



Norges miljø- og
biovitenskapelige
universitet

Masteroppgave 2016 30 stp
Institutt for matematiske realfag og teknologi

Evaluering av en kombinert produksjon av bioplast og biogass fra slam sammenlignet med tradisjonell biogassproduksjon

Evaluation of a combined production of bioplastics
and biogas from sludge compared with traditional
biogas production

Marlene Wilhelmine Jensen
Maskin, prosess og produktutvikling



Forord

Denne masteroppgaven er skrevet våren 2016 ved Norges miljø- og biovitenskapelige universitet ved institutt for matematiske realfag og teknologi. Oppgavens omfang er på 30 studiepoeng og er siste del av utdannelsen Master i teknologi innen retningen maskin, prosess- og produktutvikling med spesialisering innen kjemi og prosesssteknikk.

Oppgaven tar for seg en vurdering av en kombinert produksjon av bioplast og biogass fra slam, og sammenligner denne med en referanseprosess hvor det kun produseres biogass.

Biogassproduksjon, fornybare energikilder og slam som ressurs er områder som jeg har opparbeidet meg større interesse for og det har vært veldig spennende å skrive om fremtidens muligheter innen dette. I løpet av dette semesteret har jeg tilegnet meg mye kunnskap som jeg vil ta med meg videre etter endt utdanning på NMBU.

Jeg vil benytte muligheten til å takke min hovedveileder førsteamanuensis Volha Shapaval for god faglig veiledning, diskusjoner og motivasjon gjennom dette semesteret. Jeg vil også takke mine to biveiledere førsteamanuensis John Morken og førsteamanuensis Odd Ivar Lekang for gode faglige innspill til oppgaven og skrive teknisk hjelp.

I tillegg vil jeg rette en takk til Morten Rostad Haugen ved Bekkelaget Vann AS for å ha tatt seg tid til å sende informasjon og svare på spørsmål jeg har hatt gjennom semesteret.

Til slutt vil jeg takke min samboer Hans Foyn Friis for støtte og gode diskusjoner gjennom dette semesteret.

Norges miljø- og biovitenskapelige universitet, Ås

13. mai 2016

Marlene Wilhelmine Jensen



Sammendrag

Slam er et uunngåelig biprodukt fra avløpsrensning og i 2008 ble det generert nesten 10 millioner tonn tørrstoff slam i EU. Behandling og deponering av slam kan utgjøre opp til 60 % av de totale kostnadene ved et avløpsrensning. Optimalisering av utnyttelse av slam er derfor av stor interesse.

Slam har potensiale til å bli brukt som en fornybar ressurs til å produsere blant annet biogass og i 2008 ble det årlige potensialet for biogassproduksjon i Europa anslått til å være i overkant av 200 milliarder m³. Biogass er en energiholdig gass bestående av hovedsakelig metan og karbondioksid og energien som produseres vil være CO₂-nøytral, i motsetning til ikke-fornybare energikilder som for eksempel olje, naturgass eller kull. Produksjon av biogass kan fremdeles ikke utnytte hele potensialet av slam som råmaterial, og det behøves derfor nye, innovative prosesser for utnyttelse av slam ved produksjon av høyverdige produkter.

I 2012 var den globale produksjonen av plast på 288 millioner tonn, og per innbygger i Vest-Europa var forbruket av plast på ca. 100 kg i året. Det er et velkjent problem med akkumulering av plastavfall i naturen, og det er estimert at det flyter rundt ca. 17 760 plastbiter per km² i havet. Dette plastavfallet kommer nesten utelukkende fra petroleum, det er veldig resistent mot naturlig, biologisk nedbrytning og kan være direkte skadelig for økosystemet og det akvatiske liv.

Biologisk nedbrytbare plastprodukter kan degraderes til vann, karbondioksid og biomasse, og blant disse har polyhydroksyalkanater (PHA) tiltrukket seg mye oppmerksomhet. PHA produseres hovedsakelig av mikroorganismer og innehar materielle egenskaper som ligner syntetiske termoplast og elastomere som brukes i dag. PHA har blitt ansett som en miljøvennlig og biokompatibel plast med lovende applikasjoner innen medisin, farmasi og industri. I løpet av de tre siste tiårene har PHA også vekket industriell interesse fordi denne bioplasten kan syntetiseres fra fornybare karbonkilder, basert på landbruksavfall, industrielt avfall eller slam.

Denne masteroppgaven foretar en vurdering av om produksjon av biogass fra slam kan gjøres mer gunstig ved å inkludere et trinn for produksjon av bioplast. Oppgaven presenterer to alternativer; (1) en kombinert prosess for produksjon av bioplast og biogass, og (2) en referanseprosess hvor det kun produseres biogass. Massebalanser har blitt utført for å undersøke utbyttet av bioplast og biogass i den kombinerte prosessen, og resultatene har blitt sammenlignet med referanseprosessen. Et forenklet estimat for energiforbruket i prosessene har også blitt beregnet ved hjelp av energibalanser for de mest energikrevende komponentene i prosessanleggene. Energiforbruket har deretter blitt sammenlignet med energipotensialet i biogassen som produseres.

Resultatene fra massebalansene viser at det teoretisk sett er mulig å oppnå 118 g bioplast og 0,30 m³ ren metangass per kg tørrstoff slam som benyttes i den kombinerte prosessen. For referanseprosessen kan det oppnås 0,48 m³ ren metangass per kg tørrstoff slam. Begge prosessanleggene oppnår en biogass med 53 % metangass, og ved å oppgradere biogassen til biometan, med 97 % metaninnhold, kan gassen selges videre som energikilde.



Det har blitt foretatt et forenklet energiregnskap og energiforbruket er på 1954 kWh for den kombinerte prosessen og 2396 kWh for referanseprosessen, mens energiinnholdet i biometan som kan benyttes er 2108 kWh for den kombinerte prosessen og 3364 kWh for referanseprosessen.

For en helhetlig økonomisk vurdering rundt det kombinerte prosessanlegget bør det beregnes utfyllende energibalanser, samt investeringskostnader for utstyr og kostnader ved behandling og deponering av bioresten som dannes. Ut fra den forenklete økonomiske vurderingen som er gjort i denne masteroppgaven fremstår det likevel som gunstig å vurdere en utvidet biogassproduksjon hvor det inkluderes produksjon av bioplast.



Abstract

Sludge is an unavoidable by-product of wastewater treatment. In 2008, almost 10 million tons of dry solids of sludge was generated in the EU. The treatment and disposal of sludge may constitute up to 60% of the total cost of a wastewater treatment plant. Optimization of the utilization of sludge is therefore of great interest.

Sludge has a potential to be used as a renewable resource from which it is possible to produce for example biogas. In 2008, the annual potential for biogas production in Europe were estimated being more than 200 billion m³. Biogas is an energy-containing gas consisting mostly of methane and carbon dioxide. The energy produced from the biogas will be CO₂ neutral, as opposed to non-renewable energy sources such as oil, natural gas or coal. The production of biogas from sludge still does not utilize the whole potential of the sludge as a raw material. Thus, new innovative processes of sludge utilization for production of high-value products are needed.

In 2012, the global production of plastics were 288 million tons, and per capita in Western Europe consumption of plastics is about 100 kg a year. It is a well-known problem with the accumulation of plastic waste in nature, and it is estimated that there are 17,760 pieces of plastic per km² in the ocean. This plastic waste comes almost exclusively from petroleum, it is very resistant to natural biodegradation and can be directly harmful to the ecosystem and aquatic life.

Biodegradable plastics can be degraded into water, carbon dioxide and biomass, and among these plastics Polyhydroxyalkanoates (PHAs) has attracted much attention. PHAs are mainly produced by microorganisms and possess material properties similar of synthetic thermoplastics and elastomers that are used today. PHA has been regarded as an environmentally friendly and biocompatible plastic with promising applications in the field of medicine, pharmacy and industry. Over the last three decades, PHA has awakened industrial interest as well, because of the possibilities of being synthesized from renewable carbon sources such as agricultural waste, industrial waste or municipal sludge.

This master thesis evaluates the possibility of making the production of biogas from sludge more beneficial by including a step for production of bioplastics. The thesis presents two options; (1) a combined process for the production of bioplastics and biogas and (2) a reference process in which only biogas is produced. Mass balances have been carried out to examine the yield of bioplastics and biogas in the combined process and the results have been compared with the reference process. A simplified estimate of energy consumption in the processes have also been calculated using energy balances for the most energy-intensive components of the processing plants. The energy consumption has then been compared to the energy potential of the biogas produced.

The results from the mass balances shows that it is theoretically possible to achieve 118 g bioplastics and 0.30 m³ pure methane gas per kg of dry solids of sludge in the combined process. For the reference process it is possible to obtain 0.48 m³ methane per kg of dry solids of sludge. Both plants are achieving a biogas with 53% methane, and by upgrading this biogas to bio methane, with 97% methane content, the gas can be sold as an energy source.



Simplified energy balances have been carried out and the energy consumption is 1954 kWh for the combined process and 2396 kWh for the reference process. The energy content of bio-methane is 2108 kWh for the combined process and 3364 kWh for the reference process.

To achieve a comprehensive economic assessment of the combined process, complementary energy balances, as well as investment costs for equipment and costs of treatment and disposal of digestate should be calculated. From the simplistic economic assessment made in this thesis the conclusion is that it is beneficial to consider an enhanced biogas production where the production of bioplastics is included.



Innholdsfortegnelse

FORORD	I
SAMMENDRAG	III
ABSTRACT	V
INNHOLDSFORTEGNELSE	VII
FORKORTELSER OG ORDLISTE	X
FIGURLISTE	XI
TABELLISTE	XII
1 BAKGRUNN FOR OPPGAVEN	1
1.1 PROBLEMSTILLING	1
1.2 FORMÅL	1
1.3 FORSTÅELSE	1
1.4 BEGRENSNINGER FOR OPPGAVEN	1
2 INNLEDNING	3
2.1 HVA ER SLAM?	3
2.2 NÆRINGSSTOFFER I SLAM	3
3 SLAM SOM RESSURS	5
3.1 BIOGASS	5
3.1.1 Hva er biogass?	5
3.1.2 Produksjon av biogass	6
3.1.3 Anaerob mikrobiell omdannelse	7
3.1.4 Viktige prosessparametere	11
3.1.5 Hemming av prosessen	13
3.1.6 Energipotensial.....	14
3.1.7 Utnyttelse av biogass	15
3.1.8 Biorest.....	15
3.2 BIOPLAST.....	16
3.2.1 Hva er bioplast?	16
3.2.2 Hvorfor bioplast?.....	17
3.2.3 Produksjon av bioplast	18
4 PROSESSBESKRIVELSE	19
4.1 FELLES PROSESSBESKRIVELSE	19
4.2 KOMBINERT PROSESS	19
4.3 REFERANSEPROSESS	20
5 KOMPONENTER I ANLEGGET	21
5.1 FORAVVANNING	21
5.2 SLAMSILO	22
5.3 DAMPEKSPLOSJON	22
5.4 BIOREAKTOR	23
5.5 AVVANNING.....	24
5.5.1 Membranfiltrering	25
5.5.2 Tørking.....	25



5.6	SUPERKRITISK CO ₂ -EKSTRAKSJON	26
5.7	RÅTNETANK.....	27
5.8	SLUTTAVVANNING.....	28
5.9	VARMEVEKSLERE	28
5.9.1	Platevarmeveksler.....	28
5.9.2	«Rør i skall»-varmeveksler	29
5.10	AVFALLSHÅNDTERING.....	30
6	MASSEBALANSER.....	31
6.1	FELLES MASSEBALANSER.....	31
6.1.1	Utgangspunkt for prosessen.....	31
6.1.2	Foravvanning.....	31
6.1.3	Dampekspløsjon.....	32
6.2	MASSEBALANSER FOR DEN KOMBINERTE PROSESSEN	33
6.2.1	Fermentering	33
6.2.2	Avvanning	42
6.2.3	Superkritisk CO ₂ -ekstraksjon.....	43
6.2.4	Råtnetank.....	43
6.3	MASSEBALANSER FOR REFERANSEPROSESSEN.....	47
6.3.1	Råtnetank.....	47
7	FLYTDIAGRAM.....	51
7.1	FLYTDIAGRAM – KOMBINERT PROSESS	51
7.2	FLYTDIAGRAM - REFERANSEPROSESS	52
8	ENERGIBALANSER.....	53
8.1	DAMPEKSPLOSJON.....	53
8.1.1	Dampbehov ved dampekspløsjon.....	55
8.1.2	Totalt energiforbruk ved dampekspløsjon.....	57
8.1.3	Energitap ved dampekspløsjon	58
8.2	TØRKING.....	61
8.3	ENERGIBALANSE FOR VARMEVEKSLERE.....	65
8.3.1	Varmeveksler 1	65
8.3.2	Varmeveksler 2	65
8.3.3	Varmeveksler 3	66
8.4	OPPSUMMERING AV ENERGIFORBRUK.....	67
9	DISKUSJON.....	68
9.1	BIOGASS – UTBYTTE OG ENERGIPOTENSIAL	68
9.2	BIOPLAST – UTBYTTE OG ENERGIFORBRUK	72
9.3	MARKEDSPRIS PÅ BIOPLAST OG BIOGASS	73
9.3.1	Bioplast.....	73
9.3.2	Biogass.....	73
9.3.3	Økonomisk utbytte for de to prosessene.....	73
9.4	BIOREST.....	74
9.5	ENERGIFORBRUK – DAMPEKSPLOSJON OG TØRKING.....	75
9.6	MOLEKYLFORMEL FOR SLAM – TEORETISK VS. EMPIRISK FORMEL.....	75
9.7	VALG AV SPESIFIKK VARMEKAPASITET FOR SLAM	76
9.8	BEREGNING AV ENERGIFORBRUK VED OPPVARMING AV LUFT I DE.....	76
9.9	VALG AV BAKTERIE OG UTBYTTE AV BIOPLAST	77
9.10	FORSLAG TIL UTNYTTTELSE AV BIOPLAST FRA SLAM.....	78



9.10.1	<i>Biologisk nedbrytbare matavfallspose</i>	78
9.11	BAKTERIECELLER FRA BIOPLASTPRODUKSJON	79
9.12	GJENBRUK AV VANN I PROSESSEN	79
9.13	SLAMTYPER OG UTBYTTE	80
9.14	KONTROLL AV PH GJENNOM PROSESSENE	80
9.15	EKSTRAKSJON AV BIOPLAST	80
10	KONKLUSJON	81
10.1	FORSLAG TIL VIDERE ARBEID	82
11	REFERANSER	83
VEDLEGG A	I
VEDLEGG B	II
VEDLEGG C	IV



Forkortelser og ordliste

TS: Tørrstoff

LCFA: Langkjedede fettsyrer

VFA: Kortkjedete, flyktige fettsyrer

SRT: Solids retention time – gjennomsnittlig oppholdstid for fast stoff

HRT: Hydraulic retention time – gjennomsnittlig oppholdstid for væskefase

C/N-forhold: Forhold mellom karbon og nitrogen

COD: Chemical oxygen demand – kjemisk oksygenforbruk

SRB: Sulfatreduserende bakterier

PHA: Polyhydroksyalkanat

PHB: Polyhydroksybutyrat

SCL-PHA: Kort-kjedede PHA

MCL-PHA: PHA-kjeder av medium lengde

DE: Dampekspløsjon

CSTR: Continuously Stirred Tank Reactor

H/D-forhold: Høyde på tanken i forhold til tankens diameter

Tot-P: Totalt fosforinnhold

Tot-N: Totalt nitrogeninnhold



Figurliste

FIGUR 3-1: OVERSIKT OVER PRODUKSJON AV BIOGASS OG MULIG UTNYTTELSE (CRAFT BIOGAS LTD, 2016).	6
FIGUR 3-2: PROSESSFASENE VED ANAEROB STABILISERING AV SLAM.	8
FIGUR 3-3: BAKTERIECELLER SOM INNEHOLDER BIOPLASTGRANULATER (INHABITAT, U.D.).	16
FIGUR 3-4: DEN GENERELLE, REPETERENDE ENHETEN I PHA-POLYMERER (INTECH, U.D.).....	17
FIGUR 3-5: SKILPADDE VOKST INN I PLASTAVFALL (ONE GREEN PLANET, U.D.).	17
FIGUR 3-6: SYNTETISERING AV BAKTERIELL BIOPLAST (TECHNO PACKAGING, U.D.).	18
FIGUR 5-1: DEKANTERSENTRIFUGE (HUTCH HAYES SEPARATION INC, U.D.).	21
FIGUR 5-2: SLAMSILO (MACK, 2008).	22
FIGUR 5-3: B6-REAKTORER FRA CAMBI (CAMBI AS, 2014).	23
FIGUR 5-4: BOBLEKOLONNEREAKTOR (BEHIN, 2012).	24
FIGUR 5-5: TUBULÆR MEMBRAN (KOCH MEMBRANE SYSTEMS, 2016).....	25
FIGUR 5-6: "SINGLE PASS" ROTERENDE TØRKETROMMEL (AMOS, 1998).....	26
FIGUR 5-7: UTSTYR FOR SUPERKRITISK CO ₂ -EKSTRAKSJON (YARA, U.D.).	27
FIGUR 5-8: CSTR BENYTTES SOM RÅTNETANK (ANYANG LIPP SILO ENGINEERING Co. LTD, 2016).....	27
FIGUR 5-9: PLATEVARMEVEKSLER (IKLIM LTD STI, U.D.).	29
FIGUR 5-10: "RØR I SKALL"-VARMEVEKSLER (DIVERSE ENERGY SYSTEMS, U.D.).	29



Tabelliste

TABELL 3-1: KOMPONENTER I BIOGASS (JØRGENSEN, 2009).....	5
TABELL 3-2: DE ULIKE MIKROORGANISMENE SOM ER INVOLVERT I BIOGASSPRODUKSJONEN.....	10
TABELL 3-3: BAKTERIETYPENE I BIOGASSPRODUKSJON OG DERES TEMPERATUROMRÅDER (JØRGENSEN, 2009).....	11
TABELL 5-1: VARMEVEKSLERE SOM BENYTTES I DEN KOMBINERTE PROSESSEN.....	30
TABELL 5-2: VARMEVEKSLERE I REFERANSEPROSESSEN.....	30
TABELL 6-1: TOT-C, TOT-N OG C/N-FORHOLD FOR PRIMÆRSLAM (SOGN & HAUGEN, 2011).....	33
TABELL 6-2: PROSENTANDEL AV TS OG GENERELL MOLEKYLFORDEL FOR FETT, PROTEIN OG CELLULOSE.....	34
TABELL 6-3: TEORETISK BEREGNET OG EMPIRISK MOLEKYLFORDEL FOR SLAM.....	37
TABELL 6-4: BEREGNEDE KOEFFISIENTENE VED BALANSERING AV REAKSJONSLIGNINGEN I FERMENTOREN.....	39
TABELL 6-5: OPPSUMMERING AV MENGDE AV REAKTANTER OG PRODUKTER I FERMENTOREN.....	42
TABELL 6-6: UTBYTTE OG FORBRUK PER PROSESS VED PRODUKSJON AV BIOGASS I DEN KOMBINERTE PROSESSEN.....	46
TABELL 6-7: OPPSUMMERING AV HVOR MYE PRODUKT SOM DANNES I DEN KOMBINERTE PROSESSEN.....	46
TABELL 6-8: OVERSIKT OVER UTBYTTE OG FORBRUK PER PROSESS VED PRODUKSJON AV BIOGASS.....	49
TABELL 6-9: OPPSUMMERING AV PRODUKTENE I REFERANSEPROSESSEN.....	49
TABELL 8-1: VERDIER TIL ENERGIBALANSE VED DAMPEKSPLOSJON.....	53
TABELL 8-2: STARTPARAMETERE FOR SLAMMET I DAMPEKSPLOSJONSREAKTOREN.....	54
TABELL 8-3: PARAMETERE FOR VANN SOM BENYTTES I ENERGIBALANSER VED DAMPEKSPLOSJON.....	54
TABELL 8-4: PARAMETERE FOR METTET DAMP BENYTTET I ENERGIBALANSENE.....	55
TABELL 8-5: OVERSIKT OVER DAMPBEHOV I DAMPEKSPLOSJONEN.....	56
TABELL 8-6: ENERGIFORBRUK VED DAMPEKSPLOSJON.....	58
TABELL 8-7: ENERGITAP VED DAMPEKSPLOSJON.....	60
TABELL 8-8: TOTAL ENERGIOVESIKT FOR DAMPEKSPLOSJON.....	60
TABELL 8-9: DAMPTRYKK, TETTHET OG TEMPERATUR PÅ LUFTEN BRUKT VED TØRKING.....	61
TABELL 8-10: VARMEKAPASITET FOR VANN OG BIPLAST, SAMT TEMPERATUR PÅ BIOMASSEN.....	63
TABELL 8-11: ENERGIFORBRUK FOR TØRKEPROSESSEN.....	65
TABELL 8-12: POTENSIELL ENERGIGJENVINNING FOR VARMEVEKSLERE.....	66
TABELL 8-13: ENERGIFORBRUK FOR DEN KOMBINERTE PROSESSEN.....	67
TABELL 8-14: ENERGIFORBRUK FOR REFERANSEPROSESSEN.....	67
TABELL 9-1: ENERGIINNHOOLD I FORSKJELLIG TYPE BRENNSTOFF (BALTIC BIOGAS BUS, 2016).....	68
TABELL 9-2: ENERGIPOSENSIAL OG UTBYTTE FOR BIOMETAN FRA BEGGE PROSESSENE.....	71
TABELL 9-3: UTBYTTE AV PHA OG ENERGIFORBRUK PER KG PHA.....	72
TABELL 9-4: OVERSIKT OVER PRISUTBYTTE FOR DE TO PROSESSENE.....	73



1 Bakgrunn for oppgaven

Denne masteroppgaven tar for seg sammenligning av to prosesser for utnyttelse av slam. Den første prosessen er en kombinert prosess hvor målet er å produsere bioplast og deretter biogass av restene fra bioplastproduksjonen. Den andre prosessen er en referanseprosess hvor det kun produseres biogass. Begge prosessene benytter samme utgangspunkt, slik at resultatene kan sammenlignes. Oppgaven ble foreslått av biveileder Odd Ivar Lekang som mente det kunne være gunstig å produsere et annet produkt som for eksempel bioplast, i tillegg til biogass.

1.1 Problemstilling

Er det mer gunstig å produsere bioplast fra slam og deretter biogass fra restene av denne prosessen, enn kun biogassproduksjon?

1.2 Formål

Formålet med oppgaven er å undersøke om det er fordelaktig å produsere bioplast fra slam i tillegg til biogass, og det vil fokuseres på utbytte av produkter, energipotensial i biogassen som produseres samt energiforbruk.

1.3 Forståelse

Energikilder anses som relativt billige produkter. Ved produksjon av et annet produkt fra slam før produksjon av biogass vil den økonomiske gevinsten ved prosessen antas å øke. Omdannelse av slam til bioplast og deretter utnytte restene til biogassproduksjon vil antageligvis gi bedre økonomisk utbytte, og dermed kunne gjøre prosessen mer gunstig. Forslaget i denne oppgaven er at produksjon av bioplast før biogass vil øke det økonomiske utbyttet av prosessen.

1.4 Begrensninger for oppgaven

På grunn av oppgavens omfang har energibalanser kun blitt utført for de mest energikrevende enhetsprosessene. Det er også gjort en del antagelser underveis i beregningene for å komme i mål.



2 Innledning

Dette kapittelet vil gi en kort innføring om slam og slammets næringsstoffer.

2.1 Hva er slam?

Slam er et uunngåelig biprodukt fra avløpsrensaneanlegg og består av avfallsstoffer som fjernes fra avløpsvannet. Slammet gjennomgår ulike behandlinger med formål om å redusere volumet, forbedre kvaliteten og redusere tilhørende, potensiell helseproblematikk forbundet med slam.

Den daglige mengden slam, uttrykt som tørrstoff (TS), varierte i 2008 fra 60-90 g TS per personkvivalent, dvs. nesten 10 millioner tonn tørt slam per år i EU (Appels, *et al.*, 2008). Kostnadene ved behandling og deponering av slam kan utgjøre opp til 60 % av de totale kostnadene ved et avløpsrensaneanlegg (Wei, *et al.*, 2003) og det er derfor fordelaktig å optimalisere utnyttelsen av slam.

Tidligere har slam kun blitt sett på som et avfallsprodukt, men blir nå ansett som en ressurs som er full av nyttige næringsstoffer. Slammet består av både organiske og uorganiske stoffer som er uønsket i rent vann, men disse kan benyttes til for eksempel jordforbedringsmateriale (BEVAS, 2016).

2.2 Næringsstoffer i slam

Slammets innhold av næringsstoffer vil variere etter sammensetningen i avløpsvannet samt hvilke rensemetoder som benyttes. Avløpsvann deles opp i sedimenterbare og ikke-sedimenterbare stoffer, og består stort sett av fosfor, nitrogen, organisk stoff og suspendert stoff (Ødegaard, 2014). Suspendert stoff er mengden av partikulært materiale i avløpsvannet og vil havne i slammet ved hjelp av utfelling. Det meste av det organiske stoffet er på partikulær form og vil dermed også i stor grad havne i slammet.

Organisk materiale inneholder omtrent 5 % nitrogen, og virkningen av nitrogen henger sammen med innholdet av organisk materiale i slammet (Ekeberg, 1991). Stabiliserte og hygieniserte slamtyper inneholder mellom 25-60% organisk materiale, noe som tilsvarer 12-30 kg nitrogen per tonn tørrstoff, avhengig av behandlingsmåte (Ekeberg, 2000). Bekkelaget Vann AS oppgir at deres avvannede slam inneholder mellom 25-35 kg nitrogen per tonn tørrstoff (BEVAS, 2016). I tillegg til disse næringsstoffene vil slam også kunne inneholde noe tungmetaller, samt organiske miljøgifter eller andre uønskede stoffer.

Tre hovedgrupper av rensemetoder etterlater slam, dette er primærrensing (mekanisk rensing), kjemisk rensing og biologisk rensing. Primærslam er det mest næringsrike slammet og dannes ved sedimentering i primærrensingen i starten av rensaneanlegget. Kjemisk slam dannes ved kjemisk felling ved hjelp av salter av aluminium og jern, og inneholder blant annet metallfosfat, metallhydroksid og andre mindre partikler. Biologisk slam dannes ved biologisk rensing og består for det meste av vekstoverskudd av bakterier.

3 Slam som ressurs

Slam har gått fra å være et uønsket avfallsstoff til å anses som en verdifull, fornybar ressurs. Dette kapittelet vil beskrive nyttige og miljøvennlige produkter slam kan omdannes til.

3.1 Biogass

3.1.1 Hva er biogass?

Biogass er en brennbar gassblanding som består i hovedsak av metan og karbondioksid og dannes ved anaerob nedbrytning av organisk stoff. Metangassen og karbondioksidgassen som produseres er avfallsprodukter fra respirasjonen til mikroorganismene og hvor mye som dannes av hver gass avhenger av det organiske stoffet som brytes ned (Jørgensen, 2009). Tabell 3-1 viser komponentene som finnes i biogass.

Tabell 3-1: Komponenter i biogass (Jørgensen, 2009).

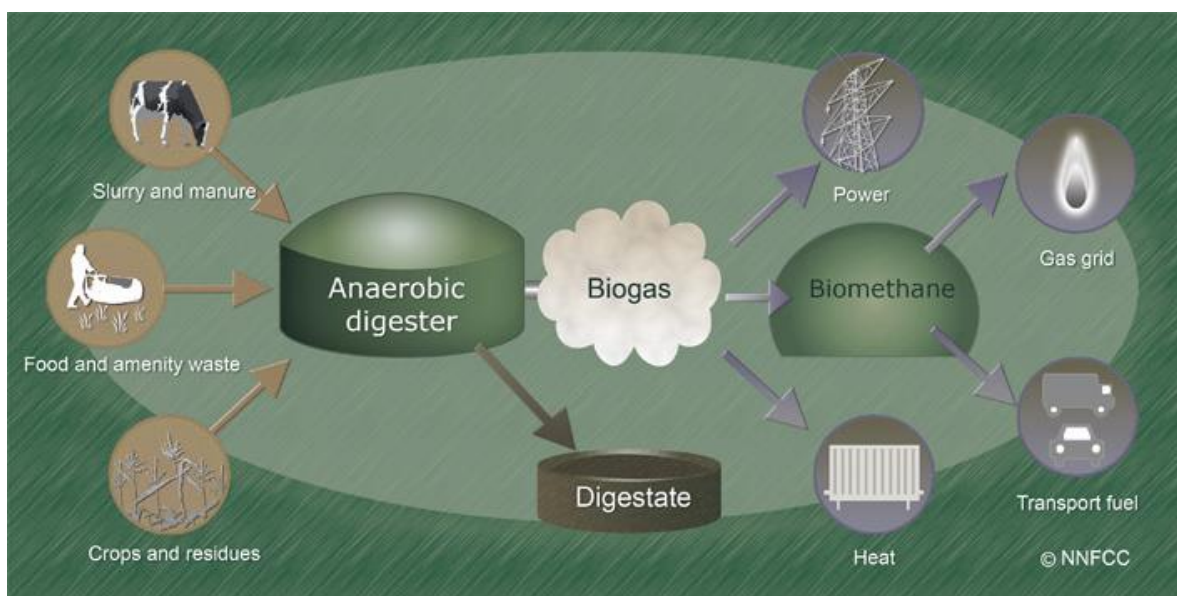
Gass	Prosentandel (%)
Metan - CH ₄	55 – 70
Karbondioksid - CO ₂	30 – 45
Hydrogensulfid – H ₂ S Hydrogen – H ₂ Ammoniakk – NH ₃	1 - 2
Karbonmonoksid – CO	Sporelement
Nitrogen – N ₂	Sporelement
Oksygen – O ₂	Sporelement

Metangassen er den enkleste av alkanforbindelsene og er den brennbare komponenten i biogassen. Den er en usynlig og luktfri gass med et kokepunkt på -164 °C (Chemstone, 2016). I tillegg til å være hovedkomponenten i biogass er metan også hovedkomponenten i naturgass hvor den varierer fra 77 – 90 % metaninnhold (Jørgensen, 2009).

Ved romtemperatur og atmosfærisk trykk har metan en tetthet på 0,75 kg/m³, mens biogass vil ha en tetthet på 1,15 kg/m³ på grunn av at karbondioksid har noe høyere tetthet enn metan (Jørgensen, 2009).

3.1.2 Produksjon av biogass

Produksjon av biogass er en biologisk avfallsbehandlingsteknologi og hensikten er å fremstille energiholdig biogass. Det dannes i tillegg et restprodukt, biorest, som kan brukes som gjødsel i jordbruket, enten i fast eller flytende form. Omtrent alt organisk materiale kan brytes ned, med unntak av stabile trematerialer, ettersom de anaerobe mikroorganismene ikke er i stand til å bryte ned lignin (Appels, *et al.*, 2008). Jo finere materialet er, jo større er den relative overflaten, og jo lettere er det for mikroorganismene å bryte ned materialet (Jørgensen, 2009). Slam med mye organisk materiale gir mye biogass, og metanandelen varierer etter slammets innhold av fett, protein og karbohydrat. Produksjonen av metan er lav dersom det organiske stoffet som brytes ned består for det meste av karbohydrater, som glukose og andre enkle suktermolekyler, og polymerer som cellulose og hemicellulose. Ved høyt innhold av fett vil derimot metanproduksjonen av være høy. Figur 3-1 viser en illustrasjon av biogassproduksjon fra ulike kilder og hva biogassen kan benyttes til.



Figur 3-1: Oversikt over produksjon av biogass og mulig utnyttelse (Craft Biogas Ltd, 2016).

