

Systemløsninger for håndtering av lavtrykksgass i LNG-eksportterminaler

Sindre Tobiassen Mauseth

Master i energi og miljø

Innlevert: juni 2017

Hovedveileder: Jostein Pettersen, EPT

Norges teknisk-naturvitenskapelige universitet
Institutt for energi- og prosessteknikk

EPT-M-2017-50

MASTEROPPGAVE

for

Student Sindre Mauseth

Våren 2017

Systemløsninger for håndtering av lavtrykksgass i LNG-eksportterminaler

*System solutions for handling of low pressure gas in LNG export facilities***Bakgrunn og målsetting**

Lavtrykksgass i LNG-eksportterminaler kommer fra trykkavlastning av underkjølt LNG («end flash»), avkok («Boil off Gas – BOG») grunnet varmelekkasje og trykktap i lager- og lastesystemer, og som gassretur til land under lasting av LNG-skip. Det er mange aktuelle systemløsninger for håndtering av disse gass-strømmene, og det er flere mulige anvendelser av slik lavtrykksgass, inkludert fakling, fyrgass, rekondensering, separasjon for gjenvinning av metan, og resirkulering tilbake som fødegass.

I prosjektoppgaven høsten 2016 ble det foretatt en enkel vurdering av noen aktuelle systemløsninger, basert på to fødegasskomposisjoner. Arbeidet avdekket et behov for en mer fullstendig analyse av hele prosessanlegget inkludert kompressordrivere og fyrgass-system for å kunne vurdere produksjonskapasitet, anleggskompleksitet og totale CO₂-utslipp med flere scenarier for fødegasskomposisjon. Her må forutsetningene for anlegget klarlegges (nybygg og/eller modifikasjon), og rammer og basis for vurderingene må være tydelige. Det er viktig å ta med i betraktningen alternative end-flash systemer (ikke bare «ytterpunktene» med enkel separasjon og avanserte dobbeltkolonne-løsninger), og man må også se på den totale massebalansen i fyrgass-systemet (håndtering av overskudd og underskudd) for ulike systemløsninger og scenarier. Løsninger med anlegg for rekondensering av returgass fra skip kan eventuelt utvides til å produsere LNG fra fødegass i perioder mellom båtlasting, for å holde prosessen i gang og nyttiggjøre seg anlegget også mellom båtlasting.

Noen fundamentale forhold rundt betydning av nitrogeninnhold i fødegassen bør avklares nærmere, og analysen må også se nærmere på hvordan resirkulering av nitrogenholdig gass tilbake til innløp av naturgasskondensering påvirker prosessen. LNG-produksjonstallene bør ta utgangspunkt i netto LNG-eksport til skip, og ikke det som produseres til tank.

Målet med masteroppgaven er å evaluere ulike løsninger for håndtering av lavtrykksgass i LNG-anlegg, med tanke på effektivitet, LNG-produksjonskapasitet, kompleksitet/operasjonelle forhold, totalt behov for utstyr/anlegg, og CO₂-utslipp fra drivere/energiforsyning og fakling.

Oppgaven bearbeides ut fra følgende punkter

1. Etablering av komplett basisinformasjon for arbeidet, og gjennomgang av forutsetninger og metodikk for analyse og evaluering av systemløsninger og scenarier/case.
2. Analyse av fundamentale forhold rundt konsekvenser av endret nitrogeninnhold i fødegass, både med tanke på end-flash, lavtrykksgass-systemer og fyrgass.
3. Gjennomgang av aktuelle systemløsninger for LNG-produksjon, lagring og eksport, med tanke på håndtering av lavtrykksgass, inkludert fullstendige prosessflytskjema og beskrivelser, og forenklete utstyrslistene for lavtrykksgass-håndtering.
4. Etablering av prosessmodeller og gjennomregning av systemløsningene for å få fram data for prosesseffektivitet, produksjonskapasitet, og samlede CO₂-utslipp. Her må fordeling av driftstid mellom produksjon og produksjon/lasting tas inn.
5. Samlet analyse, sammenligning og vurdering av løsningene.

” _ ”

Senest 14 dager etter utlevering av oppgaven skal kandidaten levere/sende instituttet en detaljert fremdrift- og eventuelt forsøksplan for oppgaven til evaluering og eventuelt diskusjon med faglig ansvarlig/veiledere. Detaljer ved eventuell utførelse av dataprogrammer skal avtales nærmere i samråd med faglig ansvarlig.

Besvarelsen redigeres mest mulig som en forskningsrapport med et sammendrag både på norsk og engelsk, konklusjon, litteraturliste, innholdsfortegnelse etc. Ved utarbeidelsen av teksten skal kandidaten legge vekt på å gjøre teksten oversiktlig og velkrevet. Med henblikk på lesning av besvarelsen er det viktig at de nødvendige henvisninger for korresponderende steder i tekst, tabeller og figurer anføres på begge steder. Ved bedømmelsen legges det stor vekt på at resultatene er grundig bearbeidet, at de oppstilles tabellarisk og/eller grafisk på en oversiktlig måte, og at de er diskutert utførlig.

Alle benyttede kilder, også muntlige opplysninger, skal oppgis på fullstendig måte. For tidsskrifter og bøker oppgis forfatter, tittel, årgang, sidetall og eventuelt figurnummer.

Det forutsettes at kandidaten tar initiativ til og holder nødvendig kontakt med faglærer og veileder(e). Kandidaten skal rette seg etter de reglementer og retningslinjer som gjelder ved alle (andre) fagmiljøer som kandidaten har kontakt med gjennom sin utførelse av oppgaven, samt etter eventuelle pålegg fra Institutt for energi- og prosesssteknikk.

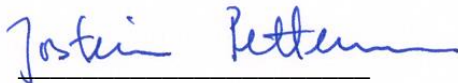
Risikovurdering av kandidatens arbeid skal gjennomføres i henhold til instituttets prosedyrer. Risikovurderingen skal dokumenteres og inngå som del av besvarelsen. Hendelser relatert til kandidatens arbeid med uheldig innvirkning på helse, miljø eller sikkerhet, skal dokumenteres og inngå som en del av besvarelsen. Hvis dokumentasjonen på risikovurderingen utgjør veldig mange sider, leveres den fulle versjonen elektronisk til veileder og et utdrag inkluderes i besvarelsen.

I henhold til ”Utfyllende regler til studieforskriften for teknologistudiet/sivilingeniørstudiet” ved NTNU § 20, forbeholder instituttet seg retten til å benytte alle resultater og data til undervisnings- og forskningsformål, samt til fremtidige publikasjoner.

Besvarelsen leveres digitalt i DAIM. Et faglig sammendrag med oppgavens tittel, kandidatens navn, veileders navn, årstall, institutt navn, og NTNUs logo og navn, leveres til instituttet som en separat pdf-fil. Etter avtale leveres besvarelse og evt. annet materiale til veileder i digitalt format.

- Arbeid i laboratorium (vannkraftlaboratoriet, strømningsmekanisk, varmeteknisk)
- Feltarbeid

NTNU, Institutt for energi- og prosesseteknikk, 15. januar 2017



Jostein Pettersen
Faglig ansvarlig/veileder

Medveiledere/kontaktpersoner ved Hammerfest LNG:

- Hans Ivar Berntsen
- Reynald Fromentin

Forord

Denne masteroppgaven er skrevet for Institutt for Energi og Prosessteknikk, NTNU, som en obligatorisk del av min deltakelse på den integrerte mastergraden Energi og Miljø.

Samarbeidspartner har vært Hammerfest LNG, Statoil ASA. Oppgaven gir 30 studiepoeng.

Først vil jeg takke min veileder Jostein Pettersen for god veiledning og tilbakemelding underveis i oppgaven. Takk for mange flotte diskusjoner, der vi begge har delt kunnskap og lært nye ting om LNG-produksjon.

I tillegg vil jeg takke medveiledere Hans Ivar Berntsen og Reynald Fromentin for at stilt seg til disposisjon ved eventuelle spørsmål.

Til slutt ønsker jeg å takke mine medstudenter og venner for all støtte underveis i masteroppgaven, og for gode samtaler rundt temaet. Sist, men ikke minst, ønsker jeg å takke min samboer Annelin som har stilt opp for meg, og gitt meg hjelp til matlaging, faglig diskusjon og motivasjon.

Trondheim 19. juni 2017

Sindre Mauseth

Sammendrag

Det er analysert ulike løsninger for håndtering av lavtrykksgass fra LNG-anlegg. Lavtrykksgass er en blanding av metan og nitrogen i gassfase som dannes ved LNG-produksjon grunnet varmelekkasje, trykktap og pumpearbeid. I den utførte analysen er det antatt at kildene til lavtrykksgass er End Flash, lagertank og LNG-båt.

Flere ulike løsninger er vurdert mot kriteriene produksjonskapasitet, CO₂-utslipp, investeringskostnad, og kompleksitet i drift. De vurderte løsningene er

- Lavtrykksgass til Fyrgass
- Lavtrykksgass til Fødegass
- Lavtrykksgass til NRU (nitrogenfjerningsenhet)
- Lavtrykksgass til Ekstern NRU

For å ha et sammenligningsgrunnlag er løsningene vurdert opp mot Basecase, som er en modell av et typisk tradisjonelt LNG-anlegg med lavtrykksgass fra End Flash og lagertank brukt som fyrgass i gassturbin, mens lavtrykksgass fra båt brent i fakkel.

Studien ble utført ved hjelp av simuleringer i HYSYS, hvor det er blitt bygget prosessmodeller med relevante hovedkomponenter i LNG-anlegget. Det er modellert kondenseringsanlegg, lagertank, LNG-båt, samt løsninger for håndtering av lavtrykksgass. Det er lagt inn varmelekkasjer fra omgivelsene til anlegget for å simulere produksjon av lavtrykksgass.

I tillegg til å analysere selve løsningen for håndtering av lavtrykksgass er det som en foranalyse gjort en enkel studie for å se hvordan ulik nitrogenkonsentrasjon påvirker inversjonstemperatur, produksjon av lavtrykksgass samt når en må ha de ulike End Flash-løsningene.

Resultatene fra foranalysen om nitrogens påvirkning viser at høyere nitrogenkonsentrasjon i fødegass gir høyere inversjonstemperatur. I tillegg gir økt nitrogenkonsentrasjon økt massestrøm lavtrykksgass fra End Flash. Ved nitrogenkonsentrasjon på inntil 2 mol % er det tilstrekkelig å ha Sempel End Flash for å få separert ut nok nitrogen til å oppfylle kravene for LNG spec som er på under 1 til 1,2 mol % nitrogen i LNG til lagertank. Sempel End Flash var modellert som End Flash bestående av enkel separator.

Dersom en har Avansert End Flash kan en ha inntil 2,8 mol % nitrogen, og fortsatt komme under 1 mol % nitrogen på LNG til lagertank. Avansert End Flash var modellert som separasjonskolonne med koker.

Analysen av løsninger for håndtering av lavtrykksgass viste at Lavtrykksgass til Fødegass er en gunstig løsning. Løsningen gir lavt CO₂-utslipp, har lav investeringskostnad og medium kompleksitet. Alternativt er løsningene Lavtrykksgass til NRU og Lavtrykksgass til Intern NRU gode løsninger. De har begge høy produksjonskapasitet og lavt spesifikt CO₂-utslipp. Ulempen med løsningene med NRU er at de har høy investeringskostnad. I tillegg har de henholdsvis høy og medium kompleksitet.

I løpet av et år produserer løsningene Lavtrykksgass til NRU og Lavtrykksgass til Ekstern NRU 4,68 millioner tonn mot under 4,3 millioner tonn pr år for Basecase, Lavtrykksgass til Fyrgass og Lavtrykksgass til Fødegass. Spesifikt CO₂-utslipp ligger i området 126 til 127 kg pr kilogram

produsert LNG for de beste løsningene, og 133 til 135 kg pr kilogram for henholdsvis Lavtrykksgass til Fyrgass og Basecase.

Ved løsningen Lavtrykksgass til Fyrgass får en under båtlasting kraftoverskudd på ca. 100 MW fra gassturbinen som må håndteres. Dette gjør at løsningen blir problematisk, og en må finne en løsning for hvordan håndtere dette.

Alle simuleringer er, for å få et bredt bilde av hvordan komposisjon på fødegass påvirker løsningene for håndtering av lavtrykksgass, utført med 3 forskjellige komposisjoner.

- Lean LNG, med høy metankonsentrasjon, og lav andel nitrogen og tunge hydrokarboner.
- Medium LNG, mellomting mellom Lean og Rich LNG
- Rich LNG, med lav metankonsentrasjon, høy nitrogenandel og tunge hydrokarboner.

Analysen viste at komposisjonen styrer mengden flashgass, som igjen påvirker kraftbehovet. Nitrogenkonsentrasjon viste seg å ha den største påvirkningen. Høy nitrogenkonsentrasjon gir mye flash, og øker kraftbehovet i kondenseringsanlegget. Alle simuleringer fulgte samme mønsteret, og det ble derfor hensiktsmessig å kun presentere resultatene fra Medium LNG.

Abstract

It is analyzed different solutions for treatment of low-pressure gas from LNG-plants. Low-pressure gas is a mix of methane and nitrogen in gas phase, which occurs due to heat leak, pressure loss and pump work. In the executed analyze its assumed that the sources for low pressure gas is End Flash, Storage Tank and LNG-boat.

Several different solutions is considered against the assessment criteria production capacity, CO₂-emission, investment cost, and complexity in operation. The considered solutions are

- Low-Pressure Gas to Fuel Gas
- Low-Pressure Gas to Feed Gas
- Low-Pressure Gas to NRU (nitrogen removal unit)
- Low-Pressure Gas to External NRU

To have a basis for comparison, the solutions was compared against Basecase. Basecase is a model of a typical traditional LNG-plant, with low-pressure gas from End Flash and storage tank as fuel gas and low-pressure gas from LNG-boat is burned in the flare.

The study were executed with simulations in HYSYS, where it is built a process model with relevant main components in a LNG-plant. The model contains condensation plant, storage tank, LNG-boat and solutions for treatment of low-pressure gas. It also contains heat leak from the surroundings to the plant to simulate production of low-pressure gas.

In addition to the analyze of treatment for low-pressure gas its performed a pre analyze containing a study to see how different nitrogen concentration affect inversion temperature, production of low pressure gas, and when one need different kinds of end flash.

The results from the pre analyze shows that higher nitrogen concentration in the feed gas gives higher inversion temperature. Higher nitrogen concentration also gives increased mass stream low-pressure gas from End Flash. With nitrogen concentration up to 2 mole % it's sufficient to have a Simple End Flash to be able to separate out enough nitrogen to get below LNG spec at 1 to 1,2 mole % in LNG to storage tank. Simple End Flash was modelled as End Flash in just a simple separator.

If one uses Advanced End Flash, one can handle up to 2,8 mole % nitrogen and still get below 1 mole % nitrogen concentration in LNG to storage tank. Advanced End Flash was modelled as separation column with boiler.

The analyze of solutions for treatment of low-pressure gas showed that Low-Pressure Gas to Feed gas is a favorable solution. The solution gave low CO₂-emissions, had a low investment cost and medium complexity. Alternatively is the solutions Low-Pressure Gas to NRU and Low-Pressure Gas to External NRU good solutions. They both provide high production capacity, and low specific CO₂-emission. The disadvantage for the solutions with NRU is the high investment cost. In addition, they have respectively high and medium complexity.

In one year the solutions Low-Pressure Gas to NRU and Low-Pressure Gas to External NRU produces 4,68 million tons, compared to below 4,3 million tons per year for Basecase, Low-Pressure Gas to Fuel Gas and Low-Pressure Gas to Feed Gas. Specifically CO₂-emission is

around 126 to 127 kg per kilogram produced LNG for the best solutions, and 133 to 135 for respectively Low-Pressure Gas to Fuel Gas and Basecase.

