

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 våtorganisk avfall til produksjon av FT biodrivstoffer og elektrisitet er presentert i rapporten. Detaljerte data om sammensetningen av det våtorganiske avfallet 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 fuktighetsnivå i biomassen. Det er også blitt eksperimentert med temperaturer i både gassifisereren og i Fischer-Tropsch reaktoren der det er erfart relativt store endringer av både 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 hhv. 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 Prosessflytdiagram med de ulike delprosessene	9
2.2.1 Delprosess A: Kverning av biomasse	10
2.2.2 Delprosess B: Gassifisering 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 ₂ /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 Tjærereformator	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 Utregning av resultater	22
2.3.15 Utregning 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 på 200°C	31
3.3.2	Antall kjøretøyer som kan suppleres med FT drivstoffer med FT-temperatur på 220°C	32
4	Diskusjon	34
5	Konklusjon	36

Nomenklatur

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

1 Innledning

Biomass to liquid (BTL), eller biomasse-til-væske på norsk, betegner ulike flerstegs prosesser for å produsere drivstoff fra biomasse. Slike prosesser får stadig økende oppmerksomhet verden over som et løsningsledd i problemstillingene rundt fremtidens mobilitetssamfunn. Også i Norge er drivstoffproduksjon fra biomasse noe som blant annet inngår 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 går inn 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 flytende biodrivstoff er beregnet et samlet reduksjonspotensial i overkant av 2,5 millioner tonn CO₂-ekvivalenter i perioden 2021-2030.

Såkalt avansert flytende drivstoff er også hovedproduktet i BG-FT prosessen som denne rapporten handler om, der det våtorganiske avfallet fra industri og husholdninger har potensialet til å omdannes til flytende 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 flytende hydrokarboner. Disse hydrokarbonene er igjen "byggesteinene" 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 transportsektor. På den bakgrunn er følgende problemstilling hovedfokuset i oppgaven.

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

Dette er hovedformålet med oppgaven der produksjonspotensialene er basert på komposisjonen og mengden avfall som blir levert til BIR sitt eksisterende avfallsforbrenningsanlegg i Rådalen i Fana. [3] Problemstillingen er også utvidet 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 i Rådalen. [4, 5] Derfor er det av spesiell interesse å kunne sammeligne resultatene fra disse tidligere rapportene som også har vært bearbeidet i etterkant etter hvert som fremsteg og nyere statistikk har blitt tilgjengelig. [6]

Avfallsforbrenningsanlegget i Rådalen 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 ovner utgjør produksjonskapasiteten. I 2018 ble til sammen ca. 210 000 tonn avfall levert til anlegget. [3] Likevel er BIR på 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 råstoff kan anvendes i en slik prosess. Blant annet er maiskorn, skogflis, raps, sukkerrør, frøkorn, avfall og alger alle råstoff 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 der også en sammenligning 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 gjennomgått. Delkapittel 2.2 tar for seg prosessflytdiagrammet med de tilhørende delprosessene der informasjon om hva de ulike delprosessene handler om er forklart. Videre er alle kalkulasjonene for delprosessene gjennomgått i detalj i delkapittel 2.3.

2.1 Bakgrunn

Bakgrunnen for biomasseinput i prosessen er basert på data fra bacheroppgaven "Beregning av andre lovs virkningsgrad ved energigjenvinning av avfall" til Harneshaug og Solheimslid. [7] Her er det utarbeidet detaljert informasjon om den kjemiske sammensetningen av blant annet det våtorganiske avfallet som blir levert til avfallsforbrenningsanlegget i Rådalen 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 på alt fra 0wt% til så mye som 40wt% av biomassen. Den gjennomsnittlige komposisjonen til det våtorganiske 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 våtorganiske avfallet i Bergen som blir levert til anlegget i Rådalen per år. [7]

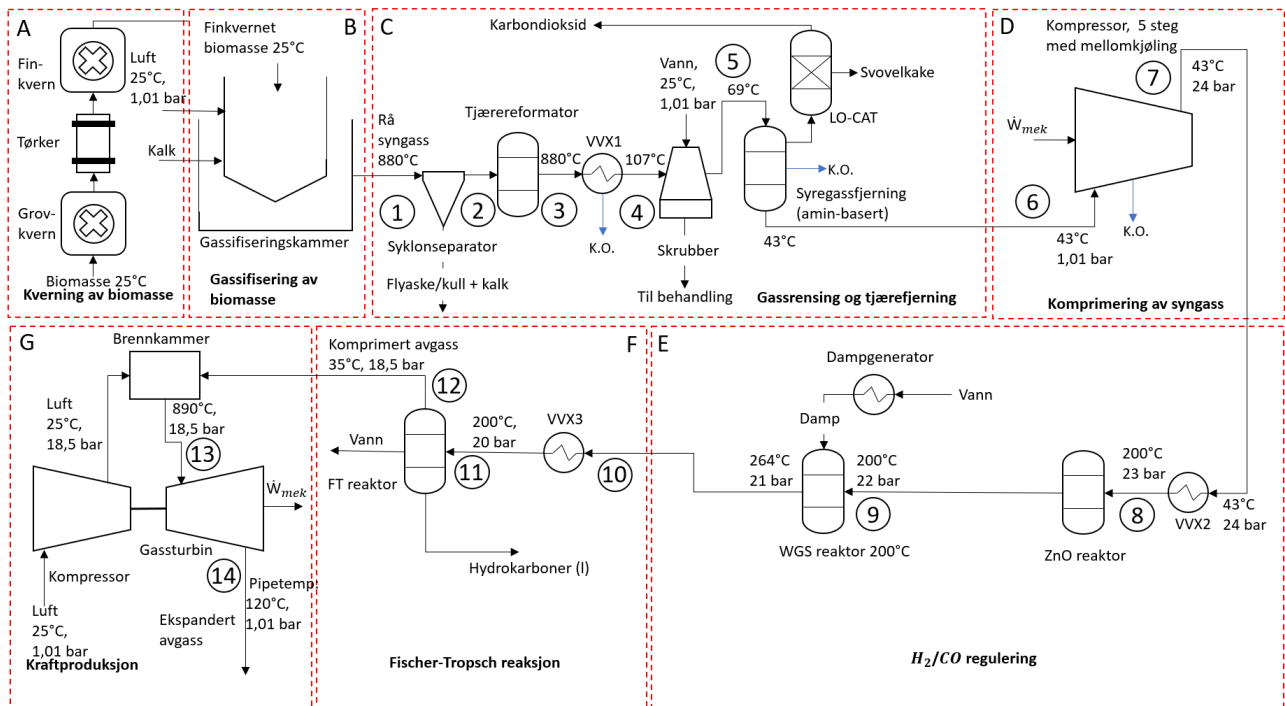
Elementer	Masse (tonn/år)
Karbon	13 430 tonn/år
Hydrogen	1 701 tonn/år
Oksygen	10 697 tonn/år
Nitrogen	590 tonn/år
Svovel	190 tonn/år
Aske	9 285 tonn/år
Fuktighet	18 423 tonn/år
Totalt	54 316 tonn/år

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

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

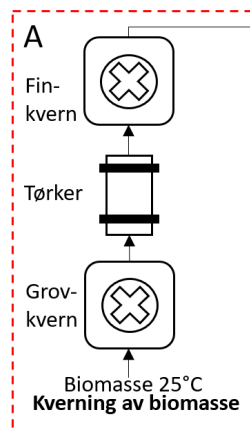
2.2 Prosessflytdiagram med de ulike delprosessene

Prosessflytdiagram 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: Prosessflytdiagram for BG-FT

2.2.1 Delprosess A: Kverning av biomasse



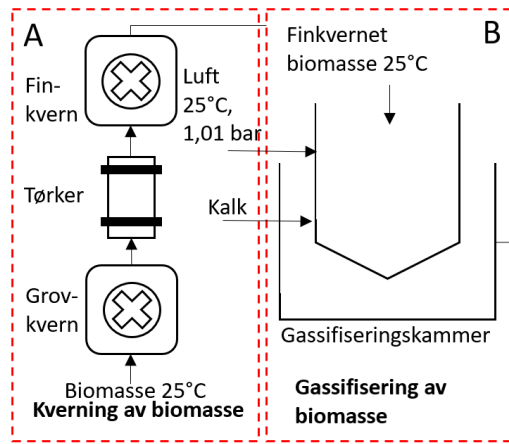
Figur 2: Delprosess A: Kverning av biomasse

For å få en jevn og god omdanning av biomassen i gassifisereren, må 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 6 mm. [8]

2.2.2 Delprosess B: Gassifisering av biomasse

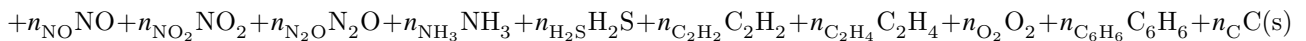
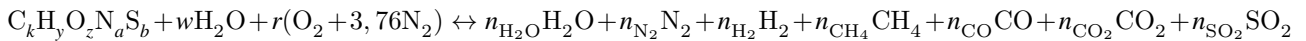
Gassifiseringen av den kvernete biomassen skjer i en downdraft gassifiserer med innsug av luft. Her går biomassen gjennom en omdanningsprosess der en energirik syntesegass (syngass) blir produsert av biomassen. I tillegg blir det produsert faste stoffer som slagg, kull og aske som separeres fra syngassen.[9]

