

# Fischer-Tropsch drivstoffer fra gassifisert biomasse

Erlend Velken Røstbø

Bacheloroppgave i Maskinteknikk  
Bergen, Norge 2020







# Fischer-Tropsch drivstoffer fra gassifisert biomasse

Erlend Velken Røstbø

Institutt for Maskin- og Marinfag  
Høgskulen på Vestlandet  
NO-5063 Bergen, Norge

IMM 2020-M16

Høgskulen på Vestlandet  
Fakultet for Ingeniør- og Naturvitskap  
Institutt for Maskin- og Marinfag  
Inndalsveien 28,  
NO-5063 Bergen, Norge

Cover and backside images © Norbert Lümmen

English title: Fischer-Tropsch fuels from gasified biomass

Forfatter(e), studentnummer: Erlend Velken Røstbø, 150941

Studieprogram: Maskinteknikk  
Dato: Mai 2020  
Rapportnummer: IMM 2020-M 16  
Veileder ved HVL: Norbert Lümmen  
Oppdragsgiver: HVL  
Oppdragsgivers referanse: Norbert Lümmen

Antall filer levert digitalt: Ingen

## Forord

Denne rapporten er resultatet av avsluttende bachelorprosjekt på Institutt for Maskin- og Marinfag (IMM) ved Høgskulen på Vestlandet (HVL). Temaet for prosjektet er relevant på tvers av flere studieretninger og er en videreføring av tidligere arbeid og bachelorprosjekter gjennomført på HVL med utgangspunkt i energigjenvinning fra det organiske avfallet i Bergen med omegn. Spesielt er resultatene i oppgaven knyttet opp og sammenlignet med resultater fra to tidligere bachelorprosjekter som har handlet om hydrogenproduksjon fra samme anlegg med de samme rådataene som basis.

En stor takk går til veilederen av prosjektet, Dr. Norbert Lümmen, for presis og grundig veiledning gjennom hele løpet av oppgaven selv etter utbruddet av COVID-19 i midten av semesteret. Det har vært en ære å få være med å bidra på en så samfunnsrelevant og interessant problemstilling der progresjonen og læringsutbyttet har vært høyt helt fra prosjektstart. Vil også takke Dr. Peter Koch ved HVL som har bidratt med relevant informasjon spesielt med litteratur om Fischer-Tropsch syntese. Til slutt ønskes det å rette en takk til familie, venner og andre bekjente som har bidratt med positive ønsker og tilbakemeldinger gjennom hele semesteret.

Bergen, 25. mai 2020  
Erlend Velken Røstbø

## Sammendrag

Analyse av potensialet for energigjenvinning fra våt organisk avfall til produksjon av FT biodrivstoffer og elektrisitet er presentert i rapporten. Detaljerte data om sammensetningen av våt organisk avfall fra både husholdninger og industri i Bergen med omegn er brukt som rådata i beregningene der sammensetningen med de termokjemiske egenskapene til avfallet er anvendt i en kombinert biomassegassifisering og Fischer-Tropsch prosess (BG-FT). Resultatene om produksjonskapasitet av FT biobensin og biodiesel, kraftproduksjon, totale energi- og eksergivirkningsgrader i anlegget i tillegg til hvor mange kjøretøy som kan suppleres fra anlegget er kalkulert basert på implementering av matematiske modeller i MATLAB og Excel, der det er tatt hensyn til variasjon av fuktighet i biomassen. Det er også blitt eksperimentert med temperaturer i både gassifisereren og i Fischer-Tropsch reaktoren der det er erfart relativt store endringer i produksjonsmengde og distribusjonen av produktene.

Et "best case scenario" av BG-FT anlegget gir en samlet utregnet produksjonskapasitet på 2 511 494 kg FT biobensin og 1 300 278 kg FT biodiesel per år. Netto kraftproduksjon fra kombinert generator- og gassturbininstallasjon gir en leveringskapasitet på 12 301 MWh ut på nettet per år. Alternativt kan et scenario med en reduksjon av FT temperatur fra 220°C til 200°C gi en høyere avkastning av FT biodiesel dersom dette er ønskelig. Med et slikt alternativt scenario er det utregnet et produksjonspotensial på 1 650 701 kg FT biodiesel per år. Dette innebærer derimot en reduksjon av produksjonspotensialene av FT biobensin og elektrisitet på 1 959 377 kg og 7 192 MWh per år.

## Abstract

Analysis of the potential for energy recovery from wet organic waste to the production of FT biofuels and electricity is presented in the report. Detailed data on the composition of the wet waste from both households and industry in Bergen and surrounding areas has been used as raw data in the calculations, where the composition with the thermochemical properties of the waste is applied as feedstock in a combined biomass gasification and Fischer-Tropsch process (BG-FT). The results on production capacity of FT biopetrol and biodiesel, power generation, total energy and exergy efficiencies in the plant as well as how many vehicles that can be supplemented from the plant are calculated based on the implementation of mathematical models in MATLAB and Excel, taking into account the variation of humidity in the biomass. Experiments with temperature variations in both the gasifier and the Fischer-Tropsch reactor where relatively large changes in both production volume and distribution of the products have been experienced.

A "best case scenario" of the BG-FT plant provides a total calculated production capacity of 2,511,494 kg of FT biopetrol and 1,300,278 kg of FT biodiesel per year. Net power generation from combined generator and gas turbine installation provides a delivery capacity of 12,301 MWh to the grid per year. Alternatively, a scenario with a reduction in FT temperature from 220°C to 200°C may give a higher yield of FT biodiesel if desired. With such an alternative scenario, a production potential of 1,650,701 kg of FT biodiesel per year is calculated. This, on the other hand, involves a reduction of the production potentials of FT biopetrol and electricity respectively 1 959 377 kg and 7 192 MWh per year.

# Innhold

1	Innledning	8
2	Metode	9
2.1	Bakgrunn	9
2.2	Prosess ytdiagram med de ulike delprosessene	9
2.2.1	Delprosess A: Kverning av biomasse	10
2.2.2	Delprosess B: Gassi sering av biomasse	10
2.2.3	Delprosess C: Gassrensing og tjærefjerning	11
2.2.4	Delprosess D: Komprimering av syngass	13
2.2.5	Delprosess E: H <sub>2</sub> CO regulering	13
2.2.6	Delprosess F: Fischer-Tropsch reaksjon	14
2.2.7	Delprosess G: Kraftproduksjon	16
2.3	Kalkulasjon	17
2.3.1	Fin- og grovkverning	17
2.3.2	Syklonseparator	18
2.3.3	Tjærerereformator	18
2.3.4	Varmeveksler 1 (VVX1)	19
2.3.5	Syregassfjerning	20
2.3.6	Kompressor (5-steps med mellomkjøling)	20
2.3.7	Varmeveksler 2 (VVX2)	20
2.3.8	ZnO-reaktor	20
2.3.9	Water-Gas-Shift reaktor	21
2.3.10	Varmeveksler 3 (VVX3)	21
2.3.11	Fischer-Tropsch syntese	21
2.3.12	Turbin med tilhørende 5-steps kompressor	22
2.3.13	Generator og kraftproduksjon	22
2.3.14	Utrekning av resultater	22
2.3.15	Utrekning av energi- og eksergivirkningsgrader	23
2.4	Bearbeiding av resultater	24

3	Resultat	25
3.1	Produksjon av FT biobensin, FT biodiesel og elektrisitet . . . . .	25
3.1.1	Produksjonsresultat med biomasse tørket til 10wt% . . . . .	25
3.1.2	Produksjonsresultat med 34wt% fuktighet i biomassen . . . . .	27
3.2	Energi- og eksergivirkningsgrader av anlegget . . . . .	29
3.2.1	Energivirkningsgrader med eksterne varmekilder . . . . .	29
3.2.2	Energivirkningsgrader uten eksterne varmekilder . . . . .	30
3.2.3	Eksergivirkningsgrader med og uten eksterne varmekilder . . . . .	30
3.3	Oversikt over antall kjøretøyer som kan suppleres med FT drivstoffer . . . . .	31
3.3.1	Antall kjøretøyer som kan suppleres med FT drivstoffer med FT-temperatur 200°C . . . . .	31
3.3.2	Antall kjøretøyer som kan suppleres med FT drivstoffer med FT-temperatur 220°C . . . . .	32
4	Diskusjon	34
5	Konklusjon	36



## Nomenklatur

ASF	Anderson-Schulz-Flory
BG-FT	Biomass Gasi cation - Fischer-Tropsch
BIR	Bergensområdetets interkommunale renovasjonsselskap
BTL	Biomass to liquid
FT	Fischer-Tropsch
K.O.	Knock out steam condensate
kg/ar	kilogram per år
km	kilometer
kmol	kilomol
kW	kilowatt
mm	millimeter
MWh	megawattimer
PFD	Prosess ytdiagram
ppm	parts per million
Syngass	Syntesegass
t/ar	tonn per år
VVX	Varmeveksler
WGS	Water-Gas-Shift
wt%	Vektprosent

# 1 Innledning

Biomass to liquid (BTL), eller biomasse-til-væske prosess, betegner ulike førstegangs prosesser for å produsere drivstoff fra biomasse. Slike prosesser er stadig økende oppmerksomhet verden over som et løsningsledd i problemstillingene rundt fremtidens mobilitetssamfunn. Også Norge er drivstoffproduksjon fra biomasse noe som blant annet er i Regjeringens klimapolitikk, der spesielt såkalte avanserte biodrivstoffer er av særegen interesse. Avansert biodrivstoff innebærer at produksjonsprosessen fra råstoff til produkter ikke legger et ytterligere press på landbruksarealene i verden, som er et økende problem ved produksjon av det som ligner under førstegenerasjons biodrivstoff. I Regjeringens publiserte rapport om tiltak og virkemidler som kan redusere klimautslipp, "Klimakur 2030", er økt bruk av avanserte biodrivstoff et av tiltakene som er presentert i kapittel 4 for veitransport. [1] Dette tiltaket er i samme rapport pekt ut som det som kan gi størst utslippsreduksjonspotensial innen veitransportsektor, der det for økt bruk av avansert ytende biodrivstoff er beregnet et samlet reduksjonspotensial i overkant av 2,5 millioner tonn CO<sub>2</sub>-ekvivalenter i perioden 2021-2030.

Såkalte avanserte ytende drivstoff er også hovedproduktet i BG-FT prosessen som denne rapporten handler om, der det vatorganiske avfallet fra industri og husholdninger har potensiale til å bli omdannet til ytende biodrivstoff i form av Fischer-Tropsch biobensin og biodiesel. Fischer-Tropsch syntese er en kombinasjon av mange ulike reaksjoner som hovedsaklig konverterer karbonmonoksid og hydrogen om til ytende hydrokarboner. Disse hydrokarbonene er igjen "byggsteinene" i diesel og bensin og kan derfor videre prosesseres til drivstoffer. Syntesen er derimot ikke et nytt fenomen, og har en historie som strekker seg helt tilbake til oppdagelsen i Tyskland i 1925.[2] Fenomenet med Fischer-Tropsch har likevel etter å først og fremst blitt sett på som en alternativ måte å produsere drivstoff på under nedgangstider hatt økende oppmerksomhet i senere år som et reelt alternativ for produksjon av ren energi til transportsektoren på bakgrunn av følgende problemstilling hovedfokuset i oppgaven.

"Hvordan er mulighetene for å produsere FT biodrivstoff lokalt i Bergen ved gassi sering av biomasse?"

Dette er hovedformålet med oppgaven der produksjonspotensialene er basert på sammensetningen og mengden avfall som blir levert til BIR sitt eksisterende avfallsforbrenningsanlegg i Fana. [3] Problemstillingen er også videt til å se på hvordan potensialene for alternativ produksjon av hydrogen fra samme anlegg ligger i forhold til produksjon av FT biodrivstoff. Dette bachelorprosjektet er i denne sammenheng en videreføring av arbeid fra to tidligere bachelorprosjekt på HVL som begge tok for seg produksjonspotensialene for hydrogen som drivstoff fra samme anlegg. [4, 5] Derfor er det av spesiell interesse å kunne sammenligne resultatene fra disse tidligere rapportene som nå er bearbeidet i etterkant etter hvert som fremsteg og nyere statistikk har blitt tilgjengelig. [6]

Avfallsforbrenningsanlegget i Fana er per i dag et kombinert anlegg som produserer både fjernvarme og elektrisitet. Avfallet kommer fra Bergen kommune i tillegg til nabokommunene Askøy, Fusa, Kvam, Os, Osterøy, Samnanger, Sund og Vaksdal, der forbrenning av totalt 28 tonn avfall per time fordelt på to plover utgjør produksjonskapasiteten. I 2018 ble til sammen ca. 210 000 tonn avfall levert til anlegget. [3] Likevel er det stadig jakt etter nye forbedringer og løsninger innen avfallsforbrenning og det er derfor aktuelt å se på mulighetene for å utvide det eksisterende anlegget til lokal drivstoffproduksjon av enten FT biodrivstoffer eller hydrogen.

Drivstoffproduksjon fra biomasse er et kompetansefelt som er i stadig utvikling, og mange forskjellige typer kan anvendes i en slik prosess. Blant annet er maiskorn, skog is, raps, sukkerrør, frøkorn, avfall og alger som kan nyttes på grunn av de er rike i elementer som hydrogen og karbon. Disse to elementene er viktige siden den kjemiske strukturen i både bensin og diesel er satt sammen av hydrogen- og karbonatomer i det som det som blir kalt for lineære alkaner eller hydrokarboner. De ulike hydrokarbonene og kjemisk struktur av biodrivstoffene er nærmere forklart i kapittel 2.

Når det gjelder strukturen i rapporten vil fremgangsmetoden og prosessen med BG-FT bli presentert og gjennomgått i kapittel 2. Her er også alle utregninger dokumentert med detaljer om antagelser som har blitt nødvendig underveis. Videre vil hovedresultatene fra prosjektet bli redegjort i kapittel 3, der blant annet utregnede produksjonsmengder, totale virkningsgrader av anlegget og hvor mange kjøretøy basert på kjøretøystype som kan suppleres er presentert. Her er det også tatt hensyn til og vurdert varierte driftsforhold som fuktighet i biomassen og eksperimentering med temperaturer i de ulike delprosessene. I kapittel 4 er resultatene diskutert i sammenheng med resultater for hydrogenproduksjon er fremlagt. Til slutt er en konklusjon av oppgaven og resultatene i sin helhet tilgjengelig i kapittel 5.

## 2 Metode

I dette kapitlet er hele metoden med produksjon av FT biodrivstoffer fra BG-FT prosess gjenfort. Det kapittel 2.2 tar for seg prosess ytdiagrammet med de tilhørende delprosessene der informasjon om hva de ulike delprosessene handler om er forklart. Videre er alle kalkulasjonene for delprosessene gjenfort i delkapittel 2.3.

