	33,9	40,8
23	5,1	6,7	8,0	9,4	10,8	12,2	13,5	14,8	16,3	18,0	19,4	21,5	24,2	26,4	30,1	35,0	41,8
24	5,1	6,6	7,9	9,2	10,6	12,0	13,3	14,6	16,2	17,9	19,3	21,4	24,0	26,4	29,8	34,4	41,4

*Merknad.* <sup>a</sup>1-3: Kålhode + vann; <sup>b</sup>4-6: Surkål fra trappesili; <sup>c</sup>7-9: Rå rødbet + vann; <sup>d</sup>10-12: Kokt rødbet (uten tils.vann); <sup>e</sup>13-15: Rødbet fra trappesil

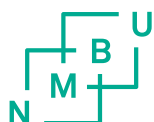
<sup>f</sup>16-18: Avfall fra Idun; <sup>g</sup>19-21: Kontrollledd(cellulose); <sup>h</sup>22-24: Nullledd

## Vedlegg C - Tørrstoffinnhold og gløderest

Prøve nr	Beger [g]	Råvekt [g]	Tørrvekt[g]	Askevekt [g]	TS [%]	våt VS [%]
1 <sup>a</sup>	4,2	149,5	9,0	4,7	3,3	2,9
2	4,2	113,5	7,9	4,6	3,3	3,0
3	4,2	142,0	8,8	4,7	3,4	3,0
4 <sup>b</sup>	4,2	48,6	7,1	4,5	6,7	6,0
5	4,2	52,6	7,4	4,6	6,5	5,8
6	4,2	55,4	7,5	4,5	6,6	5,9
7 <sup>c</sup>	4,2	170,5	9,7	4,5	3,3	3,1
8	4,2	175,5	9,9	4,6	3,3	3,1
9	4,2	127,7	8,3	4,5	3,3	3,1
10 <sup>d</sup>	4,3	89,7	8,3	4,5	4,8	4,5
11	4,2	80,5	7,8	4,5	4,7	4,4
12	4,3	79,4	7,8	4,5	4,7	4,4
13 <sup>e</sup>	4,2	66,8	9,8	4,5	8,9	8,4
14	4,2	44,6	7,8	4,4	8,9	8,4
15	4,2	62,0	9,4	4,5	9,0	8,4
16 <sup>f</sup>	4,2	63,0	11,3	4,9	12,1	10,8
17	4,1	64,4	11,3	4,9	12,0	10,6
18	4,1	61,2	11,0	4,9	12,1	10,8
19 <sup>g</sup>	4,2	37,2	6,7	4,3	7,7	7,3
20	4,1	43,9	7,2	4,3	7,6	7,2
21	4,1	50,6	7,6	4,3	7,5	7,2
22 <sup>h</sup>	4,1	75,2	18,0	4,5	19,5	19,0
23	4,1	68,8	16,9	4,5	19,7	19,2
24	4,2	65,5	16,3	4,5	19,7	19,2
25 <sup>i</sup>	4,2	47,8	10,3	4,7	14,0	12,8
26	4,1	37,9	8,9	4,5	14,0	12,8
27 <sup>j</sup>	4,2	49,5	10,5	4,7	14,0	12,9
28	4,1	67,1	7,0	4,3	4,6	4,4
29 <sup>k</sup>	4,2	76,5	7,5	4,3	4,6	4,3
30	4,2	75,6	7,4	4,3	4,5	4,3
31 <sup>l</sup>	1,9	38,2	3,0	2,3	3,2	2,1
32	1,9	41,9	3,1	2,3	3,2	2,1
33	1,9	41,0	3,2	2,3	3,3	2,2

*Merknad.* <sup>a</sup>1-3: Kålhode + vann; <sup>b</sup>4-6 Oppkuttet kålhode; <sup>c</sup>7-9: surkål fra trappesil + vann; <sup>d</sup>10-12: surkål fra trappesil; <sup>e</sup>13-15: Rå rødbet + vann <sup>f</sup>16-18: Kokt rødbet (uten tilsatt vann); <sup>g</sup>19-21: Rødbet fra trappesil; <sup>h</sup>22-24: Avfall fra Idun; <sup>i</sup>25-27: Rå rødbet; <sup>j</sup>28-30: Rødbet fra trappesil + vann; <sup>k</sup>31-33: inokulum





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

Postboks 5003  
NO-1432 Ås  
Norway