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



Figur 3: Delprosess B: Gassifisering av biomasse

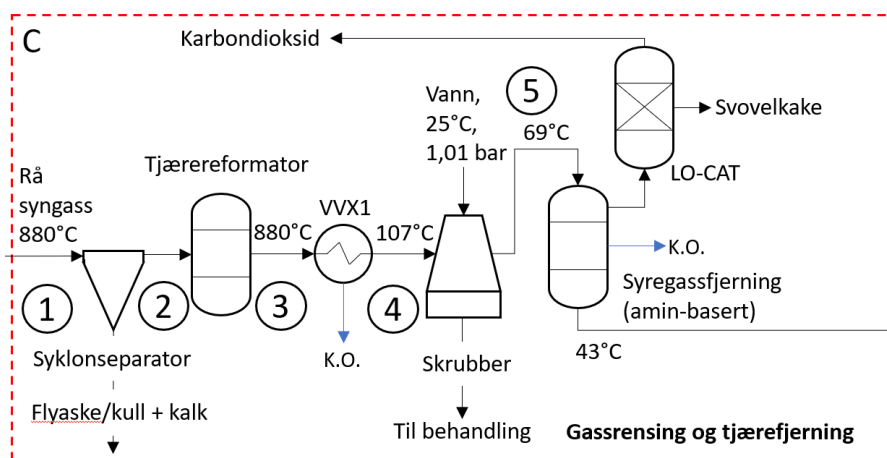
komposisjonen til biomassen inn i gassifiseren og likevektstemperaturen. [5] Følgende reaksjonligning er utgangspunkt for omdanningen av biomassen til syntesegass:



der $C_k H_y O_z N_a S_b$ er den varierende sammensetningen av biomassen, $w H_2 O$ er mengden fuktighet i biomassen og $r(O_2 + 3,76 N_2)$ er mengden luft som trengs i reaksjonen. Produktene på høyresiden beskriver sammensetningen av syngassen med hensyn på molfraksjonene n av de ulike elementene.

For å sørge for at svoveldioksidnivået i syngassen er akseptabelt, blir kalkstein blandet inn med biomassen i gassifisereren som binder opp mesteparten av svoveldioksid i gassen. Slike tørrskrubbere som er tilgjengelige på markedet 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

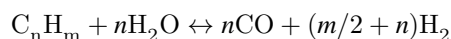
For å kunne anvende syngassen til drivstoffproduksjon, er det viktig at gassen renses for uønskede stoffer. Når syngassen strømmer ut av gassifisereren, inneholder den en del resterende flyaske, ulike tjæresammensetninger, ammoniakk,

karbondioksid og svovelgasser som vil ha negativ virkning på de ulike reaksjonene nedstrøms i prosessen. Flyasken og tjæresammensetningene kan tetne til og må derfor fjernes eller reduseres betraktelig før syngassen strømmes videre. De ulike svovelgassene som oppstår, hovedsaklig svoveldioksid og hydrogensulfid (H_2S), samt nitrogenholdige stoffer som ammoniakk (NH_3) kan forgifte katalysatorene nedstrøms i prosessen som vil redusere effekten på de ulike reaksjonene.

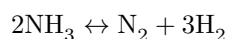
Det første steget i gassrensingsprosessen er å skille ut resterende flyaske fra syngassen. Dette blir gjort med en sykklonseparator der de relativt tunge askepartiklene faller til bunns i sykklonen sammen med den svovelrike kalksteinblandingen fra gassfiseringsprosessen. Et alternativ til askefiltrering med sykklonseparator 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 risstrå som råstoff. [11] Siden gassen strømmes ut av gassfisereren ved relativt høye temperaturer (800 - 900°C), må partikkelfilteret bestå av et varmebestandig material som tåler disse temperaturene. Vanligvis er filterskjermen enten laget av et metall eller keramer som effektivt fjerner de uønskede partiklene, men det er rapportert problemer med at disse filtrene kan begynne å sintre og må derfor byttes ut ved hyppige intervall. [8]

Etter gjennomgang i sykklonseparatoren går gassen videre inn i en tjærereformator der flere reaksjoner skjer samtidig. Hovedmålet med tjærereformatoren er å omdanne såkalte tungvektige tjærestoff ved hydrokarbonreforming. I tillegg blir ammoniakk (NH_3) omdannet til nitrogen og hydrogen ved reversert ammoniakksyntese som er ønskelig for å redusere mengden med ammoniakk i syngassen. Den produserte karbonmonoksiden i hydrokarbonreforming blir sammen med vanddamp (H_2O) omdannet til karbondioksid (CO_2) og hydrogen (H_2). 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]

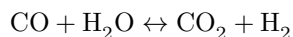
Hydrokarbonreforming:



Reversert ammoniakksyntese:



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.

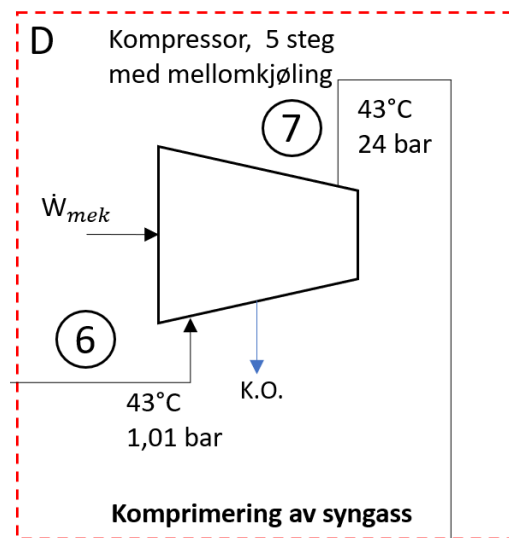
Sammensetning	Prosentvis omdannelse til produkter
Metan (CH_4)	80%
Etan (C_2H_6)	99%
Etylen (C_2H_4)	90%
Tjærer (C_{10+})	99.9%
Benzen (C_6H_6)	99%
Ammoniakk (NH_3)	90%

Tabell 3: Prosentvis ytelse av hydrokarbonreforming [13]

Etter tjærereforming blir syngassen kjølt ned i en varmeveksler før den går videre til en våtskrubber (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_2S og CO_2 igjen som kan påføre problemer nedstrøms i prosessen med forgifting av katalysatorene. Derfor blir en aminløsning brukt i en absorbatoren der den sure innløpsgassen blir til såkalt søt utløpsgass. Denne aminløsningen består hovedsaklig av monoetanolamin (MEA) som reagerer med de nevnte syregassene. CO_2 blir separert fra syngassen og går ut gjennom toppen på absorbatoren. Swanson et al. rapporterer at opptil 90% av karbondioksiden og 99% av hydrogensulfiden kan fjernes fra gassen i et slikt system. [8] H_2S blir oksidert til H_2O og svovel (S) og går videre gjennom en LO-CAT®-prosess der H_2O 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 syntesen må syngassen komprimeres til 20 bar. Siden trykkbehovet er såpass 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 24 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 få en høyere utløpstemperatur enn ved temperaturen ved innløpet. Temperaturøkning vil føre til et større arbeidsbehov fra kompressoren, og vil derfor gå ut over 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 også en markant mengde H₂O i syngassen kondensere mellom stegene som er tatt hensyn til i energi- og massebalansene for anlegget.

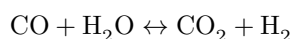
2.2.5 Delprosess E: H₂/CO regulering

Etter komprimering av syngassen blir nivået av H₂S i syngassen kontrollert og redusert i en sinkoksidreaktor (ZnO-reaktor) før syngassen går videre i de sensitive katalysatorene nedstrøms. Kravet for mengden H₂S som kan tillates i gassen gjennom katalysatorene er satt til 0,2 ppm. [8]

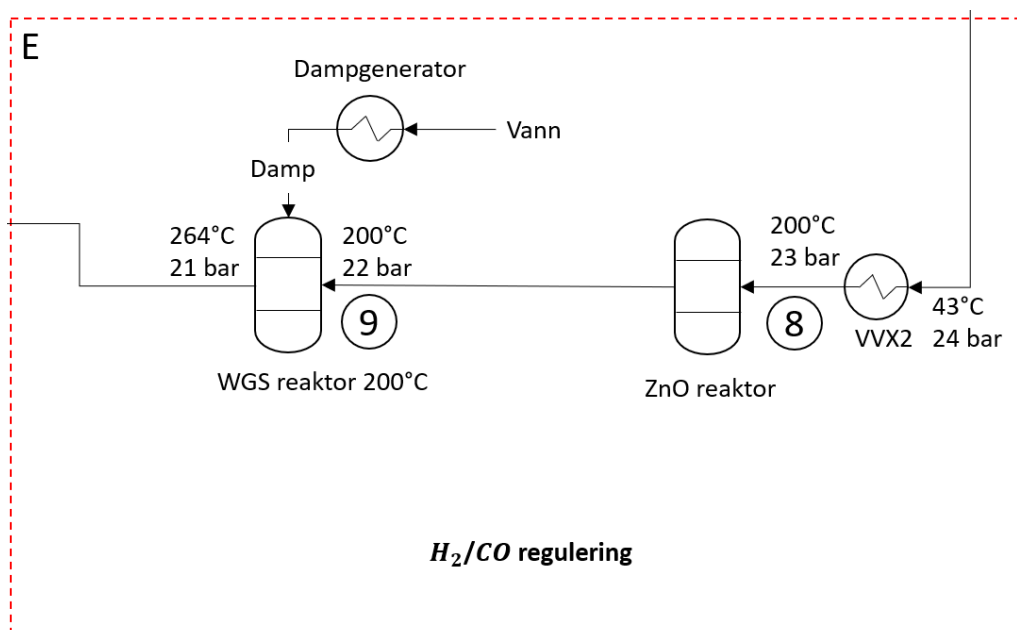
Neste steg er å regulere forholdet mellom hydrogen (H₂) og karbonmonoksid (CO) i syngassen. Dette er viktig for å få størst mulig avkastning på ønskede produkter i Fischer-Tropsch syntesen, der reaktantene i reaksjonen består av nettopp hydrogen og karbonmonoksid. Teoretisk sett vil et H₂/CO forhold på 2,1 i FT-reaksjonen være optimalt for å få størst avkastning av produkter, men i praksis trengs det et nivå som er litt høyere. Ifølge Im-orb et al. ligger optimalt forhold mellom H₂ 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 H₂ 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 (H₂O) om til produktene karbondioksid og hydrogen i en katalysator slik som vist nedenfor.