### 2.1 Bakgrunn

Bakgrunnen for biomasseinput i prosessen er basert på bacheroppgaven "Beregning av andre loms virkningsgrad ved energigjenvinning av avfall" til Harneshaug og Solheimslid. [7] Her er det utarbeidet detaljert informasjon om den kjemiske sammensetningen av blant annet det organiske avfallet som blir levert til avfallsforbrenningsanlegget i Røden i tillegg til massestrømmen på årsbasis. Siden store mengder av avfallet i Bergen blir lagret i åpne containere kombinert med et fuktig klima i området, er det relativt stor og varierende fuktighetsinnhold i biomassen. Dette vil ha stor innvirkning på komposisjonen av biomassen der det er i dette prosjektet tatt utgangspunkt i et fuktighetsnivå fra 0wt% til så mye som 40wt% av biomassen. Den gjennomsnittlige komposisjonen til det organiske avfallet i Bergen som blir levert er gitt i Tabell 1 og Tabell 2.

Elementer	Massefraksjoner
wt% C	24,7wt%
wt% H	3,1wt%
wt% O	19,7wt%
wt% N	1,1wt%
wt% S	0,3wt%
wt% aske	17,1wt%
wt% fuktighet	33,9wt%
wt% totalt	100wt%

Tabell 1: Sammensetning av massefraksjonene til det organiske avfallet i Bergen som blir levert til anlegget i Røden per år. [7]

Elementer	Masse (tonnår)
Karbon	13 430 tonnår
Hydrogen	1 701 tonnår
Oksygen	10 697 tonnår
Nitrogen	590 tonnår
Svovel	190 tonnår
Aske	9 285 tonnår
Fuktighet	18 423 tonnår
Totalt	54 316 tonnår

Tabell 2: Sammensetning av massen til det organiske avfallet i Bergen som blir levert til anlegget i Røden per år. [7]

Her er det verdt å notere et fuktighetsnivå i det organiske avfallet på 33,9wt%, som tilsvarer en massestrøm på 18 423 tonn per år inn til anlegget i Røden. Dette er det gjennomsnittlige fuktighetsnivået av det organiske avfallet i Bergen som også er brukt videre i resultatene av dette prosjektet som er presentert i kapittel 3.

### 2.2 Prosess ytdiagram med de ulike delprosessene

Prosess ytdiagram er vist i Figur 1 med inndeling av alle de 7 delprosessene (A-G) som er inkludert i prosessen. Delprosessene er forklart videre individuelt under diagrammet.

Figur 1: Prosess ytdiagram for BG-FT

### 2.2.1 Delprosess A: Kverning av biomasse

Figur 2: Delprosess A: Kverning av biomasse

For å få en jevn og god omdanning av biomassen i gassi serer en biomassen kvernes opp i biter på millimeterstørrelse. Dette blir gjort ved å kutte opp biomassen i en grovkvern først, før den blir sendt gjennom en tørkeprosess i en industriell tørketrommel. Her blir fuktigheten redusert til omtrent 10 vektprosent av total masse som blir levert. [8] Deretter går biomassen gjennom en finkverningsprosess som kutter massen videre ned til en omtrentlig størrelse på [8]

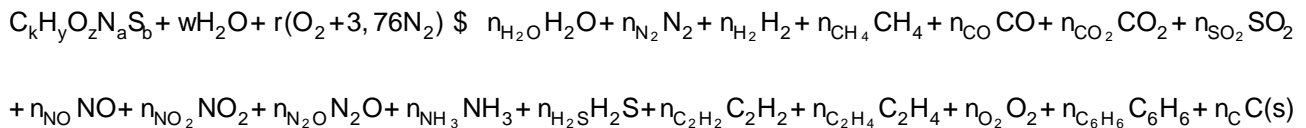
### 2.2.2 Delprosess B: Gassi sering av biomasse

Gassi sering av den kvernedede biomassen skjer i en downdraft gassi serer med innsug av luft. Her går biomassen gjennom en omdanningsprosess der en energirik syntesegass (syngass) blir produsert av biomassen. I tillegg blir det produsert faste stoffer som slagg, kull og aske som separeres fra syngassen.[9]

Gibbs-energi-minimering er anvendt for å bestemme den kjemiske komposisjonen av syngassen ved variasjoner i

Figur 3: Delprosess B: Gassi sering av biomasse

komposisjonen til biomassen inn i gassi sereren og likevektstemperaturen. [5] Følgende reaksjonligning er utgangspunkt for omdanningen av biomassen til syntesegass:



der  $C_k H_y O_z N_a S_b$  er den varierende sammensetningen av biomassen,  $w$  er mengden fuktighet i biomassen,  $r(O_2 + 3,76N_2)$  er mengden luft som trengs i reaksjonen. Produktene i residene beskriver sammensetningen av syngassen med hensyn på molfraksjonene av de ulike elementene.

For å sørge for at svoveldioksidet i syngassen er akseptabelt, blir kalkstein blandet inn med biomassen i gassisereren som binder opp mesteparten av svoveldioksidet i gassen. Slike tørrskrubbere som er tilgjengelige kan oppnå en fjerningseffektivitet på 90% av  $SO_2$  i syngassen. [10]

### 2.2.3 Delprosess C: Gassrensing og tjærefjerning

Figur 4: Delprosess C: Gassrensing og tjærefjerning

For å kunne anvende syngassen til drivstoffproduksjon, er det viktig at gassen renses for uønskede stoffer. Når gassen strømmer ut av gassisereren, inneholder den en del resterende tykke, ulike tjæresammensetninger, ammoniakk,

karbondioksid og svovelgasser som vil ha negativ virkning på ulike reaksjonene nedstrøms i prosessen. Flyasken og tjæresammensetningene kan tetne til og derfor fjernes eller reduseres betraktelig før syngassen strømmes videre. De ulike svovelgassene som oppstår hovedsaklig svoveldioksid og hydrogensulfid (H<sub>2</sub>S), samt nitrogenholdige stoffer som ammoniakk (NH<sub>3</sub>) kan forgifte katalysatorene nedstrøms i prosessen som vil redusere effektiviteten til reaksjonene.

Det første steget i gassrensingsprosessen er å skille ut resterende aske fra syngassen. Dette blir gjort med en sykklonseparator der de relativt tunge askepartiklene faller til bunns i sykklonen sammen med den svovelrike kalksteinblandingen fra gassrensingsprosessen. Et alternativ til askefiltrering med sykklonseparatorer er å installere et partikkelfilter som fysisk skiller asken fra syngassen. Et slikt filter er anvendt i BG-FT prosessen til Im-Orb et al. der syngassen blir produsert med riss som råstoff. [11] Siden gassen strømmes ut av gassrensingen ved relativt høye temperaturer (800 - 900°C), må partikkelfilteret bestå av et varmebestandig materiale som tåler disse temperatuere. Vanligvis er filteret laget av et metall eller keramikk som effektivt fjerner de uønskede partiklene, men det er rapportert problemer med at disse filterene kan begynne å sintre og må derfor byttes ut ved hyppige intervaller. [8]

Etter gjennomgang i sykklonseparatorer går gassen videre inn i en tjærereformator der flere reaksjoner skjer samtidig. Hovedmålet med tjærereformatoren er å omforme råstoffet til en lett flyende gas med høyt innhold av hydrokarboner. I tillegg blir ammoniakk (NH<sub>3</sub>) omdannet til nitrogen og hydrogen ved reversert ammoniaksyntese som er ønskelig for å redusere mengden med ammoniakk i syngassen. Den produserte karbonmonoksiden i hydrokarbonreforming blir sammen med vanddamp (H<sub>2</sub>O) omdannet til karbondioksid (CO<sub>2</sub>) og hydrogen (H<sub>2</sub>). Ligningene for hovedreaksjonene for tjærereformingsprosessen er hentet fra rapporten "Equipment Design and Cost Estimation for Small Modular Biomass Systems, Synthesis Gas Cleanup, and Oxygen Separation Equipment" fra Nexant Inc. [12]

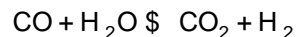
Hydrokarbonreforming:



Reversert ammoniaksyntese:



Water-gas shift:



Ytelsen til de ulike reaksjonene i hydrokarbonreforming kan tilnærmes ved verdier for Goal Design i Spath et al. [13] vist i tabell 3.

Sammensetning	Prosentvis omdannelse til produkter
Metan (CH <sub>4</sub> )	80%
Etan (C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> )	99%
Etylen (C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> )	90%
Tjærer (C <sub>10+</sub> )	99.9%
Benzen (C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> )	99%
Ammoniakk (NH <sub>3</sub> )	90%

Tabell 3: Prosentvis ytelse av hydrokarbonreforming [13]

Etter tjærereforming blir syngassen kjølt ned i en varmeveksler før den går videre til en vasker (venturiskrubber) som ved tilførsel av vann som oppløsningsmiddel adsorberer urenheter i form av resterende ammoniakk og tjærer som ikke har blitt omdannet i tjærereformatoren. Det relativt tunge avløpsvannet inneholdende de nevnte restene blir videre separert fra syngassen og behandlet og renses som giftig avløpsvann før det blir sendt videre. Siden vanntilførselen skjer ved 25°C blir også syngassen videre kjølt ned i samme prosess til 69°C. [13]

Selv om venturiskrubber fjerner en god del av de uønskede komponentene i syngassen, er det fortsatt en del syregasser som H<sub>2</sub>S og CO<sub>2</sub> igjen som kan føre problemer nedstrøms i prosessen med forgiftning av katalysatorene. Derfor blir en aminløsning brukt i en absorberator der den sure innløpsgassen blir tatt ut som utløpsgass. Denne aminløsningen består hovedsaklig av monoetanolamin (MEA) som reagerer med de nevnte syregassene og blir separert fra syngassen og går ut gjennom toppen av absorberatoren. Swanson et al. rapporterer at opptil 90% av karbondioksid og 99% av hydrogensulfid kan fjernes fra gassen i et slikt system. [8] H<sub>2</sub>S blir oksidert til H<sub>2</sub>O og svovel (S) og går videre gjennom en LO-CAT®-prosess der H<sub>2</sub>O blir separert fra svovelkaken. [14]

## 2.2.4 Delprosess D: Komprimering av syngass

Figur 5: Delprosess D: Komprimering av syngass

For å få størst mulig avkastning av ønskede produkter i Fischer-Tropsch syntese, blir syngassen komprimert til 20 bar. Siden trykkbehovet er så høyt, blir dette gjort i en 5-stegs kompressor med mellomkjøling (intercooling) mellom hvert av stegene. Et betraktelig mindre arbeid er derfor utført av kompressoren i forhold til en tilsvarende en-stegs kompressor. Syngassen strømmer inn ved atmosfærisk trykk og 43°C og blir gradvis komprimert til totaltrykk på 20 bar. Grunnen til at totaltrykk ligger over trykket i FT-syntesen er for å ta hensyn til trykktap i komponenter nedstrøms fra kompressoren og frem til FT-reaktoren.

Etter hvert komprimeringssteg vil syngassen ha høyere utløpstemperatur enn ved temperaturen ved innløp. Temperaturøkning vil føre til et større arbeidsbehov fra kompressoren, og vil derfor øke energibehov og total virkningsgrad på anlegget. Derfor blir syngassen kjølt ned til innløpstemperatur på 43°C i varmeveksler etter hvert steg. Siden syngassen blir kjølt ned til relativt lave temperaturer ved høyt trykk, vil det også markant mengde  $H_2O$  i syngassen kondensere mellom stegene som er tatt hensyn til i energi- og massebalansene for anlegget.

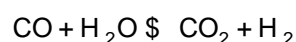
## 2.2.5 Delprosess E: $H_2/CO$ regulering

Etter komprimering av syngassen blir nivået av  $H_2S$  i syngassen kontrollert og redusert i en sinkoksidreaktor (ZnO-reaktor) før syngassen går videre i de sensitive katalysatorene nedstrøms. Kravet for mengde  $S$  som kan tillates i gassen gjennom katalysatorene er satt til 0,2 ppm. [8]

Neste steg er å regulere forholdet mellom hydrogen ( $H_2$ ) og karbonmonoksid (CO) i syngassen. Dette er viktig for å få størst mulig avkastning av ønskede produkter i Fischer-Tropsch syntese, der reaktantene i reaksjonen er nettopp hydrogen og karbonmonoksid. Teoretisk sett vil  $H_2/CO$  forhold på 2,1 i FT-reaksjonen være optimalt for å få størst avkastning av produkter, men i praksis trengs det at  $H_2/CO$  er litt høyere. Ifølge Im-orb et al. ligger optimalt forhold mellom  $H_2$  og CO i syngassen for produksjon av biodiesel på 2,37. [11] Det vil si at for hvert kmol med CO i FT-reaksjonen, er det nødvendig med i gjennomsnitt 2,37 kmol  $H_2$  for å få de ønskede produktene i form av alkaner med ulik kjedelengde. Selve FT-reaksjonen og distribusjonen av produktene er mer nøyaktig forklart i neste delkapittel.

Reguleringen av forholdet mellom hydrogen og karbonmonoksid skjer i en Water Gas Shift reaktor (WGSR). Water Gas Shift reaksjonen konverterer karbonmonoksid med tilførsel av damp ( $H_2O$ ) til produktene karbondioksid og hydrogen i en katalysator slik som vist nedenfor.

Water-gas shift:



WGS reaksjonen trenger tilførsel av damp for å få de ønskede produktene. Siden det er varierende mengder damp i syngassen før WGS, kan damp ved behov produseres og tilføres fra en ekstern kilde som for eksempel en dampkjele.

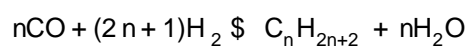
Figur 6: Delprosess E: HCO regulering

### 2.2.6 Delprosess F: Fischer-Tropsch reaksjon

Figur 7: Delprosess F: Fischer-Tropsch reaksjon

Fischer-Tropsch reaksjonen er den delprosessen i anlegget som gir de ønskede produktene eller "byggsteinene" i hydrokarbonene som det senere lages FT-biodiesel og FT-biobensin av. Disse produktene bestemmer distribusjon av lineære alkaner som følger eksakt Anderson-Schulz-Flory (ASF) fordeling avhengende hovedsaklig av totaltrykk og temperatur i reaksjonen, og i tillegg forholdet mellom  $\text{CO}$  og  $\text{H}_2$  i syngassen som er regulert i WGS reaksjonen i tidligere delprosess. Den generelle reaksjonsligningen for Fischer-Tropsch syntesen er gitt nedenfor.