Normalt varmes slamm opp til 35-38 °C for å øke hastigheten på nedbrytningen. Dette gjøres på grunn av at de anaerobe nedbrytningsprosessene er relativt langsomme. Dersom den anaerobe nedbrytningen foregår i det termofile området ved 55 °C eller mer, oppnås det også hygienisering av slamm (Ødegaard, 2014).

Mer enn 36 000 anaerobe råtnetanker var i drift i Europa i år 2000, og disse behandlet omkring 40-50 % av slamm som ble generert (Tilche & Malaspina, 1998). Det årlige potensialet for biogassproduksjon i Europa ble i 2008 anslått til å være i overkant av 200 milliarder m³ (Appels, *et al.*, 2008). I Danmark hadde de allerede i 2006 totalt 167 biogassanlegg, hvor 61 av disse var tilknyttet kommunale avløpsrensianlegg (Jørgensen, 2009). I 2010 var det totalt 36 biogassanlegg i Norge, 23 av disse var biogassanlegg basert på slam (Norges Bondelag, 2011). Regjeringen har



en ambisjon om at 30 % av husdyrgjødsel skal gjennom en biogassreaktor innen 2020 (Norges Bondelag, 2011).

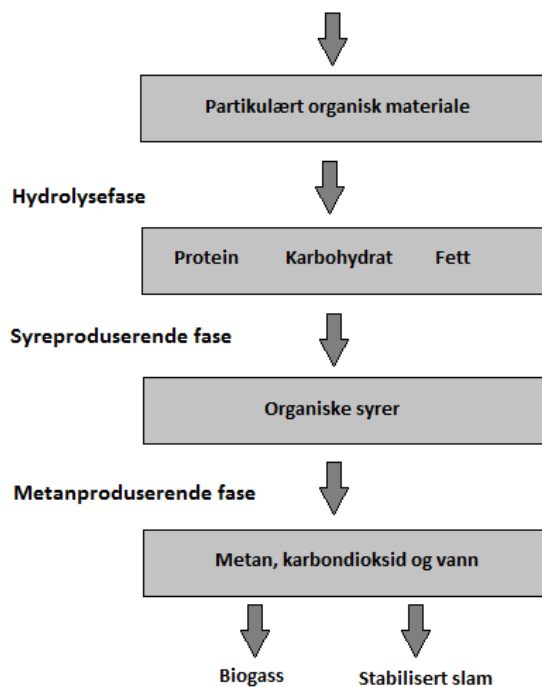
Ved normal drift av råtneanlegg vil gassen som produseres bestå av 65-70 % metangass og 30-35 % karbondioksid (Ødegaard, 2014). Dersom prosentandelen av karbondioksid i gassen er over 45 % vil dette tyde på at den metanproduserende fasen ikke fungerer som den skal (Ødegaard, 2014). 40-60 % reduksjon i slammets innhold av organisk stoff oppnås ved normale belastninger og det vil gjennom stabilisering oppnås reduksjon i total tørrstoffmengde på 25-35% (Ødegaard, 2014).

Biogassen som forlater reaktoren er mettet med vanndamp og ved avkjøling kan vanndampen kondenseres ved hjelp av en varmeveksler (Fornybar.no, 2016). Slamvannet fra det utrånede slammet er svært forurenset og må føres tilbake til avløpsrensaneanlegget for rensing.

3.1.3 Anaerob mikrobiell omdannelse

Produksjon av biogass fra organisk materiale foregår ved anaerob mikrobiell omdannelse. Reaksjonen foregår i en oppvarmet, lukket tank som kalles råtnetank, uten tilgang på oksygen. Her omvandles organisk materiale til oppløste forbindelser som blant annet organiske syrer og alkoholer. De oppløste forbindelsene brytes videre ned av metanproduserende mikroorganismer til sluttproduktene metan, karbondioksid og vann, i tillegg små mengder av andre gasser som nitrogengass, oksyngengass, hydrogensulfid og ammoniakk. Omdanningen av organisk stoff til biogass foregår ved bruk av ulike mikroorganismer som hver har sin unike rolle i prosessforløpet. Mikroorganismene opptrer selvstendig og danner et komplekst samspill hvor avfallsproduktet fra en mikroorganisme kan være substratet til en annen.

Utråtningsprosessen foregår i tre faser (Figur 3-2); hydrolysefase, syreproduserende fase og metanproduserende fase (Ødegaard, 2014). Det benyttes tre, ulike hovedgrupper av mikroorganismer, og dette er de fermentative bakteriene (gruppe I), de hydrogenproduserende acetogene bakteriene (gruppe II) og de metanproduserende archaene (gruppe III).



Figur 3-2: Prosessfasene ved anaerob stabilisering av slam.

Proteiner, enkle suktermolekyler og stivelse hydrolyseres enkelt under anaerobe forhold, i motsetning til lignin som ikke vil brytes ned (Jørgensen, 2009). Cellulose og hemicellulose, som er polymerer bygget opp av henholdsvis glukosemolekyler og andre suktermolekyler, er komplekse polysakkarider som kan hydrolyseres ved hjelp av spesialiserte bakterier. Det er derimot en utfordring ved plantevev da både cellulose og hemicellulose begge er tett pakket i lignin, og det vil derfor være vanskelig for bakteriene å nå inn til disse polymerne for å bryte dem ned. Dette er grunnen til at 40 % av cellulose og hemicellulose i avføring fra gris ikke blir dekomponert i biogassprosessen (Jørgensen, 2009). For avføring fra dyr og andre substrater som har høyt innhold av komplekse molekyler vil derfor nedbrytning av organisk avfall til metan og karbondioksid ligge på mellom 30-60 % (Jørgensen, 2009).

3.1.3.1 Hydrolyse

I hydrolysefasen blir det partikulære, organiske stoffet løst opp slik at bakteriene i neste fase har mulighet til å få substratet inn i cellene for å bryte det ned. I hydrolysefasen foregår nedbrytning av karbohydrater, proteiner og fett ved hjelp av forskjellige grupper av fermentative bakterier som produserer ulike ekstracellulære enzymer som katalyserer nedbrytningen. Produktene er enkle, vannløselige forbindelser som glyserol, langkjedete fettsyrer, suktermolekyler som glukose og xylose, og aminosyrer (Christensen, 2001). Denne nedbrytningen foregår på utsiden av bakteriecellene i væsken bakteriene befinner seg i, en såkalt ekstracellulær prosess (Jørgensen, 2009).



Dersom substratet inneholder store mengder fett vil det dannes store mengder av langkjedede fettsyrer på grunn av at hydrolyse av fett vil resultere i ett mol glyserol og tre mol langkjedede fettsyrer. Dersom substratet inneholder store mengder protein vil det dannes mye ammonium og ammoniakk på grunn av aminogruppene i proteinet. Begge disse tilfellene vil kunne føre til hemming av den påfølgende nedbrytningsfasen, noe som er spesielt sannsynlig dersom innholdet av råstoff varierer (Jørgensen, 2009).

3.1.3.2 Syreproduserende fase

De oppløste organiske forbindelsene som dannes i hydrolyse, vil i den syreproduserende fasen tas opp av fermentative, syreproduserende bakterier. Disse bryter ned langkjedete fettsyrer til kortkjedete fettsyrer, alkoholer, flyktige fettsyrer, karbondioksid og hydrogen. Karbondioksid, hydrogen og acetat (eddiksyre) vil bli omdannet direkte til metangass, mens kortkjedete fettsyrer og alkoholer omdannes til eddiksyre og hydrogengass av acetogene bakterier, også kalt eddiksyredannere.

I den bakterielle prosessen i råtnetanken vil omtrent 50 % av glukosen, xylosen og aminosyrene fra hydrolysen samt de langkjedede fettsyrene (LCFA) brytes ned til eddiksyre (Jørgensen, 2009). 20 % vil omdannes til karbondioksid og hydrogen, mens de resterende 30 % vil brytes ned til kortkjedete, flyktige fettsyrer (VFA). En jevn degradering av kortkjedete, flyktige fettsyrer, er ofte en begrensende og avgjørende faktor for biogassprosessen (Jørgensen, 2009).

3.1.3.3 Metanproduserende fase

Eddiksyre fra den syreproduserende fasen vil i den metanogene fasen omdannes til metan og karbondioksid av de metanogene archaeene (Schnürer & Jarvis, 2009). Metanogenene i gruppe III produserer metan fra eddiksyre, formiat og hydrogen, sluttproduktene fra de fermentative og acetogene bakterienes metabolisme. Det er to ulike grupper av mikroorganismer som bidrar til metanproduksjon. Den ene gruppen, acetotrofe metanogener, degraderer eddiksyre til metan og den andre gruppen, hydrogenotrofe metanogener, produserer metan fra karbondioksid og hydrogen (Schnürer & Jarvis, 2009). Ved stabile forhold vil omtrent 70 % av metanproduksjonen komme fra degradering av eddiksyre, mens 30 % kommer fra karbondioksid og vann (Jørgensen, 2009). Dersom den ene prosessen blir hemmet, vil den andre prosessen også hemmes, da balansen mellom de to prosessene er nøye regulert. Mesteparten av eddiksyre og hydrogen blir dannet i de første trinnene av den anaerobe nedbrytningen, kun en liten del kommer fra omdannelse av intermediære forbindelser (Christensen, 2001).

Metanogenene har den tregeste veksthastigheten av alle mikroorganismene som er involvert i biogassprosessen, omtrent en femtedel av veksthastigheten til de syreproduserende bakteriene. Metanogenenes vekst blir derfor den begrensende faktoren for hvor fort prosessen kan gå og hvor mye materiale som kan degraderes (Jørgensen, 2009). Ved en ubalanse i systemet vil ikke metanogenene som bryter ned VFA klare å holde følge på grunn av den langsomme



veksthastigheten (Jørgensen, 2009). Dermed vil nivået av VFA vil øke, noe som gir en økt risiko for akkumulering av VFA og at prosessen surner.

Den fullstendige biologiske nedbrytningen av organisk materiale til metan og karbondioksid under anaerobe forhold er en meget komplisert prosess. Denne tre-trinnsmodellen av biogassprosessen er en forenklet modell og gir en overordnet beskrivelse av prosessen. Det er i midlertidig andre grupper av bakterier som må tas med for å få et mer helhetlig bilde av prosessen. Gruppe IV, de homoacetogene bakteriene, fermenterer flere komponenter blant annet glukose, hydrogen og karbondioksid og omdanner disse til eddiksyre som eneste produkt. Gruppe V, de acetatoksiderende bakteriene, oksiderer eddiksyre til hydrogen- og karbondioksidgass dersom det blir ubalanse grunnet lav hydrogenkonsentrasjonen. Gruppe VI er bakterier som kan reversere omsetningen og danne fettsyrer dersom konsentrasjonen av hydrogen og eddiksyre eller etanol er høy (Norges Bondelag, 2011). Tabell 3-2 viser en oversikt over de ulike bakteriegruppene i biogassproduksjonen.

Tabell 3-2: De ulike mikroorganismene som er involvert i biogassproduksjonen.

Gruppe	Mikroorganisme	Oppgave
I	Fermentative bakterier	Bryter ned karbohydrater, proteiner og fett til fettsyrer, sukker og aminosyrer.
II	Fermentative, syreproduserende bakterier	Bryter ned LCFA til SFA, alkoholer, flyktige fettsyrer, karbondioksid og hydrogen.
III	Metanogene archaer - Acetotrofe - Hydrogenotrofe	Produserer metan fra eddiksyre, formiat og hydrogen.
IV	Homoacetogene bakterier	Omdanner glukose, hydrogen og karbondioksid til eddiksyre.
V	Acetatoksiderende bakterier	Oksiderer eddiksyre til hydrogen- og karbondioksidgass hvis hydrogenkonsentrasjonen blir lav.
VI	Reverserende bakterier	Danner fettsyrer, dersom konsentrasjonen av hydrogen og eddiksyre eller etanol er høy.



3.1.4 Viktige prosessparametere

For at en biogassprosess skal være effektiv og produktiv er det flere, ulike parametere som må optimaliseres.

3.1.4.1 Anaerobt miljø

De metanproduserende bakteriene behøver et oksygenfritt miljø, og biogassreaktoren må derfor være lufttett. Den lille mengden oksygen som er oppløst i biomassen og væsken inn i reaktoren blir raskt brukt opp av for eksempel aerobe bakterier, som må ha oksygen, eller av fakultative, anaerobe bakterier som kan benytte oksygen ved respirasjon dersom det er tilstede (Jørgensen, 2009).

3.1.4.2 Temperatur

Hastigheten til biokjemiske prosesser øker med økende temperatur, og som en tommelregel blir hastigheten, innen visse grenser, fordoblet for hver økning med 10 °C (Jørgensen, 2009). Dette er også tilfellet for biogassprosessen, men i denne prosessen er det også ulike typer bakterier som er involvert og tilpasset ulike temperaturer Tabell 3-3).

Tabell 3-3: Bakterietypene i biogassproduksjon og deres temperaturområder (Jørgensen, 2009).

Bakterietype	Temperaturområde
Psykrofile	0 – 20 °C
Mesofile	15 – 45 °C
Termofile	40 – 65 °C

Felles for mikroorganismene er at de er veldig sensitive overfor endringer i temperaturen, og denne sensitiviteten øker med økende temperatur (Jørgensen, 2009). I praksis kjøres biogassanlegg ved enten mesofilt område på rundt 37 °C, med toleranse for variasjon på ± 2 °C, eller i det termofile området på rundt 52 °C, hvor endringer på ca. 0,5 °C tolereres (Jørgensen, 2009).

Det er viktig å holde stabil operasjonstemperatur i råtnetanken, siden skarpe og/eller hyppige svingninger i temperaturen vil påvirke bakteriene, spesielt de metanproduserende bakteriene (Appels, *et al.*, 2008). Endringer i temperatur på mer enn 0,6 °C per dag bør unngås og prosessvikt kan oppstå ved temperaturendringer som overskrider 1 °C per dag (Turovskiy & Mathai, 2006).

3.1.4.3 pH og alkalitet

Det optimale miljøet for biogassproduksjon er ved pH mellom 6,5 og 8,0 med en foretrukket pH på 7,2 (Jørgensen, 2009). Ved bruk av slam har ofte reaktoren en noe høyere pH, rundt 8,0-8,3, på grunn av høyere innhold av ammonium i slam enn i annet organisk stoff (Jørgensen, 2009).

Selv om de metanproduserende mikroorganismene benytter organiske syrer som substrat vil de ikke klare seg i et surt miljø, men når prosessen er i balanse vil surhetsgraden i reaktoren være



innenfor nevnte intervall ettersom bufferkapasiteten til reaktoren er veldig stor (Jørgensen, 2009). Systemet er med andre ord veldig robust og stabilt.

Hver gruppe av mikroorganismer som benyttes i prosessen har ulikt optimalt pH-område. Metanproduserende archaer er ekstremt sensitive for pH-endringer og har optimalt område mellom 6,5 og 7,2 (Boe, 2006; Turovskiy & Mathai, 2006). De fermentative mikroorganismene er litt mindre sensitive og kan fungere i en større pH-intervall på mellom 4,0 og 8,5 (Hwang, *et al.*, 2004). Ved lav pH er hovedproduktene eddiksyre og butyratsyre, mens ved pH på 8,0 produseres i hovedsak eddiksyre og propionsyre (Boe, 2006). Produksjon av flyktige fettsyrer ved anaerob nedbrytning har en tendens til å redusere pH (Appels, *et al.*, 2008). Denne reduksjonen vil normalt motvirkes av aktiviteten til de metanproduserende bakteriene, som også produserer alkalinitet i form av karbondioksid, ammoniakk og bikarbonat (Turovskiy & Mathai, 2006). På grunn av at det produseres alkalitet som nøytraliserer syren som produseres sies pH å holdes stabil totalt sett gjennom prosessen (Ødegaard, 2014).

3.1.4.4 Oppholdstid

Oppholdstiden for det faste stoffet (SRT) er den gjennomsnittlige tiden det faste stoffet tilbringer i råtnetanken, mens hydraulisk oppholdstid (HRT) er den gjennomsnittlige tiden væskefasen i slammet holdes i råtnetanken (Appels, *et al.*, 2008). SRT er en fundamental design- og operasjonsparameter for alle anaerobe prosesser, og ved SRT på mer enn 10 dager vil alle komponenter i slammet være tilstrekkelig brutt ned (Appels, *et al.*, 2008).

3.1.4.5 Andel tørrstoff

I et biogassanlegg bør tørrstoffandelen ligge på 8-10 % for at det skal være nok væske igjen for pumping, men noe høyere innhold kan tolereres i reaktorer som har en direkte fødingslinje (Jørgensen, 2009). For at bakterier skal kunne degradere materialene må ikke tørrstoffinnholdet være høyere enn 50 %.

3.1.4.6 C/N-forhold

Nitrogen, fosfor og kalium er de viktigste makronæringsstoffene metanproduserende bakterier er avhengige av (Jørgensen, 2009). Nitrogen brukes av bakteriene til å produsere protein og nitrogeninnholdet er ofte oppgitt i forhold til karbon. Dette karbon/nitrogenforholdet gir en indikasjon på om det er tilstrekkelig nitrogen tilgjengelig for bakteriene. Normalt bør ikke C/N-ratioen være mindre enn 30/1, ellers vil nitrogen være begrensende faktor for bakterieveksten (Jørgensen, 2009). Det må likevel ikke bli for mye nitrogen, da dette kan hemme prosessen.



3.1.4.7 Omrøring

Det finnes mange forskjellige bioreaktorer, men for den mest vanlige typen, CSTR, er biomassen avhengig av kraftig omrøring for å unngå formasjon av en ugjennomtrengelig overflateskorpe (Jørgensen, 2009).

3.1.4.8 Organisk belastning

Normal belastning for en CSTR er 1-6 kg COD/m³ reaktorvolum per dag (Jørgensen, 2009). COD (kjemisk oksygenforbruk) er et mål på innhold av kjemisk nedbrytbart organisk stoff i vannet, og innebærer også tungt biologisk nedbrytbart og ikke-nedbrytbart organisk stoff (Ødegaard, 2014).

Hastigheten til biomassen som tilføres reaktoren må justeres etter veksthastigheten til de metanproduserende bakteriene, og organiske syrer må fjernes med samme hastighet som de produseres. Dersom mer biomasse tilføres enn det bakteriene klarer å bryte ned vil prosessen surne.

3.1.5 Hemming av prosessen

Hemming innebærer at en substans har negativ effekt på bakterier uten å direkte drepe dem (Jørgensen, 2009). Biogassprosessen kan hemmes på flere måter, og deles ofte i to kategorier; endogene og eksogene årsaker. Endogen hemming kommer av forhold eller materialer som dannes i selve prosessen som under visse omstendigheter kan hemme prosessen, mens eksogen hemming forårsakes av eksterne forhold (Jørgensen, 2009).

3.1.5.1 Nitrogen

Nitrogen er essensiell for bakterievekst og ammoniakk er en viktig nitrogenkilde for bakteriene. Ammoniakk dannes ved bakteriell nedbryting av substanser som inneholder nitrogen, slik som proteiner og urea. Ammoniakk i høye konsentrasjoner er derimot svært giftig for bakteriene og er en av de mest betydningsfulle endogene inhibitorene (Jørgensen, 2009). En av de største problemene med den operasjonelle stabiliteten ved anaerob nedbrytning er hemming av mikrobiell vekst forårsaket av ammoniakk (Hashimoto, 1986). En konsekvent og jevn innputt av biomasse er derfor viktig for prosessen, spesielt ved høyere temperaturer, fordi bakteriene kan få problemer ved en plutselig økning i konsentrasjonen av ammoniakk (Jørgensen, 2009).

I vandige løsninger er ammoniakk alltid i likevekt med ammonium:



Det har blitt indikert at fri ammoniakk er den mest giftige av disse to komponentene på grunn av at den kan passere gjennom cellemembranen (Cheng, *et al.*, 2008; Sung & Liu, 2003). Inne i celle kan ammoniakk forårsaker protonubalanse og kaliummangel (Cheng, *et al.*, 2008). Ved høy pH eller høy temperatur vil denne likevekten forflyttes mot høyre og forholdene vil dermed bli mer giftige for bakteriene. Det er funnet ut at termofil nedbrytning, som foregår ved høyere temperatur, hemmes lettere enn mesofil nedbrytning (Cheng, *et al.*, 2008; Hansen, *et al.*, 1998).



3.1.5.2 Sulfid

Sulfat finnes vanligvis i avløpsvann, og under anaerobe forhold brukes sulfat som en elektronakseptor og blir dermed redusert til sulfid av sulfatreduserende bakterier (SRB) (Boe, 2006; Cheng, *et al.*, 2008). Hemmingen foregår på to ulike nivåer; primærhemmingen forårsakes av konkurranse om substrater fra SRB, mens sekundærhemming foregår grunnet at sulfider er giftige for de ulike gruppene av mikroorganismer (Cheng, *et al.*, 2008).

3.1.5.3 Surgjøring

Organiske syrer som dannes i prosessen er også viktige inhibitorer i prosessen. Ved overbelastning i prosessen vil ikke disse syrene fjernes med en gang de dannes, og kan dermed føre til surgjøring av prosessen (Jørgensen, 2009).

3.1.5.4 Andre inhibitorer

Blant de eksogene inhibitorer er antibiotika og desinfeksjonsmidler, da disse per definisjon, dreper mikroorganismer. Høye konsentrasjoner av andre substanser som tungmetaller, salter og mikronæringsstoffer kan også hemme prosessen, selv om noen av disse ved lave konsentrasjoner er essensielle for prosessen (Jørgensen, 2009).

Ved nedbrytning av organisk stoff eller tilsetning av pH-justerende komponenter kan ulike kationiske grunnstoffer som blant annet natrium og kalium frigis (Cheng, *et al.*, 2008). Selv om de er nødvendige for mikrobiell vekst kan de være giftige eller hemmende for aktiviteten til mikroorganismene, dersom de er tilstede i høye konsentrasjoner (Appels, *et al.*, 2008). Hydrogen, flyktige fettsyrer og langkjedede fettsyrer kan også forårsake hemming av prosessen (Appels, *et al.*, 2008).

3.1.6 Energipotensial

På grunn av den høye energigjenvinningen og dens begrensede miljøpåvirkning er anaerob nedbrytning den mest kostnadseffektive blant de biologiske behandlingsmetodene (Mata-Alvarez, *et al.*, 2000). Produksjon av biogass har en positiv energibalanse ved at det dannes mer energi enn det som benyttes til å drive prosessen (Norges Bondelag, 2011). Energien som produseres vil også være CO₂-nøytral, i motsetning til ikke-fornybare energikilder som for eksempel olje, naturgass eller kull.

Biogass med en gjennomsnittlig konsentrasjon av metan på 65 % har en oppvarmingsverdi på omtrent 21-25 MJ/m³, noe som er omtrent 30 - 40 % lavere enn oppvarmingsverdien for naturgass på 37,3 MJ/m³ (Appels, *et al.*, 2008). Ren metangass vil ha en øvre brennverdi på 38,9 MJ/m³, noe som tilsvarer 11,06 kWh/m³ (Jørgensen, 2009).



3.1.7 Utnyttelse av biogass

Biogassen kan benyttes på flere ulike måter. Den kan utnyttes ved forbrenning direkte i en kjele for produksjon av varme eller i en ombygget dieselmotor for å produsere strøm og varme. Det er også mulig å bruke gassen i biler eller busser ved å rense gassen for karbondioksid slik at gassen består av 97 % metan, også kalt biometan. En annen mulighet er produksjon av elektrisitet ved hjelp av en gassmotor eller gassturbin (Ødegaard, 2014).

3.1.8 Biorest

Etter den anaerobe nedbrytningen vil det bli igjen et restprodukt, biorest, som består av uorganisk materiale og tungt nedbrytbare organiske forbindelser som ikke har blitt brutt ned i prosessen (Schnürer & Jarvis, 2009). Ved å produsere biogass vil mengden biorest som må disponeres, minkes. I tillegg vil mesteparten av patogenene i slamresten ødelegges samt begrense luktpoblemer som assosieres ved disponering av biorest fra slam (Appels, *et al.*, 2008).

I løpet av biogassprosessen så vil den totale mengden nitrogen i slammet være uforandret, men forholdet mellom organisk nitrogen og ammonium i slammet endres til fordel for plantetilgjengelig ammonium (Jørgensen, 2009). Slamrestene fra biogassprosessen kan benyttes som gjødsel, og kvaliteten på gjødselen vil påvirkes av hvor godt nitrogenet i slammet kan tas opp. Nitrogen i ammonium kan tas direkte opp av plantene, mens de organiske komponentene må brytes ned for å frigjøre nitrogen, noe som vil ta lengre tid (Jørgensen, 2009). Gjødselseffekten vil derfor være bedre for behandlet slam enn ubehandlet slam.

Når det gjelder lukt så vil både behandlet og ubehandlet slam ha likt antall luktenheter, men når slammet påføres jorden vil ikke lukten være like markant og stikkende fra behandlet slam som for ubehandlet slam (Jørgensen, 2009). Lukten vil også forsvinne fortere fra jorden da det behandlede slammet vil trekke raskere inn i jorden på grunn av lavere tørrstoffinnhold.

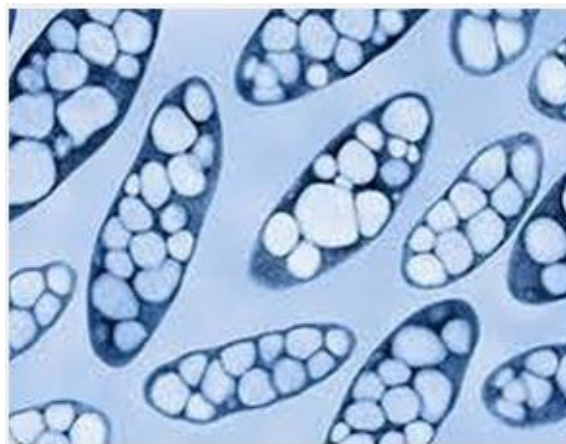
3.2 Bioplast

3.2.1 Hva er bioplast?

Bioplast er biopolymerer som er laget av fornybare kilder og er biologisk nedbrytbare. Fordelen med bioplast sammenlignet med petroleumsbasert plast er at den kan syntetiseres på en miljøvennlig måte, og i tillegg til å være biologisk nedbrytbare har den også gode mekaniske egenskaper (United States Environmental Protection Agency, u.d.). Bioplastprodukter som er biologisk nedbrytbare kan degraderes til vann, karbondioksid og biomasse.

Blant de biologisk nedbrytbare plastene har polyhydroksyalkanater (PHA) tiltrukket seg mye oppmerksomhet, fordi de besitter materielle egenskaper som ligner syntetiske termoplaster og elastomere som er i bruk (Mudliar, *et al.*, 2008). PHA syntetiseres av mikroorganismer under næringsbegrensende forhold ved overskudd av karbonkilde, og er en intracellulær karbon- og energireserve (Mudliar, *et al.*, 2008; Anderson & Dawes, 1990). Den produseres hovedsakelig av bakterier (Chua, *et al.*, 2003) og har blitt ansett som en miljøvennlig og biokompatibel plast med lovende applikasjoner innen medisin, farmasi og industri (Philip, *et al.*, 2007). Egenskapene til PHA-bioplast ligner mange petroleumsbaserte termoplaster og elastomere materialer, men i motsetning til de fleste petroleumsbaserte plaster er PHA-plast bærekraftig, biologisk nedbrytbar og biokompatibel (Polyferm Canada, 2016). PHA-plast er i tillegg også komposterbar og har egenskaper som ligner polyolefiner, som for eksempel polyetylen og polypropylen (Biopolis, u.d.). I løpet av de tre siste tiårene har PHA også vekket industriell interesse på grunn av at den kan syntetiseres fra fornybare karbonkilder, slik som landbruksavfall, slam eller industrielt avfall (Braunegg, *et al.*, 1998).

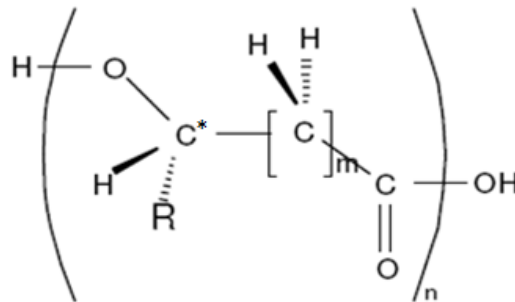
Figur 3-3 viser bakterieceller med bioplastgranulater inne i cellene.



Figur 3-3: Bakterieceller som inneholder bioplastgranulater (Inhabitat, u.d.).

Polyhydroksybutyrat (PHB) fra *Bacillus megaterium* var den første PHA-polymeren som ble identifisert (Lemoigne, 1926), og poly-3-hydroksybutyrat (P3HB), en variant av PHB, er en av de mest kjente PHA-ene.

PHA klassifiseres i to kategorier: kort-kjedede PHA (SCL-PHA) og kjeder av medium lengde (MCL-PHA) (Polyferm Canada, 2016). Hvilken kategori PHA-kjeden tilhører bestemmes ut fra antall karbonatomer i den repeterende enheten (Figur 3-4). PHA-bioplasters fysiske og kjemiske egenskaper varierer mye etter den kjemiske strukturen og antall enheter av den repeterende enheten.



Figur 3-4: Den generelle, repeterende enheten i PHA-polymerer (Intech, u.d.).

3.2.2 Hvorfor bioplast?

Problemet med miljømessig forurensning forårsaket av kritikkløs dumping av plastavfall har inntatt globale proporsjoner (Mudliar, *et al.*, 2008). I 2012 var den globale produksjonen av plast på 288 millioner tonn og per innbygger i Vest-Europa er forbruket av plast på ca. 100 kg i året (ZERO - Zero Emission Resource Organisation, u.d.). I dag er det problemer med plastavfall i naturen og i havet, og dette kan være direkte skadelig for økosystemet og det akvatiske liv (Figur 3-5).



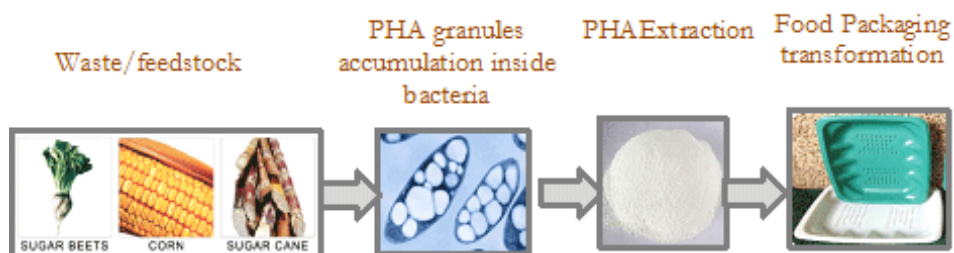
Figur 3-5: Skilpadde vokst inn i plastavfall (One Green Planet, u.d.).

Det er estimert at ca. 17 760 plastbiter flyter rundt per km² i havet, og disse kan vaskes opp på land langt unna utslippspunktet (One Green Planet, u.d.). Nesten all denne platen kommer fra petroleum og er veldig resistent mot naturlig biologisk nedbrytning (Ahmann & Dorgan, 2007).

Industrielle polymerer er i hovedsak petrokjemisk basert (Chua, *et al.*, 1997) og på grunn av de syntetiske og biologiske inerte egenskapene til petroleumsbasert plast har disponering av plastavfallet vært et bekymringsfullt område innen avfallshåndtering (Chua, *et al.*, 1997; Godbole, 1996). Utviklingen av biodegraderbar plast er en av de største utfordringene i dagens samfunn på grunn av de mange negative sidene ved konvensjonell plast (Chua, *et al.*, 2003). Konvensjonell plast produseres fra ikke-fornybare ressurser som petrokjemikalier, og er ikke kompatible med naturlige karbonsykluser på grunn av deres resistente natur mot biologisk nedbrytning (Chua, *et al.*, 2003). Kun noen få prosent av plasten som brukes blir resirkulert i det fleste land, noe som kan føre til hurtig akkumulering i nesten permanente deponier (Ahmann & Dorgan, 2007). Ved å erstatte petroleumsbasert plast med biodegraderbare alternativer vil dette kunne antas å påvirke miljøet positivt på sikt.