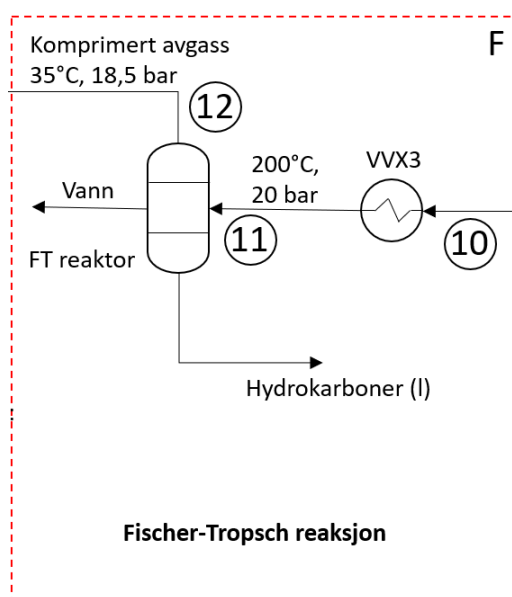
Water-gas shift:



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: H₂/CO regulering

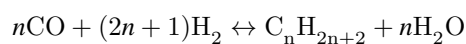
2.2.6 Delprosess F: Fischer-Tropsch reaksjon



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 består av en distribusjon av lineære alkaner som følger en såkalt Anderson-Schulz-Flory (ASF) fordeling avhengende hovedsaklig av totaltrykk og temperatur i reaksjonen, og i tillegg forholdet mellom H₂ og CO 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 CO og H₂ på reaktantsiden kan man se hvorfor H₂/CO-forholdet er så elementert for å få

de rette produktene på produktsiden. 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 at for å få dannet slike lineære alkaner i Fischer-Tropsch syntese, trengs det et H_2/CO -forhold som er helst over 2, og optimalt på 2,37 i følge beregningene til Im-orb et al. [11]

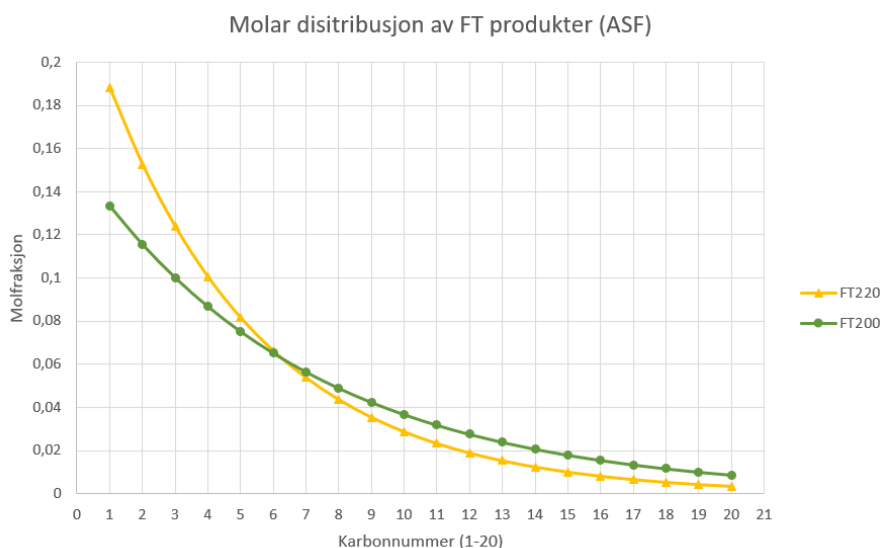
På produktsiden beskriver C_nH_{2n+2} den nevnte distribusjonen av lineære alkaner som er rangert som alt fra det simpleste alkanet, metan (CH_4), og opp til eicosan ($C_{20}H_{42}$). Alt over eicosan (C_{21+}) er gitt for å være voks.[11] En full oversikt over de aktuelle lineære alkanene er gitt i 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 Tabell4 går inn under såkalte hydrokarboner som kan bli brukt til produksjon av både biodiesel og biobensin. Det er derimot en del variasjon rundt hvilke alkaner som kan brukt til produksjon av de ulike drivstoffene. I dette prosjektet er det gått utifra at alle alkaner fra metan (CH_4) 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 å være fast voks som ikke kan brukes til drivstoffproduksjonen uten videre prosessering med krakking av de lange molekylljedene. 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. 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. Kjedevektsfaktoren α er nærmere forklart under delkapittel 2.3.11 for kalkulasjoner av Fischer-Tropsch syntesen. Når det gjelder massedistribusjonen av de samme hydrokarbonene som vist i Figur 9 vil fordelingen bli flyttet 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 oljeseperator. [8] Avgassen etter reaksjonen som er bestående 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 ($cf_{CO,FT}$) 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 gassifiseringstemperatur på 800°C og biomasse tørket til 10wt% fuktighet. FT200: Scenario med FT-temperatur på 200°C og kjedevekstfaktor $\alpha = 0,867$. FT220: Scenario med FT-temperatur på 220°C og kjedevekstfaktor $\alpha = 0,812$.

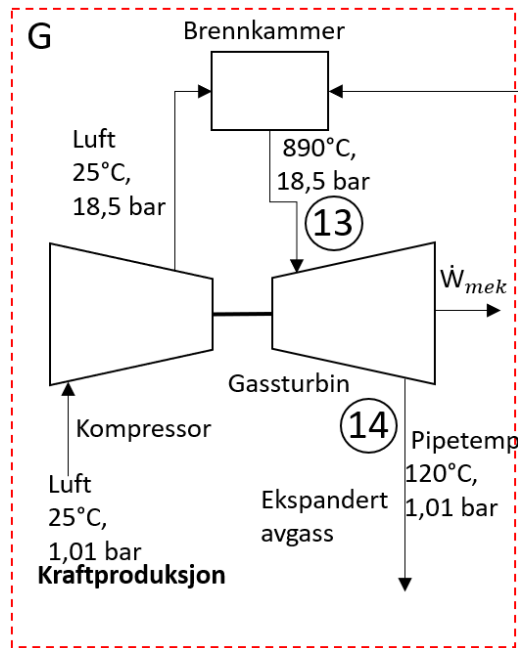


Figur 9: Massedistribusjon av hydrokarbonene (1-20) med gassifiseringstemperatur på 800°C og biomasse tørket til 10wt% fuktighet. FT200: Scenario med FT-temperatur på 200°C og kjedevekstfaktor $\alpha = 0,867$. FT220: Scenario med FT-temperatur på 220°C og kjedevekstfaktor $\alpha = 0,812$.

2.2.7 Delprosess G: Kraftproduksjon

Avgassen fra Fischer-Tropsch reaksjonen strømmes 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 ut 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 prosessflytdiagrammet 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 på Vestlandet (tidligere Høgskolen i Bergen) som omhandler produksjon av hydrogen fra det samme anlegget i Rådalen. [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 påfølgende artikkel fra Renkel og Lümme [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 tilstandsendringene 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 går med stasjonær drift tilsvarende 8 000 driftstimer per år. [7] Sammensetningen blir som nevnt kværnet og tørket i delprosess A før den kan brukes som fuel i gassifiseringsprosessen 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:

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

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

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

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

2.3.2 Syklonseparator

MATLAB-koden til Lümmer 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 gassifiserte syngassen i de ulike tilstandene bli kalkulert og testet for ulike inputvariabler. For eksempel vil endring av gassifiseringstemperatur, 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. Når syngassen strømmer ut av gassifisereren, er følgende formel anvendt for å bestemme hvor stor mengde svoveldioksid som må fjernes fra gassen for å oppnå maksimumskravene for svoveldioksid i reaktorene nedstrøms i prosessen:

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

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 rf_{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 ammoniakksyntese:

$$N_{N_2} = N_{N_2, \text{before}} + (0,5 \cdot cf_{NH_3} \cdot N_{NH_3}) \quad (4)$$

$$N_{H_2} = N_{H_2, \text{before}} + (1,5 \cdot cf_{NH_3} \cdot N_{NH_3}) \quad (5)$$

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

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. cf_{NH_3} er konverteringsfaktoren til NH_3 i reaksjonen.