Fischer-Tropsch reaksjon:



Utifra de ulike mengdene  $\text{CO}$  og  $\text{H}_2$  på reaktantsiden kan man se hvorfor  $\text{CO}$ -forholdet er så elementært for å få



de rette produktene opproduksiden. Lineære alkaner er bygd opp av lange, enkle molekyllkjeder med karbonbindinger omringet av hydrogenatomer. For eksempel vil etan ( $C_2H_6$ ) bestå av to karbonatomer i enkeltbinding med tre tilhørende hydrogenatomer til hvert av karbonatomene. Derfor er det naturlig å danne slike lineære alkaner i Fischer-Tropsch syntese, trengs det et  $H_2/CO$ -forhold som er helst over 2, og optimalt  $\approx 3,7$  i følge beregningene til Im-orb et al. [11]

På produksiden beskriver  $C_{2n+2}$  den nevnte distribusjonen av lineære alkaner som er rangert som alt fra det simpleste alkanet, metan ( $C_1$ ), og opp til eicosan ( $C_{20}H_{42}$ ). Alt over eicosan ( $C_{21+}$ ) er gitt for å være voks. [11] En full oversikt over de aktuelle lineære alkanene er gitt i tabell 4.

Lineære alkaner	Kjemisk formel
Metan	$CH_4$
Etan	$C_2H_6$
Propan	$C_3H_8$
n-Butan	$C_4H_{10}$
Pentan	$C_5H_{12}$
n-Heksan	$C_6H_{14}$
Heptan	$C_7H_{16}$
Oktan	$C_8H_{18}$
Nonan	$C_9H_{20}$
Dekan	$C_{10}H_{22}$
Undekan	$C_{11}H_{24}$
Dodekan	$C_{12}H_{26}$
Tridekan	$C_{13}H_{28}$
Tetradekan	$C_{14}H_{30}$
Pentadekan	$C_{15}H_{32}$
Heksadekan	$C_{16}H_{34}$
Heptadekan	$C_{17}H_{36}$
Oktadekan	$C_{18}H_{38}$
Nonadekan	$C_{19}H_{40}$
Eicosan	$C_{20}H_{42}$
Voks	$C_{21+}$

Tabell 4: Oversikt over lineære alkanprodukter fra Fischer-Tropsch syntese

Alkanene fra Tabell 4 er inn under skatte hydrokarboner som kan bli brukt til produksjon av biobdiesel og biobensin. Det er derimot en del variasjon rundt hvilke alkaner som kan brukes til produksjon av de ulike drivstoffene. I dette prosjektet er det ut fra at alle alkaner fra metan ( $C_1$ ) til n-butan ( $C_4H_{10}$ ) er avgasser fra Fischer-Tropsch reaksjonen og vil da gå videre sammen med de ureagerte syngasskomponentene som brensel til kraftproduksjon i en gassturbin (se neste delkapittel). Videre er alle alkaner fra pentan ( $C_5H_{12}$ ) til undekan ( $C_{11}H_{24}$ ) væsker som går til biobensinproduksjon, siden hydrokarbonkjedene som bygger opp bensin er kortere enn de som bygger opp diesel. Dieselavkastningen er derfor begrenset til tyngre alkaner fra dodekan ( $C_{12}H_{26}$ ) til eicosan ( $C_{20}H_{42}$ ) som også er væsker. Alle tyngre hydrokarboner ( $C_{21+}$ ) enn eicosan er antatt være fast voks som ikke kan brukes til drivstoffproduksjonen uten videre prosessering med krakking av de lange molekyllkjedene. I realiteten vil stoffene fordele seg i gass- og væskefase i henhold til det gjeldende gass-væske-likevekt (engelsk: vapour-liquid-equilibrium (VLE)) i tilstanden hvor væske og gass separeres. På grunn av begrenset tilgang på verktøy til å beregne fordelingen av fasene for produktene er det gjort noen forenklinger i denne oppgaven.

Den molare distribusjonen av hydrokarbonene som vist i Figur 8 følger en Anderson-Schulz-Flory (ASF) fordeling, der det er størst avkastning av de lettere hydrokarbonene som f.eks. metan og etan og mindre av de relativt tunge hydrokarbonene som nonadekan og eicosan. "Karbonnummeret" representerer antall karbonatomer i de respektive hydrokarbonene. Det vil si at metan har "karbonnummer" 1 siden den kjemiske strukturen til metan inneholder 1 karbonatom. Kjedeveksfaktoren er nærmere forklart under delkapittel 2.3.11 for kalkulasjoner av Fischer-Tropsch syntese. Den gjelder massedistribusjonen av de samme hydrokarbonene som vist i Figur 9 vil fordelingen bli yttet i retning av de tyngre hydrokarbonene. Dette henger sammen med at molarmassen i de tyngre hydrokarbonene er naturligvis større enn i de lettere hydrokarbonene. I tillegg til distribusjonen av hydrokarbonene blir det produsert en del vann i Fischer-Tropsch reaksjonen. Dette separeres sammen med de andre væskeproduktene fra avgassen i en adsorbator og blir videre skilt fra drivstoffavkastningen i en oljeseparator. [8] Avgassen etter reaksjonen som består av de ureagerte syngasskomponentene i tillegg til de relativt lette hydrokarbonene metan, etan, propan og n-butan, går videre til neste delprosess som omhandler kraftproduksjon. Det er antatt en karbonmonoksid konverteringsfaktor ( $\eta$ ) på 98% basert på resultatene for lignende "once-through" prosess i artikkelen til Im-orb et al.

Figur 8: Molar distribusjon av hydrokarbonene (1-20) med gassi seringstemperatur 800°C og biomasse tørket til 10wt% fuktighet. FT200: Scenario med FT-temperatur 200°C og kjedeveksfaktor = 0,867. FT220: Scenario med FT-temperatur på 220°C og kjedeveksfaktor = 0,812.

Figur 9: Massedistribusjon av hydrokarbonene (1-20) med gassi seringstemperatur 800°C og biomasse tørket til 10wt% fuktighet. FT200: Scenario med FT-temperatur 200°C og kjedeveksfaktor = 0,867. FT220: Scenario med FT-temperatur på 220°C og kjedeveksfaktor = 0,812.

### 2.2.7 Delprosess G: Kraftproduksjon

Avgassen fra Fischer-Tropsch reaksjonen strømmer ut fra reaktoren ved relativt høyt trykk (18,5 bar), og det er derfor mulig å anvende gassen videre som brensel i en gassturbininnretning som driver en generator til strømproduksjon. Avgassen blir forbrent med luft som oksidant i gassturbinen som produserer mekanisk arbeid på akslingen. En generator er tilkoblet på akslingen som produserer den elektriske energien.

Forbrenningen skjer i et brennkammer der den komprimerte avgassen blir blandet sammen med komprimert luft. Luften komprimeres i en 5-steps kompressor med mellomkjøling til 18,5 bar før den blir blandet sammen i brennkammeret. Kompressoren er drevet på samme aksling som gassturbinen, og en andel av det produserte arbeidet av gassturbinen går derfor til å drive kompressoren.

Figur 10: Delprosess G: Kraftproduksjon

## 2.3 Kalkulasjon

Kalkulasjonene av alle tilstandene i prosess ytdiagrammet er blitt utført i MATLAB kombinert med ulike regneark i Excel. Ulike data for komposisjonen til biomassen fra Bergen og omegn som blir levert til anlegget er hentet fra bacheloroppgave fra Harneshaug og Solheimslid, "Beregning av andre lovs virkningsgrad ved energigjenvinning av avfall". [7] Disse dataene er også grunnlaget for to andre bachelorprosjekter ved Høgskulen i Vestlandet (tidligere Høgskolen i Bergen) som omhandler produksjon av hydrogen fra det samme anlegget. [5, 4] MATLAB-koden som er implementert i dette prosjektet er hentet fra bacheloroppgaven "Calculation of hydrogen production potential from gasification of biomass in municipal solid waste" [5] og følgende artikkel fra Renkel og Jünemann [9].

### 2.3.1 Fin- og grovkverning

For å finne ut hvor mye energi hver enkelt komponent i anlegget har behov for eller gir fra seg, er det satt opp energibalanser i Excel basert på de ulike tilstandsendingene som er regnet ut av MATLAB-koden. Den gitte sammensetningen er grunnlaget for videre kalkulasjoner av biomassen som blir levert til anlegget, og det er regnet med at anlegget og stasjonær drift tilsvarende 8 000 driftstimer per år [7]. Sammensetningen blir som nevnt kvernet og tørket i delprosess A før den kan brukes som fuel i gassi seringsprosessen i delprosess B. Effektbehovet for grovkverningen av biomassen er basert på effektbehovet til "Super Chopper SC1412/160" fra Eldan Recycling. [15] Den trekker 160 kW for kverning av massestrømmer opp til 12 000 kg/h, og effektbehovet som funksjon av massestrømmen kan derfor tilnærmes som:

$$W_{\text{chop}} = \frac{40}{3} \dot{m}_{\text{biomass}} \quad (1)$$

der  $W_{\text{chop}}$  er effektbehovet i kW og  $\dot{m}_{\text{biomass}}$  er massestrømmen av biomassen i tonn/h. For å regne ut effektbehovet til kverningen av massen er følgende formel anvendt fra Swanson et al. [8]

$$W_{\text{grind}} = (28,76 S_{\text{cut}}^{0,81}) \dot{m}_{\text{biomass}} \quad (2)$$

der  $W_{\text{grind}}$  er effektbehovet i kW,  $S_{\text{cut}}$  er diameter  $\phi$  den oppkuttete biomassen i mm og  $\dot{m}_{\text{biomass}}$  er massestrømmen av biomassen (tonn/h).

### 2.3.2 Syklonseparator

MATLAB-koden til Lümme og Renkel er blitt endret og utviklet for å kalkulere alle tilstandsendringer til syngassen og avgassen i prosessen. [9] Slik kan komposisjonen og egenskapene til den gasserte syngassen i de ulike tilstandene bli kalkulert og testet for ulike inputvariabler. For eksempel vil endring av gassens temperatur, fuktighetsvariasjon i biomassen som blir levert eller ulike temperaturer i Fischer-Tropsch syntesen spille en betydelig rolle i hvor stor avkastningen av de ulike hydrokarbonene blir, i tillegg til kraftproduksjonen i gassturbinen. Disse resultatene kan videre bli vurdert for å finne et optimalt og samtidig realistisk produksjonsscenario for hele anlegget. Syngassen strømmer ut av gassen sereren, er følgende formel anvendt for å bestemme hvor stor mengde svoveldioksid som fjernes fra gassen for å oppnå maksimumskravene for svoveldioksid i reaktorene nedstrøms i prosessen:

$$N_{SO_2} = N_{SO_2, \text{before}} (1 - r_{f, SO_2}) \quad (3)$$

der  $N_{SO_2}$  er stoffmengde  $SO_2$  etter fjerning fra gassen,  $N_{SO_2, \text{before}}$  er stoffmengde  $SO_2$  i syngassen før fjerning og  $r_{f, SO_2}$  er fraksjonskravet  $SO_2$  fjernet fra syngassen. Kravet er satt til 0,9.[8]

### 2.3.3 Tjærereformator

I tjærereformatoren er følgende ligninger brukt for å finne ut hvor mye tjære og ammoniakk som blir omdannet i de ulike reaksjonene:

Reversert ammoniaksyntese:

$$N_{N_2} = N_{N_2, \text{before}} + (0,5 - c_{f, NH_3}) N_{NH_3} \quad (4)$$

$$N_{H_2} = N_{H_2, \text{before}} + (1,5 - c_{f, NH_3}) N_{NH_3} \quad (5)$$

$$N_{NH_3} = N_{NH_3, \text{before}} (1 - c_{f, NH_3}) \quad (6)$$

der  $N_{N_2}$ ,  $N_{H_2}$  og  $N_{NH_3}$  er oppdaterte stoffmengder av hhv,  $N_2$ ,  $H_2$  og  $NH_3$  etter omdannelse i reaksjonen,  $c_{f, NH_3}$  er konverteringsfaktoren til  $NH_3$  i reaksjonen.

Metanrakking:

$$N_{H_2O, \text{needed}, CH_4} = c_{f, CH_4} N_{CH_4, \text{before}} \quad (7)$$

$$N_{CO} = N_{CO, \text{before}} + (c_{f, CH_4} - 1) N_{CH_4, \text{before}} \quad (8)$$

$$N_{H_2} = N_{H_2, \text{before}} + (3 - c_{f, CH_4}) N_{CH_4, \text{before}} \quad (9)$$

$$N_{H_2O} = N_{H_2O, \text{before}} + N_{H_2O, \text{needed}, CH_4} \quad (10)$$

$$N_{CH_4} = N_{CH_4, \text{before}} (1 - c_{f, CH_4}) \quad (11)$$

der  $N_{H_2}$ ,  $N_{H_2O}$ ,  $N_{CO}$  og  $N_{CH_4}$  er oppdaterte stoffmengder av hhv,  $H_2$ ,  $H_2O$ ,  $CO$  og  $CH_4$  etter omdannelse i reaksjonen.  $c_{f, CH_4}$  er konverteringsfaktoren til  $CH_4$  og  $N_{H_2O, \text{needed}, CH_4}$  er stoffmengden  $H_2O$  som trengs i reaksjonen.

Acetylenrakking:

$$N_{H_2O, \text{needed}, C_2H_2} = 2 c_{f, C_2H_2} N_{C_2H_2, \text{before}} \quad (12)$$

$$N_{CO} = N_{CO, \text{before}} + (2 - c_{f, C_2H_2}) N_{C_2H_2, \text{before}} \quad (13)$$

$$N_{H_2} = N_{H_2, \text{before}} + (3 - c_{f, C_2H_2}) N_{C_2H_2, \text{before}} \quad (14)$$

$$N_{H_2O} = N_{H_2O, \text{before}} + N_{H_2O, \text{needed}, C_2H_2} \quad (15)$$

$$N_{C_2H_2} = N_{C_2H_2, \text{before}} (1 - c_{f, C_2H_2}) \quad (16)$$

der  $N_{H_2}$ ,  $N_{H_2O}$ ,  $N_{CO}$  og  $N_{C_2H_2}$  er oppdaterte stoffmengder av hhv,  $H_2$ ,  $H_2O$ ,  $CO$  og  $C_2H_2$  etter omdannelse i reaksjonen.  $c_{f, C_2H_2}$  er konverteringsfaktoren til  $C_2H_2$  og  $N_{H_2O, \text{needed}, C_2H_2}$  er molfraksjonen  $H_2O$  som trengs i reaksjonen.