When using Low-Pressure Gas to Fuel Gas one will have a surplus of around 100 MW of power that need to be handled. This makes the solution problematic, and is an issue that needs to be treated somehow.

All simulations are, to have a wide perspective of how composition affects the solutions for treatment of low-pressure gas, executed with 3 different compositions.

- Lean LNG, with high methane concentration, and low nitrogen and heavy hydrocarbons
- Medium LNG, a middle between Lean and Rich
- Rich LNG, with low methane concentration, high nitrogen concentration and heavy hydrocarbons

The analyze showed that the composition affects the amount of flash gas, which affects the need for power. Nitrogen concentration had the largest impact. High nitrogen concentration gives a lot of flash, and increases the power consumption in the condensation plant. All the simulations followed the same path, and there was decided to only present the results from Medium LNG.

Innholdsfortegnelse

Forord.....	i
Sammendrag	iii
Abstract	v
1. Introduksjon	1
2. Definisjoner og forkortelser	3
2.1 Definisjoner.....	3
2.2 Forkortelser	6
3. Introduksjon til lavtrykksgass	7
3.1 Termodynamiske egenskaper for naturgass	7
3.2 Introduksjon til lavtrykksgass	8
3.2.1 Definisjon av lavtrykksgass.....	8
3.2.2 Kilder til lavtrykksgass	8
3.3 End Flash-løsninger.....	10
3.4 Tank-BOG.....	13
3.5 Båt-BOG	14
3.5.1 Lasterate til båt og produksjon av båt-BOG.....	14
3.5.2 Nedkjøling av LNG-båt.....	14
3.5.3 Oppgassing	16
3.5.4 Egenskaper for båt-BOG.....	16
4. Systembeskrivelse og utfordringer ved håndtering av lavtrykksgass	19
4.1 Oppbygging av prosessanlegg for LNG-produksjon	19
4.1.1 Prosessering	19
4.1.2 Kjøling.....	19
4.1.3 Lasting og lagring.....	19
4.2 Løsninger for håndtering av lavtrykksgass	21
4.3 Basecase	22
4.4 Lavtrykksgass som fyrgass	24
4.5 Lavtrykksgass som fødegass	26
4.5.1 Kondensering av lavtrykksgass.....	26
4.5.2 Delkondensering av lavtrykksgass.....	28
4.6 Lavtrykksgass til intern nitrogenfjerningsenhet.....	30

4.7	Lavtrykkgass til småskala nitrogenfjerningsenhet eller LNG-anlegg	32
5.	Utvikling av prosessmodell.....	35
5.1	Felles antakelser for prosessmodellen	35
5.2	Tagnummer på prosessutstyr	36
5.3	Kondensering av naturgass.....	37
5.4	Komposisjon på fødegass	38
5.5	Trykkavlastning	39
5.5.1	Inversjonstemperatur.....	39
5.6	End flash	41
5.7	LNG-eksportpumpe og lagertank	43
5.7.1	Varmelekkasje til lagertank.....	43
5.8	Forskjellig massestrøm inn og ut av lagertank i steady state simulering.....	46
5.9	Varmelekkasje i rør mellom lagertank og båt	48
5.10	LNG-Båt.....	49
5.10.1	Beregning av forventet massestrøm Båt-BOG	49
5.10.2	Beregning av grense for Båt-BOG	49
5.11	NRU.....	50
5.11.1	Oppbygging av Intern NRU	50
5.11.2	Oppbygging av Ekstern NRU.....	52
5.12	Kraftbehov	53
5.12.1	Beregning av kraftbehov til LNG-anlegget	53
5.12.2	Beregning av kraftbehov i NRU	53
5.12.3	Beregning av kraftbehov til ekstern NRU.....	54
5.12.4	Totalt kraftbehov.....	55
5.13	CO ₂ -utslipp.....	57
5.14	Gassturbin.....	58
5.15	Fakkell.....	62
6.	Vurderingskriterier for analyse av prosessløsninger	63
6.1	Beregning av energibehov og produksjonskapasitet	64
6.2	CO ₂ -utslipp.....	65
6.3	Investeringskostnad.....	66
6.4	Kompleksitet i drift	67
7.	Foranalyse – Nitrogens påvirkning av prosessen	69

7.1	Hvordan påvirker nitrogen produksjon av lavtrykksgass?	69
7.2	Hvordan påvirker nitrogen inversjonstemperaturen?	72
7.3	Analyse av nitrogenseperasjon på ulike end flash systemer.....	77
7.4	Oppsummering av foranalyse.....	79
8.	Analyse av prosessløsninger	81
8.1	Analyse av Basecase	81
8.1.1	Massestrøm lavtrykksgass.....	88
8.1.2	Temperaturer	93
8.1.3	Kraftbehov.....	97
8.1.4	CO ₂ -utslipp.....	99
8.1.5	Normal drift	100
8.2	Analyse av lavtrykksgass til fyrgass	102
8.2.1	Massestrøm lavtrykksgass.....	104
8.2.2	Temperaturer	104
8.2.3	Kraftbehov.....	104
8.2.4	CO ₂ -utslipp.....	105
8.2.5	Normal drift.....	105
8.3	Analyse av lavtrykksgass som fødegass.....	106
8.3.1	Massestrøm lavtrykksgass.....	109
8.3.2	Temperaturer	110
8.3.3	Kraftbehov.....	110
8.3.4	CO ₂ -utslipp.....	111
8.3.5	Normal drift.....	112
8.4	Analyse av lavtrykksgass til Intern NRU.....	113
8.4.1	Massestrøm lavtrykksgass.....	116
8.4.2	Temperaturer	116
8.4.3	Kraftbehov.....	117
8.4.4	CO ₂ -utslipp.....	119
8.4.5	Normal drift.....	119
8.5	Analyse av lavtrykksgass til ekstern NRU	122
8.5.1	Massestrøm lavtrykksgass.....	125
8.5.2	Temperaturer	125
8.5.3	Kraftbehov.....	125

8.5.4	CO ₂ -utslipp.....	126
8.5.5	Normal drift.....	127
9.	Sammenligning av resultater	129
9.1	Energibehov og produksjonskapasitet	129
9.1.1	Totalt energibehov	129
9.1.2	Produksjonskapasitet	130
9.1.3	Spesifikt Energibehov	132
9.1.4	Oppsummering Energibehov og produksjonskapasitet.....	132
9.2	CO ₂ -utslipp.....	134
9.2.1	Totalt CO ₂ -utslipp	134
9.2.2	Spesifikt CO ₂ -utslipp.....	135
9.2.3	Oppsummering CO ₂ -utslipp	136
9.3	Investeringskostnad.....	137
9.3.1	Basecase	137
9.3.2	Lavtrykksgass til Fyrgass	137
9.3.3	Lavtrykksgass til Fødegass	137
9.3.4	Lavtrykksgass til Intern NRU	137
9.3.5	Lavtrykksgass til Ekstern NRU	138
9.3.6	Oppsummering Investeringskostnad	138
9.4	Kompleksitet i drift	139
9.4.1	Basecase	139
9.4.2	Lavtrykksgass til Fyrgass	139
9.4.3	Lavtrykksgass til Fødegass	140
9.4.4	Lavtrykksgass til Intern NRU	140
9.4.5	Lavtrykksgass til Ekstern NRU	141
9.4.6	Oppsummering kompleksitet i drift	141
10.	Konklusjon	143
10.1	Nitrogens påvirkning	143
10.2	Løsninger for håndtering av lavtrykksgass	144
10.3	Videre arbeid	145
11.	Referanser	147
A.	Appendiks – Beregning av massestrøm BOG	a
a.	Tank-BOG.....	a

b.	Båt-BOG	b
B.	Appendiks – Regulering av komposisjon i Rør 6c.....	c
C.	Appendiks - Beregning av varmelekkasje.....	e
a.	Til lagertank.....	e
b.	Til rør mellom lagertank og båt.....	f
D.	Appendiks – Beregning av maksimal massestrøm båt-BOG	i
E.	Appendiks – Prosentvis avvik	k
F.	Appendiks – Nitrogenkonsentrasjon nedstrøms End Flash	m
a.	Medium LNG.....	m
b.	Lean LNG.....	n
c.	Beregning av økning i massestrøm	n
d.	Stigningstall endring av nitrogenkonsentrasjon på LNG ut av End Flash.....	o
G.	Appendiks – Beregning av Tank-BOG under produksjon	r
H.	Appendiks – Beregning av produksjon og CO ₂ -utslipp pr år	t
a.	LNG-produksjon pr år	t
b.	CO ₂ -utslipp pr år	u

1. Introduksjon

Lavtrykksgass kommer fra avkok grunnet varmelekkasje til LNG, og kommer fra lagrings- og lastesystemer i LNG-prosessen. Tradisjonelt har lavtrykksgass som oppstår i forbindelse med båtlasting blitt faklet. Nye krav til utnyttelse av denne energien, samt reduksjon av CO₂-utslipp har gjort at fokuset på lavtrykksgass nå er større enn før.

Det finnes mange ulike løsninger for håndtering av lavtrykksgass, som for eksempel fakling, fygass, kondensering, eller separasjon av metan og nitrogen i nitrogenfjerningsenhet (NRU). Likevel er det publisert lite litteratur som tar for seg analyse av flere ulike løsninger for håndtering av lavtrykksgass. Årsaken til dette er at det typisk er leverandører av LNG-anlegg som sitter på kunnskapen, og regner dette for forretningshemmeligheter.

Det er i denne oppgaven vurdert utvalgte løsninger for håndtering av lavtrykksgass opp mot hverandre, og diskutert fordeler og ulemper med hvert enkelt design.

Aktuelle problemstillinger og utfordringer for håndtering av lavtrykksgass er krafttilgang, CO₂-utslipp, investeringskostnad, og kompleksitet i drift. Tilgang på kraft kan være problematisk, og en velger ofte å produsere egen kraft via gasturbiner lokalt på LNG-anlegget.

CO₂-utslipp fra LNG-anlegg kommer hovedsakelig fra kraftproduksjon, men kan også komme fra fakkel. Fakkeler brukes i utgangspunktet kun ved behov for å brenne overskuddsgass som ikke kan håndteres av LNG-anlegget, for eksempel ved ukontrollert driftsstans (tripp). Dette gjør at en ønsker lavt kraftbehov fra kondenseringsanlegget.

I noen tilfeller kan en benytte eksisterende komponenter i LNG-anlegget, mens en i andre tilfeller må installere nye komponenter. Å få tilgang på likvide midler til investering i modifikasjoner er generelt utfordrende, og investor må få en eller annen form for avkastning for investeringen sin. Generelt ønsker en å oppnå så lav investeringskostnad som mulig. Dette gjør at investeringskostnad er et viktig element i vurderingen av løsning for håndtering av lavtrykksgass. For å få et bilde av investeringskostnader er det utarbeidet en oversikt over komponenter en trenger til de ulike løsningene for håndtering av lavtrykksgass.

Kompleksitet i drift er et viktig punkt, da en for et LNG-anlegg ønsker så høy regularitet som mulig. Jo mer komplekst og integrert et LNG-anlegg er, jo større blir risikoen for produksjonsforstyrrelse og i verste fall tripp. Samtidig kan det være utfordrende å håndtere lavtrykksgass fra et eksternt system i et allerede komplekst LNG-anlegg, som i dette tilfellet er Båt-BOG som styres av personellet om bord på båten.

Målsetningen for oppgaven er å vurdere de ulike punktene opp mot hverandre, og finne hvordan løsningene oppfører seg ved LNG-produksjon. Til vurderingen blir det brukt tre ulike fødegasskomposisjoner. En Lean, Medium og Rich fødegass. Lean har høyt metaninnhold og lavt innhold av nitrogen og tyngre hydrokarboner, Rich har høyt nitrogeninnhold og innhold av tyngre hydrokarboner. Medium er en mellomting av Lean og Rich.

Oppgaven er bygget opp med systembeskrivelse og utfordringer i forbindelse med håndtering av lavtrykksgass i kapittel 3. Deretter følger en beskrivelse av de ulike designene som finnes, samt de som velges å analysere i kapittel 4. Kapittel 5 omhandler utvikling av

prosessmodell, og hvilke antakelser som gjøres. Deretter følger i kapittel 6 vurderingskriterier for analysen prosessløsning for håndtering av lavtrykksgass.

I kapittel 7 gjøres en forstudie av nitrogens påvirkning på fødegassens egenskaper. Forstudien er utført for å bedre forstå hvordan prosessen oppfører seg ved ulik nitrogenkonsentrasjon, og omhandler blant annet produksjon av lavtrykksgass. Selve analysen av de ulike løsningene er utført i kapittel 8, hvor en systematisk går gjennom de ulike løsningene for håndtering av lavtrykksgass, og vurderer resultatene fra simuleringen. I kapittel 9 følger en sammenligning mellom de ulike designene, før det i kapittel 10 avsluttes med konklusjon.

2. Definisjoner og forkortelser

2.1 Definisjoner

Avansert End Flash

End Flash med koker og ekstra separasjon av nitrogen fra fødegass

Båt-BOG

Lavtrykksgass fra LNG-båt

Båtlasting

LNG-produksjon med kapasitet basert på hva som er tilgjengelig av kraft med LNG-båt til kai. Lavtrykksgass fra båt, lagertank og End Flash.

Eksportterminal

Produksjonsanlegget for LNG

End Flash

Separasjon av lavtrykksgass fra LNG etter trykkavlastning. Kan også brukes for å redusere nitrogenandel i LNG

Fakling

Brenning av overskuddsgass uten noen form for utnyttelse av energien i det brente mediet

Flashgass

Gassprodukt fra End Flash

Flashing

Koking, fordampning av LNG

Full produksjon

LNG-anlegget produserer 100 % av designet kapasitet. I denne oppgaven er full produksjon definert til massestrøm fødegass inn til kondenseringsanlegget på 550 tonn/time

Fyrgass

Brensel til gassturbiner, hovedsakelig metan, men kan også være mindre mengder etan, propan, nitrogen alt etter hvor i prosessen fyrgassen hentes

Heel

En bestemt mengde av lasten som blir liggende igjen etter lossing av båt for å holde tankene kalde, typisk 1-2 % av 150 000 m³

Hjelpesystemer

Mindre systemer som er nødvendige for drift av LNG-anlegget. Dette kan være hydraulikk, lys, prosessering, arbeidsluft, smøreolje med mer. Energibehovet til hjelpesystemer er i denne oppgaven antatt å være konstant på 15 MW.

Importterminal

Regassifiseringsanlegget som fordamper LNG for distribusjon av naturgass på land

Inertisering

Bytte ut oksygenholdig atmosfære med nitrogenatmosfære

Ingen End Flash

Trykkavlastning direkte til lagertank, ingen oppstrøms separator

Internt Strømnett

Strømnett internt på LNG-anlegget som kan forsyne forbrukere med mindre kraftbehov med energi

Inversjonstemperatur

Termodynamisk definisjon: $\mu_{JT} = \left(\frac{\partial T}{\partial P}\right)_H = 0$ Brukt i oppgaven: $\mu_{JT} = \left(\frac{\Delta T}{\Delta P}\right)_H$

JT-ventil

Joule Thomson ventil, benyttes for trykkreduksjon i kjøleprosesser

Kjølemedie

Mediet i kjølekretsene som kjøler og kondenserer LNGen. Består typisk av et eller flere hydrokarboner

Kondenseringsanlegget

Anlegget som kondenserer fødegass til LNG.