Metankraking:

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

$$N_{CO} = N_{CO, \text{before}} + (cf_{CH_4} \cdot N_{CH_4}) \quad (8)$$

$$N_{H_2} = N_{H_2, \text{before}} + (3 \cdot cf_{CH_4} \cdot N_{CH_4}) \quad (9)$$

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

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

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. cf_{CH_4} er konverteringsfaktoren til CH_4 og $N_{H_2O, \text{needed}, CH_4}$ er stoffmengden H_2O som trengs i reaksjonen.

Acetylenkraking:

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

$$N_{CO} = N_{CO, \text{before}} + (2 \cdot cf_{C_2H_2} \cdot N_{C_2H_2}) \quad (13)$$

$$N_{H_2} = N_{H_2, \text{before}} + (3 \cdot cf_{C_2H_2} \cdot N_{C_2H_2}) \quad (14)$$

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

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

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. $cf_{C_2H_2}$ er konverteringsfaktoren til C_2H_2 og $N_{H_2O, \text{needed}, C_2H_2}$ er molfraksjonen H_2O som trengs i reaksjonen.

Etylenkrakking:

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

$$N_{\text{CO}} = N_{\text{CO, before}} + (2 \cdot cf_{\text{C}_2\text{H}_4} \cdot N_{\text{C}_2\text{H}_4}) \quad (18)$$

$$N_{\text{H}_2} = N_{\text{H}_2,\text{before}} + (4 \cdot cf_{\text{C}_2\text{H}_4} \cdot N_{\text{C}_2\text{H}_4}) \quad (19)$$

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

$$N_{\text{C}_2\text{H}_4} = N_{\text{C}_2\text{H}_4,\text{before}} \cdot (1 - cf_{\text{C}_2\text{H}_4}) \quad (21)$$

der N_{H_2} , $N_{\text{H}_2\text{O}}$, N_{CO} og $N_{\text{C}_2\text{H}_4}$ er oppdaterte stoffmengder av hhv. H_2 , H_2O , CO og C_2H_4 etter omdannelse i reaksjonen. $cf_{\text{C}_2\text{H}_4}$ er konverteringsfaktoren til C_2H_4 og $N_{\text{H}_2\text{O, needed, C}_2\text{H}_4}$ er stoffmengden H_2O som trengs i reaksjonen.

Benzenkrakking:

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

$$N_{\text{CO}} = N_{\text{CO, before}} + (6 \cdot cf_{\text{C}_6\text{H}_6} \cdot N_{\text{C}_6\text{H}_6}) \quad (23)$$

$$N_{\text{H}_2} = N_{\text{H}_2,\text{before}} + (9 \cdot cf_{\text{C}_6\text{H}_6} \cdot N_{\text{C}_6\text{H}_6}) \quad (24)$$

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

$$N_{\text{C}_6\text{H}_6} = N_{\text{C}_6\text{H}_6,\text{before}} \cdot (1 - cf_{\text{C}_6\text{H}_6}) \quad (26)$$

der N_{H_2} , $N_{\text{H}_2\text{O}}$, N_{CO} og $N_{\text{C}_6\text{H}_6}$ er oppdaterte stoffmengder av hhv. H_2 , H_2O , CO og C_6H_6 etter omdannelse i reaksjonen. $cf_{\text{C}_6\text{H}_6}$ er konverteringsfaktoren til C_6H_6 og $N_{\text{H}_2\text{O, needed, C}_6\text{H}_6}$ er stoffmengden H_2O som trengs i reaksjonen.

Konverteringsfaktorer for tjærereforming [13]:

$$cf_{\text{CH}_4} = 0,8 \quad (27)$$

$$cf_{\text{C}_2\text{H}_2} = 0,9 \quad (28)$$

$$cf_{\text{C}_2\text{H}_4} = 0,9 \quad (29)$$

$$cf_{\text{C}_6\text{H}_6} = 0,99 \quad (30)$$

$$cf_{\text{NH}_3} = 0,99 \quad (31)$$

Water-Gas-Shift (i tjærereformatoren):

$$N_{\text{H}_2\text{O, needed, WGS}} = cf_{\text{CO}} \cdot N_{\text{CO, produced}} \quad (32)$$

$$N_{\text{CO}_2} = N_{\text{CO}_2,\text{before}} + (cf_{\text{CO}} \cdot N_{\text{CO, produced}}) \quad (33)$$

$$N_{\text{H}_2} = N_{\text{H}_2,\text{before}} + (cf_{\text{CO}} \cdot N_{\text{CO, produced}}) \quad (34)$$

$$N_{\text{CO}} = N_{\text{CO, before}} - (cf_{\text{CO}} \cdot N_{\text{CO, produced}}) \quad (35)$$

$$N_{\text{H}_2\text{O}} = N_{\text{H}_2\text{O, before}} - (cf_{\text{CO}} \cdot N_{\text{CO, produced}}) \quad (36)$$

der N_{H_2} , $N_{\text{H}_2\text{O}}$, N_{CO} og N_{CO_2} er oppdaterte stoffmengder av hhv. H_2 , H_2O , CO og CO_2 etter omdannelse i reaksjonen. cf_{CO} er konverteringsfaktoren til CO og $N_{\text{H}_2\text{O, needed, WGS}}$ er stoffmengden H_2O som trengs i reaksjonen. $N_{\text{CO, produced}}$ er summen av all CO produsert i tjærereformatoren, der det er antatt at all CO produsert blir omdannet i Water-Gas-Shift reaksjonen ($cf_{\text{CO}} = 1$).

2.3.4 Varmevexler 1 (VVX1)

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

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

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

2.3.5 Syregassfjerning

Til amin-basert syregassfjerning er mengden CO_2 og H_2S som blir fjernet gitt ved:

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

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

$$N_{\text{CO}_2,\text{removed}} = 0,9 \cdot N_{\text{CO}_2,\text{before}} \quad (40)$$

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

der N_{CO_2} og $N_{\text{H}_2\text{S}}$ er oppdaterte stoffmengder med hhv. CO_2 og H_2S . $N_{\text{CO}_2,\text{removed}}$ og $N_{\text{H}_2\text{S},\text{removed}}$ er stoffmengdene med CO_2 og H_2S som blir fjernet fra syngassen.

2.3.6 Kompressor (5-steps med mellomkjøling)

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

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

$$w_{\text{s,per stage}} = \frac{k \cdot R_{\text{sg}} \cdot T_{\text{inlet}}}{k-1} \cdot \left[\left(\frac{P_{\text{outlet}}}{P_{\text{inlet}}} \right)^{(k-1)/k} - 1 \right] \quad (43)$$

$$w_{\text{a,per stage}} = \frac{w_{\text{s,per stage}}}{\eta_{\text{C}}} \quad (44)$$

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

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

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

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

2.3.7 Varmeveksler 2 (VVX2)

Etter kompressoren er syngassen oppvarmet i en varmeveksler (VVX2) der følgende ligning er brukt for å finne ut hvor stor varmeoverføringen til syngassen er.

$$\dot{Q}_{\text{VVX2,sg,in}} = \dot{m}_{\text{VVX2,sg}} \cdot (h_8 - h_7) \quad (47)$$

der $\dot{Q}_{\text{VVX2,sg,in}}$ er varmeoverføringen mellom syngassen og varmekilden (damp) i varmeveksleren, $\dot{m}_{\text{VVX2,sg}}$ er massestrømmen av syngassen gjennom varmeveksleren og h_7 og h_8 er spesifikk entalpi av syngassen i hhv. tilstand 7 og tilstand 8.

2.3.8 ZnO-reaktor

I ZnO-reaktoren blir mengden H_2S kontrollert og redusert til kravet på 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 H_2S som må fjernes fra gassen, $N_{\text{H}_2\text{S},\text{before}}$ er opprinnelig molmengde H_2S i gassen, $N_{\text{H}_2\text{S}}$ er oppdatert molmengde H_2S i gassen og $y_{\text{H}_2\text{S},\text{target}}$ er molfraksjonskravet av H_2S 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:

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

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

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

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

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 i syngassen etter WGS.