Etylenkrakking:

$$N_{\text{H}_2\text{O};\text{needed}, \text{C}_2\text{H}_4} = 2 \text{ cf}_{\text{C}_2\text{H}_4} N_{\text{C}_2\text{H}_4;\text{before}} \quad (17)$$

$$N_{\text{CO}} = N_{\text{CO};\text{before}} + (2 \text{ cf}_{\text{C}_2\text{H}_4} N_{\text{C}_2\text{H}_4}) \quad (18)$$

$$N_{\text{H}_2} = N_{\text{H}_2;\text{before}} + (4 \text{ cf}_{\text{C}_2\text{H}_4} N_{\text{C}_2\text{H}_4}) \quad (19)$$

$$N_{\text{H}_2\text{O}} = N_{\text{H}_2\text{O};\text{before}} + N_{\text{H}_2\text{O};\text{needed}, \text{C}_2\text{H}_4} \quad (20)$$

$$N_{\text{C}_2\text{H}_4} = N_{\text{C}_2\text{H}_4;\text{before}} (1 \text{ cf}_{\text{C}_2\text{H}_4}) \quad (21)$$

der  $N_{\text{H}_2}$ ,  $N_{\text{H}_2\text{O}}$ ,  $N_{\text{CO}}$  og  $N_{\text{C}_2\text{H}_4}$  er oppdaterte stoffmengder av hhv.  $\text{H}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{CO}$  og  $\text{C}_2\text{H}_4$  etter omdannelse i reaksjonen.  $\text{cf}_{\text{C}_2\text{H}_4}$  er konverteringsfaktoren til  $\text{C}_2\text{H}_4$  og  $N_{\text{H}_2\text{O};\text{needed}, \text{C}_2\text{H}_4}$  er stoffmengden  $\text{H}_2\text{O}$  som trengs i reaksjonen.

Benzenkrakking:

$$N_{\text{H}_2\text{O};\text{needed}, \text{C}_6\text{H}_6} = 6 \text{ cf}_{\text{C}_6\text{H}_6} N_{\text{C}_6\text{H}_6;\text{before}} \quad (22)$$

$$N_{\text{CO}} = N_{\text{CO};\text{before}} + (6 \text{ cf}_{\text{C}_6\text{H}_6} N_{\text{C}_6\text{H}_6}) \quad (23)$$

$$N_{\text{H}_2} = N_{\text{H}_2;\text{before}} + (9 \text{ cf}_{\text{C}_6\text{H}_6} N_{\text{C}_6\text{H}_6}) \quad (24)$$

$$N_{\text{H}_2\text{O}} = N_{\text{H}_2\text{O};\text{before}} + N_{\text{H}_2\text{O};\text{needed}, \text{C}_6\text{H}_6} \quad (25)$$

$$N_{\text{C}_6\text{H}_6} = N_{\text{C}_6\text{H}_6;\text{before}} (1 \text{ cf}_{\text{C}_6\text{H}_6}) \quad (26)$$

der  $N_{\text{H}_2}$ ,  $N_{\text{H}_2\text{O}}$ ,  $N_{\text{CO}}$  og  $N_{\text{C}_6\text{H}_6}$  er oppdaterte stoffmengder av hhv.  $\text{H}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{CO}$  og  $\text{C}_6\text{H}_6$  etter omdannelse i reaksjonen.  $\text{cf}_{\text{C}_6\text{H}_6}$  er konverteringsfaktoren til  $\text{C}_6\text{H}_6$  og  $N_{\text{H}_2\text{O};\text{needed}, \text{C}_6\text{H}_6}$  er stoffmengden  $\text{H}_2\text{O}$  som trengs i reaksjonen.

Konverteringsfaktorer for tjærereforming [13]:

$$\text{cf}_{\text{CH}_4} = 0; 8 \quad (27)$$

$$\text{cf}_{\text{C}_2\text{H}_2} = 0; 9 \quad (28)$$

$$\text{cf}_{\text{C}_2\text{H}_4} = 0; 9 \quad (29)$$

$$\text{cf}_{\text{C}_6\text{H}_6} = 0; 99 \quad (30)$$

$$\text{cf}_{\text{NH}_3} = 0; 99 \quad (31)$$

Water-Gas-Shift (i tjærereformatoren):

$$N_{\text{H}_2\text{O};\text{needed}, \text{WG-S}} = \text{cf}_{\text{CO}} N_{\text{CO};\text{produced}} \quad (32)$$

$$N_{\text{CO}_2} = N_{\text{CO}_2;\text{before}} + (\text{cf}_{\text{CO}} N_{\text{CO};\text{produced}}) \quad (33)$$

$$N_{\text{H}_2} = N_{\text{H}_2;\text{before}} + (\text{cf}_{\text{CO}} N_{\text{CO};\text{produced}}) \quad (34)$$

$$N_{\text{CO}} = N_{\text{CO};\text{before}} - (\text{cf}_{\text{CO}} N_{\text{CO};\text{produced}}) \quad (35)$$

$$N_{\text{H}_2\text{O}} = N_{\text{H}_2\text{O};\text{before}} - (\text{cf}_{\text{CO}} N_{\text{CO};\text{produced}}) \quad (36)$$

der  $N_{\text{H}_2}$ ,  $N_{\text{H}_2\text{O}}$ ,  $N_{\text{CO}}$  og  $N_{\text{CO}_2}$  er oppdaterte stoffmengder av hhv.  $\text{H}_2$ ,  $\text{H}_2\text{O}$ ,  $\text{CO}$  og  $\text{CO}_2$  etter omdannelse i reaksjonen.  $\text{cf}_{\text{CO}}$  er konverteringsfaktoren til  $\text{CO}$  og  $N_{\text{H}_2\text{O};\text{needed}, \text{WG-S}}$  er stoffmengden  $\text{H}_2\text{O}$  som trengs i reaksjonen.  $N_{\text{CO};\text{produced}}$  er summen av all  $\text{CO}$  produsert i tjærereformatoren, der det er antatt at all  $\text{CO}$  produsert blir omdannet i Water-Gas-Shift reaksjonen ( $\text{cf}_{\text{CO}} = 1$ ).

### 2.3.4 Varmevexler 1 (VVX1)

Etter tjærereformatoren er syngassen kjølt ned i en varmevexler (VVX1) der følgende ligning er brukte ut hvor stor varmeoverføringen fra syngassen er.

$$Q_{\text{VVX1},\text{sg},\text{out}} = \dot{m}_{\text{VVX1},\text{sg}} (h_3 - h_4) \quad (37)$$

der  $Q_{\text{VVX1},\text{sg},\text{out}}$  er varmeoverføringen mellom syngassen og kjølemediumet (damp) i varmevexleren,  $\dot{m}_{\text{VVX1},\text{sg}}$  er massestrømmen av syngassen gjennom varmevexleren og  $h_3$  og  $h_4$  er spesi kk entalpi av syngassen i hhv. tilstand 3 og tilstand 4.

### 2.3.5 Syregassfjerning

Til amin-basert syregassfjerning er mengden  $\text{CO}_2$  og  $\text{H}_2\text{S}$  som blir fjernet gitt ved:

$$N_{\text{CO}_2} = N_{\text{CO}_2, \text{before}} - N_{\text{CO}_2, \text{removed}} \quad (38)$$

$$N_{\text{H}_2\text{S}} = N_{\text{H}_2\text{S}, \text{before}} - N_{\text{H}_2\text{S}, \text{removed}} \quad (39)$$

$$N_{\text{CO}_2, \text{removed}} = 0,99 N_{\text{CO}_2, \text{before}} \quad (40)$$

$$N_{\text{H}_2\text{S}, \text{removed}} = 0,99 N_{\text{CO}_2, \text{before}} \quad (41)$$

der  $N_{\text{CO}_2}$  og  $N_{\text{H}_2\text{S}}$  er oppdaterte stoffmengder med hhv.  $\text{CO}_2$  og  $\text{H}_2\text{S}$ .  $N_{\text{CO}_2, \text{removed}}$  og  $N_{\text{H}_2\text{S}, \text{removed}}$  er stoffmengdene med  $\text{CO}_2$  og  $\text{H}_2\text{S}$  som blir fjernet fra syngassen.

### 2.3.6 Kompressor (5-steps med mellomkjøling)

Komprimeringen av syngassen skjer i en 5-steps kompressor til totaltrykk 24 bar. Fordelingen av arbeid utført i hvert steg blir gjort med følgende ligninger:

$$r_{P, \text{per stage}} = \frac{P_{\text{max}}}{P} \frac{1}{\text{numStages}} \quad (42)$$

$$W_{s, \text{per stage}} = \frac{k}{k-1} R_{\text{sg}} T_{\text{inlet}} \ln \left( \frac{P_{\text{outlet}}}{P_{\text{inlet}}} \right)^{\frac{1}{k}} \quad (43)$$

$$W_{a, \text{per stage}} = \frac{W_{s, \text{per stage}}}{\eta} \quad (44)$$

$$W_{\text{in}, \text{per stage}} = \dot{m}_{\text{sg}} W_{a, \text{per stage}} \quad (45)$$

der  $r_{P, \text{per stage}}$  er trykkforholdet i hvert av stegen,  $P_{\text{max}}$  og  $P$  er totaltrykket hhv ut og inn av kompressoren,  $\text{numStages}$  er antall steg,  $W_{s, \text{per stage}}$ ,  $W_{a, \text{per stage}}$  og  $W_{\text{in}, \text{per stage}}$  er hhv. det spesi kke isentropiske arbeidet, det spesi kke faktiske arbeidet og effektiviteten per steg i kompressoren der den isentropiske virkningsgraden i kompressoren er antatt å være 80%.  $P_{\text{outlet}}$  og  $P_{\text{inlet}}$  er trykket ved ut- og innløp mellom hvert steg og  $k$  er den isentropiske eksponenten (varmekapasitetsforholdet). For å finne hvor stor varme som overføres fra syngassen mellom hvert steg er følgende formler anvendt:

$$Q_{\text{in}, \text{sg}, \text{per stage}} = \dot{m}_{\text{sg}, \text{in}} (h_{\text{sg}, \text{in}} - h_{\text{sg}, \text{out}}) + \dot{m}_{\text{cond}} (h_{\text{sg}, \text{out}} - h_{\text{cond}}) \quad (46)$$

der  $h_{\text{sg}, \text{in}}$ ,  $h_{\text{sg}, \text{out}}$  er spesi kke entalpi av syngassen inn og ut av hvert steg,  $h_{\text{cond}}$  er spesi kke entalpi av kondensat,  $\dot{m}_{\text{sg}, \text{in}}$  og  $\dot{m}_{\text{cond}}$  er massestrømmen av syngassen inn i hvert steg og massestrømmen av kondensat.

### 2.3.7 Varmeveksler 2 (VWX2)

Etter kompressoren er syngassen oppvarmet i en varmeveksler (VWX2) der følgende ligning er bruk for ut hvor stor varmeoverføringen til syngassen er.

$$Q_{\text{VWX2}, \text{sg}, \text{in}} = \dot{m}_{\text{VWX2}, \text{sg}} (h_8 - h_7) \quad (47)$$

der  $Q_{\text{VWX2}, \text{sg}, \text{in}}$  er varmeoverføringen mellom syngassen og varmekilden (damp) i varmeveksleren,  $\dot{m}_{\text{VWX2}, \text{sg}}$  er massestrømmen av syngassen gjennom varmeveksleren og  $h_8$  er spesi kke entalpi av syngassen i hhv. tilstand 7 og tilstand 8.

### 2.3.8 ZnO-reaktor

I ZnO-reaktoren blir mengden  $\text{H}_2\text{S}$  kontrollert og redusert til kravet, maksimum 0,2 ppm med følgende ligninger:

$$N_{\text{H}_2\text{S}, \text{removed}} = \frac{N_{\text{H}_2\text{S}, \text{before}} - Y_{\text{H}_2\text{S}, \text{target}}}{1 - Y_{\text{H}_2\text{S}, \text{target}}} \quad (48)$$

$$N_{\text{H}_2\text{S}} = N_{\text{H}_2\text{S}, \text{before}} - N_{\text{H}_2\text{S}, \text{removed}} \quad (49)$$

der  $N_{\text{H}_2\text{S}, \text{removed}}$  er molmengden  $\text{H}_2\text{S}$  som fjernes fra gassen,  $N_{\text{H}_2\text{S}, \text{before}}$  er opprinnelig molmengde  $\text{H}_2\text{S}$  i gassen,  $N_{\text{H}_2\text{S}}$  er oppdatert molmengde  $\text{H}_2\text{S}$  i gassen og  $Y_{\text{H}_2\text{S}, \text{target}}$  er molfraksjonskravet av  $\text{H}_2\text{S}$  i syngassen ved utløpet av reaktoren.

### 2.3.9 Water-Gas-Shift reaktor

I WGS-reaktoren blir  $H_2/CO$  forholdet i syngassen regulert med følgende ligninger:

$$N_{H_2O,added} = \frac{r_{FT} N_{CO,before} N_{H_2,before}}{1 + r_{FT}} \quad (50)$$

$$N_{CO,opt} = N_{CO,before} - N_{H_2O,added} \quad (51)$$

$$N_{H_2,opt} = N_{H_2,before} + N_{H_2O,added} \quad (52)$$

$$N_{CO_2} = N_{CO_2,before} + N_{H_2O,added} \quad (53)$$

der  $N_{H_2O,added}$  er molmengden  $H_2O$  som blir tilført WGS reaksjonen for optimalt  $H_2/CO$  forhold,  $r_{FT}$  er optimalt  $H_2/CO$  forhold i Fischer-Tropsch syntesen (2,37),  $N_{CO,opt}$  og  $N_{H_2,opt}$  er optimale molmengder CO og  $H_2$  for FT og  $N_{CO_2}$  er oppdatert mengde  $CO_2$  syngassen etter WGS.

### 2.3.10 Varmeveksler 3 (VVX3)

Etter WGS reaktoren er syngassen nedkjølt i en varmeveksler (VVX3) der følgende ligning er brukt for ut hvor stor varmeoverføringen fra syngassen er.

$$Q_{VVX3,sg,out} = \dot{m}_{VVX3,sg} (h_{10} - h_{11}) \quad (54)$$

der  $Q_{VVX3,sg,out}$  er varmeoverføringen mellom syngassen og kjølemediumet (damp) i varmeveksleren,  $\dot{m}_{VVX3,sg}$  er massestrømmen av syngassen gjennom varmeveksleren, og  $h_{10}$  og  $h_{11}$  er spesi kk entalpi av syngassen i hhv. tilstand 10 og tilstand 11.