Lagertank

Lagertank for LNG på eksportterminal

Lasting

Fylling av LNG fra eksportterminal til båt

Lossing

Tømming av LNG fra båt til importterminal

Makeup

Etterfylling av kjølemedie

Miniflowlinje

Linje for resirkulering av medie gjennom roterende utstyr for å hindre at flow gjennom pumpen blir null. Er typisk enten konstant åpen, eller har regulering som åpner ventil for flow når flowen gjennom utstyret kommer under et visst forhåndsdefinert punkt

Nedkjøling

Kjøle båt til -135 grader C for å unngå termisk stress på metallet ved introduksjon av LNG. Gjøres ved spray cooling

Netto kraftbehov

Kraft produsert i gassturbin pluss kraft fra turbin minus energi forbrukt til kjøling og roterende utstyr. Positivt netto kraftbehov betyr overskudd av kraft, som betyr at en enten kan produsere mer LNG, forbruke i andre prosesser eventuelt eksportere. Negativt netto kraftbehov betyr at en trenger fyrgass fra fødegass oppstrøms kondenseringsanlegget

Nitrogenstripper

Stripperkolonne for separasjon av nitrogen fra LNG, står typisk etter JT-ventil i LNG-prosessen

Normal drift

LNG-produksjon med full produksjon, uten LNG-båt til kai. LNG-produseres rett til kai

Oppgassing

Inertisering av båt for å oppnå O₂- og CO₂-fri tankatmosfære og introdusere hydrokarbonatmosfære

Overkjøling

Kjøling av fødegass med mye mer kjølemedie enn nødvendig. Fører til at kjølemediet kommer ut på varm side av varmeveksler som blanding av væske og gass

Prosessvingninger

Fluktuering av prosessverdier som trykk, temperatur eller massestrøm

Simpel End Flash

End Flash bestående av enkel separator, ingen koker

Spec

Produktkrav for LNGen

Spray Cooling

Sirkulering av LNG gjennom dyser i lagertankene for rolig nedkjøling av tanken(e) i LNG-båten

Sugedunk

Scrubber oppstrøms kompressor for å skille ut væske

Tagnummer

Navn på rør eller prosessutstyr

Tank-BOG

Lavtrykksgass fra lagertank

Tog

Produksjonsanlegg for LNG. Et anlegg kan ha flere tog

Tripp

Ukontrollert driftsstans/stopp av produksjon

Varmt Anlegg

Prosessanlegg med fare for gasslekkasje av hydrokarboner. Stiller høye krav til tennkildesikring for reduksjon av eksplosjonsfare

Utility

Se Hjelpesystemer

2.2 Forkortelser

- BOG Boil Off Gas
- C3MR Propane Precooled Mixed Refrigerant
- CM Kjølemedie (Engelsk: Cooling Medium)
- CW Kjølevann (Engelsk: Cooling Water)
- GT Gassturbin
- LNG Liquefied Natural Gas
- MFC Mixed Fluid Cascade
- MTPA Millioner tonn pr år
- NRU Nitrogenfjerningsenhet (Engelsk: Nitrogen Removal Unit)

3. Introduksjon til lavtrykksgass

3.1 Termodynamiske egenskaper for naturgass

Naturgass kondenserer ved atmosfæretrykk typisk i området -160 til -163 grader, litt avhengig av komposisjonen. Den største påvirkningen gis av mengden metan, etan og nitrogen, dette siden det typisk er størst andel av disse. Etan har normalkokepunkt på ca. -89 grader C, metan på ca. -161 grader C og nitrogen ca. -196 grader C. Dette gjør at større andel etan øker kokepunktet for naturgass, og større andel nitrogen senker det.

Inversjonstemperatur er definert som

$$\mu_{JT} = \left(\frac{\partial T}{\partial P} \right)_H = 0 \quad (1)$$

Hvor

μ_{JT} er Joule Thomson koeffisienten [-] P er trykket til mediet [bar]
 T er temperaturen til mediet [K] H er entalpien til mediet [kJ/kg]

Inversjonstemperatur er definert som temperaturen der endring i trykk ikke gir endring i temperatur. I kjøleprosesser baserer en seg på JT-kjøling, og forventer fall i temperatur når en trykkavlastet over ventilen. Dette gjelder kun når mediet er over inversjonstemperaturen, altså når μ_{JT} er større enn 0.

I prosjektoppgaven høsten 2016 ble det avdekket at naturgass ved trykkavlastning fra 60 barg til tilnærmet atmosfæretrykk kunne havne under inversjonstemperaturen til blandingen.

For å få en best mulig analyse vil en i kapittel 7 se nærmere på hva som påvirker inversjonskurven, når mediet kommer under inversjonstemperaturen, og hvordan dette eventuelt påvirker energibehovet i kjøleprosessen.

Det bemerkes at en i denne oppgaven bruker begrepet *inversjonstemperatur* om store trykkfall, for eksempel fra 10 eller 60 barg ned til atmosfæretrykk. Henhold til definisjonen er inversjonstemperatur derivert med hensyn på trykk, altså ingen temperaturendring ved trykkendring i et punkt. Det blir dermed mer riktig å skrive

$$\mu_{JT} = \left(\frac{\Delta T}{\Delta P} \right)_H \quad (2)$$

Der

μ_{JT} er Joule Thomson koeffisienten [-]
 ΔP er trykkfallet til mediet over JT-ventil [bar]
 ΔT er temperaturforandringen til mediet over JT-ventil [K]
 H er entalpien til mediet [kJ/kg]

3.2 Introduksjon til lavtrykksgass

3.2.1 Definisjon av lavtrykksgass

Lavtrykksgass i et LNG-anlegg er definert i denne oppgaven som all naturgass i gassfase ved tilnærmet atmosfærisk trykk. Typisk består lavtrykksgassen av nitrogen og metan.

Lavtrykksgassen kan ha trykk på inntil 1 barg, ettersom den oppstår på lavtrykkssiden av LNG-prosessen hvor en typisk har under 1 barg.

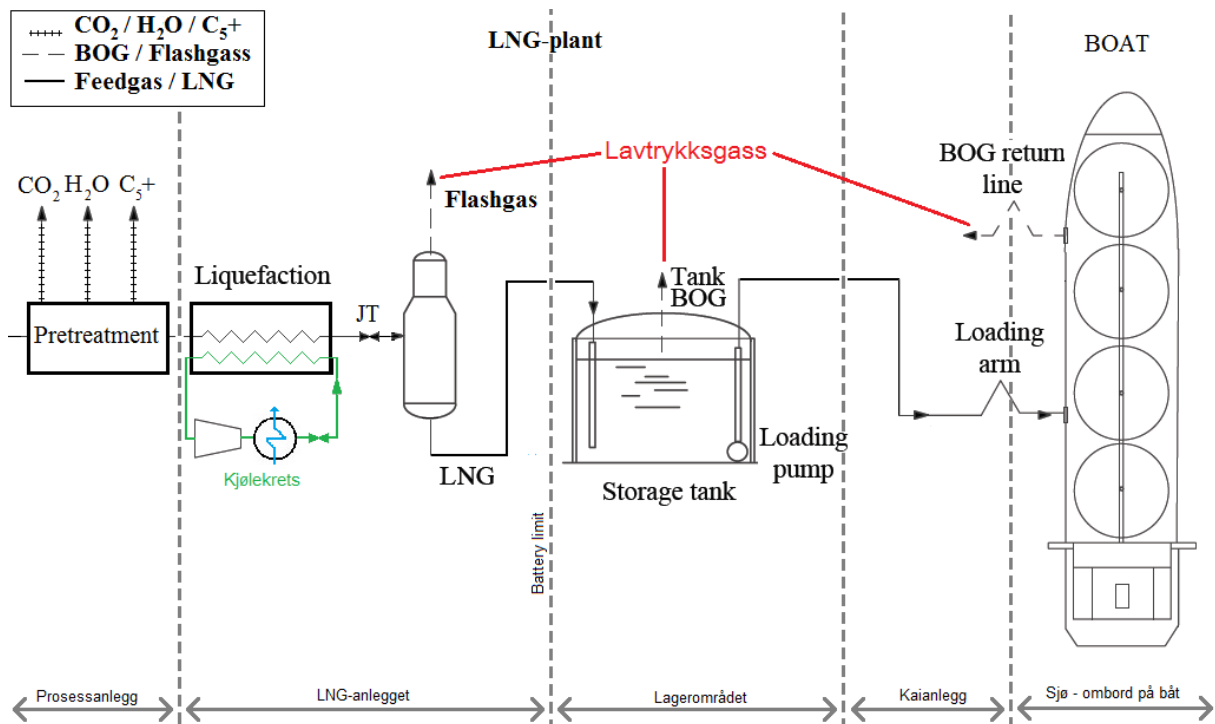
Temperaturen på lavtrykksgassen avhenger av hvor gassen kommer fra, og om den har blitt bearbeidet eller ikke. Dersom lavtrykksgassen har vært gjennom lange rørgater og pumper vil temperaturen være høyere enn om den kommer direkte fra en tank eller separator.

3.2.2 Kilder til lavtrykksgass

Typiske kilder til lavtrykksgass er avkok fra lagertank og fra båt. I tillegg kan LNG-anlegget ha end flash-kolonne eller lignende ved nitrogenrik fødegass for å redusere nitrogenkonsentrasjonen til tillatt konsentrasjon. Dette gjør at en hovedsakelig har 3 mulige kilder til lavtrykksgass.

En kan også få lavtrykksgass fra andre kilder av prosessen, som for eksempel gass som er løst i tyngre hydrokarboner, og separeres ut i prosesseringen av dem. I denne oppgaven fokuseres det kun på lavtrykksgass fra end flash, lagertank og båt. Se Figur 3-1 for illustrasjon av kildene.

Ettersom hensikten med et LNG-anlegg er å produsere LNG, er lavtrykksgass et uønsket biprodukt. En kan ikke gjøre noe med selve produksjonen av lavtrykksgass. Dermed må en heller gjøre noe med selve lavtrykksgassen for å utnytte potensialet i den.



Figur 3-1 - Kilder til lavtrykksgass. Lavtrykksgass omtalt i denne oppgaven kommer fra End Flash, Lagertank eller LNG-Båt

LNG eksisterer i likevekt mellom væske og gass ved en bestemt temperatur og trykk. Ved varmetilførsel vil blandingen forsøke å opprettholde temperaturen ved å fordampe en liten del av LNGen. Dette er en av årsakene til produksjon av lavtrykksgass.

I tillegg til varmelekkasjer vil endringer i trykk også påvirke produksjon av lavtrykksgass, ettersom boblepunkttemperaturen til LNG er avhengig av trykket. Dersom trykket synker vil boblepunktet synke, og en får mer flashing.

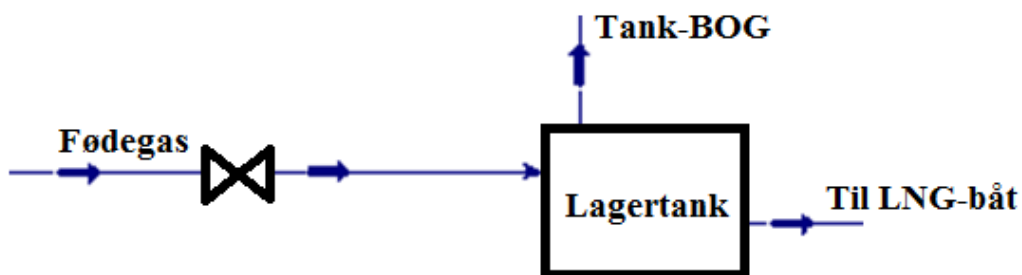
3.3 End Flash-løsninger

Ved nitrogenrik fødegass, typisk konsentrasjon over 2 mol%, vil en måtte ha flashkolonne for å redusere nitrogeninnholdet til LNG-spec. Tillatt nitrogeninnhold i LNG er typisk i området 1-1,2 mol%. Dersom fødegassen har konsentrasjon over dette må nitrogennivået reduseres til vi er innenfor tillatt mengde. Det finnes flere separasjonsprinsipp, blant annet direkte end flash til lagertank, end flash i enkel separator og end flash med separasjon. Alle disse kan om ønskelig kombineres med bruk av NRU.

Kondensering av fødegass i kondenseringsanlegget skjer under høyt trykk, typisk i området 40 til 80 barg. Kondenseringen kan også foregå utenfor dette området. LNG har tilnærmet atmosfærisk trykk, så en må på et tidspunkt redusere trykket. Dette gjøres typisk over JT-ventil eller turbin. Trykkfallet gjør at en liten andel, typisk i området 1 til 5 %, av væsken fordamper. Mengden som fordamper er avhengig av mediets trykkfall, temperatur og komposisjon. Deretter går LNGen til end flash kolonne eller lagertank.

Direkte flash til lagertank brukes typisk i tilfeller hvor fødegassen allerede er på spec, og hvor mengden BOG ikke blir større enn at en kan takle det med systemet på lagertanken. Illustrasjon av direkte flash til lagertank er illustrert i Figur 3-2. Kunne også vært brukt turbin i stedet for JT-ventil til trykkavlastning.

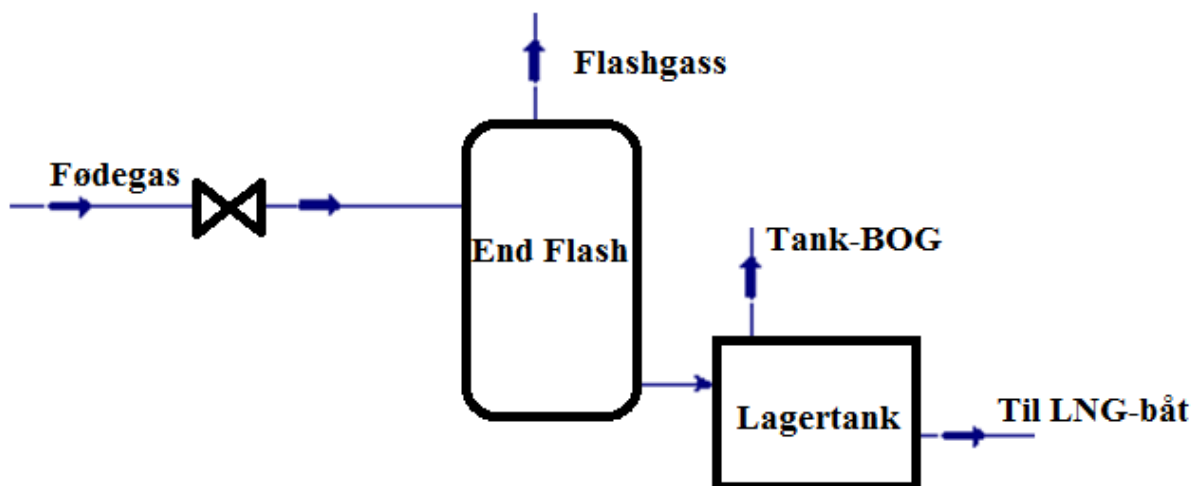
Heretter blir løsningen med End Flash direkte til lagertank omtalt som *Ingen End Flash*.



Figur 3-2 - Illustrasjon av End Flash direkte til lagertank. Løsningen omtales som *Ingen End Flash*.

End flash i enkel separator brukes dersom nitrogeninnholdet er noe over spec, men kan fjernes i enkel separator. Illustrasjon av End Flash i enkel separator er vist i Figur 3-3. Mengden BOG blir for stor til at systemet på lagertanken kan takle det, og en må ha et eget system for å ta unna flashgass oppstrøms lagertanken. Enkel separator kan typisk brukes inntil nitrogenkonsentrasjon på 2 mol % (Mokhatab, et al., 2014). Flashgass fra End Flash kan enten brennes i fakkel, brukes til fyrgass eller separeres i NRU. Se nederst i dette avsnittet for beskrivelse av NRU. Tradisjonelt har det mest vanlige vært å bruke toppproduktet fra End Flash til fyrgass.