2.3.10 Varmerveksler 3 (VVX3)

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

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

der $\dot{Q}_{VVX3,sg,out}$ er varmeoverføringen mellom syngassen og kjølemediumet (damp) i varmerveksleren, $\dot{m}_{VVX3,sg}$ er massestrømmen av syngassen gjennom varmerveksleren og h_{10} og h_{11} er spesifikk 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 å 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]

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

der α er kjedevekstsfaktor (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. Kjedevekstsfaktoren α blir brukt videre i følgende ligning som gir molfraksjonene av hydrokarbonene på produktsiden av FT reaksjonen:

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

der β er molfraksjonen og n er antall karbonatomer i de ulike hydrokarbonene. Videre kan oppdaterte molmengder i avgassen etter FT syntesen defineres som:

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

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

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 å finne effektytelsen:

$$w_a = \eta_T \cdot c_{p,avg} \cdot (T_{13} - T_{14s}) \quad (63)$$

$$\dot{W}_{\text{turbine}} = w_a \cdot \dot{m}_{\text{off}} \quad (64)$$

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

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

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

der w_a og \dot{W}_{turbine} er det faktiske spesifikke arbeidet og effektytelsen i turbinen, η_T er den isentropiske virkningsgraden i turbinen (antatt å være 85%) og $c_{p,avg}$ er den gjennomsnittlige varmekapasiteten av tilstand 13 og 14. T_{14s} 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 på turbinakslingen for å komprimere luft som oksidant til brennkammeret. Her er følgende formler brukt:

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

$$w_{s,\text{per stage, air}} = \frac{k \cdot R_{\text{sg}} \cdot T_{\text{inlet}}}{k-1} \cdot \left[\left(\frac{P_{\text{outlet}}}{P_{\text{inlet}}} \right)^{(k-1)/k} - 1 \right] \quad (69)$$

$$w_{a,\text{per stage, air}} = \frac{w_{s,\text{per stage}}}{\eta_C} \quad (70)$$

$$\dot{W}_{\text{in,per stage, air}} = \dot{m}_{\text{air}} \cdot w_{a,\text{per stage, air}} \quad (71)$$

der $r_{P,\text{per stage}}$ er trykkforholdet i hvert av stegene, P_{max} og P er totaltrykket hhv ut og inn av kompressoren, numStages er antall steg. $w_{s,\text{per stage}}$, $w_{s,\text{per stage}}$ og $\dot{W}_{\text{in,per stage}}$ er hhv. det spesifikke isentropiske arbeidet, det spesifikke faktiske arbeidet og effektytelsen per steg i kompressoren der η_C er den isentropiske virkningsgraden i kompressoren og antatt å 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

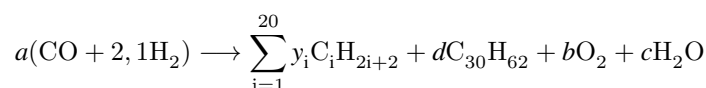
På samme aksling som turbinen med den tilhørende kompressoren er det koblet på en generator som produserer strøm både til drift av anlegget og videre ut på nettet. Følgende formel er brukt for å beregne kraftproduksjonen i generatoren:

$$\dot{W}_{\text{gen}} = \eta_{\text{gen}} \cdot \left(\dot{W}_{\text{turbine}} - \sum_{n=1}^{\text{numStages}} \dot{W}_{\text{in,per stage, air}} \right) \quad (72)$$

der \dot{W}_{gen} og η_{gen} er hhv. elektrisk effektytelse og virkningsgrad i generatoren, \dot{W}_{turbine} er mekanisk effektytelse i gassturbinen og $\dot{W}_{\text{in,per stage, air}}$ er effektbehovet per steg i luftkompressoren. Virkningsgraden η_{gen} i generatoren er antatt å være 98%.

2.3.14 Utregning av resultater

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



der

$$d = 1 - \sum_{i=1}^{20} y_i \quad (73)$$

Massebalanse på elementbasis:

$$\text{C :} \quad a = \sum_{i=1}^{20} y_i \cdot i + 30 \left(1 - \sum_{i=1}^{20} y_i \right) = \sum_{i=1}^{20} y_i (i - 30) + 30 \quad (74)$$

$$\text{O}_2 : \quad b = \frac{1}{2} (a - c) \quad (75)$$

$$\text{H}_2 : \quad c = 2, 1a - \sum_{i=1}^{20} y_i (i + 1) - 31 \left(1 - \sum_{i=1}^{20} y_i \right) = 1, 1 \sum_{i=1}^{20} y_i \cdot i - 33 \sum_{i=1}^{20} y_i + 32 \quad (76)$$

Dermed kan massemengdene av hydrokarbonene beregnes individuelt for de hydrokarbonene som går til kraftproduksjon (avgasser), FT dieselproduksjon og FT biobensinproduksjon.

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

$$m_{\text{FT,biopetrol}} = N_{\text{biomass}} \cdot N_{\text{CO, converted}} \cdot \frac{1}{a} \sum_{i=5}^{11} y_i M_i \quad (78)$$

$$m_{\text{FT,biodiesel}} = N_{\text{biomass}} \cdot N_{\text{CO, converted}} \cdot \frac{1}{a} \sum_{i=12}^{20} y_i M_i \quad (79)$$

der $m_{\text{FT,off}}$, $m_{\text{FT,biopetrol}}$ og $m_{\text{FT,biodiesel}}$ 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 $N_{\text{CO, converted}}$ 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, også kalt 1. lovs virkningsgrad, er beregnet basert på nedre og øvre brennverdier av den gassifiserte biomassen inn i prosessen og bensin og diesel ut av prosessen. Det er også skilt mellom 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 oppnås. For scenario med varmeoverføring fra eksterne kilder er ligning (80) og (81) anvendt.

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

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

der $\eta_{\text{I,LHV,aux}}$ og $\eta_{\text{I,HHV,aux}}$ er energivirkningsgrader for hhv. nedre- og øvre brennverdier, LHV_{petrol} , LHV_{diesel} og LHV_{biomass} er nedre brennverdier til bensin, diesel og biomasse. På samme måte er HHV_{petrol} , HHV_{diesel} og HHV_{biomass} øvre brennverdier til bensin, diesel og biomasse. $W_{\text{power,net}}$ 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 definert som i ligning (82) og (83).

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

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

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

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

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

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

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

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

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

2.4 Bearbeiding av resultater

Resultatene fra drivstoffproduksjonen er videre brukt 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 CO₂-utslipp spart fra ikke-fornybare kilder. Hordaland ble i 2019 slått sammen med Sogn og Fjordane og Vestland fylke ble dannet basert på de 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 Lümmen [9] og bacheloroppgaven til Renkel [5]. De ulike kjøretøystypene med gjennomsnittlig årlig kjørelengde, antall kjøretøy i Hordaland, drivstofforbruk og CO₂-utslipp er gitt i Tabell 5, 6 og 7, der det i kolonnen for totalt antall kjøretøy også er medberegnet kjøretøyer som går på parafin og gass. Dataene er hentet fra websidene til Statistisk sentralbyrå (SSB) [19, 20, 21].

Kjøretøy	Årlig 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 ₂ -utslipp per kjøretøy (bensin) (kg/km)	CO ₂ -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: CO₂-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. gassifiseringstemperatur, 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 også 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 ut på nettet. 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 gassifisering i delprosess B. Tørkeprosessen av biomassen er basert på tilsvarende prosess til Swanson et al. [8] I delkapittel 3.1.2 går biomassen utørket til gassifisering med en 34wt%, som er basert på gjennomsnittlig fuktighet i det våtorganiske 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 nettet, og driften av begge kompressorene er derfor inkludert i disse tallene og trukket fra elektrisitetsproduksjonen direkte ut i fra generatoren.

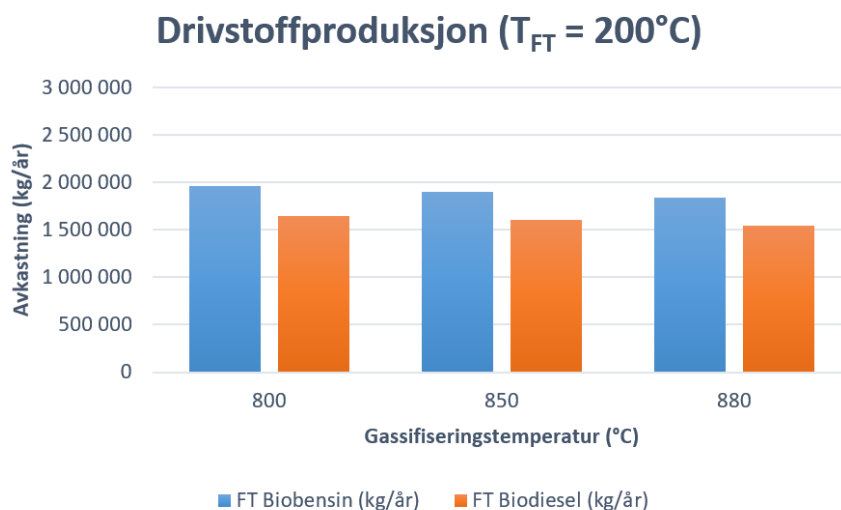
3.1.1 Produksjonsresultat med biomasse tørket til 10wt%

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

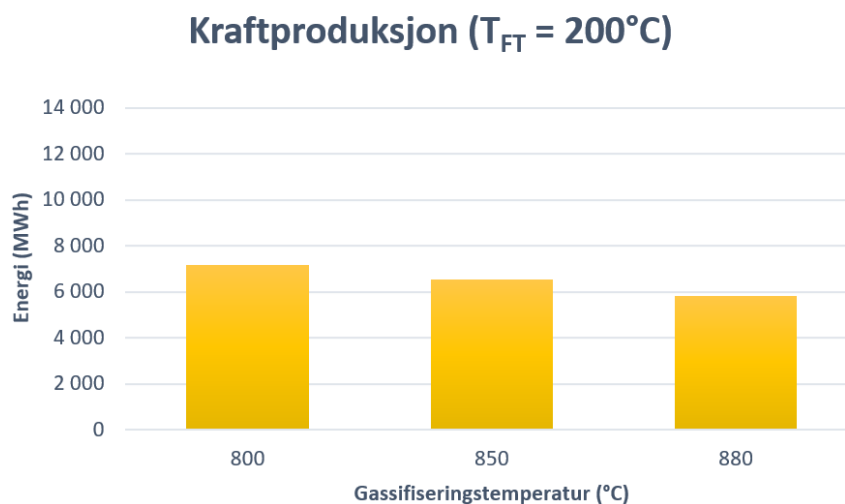
Gassifiseringstemperatur (°C)	FT Biobensin (kg/år)	FT Biodiesel (kg/år)	Kraftproduksjon (MWh)
800	1 959 377	1 650 701	7 192
850	1 903 385	1 603 529	6 458
880	1 836 428	1 547 121	5 829