### 2.3.11 Fischer-Tropsch syntese

Fordelingen av hydrokarbonene avhenger av som sagt temperatur, trykk og  $H_2/CO$  forholdet i syngassen som vist i Figur 8 og 9. Den er også avhengig av hvilken type katalysator som brukes i FT reaktoren. I denne oppgaven er det brukt en kobolt-basert katalysator som er rapportert gi gode resultater for BG-FT prosesser. [8, 11] Fordelingen av hydrokarbonene i en kobolt-basert katalysator er tilnærmet med følgende ligninger fra Wang et al. [16]

$$= 0,2332 \frac{mf_{CO}}{mf_{H_2} + mf_{CO}} + 0,633 - 1 - 0,0039(T^{fts} - 533) \quad (55)$$

der  $\alpha$  er kjedevækstsfaktor (chain growth factor),  $mf_{CO}$  og  $mf_{H_2}$  er de molare fraksjonene av hhv. karbonmonoksid og hydrogen i syngassen,  $T^{fts}$  er temperaturen på Fischer-Tropsch reaksjonen. Kjedevækstsfaktoren blir brukt videre i følgende ligning som gir molfraksjonene av hydrokarbonene på produktsiden av FT reaksjonen:

$$= (1 - \alpha)^{n-1} \quad (56)$$

der  $\alpha$  er molfraksjonen og  $n$  er antall karbonatomer i de ulike hydrokarbonene. Videre kan oppdaterte molmengder i avgassen etter FT syntesen de nes som:

$$N_{CO} = N_{CO,before} (1 - cf_{CO,FT}) \quad (57)$$

$$N_{H_2} = N_{H_2,before} (2; 1 - N_{CO,before} cf_{CO,FT}) \quad (58)$$

der  $N_{CO}$  og  $N_{H_2}$  er oppdaterte molmengder CO og  $H_2$  i avgassen og  $cf_{CO,FT}$  er konverteringsfaktoren for CO i FT syntesen. Nye mengder av hydrokarbonene metan, etan, propan og n-butan som blir produsert i FT syntesen blir tilført avgassen ved følgende ligninger:

$$N_{CH_4} = N_{CH_4,before} + N_{CH_4,added} \quad (59)$$

$$N_{C_2H_6} = N_{C_2H_6,before} + N_{C_2H_6,added} \quad (60)$$

$$N_{C_3H_8} = N_{C_3H_8,before} + N_{C_3H_8,added} \quad (61)$$

$$N_{C_4H_{10}} = N_{C_4H_{10},before} + N_{C_4H_{10},added} \quad (62)$$

der  $N_{CH_4}$ ,  $N_{C_2H_6}$ ,  $N_{C_3H_8}$  og  $N_{C_4H_{10}}$  er oppdaterte molmengder av  $CH_4$ ,  $C_2H_6$ ,  $C_3H_8$  og  $C_4H_{10}$  i avgassen,  $N_{CH_4,added}$ ,  $N_{C_2H_6,added}$ ,  $N_{C_3H_8,added}$  og  $N_{C_4H_{10},added}$  er de tilførte molmengdene som ble utregnet med ligning (56) som gir distribusjonen av hydrokarbonene fra FT syntesen.

## 2.3.12 Turbin med tilhørende 5-steps kompressor

Kraftproduksjonen skjer i en generator drivende av en gassturbin der følgende ligninger er anvendt for effektiviteten:

$$W_a = \tau c_{p,avg} (T_{13} - T_{14s}) \quad (63)$$

$$W_{turbine} = W_a \cdot \eta_{off} \quad (64)$$

$$c_{p,avg} = \frac{c_p(T_{13}) + c_p(T_{14})}{2} \quad (65)$$

$$k = \frac{c_{p,avg}}{R_{off}} \quad (66)$$

$$T_{14s} = T_{13} \left( \frac{P_{14}}{P_{13}} \right)^{\frac{k-1}{k}} \quad (67)$$

der  $W_a$  og  $W_{turbine}$  er det faktiske spesi kke arbeidet og effektiviteten i turbinen,  $\eta_{off}$  er den isentropiske virkningsgraden i turbinen (antatt være 85%) og  $c_{p,avg}$  er den gjennomsnittlige varmekapasiteten av tilstand 13 og 14,  $T_{14}$  er isentropisk utløpstemperatur i turbinen,  $k$  er eksponent for en isentropisk prosess og  $R_{off}$  er gasskonstanten for avgassen. En 5-steps kompressor er koblet til turbinakslingen for å komprimere luft som oksidant til brennkammeret. Her er følgende formler brukt:

$$r_{P,per\ stage, air} = \frac{P_{max}}{P}^{\frac{1}{numStages}} \quad (68)$$

$$W_{s,per\ stage, air} = \frac{k R_{sg} T_{inlet}}{k-1} \left( \frac{P_{outlet}}{P_{inlet}} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \quad (69)$$

$$W_{a,per\ stage, air} = \frac{W_{s,per\ stage}}{C} \quad (70)$$

$$W_{in,per\ stage, air} = \dot{m}_{air} W_{a,per\ stage, air} \quad (71)$$

der  $r_{P,per\ stage}$  er trykkforholdet i hvert av stegene,  $P_{max}$  og  $P$  er totaltrykket hhv ut og inn av kompressoren,  $numStages$  er antall steg,  $W_{s,per\ stage}$  og  $W_{in,per\ stage}$  er hhv. det spesi kke isentropiske arbeidet, det spesi kke faktiske arbeidet og effektiviteten per steg i kompressoren,  $\eta_{off}$  er den isentropiske virkningsgraden i kompressoren og antatt være 80%.  $P_{outlet}$  og  $P_{inlet}$  er trykket ved ut- og innløp mellom hvert steg og  $k$  er polytropisk eksponent for en isentropisk prosess.

## 2.3.13 Generator og kraftproduksjon

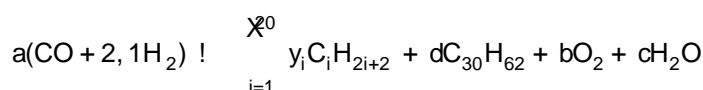
På samme aksling som turbinen med den tilhørende kompressoren er det koblet en generator som produserer strøm både til drift av anlegget og videre utsett. Følgende formel er brukt for å beregne kraftproduksjonen i generatoren:

$$W_{gen} = \eta_{gen} W_{turbine} \prod_{n=1}^{numStages} W_{in,per\ stage, air} \quad (72)$$

der  $W_{gen}$  og  $\eta_{gen}$  er hhv. elektrisk effektivitet og virkningsgrad i generatoren,  $W_{turbine}$  er mekanisk effektivitet i gassturbinen og  $W_{in,per\ stage, air}$  er effektbehovet per steg i luftkompressoren. Virkningsgraden i generatoren er antatt være 98%.

## 2.3.14 Utregning av resultater

For å finne ut hvor mye FT biodiesel og biobensin som kan produseres i anlegget, er fordelingen av molmengder FT-produkter gitt av ligning (56) konverteres til massemengder. Siden massen av FT-reaktante er lik massen av FT-produktene ifølge prinsippet for bevaring av masse, kan massebalanser utredes for FT syntesen.





der

$$d = 1 \sum_{i=1}^{X^0} y_i \quad (73)$$

Massebalanseelementbasis:

$$C: \quad a = \sum_{i=1}^{X^0} y_i (i + 30) + 1 \sum_{i=1}^{X^0} y_i = \sum_{i=1}^{X^0} y_i (i + 30) + 30 \quad (74)$$

$$O_2: \quad b = \frac{1}{2} (a - c) \quad (75)$$

$$H_2: \quad c = 2; \quad 1a \sum_{i=1}^{X^0} y_i (i + 1) + 31 \sum_{i=1}^{X^0} y_i = 1; \quad 1 \sum_{i=1}^{X^0} y_i + 33 \sum_{i=1}^{X^0} y_i + 32 \quad (76)$$

Dermed kan massemengdene av hydrokarbonene beregnes individuelt for de hydrokarbonene i biogassproduksjon (avgasser), FT dieselproduksjon og FT biobensinproduksjon.

$$m_{FT,off} = N_{biomass} N_{CO, converted} \frac{1}{a} \sum_{i=1}^{X^4} y_i M_i \quad (77)$$

$$m_{FT,biopetrol} = N_{biomass} N_{CO, converted} \frac{1}{a} \sum_{i=5}^{X^1} y_i M_i \quad (78)$$

$$m_{FT,biodiesel} = N_{biomass} N_{CO, converted} \frac{1}{a} \sum_{i=12}^{X^0} y_i M_i \quad (79)$$

der  $m_{FT,off}$ ,  $m_{FT,biopetrol}$  og  $m_{FT,biodiesel}$  er massene av hhv. avgasser, FT biobensin og FT biodiesel fra Fischer-Tropsch syntesen.  $y_i$  er molfraksjonen og  $M_i$  er molarmassen til de ulike hydrokarbonene.  $N_{biomass}$  og  $N_{CO, converted}$  er stoffmengdene av biomassen og karbonmonoksiden som blir konvertert i FT reaksjonen.

### 2.3.15 Utregning av energi- og eksergivirkningsgrader

Den totale energivirkningsgraden i anlegget, og 1. lovs virkningsgrad, er beregnet basert på nedre og øvre brennverdier av den gassi serte biomassen inn i prosessen og bensin og diesel ut av prosessen. Dette er som to ulike scenario der det enten blir overført varme til komponenter fra eksterne kilder, eller at varmen blir overført fra varmekilder internt i anlegget. Dersom sistnevnte scenario er aktuelt, kan høyere totale energi- og eksergivirkningsgrader oppnå. For oppnådd scenario med varmeoverføring fra eksterne kilder er ligning (80) og (81) anvendt.

$$I_{LHV,aux} = \frac{LHV_{petrol} m_{petrol} + LHV_{diesel} m_{diesel} + W_{power,net}}{Q_{net} + W_{in} + LHV_{biomass} m_{biomass}} \quad (80)$$

$$I_{HHV,aux} = \frac{HHV_{petrol} m_{petrol} + HHV_{diesel} m_{diesel} + W_{power,net}}{Q_{net} + W_{in} + HHV_{biomass} m_{biomass}} \quad (81)$$

der  $I_{LHV,aux}$  og  $I_{HHV,aux}$  er energivirkningsgrader for hhv. nedre- og øvre brennverdi,  $LHV_{petrol}$ ,  $LHV_{diesel}$  og  $LHV_{biomass}$  er nedre brennverdier til bensin, diesel og biomasse,  $HHV_{petrol}$ ,  $HHV_{diesel}$  og  $HHV_{biomass}$  er øvre brennverdier til bensin, diesel og biomasse,  $W_{power,net}$  er netto kraftproduksjon i anlegget,  $W_{in}$  er totalt energibehov og  $Q_{net}$  er det totale varmebehovet fra eksterne kilder. De øvre og nedre brennverdiene for diesel og bensin er hentet fra nettsidene til Engineering Toolbox. [17] For biomassen er brennverdiene hentet fra bacheloroppgaven til Harneshaug og Solheimslid. [7] Dersom varmebehovet  $Q_{net}$  kan komme fra interne kilder i anlegget, kan dette behovet strykes ut av ligningene. For et slik scenario blir de totale energivirkningsgradene de nert som i ligning (82) og (83).

$$I_{LHV} = \frac{LHV_{petrol} m_{petrol} + LHV_{diesel} m_{diesel} + W_{power,net}}{W_{in} + LHV_{biomass} m_{biomass}} \quad (82)$$

$$I_{HHV} = \frac{HHV_{petrol} m_{petrol} + HHV_{diesel} m_{diesel} + W_{power,net}}{W_{in} + HHV_{biomass} m_{biomass}} \quad (83)$$

Eksergivirkningsgraden eller 2. lovs virkningsgrad i anlegget er basert på kjemiske eksergien i biomassen, diesel og bensin der den kan de neres for scenario med eksterne varmekilder som i ligning (84).

$$I_{l,aux} = \frac{ex_{petrol} m_{petrol} + ex_{diesel} m_{diesel} + W_{power,net}}{Ex_{heat} + W_{in} + ex_{biomass} m_{biomass}} \quad (84)$$

der  $\eta_{aux}$  og  $\eta_{aux}$  er eksergivirkningsgradene  $ex_{petrol}$ ,  $ex_{diesel}$  og  $ex_{biomass}$  er spesi kk kjemisk eksergi til bensin, diesel og biomasse  $W_{power,net}$  er netto kraftproduksjon i anlegget  $W_{in}$  er totalt energibehov og  $ex_{heat}$  er det totale termiske behovet for eksergioverføring fra eksterne kilder. Samme rate som med energivirkningsgradene  $ex_{heat}$  strøket fra ligning (84) dersom varmebehovet kan oppfylles fra interne varmekilder. Da blir eksergivirkningsgraden angitt som i ligning (85)

$$\eta = \frac{ex_{petrol} m_{petrol} + ex_{diesel} m_{diesel} + W_{power,net}}{W_{in} + ex_{biomass} m_{biomass}} \quad (85)$$

Spesi kk kjemisk eksergi for biomassen er hentet fra bacheloroppgaven til Harneshaug og Solheimslid.[7] Spesi kk kjemisk eksergi for bensin og diesel er beregnet basert på øvre brennverdier der en eksergigradsfunksjon er de nert som forholdet mellom drivstoffets kjemiske eksergi og øvre brennverdi av drivstoffet der 0,99 er brukt for bensin og diesel. [18]

$$ex_{petrol} = f \cdot HHV_{petrol} \quad (86)$$

$$ex_{diesel} = f \cdot HHV_{diesel} \quad (87)$$

## 2.4 Bearbeiding av resultater

Resultatene fra drivstoffproduksjonen er videre brukte for å finne ut hvor mange kjøretøy som kan suppleres med produsert mengde drivstoff per år. Dette er de endelige resultatene av dette bachelorprosjektet som blant annet viser hvor stort antall og tilsvarende prosentandel av ulike kjøretøystyper i Hordaland fylke som kan suppleres med FT biobensin og FT biodiesel fra anlegget, i tillegg til CO<sub>2</sub>-utslipp spart fra ikke-fornybare kilder. Hordaland ble i 2019 sammen med Sogn og Fjordane og Vestland fylke ble dannet basert på to tidligere fylkene. Likevel er tall fra den gamle Hordalandsregionen brukt i dette prosjektet for å kunne sammenligne og vurdere resultatene overfor resultater for hydrogenproduksjon fra Renkel og Lømmen [9] og bacheloroppgaven til Renkel [5]. De ulike kjøretøystypene med gjennomsnittlig kjørelengde, antall kjøretøy i Hordaland, drivstofforbruk og CO<sub>2</sub>-utslipp er gitt i Tabell 5, 6 og 7, der det i kolonnen for totalt antall kjøretøy også er medberegnet kjøretøyer som er på gass. Dataene er hentet fra websidene til Statistisk sentralbyrå (SSB) [19, 20, 21].