3.2.3 Produksjon av bioplast

På grunn av de gunstige egenskapene har flere ulike bakterier blitt testet for utvinning av PHA og i dag er det mer enn 300 ulike mikroorganismer som kan syntetisere PHA (Lee, 1996). Flere av disse har blitt studert med formål om å øke produktiviteten. P(3HB-co-3HV), co-polymeren til 3-hydroksybutyrat (3HB) og 3-hydroksyvalerat (3HV), har blitt kommersielt produsert fra fermenteringsprosess med bruk av *Ralstonia eutropha* og PHA-innholdet som ble oppnådd var mer enn 80 % av celletørrvekten (Holmes, 1985). PHA-innholdet oppnådd ved hjelp av *Alcaligenes latus* og rekombinant *Escherichia coli* har blitt rapportert til å nå henholdsvis 88 % (Wang & Lee, 1997) og 76 % (Lee & Chang, 1994) av celletørrvekt. Syntesen av kommersiell PHB i industriell skala har til nå vært basert på bruk av mikrobielle isolater og rene substrater (Castilho, *et al.*, 2009). Figur 3-6 viser syntetisering av bakteriell bioplast.



Figur 3-6: Syntetisering av bakteriell bioplast (Techno packaging, u.d.).

Selv om PHA-bioplast er syntetisert av mikroorganismer kan denne plasten også brytes ned til karbondioksid og vann fra mikroorganismer som finnes i jord, kompost, elver, innsjøer og hav. Nedbrytningen vil derimot ikke foregå som vanlig hydrolyse i vann, men være en mikrobiell, enzymatisk degraderingsmekanisme (Polyferm Canada, 2016). PHA-bioplaster er derfor vannresistente og har en livstid som ligner konvensjonell plast, fordi de kun vil nedbrytes i møte med de riktige enzymene. I tillegg kan PHA-bioplaster også gjenvinnes, men da med noe tap av molekylvekt og mekaniske egenskaper (Polyferm Canada, 2016).



4 Prosessbeskrivelse

I denne masteroppgaven benyttes råslam fra avløpsrensaneanlegg som råstoff. Det vil bli presentert to ulike prosessbeskrivelser for bruk av slammet; en for den kombinerte prosessen hvor det produseres bioplast og deretter biogass, og en for referanseprosess hvor det kun produseres biogass.

Det antas at prosessanleggene blir plassert på samme sted som avløpsrensaneanlegget for å unngå behov for frakt og ekstra avvanning av slammet grunnet fraktkostnader. Type slam som benyttes er primærslam. Det velges å benytte 1000 kg tørrstoff per prosess og det antas at råslammet inneholder 98 % vann.

4.1 Felles prosessbeskrivelse

Noen av de første enhetsoperasjonene er felles for begge prosessene og blir derfor presentert samlet her.

Slammet kommer inn med en antatt på temperatur på 20 °C og tørrstoffprosent på 2 %. Foravvanning benyttes for å redusere mengden vann i slammet til omtrent 15 % tørrstoff og til dette benyttes en dekantersentrifuge. Deretter vil slammet føres til en slamsilo for mellomlagring, hvor temperaturen vil være 10 °C for å unngå aktivitet hos de mesofile mikroorganismene. Slamvannet fra foravvanningen føres tilbake til starten av avløpsrensaneanlegget.

Fra slamsiloen vil slammet føres gjennom en varmeveksler og til en dampekspløsjonsreaktor. I dampekspløsjonsreaktoren vil det tilføres mettet damp ved 6 bar og enhetsprosessen foregår ved en temperatur på 170 °C og et trykk på 0,79 MPa. Oppholdstiden i dampekspløsjonsreaktoren settes til 10 minutter og prosessen kjøres semi-kontinuerlig ved at to reaktorer kjører overlappende to ganger hver. Ved slutten av oppholdstiden i reaktoren slippes trykket hurtig, noe som fører til at biomassen rives i stykker på grunn av de drastiske trykkendringene og fordampningen av dampen inne i porene i slammet. Ut av dampekspløsjonsreaktoren kommer det en væskeblanding som består av slam og kondensert, mettet damp. Denne væsken føres gjennom en varmeveksler som overfører varmen til vann som kan resirkuleres og brukes til annen oppvarming, for eksempel til oppvarming av slam mellom slamsiloen og dampekspløsjonsreaktoren.

4.2 Kombinert prosess

I den kombinerte prosessen føres slamfasen til fermentering etter dampekspløsjonen. Fermentoren har en temperatur på 37 °C og en reaksjonstid på 73 timer, og bioplasten produseres ved hjelp av bakterier av typen *Ralstonia eutropha*. Bakteriene bearbeider slamfasen ved hjelp av tilført oksygen fra luft, og omdanner det organiske stoffet i slammet til bioplast inne i cellene. Bioreaktoren som benyttes er en boblekolonnerreaktor som fungerer bra med bakteriekulturer og det benyttes luftinnstrømning som røremekanisme. Det holdes konstant pH på ca. 7 og konstant



oksygennivå, noe som gir optimale livsvilkår for bakteriene, og det forutsettes bruk av neddykket fermentering.

Produktene fra bioreaktoren er vann, karbondioksid og en biomasse bestående av bakterieceller som inneholder bioplast, i tillegg til overflødig slam som ikke har blitt benyttet i fermentoren. Fra fermentoren føres all massen videre til membranfiltrering, nærmere bestemt mikrofiltrering, hvor biomassen separeres fra det overflødig slamm og vannet. Noe av karbondioksidet antas å forsvinne med luften.

Det fraseparerte slamm og vannet føres videre til rånetanken for biogassproduksjon, mens biomassen går videre til en roterende tørketrommel som tørker bort vannet inne i biomassen. Bakteriecellene består av 90 % vann og dette reduseres til 10 % ved hjelp i tørkeren. Biomassen ender opp i pellets-form etter tørking.

Etter tørkingen føres biomassen videre til en superkritisk CO₂-ekstraktor hvor bioplasten ekstraheres ut fra bakteriecellene ved bruk av superkritisk CO₂. Det antas at 73 % av biomassen er bioplast og de resterende 27 % er bakterieceller. Bioplasten kommer ut som en væske med høy viskositet og føres videre til et eget bioplastlager, mens cellene går til en avfallstank.

I rånetanken foregår biogassproduksjonen i det mesofile området ved en temperatur på 37 °C og en pH på ca. 7. Ut fra rånetanken vil det komme en gassblanding, biogass, og i tillegg vil det dannes en biorest som går til sluttavvanning før den samles i en silo. Bioresten kan fraktes til jordbruk hvor den kan benyttes som gjødsel og jordforbedringsmateriale. Slamvannet fra sluttavvanningen føres tilbake til starten av avløpsrensaneanlegget. Biogassen kan sendes videre til et oppgraderingsanlegg hvor den oppgraderes til biometan med 97 % metaninnhold.

Ut fra den roterende tørketrommelen kommer det varm, mett luft som kjøres gjennom en varmeveksler og kondenseres til vann. Dette vannet kan føres videre og brukes til oppvarming via en ny varmeveksling for å overføre varme til andre steder i anlegget.

Sirkulasjonspumper brukes mellom alle enhetsprosesser hvor det er en flytende masse som fraktes, og brukes også for å frakte kaldt vann til varmevekslerne. Der det er tørr masse som skal fraktes, som fra tørkeren til ekstraktoren, brukes beltetransport. Kompressorer benyttes for å frakte luften til fermentoren og tørkeren, og det benyttes en egen gastank for tilføring av luft.

4.3 Referanseprosess

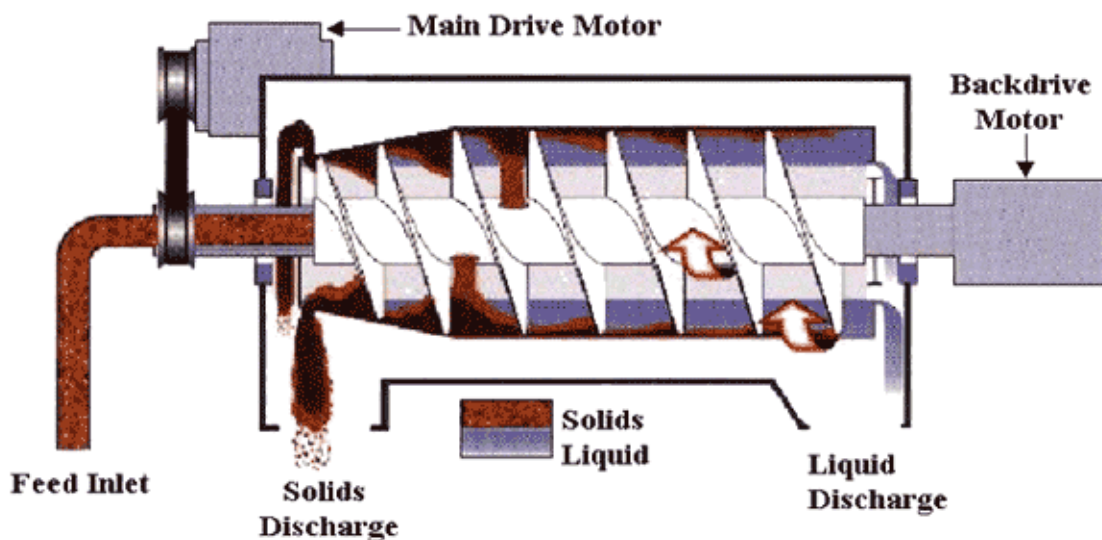
Etter dampekspløsningen vil slamfasen i referanseprosessen føres videre til rånetanken for produksjon av biogass. På samme måte som i den kombinerte prosessen foregår biogassproduksjonen ved en temperatur på 37 °C og pH på ca. 7. Ut fra rånetanken vil det komme ut en biogassblanding og i tillegg vil det være en biorest som går til en sluttavvanning før denne resten samles i en silo. Bioresten kan fraktes til jordbruk som gjødsel og jordforbedringsmateriale, mens slamvannet fra sluttavvanningen føres tilbake til starten av avløpsrensaneanlegget. Biogassen kan sendes videre til et oppgraderingsanlegg hvor den oppgraderes til biometan med 97 % metaninnhold.

5 Komponenter i anlegget

Råslammet går gjennom flere ulike prosesser for å omdannes til bioplast og biogass. I dette kapitlet presenteres de ulike trinnene samt utstyr som benyttes.

5.1 Foravvanning

Ved foravvanningen fjernes vann fra slammet slik at tørrstoffprosenten økes fra ca. 2 % til ca. 15 %. Til å gjøre dette velges det å bruke en dekanterentrifuge (Figur 5-1).



Figur 5-1: Dekanterentrifuge (Hutch Hayes Separation Inc, u.d.).

Dekanterentrifuger er svært allsidige og kan håndtere både store og små partikler i tillegg til store forskjeller i konsentrasjoner av fast stoff i fødingen (Huading Separator, u.d.). Sentrifugen består av en horisontal, sylindrisk trommel som roterer ved høy hastighet og inneholder en ekstraksjonsskrue som er formet som en heliks plassert ko-aksielt (Lenntech, u.d.). Inne i sylindern mates fødingen innover og sentrifugalkrefter akselererer partiklene slik at de beveger seg ut mot veggen, mens den lette væsken føres videre gjennom sentrifugen (Hutch Hayes Separation Inc, u.d.).

Dekanterentrifugen kan brukes til de fleste typer separasjon av væske og fast stoff, enten ved å fjerne fast stoff fra væske eller væske fra en fast masse, som for eksempel slam (Lenntech, u.d.) og kan kjøres kontinuerlig. Den er den eneste sedimentasjonssentrifugen som er laget for å bearbeide store mengder fast materiale i fødingen, samtidig som det oppnås stor grad av rensing av væskeskonsentratet (Lenntech, u.d.).

5.2 Slamsilo

Etter slammet har vært gjennom foravvanning føres det videre til en mellomlagringspost i en slamsilo. Temperaturen i siloen settes til 10 °C, for å unngå aktivitet hos de mesofile bakteriene i slammet. Figur 5-2 viser en slamsilo.



Figur 5-2: Slamsilo (Mack, 2008).

5.3 Dampekspløsjon

Fra slamsiloen føres slammet videre til dampekspløsjon. Som dampekspløsjonsreaktor velges det å bruke B6-reaktor fra Cambi (CAMBI AS, 2014). B6-reaktoren har et volum på 6,5 m³ og kommer i en standardpakke fra Cambi på to til fire reaktorer. Det velges å bruke to slike reaktorer for dette anlegget. Figur 5-3 viser en standardpakke fra CAMBI AS med fire B6-reaktorer i en enhet.

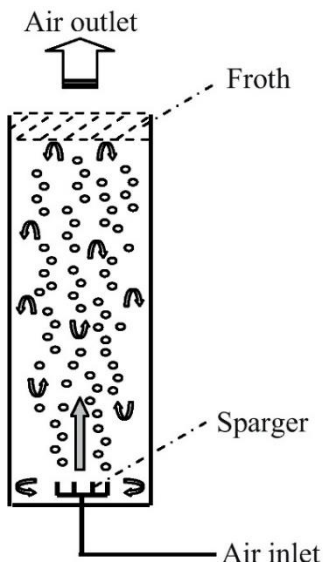


Figur 5-3: B6-reaktorer fra CAMBI (CAMBI AS, 2014).

Dampekspløsning er en av de mest effektive forbehandlingsmetodene for biomasse bestående av lignocellulose (Ramos, 2003; Wyman, *et al.*, 2005) og vil kunne gi bedre utnyttelse av næringsstoffene i råstoffet som benyttes. Ifølge Estevez, *et al.* (2012) ble det funnet at dampekspløsning av *Salix* økte biogassproduksjonen, og optimaliserte metanutbyttet opp til 50 %.

5.4 Bioreaktor

Bioreaktoren som benyttes for produksjon av bioplast brukes kun for den kombinerte prosessen. Som bioreaktor til fermenteringen velges det å benytte en boblekolonnreaktor (Figur 5-4).



Figur 5-4: Boblekolonnereaktor (Behin, 2012).

Boblekolonnereaktoren er den enkleste av alle bioreaktorene. Den har ingen indre mekaniske enheter, og omrøring og lufting foregår ved hjelp av en gasspreder, noe som også er mer energisparende enn mekanisk omrøring (Gutiérrez-Correa & Villena, 2010). Bevegelse forårsakes av gassbobler som produseres av sprederen i bunnen av reaktoren og strømmer oppover i reaktoren. Dysen på sprederen fordeler boblene jevnt ut fra hele bunnflaten og den oppadgående strømmingen av bobler forårsaker turbulent strømming i væskefasen i reaktoren, noe som gir optimal gassutveksling mellom bakteriene og væsken i reaktoren. Boblekolonnereaktoren egner seg bra for substrat som ikke har så høy viskositet, og egner seg dermed bra for bakteriekulter.

Fordelene med boblekolonnereaktorer er lave kapitalkostnader, ingen behov for bevegelige deler og tilfredsstillende varme- og masseoverføringsytelse (Gutiérrez-Correa & Villena, 2010). En ulempe er derimot at skumming kan oppstå. Ved design av boblekolonnereaktorer er det vanlig å bruke H/D-forhold på 2:1 eller 3:1 (Najafpour, 2007). H/D-forhold er høyde på tanken i forhold til tankens diameter. I industrien brukes boblekolonnereaktorer til produksjon av gjær til baking, øl, eddik og behandling av avløpsvann.

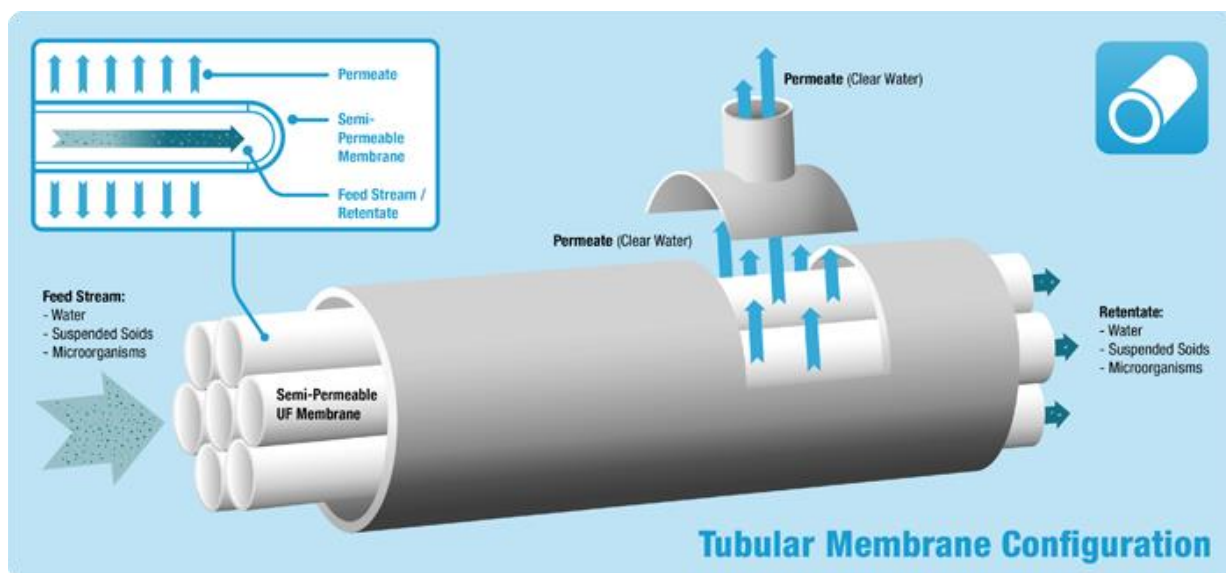
5.5 Avvanning

Avvanning etter bioreaktoren benyttes for den kombinerte prosessen, og vil foregå i to trinn. Trinn 1 er fjerning av overflødig vann og slamfasen som ikke reagerer i bioreaktoren ved hjelp av membranfiltrering. Trinn 2 er tørking av biomassen hvor hensikten er å fjerne vannet inne i bakteriecellene som er fylt med bioplast.

5.5.1 Membranfiltrering

Til membranfiltrering velges det å benytte mikrofiltrering for å separere bakteriecellene fra vannet og slamfasen. Membranfiltrering baserer seg på at væske presses gjennom en membran med svært liten poreåpning mens partikler i væsken holdes tilbake og foregår under høyt trykk, for eksempel 8-10 bar. Membranfiltrering deles gjerne opp i mikrofiltrering, ultrafiltrering, nanofiltrering og omvendt osmose. Bakterier har en størrelse på 0.4 – 2 μm (Aarnes, 2003) og det passer dermed bra å benytte mikrofiltrering i dette prosessanlegget.

Det finnes ulike type membraner som kan benyttes, blant annet hulfibermembraner, tubulære membraner, spiraltvinnede membraner og flatarkmembraner. I den kombinerte prosessen velges det å benytte en tubulær membran (Figur 5-5) og det velges å benytte membranen SUPER-COR MF Series fra Koch Membrane Systems. Denne type membran benytter tverrstrømsfiltrering, hvor væsken beveger seg på langs av membranen, og brukes blant annet i industriell bioteknologi (Koch Membrane Systems, 2016).

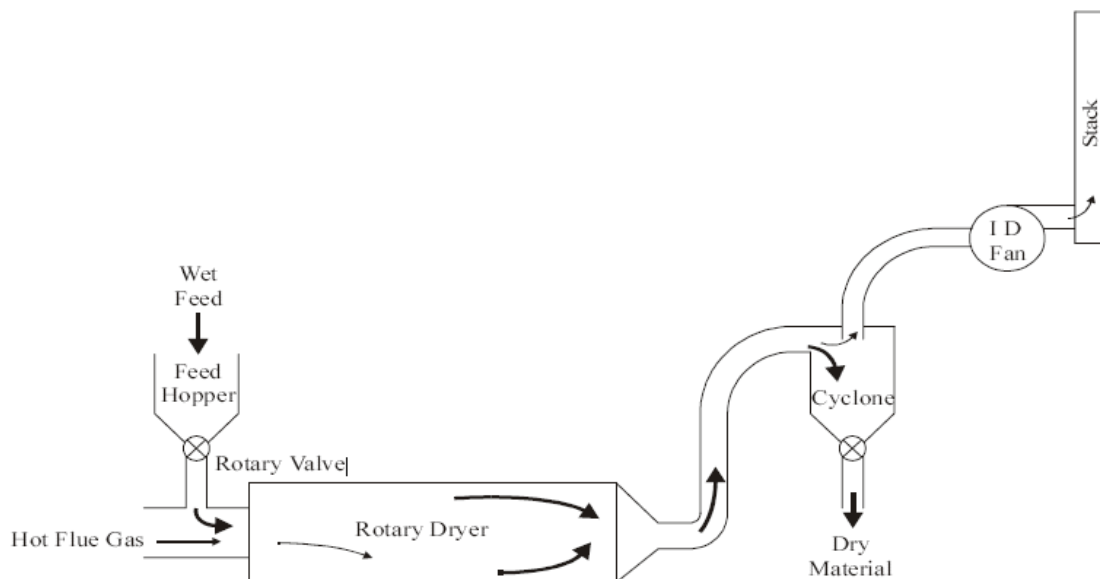


Figur 5-5: Tubulær membran (Koch Membrane Systems, 2016).

5.5.2 Tørking

Til tørking velges det å benytte en roterende tørketrommel. Denne bruker en gass med innløpstemperatur på 232-1093 °C og en utløpstemperatur på ca. 100 °C. Retensjonstiden kan være mindre enn et minutt for små partikler og fra 10-30 minutter for større partikler.

Det er flere typer av roterende tørketromler, men den mest vanlige er den direkte oppvarmede «single pass» roterende tørketrommelen (Figur 5-6).



Figur 5-6: "Single pass" roterende tørketrommel (Amos, 1998).

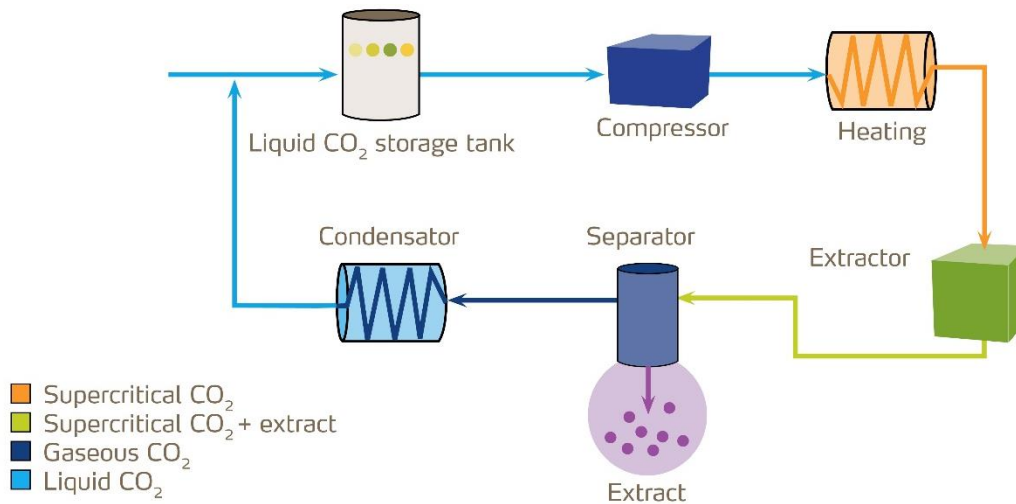
I denne tørkeren kommer biomassen i kontakt med varm luft inne i en roterende trommel (Amos, 1998). Den roterende bevegelsen til trommelen gjør at materialet løftes opp og ristes gjennom tørkeren sammen med den varme luften. Dette sørger for bedre varme- og masseoverføring på grunn av stor kontaktmulighet mellom den varme luften og materialet. Luften og biomassen beveger seg medstrøms i trommelen, slik at den varmeste luften kommer i kontakt med den mest fuktige biomassen. Utløpsgassen føres gjennom en syklon, multisyklon eller lignende, for å fjerne eventuelle små partikler som finnes i luften.

Roterende tørkere er mindre sensitive når det kommer til partikkelstørrelse og kan tåle meget varm innløpsgass. Tørkeren har lave vedlikeholdskostnader, har den største kapasiteten av alle type tørkere og er den som er mest brukt for tørking av biomasse (Amos, 1998). Det kan derimot være en utfordring å kontrollere fuktighetsnivå til biomassen i tørkeren på grunn av den lange oppholdstiden som kreves. Ulempen er at roterende tørkere har den største brannfaren av alle tørkere og krever stor plass (Amos, 1998).

5.6 Superkritisk CO₂-ekstraksjon

Superkritisk CO₂-ekstraksjon benyttes kun for den kombinerte prosessen.

Bioplasten skal ekstraheres ut av bakteriecellene etter tørkingen og dette gjøres ved hjelp av superkritisk CO₂-ekstraksjon. Superkritisk karbondioksid er karbondioksid som er over 74 bar og 31 °C (Yara, u.d.). Karbondioksid i denne fasen har spesielle egenskaper og oppfører seg som både gass og væske på samme tid, med høy diffusivitet og høy tetthet. Dette gir karbondioksidet egenskaper som høy transportevne og gode ekstraksjonsmuligheter. Figur 5-7 viser utstyr for superkritisk CO₂-ekstraksjon.

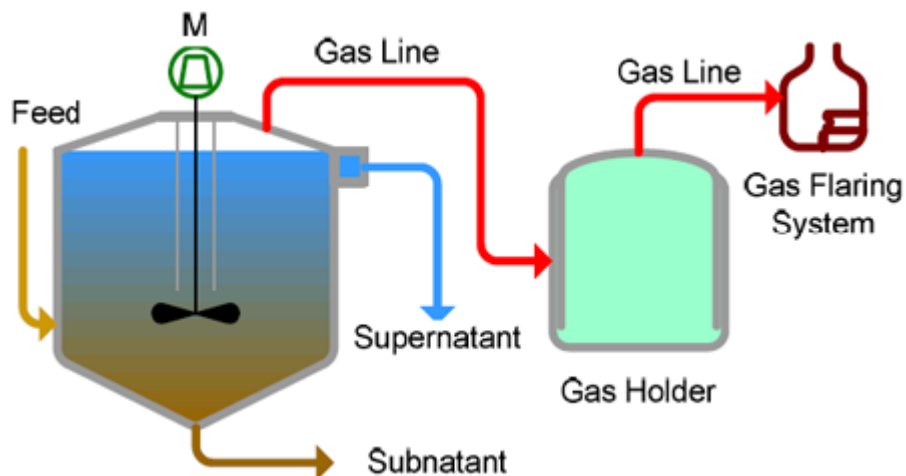


Figur 5-7: Utstyr for superkritisk CO₂-ekstraksjon (Yara, u.d.).

Bakteriecellene som skal behandles plasseres i ekstraksjonskammeret, som har noen ml i kapasitet, hvor superkritisk karbondioksid strømmer gjennom. Det superkritiske karbondioksidet er svært godt løselig og vil ekstrahere visse komponenter fra materialet det kommer i kontakt med, i dette tilfellet vil bioplast ekstraheres ut av bakteriecellene. I separatoren vil fluidet ekspandere og gå over i gassform når trykket senkes og på den måten skilles fra ekstraktet. Karbondioksidet som benyttes kan resirkuleres og brukes på nytt, mens bioplasten samles i en egen tank.

5.7 Råtnetank

Biogassproduksjonen i begge prosessene foregår i en råtnetank; en lukket enhet for biologisk stabilisering av slam uten tilgang på fritt oksygen. Det velges det å benytte CSTR, continuously stirred tank reactor, som er den mest vanlige reaktoren til biogassproduksjon (Jørgensen, 2009). Figur 5-8 viser CSTR.



Figur 5-8: CSTR benyttes som råtnetank (Anyang Lipp Silo Engineering Co. Ltd, 2016).



CSTR har fordelen ved at den kan behandle biomasse med relativt høyt tørrstoffinnhold (Jørgensen, 2009), og biomassen føres inn i reaktoren kontinuerlig eller semi-kontinuerlig i vanlige batcher. Impellere sørger for omrøring og øker turbiditeten i væsken, og på den måte økes kontaktmuligheten mellom bakterier og substratet.

På grunn av den kontinuerlige omrøringen er det fare for at noe av den nye biomassen som tilsettes pumpes ut igjen uten å bli fullstendig brutt ned, når den gamle biomassen pumpes ut av reaktoren for å gjøre plass til ny biomasse (Jørgensen, 2009). Dette er den største ulempen med denne type reaktor.

Oppholdstid for fast stoff (SRT) settes til 10 dager og pH settes til ca. 7. H/D-forhold for CSTR er vanligvis lik eller større enn 2 (Gutiérrez-Correa & Villena, 2010).

5.8 Sluttavvanning

Til sluttavvanningen, hvor vann fjernes fra bioresten, velges det å benytte samme utstyr som til foravvanning; dekanterentrifuge. Dekanterentrifugen er som tidligere nevnt svært allsidig og fungerer godt for biomasser med store mengder partikler og fast stoff.

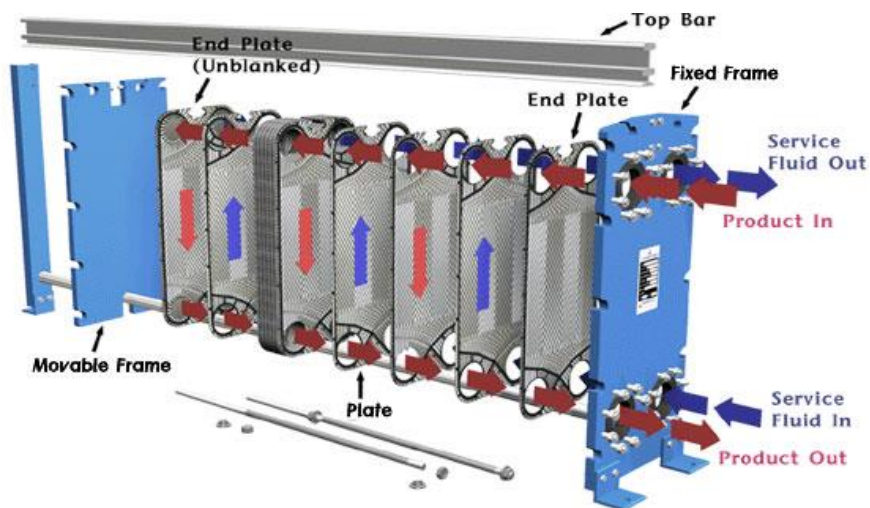
5.9 Varmevekslere

For å utnytte varmeoverskudd og energi maksimalt i prosessanlegget velges det å benytte varmevekslere. Varmevekslere bruker prinsippet konduksjon, hvor et varmt fluid overfører varmeenergi til et kaldt fluid.

Varmevekslere deles gjerne i tre hovedtyper; rekuperator, regenerator og direkte kontakt (Cengel & Ghajar, 2011). Rekuperatorvarmeveksleren har strømmende medium på hver side av en plate og bruker et medium som mellomlager. Ved direkte kontakt-varmeveksler er mediene i direkte kontakt med hverandre, for eksempel ved varmeoverføring mellom væske og gass hvor kald luft stiger opp gjennom varmt vann i et kjøletårn. Rekuperatorvarmeveksler er den vanligste typen til industrielt bruk og eksempler på denne typen varmeveksler er «rør i skall» -varmeveksler, platevarmeveksler og spiralvarmeveksler.