Tabell 8: FT biobensin-, FT biodiesel- og kraftproduksjon med biomasse tørket til 10wt% fuktighet før gassifisering 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



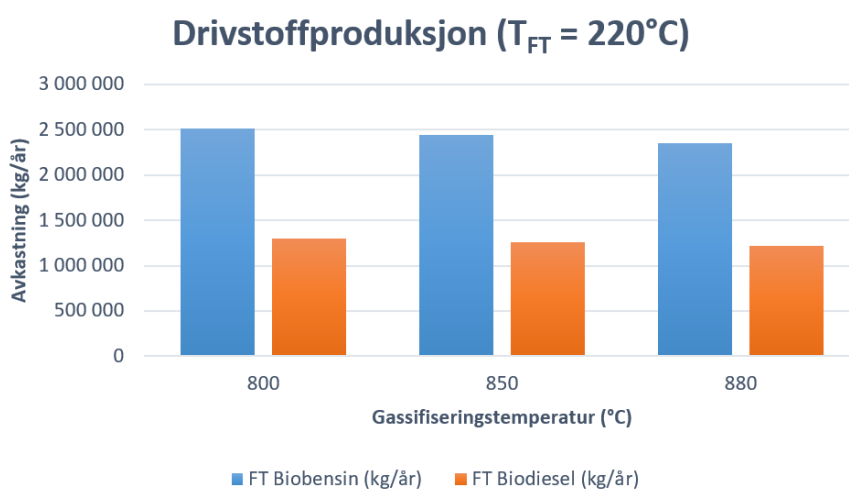
Figur 12: Kraftproduksjon med tørket biomasse til 10wt% fuktighet og FT-temperatur på 200°C

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 flyttet i favør av lettere hydrokarboner. Derfor er avkastningen av FT biobensin og kraftproduksjonen generelt høyere ved FT-temperatur på 220 °C, og produksjonen av de tyngre hydrokarbonene i FT biodiesel er generelt lavere. Tabell 9 under viser denne forskyvningen.

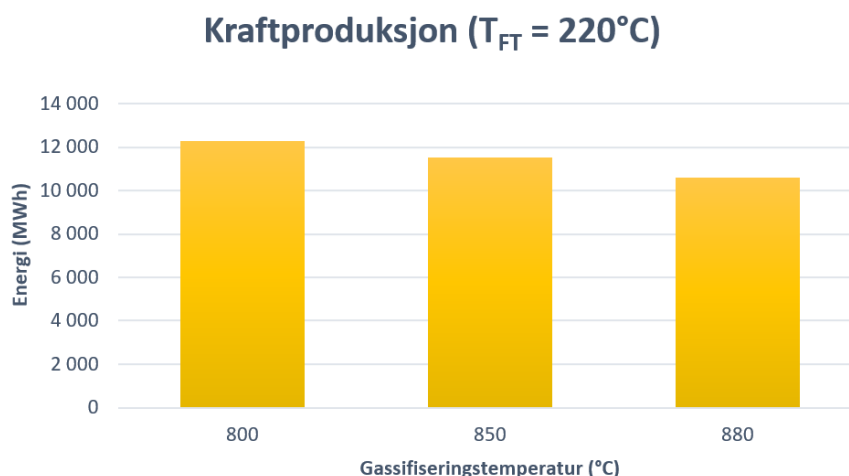
Gassifiseringstemperatur (°C)	FT Biobensin (kg/år)	FT Biodiesel (kg/år)	Kraftproduksjon (MWh)
800	2 511 494	1 300 278	12 301
850	2 439 724	1 263 121	11 508
880	2 353 901	1 218 687	10 599

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



Figur 14: Kraftproduksjon med tørket biomasse til 10wt% fuktighet og FT-temperatur på 220°C

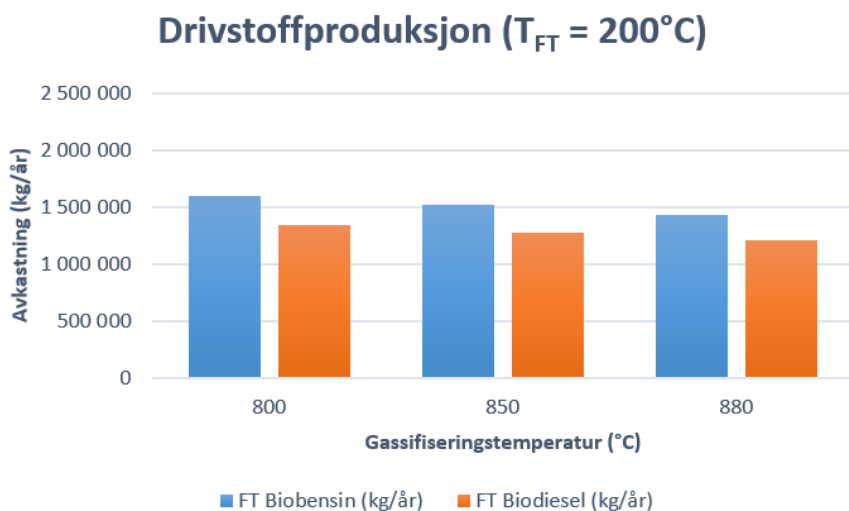
3.1.2 Produksjonsresultat med 34wt% fuktighet i biomassen

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

Gassifiseringstemperatur (°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 på 200°C

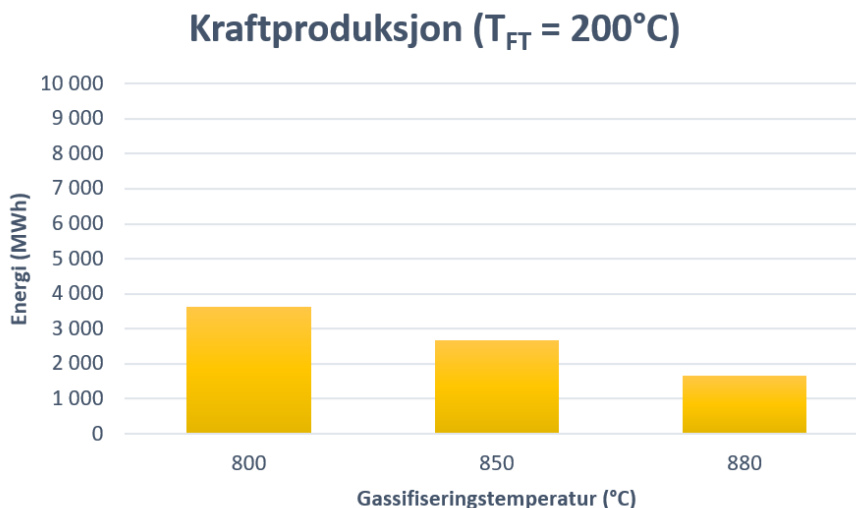
Fra Tabell 10 og grafene i Figur 15 ser man at fordelingen av hydrokarbonene og dermed også fordelingen av FT biobensin og biodiesel ligger nokså likt uavhengig av fuktigheten i biomassen. Derimot ser man at fuktighetsnivået spiller en stor rolle på hvor stor avkastningen blir av de ulike produktene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



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

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

på netto kraftproduksjon i anlegget.

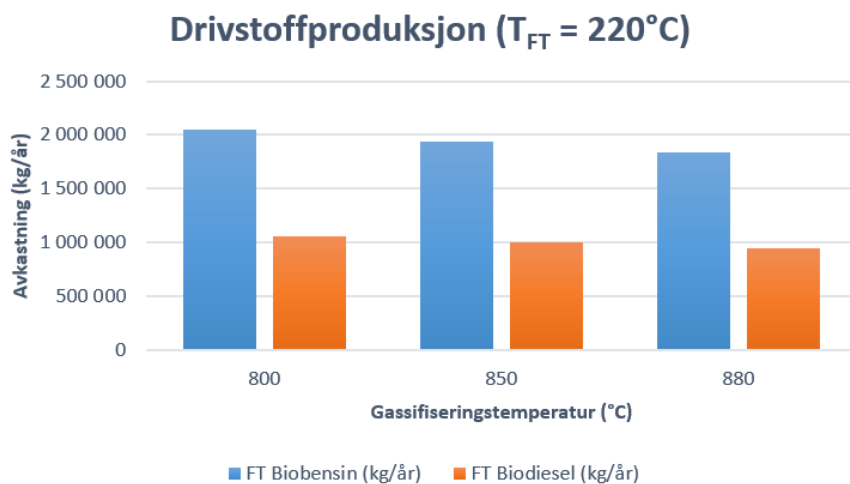


Figur 16: Kraftproduksjon med tørket biomasse til 34wt% fuktighet og FT-temperatur på 200°C