Kjøretøy	Arlig kjørelengde (km/år)	Antall bensinkj.	Antall dieselkj.	Totalt antall kjøretøy
Personbil	11 410	86 238	101 676	187 918
Taxi	63 521	-	-	922
Buss	31 527	14	1 006	1 020
Varebil	12 439	1 662	33 381	35 053
Lett lastebil	30 149	150	4 452	4 608
Tung lastebil	30 149	150	4 452	4 608

Tabell 5: Ulike data for kjøretøyer i Hordaland (2019) [19, 20]

Kjøretøy	Drivstofforbruk per kjøretøy (bensin) (kg/km)	Drivstofforbruk per kjøretøy (diesel) (kg/km)
Personbil	0,04999	0,04104
Taxi	0,04999	0,04104
Buss	-	0,26984
Varebil	0,05453	0,05737
Lett lastebil	0,15379	0,31795
Tung lastebil	0,15379	0,31795

Tabell 6: Drivstofforbruk for ulike kjøretøyer (2019) [21]

Kjøretøy	CO <sub>2</sub> -utslipp per kjøretøy (bensin) (kg/km)	CO <sub>2</sub> -utslipp per kjøretøy (diesel) (kg/km)
Personbil	0,15647	0,13009
Taxi	0,15647	0,13009
Buss	-	0,8554
Varebil	0,17069	0,18185
Lett lastebil	0,48137	1,0079
Tung lastebil	0,48137	1,0079

Tabell 7: CO<sub>2</sub>-utslipp for ulike kjøretøyer (2019) [21]

### 3 Resultat

Resultatene av dette prosjektet er gitt i delkapitlene under. Produksjonen av FT biodrivstoffer og elektrisitet er varierende på grunn av en rekke variabler som f. eks. gassi seringstemperatur, fuktighet i biomassen og temperatur i Fischer-Tropsch syntesen. Derfor er det presentert resultater for ulike scenarier som tar hensyn til disse variablene. I tillegg vil den totale virkningsgraden på anlegget variere ved nevnte variabler, noe som er presentert og vurdert i delkapittel 3.2. Oversikten over hvor mange kjøretøy som kan suppleres med FT biodrivstoffer fra anlegget er presentert i delkapittel 3.3.

#### 3.1 Produksjon av FT biobensin, FT biodiesel og elektrisitet

De tre hovedproduktene ut av anlegget er FT biobensin, FT biodiesel og elektrisitet. I delkapittel 3.1.1 og 3.1.2 under er resultatene delt opp for hhv. 10 wt% og 34wt% fuktighet i biomassen. 3.1.1 tar for seg et produksjonsscenario der biomassen blir tørket til 10wt% i en industriell tørketrommel i delprosess A før gassi sering i delprosess B. Tørkeprosessen av biomassen er basert på samme prosess til Swanson et al. [8] I delkapittel 3.1.2 blir biomassen utørket til gassi sering med en 34wt%, som er basert på gjennomsnittlig fuktighet i det uorganiske avfallet i Bergen. [7] Tallene for kraftproduksjonen er angitt som netto produksjon av anlegget. Dette betyr at det er disse resultatene som man eventuelt kan levere videre ut på markedet, og driften av begge kompressorene er derfor inkludert i disse tallene og trukket fra elektrisitetsproduksjonen direkte ut i fra generatoren.

##### 3.1.1 Produksjonsresultat med biomasse tørket til 10wt%

Produksjonsresultater for tørket biomasse ved ulike gassi seringstemperaturer er presentert i Tabell 8, der temperaturen i Fischer-Tropsch syntesen er satt til 200°C.

Gassi seringstemperatur (°C)	FT Biobensin (kg/år)	FT Biodiesel (kg/år)	Kraftproduksjon (MWh)
800	1 959 377	1 650 701	7 192
850	1 903 385	1 603 529	6 458
880	1 836 428	1 547 121	5 829

Tabell 8: FT biobensin-, FT biodiesel- og kraftproduksjon med biomasse tørket til 10wt% fuktighet før gassi sering og FT-temperatur på 200°C

Samme resultater for produksjon av FT biobensin og biodiesel er presentert grafisk i Figur 11. Kraftproduksjonen ved FT-temperatur på 200°C er vist i Figur 12.

Figur 11: FT drivstoffproduksjon med tørket biomasse til 10wt% fuktighet og FT-temperatur på 200°C

Figur 12: Kraftproduksjon med tørket biomasse til 10wt% fuktighet og FT-temperatur 220°C

Dersom temperaturen i Fischer-Tropsch syntesen økes til 220 °C, blir avkastningen av FT-produktene noe annerledes. Her kan det merkes at distribusjonen av hydrokarbonene fra FT-syntesen blir yttet i favør av lettere hydrokarboner. Derfor er avkastningen av FT biobensin og kraftproduksjonen generelt høyere ved FT-temperatur 220°C, og produksjonen av de tyngre hydrokarbonene i FT biodiesel er generelt lavere. Tabell 9 under viser denne forskyvningen.

Gassi seringstemperatur (°C)	FT Biobensin (kg/år)	FT Biodiesel (kg/år)	Kraftproduksjon (MWh)
800	2 511 494	1 300 278	12 301
850	2 439 724	1 263 121	11 508
880	2 353 901	1 218 687	10 599

Tabell 9: FT biobensin-, FT biodiesel- og kraftproduksjon med biomasse tørket til 10wt% fuktighet før gassi sering og FT-temperatur på 220°C

Figur 13 viser tydelig hvordan favoriseringen av lettere hydrokarboner som følge av økning i FT-temperatur endrer avkastningen av FT biodrivstoffer. Det samme gjelder kraftproduksjonen i Figur 14 som er generelt høyere ved økning i FT temperatur fra 200 °C til 220 °C.

Figur 13: FT drivstoffproduksjon med tørket biomasse til 10wt% fuktighet og FT-temperatur 220°C

Figur 14: Kraftproduksjon med tørket biomasse til 10wt% fuktighet og FT-temperatur 200°C

## 3.1.2 Produksjonsresultat med 34wt% fuktighet i biomassen

For å få satt i perspektiv hvordan tørkingen av biomassen i delprosessen påvirker de endelige resultatene er det i dette delkapitlet presentert resultater for FT biodrivstoff og kraftproduksjon ved utørket biomasse inn i gassi seringsprosessen. Resultatene for utørket biomasse er derfor basert på gjennomsnittlige fuktighetsnivået i det uorganiske avfallet i Bergen på 34wt% som er basert på bacheloroppgaven til Harneshaug og Solheimslid. [7] Produktavkastningen er gitt i Tabell 10 for de ulike gassi seringstemperaturene.

Gassi seringstemperatur (°C)	FT Biobensin (kg/år)	FT Biodiesel (kg/år)	Kraftproduksjon (MWh)
800	1 596 372	1 344 883	3 626
850	1 516 152	1 277 300	2 664
880	1 434 166	1 208 230	1 670

Tabell 10: FT biobensin-, FT biodiesel- og kraftproduksjon med 34wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur 200°C

Fra Tabell 10 og grafene i Figur 15 ser man at fordelingen av hydrokarbonene og dermed fordelingen av FT biobensin og biodiesel ligger nok så uavhengig av fuktigheten i biomassen. Derimot ser man at fuktighetsnivået spiller en stor rolle på hvor stor avkastningen blir av de ulike produktene og elektrisitet i anlegget.

Figur 15: FT drivstoffproduksjon med 34wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur 200°C

Det samme gjelder for kraftproduksjonen i Figur 16, der en økning i fuktighetsnivået i biomassen spiller inn negativt

pa netto kraftproduksjon i anlegget.

Figur 16: Kraftproduksjon med tørket biomasse til 34wt% fuktighet og FT-temperatur 200°C

Med en økt FT temperatur fra 200°C til 220°C ser man fortsatt de samme tendensene med fuktighetsnivå i biomassen. En økning i fuktighetsnivå i biomassen fører til at produktavkastningen i anlegget bli lavere, som vist i Tabell 11.

Gassi seringstemperatur (°C)	FT Biobensin (kg/år)	FT Biodiesel (kg/år)	Kraftproduksjon (MWh)
800	2 046 201	1 059 382	7 981
850	1 943 376	1 006 146	6 805
880	1 838 288	951 739	5 628

Tabell 11: FT biobensin-, FT biodiesel- og kraftproduksjon med 34wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur 200°C

Figur 17: FT drivstoffproduksjon med 34wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur 220°C

Figur 18: Kraftproduksjon med 34wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur på 220°C

### 3.2 Energi- og eksergivirkningsgrader av anlegget

For å finne ut hvor effektivt anlegget er mtp. energiutnyttelse av biomassen og hvordan de ulike variablene påvirker effektiviteten, er det utregnet energi- og eksergivirkningsgrader av anlegget. Energivirkningsgradene er basert på verdiene av biomassen inn i gassiseren, energi- og varmebehovet generelt i anlegget, netto kraftproduksjon og brennverdiene av drivstoffproduktene ut av anlegget. Når det gjelder brennverdier, er det tatt hensyn til både øvre og nedre brennverdier i biomassen og drivstoffproduktene og hvordan denne variasjonen påvirker virkningsgradene i anlegget.

Videre er det sett på hvordan varmebehovet kan oppfylles internt i anlegget uten behov for eksterne varmekilder i en integrert dampsyklus. Disse verdiene er angitt som virkningsgrader uten eksterne varmekilder og vil naturligvis ligge høyere enn virkningsgradene der eksterne varmekilder er inkludert i beregningen. I beregningene der eksterne varmekilder er inkludert er det tørketrommelen i delprosess A og varmeveksler 2 (VVX2) i delprosess E som utgjør det totale behovet for oppvarming i anlegget.

Eksergivirkningsgraden, også kalt 2. lovs virkningsgrad, tar utgangspunkt den kjemiske eksergien i biomassen og drivstoffproduktene i tillegg til den termiske eksergien som tilføres til oppvarming i tørketrommelen og varmeveksler 2. Derfor vil denne virkningsgraden se på hvordan effektiviteten i anlegget er i forhold til et tilsvarende ideelt og reversibelt system, og forteller derfor om det er mulig gjøre forbedringer i anlegget og eventuelt også hvor disse forbedringspotensialene ligger.

#### 3.2.1 Energivirkningsgrader med eksterne varmekilder

Dersom tilgjengelig varme fra de ulike delprosessene ikke brukes igjen i anlegget og kjølesbort, må varmebehovet oppfylles av eksterne varmekilder. Derfor er det her sett på energi- og eksergivirkningsgradene for et slikt anlegg med hensyn til variasjoner i gassiseringstemperatur, fuktighet i biomassen og temperatur i Fischer-Tropsch syntesen. Naturligvis vil disse virkningsgradene ligge lavere enn et anlegg med integrert dampsyklus, slik som vist i delkapittel 3.2.2.

Gassi seringstemperatur (°C)	Energivirkningsgrad (LHV)	Energivirkningsgrad (HHV)
800	38,02%	33,91%
850	36,59%	32,66%
880	34,92%	31,19%

Tabell 12: Energivirkningsgrader med eksterne varmekilder, 10wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur på 220°C

Gassi seringstemperatur (°C)	Energivirkningsgrad (LHV)	Energivirkningsgrad (HHV)
800	43,77%	38,86%
850	42,17%	37,46%
880	40,29%	35,81%

Tabell 13: Energivirkningsgrader med eksterne varmekilder, 10wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur

Gassi seringstemperatur (°C)	Energivirkningsgrad (LHV)	Energivirkningsgrad (HHV)
800	29,22%	26,16%
850	27,15%	24,34%
880	25,03%	22,47%

Tabell 14: Energivirkningsgrader med eksterne varmekilder, 34wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur

Gassi seringstemperatur (°C)	Energivirkningsgrad (LHV)	Energivirkningsgrad (HHV)
800	34,04%	30,30%
850	31,73%	28,28%
880	29,39%	26,22%

Tabell 15: Energivirkningsgrader med eksterne varmekilder, 34wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur

### 3.2.2 Energivirkningsgrader uten eksterne varmekilder

Ved gjenbruk av tilgjengelig varme internt i anlegget kan dette bli utnyttet til å oppfylle varmebehovet i tørketrommelen og varmeveksler 2 (VVX2). Derfor kan generelt høyere energivirkningsgrader oppnås som presentert fra Tabell 16 til Tabell 19.

Gassi seringstemperatur (°C)	Energivirkningsgrad (LHV)	Energivirkningsgrad (HHV)
800	39,98%	35,38%
850	38,49%	34,08%
880	36,75%	32,55%

Tabell 16: Energivirkningsgrader uten eksterne varmekilder, 10wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur

Gassi seringstemperatur (°C)	Energivirkningsgrad (LHV)	Energivirkningsgrad (HHV)
800	46,04%	40,54%
850	44,37%	39,09%
880	42,41%	37,38%

Tabell 17: Energivirkningsgrader uten eksterne varmekilder, 10wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur

Gassi seringstemperatur (°C)	Energivirkningsgrad (LHV)	Energivirkningsgrad (HHV)
800	30,80%	27,34%
850	28,64%	25,45%
880	26,41%	23,51%

Tabell 18: Energivirkningsgrader uten eksterne varmekilder, 34wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur

Gassi seringstemperatur (°C)	Energivirkningsgrad (LHV)	Energivirkningsgrad (HHV)
800	35,89%	31,68%
850	33,47%	29,57%
880	31,01%	27,44%

Tabell 19: Energivirkningsgrader uten eksterne varmekilder, 34wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur

### 3.2.3 Eksergiovirkningsgrader med og uten eksterne varmekilder

Eksergiovirkningsgradene i anlegget er generelt lavere enn de tilsvarende energivirkningsgradene, som vist i Tabell 20 til 23 under. Man ser likevel at eksergiovirkningsgraden kan generelt økes med hjelp av integrert dampsyklus slik som vist i



kolonnene for virkningsgrader uten eksterne varmekilder.