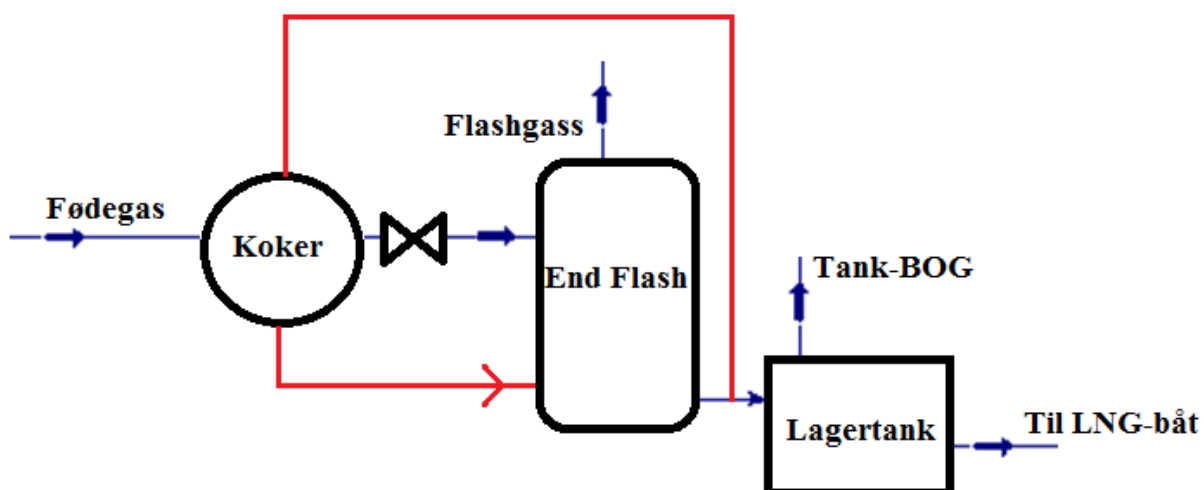
Løsningen med enkel separator blir heretter omtalt som *Simpel End Flash*. Lavtrykksgassen fra End Flash omtales som *Flashgass*. Kunne også vært brukt turbin i stedet for JT-ventil til trykkavlastning.



Figur 3-3 - Illustrasjon av End Flash med enkel separator. Løsningen omtales som *Simpel End Flash*.

End flash med separasjon brukes dersom en har høy andel nitrogen i fødegassen, typisk i området 2 til 5 % (Mokhatab, et al., 2014). Kondensert fødegass fra kondenseringsanlegget kjøles ytterligere i en koker oppstrøms End Flash. Som kuldemedie brukes en delstrøm av væskeprodukt fra End Flash. Kuldemediet delvis fordamper, og returneres i bunnen av separatoren. Der vil gassen stige opp, og strippe nedoverstrømmende væske for nitrogen. Den nitrogen anrikede gassfasen går videre over topp til fakkel, gassturbin eller NRU. Væskefasen går ut i bunnen, og pumpes til lagertank. Løsningen av End Flash med separasjon er illustrert i Figur 3-4. Kunne også vært brukt turbin i stedet for JT-ventil til trykkavlastning.

Heretter blir denne løsningen omtalt som *Avansert End Flash*.



Figur 3-4 - Illustrasjon av End Flash med separasjon. Fødestrømmen varmeveksler med en delstrøm av væskefasen i separatoren før trykkavlastning. Dette reduserer nitrogenandelen i væskefasen. Løsningen omtales som *Avansert End Flash*.

Nitrogen Removal Unit (NRU) brukes til å separere nitrogen og metan fra hverandre ved hjelp av kryogen destillasjon. Benyttes kun dersom det er store mengder flashgass eller BOG, eller nitrogenholdig lavtrykksgass ikke kan brukes på andre måter. Nitrogen går til atmosfære, metan går tilbake til LNG-prosessen, eventuelt til fygass. Modellering av NRU beskrives nærmere i kapittel 5.11.

Videre beskrivelse av prosessmodellen, samt detaljer om massestrøm, trykk og temperaturer finnes i kapittel 0.

3.4 Tank-BOG

Tank-BOG oppstår grunnet varmelekkasje til lagertanken. Det vil alltid være temperaturforskjell mellom lagertanken og omgivelsene. Dette vil føre til varmelekkasje fra omgivelsene og inn, som igjen varmer opp LNG og bidrar til produksjon av tank-BOG. I tillegg bidrar varmelekkasjer til rør mellom kjøleprosessen og lagertanken.

For transport fra LNG-anlegget til lagertankene brukes en pumpe. Pumpeenergi fra denne bidrar med typisk 200 til 400 kW. Under lagertanken er det som oftest lagt varmekabler for å forhindre frost i grunnen under tanken. Dette vil gi varmelekkasje til LNG-tanken.

Totalt blir mengden tank-BOG typisk 0,05 til 0,1 % pr døgn av totalt innhold i lagertanken (BP, 2011). Tank-bog består av nitrogen og metan, og har samme trykk som lagertanken. Temperaturen er like over kokepunktet, typisk ca. -160 grader C.

3.5 Båt-BOG

BOG fra båt oppstår hovedsakelig under lasting grunnet varmelekkasjer fra omgivelser og lastepumper, men også i forbindelse med oppgassing og nedkjøling av båt (Dobrota, et al., 2013). Typisk vil 0,6 til 0,8 % av total last fordampe under lasting, og komme i retur som båt-BOG (Huang, et al., 2006).

Dersom det er lange avstander fra lagertank til kai vil varmelekkasjer fra omgivelsene gi betydelig bidrag til produksjon av båt-BOG. Dersom avstanden mellom tank og båt er på under 1 km vil varmelekkasjer typisk bidra til ca. 5 % av total BOG (BP, 2011). Om avstanden økes til for eksempel 7 km vil hele 45 % av total båt-BOG komme av varmelekkasjer fra omgivelsene (BP, 2011). Vil i denne analysen holde avstanden mellom lagertank og båt konstant.

Under selve båtlastingen vil den lastede LNGen fortrenge volumet til naturgassen som fra før er i lagertanken, som igjen fører til at massestrøm BOG øker. I tillegg fordamper noe LNG grunnet varmetilførsel fra omgivelser og lastepumper.

Både gass som allerede er i tanken før lasting, og den som fordamper underveis i lasting vil for enkelhets skyld omtales som båt-BOG.

3.5.1 Lasterate til båt og produksjon av båt-BOG

Båtlastning skjer vanligvis med volumstrøm på 10 000 til 12 000 m³/t, noe som ved avstand mellom lagertank og båt på ca. 1 km genererer ca. 20 tonn/t BOG (Dobrota, et al., 2013). Det antas da at det er ca. samme trykk i lagertank og båt, ca. 50 mbarg. Generelt vil BOG fra båten typisk være 0,6 til 0,8 % av lasteraten. Beregning av forventet Båt-BOG gjøres i kapittel 3.5.

Lastepumper har typisk kapasitet på 1500 til 2000 m³/h, og polytropisk effektivitet på rundt 75 %. Ved standard lasterate på 10-12 000 m³/h brukes derfor typisk 4-6 lastepumper. Typisk head på pumpen er i området 150 til 200 meter dersom avstand mellom lagertank er liten, typisk under 1000 meter (Ebara, 2016). Kapasitet på slike pumper er i området 500 til 800 kW pr stk. Ettersom det er ca. samme trykk i lagertank og båt, blir all tilført pumpeenergi til varmeenergi. Denne varmen gir produksjon av båt-BOG.

Lagertankene på LNG-båter er ikke laget for høye trykk, og tåler derfor vanligvis ikke mer enn 700 mbarg (SIGTTO, 2000). Typisk operasjonstrykk i lagertankene ombord er i området 50 til 200 mbarg, normalt 150 mbarg. Under lasting kan trykket dog svinge noe innenfor typisk operasjonstrykk. For å unngå trykkøkning opp mot maks trykk må BOGen tas ut gjennom dampreturlastearmen til land.

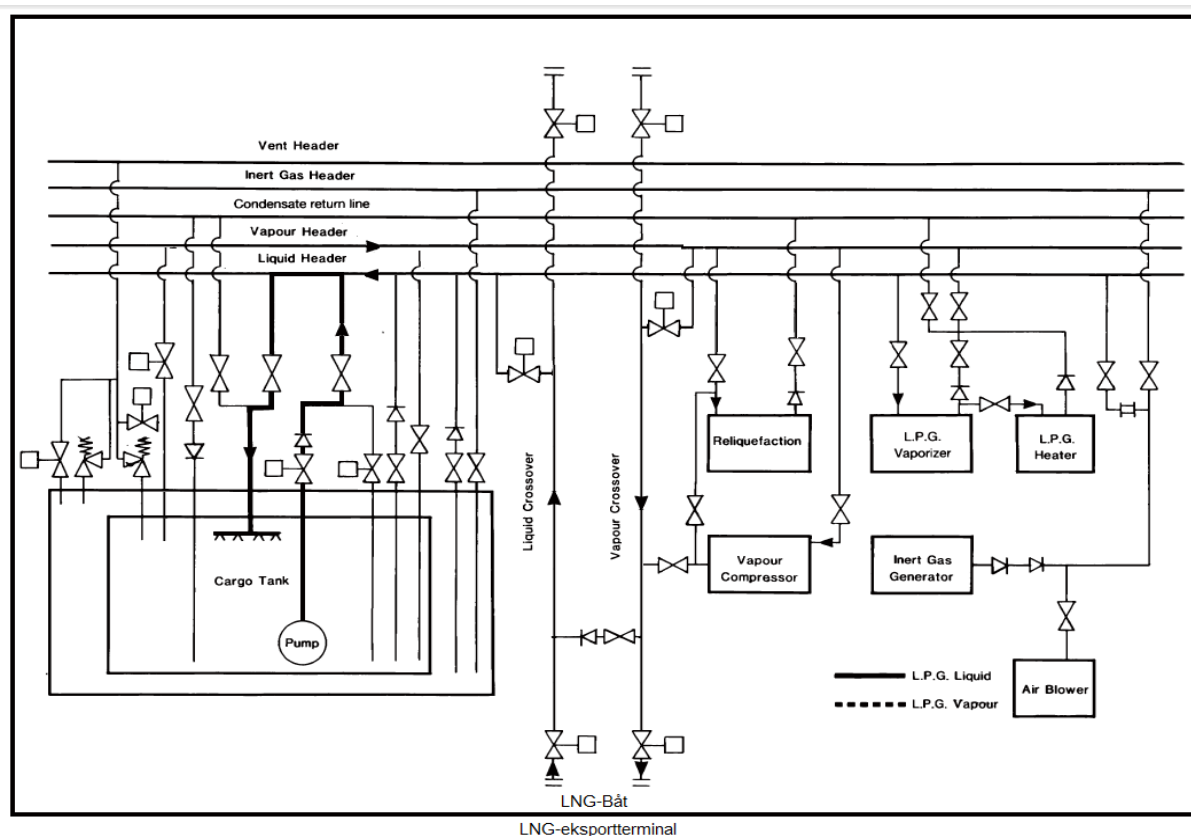
Et LNG-anlegg kan ikke ta unna mer BOG enn det har kapasitet for. Kapasiteten er ofte avtalt i lastedokumenter mellom terminal og båt, og spesifiserer maksimal massestrøm og temperatur. Fakkell er derimot dimensjonert som sikkerhetssystem, og har stor kapasitet. Massestrøm BOG vil sammenlignet med fakkellkapasitet prosentvis være veldig liten.

3.5.2 Nedkjøling av LNG-båt

For å holde LNG-tankene om bord i LNG-båten kalde sirkuleres det konstant LNG gjennom dyser inni lagringstankene, som vist i Figur 3-5. Under transport av LNG vil den transportere

LNGen sirkuleres. Ved tom LNG-båt vil en i utgangspunktet ikke ha noe å sirkulere. Dette kan føre til behov for nedkjøling av LNG-båten når den ankommer eksportterminalen, noe som er en tidkrevende prosess. Derfor vil en båt beholde litt av lasten etter endt lossing av LNG, såkalt Heel. Heelen sirkuleres gjennom dyser inni lagringstankene om bord, og bidrar til å holde lagertankene kalde mellom lastinger.

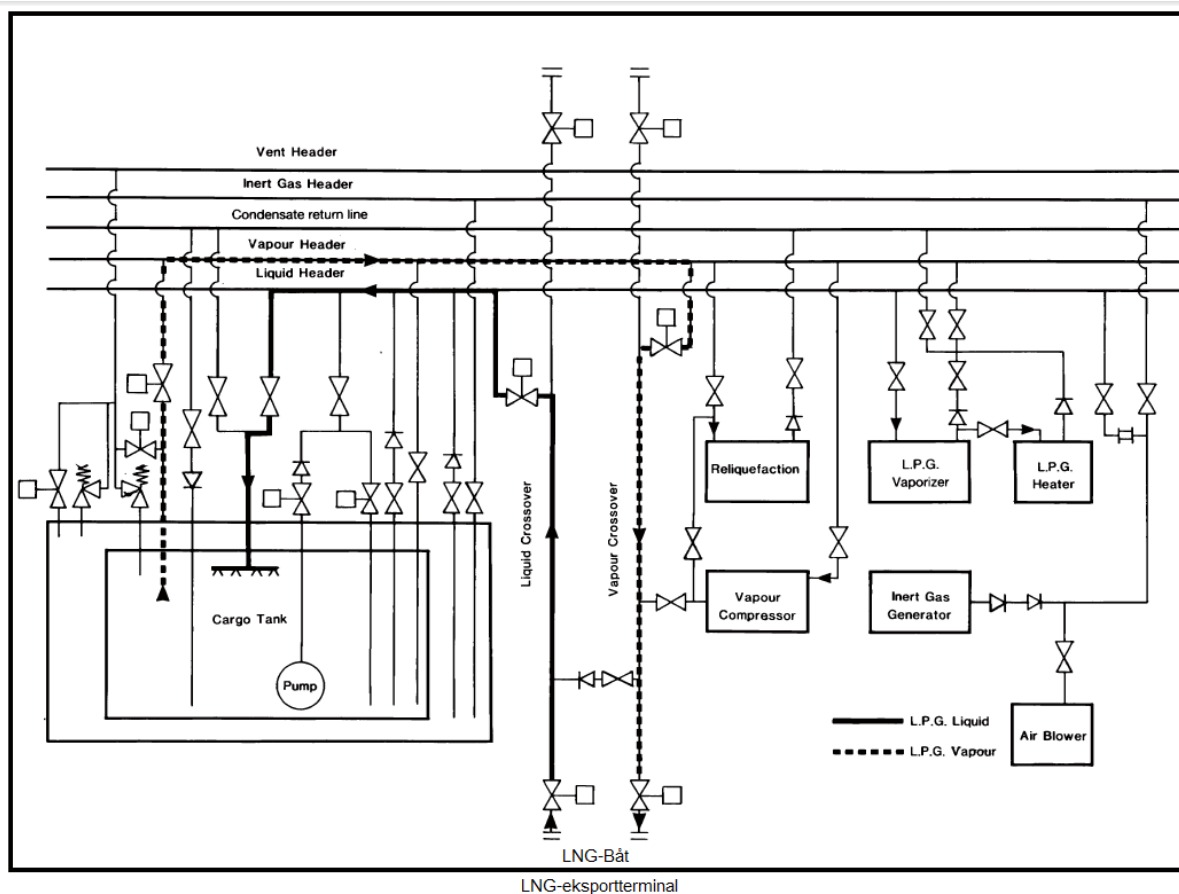
Om båten har brukt opp Heelen vil båten etter hvert bli varm, og må kjøles rolig ned for å unngå termisk stress på metallet ved tilførsel av LNG. Båten defineres som varm om temperaturen på innsiden av lagertankene om bord er over -130°C (SIGTTO, 2000). LNG Nedkjøling av LNG-båt er nødvendig om båten ikke allerede er kald nok når den kommer til kai.