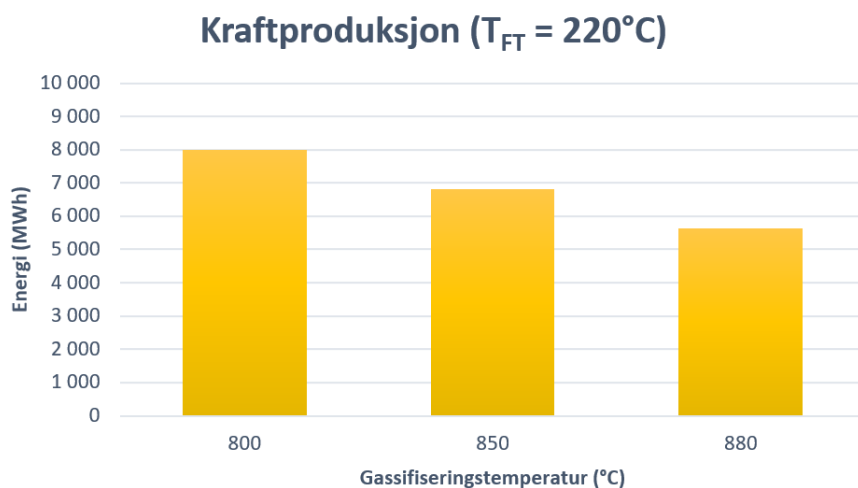
Med en økt FT temperatur fra 200°C til 220°C ser man fortsatt de samme tendensene med tanke på fuktighetsnivå i biomassen. En økning i fuktighetsnivå i biomassen fører til at produktavkastningen i anlegget bli lavere, som vist i Tabell 11.

Gassifiseringstemperatur (°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 på 220°C



Figur 17: FT drivstoffproduksjon med 34wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur på 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 brennverdiene av biomassen inn i gassifiseren, 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 går 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 å gjøre forbedringer i anlegget og eventuelt også hvor disse forbedringspotensialene ligger.

3.2.1 Energivirkningsgrader med eksterne varmekilder

Dersom tilgjengelig varme fra fra de ulike delprosessene ikke brukes igjen i anlegget og kjøles bort, må varmebehovet oppfylles av eksterne varmekilder. Derfor er det her sett på energi- og eksergivirkningsgradene for et slikt anlegg med hensyn til variasjoner i gassifiseringstemperatur, 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.

Gassifiseringstemperatur (°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 200°C

Gassifiseringstemperatur (°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 på 220°C

Gassifiseringstemperatur (°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 på 200°C

Gassifiseringstemperatur (°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 på 220°C

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 slik som presentert fra Tabell 16 til Tabell 19.

Gassifiseringstemperatur (°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 på 200°C

Gassifiseringstemperatur (°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 på 220°C

Gassifiseringstemperatur (°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 på 200°C

Gassifiseringstemperatur (°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 på 220°C

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.

Gassifiseringstemperatur (°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: Eksergivirkningsgrader med og uten eksterne varmekilder, 10wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur på 200°C

Gassifiseringstemperatur (°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: Eksergivirkningsgrader med og uten eksterne varmekilder, 10wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur på 220°C

Gassifiseringstemperatur (°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: Eksergivirkningsgrader med og uten eksterne varmekilder, 34wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur på 200°C

Gassifiseringstemperatur (°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: Eksergivirkningsgrader med og uten eksterne varmekilder, 34wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur på 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 gassifiseringstemperatur på 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 for å få en oversikt over hvor mange kjøretøy man eventuelt kan supplere i Hordalandregionen ved produksjonen av FT biobensin og biodiesel fra anlegget, der gjennomsnittlig kjørelengder 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 temperatur på 200°C favorisere lengre og tyngre hydrokarboner, og dermed blir avkastningen av FT biodiesel relativt høy. Derimot vil en FT temperatur på 220°C favorisere de lettere hydrokarbonene, som igjen fører til høyere avkastning av både 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 på 200°C

Resultatene for et produksjonsscenario med FT temperatur på 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,

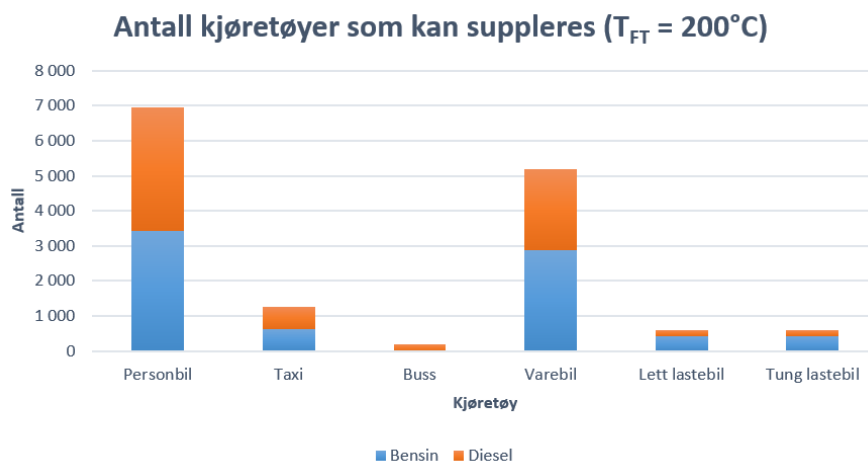
varebiler og busser som i de fleste tilfeller går på diesel. Antall kjøretøyer for hver individuelle kjøretøystype gjelder for hele produksjonskapasiteten av anlegget.

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 kjøretøyer som kan suppleres med FT biodrivstoffer med FT-temperatur på 200°C

Videre er det i Tabell 26 regnet ut hvor mye tonn CO₂ som på årsbasis kan bli spart fra ikke-fornybare kilder. Mengden er lik for alle kjøretøystyper siden den er beregnet for gjennomsnittlige kjørelengder per år for de ulike kjøretøystypene.

Kjøretøy	CO ₂ -utslipp spart (bensin) (t/år)	CO ₂ -utslipp spart (diesel) (t/år)	Totalt (t/år)
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: CO₂-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 å øke FT temperaturen til 220°C. Derfor vil dette scenarioet egne seg bedre dersom målet er å supplere personbiler, taxier og andre kjøretøystyper som

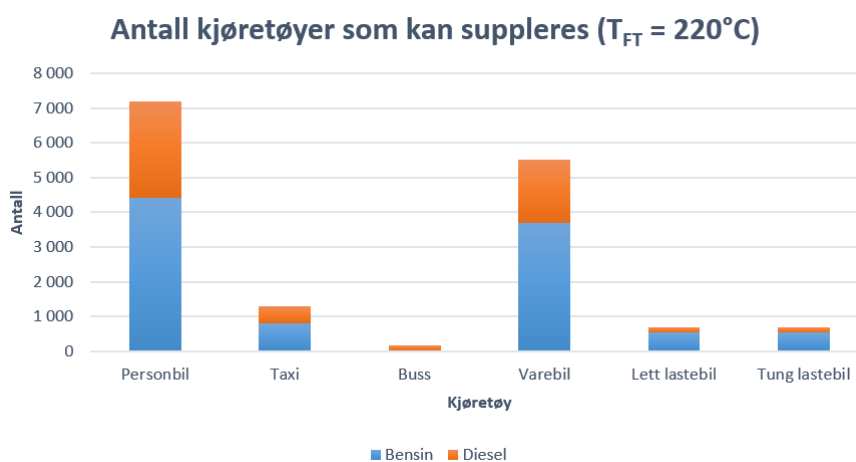
normalt går på bensin.

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 på 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 på 220°C



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

I Tabell 29 er CO₂-utslippene som blir spart fra ikke-fornybare kilder angitt. I forhold til verdiene i Tabell 26 er de totale mengdene for CO₂-utslipp spart høyere ved FT temperatur på 220°C. Dette skyldes at den totale avkastningen av FT biodrivstoffer er noe høyere ved økt FT temperatur på 220°C.

Kjøretøy	CO ₂ -utslipp spart (bensin) (t/år)	CO ₂ -utslipp spart (diesel) (t/år)	Totalt (t/år)
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: CO₂-utslipp spart fra ikke-fornybare kilder med FT-temperatur på 220°C

4 Diskusjon

Det er gjort noen antagelser og forenklinger underveis i prosjektet som er verdt å notere. 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 vanlige 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 å oppnå disse faktorene per dags dato og at de derfor er gjeldende for tilsvarende prosesser som her i dette prosjektet. Det er på den bakgrunn en viss usikkerhet om disse faktorene faktisk er oppnåelige med dagens teknologi og det er mulig lavere verdier er mer realistiske.