Gassi seringstemperatur (°C)	Eksergivirkn. m/ ekst. varmekilder	Eksergivirkn. u/ ekst. varmekilder
800	32,35%	33,50%
850	31,15%	32,26%
880	29,74%	30,82%

Tabell 20: Eksergivirkingsgrader med og uten eksterne varmekilder, 10wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur p 200°C

Gassi seringstemperatur (°C)	Eksergivirkn. m/ ekst. varmekilder	Eksergivirkn. u/ ekst. varmekilder
800	37,09%	38,41%
850	35,75%	37,03%
880	34,18%	35,41%

Tabell 21: Eksergivirkingsgrader med og uten eksterne varmekilder, 10wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur p 220°C

Gassi seringstemperatur (°C)	Eksergivirkn. m/ ekst. varmekilder	Eksergivirkn. u/ ekst. varmekilder
800	24,94%	25,88%
850	23,21%	24,08%
880	21,42%	22,24%

Tabell 22: Eksergivirkingsgrader med og uten eksterne varmekilder, 34wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur p 200°C

Gassi seringstemperatur (°C)	Eksergivirkn. m/ ekst. varmekilder	Eksergivirkn. u/ ekst. varmekilder
800	28,92%	30,00%
850	26,98%	28,00%
880	25,02%	25,98%

Tabell 23: Eksergivirkingsgrader med og uten eksterne varmekilder, 34wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur p 220°C

### 3.3 Oversikt over antall kjøretøyer som kan suppleres med FT drivstoffer

Med bakgrunn i resultatene for FT biodrivstoff- og kraftproduksjon, er det klart at tørket biomasse og gassi seringstemperatur p 800°C er det scenarioet som gir den største produktavkastningen og i tillegg de høyeste virkningsgradene i anlegget. Derfor er dette scenarioet utvalgt og brukt videre i en oversikt over hvor mange kjøretøy man eventuelt kan supplere i Hordalandregionen ved produksjonen av FT biobensin og biodiesel fra anlegget, der gjennomsnittlig kjorelengder og drivstofforbruk for ulike kjøretøystyper som gitt i Tabell 5 og 6 er basis.

Her er det tatt hensyn til de to aktuelle temperaturene for FT syntesen, 200°C og 220°C, som har stor innvirkning på fordelingen av FT-produktene. Som vist i i delkapittel 3.1 og 3.2 vil en FT temperat 200°C favorisere lengre og tyngre hydrokarboner, og dermed blir avkastningen av FT biodiesel relativt høy. Derimot vil en FT temperat 220°C favorisere de lettere hydrokarbonene, som igjen fører til høyere avkastning av FT biobensin og kraftproduksjon.

Det er verdt å notere at antall kjøretøyer i Tabell 24 og 27 representerer det teoretiske antallet bensin- og dieselkjøretøyer som er mulig å supplere basert på produksjonen av FT biobensin og biodiesel. Derfor kan disse tallene overstige antall bensin- dieselkjøretøyer i Hordaland som angitt i Tabell 5. De prosentvise satsene i Tabell 25 og 28 derimot viser hvor mange bensin- og dieselkjøretøy som kan suppleres prosentvis i forhold til totalt antall kjøretøy i Hordaland som vist i Tabell 5.

#### 3.3.1 Antall kjøretøyer som kan suppleres med FT drivstoffer med FT-temperatur p 200°C

Resultatene for et produksjonsscenario med FT temperat 200°C er vist i Tabell 24 og 25. Det kan nevnes at dette scenarioet produserer relativt mye FT biodiesel og er derfor mer egnet for supplering av ulike tungtransportkjøretøy,

varebiler og busser som i de neste tilfelle oppa diesel. Antall kjøretøyer for hver individuelle kjøretøystype gjelder for hele produksjonskapasiteten av anlegget.

Kjøretøy	Antall bensinkjøretøy	Antall dieselskjøretøy	Totalt (bensin og diesel)
Personbil	3 435	3 525	6 960
Taxi	617	633	1 250
Buss	-	194	194
Varebil	2 889	2 313	5 202
Lett lastebil	423	172	595
Tung lastebil	423	172	595

Tabell 24: Antall kjøretøyer som kan suppleres med FT drivstoffer med FT-temperatur på 200°C

Kjøretøy	Antall bensinkjøretøy	Antall dieselskjøretøy	Totalt (bensin og diesel)
Personbil	1,83%	1,88%	3,70%
Taxi	66,92%	68,68%	135,60%
Buss	-	19,02%	19,02%
Varebil	8,24%	6,60%	14,84%
Lett lastebil	9,17%	3,74%	12,91%
Tung lastebil	9,17%	3,74%	12,91%

Tabell 25: Prosentvis antall kjøretøyer som kan suppleres av antall registrerte kjøretøy Hordaland med FT drivstoffer med FT-temperatur på 200°C

Figur 19: Antall kjøretøy som kan suppleres med FT biodrivstoffer med FT-temperatur på 200°C

Videre er det i Tabell 26 regnet ut hvor mye tonn CO<sub>2</sub> som på årsbasis kan bli spart fra ikke-fornybare kilder. Mengden er lik for alle kjøretøystyper siden den er beregnet for gjennomsnittlige kjørelengder for de ulike kjøretøystypene.

Kjøretøy	CO <sub>2</sub> -utslipp spart (bensin) (t/ar)	CO <sub>2</sub> -utslipp spart (diesel) (t/ar)	Totalt (t/ar)
Personbil	6 133	5 232	11 365
Taxi	6 133	5 232	11 365
Buss	-	5 233	5 233
Varebil	6 133	5 232	11 366
Lett lastebil	6 133	5 233	11 366
Tung lastebil	6 133	5 233	11 366

Tabell 26: CO<sub>2</sub>-utslipp spart fra ikke-fornybare kilder med FT-temperatur på 200°C

### 3.3.2 Antall kjøretøyer som kan suppleres med FT drivstoffer med FT-temperatur på 220°C

Som vist i Tabell 27 og 28 vil antall bensinkjøretøy som kan suppleres kunne økes ved FT-temperaturen til 220°C. Derfor vil dette scenarioet egne seg bedre dersom det er mulig å supplere personbiler, taxier og andre kjøretøystyper som

normalt går på bensin.

Kjøretøy	Antall bensinkjøretøy	Antall dieselskjøretøy	Totalt (bensin og diesel)
Personbil	4 403	2 777	7 180
Taxi	791	499	1 290
Buss	-	153	153
Varebil	3 703	1 822	5 525
Lett lastebil	542	136	677
Tung lastebil	542	136	677

Tabell 27: Antall kjøretøyer som kan suppleres med FT drivstoffer med FT-temperatur 220°C

Kjøretøy	Antall bensinkjøretøy	Antall dieselskjøretøy	Totalt (bensin og diesel)
Personbil	2,34%	1,48%	3,82%
Taxi	85,78%	54,10%	139,88%
Buss	-	14,98%	14,98%
Varebil	10,56%	5,20%	15,76%
Lett lastebil	11,75%	2,94%	14,70%
Tung lastebil	11,75%	2,94%	14,70%

Tabell 28: Prosentvis antall kjøretøyer som kan suppleres av antall registrerte kjøretøy Hordaland med FT drivstoffer med FT-temperatur 220°C

Figur 20: Antall kjøretøy som kan suppleres med FT biodrivstoffer med FT-temperatur 220°C

I Tabell 29 er CO<sub>2</sub>-utslippene som blir spart fra ikke-fornybare kilder angitt. I forhold til verdiene i Tabell 26 er de totale mengdene for CO<sub>2</sub>-utslipp spart høyere ved FT-temperatur 220°C. Dette skyldes at den totale avkastningen av FT-biodrivstoffer er noe høyere ved økt FT-temperatur 220°C.

Kjøretøy	CO <sub>2</sub> -utslipp spart (bensin) (t/ar)	CO <sub>2</sub> -utslipp spart (diesel) (t/ar)	Totalt (t/ar)
Personbil	7 861	4 122	11 983
Taxi	7 861	4 122	11 983
Buss	-	4 122	4 122
Varebil	7 861	4 122	11 983
Lett lastebil	7 861	4 122	11 983
Tung lastebil	7 861	4 122	11 983

Tabell 29: CO<sub>2</sub>-utslipp spart fra ikke-fornybare kilder med FT-temperatur 220°C

## 4 Diskusjon

Det er gjort noen antagelser og forenklinger underveis i prosjektet som er avvikende. Blant annet er det antatt i energi- og massebalansene at syngassen og avgassen er ideelle gasser og endringer i kinetisk og potensiell energi i anlegget er neglisjert. Videre er det også antatt stasjonær drift av anlegget som innebærer ingen endring i massestrømmer inn og ut av anlegget.

Når det gjelder kompressorene og gassturbinen er det faktiske arbeidet regnet ut fra det tilsvarende isentropiske arbeidet i prosessene der isentropiske virkningsgrader er bestemt basert på de samme antagelser som oppgitt i boka "Thermodynamics: An Engineering Approach" fra Cengel et al. [22] Her er det antatt at gassturbinen har en isentropisk virkningsgrad på 85% og kompressorene opererer med isentropisk virkningsgrad på 80% som er normale antagelser for moderne innretninger. Generatoren er antatt å operere med en elektrisk virkningsgrad på 98% som også er normalt for en moderne generator.

I tjørereformatoren er de ulike konverteringsfaktorene for hydrokarbonreformingene og den reverserte ammoniakksyntesen hentet fra et "Goal Design" fra 2005-rapporten til National Renewable Energy Laboratory (NREL). [13] Siden rapporten er ca. 15 år gammel er det antatt at man har klart opp disse faktorene per dags dato og at de derfor er gjeldende for tilsvarende prosesser som her i dette prosjektet. Det er på bakgrunn av en viss usikkerhet om disse faktorene faktisk er opprøplige med dagens teknologi og det er mulig lavere verdier er mer realistiske.

For Fischer-Tropsch syntesen er det antatt at distribusjonen av hydrokarboner på produkt siden skjer uten overlapping mellom fasene. Det vil si at de tre første hydrokarbonene (metan, etan, propan og n-butan) er alle i gassfase og separeres dermed fra de tyngre og antatt å utvandre hydrokarbonene fra pentan) og oppover. I realiteten vil stoffene fordele seg i både gass- og væskefase i henhold til det gjeldende gass-væske-likevekt (engelsk: vapour-liquid-equilibrium (VLE)) i tilstanden hvor væske og gass separeres. Derfor vil det være noe overlapp mellom gassformige og utvandre hydrokarboner der litt av de tre første hydrokarbonene som er antatt å utvandre avgasser vil være i væskefase. Det samme gjelder andre der litt av de tyngre hydrokarbonene fra pentan og oppover som er antatt å utvandre vil være i gassfase. Derfor ville både kraftproduksjonen i delprosess G og avkastningen av FT biodrivstoffer generelt vært noe lavere i realiteten. Forenklinger er gjort for mengden vanddamp på produkt siden av reaksjonen, der det er antatt full separering av vanddampen fra avgassen og de andre FT-produktene. Konverteringsfaktoren for karbonmonoksid (reaksjonen er satt til 0,98 i en kobolt-basert katalysator. Dette er basert på resultatene fra en lignende "once-through" prosess fra Im-Orb et al. [11]

Ved utregningene av kjedevekstfaktorer det mange varianter som finnes. I utgangspunktet ble ligningen som er gitt i Im-Orb et al brukt i dette prosjektet for å finne distribusjonen av hydrokarbonene.[11] Men det var en viss usikkerhet rundt enhetene som ble brukt i formelen. I tillegg ble det erfart at ligningen ikke var beregnet for høye trykk, men det er usikkert om dette skyldes feil bruk av enheter i formelen. Etter prøvd å få kontakt med forfatterne av artikkelen angående oppklaring av enheter uten hell, ble det besluttet å bruke den alternative ligning for kjedevekstfaktor fra Wang et al. [16]

De endelige resultatene fra prosjektet er tall som er sammenlignbare med tall fra de to tidligere nevnte bachelorprosjektene som omfatter hydrogenproduksjon fra det samme anlegget, i tillegg til to publiserte rapporter som er begge basert på de to bachelorprosjektene. [5, 4, 9, 23]. Derfor er det interessant å se hvordan produksjonsresultatene fra en BG-FT prosess med FT biobensin og biodiesel ligger i forhold til hydrogenproduksjonen. Det gjelder prosessen med hydrogenproduksjon fra biomasse er det mange delprosesser som er likt i forhold til BG-FT. For det første blir biomassen kværnet opp og på samme måte brukt som "fuel" i en gassiserer. Videre er også prosessen med rensingen av syngassen (delprosess C i prosess ytskjemaet) lik i begge prosessene. Hovedforskjellen ligger i hvordan syngassen blir prosessert videre der en trykksvingadsorberer (engelsk: pressure swing adsorber (PSA)) er brukt i hydrogenproduksjonen for å separere det produserte hydrogenet fra avgassen. [13]

Resultatene og avkastningen fra hydrogenproduksjon basert på samme dataene gir en utregnet produksjonskapasitet på 2 367 tonn H<sub>2</sub> per år ved gassi seringstemperatur på 300°C. [6] De totale energivirkningsgradene for nedre og øvre brennverdier for komprimert hydrogen (350 bar) er hhv. 43,9% og 51,9% i anlegget, og eksergiovirkningsgraden ligger på 40,4%. I korte trekk ligger virkningsgradene her generelt høyere enn de som er beregnet for BG-FT anlegget med gassi seringstemperatur på 300°C i dette prosjektet. Antall kjøretøyer som kan suppleres med hydrogen og prosentvis andel i forhold til bilparken i Hordaland er presentert i Tabell 30. Antall kjøretøyer for hver individuelle kjøretøystype gjelder for hele produksjonskapasiteten av anlegget.

I forhold til tallene fra FT biodrivstoffproduksjon i Tabell 24, 25, 27 og 28, ligger potensialene for antall hydrogen-

Kjøretøy	Antall hydrogenkjøretøy	Prosentvis antall av bilparken i Hordaland
Personbil	20 831	11,1%
Taxi	3 742	405,8%
Buss	485	47,5%
Varebil	11 390	32,5%
Lett lastebil (Nikola One)	1 707	37,0%
Tung lastebil (Esoro Cop)	981	21,3%

Tabell 30: Antall kjøretøy som kan suppleres med hydrogen. [6]

kjøretøy mye høyere der spesielt tallene for antall personbiler og taxier skiller seg ut. Dette ligger i godt samsvar med virkningsgradene i de to anleggene der selv med netto kraftproduksjon vil virkningsgradene i BG-FT anlegget generelt ligge betydelig lavere. Samme tendenser forekommer derfor i CO<sub>2</sub>-utslipp spart med utgangspunkt i hydrogenproduksjon som angitt i Tabell 31.

Kjøretøy	Reduksjon av CO <sub>2</sub> -utslipp (t/ar)
Personbil	34 056
Taxi	34 056
Buss	13 079
Varebil	24 973
Lett lastebil (Nikola One)	51 860
Tung lastebil (Esoro Cop)	29 819

Tabell 31: CO<sub>2</sub>-utslipp spart med hydrogenproduksjon med gassi seringstemperatur 800°C. [6]

Reduksjonen av CO<sub>2</sub>-utslippene ved hydrogenproduksjon ligger langt over utslippene spart ved BG-FT anlegget. Siden det eneste utslippet fra hydrogenkjøretøy er vann, er det viktig å bemerke at det her er snakk om total reduksjon av CO<sub>2</sub>-utslipp. Når det gjelder kjøretøy som på FT biodrivstoffer, vil det fortsatt være CO<sub>2</sub>-utslipp som blir sluppet ut, men siden denne har en organisk opprinnelse vil dette være utslipp som blir spart fra fossile og ikke-fornybare kilder. Likevel vil det også forekomme utslipp av NO<sub>x</sub> gasser fra kjøretøy på FT biodrivstoffer som bidrar negativt med tanke på lokale utslipp.