5.9.1 Platevarmeveksler

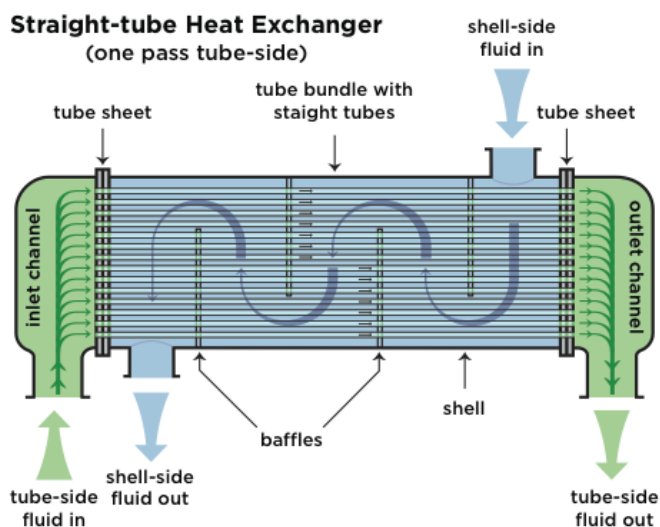
Platevarmevekslere består av flere plater som er montert etter hverandre, hvor væskene passerer på hver side av platene. Platene er skrudd sammen i et stativ og det er derfor mulig å legge til eller fjerne plater dersom det skulle være behov for dette. Platevarmeveksleren har høy termisk virkningsgrad, opp mot 0,95 (Ahmad, u.d.). Det er god kontaktflate mellom mediene, men ulempene er at trykkforskjellene må være lave, det er ikke mulig med gass/væske-varmeveksling, samt at det er fare for begroing. Figur 5-9 viser en platevarmeveksler.



Figur 5-9: Platevarmeveksler (Iklim Ltd Sti, u.d.).

5.9.2 «Rør i skall»-varmeveksler

«Rør i skall»-varmevekslere benytter en kombinasjon av krysstrøm, motstrøm og medstrøm. De er godt egnede for store volumstrømmer og har god overføringsevne, med termisk virkningsgrad opp mot 0,9 (Ahmad, u.d.). Varm damp føres inn i beholderen hvor den strømmer rundt rørene for deretter å gå ut etter å ha avgitt varme til fluidet som strømmer gjennom rørene. Det blir mer effektiv varmeveksling med liten rørdiameter, men dette øker faren for begroing i rørene, og det kan derfor være fordelaktig å ha væske i rørene for å minimere risikoen for begroing. «Rør i skall»-varmeveksleren er mer plasskrevende og har lavere varmeoverføring enn platevarmeveksleren. Overføring av varme mellom gass og væske er mulig i denne typen varmeveksler. Figur 5-10 viser en «rør i skall»-varmeveksler.



Figur 5-10: "Rør i skall"-varmeveksler (Diverse Energy Systems, u.d.).

Valg av varmeveksler:

Platevarmeveksleren er ideell å bruke når det gjelder varmeveksling mellom væsker og velges som varmeveksler i begge prosessanlegget. I den kombinerte prosessen velges det i tillegg en «rør i skall»-varmeveksler som plasseres etter tørkeren. Her varmeveksles den varme, mettede luften som kommer ut av tørkeren og «rør i skall»-varmeveksleren benyttes på denne måten som en kondensator for den varme, mettede luften.

Det er satt inn tre varmevekslere i den kombinerte prosessen og to varmevekslere i referanseprosessen. Tabell 5-1 og Tabell 5-2 viser hvor disse er plassert og hvilke temperaturer produktstrømmen har før og etter varmeveksleren.

Tabell 5-1: Varmevekslere som benyttes i den kombinerte prosessen.

Nummer	Type varmeveksler	Plassering	Starttemperatur på produktstrøm	Sluttemperatur på produktstrøm
1	Plate	Mellom slamsilo og DE	10 °C	100 °C
2	Plate	Mellom DE og fermentor	100 °C	37 °C
3	«Rør i skall»	Mellom tørker og vannlager	100 °C	25 °C

Tabell 5-2: Varmevekslere i referanseprosessen.

Nummer	Type varmeveksler	Plassering	Starttemperatur på produktstrøm	Sluttemperatur på produktstrøm
1	Plate	Mellom slamsilo og DE	10 °C	100 °C
2	Plate	Mellom DE og råtnetank	100 °C	37 °C

5.10 Avfallshåndtering

Avfallet fra dette anlegget er bakterieceller fra ekstraheringen av bioplast. Ideelt sett kan cellene føres videre inn i råtnetanken sammen med slammet, men for å forenkle prosessen i denne oppgaven velges det å se bort ifra videre bruk av cellene.

CO₂-gass produseres også og denne må samles opp og enten slippes ut i samsvar med utslippskrav eller lagres på tanker og fraktes vekk for deponering.



6 Massebalanser

For å kunne dimensjonere de to prosessanleggene som beskrives i denne masteroppgaven må det kartlegges hvor store masser av reaktanter og produkter som føres gjennom anleggene. Den kombinerte prosessen og referanseprosessen har noen felles enhetsoperasjoner; foravvanning og dampekspløsjon. Massebalansene for disse to enhetsoperasjonene beregnes felles og det deles deretter opp i videre massebalanser for hver av prosessene. På grunn av oppgavens omfang vil ikke sluttavvanningen som benyttes for å fjerne vann fra bioresten bli beregnet i massebalansene.

6.1 Felles massebalanser

6.1.1 Utgangspunkt for prosessen

Det velges å benytte 1000 kg tørrstoff slam per prosess og alle verdier beregnes per prosess. Slam fra rensanlegg inneholder 97-99 % vann (Ødegaard, 2014) og det velges å benytte 98 % vanninnhold i slammet.

$$1000 \text{ kg tørrstoff} = 2 \text{ vekt\%}$$

$$m_{\text{råslam}} = 100 \text{ vekt\% slam} = 50\,000 \text{ kg slam per prosess}$$

Antar at tetthet til råslam er lik tetthet til vann: $\rho_{\text{vann}} = 997,1 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$ (The Engineering Toolbox, 2016)

$$\text{Volum av råslam: } V_{\text{råslam}} = \frac{m_{\text{råslam}}}{\rho_{\text{vann}}} = \frac{50\,000 \text{ kg}}{997,1 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 50,2 \text{ m}^3$$

Som utgangspunkt for prosessen benyttes 50 000 kg råslam per prosess med totalt volum på 50,2 m³.

6.1.2 Foravvanning

Ved hjelp av foravvanning vil slammet avvannes fra 2 % tørrstoff til 15 % tørrstoff. Etter foravvanningen oppnås følgende verdier:

$$m_{\text{tørrstoff}} = 1000 \text{ kg} = 15 \text{ \% tørrstoff}$$

$$m_{\text{slam,foravvanning}} = 100 \text{ \%} = 6666,67 \text{ kg per prosess}$$

$$m_{\text{vannandel,foravv.}} = m_{\text{slam,foravvanning}} - 1000 \text{ kg} = 5666,67 \text{ kg vann}$$



6.1.3 Dampekspløsjon

Dampekspløsjon brukes for å sterilisere og hygienisere slammet og gjøre det mer tilgjengelig for etterfølgende behandling. Hensikten er å gjøre det organiske materialet i slammet lettere nedbrytbart for mikroorganismer i videre behandlingssteg.

Det blir kjørt 4 batcher per prosess og mengde slam per prosess blir dermed:

$$m_{slam,batch} = \frac{6666,67 \text{ kg}}{4} = 1666,67 \text{ kg}$$

Mettet damp ved 6 bar benyttes for å øke temperaturen og trykket i dampekspløsjonsreaktoren. Total mengde damp som benyttes: $m_{damp} = 1774 \text{ kg}$. Se utregning i punkt 8.1.3 Energibalanser for dampekspløsjon.

Ut av dampekspløsjon:

$$m_{DE} = m_{slam,foravvanning} + m_{k,damp} = 6666,67 \text{ kg} + 1748 \text{ kg} = 8414,67 \text{ kg} = 8415 \text{ kg}$$

6.2 Massebalanser for den kombinerte prosessen

Videre følger massebalanser for den kombinerte prosessen.

6.2.1 Fermentering

I bioreaktoren foregår fermentering ved hjelp av bakterier som produserer bioplast. Det velges å benytte bakterier av typen *Ralstonia eutropha*. Denne bakterien benytter har en reaksjonstid på 73 timer, en PHA-konsentrasjon i cellene på 73 % og en celletørrvekt på 22,7 g/L (Cheng, *et al.*, 2002).

Molekylformel for biomassen som produseres velges til å være $CH_{0,16}O_{0,4}N_{0,28}$ (Holst, 2006). Dette er felles formel for bakteriecellene og bioplasten inne i cellene. Det antas at ikke alt slammet som tilføres fermentoren vil brukes opp. Det vil derfor være en del slam som ikke benyttes i fermentoren og føres videre til biogassproduksjon i råtnetanken.

For å beregne utbytte av bioplast, samt beregne hvor mye oksygen som forbrukes og hvor mye karbondioksid og vann som dannes i fermentoren, finnes det ulike måter å gå frem på. Ett alternativ er å bruke elementanalyse av slam og mengden og forholdet mellom C, N, O og H. Sosnowski, *et al.* (2003) utførte eksperimenter med anaerob nedbrytning på ulike typer biomasser. I to av eksperimentene ble det benyttet primærslam og fortykket overskudd av aktivslam med forhold 1:1 fra et mekanisk-biologisk kommunalt avløpsrensaneanlegg i Lodz, Polen. De kjemiske formlene som ble satt sammen fra dette slammet er $CH_{1,66}O_{1,11}N_{0,022}$ og $CH_{1,75}O_{0,805}N_{0,105}$ (Sosnowski, *et al.*, 2003).

For å undersøke muligheten for å komme frem til en tilsvarende teoretisk, kjemisk formel for slam, foretas en teoretisk utregning.

6.2.1.1 Teoretisk beregning av molekylformel for slam

For å komme frem til en teoretisk kjemisk formel for slam er det ønskelig å få tak i verdier for C, N, O og H i slam for å kunne sette opp en kjemisk formel på formen $C_xH_yO_zN_w$. Dessverre har det vist seg vanskelig å få tak i verdier for O og H i slam, da dette er noe som ikke er så vanlig å analysere i råslam. Det har derimot vært mulig å få tak i verdier for C og N i råslam, nærmere bestemt primærslam. Primærslam betegnes som råslam som ikke er behandlet med stabilisering eller hygienisering (Sogn & Haugen, 2011). Primærslam er ved normale forhold ikke behandlet kjemisk, kun ved sedimentasjon, og er det mest næringsrike slammet. Tabell 6-1 viser verdier for total C og total N som benyttes for videre beregninger.

Tabell 6-1: Tot-C, tot-N og C/N-forhold for primærslam (Sogn & Haugen, 2011).

Type slam	Total C	Total N	C:N-forhold
Primærslam	347,81 g/kg TS	27,47 g/kg TS	12,66

I denne masteroppgaven benyttes 1000 kg TS per prosess som utgangspunkt. Utfra dette kan total mengde C og N i råslammet per prosess beregnes.

Total mengde C:

$$\frac{347,81 \text{ g}}{1 \text{ kg TS}} = \frac{\text{mengde C i g}}{1000 \text{ kg TS}}$$

$$\text{mengde C} = \frac{347\,810 \text{ g}}{1000 \text{ kg TS}} = \frac{347,81 \text{ kg}}{1000 \text{ kg TS}} = \mathbf{347,81 \text{ kg per prosess}}$$

Total mengde N:

$$\frac{27,47 \text{ g}}{1 \text{ kg TS}} = \frac{\text{mengde N i g}}{1000 \text{ kg TS}}$$

$$\text{mengde N} = \frac{27\,470 \text{ g}}{1000 \text{ kg TS}} = \frac{27,47 \text{ kg}}{1000 \text{ kg TS}} = \mathbf{27,47 \text{ kg per prosess}}$$

Ved kun å vite verdiene for C og N er det ikke mulig å gjøre en full utregning med en kjemisk formel for slam. En annen mulighet er å benytte verdier for karbohydrat, protein og fett i slam og kombinere disse med verdiene for C og N. Tabellen i vedlegg A viser en oversikt over typisk kjemisk komposisjon av primærslam og sekundærslam.

For videre beregninger benyttes verdiene for fett og fettstoffer, protein og cellulose fra tabellen i vedlegg A. Det antas at cellulose er det dominerende karbohydratet i slammet og at eventuelle mengder av lignin og hemicellulose antas å være veldig små og så lite tilgjengelig at disse overses.

Det velges kun å benytte tallene for fett, protein og cellulose, og se bort ifra de andre komponentene i slam. Fra tabellen i vedlegg A velges det å benytte tallene for primærslam og verdiene i øverste ende av intervallene som er oppgitt. Tabell 6-2 **Feil! Fant ikke referanseskilden.** viser hvilke tall som benyttes samt generell molekylformel for henholdsvis fett, protein og cellulose.

Tabell 6-2: Prosentandel av TS og generell molekylformel for fett, protein og cellulose.

Parameter	Primærslam (% av TS)	Generell molekylformel
Fett	35	$C_{18}H_{36}O_2$
Protein	30	$CH_{0,12}O_{0,38}N_{0,26}$
Cellulose	15	$C_6H_{10}O_5$

Som generell kjemisk formel for fett benyttes en formel for stearinsyre, $CH_3(CH_2)_{16}COOH$, som er en type mettet fett, og en av de viktigste fettsyrene samt en av de dominerende fettsyrene i pattedyr (Store Norske Leksikon, 2016a; Store Norske Leksikon, 2016b).

Generell kjemisk formel for protein hentes fra Holst (2006). For cellulose brukes den generelle molekylformelen for celluloseenheten.



I denne oppgaven har det blitt valgt å benytte 1000 kg TS per prosess. Mengde fett, proteiner og cellulose i råslammet blir dermed:

$$m_{fett} = 1000 \text{ kg} \times 0,35 = 350 \text{ kg}$$

$$m_{protein} = 1000 \text{ kg} \times 0,30 = 300 \text{ kg}$$

$$m_{cellulose} = 1000 \text{ kg} \times 0,15 = 150 \text{ kg}$$

Ved å kombinere verdiene for total C og total N med verdiene for fett, protein og cellulose er det mulig å komme frem til en forenklet, generell, kjemisk formel for slam.

Fordeling av tot-C i fett, protein og cellulose:

Total mengde C i råslammet er 347,81 kg og fordeles mellom fett, protein og cellulose. Utfra Tabell 6-2 kommer det frem at fett tilsvarer 35 % av TS, protein tilsvarer 30 % av TS og cellulose tilsvarer 15 % av TS. Dette blir totalt 80 % av TS, noe som tyder på at andre komponenter i slammet tilsvarer 20 % av TS. I dette prosessanlegget velges det å se bort ifra disse 20 % som representerer andre komponenter. Prosentandelene for fett, protein og cellulose oppskaleres derfor fra å gjelde per 80 % TS til per 100 % TS.

Fett og fettstoffer:

$$\frac{35\%}{80\%} = \frac{X\%}{100\%}$$

$$X\% = 43,75\% \text{ fett i slammet}$$

Total mengde C i fett:

$$\frac{C_{fett}}{43,75\%} = \frac{347,81 \text{ kg}}{100\%}$$

$$m_{C,fett} = C_{fett} = \frac{347,81 \text{ kg}}{100\%} \times 43,75\% = 152,17 \text{ kg}$$

$$M_{w,C} = 12,011 \text{ kg/kmol}$$

$$n_{C,fett} = \frac{152,17 \text{ kg}}{12,011 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}} = 12,67 \text{ kmol}$$

Generell molekylformel for fett: $C_{18}H_{36}O_2$. C_{18} tilsvarer dermed 12,67 kmol. Antall mol av hele fettmolekylet:

$$n_{fett} \times 18 = 12,67 \text{ kmol}$$



$$n_{fett} = \frac{12,67 \text{ kmol}}{18} = 0,704 \text{ kmol}$$

Det er totalt 0,704 kmol fett i slam.

Cellulose:

$$\frac{15\%}{80\%} = \frac{Y\%}{100\%}$$

$$Y\% = 18,75\% \text{ fett i slammet}$$

Total mengde C i cellulose:

$$\frac{C_{cellulose}}{18,75\%} = \frac{347,81 \text{ kg}}{100\%}$$

$$m_{C,cellulose} = C_{cellulose} = \frac{347,81 \text{ kg}}{100\%} \times 18,75\% = 65,21 \text{ kg}$$

$$M_{w,C} = 12,011 \text{ kg/kmol}$$

$$n_C = \frac{65,21 \text{ kg}}{12,011 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}} = 5,43 \text{ kmol}$$

Kjemisk formel for cellulose: $C_6H_{10}O_5$. C_6 tilsvarer 5,43 kmol. Antall mol av celluloseenheten:

$$n_{cellulose} \times 6 = 5,43 \text{ kmol}$$

$$n_{cellulose} = \frac{5,43 \text{ kmol}}{6} = 0,905 \text{ kmol}$$

Det er totalt 0,905 kmol cellulose i slam.

Protein:

$$\frac{30\%}{80\%} = \frac{Z\%}{100\%}$$

$$Z\% = 37,5\% \text{ fett i slammet}$$

Total mengde C i protein:

$$\frac{C_{protein}}{37,5\%} = \frac{347,81 \text{ kg}}{100\%}$$

$$m_{C,protein} = C_{protein} = \frac{347,81 \text{ kg}}{100\%} \times 37,5\% = 130,43 \text{ kg}$$

$$M_{w,C} = 12,011 \text{ kg/kmol}$$

$$n_{C,protein} = \frac{130,43 \text{ kg}}{12,011 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}} = 10,86 \text{ kmol}$$

Kjemisk formel for protein: $CH_{0,12}O_{0,38}N_{0,26}$. 1 C tilsvarer 10,86 kmol. Antall mol av protein:

$$n_{protein} \times 1 = 10,86 \text{ kmol}$$

$$n_{protein} = 10,86 \text{ kmol}$$

Det er valgt å gjøre forenklinger ved å si at slammet består av kun fett, protein og cellulose.

$$Slam = fett + protein + cellulose$$

Setter opp molekylformler og antall mol av hver av de tre komponentene:

$$Slam = 0,704 \text{ kmol } C_{18}H_{36}O_2 + 10,86 \text{ kmol } CH_{0,12}O_{0,38}N_{0,26} + 0,905 \text{ kmol } C_6H_{10}O_5$$

For å gjøre beregningene enklere settes det sammen en felles kjemisk formel for slam, basert på koeffisientene til fett, protein og cellulose:

$$0,704 C_{18}H_{36}O_2 + 10,86 CH_{0,12}O_{0,38}N_{0,26} + 0,905 C_6H_{10}O_5$$

$$C: \quad 0,704 \times 18 + 10,86 \times 1 + 0,905 \times 6 = 28,962$$

$$H: \quad 0,704 \times 36 + 10,86 \times 0,12 + 0,905 \times 10 = 35,6972$$

$$O: \quad 0,704 \times 2 + 10,86 \times 0,38 + 0,905 \times 5 = 10,0598$$

$$N: \quad 10,86 \times 0,26 = 2,8236$$

Den kjemiske formelen for slam blir dermed: $C_{29}H_{35,7}O_{10,1}N_{2,8}$

Per karbonatom blir den kjemiske formelen følgende: $CH_{1,23}O_{0,35}N_{0,097}$

6.2.1.2 Sammenligning av teoretisk beregnet formel med empirisk formel

Tabell 6-3 viser en oversikt over den teoretisk, beregnede molekylformelen for slam, samt de to empiriske formelene funnet av Sosnowski, *et al.* (2003).

Tabell 6-3: Teoretisk beregnet og empirisk molekylformel for slam.

	Teoretisk beregnet	Empirisk (Sosnowski, <i>et al.</i> , 2003)	
Molekylformel slam	$CH_{1,23}O_{0,35}N_{0,097}$	$CH_{1,66}O_{1,11}N_{0,022}$	$CH_{1,75}O_{0,805}N_{0,105}$

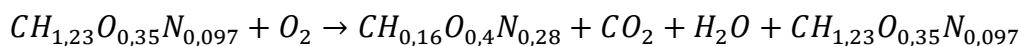
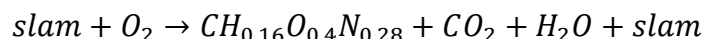


Ved å sammenligne de kjemiske formlene kommer det frem at verdiene for H i den teoretiske formelen er noe mindre enn verdiene i de empiriske formelene, men i omtrent samme område. Verdien for N er omtrent 4 ganger større i den teoretiske formelen enn i den første av de empiriske formlene, men i nærheten av N i den andre empiriske formelen. Verdien for O er derimot omtrent 3 ganger større i den første empiriske formelen og omtrent 2 ganger større i den andre empiriske formelen, enn i den teoretisk beregnede formelen.

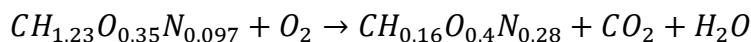
Siden den teoretiske molekylformelen er relativt lik de empiriske formlene til Sosnowski, *et al.* (2003) velges det å benytte den teoretisk beregnede molekylformelen for videre beregninger.

6.2.1.3 Reaksjonen i bioreaktoren

Setter opp en generell ligning for reaksjonen i bioreaktoren:



For å beregne hvor mye av slammet inn som reagerer settes det opp en ny, forenklet reaksjonsligning hvor slammet som ikke reagerer i fermentoren fjernes fra produksiden:



For å kunne beregne andel oksygen som brukes og hvor mye produkt som dannes, foretas det en balansering av ligningen:



1. Nitrogenbalanse - $N_{inn} = N_{ut}$

$$0,097 = b \times 0,28$$

$$b = 0,346 = 0,35$$

2. Karbonbalanse - $C_{inn} = C_{ut}$

$$1 = b \times 1 + c \times 1$$

$$c = 1 - b$$

$$c = 1 - 0,346 = 0,654 = 0,65$$



3. Hydrogenbalanse - $H_{inn} = H_{ut}$

$$1,23 = b \times 0,16 + d \times 2$$

$$d = \frac{1,23 - 0,346 \times 0,16}{2} = 0,587 = 0,59$$

4. Oksygenbalanse - $O_{inn} = O_{ut}$

$$0,35 + a \times 2 = b \times 0,4 + c \times 2 + d \times 1$$

$$a = \frac{b \times 0,4 + c \times 2 + d - 1,11}{2} = \frac{0,346 \times 0,4 + 0,654 \times 2 + 0,587 - 0,35}{2}$$

$$a = 0,84$$

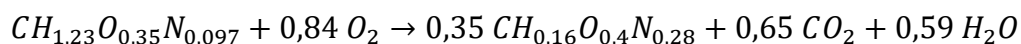
Tabell 6-4 viser en oversikt over koeffisientene etter balansering av reaksjonsligningen.

Tabell 6-4: Beregnede koeffisientene ved balansering av reaksjonsligningen i fermentoren.

Koeffisient	<i>a</i>	<i>b</i>	<i>c</i>	<i>d</i>
Verdi	0,84	0,35	0,65	0,59

Det er nå mulig å sette opp en balansert reaksjonsligning for reaksjonen i bioreaktoren:

Balansert reaksjonsligning:



Ut fra den balanserte reaksjonsligningen kan det beregnes hvor mye slam og oksygen som reagerer, samt hvor mye produkt som dannes.

6.2.1.4 Beregning av celletørrvekt for biomasse og volum av slam

Det velges å benytte verdiene funnet av Cheng, *et al.* (2002) for celletørrvekt på 22,7 g/L. For å finne total celletørrvekt i denne reaksjonen beregnes antall liter slam som tilføres bioreaktoren:

$$\text{Slam tilført bioreaktor} = \text{slam ut av dampekspløsjon: } m_{slam,foravvanning} = 6666,67 \text{ kg}$$

I tillegg til slammet tilføres den kondenserte mettede dampen fra dampekspløsjonen:

$$m_{k,damp} = 1748 \text{ kg}$$

Totalt mengde slam og vann som tilføres dampekspløsjonsreaktoren er dermed:



$$m_{DE} = 8415 \text{ kg}$$

På grunn av at det kun er slammet som reagerer i bioreaktoren velges det å se bort ifra den kondenserte mettede dampen ved utregning av volum for bruk til å beregne celletørrvekt. Det vil derfor kun benyttes $m_{slam,foravvanning}$ til å beregne volum av slam.

Beregning av volum av slam kan være en komplisert affære. Slammet inneholder mye vann, så bruk av vannets tetthet kan være nyttig ved stort vanninnhold i slammet. Ved moderat vanninnhold vil innholdet av tørrstoff ha mer å si for totalvolumet og volumet av tørrstoff vil kunne endre seg etter hva slags slam som benyttes. Slammet som kommer inn i bioreaktoren har opprinnelig et tørrstoffinnhold på 15 %, dersom det sees bort ifra den kondenserte mettede dampen som følger med fra dampeksplasjonen. Boucher & van Eeden (1995) har kommet frem til at for slam med 15 % TS så vil slammet bestå av 6,7 kg slam per kg tørrstoff og volumet vil være 6,4 m³ slam per tonn tørrstoff. Dette er beregnet ved en antagelse om at slam med tørrstoffprosent på mer enn 10 % har en tetthet på 1400 kg/m³ for tørrstoffet i slammet, mens væskefasen er antatt å være vann med tilhørende tetthet (Boucher & van Eeden, 1995).

I denne masteroppgaven benyttes 1000 kg TS per prosess, slik at totalvolumet på slammet inn i bioreaktoren vil dermed være på 6,4 m³. Dette tilsvarer 6400 L, utfra definisjonen om at 1 L er lik 1 dm³.

Utfra Cheng, *et al.* (2002) er celletørrvekt på 22,7 g/L for valgte mikroorganisme. Celletørrvekt på biomassen i denne prosessen blir dermed:

$$\frac{22,7 \text{ g}}{1 \text{ L}} = \frac{m_{biomasse}}{6400 \text{ L}}$$

$$m_{biomasse} = 145\,280 \text{ g} = 145,28 \text{ kg}$$

Det dannes altså 145,3 kg biomasse i bioreaktoren. Dette tilsvarer 0,35 mol i reaksjonsligningen.

$$M_{w,biomasse} = 12,011 + 0,16 \times 1,008 + 0,4 \times 15,999 + 0,28 \times 14,007 = 22,49384 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$$

$$n_{biomasse} = \frac{m_{biomasse}}{M_{w,biomasse}} = \frac{145,28 \text{ kg}}{22,49 \text{ kg/kmol}} = 6,46 \text{ kmol}$$

6,46 kmol tilsvarer 0,35 i reaksjonsligningen.

Det er nå mulig å beregne hvor mye slam som reagerer i bioreaktoren.

6.2.1.5 Mengde slam som reagerer i bioreaktoren:

$$\frac{6,46 \text{ kmol}}{0,35} = \frac{n_{slam}}{1}$$



$$n_{slam} = 18,46 \text{ kmol}$$

Molekylformel for slam: $CH_{1,23}O_{0,35}N_{0,097}$

$$M_{w,slamTS} = 12,011 + 1,23 \times 1,008 + 0,35 \times 15,999 + 0,097 \times 14,007 = 20,21 \text{ kg/kmol}$$

$$m_{slam,TS} = 18,46 \text{ kmol} \times 20,21 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 373 \text{ kg TS}$$

6.2.1.6 Mengde oksygen tilsatt, samt karbondioksid og vann dannet

Bruker den balanserte reaksjonsligningen for å beregne mengden av oksygen som må tilsettes, og hvor mye karbondioksid og vann som dannes:



Mengde oksygen som må tilsettes i bioreaktor:

$$n_{O_2} = n_{slam,reaksjon} \times 0,84 = 18,46 \text{ kmol} \times 0,84 = 15,5 \text{ kmol}$$

$$M_{w,O_2} = 2 \times 15,999 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 31,998 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$$

$$m_{O_2} = M_{w,O_2} \times n_{O_2} = 31,998 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} \times 15,5 \text{ kmol} = 496 \text{ kg}$$

Karbondioksid ut av bioreaktor:

$$\text{Antall mol karbondioksid ut: } n_{CO_2} = n_{slam,reaksjon} \times 0,65 = 18,46 \text{ kmol} \times 0,65 = 12 \text{ kmol}$$

$$M_{w,CO_2} = 1 \times 12,011 + 2 \times 15,999 = 44,009 \text{ kg/kmol}$$

$$m_{CO_2} = n_{CO_2} \times M_{w,CO_2} = 12 \text{ kmol} \times 44,009 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 527,96 \text{ kg} = 528 \text{ kg}$$

Vann ut av bioreaktor:

$$\text{Antall mol vann ut: } n_{H_2O} = n_{slam,reaksjon} \times 0,59 = 18,46 \text{ kmol} \times 0,59 = 10,89 \text{ kmol}$$

$$M_{w,H_2O} = 2 \times 1,008 + 15,999 = 18,015 \text{ kg/kmol}$$

$$m_{H_2O} = n_{H_2O} \times M_{w,H_2O} = 10,89 \text{ kmol} \times 18,015 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 196,2 \text{ kg} = 196 \text{ kg}$$

Tabell 6-5 viser en oppsummering av reaktantene og produktene i fermentoren og mengden av disse.

Tabell 6-5: Oppsummering av mengde av reaktanter og produkter i fermentoren.

Parameter	Mengde	Reaktant/produkt
Slam (TS)	373 kg	Reaktant
Oksygen	496 kg	Reaktant
Biomasse	145,3 kg	Produkt
Karbondioksid	528 kg	Produkt
Vann	196 kg	Produkt

6.2.2 Avvanning

Membranfiltrering

For å fjerne vann og slam fra biomassen ut av bioreaktoren brukes membranfiltrering. Her antas det at alt overflødig vann fjernes, samt at noe karbondioksid forsvinner med luften. Slammet som ikke reagerer i bioreaktoren vil også fjernes ved hjelp av membranfiltreringen. Det antas at behandlingen i dampekspløsjonsreaktoren gjør at slammet ikke inneholder noen partikler på størrelse med eller større enn bakteriecellene fra fermentoren.

Overflødig vann som fjernes er vannet som dannes i fermentoren samt den kondenserte mettet dampen som fulgte med inn i fermentoren fra dampekspløsjonen:

$$m_{H_2O} + m_{k,damp} = 196 \text{ kg} + 1748 \text{ kg} = 1944 \text{ kg}$$

Mengde slam TS som fjernes ved membranfiltrering: $1000 \text{ kg TS} - 373 \text{ kg TS} = 627 \text{ kg TS}$

Antar at slammet fortsatt inneholder 15 % TS. Total mengde slam som fjernes er dermed 4180 kg slam.

Tørking

Tørking brukes så for å fjerne vannet inne i bakteriecellene. Bakteriecellene inneholder 90 % vann og dermed 10 % biomasse. Det antas at 10 % vann er igjen inne i cellene etter tørking.

Biomasse ut fra sentrifugeringen: $m_{biomasse} = 145,28 \text{ kg}$

Andel tørr biomasse igjen etter tørking: $m_{biomasse,tørk} = 145,28 \text{ kg} \times 0,10 = 14,528 \text{ kg}$

Antar at tørkingen fjernes nesten alt vannet, men sitter igjen med 10 % vann i cellene etter tørkingen:

$$\frac{100\%}{90\%} = \frac{\text{andel biomasse}}{14,528 \text{ kg}}$$

Andel biomasse = 16,14 kg

Andel vann som fjernes: $m_{\text{vann,tørk}} = 145,28 \text{ kg} - 16,14 = 129,14 \text{ kg}$

6.2.3 Superkritisk CO₂-ekstraksjon

Etter tørkingen benyttes superkritisk CO₂-ekstraksjon for å ekstrahere bioplasten ut av bakteriecellene. Hos bakteriene som er valgt dannes det 73 % PHA i cellene (Kim, *et al.*, 1994). Antar at vannandelen på 10 % er en del av de 27 % cellevev som går til avfall, slik at bioplasten som ekstraheres er uten vann.