For Fischer-Tropsch syntesen er det antatt at distribusjonen av hydrokarbonene på produksiden skjer uten overlapping mellom fasene. Det vil si at de fire første hydrokarbonene (metan, etan, propan og n-butan) er alle i gassfase og separeres dermed fra de tyngre og antatt flytende hydrokarbonene fra pentan (C_5H_{12}) 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 flytende hydrokarboner der litt av de fire første hydrokarbonene som er antatt å være avgasser vil være i væskefase. Det samme gjelder andre der litt av de tyngre hydrokarbonene fra pentan og oppover som er antatt å være flytende vil være i gassfase. Derfor ville både kraftproduksjonen i delprosess G og avkastningen av FT biodrivstoffer generelt vært noe lavere i realiteten. Forenklinger er også gjort for mengden vanddamp på produksiden av reaksjonen, der det er antatt full separering av vanddampen fra avgassen og de andre FT-produktene. Konverteringsfaktoren for karbonmonoksid ($\epsilon_{CO,FT}$) i 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 kjedevekstfaktor α er det mange varianter som finnes. I utgangspunktet ble ligningen for α som 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 trykknivå i gassen, men det er usikkert om dette skyldes feil bruk av enheter i formelen. Etter å ha prøvd å få kontakt med forfatterene av artikkelen angående oppklaring av enheter uten hell, ble det besluttet å bruke den alternative ligning for kjedevekstfaktor α 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 Rådalen, i tillegg til to publiserte rapporter som er begge basert på de to bachelorprosjektene. [5, 4, 9, 23]. Derfor er det interessant å studere hvordan produksjonsresultatene fra en BG-FT prosess med FT biobensin og biodiesel ligger i forhold til hydrogen. Når det gjelder prosessen med hydrogenproduksjon fra biomasse er det mange delprosesser som er likt i forhold til BG-FT. For det første blir biomassen kvernet opp og på samme måte brukt som "fuel" i en gassifiserer. Videre er også delprosessen med rensingen av syngassen (delprosess C i prosessflytskjemaet) lik i begge prosessene. Hovedforskjellen ligger i hvordan syngassen blir prosessert videre der en trykksvingadsorberer (engelsk: pressure swing adsorber (PSA)) er brukt i hydrogenproduksjon for å separere det produserte hydrogenet fra avgassen. [13]

Resultatene og avkastningen fra hydrogenproduksjon basert på de samme rådataene gir en utregnet produksjonskapasitet på 2 367 tonn H_2 per år ved gassifiseringstemperatur på 800°C. [6] De totale energivirkningsgradene for nedre og øvre brennverdier for komprimert hydrogen (350 bar) er på 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 gassifiseringstemperatur på 800°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 også i CO₂-utslipp spart med utgangspunkt i hydrogenproduksjon som angitt i Tabell 31.

Kjøretøy	Reduksjon av CO ₂ -utslipp (t/år)
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: CO₂-utslipp spart med hydrogenproduksjon med gassifiseringstemperatur på 800°C. [6]

Reduksjonen av CO₂-utslippene ved hydrogenproduksjon ligger langt over utslippene spart ved BG-FT anlegget. Siden det eneste utslippet fra hydrogenkjøretøy er vann, er det også viktig å bemerke at det her er snakk om total reduksjon av CO₂-utslipp. Når det gjelder kjøretøy som går på FT biodrivstoffer, vil det fortsatt være CO₂ i eksosen 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_x-gasser fra kjøretøy på FT biodrivstoffer som bidrar negativt med tanke på lokale utslipp.

På bakgrunn av beregningene og resultatene for både FT biodrivstoff- og hydrogenproduksjon kan man konkludere med at potensialet for hydrogenproduksjon fra anlegget i Rådalen 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 å foreta økonomiske analyser av begge anleggene, der også markedet for salg av hydrogen kontra FT biodrivstoff må vurderes. Derfor er dette arbeid med prosjektet som kan bli tatt med videre. Som nevnt er det også gjort en del antagelser og forenklinger som også kan bli utført grundigere ved fremtidig arbeid på 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 oppnåelig.

5 Konklusjon

Ved å implementere matematiske modeller for simulering av Fischer-Tropsch biodrivstoff- og kraftproduksjon ved forbrenningsanlegget i Rådalen er det utført analyser av produksjonspotensialet, energi- og eksergivirkningsgrader i tillegg til antall kjøretøy som kan suppleres ved en utvidelse av anlegget. Basert på rådata og resultater hentet fra tidligere bachelorprosjekter på tvers av fakulteter ved Høgskulen på Vestlandet, har det blitt kalkulert og presentert resultater som videre har blitt vurdert opp mot et alternativ med produksjon av hydrogen basert på de 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 gassifisereren og Fischer-Tropsch reaktoren i tillegg til fuktighetsinnholdet i biomassen som blir brukt som "fuel" i gassifiseringsanlegget. 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: <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] Bergensområdets 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 gassifisering av biomasse. Bacheloroppgave, Høgskulen på 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 på Vestlandet, Inndalsveien 28, 5063 Bergen, 05 2017.
- [6] Norbert Lümmen. Privat kommunikasjon, 2020.
- [7] H. K. Harneshaug and T. Solheimslid. Beregning av andre lovs 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 Lümmen. 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 SO₂ 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 battele columbus laboratory indirectly - heated gasifier. Technical report, Midwest Research Institute, 05 2005.
- [14] Merichem. Removing H₂S 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 technoeconomic 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, 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 bostedsfylke, 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 Norbert Lümmen. Modelling Wet Organic Waste Gasification for Hydrogen Production in Western Norway. In *Proceedings of the 7th International Symposium on Energy from Biomass and Waste*. CISA, 2018.
- [24] Aspen Technology Inc. Aspen HYSYS. <https://www.aspentech.com/en/products/engineering/aspen-hysys>, besøkt 22.05.2020.

Figurer

1	Prosessflytdiagram for BG-FT	10
2	Delprosess A: Kverning av biomasse	10
3	Delprosess B: Gassifisering av biomasse	11
4	Delprosess C: Gassrensing og tjærefjerning	11
5	Delprosess D: Komprimering av syngass	13
6	Delprosess E: H ₂ /CO regulering	14
7	Delprosess F: Fischer-Tropsch reaksjon	14
8	Molar distribusjon av hydrokarbonene (1-20) med gassifiseringstemperatur på 800°C og biomasse tørket til 10wt% fuktighet. FT200: Scenario med FT-temperatur på 200°C og kjedevekstfaktor $\alpha = 0,867$. FT220: Scenario med FT-temperatur på 220°C og kjedevekstfaktor $\alpha = 0,812$	16
9	Massedistribusjon av hydrokarbonene (1-20) med gassifiseringstemperatur på 800°C og biomasse tørket til 10wt% fuktighet. FT200: Scenario med FT-temperatur på 200°C og kjedevekstfaktor $\alpha = 0,867$. FT220: Scenario med FT-temperatur på 220°C og kjedevekstfaktor $\alpha = 0,812$	16
10	Delprosess G: Kraftproduksjon	17
11	FT drivstoffproduksjon med tørket biomasse til 10wt% fuktighet og FT-temperatur på 200°C	25
12	Kraftproduksjon med tørket biomasse til 10wt% fuktighet og FT-temperatur på 200°C	26
13	FT drivstoffproduksjon med tørket biomasse til 10wt% fuktighet og FT-temperatur på 220°C	26
14	Kraftproduksjon med tørket biomasse til 10wt% fuktighet og FT-temperatur på 220°C	27
15	FT drivstoffproduksjon med 34wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur på 200°C	27
16	Kraftproduksjon med tørket biomasse til 34wt% fuktighet og FT-temperatur på 200°C	28
17	FT drivstoffproduksjon med 34wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur på 220°C	28
18	Kraftproduksjon med 34wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur på 220°C	29
19	Antall kjøretøy som kan suppleres med FT biodrivstoffer med FT-temperatur på 200°C	32
20	Antall kjøretøy som kan suppleres med FT biodrivstoffer med FT-temperatur på 220°C	33

Tabeller

1	Sammensetning av massefraksjonene til det våtorganiske avfallet i Bergen som blir levert til anlegget i Rådalen per år. [7]	9
2	Sammensetning av massen til det våtorganiske avfallet i Bergen som blir levert til anlegget i Rådalen 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 ₂ -utslipp for ulike kjøretøyer (2019) [21]	24
8	FT biobensin-, FT biodiesel- og kraftproduksjon med biomasse tørket til 10wt% fuktighet før gassifisering og FT-temperatur på 200°C	25
9	FT biobensin-, FT biodiesel- og kraftproduksjon med biomasse tørket til 10wt% fuktighet før gassifisering 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	Eksergiovirkningsgrader med og uten eksterne varmekilder, 10wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur på 200°C	31
21	Eksergiovirkningsgrader med og uten eksterne varmekilder, 10wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur på 220°C	31
22	Eksergiovirkningsgrader med og uten eksterne varmekilder, 34wt% fuktighet i biomassen og FT-temperatur på 200°C	31
23	Eksergiovirkningsgrader 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 på 200°C	32
25	Prosentvis antall kjøretøyer som kan suppleres av antall registrerte kjøretøy Hordaland med FT drivstoffer med FT-temperatur på 200°C	32
26	CO ₂ -utslipp spart fra ikke-fornybare kilder med FT-temperatur på 200°C	32
27	Antall kjøretøyer som kan suppleres med FT drivstoffer med FT-temperatur på 220°C	33
28	Prosentvis antall kjøretøyer som kan suppleres av antall registrerte kjøretøy Hordaland med FT drivstoffer med FT-temperatur på 220°C	33
29	CO ₂ -utslipp spart fra ikke-fornybare kilder med FT-temperatur på 220°C	33
30	Antall kjøretøy som kan suppleres med hydrogen. [6]	35
31	CO ₂ -utslipp spart med hydrogenproduksjon med gassifiseringstemperatur på 800°C. [6]	35