På bakgrunn av beregningene og resultatene for FT biodrivstoff- og hydrogenproduksjon kan man konkludere med at potensialet for hydrogenproduksjon fra anlegget ser mye lysere ut enn alternativet med BG-FT. Likevel er dette ikke tatt i betraktning til de økonomiske forholdene ved de to prosessene og det er derfor nødvendig med økonomiske analyser av begge anleggene, der også det er viktig å vurdere fordelene ved salg av hydrogen kontra FT biodrivstoff vurderes. Derfor er dette arbeid med prosjektet som kan bli tatt med videre. Som nevnt er det også del antagelser og forenklinger som også kan bli utført grundigere ved fremtidig arbeid med prosjektet. Her kan det også være en fordel å kunne benytte kjemiske prosesssimulatorer som for eksempel Aspen HYSYS fra AspenTech. [24] Dermed kan blant annet de molare strømmene av elementene ut av FT-reaktoren simuleres og mer nøyaktige verdier er derfor oppnådd.

## 5 Konklusjon

Ved å implementere matematiske modeller for simulering av Fischer-Tropsch biodrivstoff- og kraftproduksjon ved forbrenningsanlegget i Røstbø er det utført analyser av produksjonspotensialet, energi- og eksergivirkningsgrader i tillegg til antall kjøretøy som kan suppleres ved en utvidelse av anlegget. Basert på og resultater hentet fra tidligere bachelorprosjekter på tvers av fakulteter ved Høgskulen i Vestlandet, har det blitt kalkulert og presentert resultater som videre har blitt vurdert opp mot et alternativ med produksjon av hydrogen basert på samme forutsetningene. Fremgangsmetoden for alle delprosesser og beregninger i prosjektet er gjennomgått i detalj der det også er tatt med hvilke antagelser som har blitt gjort underveis i prosessen.

De endelige resultatene av prosjektet viser at produksjonskapasiteten og virkningsgradene i BG-FT anlegget ligger generelt mye lavere enn alternativet med hydrogenproduksjon. Dette er gjeldende for alle produksjonsscenarioer med tanke på drift med ulike temperaturer i gassisereren og Fischer-Tropsch reaktoren i tillegg til fuktighetsinnholdet i biomassen som blir brukt som "fuel" i gassiseringsanlegget. Likevel vil det være nødvendig med ytterligere økonomiske analyser av de to produksjonsalternativene før en endelig konklusjon kan trekkes om hvilket av de to alternativene som er mest optimalt.

## Referanser

- [1] Miljødirektoratet, Statens Vegvesen, Kystverket, Landbruksdirektoratet Norges vassdrags-og energidirektorat, and Enova. Klimakur 2030: Tiltak og virkemidler mot 2030. Technical report, 2020. Tilgjengelig på <https://www.miljodirektoratet.no/publikasjoner/2020/januar-2020/klimakur2030/>.
- [2] Hans Schulz. Short history and present trends of Fischer–Tropsch synthesis. *Applied Catalysis A, General* 186(1-2):3–12, 1999.
- [3] Bergensområdet Interkommunale Renovasjonsselskap AS. Om energianlegget. <https://bir.no/avfallsforbrenning/om-energianlegget/>, besøkt 23.05.2020.
- [4] Joakim Lund Iversen and Simen Austgulen Grinde. Beregning av energibehov for gassi sering av biomasse. Bacheloroppgave, Høgskulen i Vestlandet, Inndalsveien 28, 5063 Bergen, 05 2018.
- [5] Maria F. Renkel. Calculation of hydrogen production potential from gasification of biomass in municipal solid waste. Bacheloroppgave, Høgskulen i Vestlandet, Inndalsveien 28, 5063 Bergen, 05 2017.
- [6] Norbert Lümmlen. Privat kommunikasjon, 2020.
- [7] H. K. Harneshaug and T. Solheimslid. Beregning av andre løsts virkningsgrad ved energigjenvinning av avfall. Bacheloroppgave, Høgskolen i Bergen, Inndalsveien 28, 5063 Bergen, 05 2014.
- [8] Ryan M. Swanson, Alexandru Platon, Justinus A. Satrio, and Robert C. Brown. Techno-economic analysis of biomass-to-liquids production based on gasification. *Fuel*, 89:S11 – S19, 2010. Techno-economic Comparison of Biomass-to-Biofuels Pathways.
- [9] Maria F. Renkel and Norbert Lümmlen. Supplying hydrogen vehicles and ferries in western Norway with locally produced hydrogen from municipal solid waste. *International Journal of Hydrogen Energy* 43(5):2585 – 2600, 2018.
- [10] IEA Clean Coal Centre. Clean coal technologies: Spray dry scrubbers for SO<sub>2</sub> control. <https://www.iea-coal.org/dry-scrubbers/>, besøkt 02.05.2020.
- [11] Karittha Im-orb, Lida Simasatitkul, and Amornchai Arpornwichanop. Techno-economic analysis of the biomass gasification and Fischer–Tropsch integrated process with off-gas recirculation. *Energy*, 94:483 – 496, 2016.
- [12] Nexant Inc. Equipment Design and Cost Estimation for Small Modular Biomass Systems, Synthesis Gas Cleanup, and Oxygen Separation Equipment. Technical report, Midwest Research Institute, 05 2006.
- [13] P. Spath, A. Aden, T. Eggeman, M. Ringer, B. Wallace, and J. Jechura. Biomass to hydrogen production detailed design and economics utilizing the Battelle Columbus Laboratory indirectly - heated gasifier. Technical report, Midwest Research Institute, 05 2005.
- [14] Merichem. Removing H<sub>2</sub>S from gas streams. <https://www.merichem.com/technology/sulfur-recovery-with-lo-cat/>, besøkt 04.05.2020.
- [15] Eldan Recycling. Super chopper. <https://www.eldan-recycling.com/en/super-chopper>, besøkt 04.05.2020.
- [16] Belinda Wang, Berhane H Gebreslassie, and Fengqi You. Sustainable design and synthesis of hydrocarbon biorefinery via gasification pathway: Integrated life cycle assessment and techno-economic analysis with multiobjective superstructure optimization. *Computers and Chemical Engineering* 52(C):55–76, 2013.
- [17] Engineering Toolbox. Fuels - Higher and Lower Calorific Values. [https://www.engineeringtoolbox.com/fuels-higher-calorific-values-d\\_169.html](https://www.engineeringtoolbox.com/fuels-higher-calorific-values-d_169.html), besøkt 24.05.2020.
- [18] Ibrahim Dinser and Marc A. Rosen. Specific Chemical Exergy. <https://www.sciencedirect.com/topics/engineering/specific-chemical-exergy>, besøkt 24.05.2020.
- [19] Statistisk Sentralbyrå. 12576: Kjørelegder, etter eierens bostedfylke, hovedkjøretøytype og drivstofftype (F) 2005 - 2019. <https://www.ssb.no/statbank/table/12576/>, besøkt 17.05.2020.
- [20] Statistisk Sentralbyrå. 11823: Euroklasser, drivstofftyper og kjøretøygrupper (K) 2016 - 2019. <https://www.ssb.no/statbank/table/11823>, besøkt 17.05.2020.

- [21] Statistisk Sentralbyrå. Utvalgte faktorer for mobile utslipp til luft etter kilde. utslipp per kjørte kilometer. 2016. <https://www.ssb.no/natur-og-miljo/artikler-og-publikasjoner/hva-pavirker-utslipp-til-luft-fra-veitrafikk?tabell=318157> , besøkt 17.05.2020.
- [22] Yunus A. Cengel, Michael A. Boles, and Mehmet Kanoglu. Thermodynamics: An Engineering Approach (Ninth Edition). McGraw-Hill Education, 2019.
- [23] Simen Austgulen Grinde, Joakim Iversen, and Norbjørn Men. Modelling Wet Organic Waste Gasi cation for Hydrogen Production in Western Norway. Proceedings of the 7th International Symposium on Energy from Biomass and Waste. EISA, 2018.
- [24] Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS. <https://www.aspentech.com/en/products/engineering/aspen-hysys> , besøkt 22.05.2020.



## Figurer

1	Prosess ytdiagram for BG-FT . . . . .	10
2	Delprosess A: Kverning av biomasse . . . . .	10
3	Delprosess B: Gassi sering av biomasse . . . . .	11
4	Delprosess C: Gassrensing og tjærefjerning . . . . .	11
5	Delprosess D: Komprimering av syngass . . . . .	13
6	Delprosess E: H <sub>2</sub> O regulering . . . . .	14
7	Delprosess F: Fischer-Tropsch reaksjon . . . . .	14
8	Molar distribusjon av hydrokarbonene (1-20) med gassi seringstemperatur 200°C og biomasse tørket til 10wt% fuktighet. FT200: Scenario med FT-temperatur 200°C og kjedevekstfaktor= 0,867. FT220: Scenario med FT-temperatur 220°C og kjedevekstfaktor= 0,812. . . . .	16
9	Massedistribusjon av hydrokarbonene (1-20) med gassi seringstemperatur 200°C og biomasse tørket til 10wt% fuktighet. FT200: Scenario med FT-temperatur 200°C og kjedevekstfaktor= 0,867. FT220: Scenario med FT-temperatur 220°C og kjedevekstfaktor= 0,812. . . . .	16
10	Delprosess G: Kraftproduksjon . . . . .	17
11	FT drivstoffproduksjon med tørket biomasse til 10wt% fuktighet og FT-temperatur 200°C . . . . .	25
12	Kraftproduksjon med tørket biomasse til 10wt% fuktighet og FT-temperatur 200°C . . . . .	26
13	FT drivstoffproduksjon med tørket biomasse til 10wt% fuktighet og FT-temperatur 220°C . . . . .	26
14	Kraftproduksjon med tørket biomasse til 10wt% fuktighet og FT-temperatur 220°C . . . . .	27
15	FT drivstoffproduksjon med 34wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur 200°C . . . . .	27
16	Kraftproduksjon med tørket biomasse til 34wt% fuktighet og FT-temperatur 200°C . . . . .	28
17	FT drivstoffproduksjon med 34wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur 220°C . . . . .	28
18	Kraftproduksjon med 34wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur 220°C . . . . .	29
19	Antall kjøretøy som kan suppleres med FT biodrivstoffer med FT-temperatur 200°C . . . . .	32
20	Antall kjøretøy som kan suppleres med FT biodrivstoffer med FT-temperatur 220°C . . . . .	33

## Tabeller

1	Sammensetning av massefraksjonene til <del>de</del> organiske avfallet i Bergen som blir levert til anlegget i Radalen per år. [7] . . . . .	9
2	Sammensetning av massen til <del>de</del> organiske avfallet i Bergen som blir levert til anlegget i Radalen per år. [7] . . . . .	9
3	Prosentvis ytelse av hydrokarbonreforming [13] . . . . .	12
4	Oversikt over lineære alkanprodukter fra Fischer-Tropsch syntese . . . . .	15
5	Ulike data for kjøretøyer i Hordaland (2019) [19, 20] . . . . .	24
6	Drivstofforbruk for ulike kjøretøyer (2019) [21] . . . . .	24
7	CO <sub>2</sub> -utslipp for ulike kjøretøyer (2019) [21] . . . . .	24
8	FT biobensin-, FT biodiesel- og kraftproduksjon med biomasse tørket til 10wt% fuktighet før gassi sering og FT-temperatur på 200°C . . . . .	25
9	FT biobensin-, FT biodiesel- og kraftproduksjon med biomasse tørket til 10wt% fuktighet før gassi sering og FT-temperatur på 220°C . . . . .	26
10	FT biobensin-, FT biodiesel- og kraftproduksjon med 34wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur på 200°C . . . . .	27
11	FT biobensin-, FT biodiesel- og kraftproduksjon med 34wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur på 220°C . . . . .	28
12	Energivirkningsgrader med eksterne varmekilder, 10wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur på 200°C . . . . .	29
13	Energivirkningsgrader med eksterne varmekilder, 10wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur på 220°C . . . . .	30
14	Energivirkningsgrader med eksterne varmekilder, 34wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur på 200°C . . . . .	30
15	Energivirkningsgrader med eksterne varmekilder, 34wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur på 220°C . . . . .	30
16	Energivirkningsgrader uten eksterne varmekilder, 10wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur på 200°C . . . . .	30
17	Energivirkningsgrader uten eksterne varmekilder, 10wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur på 220°C . . . . .	30
18	Energivirkningsgrader uten eksterne varmekilder, 34wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur på 200°C . . . . .	30
19	Energivirkningsgrader uten eksterne varmekilder, 34wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur på 220°C . . . . .	30
20	Eknergivirkningsgrader med og uten eksterne varmekilder, 10wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur på 200°C . . . . .	31
21	Eknergivirkningsgrader med og uten eksterne varmekilder, 10wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur på 220°C . . . . .	31
22	Eknergivirkningsgrader med og uten eksterne varmekilder, 34wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur på 200°C . . . . .	31
23	Eknergivirkningsgrader med og uten eksterne varmekilder, 34wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur på 220°C . . . . .	31

24	Antall kjøretøyer som kan suppleres med FT drivstoffer med FT-temperatur $200^{\circ}\text{C}$ . . . . .	32
25	Prosentvis antall kjøretøyer som kan suppleres av antall registrerte kjøretøy Hordaland med FT drivstoffer med FT-temperatur $200^{\circ}\text{C}$ . . . . .	32
26	CO <sub>2</sub> -utslipp spart fra ikke-fornybare kilder med FT-temperatur $200^{\circ}\text{C}$ . . . . .	32
27	Antall kjøretøyer som kan suppleres med FT drivstoffer med FT-temperatur $220^{\circ}\text{C}$ . . . . .	33
28	Prosentvis antall kjøretøyer som kan suppleres av antall registrerte kjøretøy Hordaland med FT drivstoffer med FT-temperatur $220^{\circ}\text{C}$ . . . . .	33
29	CO <sub>2</sub> -utslipp spart fra ikke-fornybare kilder med FT-temperatur $220^{\circ}\text{C}$ . . . . .	33
30	Antall kjøretøy som kan suppleres med hydrogen. [6] . . . . .	35
31	CO <sub>2</sub> -utslipp spart med hydrogenproduksjon med gassi seringstemperatur $800^{\circ}\text{C}$ . [6] . . . . .	35