Andel bioplast blir dermed:

$$m_{\text{bioplast}} = m_{\text{biomasse,tørk}} \times 0,73 = 16,14 \text{ kg} \times 0,73 = 11,78 \text{ kg}$$

Andel celler/avfall:

$$m_{\text{celler}} = m_{\text{biomasse,tørk}} \times 0,27 = 16,14 \text{ kg} \times 0,27 = 4,36 \text{ kg}$$

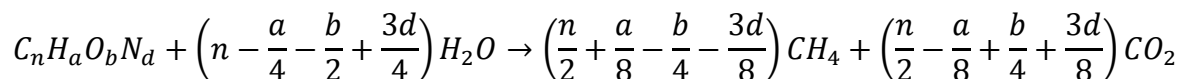
I dette prosessanlegget vil det bli dannet 11,8 kg bioplast per prosess.

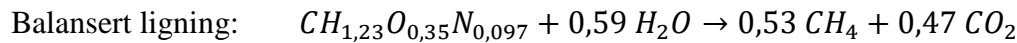
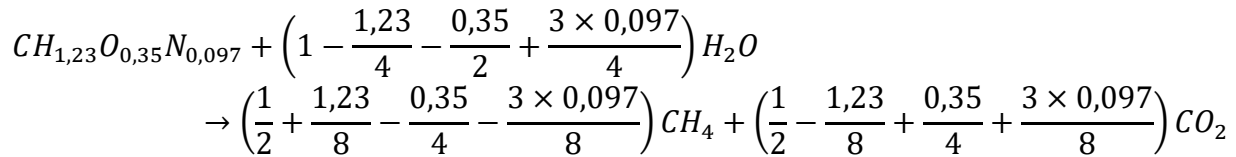
6.2.4 Råtnetank

I fermentoren for produksjon av bioplast blir det tilført 6666,67 kg slam. 4180 kg slam og 1944 kg vann går videre fra membranfiltreringen og til råtnetanken.

6.2.4.1 Mengde biogass som dannes og andel metan i biogassen:

Buswell-ligningen kan benyttes for å beregne mengde CH₄ i biogassen som dannes (Buswell & Mueller, 1952). O'Rourke (1968) foreslo en utvidet versjon av den originale Buswell-ligningen som også tar hensyn til mengden nitrogen. Denne benyttes for å beregne mengden CH₄ i biogassen:





Ut fra denne balanserte ligningen kan total mengde vann som forbrukes, samt metan og karbondioksid som dannes, beregnes. Ved STP, 0 °C og 1 atm, har 1 mol gass et volum på 24,5 L eller 0,0245 m³. Velger å benytte disse betingelsene til å beregne volum av biogassen som dannes.

Buswell-ligningen gir et maksimalt, teoretisk utbytte, ved at 100 % av slammet konverteres til biogass. I virkeligheten vil ikke det være mulig å få til 100 % konvertering. Utfra en støkiometrisk analyse av substratet og de stabile sluttproduktene ble det vist av Kiely, *et al.* (1997) at i gjennomsnitt omtrent 75% av flyktig fast stoff (VS) ble degradert, 11% ble ikke nedbrutt og de resterende 14% ble konvertert til cellelev. Det velges å bruke de samme tallene i denne prosessen, som da vil si at 75 % av det flyktige faste stoffet blir brutt ned og omgjort til biogass, mens 11 % blir igjen som bioest.

Ifølge Tchobanoglous, *et al.* (2003) består slammets tørrstoff i primærslam av 60 - 80 % flyktig fast stoff (volatile solids), mens i sekundærslam vil flyktig fast stoff være på en andel mellom 59 – 88% av TS (tabell i vedlegg A). Velger å anta at i slammet som benyttes består flyktig fast stoff av 75 % av TS.

4180 kg slam kommer inn i råtnetanken med en tørrstoffprosent på 15 %. Dette vil si at det er 627 kg TS i slammet i råtnetanken. Av dette består da 75 % av flyktig fast stoff, 470,25 kg.

Antall mol slam inn:

$$m_{slam,VS} = 470,25 \text{ kg}$$

$$M_{w,slam} = 20,21 \text{ kg/kmol}$$

$$n_{slamTS,r\hat{a}tnetank} = \frac{m_{slamVS}}{M_{w,slam}} = \frac{470,25 \text{ kg}}{20,21 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}} = 23,27 \text{ kmol}$$

Total mengde H₂O som forbrukes:

$$n_{H_2O} = 0,59 \times n_{slam,r\hat{a}tnetank} = 0,59 \times 23,27 \text{ kmol} = 13,73 \text{ kmol}$$

$$M_{w,H_2O} = 18,015 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$$

$$m_{t,H_2O} = n_{H_2O} \times M_{w,H_2O} = 13,73 \text{ kmol} \times 18,015 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 247,3 \text{ kg } H_2O \text{ per prosess}$$

Total mengde CH₄ som dannes:

$$n_{CH_4} = 0,53 \times n_{slam,r\ddot{a}tnetank} = 0,53 \times 23,27 \text{ kmol} = 12,33 \text{ kmol}$$

$$M_{w,CH_4} = 12,011 + 1,008 \times 4 = 16,043 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$$

$$\begin{aligned} m_{t,CH_4} &= n_{CH_4} \times M_{w,CH_4} = 12,33 \text{ kmol} \times 16,043 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 197,84 \text{ kg} \\ &= 198 \text{ kg } CH_4 \text{ per prosess} \end{aligned}$$

$$V_{CH_4} = 0,0245 \frac{\text{m}^3}{\text{mol}} \times 12\,332 \text{ mol} = 302,14 \text{ m}^3 = 302 \text{ m}^3$$

Total mengde CO₂ som dannes:

$$n_{CO_2} = 0,47 \times n_{slam,r\ddot{a}tnetank} = 0,47 \times 23,27 \text{ kmol} = 10,94 \text{ kmol}$$

$$M_{w,CO_2} = 12,011 + 15,999 \times 2 = 44,009 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$$

$$\begin{aligned} m_{t,CO_2} &= n_{CO_2} \times M_{w,CO_2} = 10,94 \text{ kmol} \times 44,009 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 481,3 \text{ kg} \\ &= 481 \text{ kg } CO_2 \text{ per prosess} \end{aligned}$$

$$V_{CO_2} = 0,0245 \frac{\text{m}^3}{\text{mol}} \times 10\,936 \text{ mol} = 267,9 \text{ m}^3 = 268 \text{ m}^3$$

Biogass består av ulike sporelementer i tillegg til karbondioksid og metan. I disse beregningene blir disse sporelementene sett bort ifra og det gjøres en antagelse om at biogassen kun inneholder metan og karbondioksid. Totalt mengde biogass blir dermed:

$$m_{t,biogass} = m_{t,CH_4} + m_{t,CO_2} = 197,84 \text{ kg} + 481,3 \text{ kg} = 679 \text{ kg biogass per prosess}$$

$$V_{biogass} = 302,14 \text{ m}^3 + 267,9 \text{ m}^3 = 570 \text{ m}^3$$

Prosentandel metan i biogassen:

$$\frac{V_{t,CH_4}}{V_{t,biogass}} \times 100\% = \frac{302,14 \text{ m}^3}{570,07 \text{ m}^3} \times 100\% = 53 \text{ volum\% } CH_4$$

Biogassen som dannes kan teoretisk sett inneholde maksimalt 53 volum% metangass.

Tabell 6-6 viser oversikt over hvor mye metan og karbondioksid som dannes, samt total mengde biogass og prosentandel av metan i biogassen.

Tabell 6-6: Utbytte og forbruk per prosess ved produksjon av biogass i den kombinerte prosessen.

Parameter	Symbol	Vekt	Volum
Andel metan som dannes	m_{t,CH_4}	198 kg	302 m ³
Andel karbondioksid som dannes	m_{t,CO_2}	481 kg	268 m ³
Andel biogass som dannes	$m_{t,biogass}$	679 kg	570 m ³
Prosentandel metan	-	53 %	-
Andel vann som forbrukes	m_{t,H_2O}	247 kg	-

Andel slam som konverteres til cellevev:

$$m_{cellvev} = m_{slam,VS} \times 0,14 = 470,25 \text{ kg} \times 0,14 = 65,84 \text{ kg} = 66 \text{ kg}$$

Andel slam som går til biorest – blir ikke degradert i råtnetanken:

$$m_{biorest} = m_{slam,VS} \times 0,11 = 470,25 \text{ kg} \times 0,11 = 51,73 \text{ kg} = 52 \text{ kg}$$

Tabell 6-7 viser en oppsummering av hvor mye bioplast, biogass og biorest som dannes i den kombinerte prosessen

Tabell 6-7: Oppsummering av hvor mye produkt som dannes i den kombinerte prosessen.

Parameter	Symbol	Verdi
Bioplast	$m_{bioplast}$	10,6 kg
Biogass	$m_{biogass}$	679 kg (570 m ³)
Prosentandel metan	-	53 %
Biorest (TS)	$m_{biorest}$	52 kg

6.3 Massebalanser for referanseprosessen

6.3.1 Råtnetank

Fra dampekspløsjonen blir det tilført 6666,67 kg slam og 1748 kg vann fra den kondenserte dampen.

6.3.1.1.1 Mengde biogass som dannes og andel metan i biogassen:

Det benyttes den utvidede versjonen av Buswell-ligningen foreslått av O'Rourke (1968) for å beregne mengden CH_4 i biogassen:

$$C_n H_a O_b N_d + \left(n - \frac{a}{4} - \frac{b}{2} + \frac{3d}{4} \right) H_2O \rightarrow \left(\frac{n}{2} + \frac{a}{8} - \frac{b}{4} - \frac{3d}{8} \right) CH_4 + \left(\frac{n}{2} - \frac{a}{8} + \frac{b}{4} + \frac{3d}{8} \right) CO_2$$

$$CH_{1,23} O_{0,35} N_{0,097} + \left(1 - \frac{1,23}{4} - \frac{0,35}{2} + \frac{3 \times 0,097}{4} \right) H_2O$$

$$\rightarrow \left(\frac{1}{2} + \frac{1,23}{8} - \frac{0,35}{4} - \frac{3 \times 0,097}{8} \right) CH_4 + \left(\frac{1}{2} - \frac{1,23}{8} + \frac{0,35}{4} + \frac{3 \times 0,097}{8} \right) CO_2$$

Balansert ligning: $CH_{1,23} O_{0,35} N_{0,097} + 0,59 H_2O \rightarrow 0,53 CH_4 + 0,47 CO_2$

Ved STP, 0 °C og 1 atm, har 1 mol gass et volum på 24,5 L eller 0,0245 m³. Velger å benytte disse betingelsene til å beregne volum av biogassen som dannes.

Bruker samme betingelser for andel flyktig fast stoff i slammet, og hvor mye som degraderes, som for den kombinerte prosessen.

6666,67 kg slam kommer inn i råtnetanken med en tørrstoffprosent på 15 %, som tilsvarer 1000 kg TS i slammet i råtnetanken. Av dette består da 75 % av flyktig fast stoff, 750 kg.

Antall mol slam inn:

$$m_{slam,VS} = 750 \text{ kg}$$

$$M_{w,slam} = 20,21 \text{ kg/kmol}$$

$$n_{slamTS,råtnetank} = \frac{m_{slamTS,råtnetank}}{M_{w,slam}} = \frac{750 \text{ kg}}{20,21 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}} = 37,11 \text{ kmol}$$

Total mengde H₂O som forbrukes:

$$n_{H_2O} = 0,59 \times n_{slam,råtnetank} = 0,59 \times 37,11 \text{ kmol} = 21,895 \text{ kmol}$$

$$M_{w,H_2O} = 18,015 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$$

$$m_{t,H_2O} = n_{H_2O} \times M_{w,H_2O} = 21,895 \text{ kmol} \times 18,015 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 394,44 \text{ kg } H_2O \text{ per prosess}$$

Total mengde CH₄ som dannes:

$$n_{CH_4} = 0,53 \times n_{slam,r\ddot{a}tnetank} = 0,53 \times 37,11 \text{ kmol} = 19,668 \text{ kmol}$$

$$M_{w,CH_4} = 12,011 + 1,008 \times 4 = 16,043 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$$

$$m_{t,CH_4} = n_{CH_4} \times M_{w,CH_4} = 19,668 \text{ kmol} \times 16,043 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 315,5 \text{ kg} \\ = 316 \text{ kg } CH_4 \text{ per prosess}$$

$$V_{CH_4} = 0,0245 \frac{\text{m}^3}{\text{mol}} \times 19\,668 \text{ mol} = 481,9 \text{ m}^3 = 482 \text{ m}^3$$

Total mengde CO₂ som dannes:

$$n_{CO_2} = 0,47 \times n_{slam,r\ddot{a}tnetank} = 0,47 \times 37,11 \text{ kmol} = 17,44 \text{ kmol}$$

$$M_{w,CO_2} = 12,011 + 15,999 \times 2 = 44,009 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}}$$

$$m_{t,CO_2} = n_{CO_2} \times M_{w,CO_2} = 17,44 \text{ kmol} \times 44,009 \frac{\text{kg}}{\text{kmol}} = 767,59 \text{ kg} \\ = 768 \text{ kg } CO_2 \text{ per prosess}$$

$$V_{CO_2} = 0,0245 \frac{\text{m}^3}{\text{mol}} \times 17\,442 \text{ mol} = 427,3 \text{ m}^3 = 427 \text{ m}^3$$

I disse beregningene blir sporelementene i biogassen sett bort ifra og det gjøres en antagelse om at biogassen kun inneholder metan og karbondioksid. Totalt mengde biogass blir dermed:

$$m_{t,biogass} = m_{t,CH_4} + m_{t,CO_2} = 315,5 \text{ kg} + 767,59 \text{ kg} = 1083 \text{ kg } biogass \text{ per prosess}$$

$$V_{biogass} = 481,9 \text{ m}^3 + 427,3 \text{ m}^3 = 909 \text{ m}^3$$

Prosentandel metan i biogassen:

$$\frac{V_{t,CH_4}}{V_{t,biogass}} \times 100\% = \frac{481,9 \text{ m}^3}{909,22 \text{ m}^3} \times 100\% = 53 \text{ volum\% } CH_4$$

Biogassen som dannes kan teoretisk sett inneholde maksimalt 53 volum% metangass.

Tabell 6-8 viser oversikt over hvor mye metan, karbondioksid og ammoniakk som dannes, samt total mengde biogass og prosentandel av metan i biogassen.

Tabell 6-8: Oversikt over utbytte og forbruk per prosess ved produksjon av biogass.

Parameter	Symbol	Vekt	Volum
Andel metan som dannes	m_{t,CH_4}	316 kg	482 m ³
Andel karbondioksid som dannes	m_{t,CO_2}	768 kg	427 m ³
Andel biogass som dannes	$m_{t,biogass}$	1083 kg	909 m ³
Prosentandel metan	-	53 %	-
Andel vann som forbrukes	m_{t,H_2O}	394 kg	-

Andel slam som konverteres til cellevev:

$$m_{cellvev} = m_{slam,VS} \times 0,14 = 750 \text{ kg} \times 0,14 = 105 \text{ kg}$$

Andel slam som går til biorest – blir ikke degradert i råtnetanken:

$$m_{biorest} = m_{slam,VS} \times 0,11 = 750 \text{ kg} \times 0,11 = 82,5 \text{ kg} = 83 \text{ kg}$$

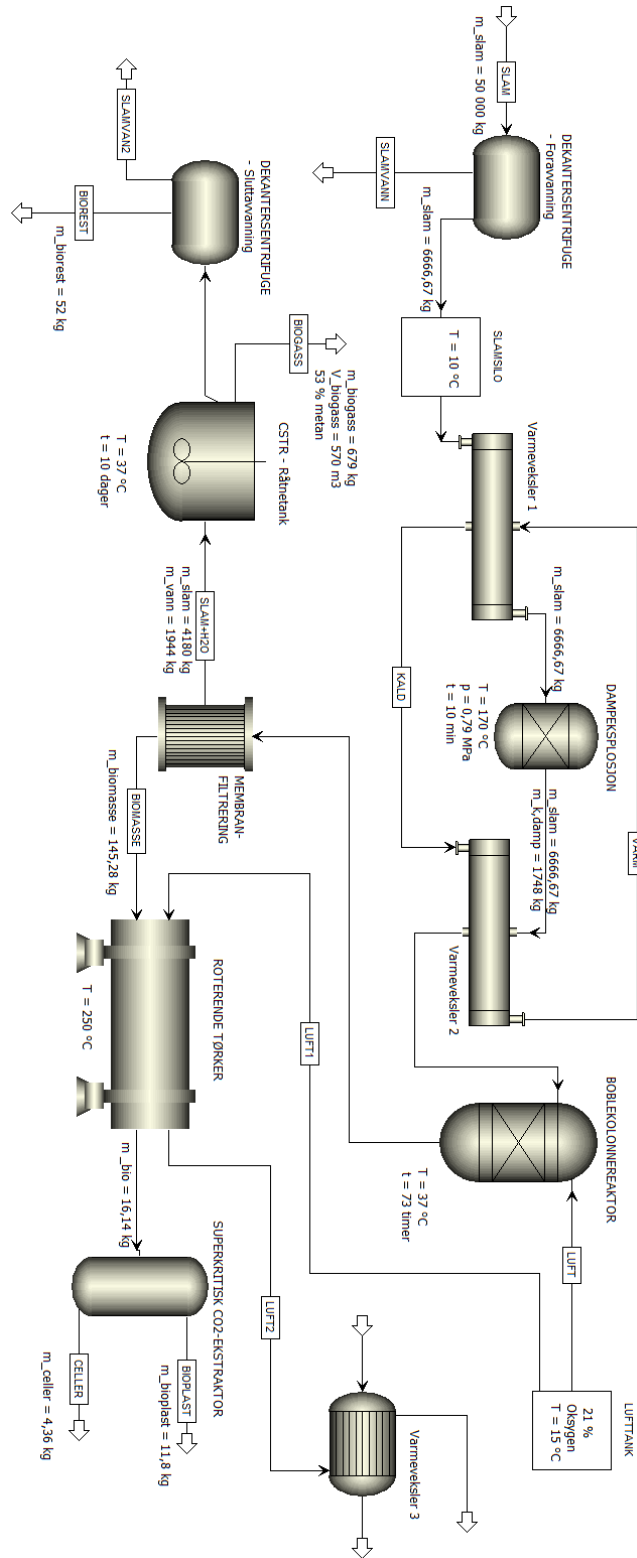
Tabell 6-9 viser en oppsummering av hvor mye som dannes av biogass og biorest i referanseprosessen, samt hvor stor andel av biogassen som består av metan.

Tabell 6-9: Oppsummering av produktene i referanseprosessen.

Parameter	Symbol	Verdi
Biogass	$m_{biogass}$	1083 kg (909 m ³)
Prosentandel metan	-	53 %
Biorest (TS)	$m_{biorest}$	83 kg

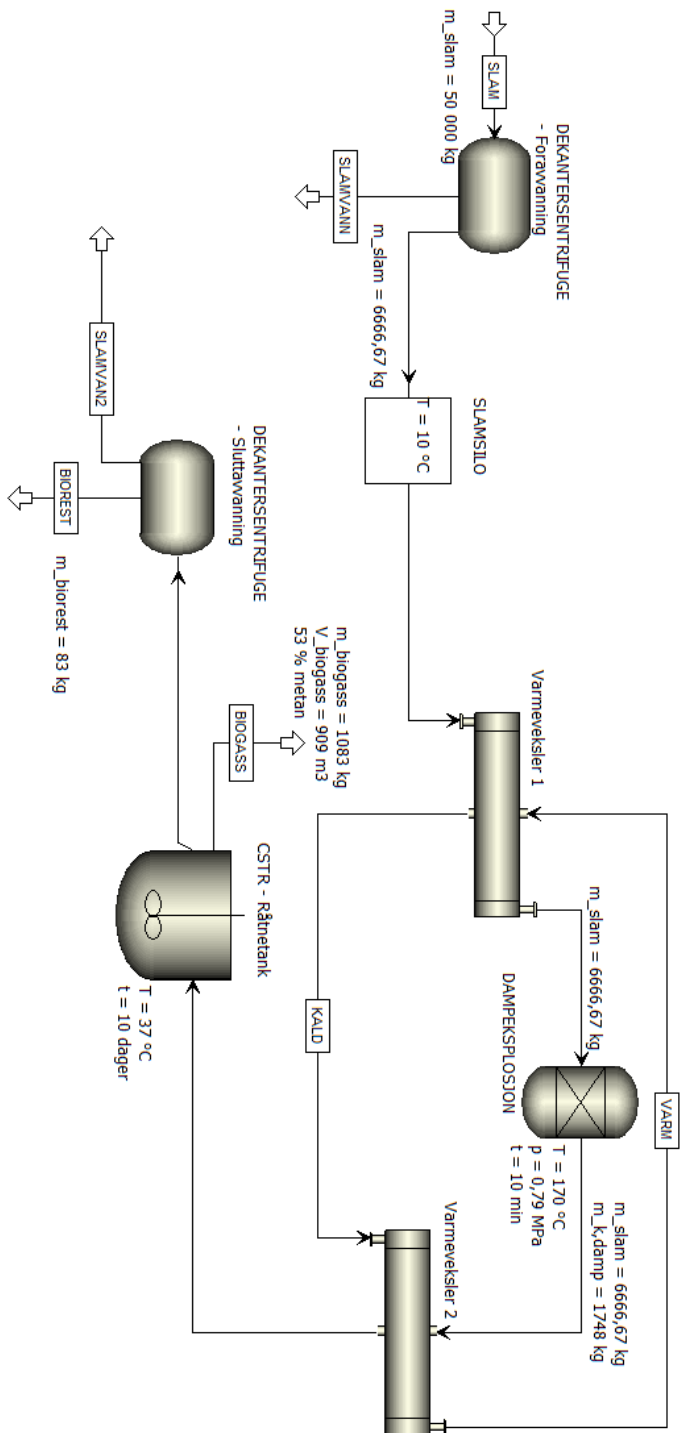
7 Flytdiagram

7.1 Flytdiagram – kombinert prosess





7.2 Flytdiagram - referanseprocess



8 Energibalanser

Energiforbruket til prosessen kartlegges for å undersøke om produksjonen av bioplast og biogass er lønnsom og verdt å investere tid og penger i. Energibalanser utføres for hver komponent for å undersøke om energi opptas eller avgis og i hvilken grad. På grunn av oppgavens størrelse er det valgt å fokusere på de komponentene som krever mest energi. I disse prosessanleggene vil dette være i hovedsak være dampekspløsjon og tørking. Muligheten for gjenvinning av energi gjennom varmeveksler vil også undersøkes. Det sees bort ifra eventuelle varmetap i rør, samt strømbehov for pumper, kompressor og oppvarming av bioreaktorer. Energitilførsel er elektrisitet og mettet damp ved 6 bar. Alle beregninger utføres per prosess.

8.1 Dampekspløsjon

Til beregning av energibalanser i dampekspløsjonsprosessen brukes verdiene som står listet opp i Tabell 8-1. Det tas ikke hensyn til at biomassen kan varmes opp til 100 °C av varmeveksleren før den føres inn i dampekspløsjonsreaktoren.

Tabell 8-1: Verdier til energibalanse ved dampekspløsjon.

Parameter	Symbol	Verdi	Enhet
Driftstemperatur i dampekspløsjon (DE)	T_e	170	°C
Temperatur i DE etter dekompresjon	T_t	100	°C
Trykk i dampekspløsjonsreaktoren	p_e	0,79	MPa
Oppholdstid i reaktor	t	10	min
Starttemperatur på luft inn i DE	$T_{0,luft}$	15	°C
Varmekapasitet for luft ved konstant volum (The Engineering Toolbox, 2016f)	$C_{v,luft}$	0,718	kJ/kg*K
Varmekapasitet for luft ved konstant trykk (The Engineering Toolbox, 2016a)	$C_{p,luft}$	1,009	kJ/kg*K
Gjennomsnittlig luftbehov, 15 °C (CAMBI AS, 2014)		155	kg/m ³ biomasse
Starttemperatur i bioreaktor	$T_{0,reaktor}$	100	°C
Vekt av reaktor (CAMBI AS, 2014)	m_r	5 000	kg
Varmekapasitet for reaktormateriale (Pourmakhdomi, 2014)	C_r	0,46	kJ/kg*K

Det viste seg å være vanskelig å finne spesifikk varmekapasitet til slam. Det ble derfor tatt utgangspunkt i ulike frukt med vanninnhold mellom 85-87 %, som bringebær, plommer, blåbær etc. og brukt en middelvei mellom disse (The Engineering Toolbox, 2016e; Livestrong.com, 2016). De fleste lå i området 3,64-3,77 kJ/kg °C, det ble derfor valgt å bruke 3,70 kJ/kg °C for slam.

Tettheten til slam varierer etter hvor mye tørrstoff som slammet inneholder. Slammet som kommer inn i dampekspløsjonsreaktoren har en tørrstoffprosent på 15 %. Bruker tetthet på vann ved 4 °C som er 1000 kg/m³ for 85 % av slammet som inneholder vann (The Engineering Toolbox, 2016b). For de 15 % med tørrstoff brukes det en tetthet på 1400 kg/m³ fra Boucher & van Eeden (1995). Tettheten til slammet blir dermed:

$$\rho = 0,15 \times 1400 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} + 0,85 \times 1000 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} = 1060 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Startparametere for slam vises i Tabell 8-2.

Tabell 8-2: Startparametere for slammet i dampekspløsjonsreaktoren.

Parameter	Symbol	Verdi	Enhet
Starttemperatur på slam inn i DE	$T_{0,slam}$	20	°C
Vekt av slam inn i reaktoren	m_{slam}	6666,67	kg
Fuktighet	w_{slam}	85	%
Spesifikk varmekapasitet (The Engineering Toolbox, 2016)	$C_{p,slam}$	3,70	kJ/kg °C
Tetthet slam med 15% TS	ρ_{slam}	1060	kg/m ³

Tabell 8-3 viser ulike parametere for vann benyttet til beregning av energitap ved dampekspløsjon (The Engineering Toolbox, 2016b).

Tabell 8-3: Parametere for vann som benyttes i energibalanser ved dampekspløsjon.

Parameter	Symbol	Verdi	Enhet
Varmekapasitet	$C_{p,vann}$	4,187	kJ/kg*K
Spesifikk entalpi - $T_e = 170$ °C og 8 bar	H_{vann8}	718,1	kJ/kg
Spesifikk entalpi - $T_t = 100$ °C og 1 bar	H_{vann1}	419,1	kJ/kg
Spesifikk entalpi for vann ved $T_0 = 25$ °C og 0,03 bar	H_{vann0}	104,8	kJ/kg
Fordampningsentalpi (vann til damp), $T_e = 170$ °C	$H_{vap,8}$	2046,53	kJ/kg
Fordampningsentalpi (vann til damp), $T_t = 100$ °C	$H_{vap,1}$	2257,92	kJ/kg

Tabell 8-4 viser ulike parametere for mettet damp som benyttes i beregningene for dampekspløsjonen (The Engineering Toolbox, 2016c).

Tabell 8-4: Parametere for mettet damp benyttet i energibalansene.

Parameter	Symbol	Verdi	Enhet
Mettet damp inn i reaktoren	p_{damp}	6	bar
Spesifikk entalpi ($T_e = 170\text{ °C}$, 8 bar)	H_{damp8}	2767,46	kJ/kg
Spesifikk entalpi ($T = 159\text{ grader}$, 6 bar)	H_{damp6}	2755,46	kJ/kg
Spesifikk entalpi ($T_t = 100\text{ °C}$, 1 bar)	H_{damp1}	2675,43	kJ/kg
Spesifikt volum ($T_e = 170\text{ °C}$, 8 bar = 0,79 MPa)	V_{damp}	0,240	m ³ /kg

8.1.1 Dampbehov ved dampekspløsjon

Mettet damp ved 6 bar benyttes for å øke temperaturen og trykket på slammet i reaktoren.

1. Vekt av fuktigheten og tørrstoff i slammet:

$$m_t = m_{tørrstoff} = 1000\text{ kg}$$

$$m_w = m_{vannandel,foravv.} = 5666,67\text{ kg vann}$$

2. Energiforbruk som kreves for å varme opp slammet til driftstemperatur

For å beregne energiforbruket som kreves for å varme opp slammet til driftstemperaturen på 170 °C brukes følgende ligning:

$$E_{slam} = m_{slam} C_{p,slam} \Delta T$$

$$E_{slam} = 6666,67\text{ kg} \times 3,70 \frac{\text{kJ}}{\text{kg } ^\circ\text{C}} \times (170\text{ °C} - 25\text{ °C})$$

$$E_{slam} = 3,577 \times 10^6\text{ kJ} = 3,6\text{ GJ}$$

3. Vekt av kondensert, mettet damp

For å beregne vekten av den kondenserte, mettede dampen som er nødvendig brukes følgende ligning (Pourmakhdomi, 2014).

$$m_{k,damp} = \frac{E_{slam}}{H_{vap8}}$$

$$m_{k,damp} = \frac{3,577 \times 10^6 \text{ kJ}}{2046,53 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}} = 1747,67 \text{ kg} = 1748 \text{ kg}$$

4. Mengden av damp nødvendig for å holde trykket i reaktoren

For å beregne mengden damp som er nødvendig for å holde trykket i reaktoren brukes følgende ligning (Pourmakhdomi, 2014):

$$m_0 = \frac{V}{V_{damp}}$$

V er volumet av reaktoren som opptas av slam, V_{damp} er spesifikt volum av damp.

For å finne V brukes følgende ligning:

$$V = \frac{m_{slam}}{\rho_{slam}}$$

$$V = \frac{6666,67 \text{ kg}}{1060 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 6,29 \text{ m}^3$$

$$m_0 = \frac{V}{V_{damp}} = \frac{6,29 \text{ m}^3}{0,240 \frac{\text{m}^3}{\text{kg}}} = 26,2 \text{ kg}$$

5. Total mengde damp som trengs for å kjøre dampekspløsjonen

For å beregne den totale mengden damp som trengs for å kjøre dampekspløsjonsprosessen på slammet, brukes følgende ligning (Pourmakhdomi, 2014).

$$m_{damp} = m_{k,damp} + m_0$$

$$m_{damp} = 1747,67 \text{ kg} + 26,2 \text{ kg} = 1773,87 \text{ kg} = 1774 \text{ kg}$$

Tabell 8-5 viser en oversikt over dampbehov ved dampekspløsjonen.

Tabell 8-5: Oversikt over dampbehov i dampekspløsjonen.