Figur 3-5 - Sirkulasjon av Heel via dysene i tanken ombord i LNG-båten for å holde båten kald. Sirkulasjonen er uthevet med mørke rør. Inspirasjon til figur: (SIGTTO, 2000)

Om båten er for varm, kjøles den som vist i Figur 3-6 ved å kjøre en liten strøm LNG fra land gjennom samme dysene som Heelen til lagertankene, og spraykjøler tankene. Dette gjøres med nedkjølingshastighet på maksimalt 10°C pr time (SIGTTO, 2000). LNGen fordampes mot den varme overflaten inni tanken, og bruker varmeenergi fra lagertankene til fordampningen som igjen fører til temperaturfall i lagertankene. BOG returneres til land via dampretursystemet. Kjøling tar typisk 20 timer.

Tar i denne oppgaven ikke hensyn til nedkjøling.



Figur 3-6 - Nedkjøling av tank om bord på LNG-båt med LNG fra land-terminalen. Dette gjøres dersom båten ikke er kaldere enn -130 grader C. Kilde til figur: (SIGTTO, 2000)

3.5.3 Oppgassing

Oppgassing er nødvendig etter at LNG-båten har vært i dokking for inspeksjon. Da har båten normalt inert atmosfære med enten eksos fra båtens motor eller nitrogen. Ved eksos må inert byttes til nitrogen, ettersom CO₂ blir til tørris ved kryogene forhold. Selve oppgassing skjer ved at man tilfører naturgass for å forynne nitrogenatmosfæren (SIGTTO, 2000). Naturgassen byttes kontinuerlig ut med ny ren naturgass, og blandingen nitrogen-naturgass returneres til land via dampreturlastearmen. Oppgassing tar typisk 20 timer. Deretter starter typisk umiddelbart nedkjøling av båten.

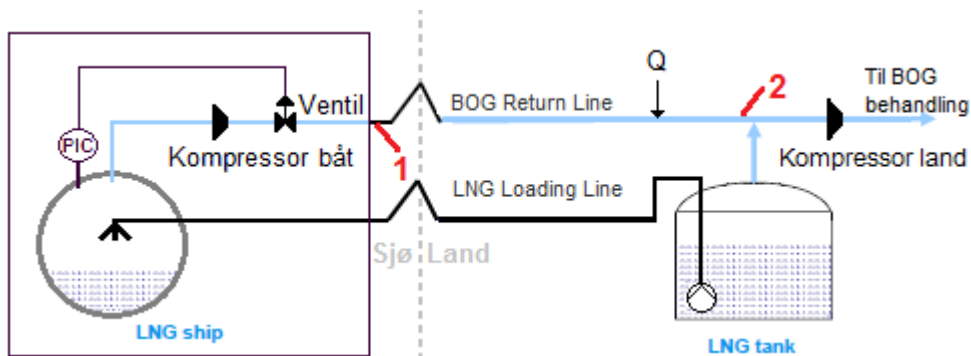
Selve oppgassing kan gi mindre CO₂-utslipp, ettersom lavtrykksgassen som består av nitrogen og metan og returneres til landterminalen må håndteres på et vis. Typisk går dette til fakkell.

Tar ikke hensyn til oppgassing i denne oppgaven.

3.5.4 Egenskaper for båt-BOG

Båt-BOG består av metan og nitrogen, og har oppstrøms *Kompressor land* en temperatur på -50 til -80 grader C, målt ved punkt 2 i Figur 3-7 (Huang, et al., 2006). Båten har en egen BOG-kompressor for å drive Båt-BOGen til land, denne leverer typisk trykk på ca. 2 barg, målt i punkt 1. Grunnet trykkfall på generelt lange rørstrekk fra kai til terminal, som typisk er

200 til 2000 meter, vil trykk på land være i området 20 til 60 mbarg oppstrøms kompressor på land. Temperaturen på Båt-BOG avhenger av hvor mye varmeenergi kompressoren om bord avgir, samt om kompressoren klarer å kjøre optimalt med anti-surgeventilen lukket eller ikke. Dette avhenger av mottrykket terminalen har.



Figur 3-7 - BOG fra båt via kompressor og ventil før returarm tilbake til land. Vist som enkel prinsippskisse. I virkeligheten er det mer utstyr, som for eksempel miniflowlinje til kompressor. Kilde til figur: (Oil & Gas Production Handbook, 2014)

Massestrøm Båt-BOG er som regel ganske lav ved lastestart, og øker etter hvert som lasteraten øker. Dette fordi økt massestrøm LNG gir mer behov for pumpekapasitet, som igjen gir mer varmeenergi som fordamer LNG. Massestrøm Båt-BOG kan til tider være litt ustabil, og svinge med flere tonn/time. Det gjelder både opp- og nedramping. Ustabiliteten er dog noe avhengig av paneloperatøren om bord på båten, ettersom returgassventilen ut fra båten ofte styres manuelt ved opp og nedramping. En annen årsak til svingninger kan være at BOG-massestrømmen styres av trykket om bord, og ikke selve massestrømmen. Ved massestrømregulering vil tanktrykket om bord svinge noe, mens BOG-raten holdes mer eller mindre konstant.

Både returgass fra oppgassing, nedkjøling og lasting kan kondenseres i BOG-håndteringsanlegg. Operasjonene er tidkrevende å utføre for LNG-terminalen. Selve operasjonene tar henholdsvis typisk 20, 20 og 12 timer fra en åpner ventil for flow til en stenger for flow.

Høyt tidsforbruk kombinert med den høye massestrømmen Båt-BOG i området på typisk 20 til 40 tonn/time gjør at potensiale for gevinst ved håndtering av Båt-BOG blir stort. Denne oppgaven tar i hovedsak for seg BOG fra selve lastingen, men BOG-håndteringssystemet kan også brukes til BOG fra oppgassing og kjøling på samme måte.

4. Systembeskrivelse og utfordringer ved håndtering av lavtrykksgass

4.1 Oppbygging av prosessanlegg for LNG-produksjon

Prosessanlegg for LNG-produksjon er typisk fysisk delt inn i ulike seksjoner. Først ankommer gassen fra brønn eller rørledning mottaksanlegget, før det går til prosessering. Deretter kjøles gassen til LNG i kondenseringsanlegget, trykkavlastes og pumpes videre til lagerområdet. I lagerområdet lagres LNG i påvente av LNG-båt som tar LNGen til kunden. Lagerområdet er som regel adskilt fra prosess- og kondenseringsanlegg. Avstanden er typisk i området 0,2 til 2 kilometer, avhengig av geografiske forhold og risikovurdering.

4.1.1 Prosessering

I prosessering fjernes komponenter som ikke er ønsket i LNG. Typisk prosessering fjerner CO₂, ettersom det vil fryse ved nedkjøling av naturgassen. Typisk grense for tillatt CO₂ i LNG er 50 ppm. Vann fjernes også, typisk grense for vann i LNG er under 1 ppm.

Videre fjernes tunge hydrokarboner og NGL. Avhengig av hvilket marked en produserer LNG for avhenger ønsket brennverdi, og dermed hvilket innhold av komponenter utover metan som ønskes. Nord-Amerika ønsker typisk LNG med så høy andel metan som mulig, mens det Europeiske og Asiatiske markedet ønsker så høy brennverdi som mulig.

4.1.2 Kjøling

Kjølingen skjer typisk i flere deler, hvor en først benytter luft eller sjøvannskjøling. Hvilken løsning en velger avhenger av hva som gir best kjøleeffekt, og varierer med geografiske forhold. I varme områder er typisk luft mest effektivt, mens i kalde strøk kan en ha tilgjengelig stabilt kaldt sjøvann. Luft eller vannkjøling kjøler fødegassen så kaldt en klarer, typisk i området 8 til 15 grader C om en benytter sjøvann eller 20 til 30 grader C om en benytter luft.

For å kondensere fødegassen kjøles den fra innløpstemperaturen ned til typisk -150 til -160 grader. LNG har typisk temperatur på -160 til -164 grader C for å være stabil ved atmosfæretrykk. Det siste temperaturfallet gjøres ved trykkavlastning i JT-ventil eller turbin. Det er ventet at trykkavlastning med JT-ventil genererer med lavtrykksgass enn turbin, ettersom turbin bidrar til redusert entalpi.

Til selve kondenseringen benyttes en eller flere varmevekslere med hydrokarbon som kjølemedie. Kjølemediet kan bestå av en eller flere komponenter, avhengig av hvilket design en velger. Eksempelvis har Lindes Mixed Fluid Cascade med tre varmevekslere og en blanding av flere hydrokarboner som kjølemedie. Air Products har C3MR hvor en benytter to varmevekslere, en med propan som kjølemedie og en med flere hydrokarboner som kjølemedie. Det finnes flere ulike muligheter for kondensering av naturgass, men ettersom oppgaven ikke handler om design for selve kjølingen går det ikke nærmere inn på dette.

4.1.3 Lasting og lagring

En typisk LNG-båt har lastekapasitet på 120 000 til 150 000 m³, men kan variere i området 19 000 til 265 000 m³ (Mokhatab, et al., 2014). Et LNG-anlegg har typisk 2 til 5 lagertanker med volum i området 100 000 m³ til 200 000 m³. Ved å ha litt buffer slipper en å tømme lagertankene helt, og holder tankene kalde mellom båtlastene. I tillegg har en noe slingringsrom ved uforutsette stanser, samt forsinkelser ved båtanløp.



Figur 4-1- Eksempel på LNG-produksjon. Prosess- og kondenseringsanlegg ligger sammen, med lagertankene ved siden av. Noe avstand mellom lagertank og kai. Kilde: (Fluor, 2014)

Den mest vanlige produksjonskapasiteten pr tog i LNG-anlegg er 4-8 Mtpa (Mokhatab, et al., 2014), og vil produsere i området 25 000 til 50 000 m³ i døgnet. Med lastekapasitet på 150 000 m³ tar det 2-6 dager å produsere tilstrekkelig LNG med 1 tog.

Fra lagertank til kaien er det typisk avstand i området 0,5 til 2 kilometer. Dette avhenger av lokale forhold på land, samt hvor dyp havnen er.

4.2 Løsninger for håndtering av lavtrykksgass

På samme måte som det finnes mange ulike design for kondensering av fødegass til LNG er det ulike måter å håndtere BOG fra tank og båt. Metode for håndtering av lavtrykksgass er ikke knyttet til valg av kondenseringsprosess, man kan velge fritt mellom de ulike designene. Går derfor i denne analysen ikke inn på selve LNG-prosessen, men benytter en eksergivirkningsgrad til å beregne totalt effektforbruk for kondenseringsanlegget ved ulike design for BOG-håndtering.

Følgende design for håndtering av lavtrykksgass er aktuelle for analyse:

- Basecase – Båt-BOG til fakkell, tank-BOG og eventuell end flash til fyrgass
- Lavtrykksgass som fyrgass
- Lavtrykksgass som fødegass
- Lavtrykksgass til intern NRU
- Lavtrykksgass til småskala NRU

Trykkavlastning etter kondensering kan utføres med enten turbin, JT-ventil eller en kombinasjon av disse. De ulike designene blir simulert med både JT-ventil eller turbin for å se hvordan dette påvirker resultatene. Valgt metode for trykkavlastning vil påvirke LNG-temperaturen vi oppnår ut av trykkavlastningen, samt nødvendig kraft som benyttes. Fordelen med JT-ventil er at den er enkel å operere, uten roterende komponenter. Ulempen med JT-ventil er at entalpiendringen over en ventil er null.

Fordelen med turbin er at entalpiendringen over turbinen er negativ, og vi får produsert energi som enten kan drive roterende utstyr, eller kan distribueres på internt kraftnett. I tillegg får en både større væskeutbytte og temperaturfall. Ulempen er at den er mer avansert, har lang oppstartstid og krever mer oppmerksomhet både i forbindelse med oppstart og drift. Ved oppstart må den for eksempel kjøles rolig ned, en prosess som kan ta inntil 1 døgn. Roterende utstyr har større sannsynlighet for feil enn stasjonært utstyr som ventiler, og krever mer vedlikehold.

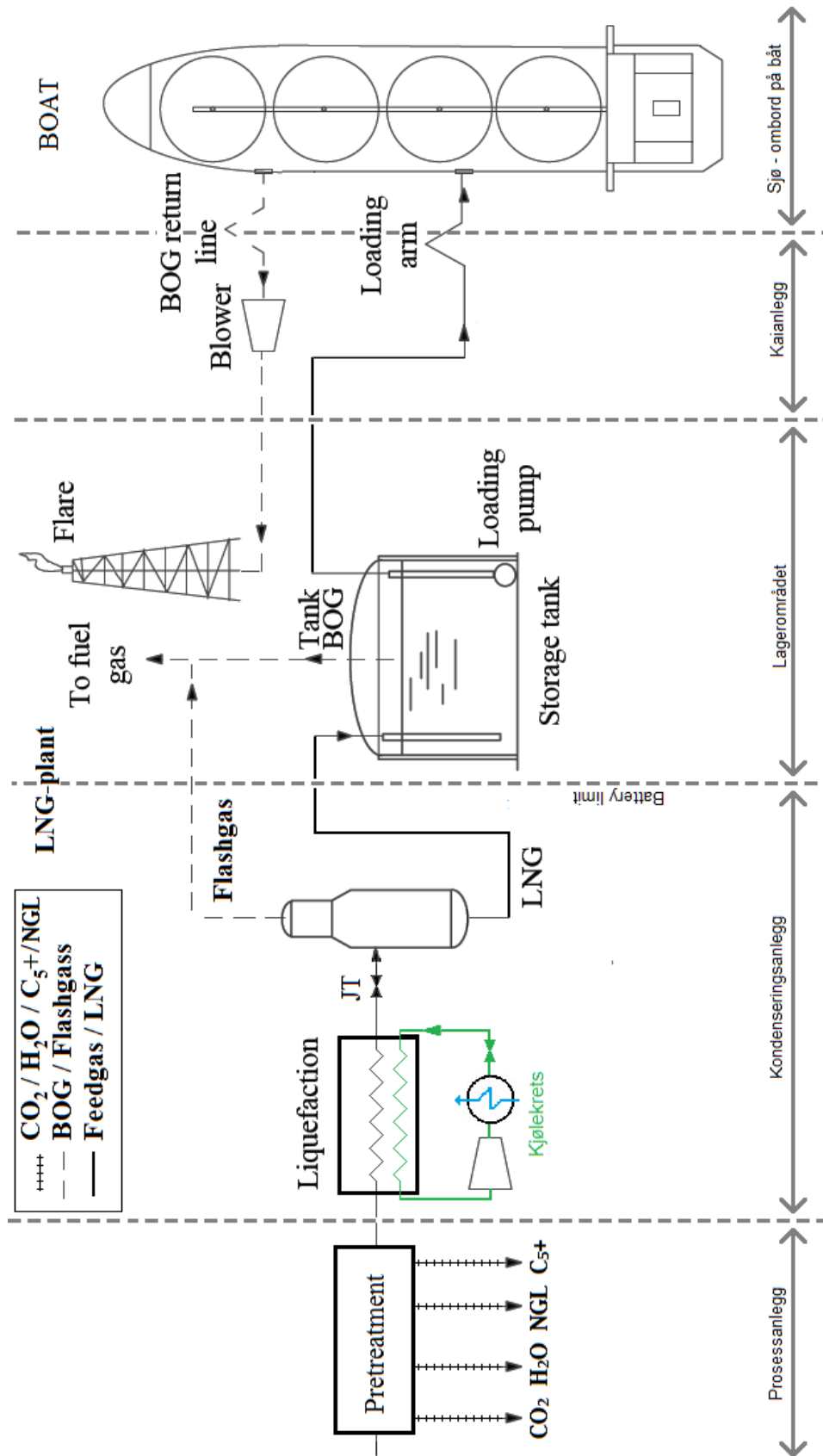
Avhengig av nitrogenkonsentrasjon varierer behov for end-flash for å komme innenfor akseptabelt nitrogeninnhold på LNG, som er typisk maksimalt 1 til 1,2 % nitrogen. Det legges derfor inn variasjon med hvilken løsning man velger etter trykkavlastningen. En har enten enkel separator eller separator med separasjon til end-flash, eventuelt går rett til lagertank etter trykkavlastningen.