Parameter	Symbol	Verdi
Kondensert mettet damp	$m_{k,damp}$	1748 kg
Damp nødvendig for å holde trykket i reaktoren	m_0	26,2 kg
Total mengde damp nødvendig for å kjøre dampekspløsjonen	m_{damp}	1774 kg

8.1.2 Totalt energiforbruk ved dampekspløsjon

1. Energiforbruk for kompresjon av mettet damp

I dampekspløsjonen benyttes mettet damp ved 6 bar. Denne dampen må komprimeres av en kompressor til reaksjonstrykket i reaktoren.

$$p_{\text{mettetdamp}} = 6 \text{ bar} = 0,6 \text{ MPa}$$
$$p_e = 0,79 \text{ MPa} = 7,9 \text{ bar}$$

Energi som kreves for å endre trykket på dampen fra 6 til 7,9 bar:

$$\Delta H_{\text{mettetdamp}} = H_{\text{damp8}} - H_{\text{damp6}} = 2767,46 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} - 2755,46 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 12 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Antar en virkningsgrad for kompressoren på $\eta = 0,7$ (NTNU, 2016). Arbeidet som kompressoren må tilføre dampen for å øke trykket fra 6 til 7,9 bar:

$$W_{\text{kompressor}} = \frac{m_{\text{damp}} \times \Delta H_{\text{mettetdamp}}}{\eta} = \frac{1774 \text{ kg} \times 12 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}}{0,7} = 30\,411 \text{ kJ} = 30,4 \times 10^3 \text{ kJ}$$

2. Energiforbruk ved oppvarming av luft

For å beregne oppvarmingsenergien for luften inn i reaktoren brukes følgende ligning (Pourmakhdomi, 2014):

$$E_{\text{luft}} = C_{v,\text{luft}} m_{\text{luft}} (T_e - T_{0,\text{luft}})$$

For å beregne m_{luft} benyttes gjennomsnittlig luftbehov ved 15 °C.

$$m_{\text{luft}} = 155 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \text{ biomasse}} \times \text{volum av biomasse} = 155 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3 \text{ biomasse}} \times 6,29 \text{ m}^3$$

$$m_{\text{luft}} = 974,95 \text{ kg} = 975 \text{ kg}$$

Energien som forbrukes ved oppvarming av luften inn i reaktoren:

$$E_{\text{luft}} = 0,718 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \times \text{K}} \times 974,95 \text{ kg} (170 \text{ °C} - 15 \text{ °C}) = 1,085 \times 10^5 \text{ kJ}$$

3. Energiforbruk for å varme opp reaktoren

Det antas at starttemperaturen på reaktoren er 100 °C. Dette antas fordi reaktoren kjører flere ganger. Ved første kjøring er reaktoren kald, men ved de neste kjøringene er reaktoren varm, og har dermed ikke behov for like mye oppvarming. Antar at gjennomsnittstemperaturen på reaktoren er på 100 °C før en ny kjøring. For å beregne energien som trengs for å varme opp reaktoren brukes følgende ligning (Pourmakhdomi, 2014):

$$E_r = C_r \times m_r (T_e - T_{0,reaktor})$$

$$E_r = 0,46 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \times \text{K}} \times 5\,000 \text{ kg} (170\text{ }^\circ\text{C} - 100\text{ }^\circ\text{C}) = 1,61 \times 10^5 \text{ kJ}$$

E_r forteller hvor mye energi som forbrukes per kjøring. Denne energien må multiplisere med antall kjøring per prosess for å gi oversikt over total energi som forbrukes per prosess. Det er valgt å kjøre fire batcher per prosess. E_r må dermed ganges opp med fire.

$$E_{r,tot} = 1,61 \times 10^5 \text{ kJ} \times 4 = 6,44 \times 10^5 \text{ kJ}$$

4. Totalt energiforbruk ved dampekspløsjon

$$E = W_{kompressor} + E_{luft} + E_{slam} + E_{r,tot}$$

$$E = 30,4 \times 10^3 \text{ kJ} + 1,085 \times 10^5 \text{ kJ} + 3,577 \times 10^6 \text{ kJ} + 6,44 \times 10^5 \text{ kJ}$$

$$\underline{E = 4,36 \times 10^6 \text{ kJ} = 4,36 \text{ GJ}}$$

Tabell 8-6 viser oppsummering av energiforbruket ved dampekspløsjon.

Tabell 8-6: Energiforbruk ved dampekspløsjon.

Energiforbruk	Symbol	Verdi
Energiforbruk ved kompresjon av mettet damp	$W_{kompressor}$	$30,4 \times 10^3 \text{ kJ}$
Energiforbruk ved oppvarming av luft	E_{luft}	$1,09 \times 10^5 \text{ kJ}$
Energiforbruk ved oppvarming av slam	E_{slam}	$3,58 \times 10^6 \text{ kJ}$
Energiforbruk ved oppvarming av reaktoren	$E_{r,tot}$	$6,44 \times 10^5 \text{ kJ}$
Totalt energiforbruk for dampekspløsjon	E	4,36 GJ

8.1.3 Energitap ved dampekspløsjon

1. Energitap fra damp

For å beregne energitapet forårsaket av dampen brukes de tre ligningene under (Pourmakhdomi, 2014): m_1 er mengden kondensert vann tilført når trykket øker. m_2 er mengden «flash water» i det momentane dekompresjonssteget.

$$E_{tap,damp} = (m_{damp} + m_2)(H_{damp8} - H_{damp1})$$

$$m_2 = \frac{(m_{slam} \times w + m_1)(H_{vann8} - H_{vann1})}{(H_{damp1} - H_{vann1})}$$

$$m_1 = \frac{(C_{p,slam}m_{slam} + C_r m_r + C_{v,luft}m_{luft})(T_e - T_{0,luft})}{H_{vap,1}}$$

$$m_1 = \frac{(3,70 \frac{kJ}{kg^\circ C} \times 6666,67 \text{ kg} + 0,46 \frac{kJ}{kgK} \times 5\,000 \text{ kg} + 0,718 \frac{kJ}{kg} \times 974,95 \text{ kg})(170^\circ C - 15^\circ C)}{2257,92 \frac{kJ}{kg}}$$

$$m_1 = 1899,24 \text{ kg}$$

$$m_2 = \frac{(6666,67 \text{ kg} \times 0,85 + 1899,24 \text{ kg})(718,1 \frac{kJ}{kg} - 419,1 \frac{kJ}{kg})}{(2675,43 \frac{kJ}{kg} - 419,1 \frac{kJ}{kg})}$$

$$m_2 = 1002,6 \text{ kg}$$

$$E_{tap,damp} = (1774 \text{ kg} + 1002,6 \text{ kg}) \left(2767,46 \frac{kJ}{kg} - 2675,43 \frac{kJ}{kg} \right) = 2,56 \times 10^5 \text{ kJ}$$

2. Energitap fra vannet i biomassen

For å beregne energitapet forårsaket av vannet i biomassen brukes følgende ligning (Pourmakhdomi, 2014):

$$E_{tap,vann} = (mw + m_1 - m_2)(H_{vann8} - H_{vann1})$$

$$E_{tap,vann} = (6666,67 \text{ kg} \times 0,85 + 2723 \text{ kg} - 1111,8 \text{ kg}) \left(718,1 \frac{kJ}{kg} - 419,1 \frac{kJ}{kg} \right)$$

$$= 2,18 \times 10^6 \text{ kJ}$$

3. Energitap fra luft

For å beregne energitapet fra luften brukes følgende ligning (Pourmakhdomi, 2014):

$$E_{tap,luft} = m_{luft}(H_{tap,8} - H_{tap,1})$$

For å beregne $H_{tap,8}$ og $H_{tap,1}$ brukes spesifikk varmekapasitet ved konstant trykk for luft ved temperaturene $T_e = 170^\circ C$ og $T_t = 100^\circ C$ (The Engineering Toolbox, 2016a).

$$H_{tap,8} = C_{p,luft} \times T_e = \frac{1,009 \text{ kJ}}{\text{kgK}} \times (273 + 170) \text{ K} = 447 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$H_{tap,1} = C_{p,luft} \times T_t = \frac{1,009 \text{ kJ}}{\text{kgK}} \times (273 + 100) \text{ K} = 376,4 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

$$E_{tap,luft} = 974,95 \text{ kg} \left(447 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} - 376,4 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \right) = 72\,976 \text{ kJ} = 73\,000 \text{ kJ}$$

4. Totalt energitap ved dampekspløsjon

$$E_{tap} = E_{tap,damp} + E_{tap,vann} + E_{tap,luft}$$

$$E_{tap} = 2,56 \times 10^5 \text{ kJ} + 2,18 \times 10^6 \text{ kJ} + 72\,976 \text{ kJ} = 2,51 \times 10^6 \text{ kJ} = 2,51 \text{ GJ}$$

Tabell 8-7 viser en oppsummering av energitapene ved dampekspløsjonene i prosessen.

Tabell 8-7: Energitap ved dampekspløsjon.

Energitap	Symbol	Verdi
Energitap for damp	$E_{tap,damp}$	$2,56 \times 10^5 \text{ kJ}$
Energitap for vann	$E_{tap,vann}$	$2,18 \times 10^6 \text{ kJ}$
Energitap i luft	$E_{tap,luft}$	$73\,000 \text{ kJ}$
Totalt tap for dampekspløsjonen	E_{tap}	$2,51 \text{ GJ}$

Det kreves 4,36 GJ for å kjøre dampekspløsjonen i prosessen. For hver prosess tapes 2,51 GJ, noe som betyr at $4,36 \text{ GJ} - 2,51 \text{ GJ} = 1,85 \text{ GJ}$ resirkuleres for hver prosess. Det antas at dampekspløsjonen kjører semi-kontinuerlig, i batcher som kjøres annenhver gang slik at det totalt kommer ut bearbeidet slam kontinuerlig.

Det benyttes to dampekspløsjonsreaktorer som hver kjører to ganger, totalt fire kjøring per prosess. Dersom energiforbruket på 4,36 GJ fordeles på hver av de fire kjøringene blir dette 1,09 GJ per kjøring. Per kjøring blir det også et tap på 0,6275 GJ, som gir en mulighet for resirkulering på $1,09 \text{ GJ} - 0,6275 \text{ GJ} = 0,4625 \text{ GJ}$ per kjøring. Ved første kjøring i hver dampekspløsjonsreaktor vil det kreves fullt energiforbruk, men ved kjøring nummer to vil den energien som resirkuleres gi mindre behov for energi. Kjøring nummer to for hver av dampekspløsjonsreaktorene krever dermed mindre energi enn kjøring nummer én. $1,09 \text{ GJ} - 0,4625 \text{ GJ} = 0,6275 \text{ GJ}$ kreves for to kjøring hvor energien fra forrige kjøring resirkuleres. Totalt energiforbruk for dampekspløsjonene i prosessen blir dermed:

$$E_{DE} = 1,09 \text{ GJ} \times 2 + 0,6275 \text{ GJ} \times 2 = 3,435 \text{ GJ}$$

Total energioversikt over dampekspløsjonene i prosessen vises i Tabell 8-8.

Tabell 8-8: Total energioversikt for dampekspløsjon.

Parameter	Symbol	Verdi i Joule	Verdi i kWh
Energiforbruk for dampekspløsjon	E	$4,36 \text{ GJ}$	1211 kWh
Energitap for dampekspløsjonen	E_{tap}	$3,35 \text{ GJ}$	931 kWh
Totalt energiforbruk inkludert resirkulering	E_{DE}	$3,435 \text{ GJ}$	954 kWh

8.2 Tørking

For å beregne energibehov for tørking beregnes først entalpien til luften og biomassen inn og ut av tørkeren, deretter beregnes luftstrømmen gjennom tørkeren og til slutt energibehovet.

Luft:

For å beregne entalpien til luften som benyttes til tørking brukes verdiene fra Tabell 8-9.

Tabell 8-9: Damptrykk, tetthet og temperatur på luften brukt ved tørking.

Parameter	Symbol	Verdi
Damptrykk ved 100 °C (Hyper physics, u.d.)	P_{100}	760 mm Hg = 101,3 kPa
Damptrykk ved 250 °C (Hyper physics, u.d.)	P_{250}	3,976 MPa = 3976 kPa
Tetthet ved 100 °C (The Engineering Toolbox, 2016)	$\rho_{luft,100}$	0,946 kg/m ³ = 0,946 g/L
Tetthet ved 250 °C (The Engineering Toolbox, 2016)*	$\rho_{luft,250}$	0,681 kg/m ³ = 0,681 g/L
Temperaturen på luft i tørkeren	$T_{luft,start}$	250 °C
Temperaturen på luften ut av tørkeren	$T_{luft,slutt}$	100 °C

* Det ble brukt et gjennomsnitt på tetthet til luft ved 200 og 300 °C.

Entalpien til luften i tørkeren:

Beregner luftens absolutte fuktighet, H, for luften i tørkeren ved 250 °C.

Benytter den ideelle gassloven:

$$\frac{n}{V} = \frac{P_{250}}{RT} = \frac{3976 \text{ kPa}}{8,314 \text{ kPa K}^{-1} \text{ mol}^{-1} \times 523 \text{ K}} = 0,914 \text{ mol/L}$$

$$M_{w,luft} \times \frac{n}{V} = 28,816 \frac{\text{g}}{\text{mol}} \times 0,914 \frac{\text{mol}}{\text{L}} = 26,35 \text{ g/L}$$

$$H_{start} = \frac{M_{w,luft} \times \frac{n}{V}}{\rho_{luft,250}} = \frac{26,35 \text{ g/L}}{0,681 \text{ g/L}} = 38,69 \frac{\text{kg vann}}{\text{kg tørr luft}}$$

ΔH_{vap} er fordampningsentalpien til vann ved $T_0 = 0 \text{ °C}$, som er på $2500 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$ (Geankoplis, 2003).

Entalpien til den varme luften i tørkeren beregnes ut fra følgende ligning (Geankoplis, 2003).



$$h_{\text{varm luft}} = C_{\text{fuktig luft}} \times T + \Delta H_{\text{vap}} \times H = (1 + 1,88 H) \times T + \Delta H_{\text{vap}} \times H$$

$$= \left(1 + 1,88 \times 38,69 \frac{\text{kg vann}}{\text{kg tørr luft}}\right) \times 250 \text{ }^\circ\text{C} + 2500 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \times 38,69 \frac{\text{kg vann}}{\text{kg tørr luft}}$$

$$h_{\text{varm luft}} = 115\,168 \frac{\text{kJ}}{\text{kg tørr luft}}$$

Entalpien til luften ut av tørkeren

Finner verdien til absolutt fuktighet, H, ved 100 grader:

$$\frac{n}{V} = \frac{P_{100}}{RT} = \frac{101,3 \text{ kPa}}{8,314 \text{ kPa K}^{-1} \text{ mol}^{-1} \times 373 \text{ K}} = 0,0327 \text{ mol/L}$$

$$M_{w,\text{luft}} \times \frac{n}{V} = 28,816 \frac{\text{g}}{\text{mol}} \times 0,0327 \frac{\text{mol}}{\text{L}} = 0,94 \text{ g/L}$$

$$H_{\text{slutt}} = \frac{M_{w,\text{luft}} \times \frac{n}{V}}{\rho_{\text{luft},100}} = \frac{0,94 \text{ g/L}}{0,946 \text{ g/L}} = 0,996 \frac{\text{kg vann}}{\text{kg tørr luft}}$$

Entalpien til luften ut av tørkeren:

$$h_{\text{luft,ut}} = C_{\text{fuktig luft}} \times T + \Delta H_{\text{vap}} \times H$$

$$= \left(1 + 1,88 \times 0,996 \frac{\text{kg vann}}{\text{kg tørr luft}}\right) \times 100 \text{ }^\circ\text{C} + 2500 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \times 0,996 \frac{\text{kg vann}}{\text{kg tørr luft}}$$

$$h_{\text{luft,ut}} = 2777 \frac{\text{kJ}}{\text{kg tørr luft}}$$

Biomasse:

Biomassen som skal tørkes er bakterieceller som inneholder bioplast. Siden bakteriene som benyttes kan inneholder 73 % bioplast brukes varmekapasiteten for bioplast til videre beregninger. Tabell 8-10 viser en oversikt over varmekapasitet til vann og bioplast, samt temperaturen på biomassen inn og ut av tørkeren. Temperaturen på biomassen ut av tørkeren antas til å være 100 °C.

Tabell 8-10: Varmekapasitet for vann og bioplast, samt temperatur på biomassen.

Parameter	Symbol	Verdi	Enhet
Varmekapasitet for vann (The Engineering Toolbox, 2016b)	C_{vann}	4,187	$\frac{kJ}{kg \text{ } ^\circ C}$
Varmekapasitet for bioplast (Pilla, 2011)	$C_{ps,bio}$	1,63	$\frac{kJ}{kg \text{ } ^\circ C}$
Temperatur på biomassen inn i tørkeren	T_{inn}	37	$^\circ C$
Temperatur på biomassen ut av tørkeren	T_{ut}	100	$^\circ C$

Andel tørrstoff per prosess:

$$L_{bio} = 14,528 \text{ kg tørrstoff per prosess}$$

Før tørkingen inneholder biomassen 90 % vann:

$$X_{start} = \frac{145,28 \text{ kg} - 14,528 \text{ kg}}{14,528 \text{ kg tørrstoff}} = \frac{130,852 \text{ kg}}{14,528 \text{ kg}} = 9 \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{kg TS}}$$

Antar å sitte igjen med 10 % vann i biomassen etter tørking:

$$X_{slutt} = \frac{16,14 \text{ kg}}{14,528 \text{ kg tørrstoff}} = 1,11 \frac{\text{kg H}_2\text{O}}{\text{kg TS}}$$

$$T_{bio,start} = 37 \text{ } ^\circ C$$

$$T_{bio,slutt} = 100 \text{ } ^\circ C$$

For varmebalansen settes et nullpunkt på: $T_0 = 0 \text{ } ^\circ C$

Entalpien til biomassen

Entalpien til biomassen beregnes etter følgende ligning (Geankoplis, 2003):

$$h_{bio} = (C_{ps,bio} + C_{vann} \times X) \times (T_{bio} - T_0)$$

Entalpien til biomassen inn i tørkeren:

$$h_{bio,inn} = \left(1,63 \frac{kJ}{kg \text{ } ^\circ C} + 4,18 \frac{kJ}{kg \text{ } ^\circ C} \times 9 \frac{kg \text{ vann}}{kg \text{ tørrt}} \right) \times (37 \text{ } ^\circ C - 0 \text{ } ^\circ C) = 1452,25 \frac{kJ}{kg}$$

Entalpien til biomassen ut av tørkeren:

$$h_{bio,ut} = \left(1,63 \frac{kJ}{kg \text{ } ^\circ C} + 4,18 \frac{kJ}{kg \text{ } ^\circ C} \times 1,11 \frac{kg \text{ vann}}{kg \text{ tørr}} \right) \times (100 \text{ } ^\circ C - 0 \text{ } ^\circ C) = 626,98 \frac{kJ}{kg}$$

Luftbehov:

$$G = kg \text{ tørr luft per prosess}$$

Setter opp en fuktighetsbalanse (Geankoplis, 2003).

$$G \times H_{start} + L_{bio} \times X_{start} = G \times H_{slutt} + L_{bio} \times X_{slutt}$$

$$G = \frac{L_{bio} \times X_{slutt} - L_{bio} \times X_{start}}{H_{start} - H_{slutt}}$$

$$G = \frac{14,528 \frac{kg \text{ TS}}{prosess} \times (1,11 \frac{kg \text{ H}_2\text{O}}{kg \text{ TS}} - 9 \frac{kg \text{ H}_2\text{O}}{kg \text{ TS}})}{38,69 \frac{kg \text{ vann}}{kg \text{ tørr luft}} - 0,996 \frac{kg \text{ vann}}{kg \text{ tørr luft}}}$$

$$G = -3,04 \text{ kg tørr luft per prosess}$$

G sier hvor mye kg tørr luft som benyttes for å tørke biomassen per prosess. Det negative fortegnet betyr at luften føres motsatt vei av biomassen, noe som stemmer med motstrøms tørking.

Energiforbruk:

Setter opp varmebalansen til tørkeren (Geankoplis, 2003):

$$G \times h_{\text{varm luft}} + L_{bio} \times h_{bio,inn} = G \times h_{\text{luft,ut}} + L_{bio} \times h_{bio,ut} + Q_{\text{tørker}}$$

$$Q_{\text{tørker}} = G \times h_{\text{varm luft}} + L_{bio} \times h_{bio,inn} - G \times h_{\text{luft,ut}} - L_{bio} \times h_{bio,ut}$$

$$Q_{\text{tørker}} = G \times (h_{\text{varm luft}} - h_{\text{luft,ut}}) + L_{bio} \times (h_{bio,inn} - h_{bio,ut})$$

$$Q_{\text{tørker}} = -3,04 \text{ kg tørr luft} \times (115 \text{ } 168 \frac{kJ}{kg \text{ tørr luft}} - 2777 \frac{kJ}{kg \text{ tørr luft}}) + 14,528 \frac{kg \text{ TS}}{prosess} \times (1452,25 \frac{kJ}{kg} - 626,98 \frac{kJ}{kg})$$

$$Q_{\text{tørker}} = -353 \text{ } 766 \text{ kJ} = -354 \text{ MJ} = -0,354 \text{ GJ}$$

Tørkeren må tilføres 354 MJ for å tørke biomassen.

Tabell 8-11 viser en oppsummering oversikt over energiforbruket for tørkeren.

Tabell 8-11: Energiforbruk for tørkeprosessen.

Komponent	Symbol	Energiforbruk	Energiforbruk i kWh
Tørker	$Q_{tørker}$	0,354 GJ/prosess	98 kWh

8.3 Energibalanse for varmevekslere

8.3.1 Varmeveksler 1

Det velges å benytte en varmeveksler for å varme opp slammet fra slamsiloen og til dampekspløsjonen. Dette har ikke blitt tatt hensyn til ved energiberegninger for dampekspløsjon, men det undersøkes her muligheten for å forvarme slammet noe ved bruk av varmeveksler for å minimere energibehovet for oppvarming av slam i dampekspløsjonen.

Slammet som kommer fra slamsiloen har en temperatur på 10 °C. Det velges å undersøke muligheten for å varme opp slammet til 90 °C før det føres inn i dampekspløsjonen.

$$Q_{v1} = (m_{slam} \times C_{p,slam})(T_2 - T_1)$$

$$Q_{v1} = \left(6666,67 \text{ kg} \times 3,70 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right) (90 \text{ } ^\circ\text{C} - 10 \text{ } ^\circ\text{C})$$

$$Q_{v1} = 1\,973\,334 \text{ kJ} = 1,97 \times 10^6 \text{ kJ} = 1,97 \text{ GJ}$$

For å varme opp slammet fra slamsiloen på vei til dampekspløsjonen fra 10 °C til 90 °C behøves det å tilsette 1,97 GJ.

8.3.2 Varmeveksler 2

Det velges å benytte en varmeveksler etter dampekspløsjon i begge alternativene. Slammet som kommer fra dampekspløsjonen skal endre temperatur fra 100 °C til 37 °C, da det antas at slammet ut fra dampekspløsjonen har en temperatur på 100 °C.

$$Q_{v2} = (m_{DE} \times C_{p,slamvann})\Delta T$$

$$Q_{v2} = (m_{slam,DE} \times C_{p,slam} + m_{k,damp} \times C_{p,vann})(T_2 - T_1)$$

$$m_{k,damp} = 7989 \text{ kg}$$

$$Q_{v2} = \left(6666,67 \text{ kg} \times 3,70 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} + 7989 \text{ kg} \times 4,187 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} \right) (37 \text{ } ^\circ\text{C} - 100 \text{ } ^\circ\text{C})$$



$$Q_{v2} = -3\,661\,347\text{ kJ} = -3,66 \times 10^6\text{ kJ} = -3,66\text{ GJ}$$

Dette er energien som er mulig å gjenvinne fra temperaturnedgangen som potensielt kan utnyttes fra vannet som varmes opp i varmeveksleren. Dette er teoretisk 100 % utnyttelse, det vil i realiteten ikke være mulig å utnytte 100 %.

8.3.3 Varmeveksler 3

Det velges å benytte en varmeveksler for den varme mettede luften som kommer ut av tørkeren i den kombinerte prosessen. Luften som kommer ut av tørkeren antas å ha en temperatur på 100 °C og at denne kan kjøles ned til 25 °C.

$$Q_{v3} = (m_{\text{luft}} \times C_{p,\text{luft}})(T_2 - T_1)$$

$$Q_{v3} = \left(32,87\text{ kg} \times 1,009 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{°C}}\right) (25\text{ °C} - 100\text{ °C})$$

$$Q_{v3} = -2487\text{ kJ} = -2,5 \times 10^3\text{ kJ} = -2,5\text{ MJ}$$

Tabell 8-12 viser en oppsummering av potensiell energigjenvinning for varmevekslerne. Varmeveksler 2 og 3 kan gjenvinne energi, mens varmeveksler 1 krever energi for å varme opp slammet. Det foreslås av varmen som gjenvinnes i varmeveksler 2 kan benyttes til å varme opp slammet gjennom varmeveksler 1. Dersom dette gjøres kan 1,97 GJ trekkes fra totalt energibehov for dampekspløsjon, da en del av oppvarmingen av slammet kan gjøres før dampekspløsjonsreaktoren.

Tabell 8-12: Potensiell energigjenvinning for varmevekslere.

Varmeveksler	Potensiell energigjenvinning	Potensiell energigjenvinning
Varmeveksler 1	-1,97 GJ	-548 kWh
Varmeveksler 2	3,66 GJ	1017 kWh
Varmeveksler 3	2,5 MJ	0,69 kWh

8.4 Oppsummering av energiforbruk

For oppsummering av energiforbruket ses det bort ifra varmeveksler 1 som behøver tilførsel av energi for å varme opp slammet før dampekspløsjonen. Denne energien kan potensielt tas fra varmeveksler 2, og kan da trekkes fra energiforbruket for dampekspløsjonen.

Tabell 8-13 viser en oppsummering av energiforbruk for den kombinerte prosessen – produksjon av bioplast og biogass.

Tabell 8-13: Energiforbruk for den kombinerte prosessen.

Komponent	Symbol	Energiforbruk i GJ	Energiforbruk i kWh
Dampekspløsjon	E_{DE}	3,435 GJ	954 kWh
Tørking	$Q_{total,tørk}$	0,35 GJ	98 kWh
Totalt forbruk		3,79 GJ	1051 kWh
Varmevekslere	Q_v	-3,6625 GJ	-1017,69 kWh

Tabell 8-14 viser en oppsummering av energiforbruk for referanseprosessen – biogassproduksjon.

Tabell 8-14: Energiforbruk for referanseprosessen.

Komponent	Symbol	Energiforbruk i GJ	Energiforbruk i kWh
Dampekspløsjon	E_{DE}	3,435 GJ	954 kWh
Varmeveksler	Q_v	-3,66 GJ	-1017 kWh



9 Diskusjon

I dette kapittelet vil ulike temaer og problemstillinger knyttet til de to prosessene bli diskutert.

9.1 Biogass – utbytte og energipotensial

Energipotensial for biometan:

Biogassen som dannes i begge prosessene består av 53 % metangass. Ved oppgradering av biogassen til biometan med 97 % metaninnhold, kan denne sammenlignes med andre drivstoff. Tabell 9-1 viser en oversikt over energiinnhold i ulike typer brennstoff. 1 Nm³ tilsvarer en normal m³, N står for normal og er ved 0 °C og 1 atm trykk. Sammenlignet med naturgass så er 1 Nm³ biogass ekvivalent med ca. 1,1 L bensin mens 1 Nm³ naturgass er ekvivalent med ca. 1,2 L bensin (Baltic Biogas Bus, 2016).

Tabell 9-1: Energiinnhold i forskjellig type brennstoff (Baltic Biogas Bus, 2016).

Brensel	Energiinnhold
1 Nm ³ biogass (97% metan)	9,67 kWh
1 Nm ³ naturgass	11,0 kWh
1 L bensin	9,06 kWh
1 L diesel	9,8 kWh
1 L E85	6,6 kWh

I den kombinerte prosessen dannes det 302 m³ metangass, en blanding med 97 % metan vil tilsvare totalt volum på 311,3 m³. Energiinnholdet blir dermed:

$$311,3 \text{ m}^3 \times 9,67 \text{ kWh} = 3011 \text{ kWh}$$

I referanseprosessen dannes det 482 m³ metangass. Hvis metangassen tilsvarer 97 % i en gassblanding, vil den totale mengden gass bli 497 m³. Energiinnholdet blir dermed:

$$497 \text{ m}^3 \times 9,67 \text{ kWh} = 4805 \text{ kWh}$$

Øvre brennverdi for ren metan fra de to prosessene:

Ren metan vil ha en øvre brennverdi på 38,9 MJ/m³, noe som tilsvarer 11,06 kWh/m³ (Jørgensen, 2009). I den kombinerte prosessen produseres 570 m³ biogass og av dette 302 m³ metan, mens i referanseprosessen produseres 909 m³ biogass og av dette 482 m³ metan.

$$\text{Kombinert prosess: } 302 \text{ m}^3 \times 11,06 \frac{\text{kWh}}{\text{m}^3} = 3340 \text{ kWh}$$

$$\text{Referanseprosess: } 482 \text{ m}^3 \times 11,06 \frac{\text{kWh}}{\text{m}^3} = 5331 \text{ kWh}$$

Energiforbruk per m³ biometan produsert:

Sett bort fra mulig gjenbruk av energi fra varmevekslere er energiforbruket i den kombinerte prosessen er på 1051 kWh og for referanseprosessen er energiforbruket 954 kWh. Energiforbruket per m³ biometan produsert blir dermed:

For den kombinert prosessen:

$$\frac{1051 \text{ kWh}}{311,3 \text{ m}^3} = 3,38 \frac{\text{kWh}}{\text{m}^3 \text{ metangass}}$$

For referanseprosessen:

$$\frac{954 \text{ kWh}}{497 \text{ m}^3} = 1,92 \frac{\text{kWh}}{\text{m}^3 \text{ metangass}}$$

Andel biometan per kg TS:

I den kombinerte prosessen tilføres det 1000 kg TS, men kun 627 kg av dette når råtnetanken for biogassproduksjon. Ved likevel å benytte 1000 kg TS som total mengde TS tilført i hver prosess blir utbyttet av biometan per kg TS:

Kombinert prosess:

$$\frac{311,3 \text{ m}^3}{1000 \text{ kg TS}} = 0,31 \text{ m}^3 \text{ per kg TS}$$

Referanseprosess:

$$\frac{497 \text{ m}^3}{1000 \text{ kg TS}} = 0,50 \text{ m}^3 \text{ per kg TS}$$

Energiutbytte vs. energitilførsel:

Berglund & Börjesson (2006) kom frem til at energitilførsel til biogassystemer, som for eksempel stor-skala biogassanlegg, tilsvarer generelt 20-40 % (gjennomsnittlig 30 %) av energiinnholdet i biogassen som produseres. Dette tilsier at ca. 30 % av energipotensialet i biogassen må føres tilbake for å holde temperaturen i råtnetanken og varme opp ny biomasse. Andelen som føres tilbake og andelen som kan benyttes til for eksempel drivstoff blir dermed følgende, ved antagelse om at 30 % av energipotensialet i biogassen føres tilbake til råtnetanken:

Kombinert prosess:

Andel tilbake til råtnetanken:

$$3011 \text{ kWh} \times 0,30 = 903 \text{ kWh}$$



Andel som kan benyttes:

$$3011 \text{ kWh} \times 0,70 = 2108 \text{ kWh}$$

Referanseprosess:

Andel tilbake til råtnetanken:

$$4805 \text{ kWh} \times 0,30 = 1442 \text{ kWh}$$

Andel som kan benyttes:

$$4805 \text{ kWh} \times 0,70 = 3364 \text{ kWh}$$

Sammenlagt energiforbruk for prosessene:

Ved å legge sammen energiforbruket for dampekspløsjon og tørking med andelen av energiinnhold fra biometan som må tilbakeføres til råtnetanken for å holde varmen og varme opp nytt stoff, vil det komme frem til et nytt, sammenlagt energiforbruk for begge prosessene:

Kombinert prosess:

$$1051 \text{ kWh} + 903 \text{ kWh} = 1954 \text{ kWh}$$

Referanseprosess:

$$954 \text{ kWh} + 1442 \text{ kWh} = 2396 \text{ kWh}$$

Ut fra disse beregningene kommer det frem at energiforbruket for referanseprosessen er større enn for den kombinerte prosessen på grunn av det antatte energiforbruket i råtnetanken. På grunn av at det ikke er beregnet energiforbruk for alle trinnene i de to prosessene vil det reelle energiforbruket i prosessen være noe høyere enn oppgitt. Det gir likevel et godt estimat ved bruk av energiforbruket for de mest energikrevende trinnene, dampekspløsjon og tørking, samt å inkludere råtnetankens antatte energiforbruk. Det tas ikke hensyn til energibesparelser pga gjenvinning av varme ved hjelp av varmevekslere, men dette kan også virke positivt på energiregnskapet.

Tabell 9-2 viser en oversikt over utbytte og energipotensial til ren metan og biometan i hver av prosessene.

Tabell 9-2: Energipotensial og utbytte for biometan fra begge prosessene.