Det er gjennomført en analyse med ulik konsentrasjon av nitrogen for å se når det er nødvendig med separasjon i End Flash, og hvordan dette påvirker energibehovet. Denne kan sees i kapittel 7.

4.3 Basecase

Den tradisjonelle modellen for håndtering av lavtrykksgass har vært å fikle all BOG fra båt, mens BOG fra lagertank på land har gått til fyrgass. Grunnet økt fokus på utslipp av klimagasser blir alle nye LNG-anlegg bygget med en form for håndtering og utnyttelse av potensialet all lavtrykksgass. I tillegg blir det på enkelte anlegg, som for eksempel Qatargas LNG anlegg 1 til 4 i Qatar (Qatargas, Høsten 2014), gjort ombygginger for å nyttiggjøre BOG fra båt.

Et typisk tradisjonelt LNG-anlegg har eventuell flashgass fra nitrogenstripper og BOG fra lagertank til fyrgass. Alternativt kan flashgass fra nitrogenstripper gå til NRU dersom det er høyt nitrogeninnhold. BOG fra båt går rett til fakkell. Figur 4-2 viser det mest brukte designet på eldre anlegg, som er brukt som Basecase i analysen i denne oppgaven. Dette brukes som et utgangspunkt å vurdere de andre løsningene mot.



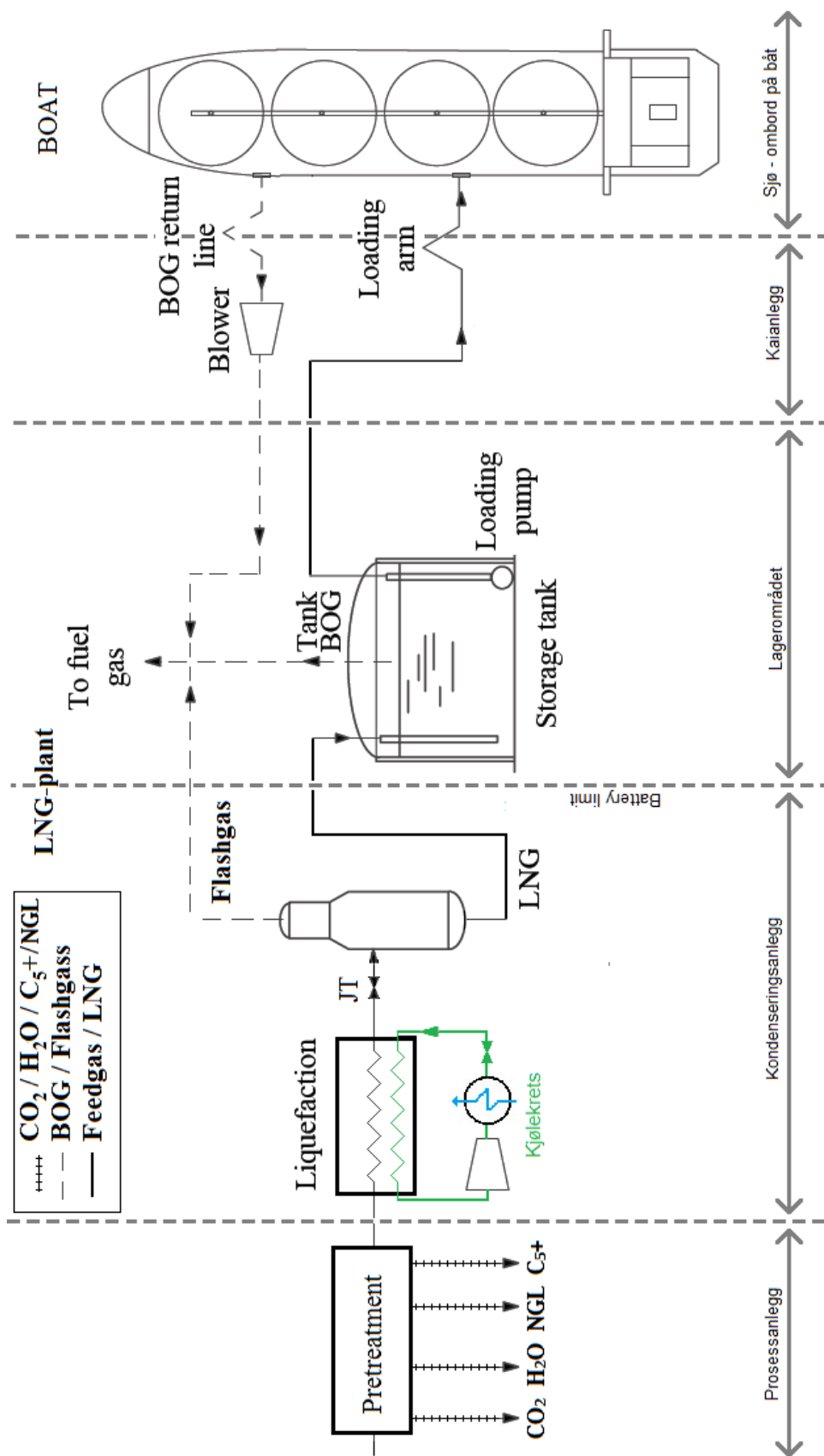
Figur 4-2 - Prinsippskisse Basecase, med flashgass og tank-BOG til fyllgass, og båt-BOG til fakkell. Kilde til figur: (Dobrota, et al., 2013)

4.4 Lavtrykksgass som fyrgass

Med lavtrykksgass som fyrgass vil både båt-BOG, tank-BOG og eventuell flashgass gå til fyrgass. Fordelen med lavtrykksgass som fyrgass er at LNG-anlegget uansett vil trenge store mengder kompressorkraft. Et gassanlegg med produksjon på 4-5 MTPA. vil typisk trenge mellom 200 MW og 300 MW, noe som kan være krevende å få fra strømmettet. For å dekke kraftbehovet har LNG-anlegg derfor som regel egne gassturbiner. Lavtrykksgass kan brukes som brensel. En kan dermed nyttiggjøre seg av energipotensialet i båt-BOG, som ellers ville blitt faklet.

Denne løsningen er implementert i Qatargas eksportterminal. Qatar er med produksjon på 42 Mtpa LNG fordelt på 7 tog verdens største produsent av LNG, og reduserte fakling av BOG med 90 %. Oppfanget BOG blir trykket opp og utnyttet som fyrgass, totalt 600 000 tonn årlig. Besparelsen på fyrgassreduksjon av CO₂-utslipp er på 1,5 Mtpa, grunnet Båt-BOG som erstatter fyrgass fra fødegass (International Gas Union, 2015). I løsningen til Qatargas blir BOG fra båt returnert til land, og går rett til kompresjon. Gassen komprimeres til 47,5 bar, og føres den 5 km lange strekningen til tog 1 til 4 hvor den brukes som fyrgass i gassturbiner.

Løsningen som analyseres i denne oppgaven er lignende, og tar Båt-BOG sammen med Tank-BOG og Flashgass som fyrgass til gassturbin.



Figur 4-3 – Prinsippskisse av BOG som fyrgass, med flashgass, tank-BOG og båt-BOG til fyrgass. Kilde til figur: (Dobrota, et al., 2013)

4.5 Lavtrykkgass som fødegass

I stedet for å sende lavtrykkgass fra båt direkte til fyrgass analyseres det om det er en gunstig løsning å forsøke å kondensere hele eller deler av lavtrykkgass fra båt før eventuell lavtrykkgass fra End Flash benyttes som fyrgass. Dette er vurdert som to ulike løsninger.

4.5.1 Kondensering av lavtrykkgass

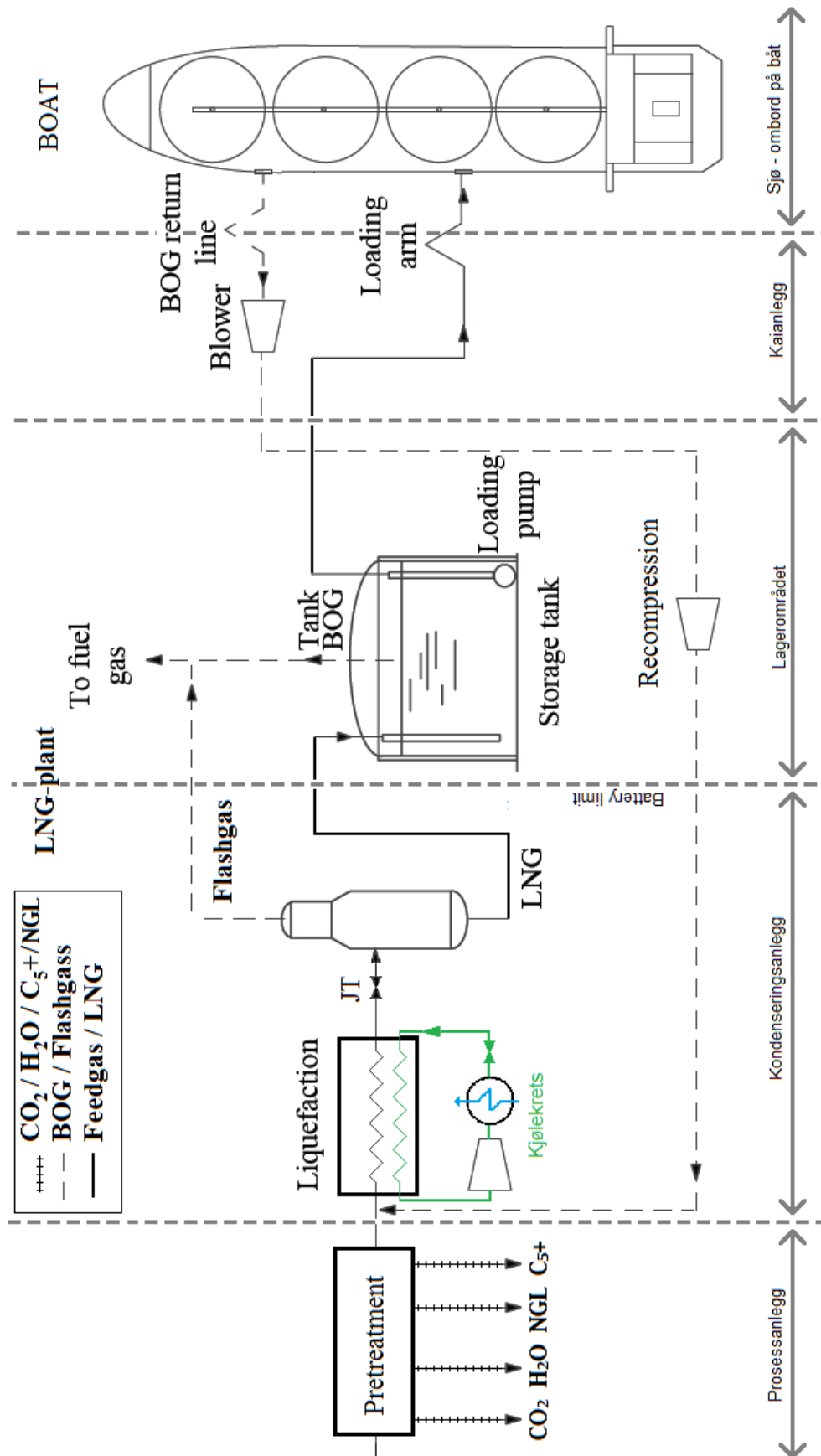
Lavtrykkgass fra båt komprimeres til fødegasstrykk, som ved LNG-produksjon er typisk i området 50 til 80 bar, og blandes med fødegass fra forbehandling. Fødegasstrykket kan også være utenfor dette området, alt etter hvilket trykk en får fra produksjonsbrønnene. Illustrasjon av løsningen kan sees i Figur 4-4.

Fra båten har BOG temperatur på typisk mellom -60 og -80 ° C. Komprimeringen vil øke temperaturen på BOGen. Etter komprimering opp til fødegasstrykk vil temperaturen typisk være i området 50 til 150 grader, avhengig av hvor mange kompressortrinn en benytter. En etterkjøler med luft eller sjøvann vil bringe temperaturen ned til kjølevannstemperatur, som er typisk samme temperatur som fødegassen har etter gassprosesseringen.

BOG har vært gjennom all gassprosessering, og har nødvendig spesifisert duggpunkt med vannkonsentrasjon på ca. 0,1 til 0,5 ppm og konsentrasjon av CO₂ på under 50 ppm. Ettersom BOGen er på spec kan den fases inn etter prosesseringen. En slipper resirkulering av mediet gjennom prosesseringen på nytt, og en slipper også forkjøling av BOG. Fordelen med BOG som fødegass er at en slipper ekstra system for å kondensere BOGen, og enkelt regulerer systemet ved å strupe litt på innløpsventil for naturgass fra brønnene for å kompensere for mer føde.

Ulempen med dette er at en må kondensere gass en allerede har kondensert tidligere. I tillegg vil nitrogenkonsentrasjonen øke, ettersom Båt-BOG typisk inneholder kun nitrogen og metan. Det forventes at økt nitrogeninnhold gir økt energibehov ved kondensering. Analyse av nitrogens påvirkning er omtalt i kapittel 7.

Med dette designet må en trolig ha end flash uansett komposisjon, ettersom sirkulasjon av BOG fører til økt nitrogeninnhold i fødegassen som igjen gir end flash. Dette må undersøkes i analysen. Lavtrykkgass fra End Flash og lagertank går til fyrgass.



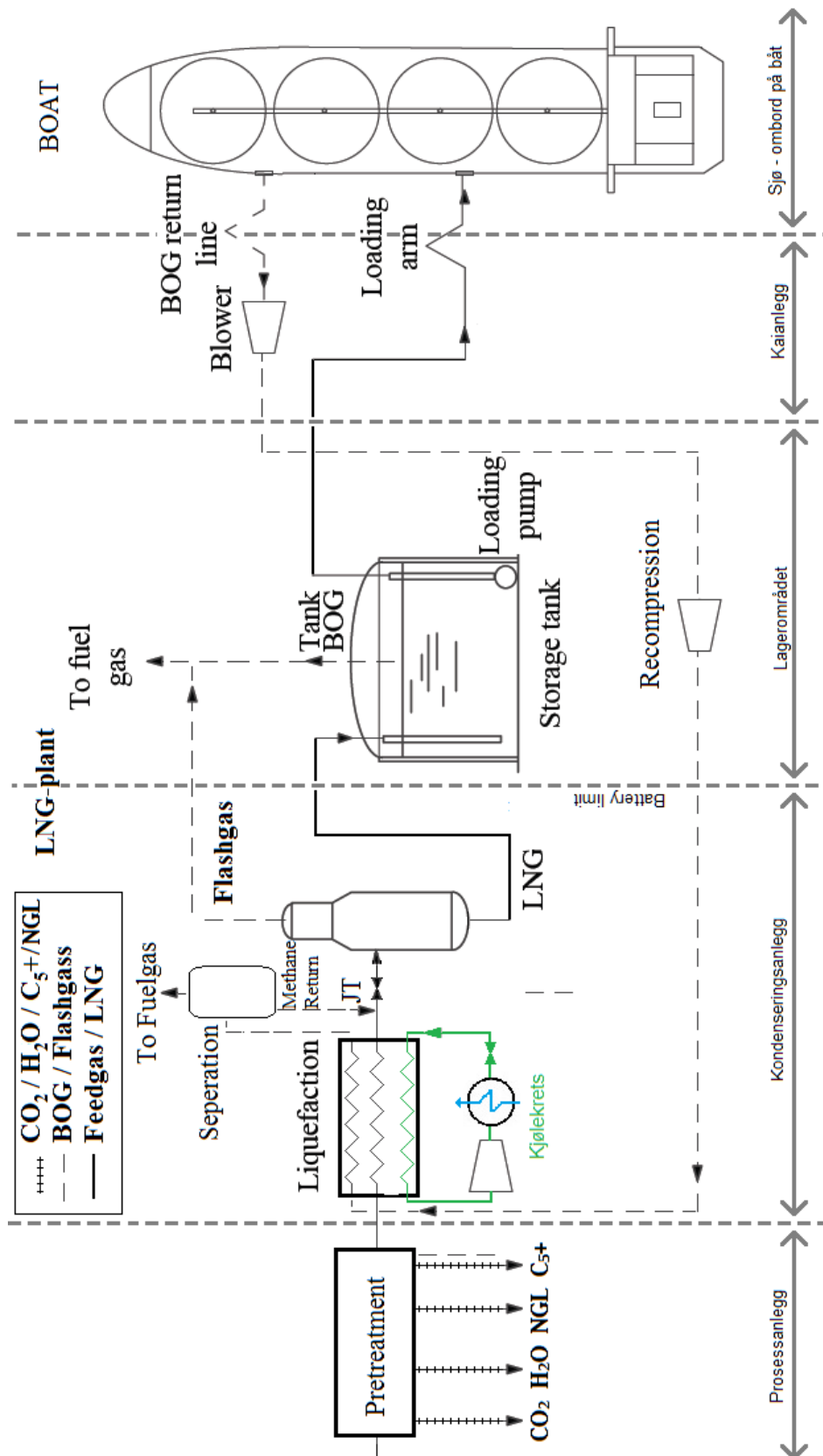
Figur 4-4 - Illustrasjon av Lavtrykkgass til Fødegass. Båt-BOG kondenseres sammen med fødegassen i kondenseringsanlegget, Flash Gass og Tank-BOG går til Fyrgass. Kilde til figur: (Dobrota, et al., 2013)

4.5.2 Delkondensering av lavtrykksgass

En annen mulig løsning er å delkondensere lavtrykksgass fra Båt-BOG og lagertank. Paul Bridgwood har patent på en slik løsning (Bridgwood, 2010). Lavtrykksgassen kjøles og delkondenseres egen som strøm i kondenseringsanlegget, hvor lavtrykksgassen får to faser. Hvor mye som kondenseres avhenger av trykket på mediet. Ettersom mediet er i egen strøm kan en regulere hvilket trykk en skal komprimere til i rekompresjonen, og er ikke avhengig av å komprimere til over fødegasstrykk som i det første alternativet med lavtrykksgass til fødegass.

Væskefasen, som i hovedsak vil bestå av metan, føres sammen med fødegassen til End Flash og går deretter til tank. Gassfasen, som består av 20 til 60 % nitrogen med resterende konsentrasjon metan, går til fyrgass. Illustrasjon av løsningen kan sees i Figur 4-5.

Velger for enkelhets skyld å kun simulere et case med lavtrykksgass som fødegass, og velger løsningen med helkondensering av lavtrykksgass.



Figur 4-5 - Illustrasjon av alternativ Lavtrykksgass til Fødegass. Båt-BOG komprimeres, og delkondenseres i kondenseringsanlegget. Mediet går videre til en separator, og gassfasen går til fygass, mens væskefasen blandes med føden til End Flash.

4.6 Lavtrykkgass til intern nitrogenfjerningsenhet

Flashgass, tank-BOG og båt-BOG går til opptrykking og kryogen destillasjon i nitrogenfjerningsenheten (NRU). Ved vurdering av NRU må en ta høyde for at nødvendigheten for NRU er anleggsspesifikt, og varierer rundt om i verden. NRU er nødvendig dersom det er naturlig forekomst av N_2 i brønnen, eller om N_2 blir brukt til trykkstøtte for å øke utvinningsgraden fra feltet (Linde, 2013). Dersom det er lav nitrogenkonsentrasjon er det ikke vanlig å ha NRU, men bruke BOG som fyrgass.

Den mest vanlige oppbyggingen til NRU er såkalt *dobbelkolonne*, kryogene varmeintegreerte rektifikasjonskolonner der den første er ved høyt trykk og den andre ved lavt trykk. Hovedseparasjonen skjer i høytrykksdelen, og toppproduktet N_2 oppnår avhengig av startkonsentrasjon og mengde refluks renhet på inntil 99 %.

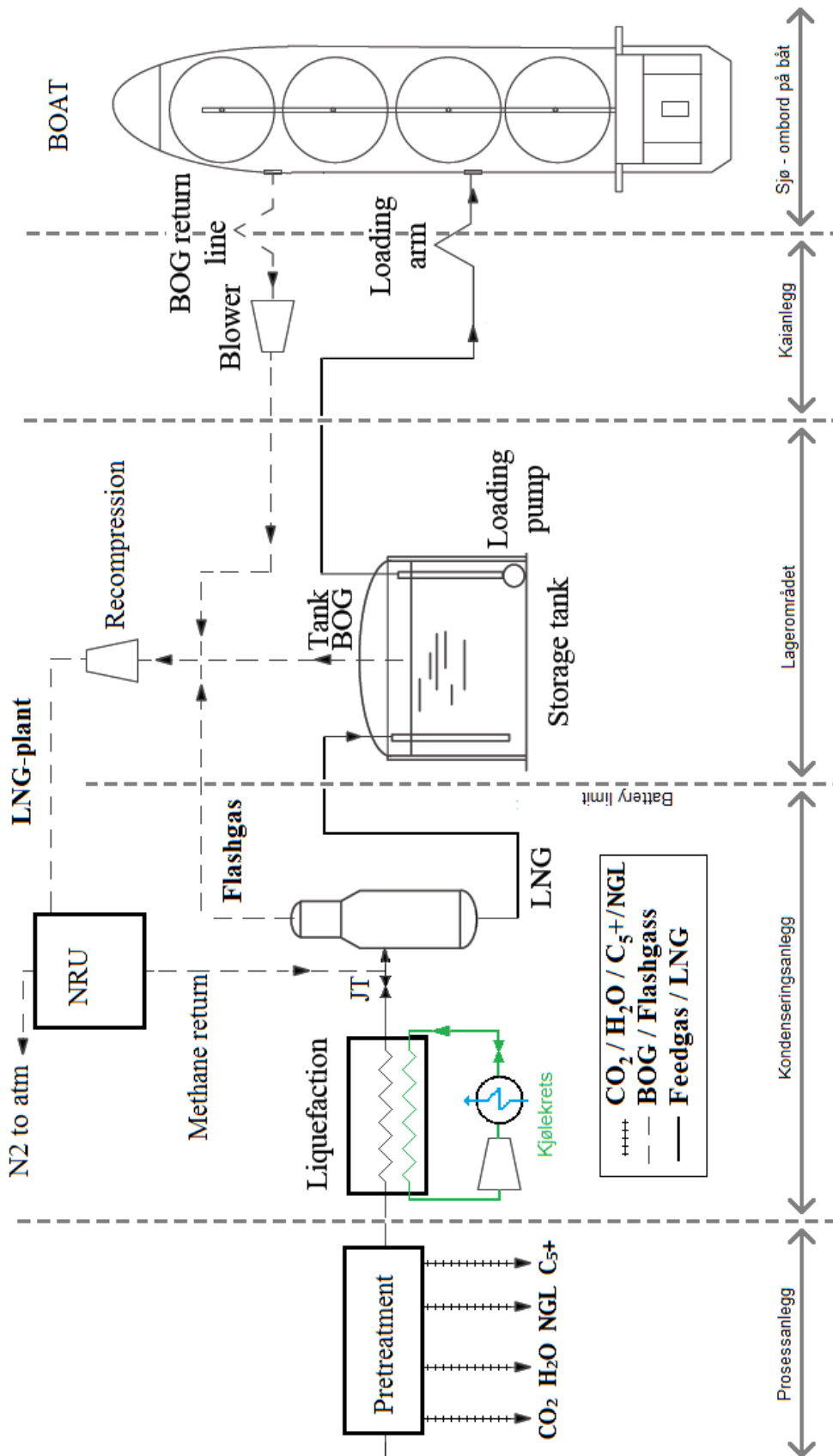
Lavtrykksdelen separerer metan og nitrogen så det kun er metanspor på ppm-nivå igjen i nitrogenet. Nitrogenet slippes til friluft, mens metanet går som LNG tilbake til nitrogenstripperen. Metanet kan i stedet for å gå tilbake som LNG også brukes til fyrgass, et design som benyttes av Woodside på Pluto og Xena (Linde, 2013). Illustrasjon av hvordan løsningen med NRU er bygget opp kan sees i Figur 4-6.

Det finnes også andre løsninger for separasjon av metan og nitrogen, for eksempel med membraner og adsorpsjonsmasse (Kuo, et al., 2012). Et eksempel på adsorpsjonsmasse er *The Engelhard Molecular Gate system*. Disse oppnår derimot ikke høyere renhetsgrad enn rundt 95 %, mot kryogen destillasjons renhet på 99 %. Velger derfor å ikke gå nærmere i detalj på disse løsningene, ettersom en er avhengig av høy renhet på produktene fra NRU.

Kjølebehov i NRU kan dekkes av en delstrøm fra kjølekretsene til hovedprosessen. Generelt vil dette gi bedre energieffektivitet enn å ha ekstern kjøling, ettersom småskala NRU typisk har lavere virkningsgrad enn storskala. Samtidig vil intern NRU trolig komplisere drift av systemet, spesielt ved store svingninger i massestrøm BOG fra båt.

Ved analyse av dette designet brukes integrert kjøling fra hovedprosessen, og metanet går som LNG-retur.

Det er forventet at Lavtrykkgass til NRU grunnet kjølesystemene i NRU har høyere energibehov enn Basecase.



Figur 4-6 - Illustrasjon av Lavtrykkgass til NRU. Lavtrykkgass fra End Flash, Lagertank og LNG-båt går til NRU. Nitrogen og metan separeres, og nitrogen går til atmosfære. Metan returneres og blandes med føde til End Flash. Kilde til figur: (Dobrota, et al., 2013)

4.7 Lavtrykkgass til småskala nitrogenfjerningsenhet eller LNG-anlegg

Man kan separere båt-BOG til nitrogen og metan, og kondensere lavtrykkgass fra båt med småskala nitrogenfjerningsenhet (NRU). Eventuelt kan en benytte småskala LNG-anlegg. Tank-BOG og eventuell flashgass går til enten intern NRU eller fyrgass. Løsningen er illustrert i Figur 4-7.

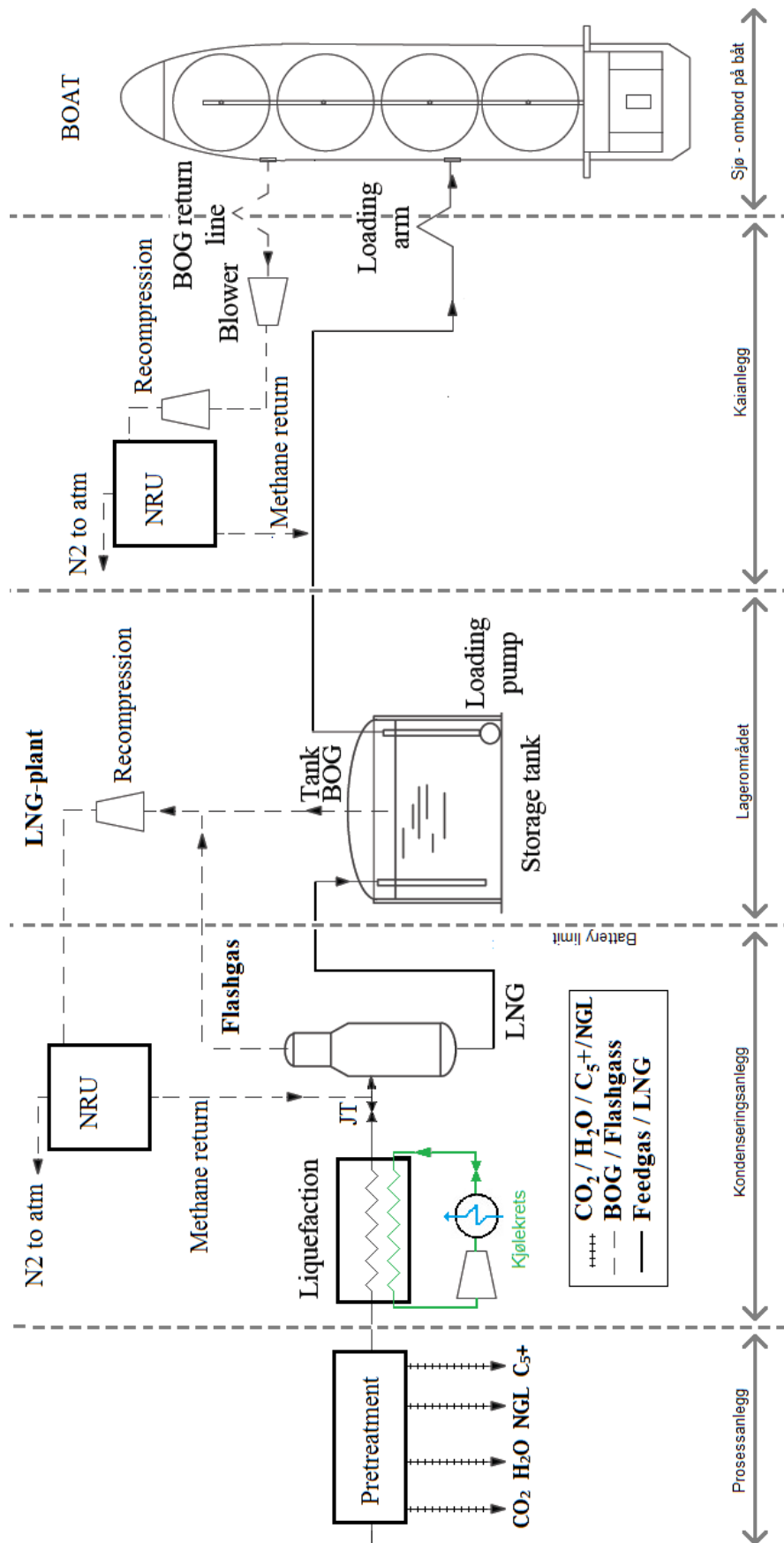
Dette designet har flere fordeler. Dersom kondenseringsanlegget står på kaien slipper man lang rørtransport tilbake til LNG-anlegget, og kan laste kondensert metan separert fra Båt-BOG direkte i båten uten opphold. Man unngår også driftsforstyrrelser på hovedprosessen ved uregelmessigheter i BOG-massestrøm fra båten. Chevron har et patent på dette, der de integrerer et småskala LNG-anlegg med et stort, og lar BOG kjøles i småskalaanlegget. (Daniel Chinn, 2015). Chinnns patent produserer også gass fra brønnstrømmen i samme kjølesystem som BOG.

Alternativ kilde for kjøling er å legge en delstrøm av kuldemedie fra LNG-anlegget, hvor kjølemediet kontinuerlig sirkuleres gjennom for å holde systemet kaldt. Da har man direkte tilgang på kjøling ved behov, og systemet er klart til kjøling med en gang. Denne løsningen vil kreve ekstra kraftbehov knyttet til sirkulering av kjølemediet i kjølesløyfen. Produksjon og lasteterminal er vanligvis geografisk adskilt med avstand i området 0,2 til 2 kilometer, så varmelekkasjer er også en faktor som må med for å beregne om dette er energimessig lønnsomt.