Parameter	Kombinert prosess	Referanseprosess
Utbytte av ren metangass	302 m ³	482 m ³
Øvre brennverdi for ren metangass	3340 kWh	5331 kWh
Utbytte av biometan (97 % metan)	311,3 m ³	497 m ³
Energipotensial for biometan	3011 kWh	4805 kWh
Utbytte av biometan per kg TS slam	0,31 m ³	0,50 m ³
Energiforbruk per m ³ biometan	3,38 kWh	1,92 kWh
Andel av biometans energi til råtnetank	903 kWh	1442 kWh
Andel av biometans energi som kan benyttes	2108 kWh	3364 kWh
Energiforbruk inkludert råtnetank	1954 kWh	2396 kWh

9.2 Bioplast – utbytte og energiforbruk

I den kombinerte prosessen produseres det 11,8 kg PHA-bioplast per prosess. 11,8 kg bioplast per 1000 kg tørrstoff tilsvarer følgende:

$$\frac{11,8 \text{ kg}}{1000 \text{ kg TS}} = \frac{0,0118 \text{ kg}}{\text{kg TS}} = \frac{118 \text{ g}}{\text{kg TS}} = \frac{118 \text{ mg}}{\text{g TS}}$$

Resultatet kan også beregnes ut fra antall timer i reaktoren, som er 73 timer, ved at total mengde TS slam, 1000 kg, deles på 73 timer. Det antar at de 1000 kg TS som tilføres fordeles jevnt over de 73 timene for reaksjonen i fermentoren.

$$\frac{1000 \text{ kg}}{73 \text{ h}} = 13,699 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$$

$$\frac{11,8 \text{ kg}}{13,699 \text{ kg TS } 73 \text{ h}} = 0,0118 \text{ kg kg TS}^{-1} \text{ h}^{-1} = 118 \text{ g kg TS}^{-1} \text{ h}^{-1} = 118 \text{ mg g TS}^{-1} \text{ h}^{-1}$$

Sammenligning med litteraturverdier:

Liu, *et al.* (2010) benyttet bakterier fra aktivslamanlegg og oppnådde 125 mg gSS⁻¹ h⁻¹ PHB-utbytte, som tilsvarer 70 mgC gSS⁻¹ h⁻¹. For glykogenakkumulerende organismer ble det rapportert 55 mg gSS⁻¹ h⁻¹, og ved bruk av aktivslambakterier som utførte biologisk fosforfjerning ble det rapportert 58 mg gSS⁻¹ h⁻¹ (Rodgers & Wu, 2010). Ved bruk av ren bakteriekultur av *Alcaligenes latus* ble det oppnådd 31 mgC gSS⁻¹ h⁻¹ (Yamane, *et al.*, 1996), mens for rekombinant *Escherichia coli* ble det oppnådd 42 mgC gSS⁻¹ h⁻¹ (Lee, 1994). Det teoretisk, beregnede utbyttet av bioplast i den kombinerte prosessen er dermed i tråd med verdier oppnådd av andre.

Energiforbruk per kg PHA-bioplast produsert i den kombinerte prosessen:

Energiforbruket for den kombinerte prosessen er på 1051 kWh per prosess. Energiforbruket per kg bioplast produsert er dermed:

$$\frac{1954 \text{ kWh}}{11,8 \text{ kg}} = 166 \frac{\text{kWh}}{\text{kg PHA}}$$

Tabell 9-3 oppsummerer energiforbruket i prosessene per m³ ren metangass og energiforbruket i den kombinerte prosessen per kg PHA-bioplast. Merk at energiforbruket per m³ ren metangass og per kg PHA er totalt energiforbruk for den kombinerte prosessen; 1954 kWh benyttes for å danne 302 m³ og 11,8 kg PHA.

Tabell 9-3: Utbytte av PHA og energiforbruk per kg PHA.

Utbytte av PHA per kg TS slam	Energiforbruk per kg PHA
118 g	166 kWh

9.3 Markedspris på bioplast og biogass

9.3.1 Bioplast

Ifølge Bio Plastics Info (2016) varierer prisen på PHA fra \$4 USD til \$6 USD per pound. Dette tilsvarer 32,84 – 49,26 NOK per pound, som igjen tilsvarer 72,40 – 108,60 NOK/kg.

Ved å anta at det er mulig å få en pris tilsvarende 108,60 NOK per kg PHA, vil prisen på bioplastutbyttet i den kombinerte prosessen bli følgende:

$$108,60 \frac{NOK}{kg} \times 11,8 \text{ kg} = 1281,48 \text{ NOK}$$

Ved å benytte den laveste utsalgsprisen på 72,40 NOK/kg PHA blir salgsetbyttet følgende:

$$72,40 \frac{NOK}{kg} \times 11,8 \text{ kg} = 854,32 \text{ NOK}$$

9.3.2 Biogass

Det antas at salgspriisen for biogass ligger i naturgassjiktet, og det velges å benytte en estimert pris på 4 NOK/Nm³ for biometan, 97 % metan. Som en forenkling velges å se bort ifra de 30 % av energiinnholdet i biometan som benyttes til oppvarming av rånetanken, og antar at all biometanen kan selges videre i begge prosessene.

For den kombinerte prosessen blir antatt utsalgspris:

$$4 \frac{NOK}{Nm^3} \times 311,3 \text{ Nm}^3 = 1245,20 \text{ NOK}$$

For referanseprosessen blir antatt utsalgspris:

$$4 \frac{NOK}{Nm^3} \times 497 \text{ Nm}^3 = 1998 \text{ NOK}$$

9.3.3 Økonomisk utbytte for de to prosessene

Tabell 9-4 viser en oversikt over prisutbyttet for de to prosessene, beregnet per prosess hvor det benyttes 1000 kg TS.

Tabell 9-4: Oversikt over prisutbytte for de to prosessene.

	Salgspris biogass	Salgspris bioplast	Totalt prisutbytte
Kombinert prosess	1245 NOK	854 NOK/1282 NOK	2099 NOK/2527 NOK
Referanseprosess	1998 NOK	-	1998 NOK

Ved salg av produktene er det estimert at det er mulig å oppnå inntekt på maksimalt 2527 kr for bioplast og biogass per prosess i den kombinerte prosessen, dersom det antas at det er mulig å



oppnå maksimal salgsspris for bioplast. For referanseprosessen vil det være mulig å oppnå inntekt på 1998 kr for biogassen som produseres. Differansen er på 529 kr i favør til den kombinerte prosessen, noe som tilsvarer at i forhold til referanseprosessen er det mulig å få inntektsøkning på 27 % mer per prosess som kjøres. Ved den laveste utsalgsprisen for bioplast blir inntektsøkningen på 5 % per prosess.

Dersom et avløpsrensaneanlegg som for eksempel Bekkelaget Vann AS, som produserer 16 tonn TS slam per døgn (Vedlegg C), skulle ha benyttet seg av den kombinerte prosessen vil det teoretiske, økonomiske utbyttet være følgende:

$$2527 \frac{NOK}{\text{tonn TS}} \times 16 \frac{\text{tonn}}{\text{døgn}} = 40\,432 \text{ NOK/døgn}$$

Ved å benytte referanseprosessen:

$$1998 \frac{NOK}{\text{tonn TS}} \times 16 \frac{\text{tonn}}{\text{døgn}} = 31\,968 \text{ NOK/døgn}$$

Ut fra denne beregningen er det dermed mulig å oppnå inntekt 8464 NOK/døgn mer ved å benytte den kombinerte prosessen sammenlignet med referanseprosessen, ved antagelse om at bioplasten kan selges til den høyeste prisen på 108,60 NOK/kg. Ved den laveste prisen på 72,40 NOK/kg PHA blir inntektsforskjellen 1616 NOK/døgn.

9.4 Biorest

I den kombinerte prosessen dannes det 52 kg tørrstoff biorest, mens i referanseprosessen dannes det 83 kg tørrstoff. Bioresten går videre gjennom avvanning før den kan kjøres bort til bønder som gjødsel. Ifølge Wei, *et al.* (2003) kan kostnadene ved behandling og deponering av slam utgjøre 60 % av de totale kostnadene ved et avløpsrensaneanlegg. Det er derfor fordelaktig jo mindre biorest som dannes. Bioresten inneholder mye vann, så avvanning er essensielt å gjøre før bioresten fraktes bort. Høy vanninnhold vil gi store utgifter når det kommer til frakt av bioresten.

I denne masteroppgaven er det ikke blitt lagt fokus på hvilke kostnader som knyttes til behandling av bioresten og hvilke besparelser som er mulig. Det som likevel kommer frem er det at den kombinerte prosessen gir en mindre mengde av biorest enn referanseprosessen, noe som kan ses på som positivt når det kommer til økonomiske besparelser. Videre beregninger på hvor store disse besparelsene er, og kostnader for frakt av bioresten er noe som kan være et forslag til videre arbeid.

Noe som også kan være interessant å se på dersom den kombinerte prosessen gjennomføres i praksis er gjødselseffekten til bioresten sammenlignet med gjødselseffekten til referanseprosessen. Hvordan produksjon av bioplast og deretter biogass vil påvirke forholdet mellom organisk nitrogen og ammonium-N i slammet og hvor god gjødselseffekten blir.

9.5 Energiforbruk – dampekspløsning og tørking

Mills, *et al.* (2014) estimerte at dampekspløsning hadde et elektrisitetsbehov på 50 kWh/tonn TS. Ved å benytte disse tallene for verdiene i denne oppgaven vil det tilsvare at dampekspløsning krevet 50 kWh da det benyttes 1 tonn TS for begge prosesser. I den teoretiske energibalansen for dampekspløsning kommer det frem at for begge prosessene så kreves det energitilførsel tilsvarende 1211 kWh. Dette stemmer dermed ikke med estimatet brukt av Mills, *et al.* (2014). Om dette kommer av antagelsene til Mills, *et al.* (2014) eller beregningene gjort i denne oppgaven er noe som i så fall må undersøkes nærmere. På grunn av oppgavens omfang har ikke dette blitt gjort i dette tilfellet.

Mills, *et al.* (2014) oppgir også elektrisk energitilførsel for tørking av slam fra 42 % til 90 % TS på 0,7 kWh/kg H₂O. Hvis tørking av slam antas å ha samme energibehov som tørking av bakterieceller, behøver tørkingen av biomasse følgende energitilførsel:

$$0,7 \frac{kWh}{kg H_2O} \times (145,28 kg - 16,14 kg) = 0,7 \frac{kWh}{kg H_2O} \times 129,14 kg = 90,4 kWh$$

Dette stemmer bra med beregning for tørking som blir på 98 kWh.

9.6 Molekylformel for slam – teoretisk vs. empirisk formel

Teoretisk molekylformelen for slam ble i massebalansene beregnet til å være CH_{1,23}O_{0,35}N_{0,097}. Dette ble beregnet utfra mengde fett, protein og cellulose i slam, samt en antagelse om at slam kun inneholder disse tre komponentene. Det ble sett bort ifra ca. 20 % av TS-innholdet i slammet som ikke var fett, protein eller cellulose.

Sosnowski, *et al.* (2003) kom frem til to molekylformler for slam utfra sine forsøk; CH_{1,66}O_{1,11}N_{0,022} og CH_{1,75}O_{0,805}N_{0,105}. På grunn av at den teoretiske molekylformelen ble relativt lik disse to empiriske molekylformlene, ble det valgt å benytte den teoretiske formelen til videre beregning. Utfra å sammenligne den teoretiske med de empiriske formelen, kommer det frem at andel H i den teoretiske er noe lavere, samt at andelen av O er 2-3 ganger mindre i den teoretiske enn i de empiriske.

Variasjoner mellom den teoretiske og empiriske formelen kan ha flere årsaker. Ulikt type slam som det har vært tatt utgangspunkt i. Tallene for den teoretiske beregningen ble hentet fra tabellen i vedlegg A, og det ble valgt de største verdiene for fett, protein og cellulose i primærslam. Hadde det vært valgt de laveste verdiene som står oppført, en mellomting eller verdier fra sekundærslam, hadde resultatet blitt annerledes. Slammet som ble brukt av Sosnowski, *et al.* (2003) kan også ha hatt en ulik sammensetning enn den tabellen i vedlegg A tar utgangspunkt i.

Den teoretiske formelen tok ikke hensyn til 20 % av TS som består av ulike mineraler, sporstoffer osv. Ved å benytte alle komponentene fra tabellen i vedlegg A ville det også endt opp med en ulik molekylformel.



Likevel ble den teoretiske formelen i nærheten av de empiriske, og feilkildene anses derfor ikke å være av svært stor betydning da det likevel var mulig å havne i samme område med de antagelsene som ble gjort.

Dersom det er aktuelt å sette opp et slikt anlegg som presenteres i denne oppgaven vil det ideelle nok være å ta en analyse av råslammet som skal brukes for å få helt nøyaktige tall på beregningene. Det vil likevel gi en rimelig god pekepinn på i hvilket område man havner ved bruk av en lignende teoretisk formel lik den som presenteres her.

9.7 Valg av spesifikk varmekapasitet for slam

I energibalansen for dampekspløsjon var det behov for å bruke spesifikk varmekapasitet for slam. Det viste seg vanskelig å finne en verdi på spesifikk varmekapasitet for slam. Grunnen til dette kan blant annet være at begrepet «slam» innebærer ulike slamtyper, og slam generelt kan ha ulikt innhold, alt ettersom hva slags avløpsvann som renses, samt hvilke rensemetoder som benyttes.

For å komme frem til en verdi som kunne brukes som en antagelse for spesifikk varmekapasitet for slam ble en tabell over varmekapasitet til ulike matvarer undersøkt (The Engineering Toolbox, 2016e). Det ble tatt utgangspunkt i ulik frukt med vanninnhold mellom 85-87 %, som bringebær, plommer, blåbær etc. og brukt en middelvei mellom disse (Livestrong.com, 2016). De fleste lå i området 3,64-3,77 kJ/kg °C, det ble derfor valgt å bruke 3,70 kJ/kg °C for slam.

Det ble foretatt en antagelse etter vanninnhold i frukt og brukt en verdi som lå i samme område som ulik frukt og bær med tilvarende vanninnhold som slammet. Dette blir i midlertidig ikke helt korrekt, fordi frukt og bær stort sett består av karbohydrater, mens slammet som benyttes her består av både karbohydrater, i form av cellulose, og i tillegg fett og protein.

Ut fra tabellen i The Engineering Toolbox (2016e) kan det sees at smør, som består av omtrent 80 % fett, har en varmekapasitet på 2,72 kJ/kg °C. Kokosmelk, som består av ca. 20 % fett, har en spesifikk varmekapasitet på 3,98 kJ/kg °C. Ulike varianter av kylling, som inneholder mellom 24-31 % protein, samt noe fett, har en varmekapasitet på 3,2-3,7 kJ/kg °C. Ut fra tabellen over spesifikk varmekapasitet kan det dermed være en mulighet å sette opp et forhold mellom for innhold av fett, proteiner og karbohydrater og hva slags spesifikk varmekapasitet som disse tilsvarer i ulike matvarer. På den måten kan det beregnes en spesifikk varmekapasitet for slam basert på prosentandel fett, protein og karbohydrat i slammet.

Dette ble ikke gjort i denne oppgaven, men kan muligens være en metode for å få et mer korrekt tall for spesifikk varmekapasitet for slam.

9.8 Beregning av energiforbruk ved oppvarming av luft i DE

Ved beregningene av energiforbruk ved oppvarming av luft i dampekspløsjonen benyttes tall fra CAMBI AS (2014) på gjennomsnittlig luftbehov ved 15 °C. Dette benyttes for å beregne massen av luft som benyttes i dampekspløsjonen. Det blir i midlertidig ikke helt korrekt for CAMBI sin

verdi gjelder dampbehov, ikke luftbehov. Det blir derimot en feilkilde, som påvirker totalt energiforbruk i dampekspløsjonen. Det virker rimelig å anta at behovet for mettet damp er større enn behovet for luft i dampekspløsjonen. Det reelle tallet for energiforbruk ved oppvarming av luft i dampekspløsjonsreaktoren vil dermed være mindre enn det som beregnes i denne oppgaven.

9.9 Valg av bakterie og utbytte av bioplast

I fermentoren ble det valgt å bruke bakterien *Ralstonia eutropha*. Med denne bakterien oppnås en celledørrvekt på 22,7 g/L og en konsentrasjon av PHA i cellene på 73 % (Cheng, *et al.*, 2002). Utbyttet i denne prosessen ble 10,6 kg plast, da ble omtrent en tredjedel av tørrstoffet i slammet brukt.

Ved å benytte bakterien *Alcaligenes eutrophus* er det mulig å oppnå en celledørrvekt på 164 g/L og en PHA-konsentrasjon på 76 %. Ved beregninger kom det frem at det var mulig å oppnå hele 80 kg PHA-bioplast med denne bakterien, dersom det hadde blitt tilsatt mer tørrstoff i prosessen, litt over 3000 kg TS. Dersom dette anlegget utbedres og benytter mer slam med høyere tørrstoffprosent vil det trolig være mulig å få enda større utbytte av bioplast enn det som ble oppnådd i massebalasene for dette anlegget.

Det har vært rapportert at produksjonskostnadene for produksjon av PHB kunne reduseres betydelig ved å erstatte den rene bakteriekulturen med aktivslambakterier; dette slammet er en velkjent blandet bakteriekultur som har mulighet for å akkumulere PHB under forhold som ikke er «steady-state» som følge av et periodisk feeding-regime og variasjoner i nærvær av en elektronakseptor (Salehizadeh & Van Loosdrecht, 2004). Det har også blitt vist at aktivslambakterier tatt direkte fra et konvensjonelt avløpsrensaneanlegg kan produsere PHA (Chua, *et al.*, 1999). Et mulig videre arbeid kan dermed være å se nøyer på bruk av aktivslambakterier og vurdere om det kan være en mer økonomisk løsning enn bruk av *Alcaligenes eutrophus* som benyttes i denne oppgaven.

En stor ulempe for den verdensomspennende kommersialisering av PHB er den høye prisen sammenlignet med konvensjonelle petrokjemiskbaserte plastmaterialer (Mudliar, *et al.*, 2008). Dagens kostnadsnivå for PHB er fortsatt rundt 8-10 ganger høyere enn kostnadsnivået for konvensjonell plast (Yu, *et al.*, 1999; Wallen & Rohwedder, 1974). Grunnene til de høye kostnadene for PHB har vært på grunn av utnyttelsen av rene kulturer og substrater; behov for å vedlikeholde sterile forhold, og kompleks løsemiddel ekstraksjon og utvinning av PHB fra mikrobielle celler (Mudliar, *et al.*, 2008).

Selv om høyt utbytte av PHA-innhold kan oppnås ved å bruke ren bakteriekultur i fermenteringsprosess er kostnadene ved PHA-produksjon fortsatt for høy til at PHA kan bli en konkurransedyktig råvare som plastmateriale (Chua, *et al.*, 2003).

Ved sammenligning med fermenteringsprosess med ren bakteriekultur er fortjenesten ved PHA-produksjonssystem ved aktivslambakterier vil være kostnadsreduksjon ved dyrking av PHA-produserende bakteriekulturer, enklere anlegg og installasjoner og materialgjenvinning fra avfallsstoffer (Satoh, *et al.*, 1998).



Eddiksyre er den mest lett tilgjengelige karbonkilden ved produksjon av PHA (Chua, *et al.*, 2003), og det kan derfor også være interessant å se videre på mulighet for tilsetning av eddiksyre til slammet som brukes som råstoff.

9.10 Forslag til utnyttelse av bioplast fra slam

Bioplasten som lages fra slam kan tenkes å utnyttes på ulike måter. Et alternativ kan være å selge all bioplasten som lages fra det kombinerte prosessen. Et annet alternativ kan være at dersom et slikt kombinert prosessanlegg eies av for eksempel kommunen, kan bioplasten benyttes til egne formål. Slike formål kan for eksempel være matavfallsposer som brukes i renovasjonen. På denne måten kan totalt plastforbruk reduseres ved at petroleumsbaserte matavfallsposer byttes ut helt eller delvis med matavfallsposer laget av bioplast fra slam. Annen bruk kan også tenkes som emballasje eller lignende. Kvaliteten på bioplasten fra slam må undersøkes nærmere, da bruk av bioplasten avhenger av hva slags kvalitet og slitestyrke bioplasten fra slam har.

9.10.1 Biologisk nedbrytbare matavfallsposer

Matavfallsposer kan lages av flere materialer enn plast basert på petroleum, og maisposer er noe som i dag er i bruk flere steder. Flere kommuner bruker eller har brukt matavfallsposer laget av mais, blant annet Kristiansand, Lier, Hurum, Nes og Verdal (NRF, 2001). Bruk av maisposer har dessverre bydd på utfordringer da disse posene ikke har ønsket kvalitet. En annen utfordring har vært at det likevel har dukket opp en del plast, tekstiler og jernbiter i matavfallet selv om maisposer er blitt brukt. Et annet aspekt er kostnad på maisposer, og Hurum kommune gikk bort ifra maisposer på grunn av for høy kostnad tilknyttet disse.

Ved oppvarming på ca. 138 °C i råtnetanken vil maisposer strekke seg og bli flere meter lange, og dette er grunnen til at Mjøsaanlegget AS på Lillehammer tar ikke imot maisposer på sitt anlegg (GLT-Avfall, 2016). Dette blir problematisk når avfallet pumpes videre i anlegget og surrer seg rundt akslingene og kleber seg til veggene i trommelen, som kan føre til driftsstans.

Matavfallsposer av papir er også noe som har vært utprøvd, blant annet i Hurum kommune (NRF, 2001). Utfordringer her var at disse papirposene medførte en del søl i husholdningene. På grunn av at det likevel kom en del plast i avfallet, spesielt på sommeren grunnet tilreisende, konkluderte Hurum kommune med at de like gjerne kunne samle inn matavfall i plastposer og deretter fjerne plasten på fyllplassen (NRF, 2001).

Biologisk nedbrytbare poser til matavfall vil kunne føre med seg utfordringer. Kvaliteten på posene er en viktig faktor. Dersom posene revner ved bruk eller skaper driftsproblemer i avfallsanlegget vil dette være negativt for bruk av slike poser. I tillegg vil det kunne forekomme noe plast og andre uønskede materialer i matavfallet som likevel må fjernes på fyllplassen. Fra et miljømessig ståsted vil det derimot likevel kunne vurderes å være gunstig å minimere totalt plastavfall ved å bytte ut matavfallsposer i petroleumsbasert plast med biologisk nedbrytbare poser. Matavfallsposer fra slam kan antas å ikke ha identiske egenskaper som maisposer, basert på

at råstoffet som brukes er ulikt. Kvaliteten på matavfallsposer laget av bioplast fra slam er noe som må undersøkes nærmere for å vurdere om disse er egnet for bruk til matavfallsposer i renovasjonen. En mulighet som også er brukt er å blande bioplast sammen med biologisk nedbrytbar plast laget av petroleum. Det finnes noen få fossile produkter som er nedbrytbare og plast laget av dette kombinert med bioplast kan bli et produkt som kan tenkes å gjøre posene bedre i kvalitet. På den måten vil posene fortsatt være nedbrytbare og i tillegg ha egenskaper som gjør posene bedre egnet som avfallsposer.

En fordel ved bruk av matavfallsposer laget av slam i motsetning til for eksempel maisposer, er at slam er et avfallsprodukt, mens mais må kjøpes inn som en råvare for å lage poser av. Dette kan dermed trolig gå på bekostning av mais som kunne vært brukt til matproduksjon eller opptak av jordbruksareal. Denne problemstillingen vil ikke oppstå ved bruk av bioplast fra slam, da dette ikke vil ha samme konsekvenser for ressursfordelingen.

9.11 Bakterieceller fra bioplastproduksjon

Som biprodukt fra bioplastproduksjonen vil det alltid oppstå noe avfall som består av bakteriecellelev. I den kombinerte prosessen dannes det 105 kg cellelev som avfallsstoff etter den superkritiske ekstraheringen. For å forenkle prosessen har cellevevet blitt definert som avfall som ikke brukes videre i dette prosessanlegget. I realiteten er det naturlig å vurdere videre bruk av cellevevet til biogassproduksjon. Utfordringen med dette når det kommer til beregninger er at det må finnes en molekylformel for cellelev som kan brukes til å beregne mengden biogass som dannes. Det antas at det kan la seg gjøre å komme frem til en kjemisk formel for cellelev, men utfordringen vil være at det ikke fungerer å bruke en generell, kjemisk formel for bakterie da cellevevet ikke inneholder noe vann. Bakterieceller består av omtrent 90 % vann, og selv om det eventuelt ikke skulle være mulig å fjerne absolutt alt vannet fra cellene ved tørking, vil det likevel ikke bli korrekt dersom en generell formel for bakteriecelle blir brukt. En annen mulighet kan være å finne en fordeling mellom fett, karbohydrat og protein, og eventuelt andre stoffer som bakterier består av, og dermed sette sammen en molekylformel noe lignende det som ble gjort i denne oppgaven med slam.

9.12 Gjenbruk av vann i prosessen

I fermentoren hvor bioplast produseres vil det dannes vann, nærmere bestemt 196 kg vann per prosess. I råtnetanken vil det derimot være behov for vann, 247 kg per prosess. I denne prosessen vil vannet fra fermentoren føres videre til råtnetanken og benyttes som en del av produktet. I tillegg vil det være 7970,2 kg vann som er den kondenserte, mettede dampen fra dampekspløsjonen som følger gjennom fermentoren og videre gjennom membranfiltreringen og til råtnetanken. Det vil derfor være tilstrekkelig vann i prosessen og ikke behov for å tilsette vann utenfra.

Et problem som kan oppstå ved videre bruk av slamvann er at nitrogen kan akkumuleres i vannet og konkurrere som elektronakseptor i råtnetanken. Dersom dette skulle bli et problem må vannet tas ut av prosessen og renses for nitrogen før det kan føres tilbake til råtnetanken. Dette kan gjøres



ved å øke vannets pH slik at nitrogen går over i gassform og unnslipper vannet, deretter senkes pH-en på vannet tilbake til nøytral pH. Det er derimot ikke sikkert at det blir for mye nitrogen i vannet på grunn av at bioplastbakteriene bruker nitrogen.

9.13 Slamtyper og utbytte

Utbyttet av både biogass og bioplast kan variere med hva slags slam som benyttes. I de to prosessene i denne oppgaven ble det fokusert i hovedsak på primærslam, da dette er det mest næringsrike slammet. Fra et avløpsrensaneanlegg vil det dermed være nyttig å benytte alt slammet som dannes og ikke kun primærslammet. Det kan derfor være interessant å undersøke utbytte av biogass og bioplast utfra ulike slamtyper.

En annen mulighet kan være å vurdere og blande slammet med annet avfall som matavfall, husholdningsavfall. Det ble funnet at felles nedbrytning av frukt og vegetabilsk andel av kommunalt fast husholdningsavfall sammen med primærslam produserte mer biogass enn nedbrytning av primærslam, på grunn av høyere konsentrasjon av flyktig fast stoff i denne blandingen (Gómez, *et al.*, 2006).

9.14 Kontroll av pH gjennom prosessene

pH er en viktig faktor som må være stabil og innenfor riktig intervallområde for at de ulike enhetsprosessene skal fungere optimalt. Spesielt bakteriene i fermentoren og råtnetanken er sensitive til endringer i pH. Råslammets pH ligger ofte på rundt pH = 6. Både i fermentoren hvor bioplast produseres og i råtnetanken bør pH ligge rundt 7. For å kontrollere at pH er korrekt kan det være hensiktsmessig å ha et pH-meter som overvåker pH på slammet som kommer inn i fermentoren for bioplastproduksjon og på slammet inn i råtnetanken. Det har ikke blitt fokusert på pH-kontroll i denne oppgaven, men det er noe som bør fokuseres på dersom den kombinerte prosessen skal realiseres.

9.15 Ekstraksjon av bioplast

I den kombinerte prosessen benyttes superkritisk CO₂-ekstraksjon for å ekstrahere bioplasten ut av bakteriecellene. Det finnes også andre muligheter for ekstraksjon. Løsemidler slik som kloroform, metylen klorid, dekloridetan, etc. har blitt brukt for ekstraksjon av PHB (Berger, *et al.*, 1989; Kumar, *et al.* 2004). Kumar, *et al.* (2004) benyttet natrium hypokloritt for å bryte celleveggene og ekstraksjonen ble gjennomført ved bruk av varmt kloroformløsemiddel. Ifølge Kumar, *et al.* (2008) er det behov for å utvikle ekstraksjonsteknikker for ekstraksjon av PHB som ikke er basert på løsemidler, da dette vil bidra til betydelig reduksjon i produksjonskostnadene.

Et mulig videre arbeid kan dermed være å se på bruk av andre ekstraksjonsmetoder enn superkritisk ekstraksjon og undersøke hvilken effekt det vil ha for produksjonskostnadene.

10 Konklusjon

I denne masteroppgaven sammenlignes en kombinert prosess for produksjon av bioplast og biogass fra slam med en referanseprosess hvor det kun produseres biogass fra slam.

Ut fra massebalansene vil det være mulig å oppnå et utbytte av bioplast på 118 g per kg tørrstoff i den kombinerte prosessen. Når det gjelder biogass, vil det være mulig å oppnå 0,30 m³ ren metangass per kg tørrstoff i den kombinerte prosessen, og 0,48 m³ ren metangass per kg tørrstoff i referanseprosessen.

Ut fra de forenklete energibalansene er energiforbruket er på 1954 kWh for den kombinerte prosessen og 2396 kWh for referanseprosessen. Energiinnholdet i biometan som kan benyttes til for eksempel drivstoff er 2108 kWh for den kombinerte prosessen og 3364 kWh for referanseprosessen.

Ved å se på inntekter ved salg av bioplast og biogass fra anleggene kommer det frem at per 1000 kg tørrstoff kan det oppnås en inntekt på 1998 NOK for biogassen i referanseprosessen. For den kombinerte prosessen kan det oppnås en inntekt på 2527 NOK samlet for bioplast og biogass, med antagelse om at bioplasten kan selges til høyeste pris funnet, som tilsvarer 108,60 NOK/kg. Dette tilsvarer 27 % høyere inntekt enn for referanse prosessen. Ved lavere pris for bioplasten, på 72,40 NOK, kan produktene selges samlet for 2099 NOK, noe som tilsvarer 5 % høyere inntekt enn referanseprosessen. Dette forutsetter en oppgradering av biogassen til biometan, med 97 % metaninnhold.

For et prosessanlegg som benytter 16 000 kg tørrstoff per døgn vil dette tilsvare maksimalt en høyere inntekt på 8464 NOK/døgn ved antagelse om høyest bioplastpris sammenlignet med referanseprosessen, og ved lavest bioplastpris vil det tilsvare en høyere inntekt på 1616 NOK/døgn, sammenlignet med referanseprosessen.

En annen faktor som vil påvirke det økonomiske utbyttet er behandling og deponering av bioresten som dannes. Dette har ikke blitt vurdert i denne oppgaven, men kan være aktuelt å undersøke videre dersom det vurderes å realisere den kombinerte prosessen. Det dannes 52 kg tørrstoff biorest i den kombinerte prosessen og 83 kg tørrstoff biorest i referanseprosessen, og det kan ha stor betydning for de økonomiske utgiftene til anlegget jo mindre biorest som oppnås.

For en helhetlig økonomisk vurdering rundt det kombinerte prosessanlegget bør det beregnes utfyllende energibalanser, samt investeringskostnader for utstyr og kostnader ved behandling og deponering av bioresten som dannes.

Det vurderes likevel som gunstig å vurdere en utvidet biogassproduksjon hvor det inkluderes produksjon av bioplast basert på beregningene som er gjennomført i denne masteroppgaven.



10.1 Forslag til videre arbeid

Utfra det arbeidet som er gjort i denne oppgaven er det kommet frem flere ulike momenter som det kan være interessant for videre arbeid. Det foreslås at følgende punkter kan arbeides videre med dersom et kombinert prosessanlegg for bioplast og biogass vurderes videre:

- Simulere den kombinerte prosessen og referanseprosessen i Aspen Plus for å kunne sammenligne resultatene fra simuleringen opp mot de teoretiske beregningene.
- Analysere prøver av for eksempel primærslam eller blandet slam for å komme frem til en enda mer nøyaktig molekylformel for slam.
- Finne en formel for tørr bakteriecelle for å bruke i beregninger for biogass, slik at det er mulig å beregne utbytte av biogass ved at bakteriecellene fra ekstraksjon av bioplast føres videre til rånetanken.
- Beregne fullstendige energibalanser for den kombinerte prosessen og referanseprosessen.
- Foreta beregninger på mengde biorest etter avvanning og pris på frakt av biorest for å gi en mer helhetlig økonomisk vurdering av den kombinerte prosessen.
- Undersøke gjødselseffekt til biorest fra den kombinerte prosessen sammenlignet med gjødselseffekten til bioresten fra referanseprosessen.
- Undersøke bruk av aktivslambakterier til å produsere bioplast.
- Undersøke muligheten for produksjon av mikrobiell olje fra muggsopp istedenfor bioplast, og sammenligne utbytte og salgspris på mikrobiell olje og bioplast.
- Finne en måte å regne ut m_{luft} på som ikke benytter «steam demand» fra Cambi.
- Undersøke varmekapasitet for slam, og å få til en mer nøyaktig beregning på dette.

11 Referanser

Aarnes, H., 2003. [Internett]

Available at: <http://www.mn.uio.no/ibv/tjenester/kunnskap/plantefys/system/virus.pdf>

Ahmad, F., u.d. *Heat Exchangers*. s.l.: Department of Chemical Engineering, University of Engineering & Technology Lahore.

Ahmann, D. & Dorgan, J., 2007. *Bioengineering for Pollution Prevention through Development of Biobased Energy and Materials*, Washington DC: U.S Environmental Protection Agency.

Amos, W. A., 1998. *Report on Biomass Drying Technology*, Colorado: National Renewable Energy Laboratory.

Anderson, A. J. & Dawes, E. A., 1990. Occurrence, metabolic role and industrial uses of bacterial polyhydroxyalkanoates. *Microbiological Reviews* 54, pp. 450-472.

Anyang Lipp Silo Engineering Co. Ltd, 2016. www.lippsilos.com. [Internett]

Available at: <http://www.lippsilos.com/Lipp-Tank-Anaerobic--amp--Aerobic-Digestion-System.html>

Appels, L., Baeyens, J., Degrève, J. & Dewil, R., 2008. Principles and potential of the anaerobic digestion of waste-activated sludge. *Progress in Energy and Combustion Science*. 34, pp. 755-781.

Asdal, Å., 2008. *Faktaark 1: Resirkulering av ressurser i avløpsslam*. [Internett]

Available at: http://www.norskvann.no/images/gjertrude/Faktaark1_slam.pdf

Baeyens, J., Hosten, L. & Van Vaerenbergh, E., 1997. *Afvaltwaterzuivering (Wastewater treatment) 2nd edition*. s.l.:The Netherlands: Kluwer Academic Publishers.

Baltic Biogas Bus, 2016. [Internett]

Available at: <http://www.balticbiogasbus.eu/web/about-biogas.aspx>

Behin, J., 2012. Deinking in bubble column and airlift reactors: Influence of wastewater of Merox unit as pulping liquor. *Chemical Engineering Research and Design*, volum 90, utgave 8, pp. 1045-1051.

Berger, E. et al., 1989. PHB recovery by hypochlorite digestion of non-PHB biomass. *Biotechnology Techniques*. 3, pp. 227-232.

Berglund, M. & Börjesson, P., 2006. Assessment of energy performance in the life-cycle of biogas production. *Biomass and Bioenergy*. 30, p. 254-266.

BEVAS, 2016a. *Hvorfor rense?*. [Internett]

Available at:

<http://www.bvas.no/index.jsp?ref=UtabData&include=utab&type=1&getTab=9788&getuTab=41&expandLeftMenuTab=9788>

[Funnet 12 05 2016].



BEVAS, 2016b. *Slammets egenskaper og gjødselvirkning*. [Internett]

Available at:

<http://www.bvas.no/index.jsp?ref=UtabData&type=1&include=utab&getuTab=447&getTab=9790>

[Funnet 12 05 2016].

Bio Plastics Info, 2016. *www.bioplasticsinfo.com*. [Internett]

Available at: <http://bioplasticsinfo.com/polyhydroxy-alkonates/applications-of-pha-as-bioplactic/>

Biopolis, u.d. *www.biopolis.es*. [Internett]

Available at: <http://www.biopolis.es/en/microbial-biotechnology/bacterial-polymers.php>

[Funnet 15 02 2016].

Biotec - Bioplastics for a better life, u.d. *www.biotec.de*. [Internett]

Available at: <http://www.biotec.de/sustainability/biodegradability/>

[Funnet 15 02 2016].

Boe, K., 2006. *Online monitoring and control of the biogas process*, s.l.: Ph. D. Thesis, Insitute of Environment & Resources, Technical University of Denmark.

Boucher, P. S. & van Eeden, J. J., 1995. *Investigation of inorganic materials derived from water purification processes for ceramic applications*, Pretoria, South Africa: Water Research Commission. Report No 538/1/95..

Braunegg, G., Lefebvre, G. & Genser, K. F., 1998. Polyhydroxyalkanoates, biopolyesters from renewable resources: physiological and engineering aspects. *Journal of Biotechnology*. 65, pp. 127-161.

Buswell, A. M. & Mueller, H. F., 1952. Mechanism of methane formation. *Industrial & Engineering Chemistry*. 44 (3), pp. 550-552.

CAMBI AS, 2014. *THP B6 Product Fact Sheet*, s.l.: s.n.

Castilho, L. R., Mitchell, D. A. & Freire, D. M. G., 2009. Production of polyhydroxyalkanoates (PHAs) from waste materials and by-products by submerged and solid-state fermentation. *Bioresource Technology*. 100, pp. 5996-6009.

Cengel, Y. A. & Ghajar, A. J., 2011. *HEAT and MASS TRANSFER - Fundamentals and Applications*. Fjerde utgave red. New York: McGraw-Hill.

Chemstone, 2016. *Chemstone*. [Internett]

Available at: http://www.chemstone.net/O_Chem/Alkanes_1.htm

Cheng, D. G., Jian, Y. & Jian, C., 2002. Coupling system for food wastes anaerobic digestion and polyhydroxyalkanoates production with *Ralstonia eutropha*. *Chinese Journal of Chemical Engineering*. 2, p. 161-167.

- Cheng, Y., Cheng, J. J. & Creamer, K. S., 2008. Inhibition of anaerobic digestion process: a review.. *Bioresource Technology* 99, pp. 4044-4064.
- Christensen, T. H., 2001. *Affaldsteknologi*. København, Danmark: Ingeniøren bøger.
- Chua, A. S. M., Takabatake, H., Satoh, H. & Mino, T., 2003. Production of polyhydroxyalkanoates (PHA) by activated sludge treating municipal wastewater: effect of pH, sludge retention time (SRT), and acetate concentration in influent. *Water Research*. 37, pp. 3602-36011.
- Chua, H., Hu, W. F. & Ho, L. Y., 1997. Recovery of biodegradable polymers from food processing wastewater activated sludge system. *Journal of The Institution of Engineers (India)*. 37, pp. 9-12.
- Chua, H., Yu, P. & Ma, C., 1999. Accumulation of biopolymers in activated sludge biomass. *Applied Biochemistry and Biotechnology*. 78, pp. 389-399.
- Craft Biogas Ltd, 2016. www.craftbiogas.uk.co. [Internett]
Available at: <http://www.craftbiogas.co.uk/resources/what-is-biogas.html>
- Diverse Energy Systems, u.d. www.des-co.com. [Internett]
Available at: <http://www.des-co.com/portfolioentry/heat-exchangers/>
[Funnet 02 12 2015].
- Ekeberg, E., 1991. *Virkningen av kloakkslam brukt i landbruket. Forsøk i perioden 1977-1990.*, Ås: Statens fagtjeneste for landbruket.
- Ekeberg, E., 2000. *Forsøkt med avløpsslam 1994-98.*, s.l.: Planteforsk Kise.
- Engan, J. A., 2014. *TPS210 Transport av væsker og gasser - pumper*. s.l.: NMBU.
- 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, pp. 749-756.
- Fornybar.no, 2016. [Internett]
Available at: <http://www.fornybar.no/bioenergi/ressursgrunnlag#bio1.4>
- Geankoplis, C. J., 2003. *Transport Processes and Separation Process principles.* Fjerde utgave red. s.l.:Prentice Hall.
- GLT-Avfall, 2016. [Internett]
Available at: <http://www.glt-avfall.no/sporsmal-og-svar/>
- Godbole, S., 1996. *Studies on the production of microbial polyesters frm wastes using biotechnological route*, Nagpur, India: Ph. D. thesis, Nagpur University.
- Gómez, X. et al., 2006. Anaerobiv co-digestion of primary sludge and the fruit an vegetable fraction of the municipal solid wastes. Conditions for mixing and evaluation of the organic loading rate. *Renewable Energy*. 31, pp. 2017-2024.



Gutiérrez-Correa, M. & Villena, G. K., 2010. *Characteristics and Techniques of Fermentation Systems*, New Dehli: Asiatech Publisher.

Hansen, H. K., Angelidaki, I. & Ahring, B. K., 1998. Anaerobic digestion of swine manure: inhibition of ammonia. *Water Research*. 32, pp. 5-12.

Hashimoto, A. G., 1986. Ammonia inhibition of methanogenesis from cattle wastes. *Agricultural Wastes*. 17. *Utgave 4*, pp. 241-261.

Holmes, P. A., 1985. Applications polyhydroxybutyrate - a microbially produced biodegradable thermoplastics. *Physics in Technology*. 16, pp. 32-36.

Holst, O., 2006. *Bioprocess technology*. s.l.:Lunds Tekniska Högskola, Sverige.

Huading Separator, u.d. www.huading-separator.com. [Internett]

Available at: <http://www.huading-separator.com/products/decanter/decanter-centrifuge.shtml>
[Funnet 26 11 2015].

Hutch Hayes Separation Inc, u.d. www.hutch-hayes.com. [Internett]

Available at: <http://www.hutch-hayes.com/prod-decantercentrifuges.html>
[Funnet 26 11 2015].

Hwang, M. H., Jang, N. J., Hyum, S. H. & Kim, I. S., 2004. Anaerobic bio-hydrogen production from ethanol fermentation: the role of pH. *Journal of Biotechnology*. 111, pp. 297-309.

Hyper physics, u.d. [Internett]

Available at: <http://hyperphysics.phy-astr.gsu.edu/hbase/kinetic/watvap.html>
[Funnet 29 11 2015].

Iklim Ltd Sti, u.d. [Internett]

Available at: http://www.iklimnet.com/expert_hvac/heat_exchangers_PHE.html
[Funnet 02 12 2015].

Inhabitat, u.d. inhabitat.com. [Internett]

Available at: <http://inhabitat.com/metabolix-switchgrass-bioplastic/>
[Funnet 15 02 2016].

Intech, u.d. www.intechopen.com. [Internett]

Available at: <http://www.intechopen.com/books/polyester/whey-lactose-as-a-raw-material-for-microbial-production-of-biodegradable-polyesters>
[Funnet 15 02 2016].

Jørgensen, P. J., 2009. www.lemvigbiogas.com. [Internett]

Available at: <http://www.lemvigbiogas.com/BiogasPJJuk.pdf>
[Funnet 15 02 2016].

Kiely, G., Tayfur, G., Dolan, C. & Tanji, K., 1997. Physical and mathematical modelling of anaerobic digestion of organic wastes. *Water Research Vol 31, No 3*, pp. 534-550.

Kim, B. S. et al., 1994. Production of poly(3-hydroxybutyric acid) by fed-batch culture of *Alcaligenes eutrophus* with glucose concentration control. *Biotechnology and Bioengineering*. 43, p. 892–898.

Koch Membrane Systems, 2016. www.kochmembrane.com. [Internet]
Available at: <http://www.kochmembrane.com/Membrane-Products/Tubular/Microfiltration/Super-COR-MF-Series.aspx>

Koch Membrane Systems, 2016. www.kochmembrane.com. [Internet]
Available at: <http://www.kochmembrane.com/Learning-Center/Configurations/What-are-Tubular-Membranes.aspx>

Kumar, M. S., Dahikar, S. & Chakrabarti, T., 2008. Techno-economic evaluation of PHB production from activated sludge. *Clean Technologies and Environmental Policy*, 08, p. 9.

Kumar, M. S., Mudliar, S. N., Reddy, K. M. K. & Chakrabarti, T., 2004. Production of biodegradable plastics from activated sludge generated from a food processing industrial wastewater treatment plant. *Bioresource Technology*. 95, pp. 327-330.

Lee, C., 1994. Effect of complex nitrogen source on the synthesis and accumulation of poly(3-hydroxybutyric acid) by recombinant *Escherichia coli* in flask and fedbatch cultures. *Journal of Polymers and the Environment Degrad.* 2, pp. 169-176.

Lee, S. Y., 1996. Plastic bacteria? Progress and prospects for polyhydroxyalkanoates production in bacteria. *TIBTECH*. 14, pp. 431-438.

Lee, S. Y. & Chang, H. N., 1994. Effect of complex nitrogen source on the synthesis and accumulation of poly(3-hydroxybutyric acid) by recombinant *Escherichia coli* in flask and fedbatch cultures.. *Journal of Environmental Polymer Degradation*, pp. 169-176.

Lemoigne, M., 1926. Produits de déshydratation et de polymérisation de l'acide β -oxybutyrique. *Bulletin de la Société de Chimie Biologique*. 8, pp. 770-782.

Lenntech, u.d. www.lenntech.com. [Internet]
Available at: <http://www.lenntech.com/library/clarification/clarification/centrifugation.htm>
[Funnet 26 11 2015].

Liu, T. & Sung, S., 2002. Ammonia inhibition on thermophilic aceticlastic methanogens. *Water Science & Technology*. 45, pp. 113-120.

Liu, Z. et al., 2010. Optimization of polyhydroxybutyrate (PHB) production by excess activated. *Journal of Hazardous Materials*. 185, p. 8–16.

Livestrong.com, 2016. [Internet]
Available at: <http://www.livestrong.com/article/350652-percentage-of-water-in-fruits-vegetables/>

Mack, R., 2008. *A CREEPY SOLUTION TO SLUDGE THICKENING*, s.l.: 71st Annual Water Industry Engineers and Operators' Conference.

Mata-Alvarez, J., Macé, S. & Llabrés, P., 2000. Anaerobic digestion of organic solid wastes. An overview of research achievements and perspectives. *Bioresource Technology*. 74, pp. 3-16.

Mills, N. et al., 2014. Environmental & economic life cycle assessment of current & future. *Waste Management*. 34, p. 185–195.

Mudliar, S. N. et al., 2008. Techo-economic evaluation of PHB production from activated sludge. *Clean Technologies and Environmental Policy*. 10, pp. 255-262.

Najafpour, G. D., 2007. Bioreactor design. I: *Biochemical Engineering and Biotechnology*. s.l.:Elsevier B.V., pp. 183-227.

Norges Bondelag, 2011. *www.bondelaget.no*. [Internett]

Available at:

<http://www.bondelaget.no/getfile.php/Nettbutikk/Kunnskapsmaterieell/Biogass%20fakta.pdf>
[Funnet 15 02 2016].

NRF, 2001. *Befaringsrapporter fra komposteringsanlegg i Norge*, s.l.: NRF.

NTNU, 2016. [Internett]

Available at:

<http://www.ipt.ntnu.no/~jsg/undervisning/prosessering/kompendium/7%20Kompressorer.pdf>

Ødegaard, H., 2014. *Vann- og avløpsteknikk*. s.l.:Norsk Vann.

One Green Planet, u.d. *www.onegreenplanet.org*. [Internett]

Available at: <http://www.onegreenplanet.org/animalsandnature/animal-victims-of-trash-plastic/>
[Funnet 15 02 2016].

One Green Planet, u.d. *www.onegreenplanet.org*. [Internett]

Available at: <http://www.onegreenplanet.org/environment/plastic-water-bottles-and-the-oceans/>
[Funnet 15 02 2016].

O'Rourke, J. T., 1968. *Kinetics of anaerobic treatment at reduced temperatures*, Stanford, California: PhD Thesis, Stanford University.

Philip, S., Keshavarz, T. & Roy, I., 2007. Polyhydroxyalkanoates: biodegradable polymers with a range of applications. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology*. 82, pp. 233-247.

Pilla, S., 2011. *Handbook of Bioplastics and Biocomposites Engineering Applications*. Canada: John Wiley & Sons, Scrivener Publishing LLC.

Polyferm Canada, 2016. *www.polyfermcanada.com*. [Internett]

Available at: <http://www.polyfermcanada.com/pha.html>
[Funnet 15 02 2016].

Pourmakhdomi, A. A., 2014. *Comparison of energy balances of steam explosion and torrefaction technologies*, Lappeenranta, Finland: Lappeenranta University of Technology, Faculty of Technology, Department of Bioenergy Technology.

- Ramos, L. P., 2003. The chemistry involved in the steam treatment of lignocellulosic materials. *Quimica Nova*. 26, pp. 863-871.
- Rodgers, M. & Wu, G., 2010. Production of polyhydroxybutyrate by activated sludge performing enhanced biological phosphorus removal. *Bioresource Technology*. 101, pp. 1049-1053.
- Salehizadeh, H. & Van Loosdrecht, M. C. M., 2004. Production of polyhydroxyalkanoates by mixed culture: recent trends and biotechnological importance. *Biotechnology Advances*. 22, pp. 261-279.
- Satoh, H., Iwamoto, I., Mino, T. & Matsuo, T., 1998. Activated sludge as a possible source of biodegradable plastics. *Water & Science Technology*. 38, pp. 103-109.
- Schnürer, A. & Jarvis, Å., 2009. *Microbiological Handbook for Biogas Plants*, s.l.: Avfall Sverige, Svenskt Gastekniskt Center AB.
- Sogn, T. A. & Haugen, L. E., 2011. Predicting Mineral N Release during Decomposition of Organic Wastes in Soil by Use of the SOILN_NO Model. *Applied and Environmental Soil Science*, 02 03, p. 16.
- Sosnowski, P., Wieczorek, A. & Ledakowicz, S., 2003. Anaerobic co-digestion of sewage sludge and organic fraction of municipal solid wastes. *Advances in Environmental Research*, pp. 609-616.
- Store Norske Leksikon, 2016a. *Stearinsyre*. [Internett]
Available at: <https://snl.no/stearinsyre>
[Funnet 10 05 2016].
- Store Norske Leksikon, 2016b. *Triglyserider*. [Internett]
Available at: <https://snl.no/triglyserider>
[Funnet 10 05 2015].
- Sung, S. & Liu, T., 2003. Ammonia inhibition on thermophilic anaerob digestion. *Chemosphere* 53, pp. 43-52.
- Tchobanoglous, G., Burton, F. L. & Stensel, H. D., 2003. *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse. 4th Edition*. New York: McGraw Hill Professional.
- Techno packaging, u.d. www.techopackaging.com. [Internett]
Available at: <http://www.tecnopackaging.com/en/news/40-development-of-a-novel-cost-effective-method-for-100-compostable-food-packaging-bio-plastic.html>
[Funnet 15 02 2016].
- The Engineering Toolbox, 2016a. www.engineeringtoolbox.com. [Internett]
Available at: http://www.engineeringtoolbox.com/air-properties-d_156.html
[Funnet 12 05 2016].



- The Engineering Toolbox, 2016b. *www.engineeringtoolbox.com*. [Internett]
Available at: http://www.engineeringtoolbox.com/water-thermal-properties-d_162.html
[Funnet 12 05 2016].
- The Engineering Toolbox, 2016c. *www.engineeringtoolbox.com*. [Internett]
Available at: http://www.engineeringtoolbox.com/saturated-steam-properties-d_457.html
[Funnet 12 05 2016].
- The Engineering Toolbox, 2016d. *www.engineeringtoolbox.com*. [Internett]
Available at: http://www.engineeringtoolbox.com/enthalpy-moist-air-d_683.html
[Funnet 12 05 2016].
- The Engineering Toolbox, 2016e. *www.engineeringtoolbox.com*. [Internett]
Available at: http://www.engineeringtoolbox.com/specific-heat-capacity-food-d_295.html
[Funnet 12 05 2016].
- The Engineering Toolbox, 2016f. *www.engineeringtoolbox.com*. [Internett]
Available at: http://www.engineeringtoolbox.com/specific-heat-capacity-gases-d_159.html
[Funnet 12 05 2016].
- Tilche, A. & Malaspina, F., 1998. *Biogas production in Europe*. Würzburg, Tyskland: Artikel presentert på den tiende europeiske konferansen Biomass for Energy and Industry.
- Turovskiy, I. S. & Mathai, P. K., 2006. *Wastewater sludge processing*. New York: Wiley.
- United States Environmental Protection Agency, u.d. *archive.epa.gov*. [Internett]
Available at: [http://archive.epa.gov/ncer/publications/web/pdf/drzal_epa-star_08-17-04_\(final\).pdf](http://archive.epa.gov/ncer/publications/web/pdf/drzal_epa-star_08-17-04_(final).pdf)
[Funnet 04 11 2015].
- Vavilin, V. A., Rytov, S. V. & Lokashina, L. Y., 1997. A balance between hydrolysis and methanogenesis during the anaerobic-digestion of organic-matter. *Microbiology*. 66, pp. 712-717.
- Wallen, L. & Rohwedder, W. K., 1974. Poly-b-hydroxyalkanoates from activated sludge. *Environmental Science & Technology*. 8, pp. 576-578.
- Wang, F. & Lee, S. Y., 1997. Poly(3-hydroxybutyrate) production with high polymer content by fed-batch culture of *Alcaligenes latus* under nitrogen limitation.. *Applied and Environmental Microbiology*. 63, pp. 3703-3706.
- Wei, Y. et al., 2003. Minimization of excess sludge production for biological wastewater treatment. *Water Research*. 18, pp. 4453-4467.
- Wyman, C. E. et al., 2005. Comparative sugar recovery data from laboratory scale application of leading pretreatment technologies to corn stover. *Bioresource Technology*. 96, pp. 2026-2032.

Yamane, T., Fukunage, M. & Lee, Y. W., 1996. Increased PHB productivity by high-cell-density fed-batch culture of *Alcaligenes latus*, a growth-associated PHB producer. *Biotechnology and Bioengineering*. 50, pp. 197-202.

Yara, u.d. www.yara.ie. [Internett]

Available at: <http://www.yara.ie/co2-and-dry-ice/industrial-applications/super-critical/>
[Funnet 29 11 2015].

Yu, P. H. F. et al., 1999. Transformation of industrial food wastes into polyhydroxyalkanoates. *Water Science & Technology*. 40, pp. 365-370.

ZERO - Zero Emission Resource Organisation, u.d. www.zero.no. [Internett]

Available at: <http://www.zero.no/publikasjoner/klimalosning-bioplast>
[Funnet 15 02 2016].

Vedlegg A

Verdier for typisk kjemisk komposisjon av primærslam og sekundærslam (Tchobanoglus, *et al.*, 2003):

Parameter	Primary sludge	Secondary sludge
Total dry solids (TS, %)	5 - 9	0,8 – 1,2
Volatile solids (% of TS)	60 - 80	59 – 88
Grease and fats (% of TS)	7 - 35	5 - 12
Protein (% of TS)	20 - 30	32 – 41
N, (% of TS)	1,5 - 4	2,4 - 5,0
P, (% of TS)	0,8 – 2,8	2,8 - 11
Potash (K ₂ O, % of TS)	0 - 1	0,5 – 0,7
Cellulose (% of TS)	8 - 15	7 – 9,7
Fe (% of TS)	2 - 4	-
Silica (SiO ₂ , % of TS)	15 - 20	-
pH	5,0 – 8,0	6,5 – 8,0
Alkalinity (mg L ⁻¹ as CaCO ₃)	500 - 1500	580 - 1100
Organic acids (mg L ⁻¹ as acetate)	200 - 2000	1100 - 1700
Energy content (kJ kg ⁻¹ TS)	23 000 – 29 000	19 000 – 23 000

Vedlegg B

Utdrag fra Z. Liu (2010):

Table 2: Comparison of PHA production performances of pure culture microorganisms and activated sludge.

Microorganisms	Carbon substrate	Reaction time (h)	Cell dry weight (g L ⁻¹)	PHA content (%)	Reference
<i>Alcaligenes latus</i>	Sucrose	18	143	50	[42]
<i>Alcaligenes eutrophus</i>	Glucose	50	164	76	[43]
Recombinant <i>Alcaligenes eutrophus</i>	Valerate	72	2,0	52	[44]
Recombinant <i>Alcaligenes eutrophus</i>	Nonanoate	72	3,1	78	[44]
Recombinant <i>Ralstonia eutropha</i>	Fructose	72	1,8	65	[45]
<i>Ralstonia eutropha</i>	Fermented food wastes	73	22,7	73	[46]
<i>Rhodobacter sphaeroides</i>	Glutamate-acetate	60	9,18	95,4	[47]
Activated sludge	Sodium acetate	10	3,7	67	This work

Referanser:

[42] T. Yamane, M. Fukunage, Y.W. Lee, Increased PHB productivity by highcell-density fed-batch culture of *Alcaligenes latus*, a growth-associated PHB producer, *Biotechnol. Bioeng.* 50 (1996) 197–202.

[43] B.S. Kim, S.C. Lee, S.Y. Lee, H.N. Chang, Y.K. Chang, S.I. Woo, Production of poly(3-hydroxybutyric acid) by fed-batch culture of *Alcaligenes eutrophus* with glucose concentration control, *Biotechnol. Bioeng.* 43 (1994) 892–898.

[44] T. Fukui, T. Kichise, Y. Yoshida, Y. Doi, Biosynthesis of poly(3-hydroxybutyrate-co-3-hydroxyvalerate-co-3-hydroxyheptanoate) terpolymers by recombinant *Alcaligenes eutrophus*, *Biotechnol. Lett.* 19 (1997) 1093–1097.

[45] S. Taguchi, H. Nakamura, T. Kichise, T. Tsuge, I. Yamato, Y. Doi, Production of polyhydroxyalkanoate (PHA) from renewable carbon sources in recombinant *Ralstonia eutropha* using mutants of original PHA synthase, *Biochem. Eng. J.* 3725 (2003) 1–7.

[46] D.G. Cheng, Y. Jian, C. Jian, Coupling system for food wastes anaerobic digestion and polyhydroxyalkanoates production with *Ralstonia eutropha*, *Chin. J. Process Eng.* 2 (2002) 161–167.

[47] K. Sangkharak, P. Prasertsan, Optimization of polyhydroxybutyrate production from a wild type and two mutant strains of *Rhodobacter sphaeroides* using statistical method, *J. Biotechnol.* 132 (2007) 331–340.



Vedlegg C

FAKTA

BEKKELAGET RENSEANLEGG



Fjellanlegget

Utsprengt masse: totalt: 380.000 m³
 Lengste utsprengte hall: 212 m lang
 Største utsprengte høyde: 24 m
 Største utsprengte bredde: 25 m
 Dagens anlegg utvides – sprengning pågår.

VANN

Q_{dim} -1450 l/s - 125.000 m³/d
 Q_{max} behandlet -3600 l/s
 Q_{max} biotrinns -1900 l/s
 Q_{max} overløp siler -8000 l/s

Tunnelsystem

35 000 m³ magasin Kværner-Ljan
 80 000 m³ magasin Midgardorsormen

Innløpspumper

3 stk skruepumper

Rister

4 stk. helautomatiske båndrister Longwood Escalator
 6 mm spalteåpning

Sand og fettfang

4 stk. kombinerte sand og fettfang.
 Parvise skraper kombinerte sand og fett skraper
 Volum: 4 * 225 m³ (sandfang)
 Oppholdstid ved Q_{dim} : 10 min.

Forsedimentering

4 stk små

Volum små: 1080 m³ pr.bas.
 Areal: 5,6 x 48 m = 269 m² (b x l) pr. bas.
 Oppholdstid Q_{max} (1300 l/s): ~1 time

4 stk store

Volum store: 1510 m³ pr.bas.
 Areal: 5,6 x 67 m = 375 m² (b x l) pr. bas.
 Oppholdstid Q_{max} (1700 l/s): ~1 time

Konvensjonelle lineskraper, dykkede utløpsrenner
 Slamlomme fungerer som fortykker

Biotrinns

4 parallelle linjer
 Aktivslam med for-denitrifikasjon
 Dybde: 14 m Lengde total: 72 m Bredde: 20 m
 Volum total: 19.250 m³ pr linje / 77.000 m³ totalt
 anox: 7.500 / 30.000 m³
 Anox/ox: 2.250 / 9.000 m³
 ox: 9.500 / 38.000 m³
 etterdenitrifikasjon: 480 / 1920 m³

Resirkulering vann = 2,8 * Q_{dim}
 Returslammengde : 650-1300 m³/ time pr. basseng

Ettersedimentering

4 stk tverrstrømsbassenger
 Lengde: 20 m Bredde: 65 m Dyp: 6 m
 Volum: 7 800 / 31 200 m³
 Oppholdstid: 6 timer

Filter

16 stk to-media nedstrøms sandfilter
 1,0 m Leca +0,75 m sand
 Areal: 50 / 800 m²
 Filterhastighet: 14,4 m/h ved Q_{max}

Utløpsledning

Utløp på 50 m dyp
 Utløp fra siler 50 m dyp
 Utløp fra nødoveløp 25 m dyp

Kjemikalie forbruk - vann

PAX18-	870 tonn/år
Jernsulfat- FeSO ₄	2800 tonn/år
Polymer-	3 tonn/år
Etanol-	90 tonn/år
Kalk, lesket-	350 tonn/år

SLAM

Slamproduksjon ca. 16 tonn TS/døgn

Primærslam

Fortykket i båndfortykkere med tilsats av polymer.

Bio-overskudd slam

Tas ut fra returslamledning, fortykkes på fortykkersentrifuger til TS 4- 6% med tilsats av polymer.

Råtnetanker

Råtnetanker er helt utsprengt i fjell, kun toppen er støpt.
 Tankene drives termofilt 55°C.
 Volum 2*4000 m³
 Estimert oppholdstid 12-14 dager, tankene kjøres parallelt med batchvis innpumping.

Varmepumpe

Lever av Hybrid Energi.
 Leverer høye temperaturer med lave trykk.
 NH₃ og vann som medier
 Effekt 1100 kW

Sentrifuger

Tre stk Alfa Laval avvanningsentrifuger
 Kapasitet: 3*20m³/h
 TS: ~30%
 Avvanning med bruk av polymer

Rejektbehandling

Består av en MBBR reaktor på 550 m³
 DeAmmon®-teknologi
 Q: 25 m³/h
 Rensekapasitet: >400 kg uorganisk N/d

Kjemikalie forbruk - slam

Polymer, fortykking-bioslam	8 tonn/år
Polymer, fortykking-primærslam	16 tonn/år
Polymer, avvanning-	33 tonn/år

El- forbruk

Varmepumpe	3500 kWh/d
Rejektbehandling	1100 kWh/d
Biogass oppgradering	2500 kWh/d

BIOGASS OPPGRADERING

LP COOAB absorpsjons prosess

KapasiteterRågass: 300-750 Nm³/tBiometan: 195-488 Nm³/tKompressorer

3 stk Gardner Denver rågass klokompresorer
2 stk Mehrer MT-kompresorer
2 stk Dresser Wayne HT-kompresorer

Produktkvalitet

CH₄-innhold: >97 vol%
CO₂-innhold:<3 vol%
Duggpunkt: -60°C ved 4 bar
Gjenvinning av metan: >99,9%

El- forbruk - oppgraderingCa. 0,56 kWh/Nm³ oppgradert gass



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

Postboks 5003
NO-1432 Ås
Norway