En annen løsning er å benytte kondenseringsanlegget som befinner seg om bord på LNG-båten. Tradisjonelt har LNG-båter benyttet båt-BOG fra lasten til brensel i turbinene sine, mens nyere LNG-båter har fått energieffektive dieselmotorer og kondenseringsanlegg om bord. Dette åpner muligheten for kondensering av BOG direkte på båten. LNG anlegg om bord vil ha typisk samme kapasitet som småskala LNG-anlegg på land.

Et separat kondenseringsanlegg som kun brukes til BOG vil være effektivt, men diskontinuerlig drift grunnet kun båtlasting 1-2 ganger pr uke vil gi noe oppstartstid, og vinningen kan bli liten. Varm oppstart i små kondenseringsanlegg tar ca. 3 timer, mens kald oppstart tar ca. 1 time (Tractebel Gas Engineering, 2005). Her vil et kondenseringsanlegg om bord på LNG-båten være en fordel, ettersom det uansett er i drift for å kondensere produsert BOG under transporten til kunde. Begrensningen vil ligge i kapasiteten til kondenseringsanlegget om bord, som typisk er dimensjonert for å håndtere BOG på 0,15 % av lasten pr dag (Wartsila , 2016).

Til simulering blir dette designet analysert som Lavtrykkgass til Ekstern NRU, bortsett fra at BOG fra båten kondenseres i ekstern småskala NRU, og separerer nitrogen og metan. Nitrogenet fra begge NRU går til atmosfære, mens metanet går tilbake til båten som LNG.



Figur 4-7 - Illustrasjon av Lavtrykkgass til Ekstern NRU. Flashgass og Tank-BOG går til Intern NRU, mens Båt-BOG går til egen småskala NRU. Kilde til figur: (Dobrota, et al., 2013)

5. Utvikling av prosessmodell

5.1 Felles antakelser for prosessmodellen

Fra Tabell 5-1 kan en se overordnede antakelser som er gjort for prosessmodellen.

Tabell 5-1 - Antakelser for prosessmodellen

<ul style="list-style-type: none">• All simulering er gjort i HYSYS med Peng Robinson som termodynamisk modell
<ul style="list-style-type: none">• Kompressorer og turbin har isentropisk virkningsgrad på 80 %. Unntatt fra dette er gassturbin, som har for kompressor har virkningsgrad på 90 % og turbin 85 %, dette for å oppnå virkningsgrad på 40 %.
<ul style="list-style-type: none">• Fødegass har vært gjennom CO₂-fjerning, NGL-ekstraksjon og tørking
<ul style="list-style-type: none">• Tunge hydrokarboner er fjernet fra fødegassen
<ul style="list-style-type: none">• Massestrøm fødegass ved full produksjon er 550 tonn pr time inn til LNG-anlegget, som ved drift 340 dager pr år og regularitet på 100 % tilsvarer ca. 4,5 MTPA. Denne holdes konstant for alle simuleringer. LNG-produisert til tank avhenger av valgt løsning for håndtering av lavtrykksgass
<ul style="list-style-type: none">• Fødegasstrykk er 60 barg, End Flash har trykk på 250 mbarg. Lagertank har trykk på 100 mbarg, LNG-båt har trykk på 60 mbarg.
<ul style="list-style-type: none">• Kondenseringsanlegg gir trykkfall på 1 barg, som gir trykk oppstrøms JT-ventil på 59 barg
<ul style="list-style-type: none">• Innløpstemperatur til LNG-anlegget er 10 ° C, hele året.
<ul style="list-style-type: none">• Ingen trykkfall i varmevekslere og prosessystem, bortsett fra kondenseringsanlegg, turbin og JT-ventil
<ul style="list-style-type: none">• Ingen høydeforskjell mellom produksjonsanlegg og kai
<ul style="list-style-type: none">• Fakkelpkapasitet er stor nok til å håndtere alle scenarioer
<ul style="list-style-type: none">• Ved simulering under båtlasting er lasteraten 100 % og full produksjon. Ved simulering under normal drift er lasteraten 0 % og full produksjon. Tidsbruk til opp- og nedramping av båtlasting er neglisjerbar, og blir sett bort fra.
<ul style="list-style-type: none">• LNG-båt har kapasitet på 150 000 m³
<ul style="list-style-type: none">• Båtlasting varer 12 timer

5.2 Tagnummer på prosessutstyr

Tagnummer er markert i kursiv. Tag med vesentlig betydning har fått tagging etter følgende system:

- Tag i kondenseringsprosessen for fødegass er tagget *Rør <x>*.
- Tag i fakkelsystem er tagget *FS <x>*
- Tag i gassturbin er tagget *GT <x>*
- Tag i NRU er tagget *NRU <x>*
- Tag i Ekstern NRU er tagget *ENRU <x>*

Der x er sekvensnummer for de ulike komponentene.

I utviklingen av prosessmodellen har alle tagnummer konsekvent blitt brukt samme sted hver gang. Dersom et tagnummer ikke brukes i et design er det rett og slett tatt bort. På den måten er det lett å navigere mellom ulike løsninger for håndtering av lavtrykksgass, og enkelt se forskjell mellom de ulike løsningene. Med andre ord trenger en ikke referanse til en spesiell figur ved henvisning til for å finne et tag.

5.3 Kondensering av naturgass

Antar fødegassen har temperatur på 10 grader C oppstrøms kondenseringsanlegget, spesifisert i *Rør 1 Fødegass fra forprosess*. Dette er en veldig lav temperatur i forhold til mesteparten av LNG-anleggene i verden, hvor majoriteten ligger rundt ekvator. Der har en ikke tilgang på kaldt sjøvann, og en fødegasstemperatur på 30 grader C ville vært mer riktig å bruke. 10 grader C er likevel representativt for LNG anlegg i Norge, så velger derfor å bruke dette. Merk også at temperaturen kan variere avhengig av året. Dersom LNG-anlegget får tilført varmere kjølevann vil dette føre til økt energibehov, ettersom en da må bruke mer kjølekapasitet i kondenseringsanlegget.

Har for enkelhets skyld valgt å modellere selve LNG-prosessen ved enkel varmeveksler. Dette for å slippe justering av kjølekretser og komposisjon, noe som fort kan bli tidkrevende. I varmeveksleren kjøles naturgassen ned fra 10 °C mål i *Rør 1* til -155 °C mål i *Rør 2*. Ved bruk av Avansert End Flash kjøles naturgassen kun til -153 grader C, de siste 2 gradene får i *Koker*. Dette gjør at temperatur oppstrøms trykkavlastning er -155 grader C for alle case. Dette for å få sammenlignbare utgangspunkt.

Temperaturen nedstrøms varmeveksleren er avhengig av komposisjon på fødegass, samt om en benytter JT-ventil eller turbin for trykkavlastning. Hvilken temperatur som er benyttet spesifiseres i analysen av prosessløsninger.

5.4 Komposisjon på fødegass

Det tas utgangspunkt i tre ulike komposisjoner, med Lean, Medium og Rich fødegass. Da får en mulighet til å analysere hvordan prosessløsningene for håndtering av lavtrykksgass fungerer på ulike komposisjoner, samt se om komposisjon av fødegass har noe å si på valg av løsning for håndtering av lavtrykksgass.

Følgende komposisjoner blir analysert:

Tabell 5-2 - Komposisjon fødegass. Kilde: (Kusmaya, 2013)

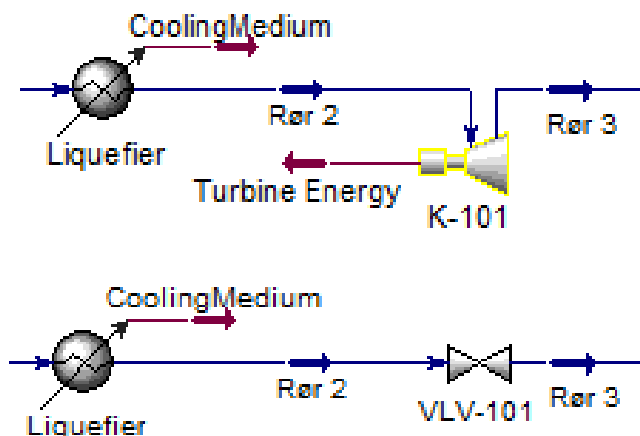
[mol%]	Lean	Medium	Rich
C₁	98,02	91,97	86,39
C₂	0,86	4,6	8,34
C₃	0,37	1,69	2,51
C₄	0,15	0,72	1,2
C₅	0	0,01	0
N₂	0,6	1,01	1,56
SUM	1	1	1

Komposisjonen spesifiseres i *Rør 1 Fødegass fra forprosess* i alle simuleringer. Det blir i tillegg utført en egen analyse på hvordan nitrogenkonsentrasjon påvirker massestrøm lavtrykksgass, hvor konsentrasjonen blir økt til rundt 3 mol %. Den kan sees i kapittel 7.

5.5 Trykkavlastning

Etter kondenseringsanlegget har fødegassen kondensert, og har temperatur på $-155\text{ }^{\circ}\text{C}$. Grunnet trykkfall på 1 bar er trykk nå 59 barg. Begge verdier er målt i Rør 2. Trykket må tas ned til tilnærmet atmosfæretrykk. Har i denne oppgaven brukt 0,25 barg.

Trykkfallet gjøres enten ved hjelp av JT-ventil eller turbin. Ved begge løsninger spesifiserer en utløpstrykk direkte i linjen på Rør 3. JT-ventilen simuleres ved å bruke standard ventil i HYSYS. Turbinen simuleres ved å bruke standard turbin i HYSYS. Turbinen legges inn med polytropisk virkningsgrad på 80 %. Taggene er vist i Figur 5-1.



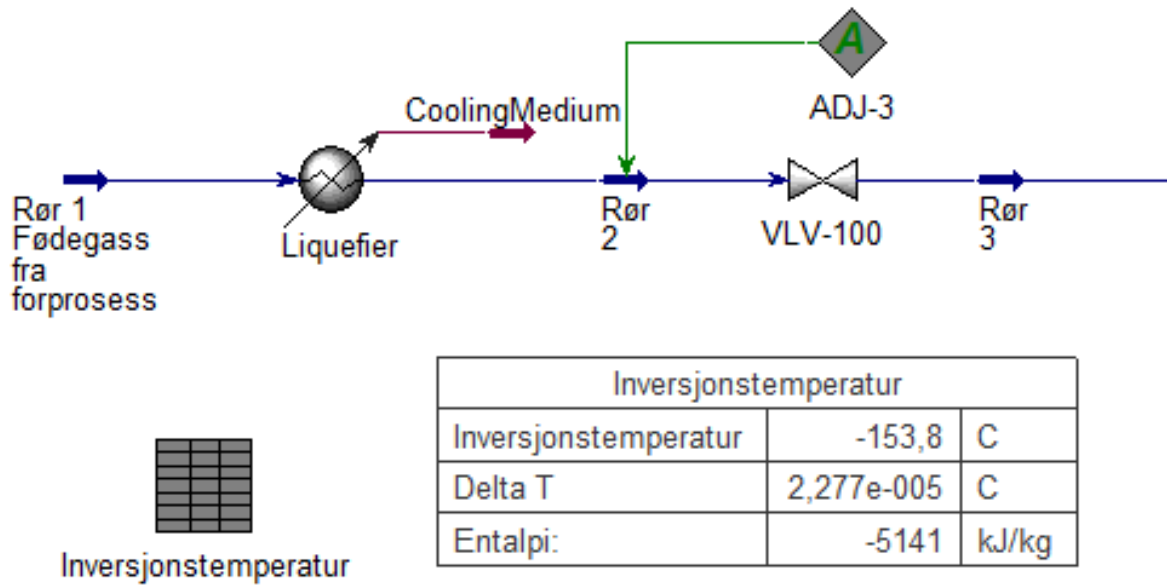
Figur 5-1 - Illustrasjon trykkavlastning med turbin og JT-cooling. Eneste forskjellen mellom rørene er løsning for trykkavlastning

I virkeligheten vil en måtte ta hensyn til flashing av LNG i turbinen. Dersom LNG-en starter å fordampe kan dette forårsake vibrasjoner i turbinen, som fører til høy slitasje på blant annet lager og flenser. En unngår typisk slike vibrasjoner ved å ikke ta trykket lenger ned enn til like før boblepunktet, eventuelt til et nivå med akseptabel vibrasjon i selve turbinen. Deretter bruker en JT-ventil for det resterende trykket. Typisk trykknivå hvor en må bruke JT-ventil er i området 5 til 10 barg. Som oftest har en JT-ventil bypass turbinen i tilfelle driftsproblemer med turbinen.

Tar for enkelhets skyld ikke hensyn til vibrasjon i oppgaven, og bruker turbin helt ned til ønsket trykk. Dette kan gi noe høyere produksjon av strøm enn virkeligheten samt lavere temperatur, men antar forskjellen er neglisjerbar og at vi kan se bort i fra denne.

5.5.1 Inversjonstemperatur

For å finne inversjonstemperaturen til de ulike komposisjonene tas det utgangspunkt i samme modellen som allerede er bygget for analyse av lavtrykkssystemer. Det brukes samme komposisjoner som nevnt i Tabell 5-2.



Figur 5-2 - Casestudy av inversjonstemperatur i HYSYS. Her er det funnet at inversjonstemperatur for Lean LNG ved trykkfall fra 60 barg til 1 barg er -153,8 grader C.

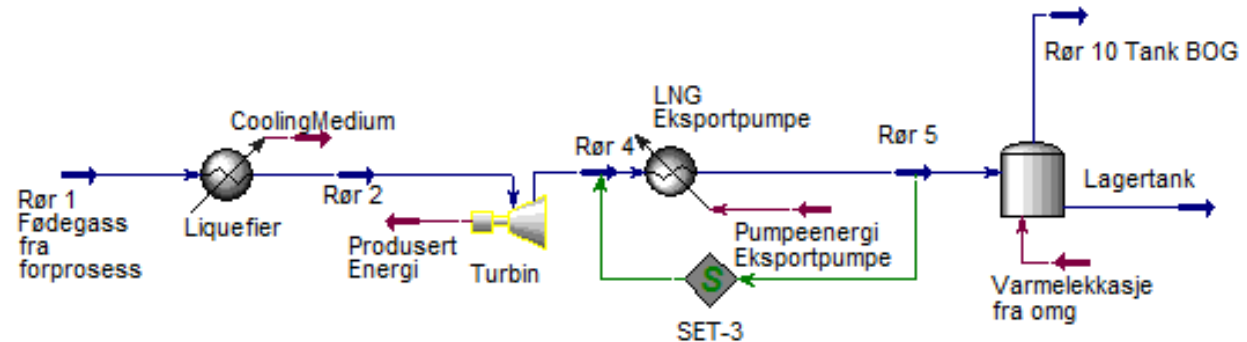
Som en kan se av Figur 5-2 gir Liquefier ønsket temperatur til Rør 2. Trykket i Rør 2 er definert i Rør 1. Temperatur på Rør 2 og Rør 3 er lagt inn i tabell Inversjonstemperatur. ADJ-3 endrer temperaturen til Rør 2 til differansen mellom Rør 2 og Rør 3 blir 0.

Modellen kan brukes til å kjøre den innebygde funksjonen *case study* i HYSYS på mange ulike trykkfall over VLV-100, for eksempel fra 0 til 59 barg. 59 barg er valgt ettersom det er trykket etter trykkfall i kondenseringsanlegg. En kan også endre nitrogeninnholdet i de ulike komposisjonene for å se hvordan dette påvirker inversjonstemperaturen, samt temperatur i Rør 2.

Analyse av inversjonstemperatur gjøres som foranalyse før selve analysen av løsninger for håndtering av lavtrykksgass. Denne kan sees i kapittel 7.

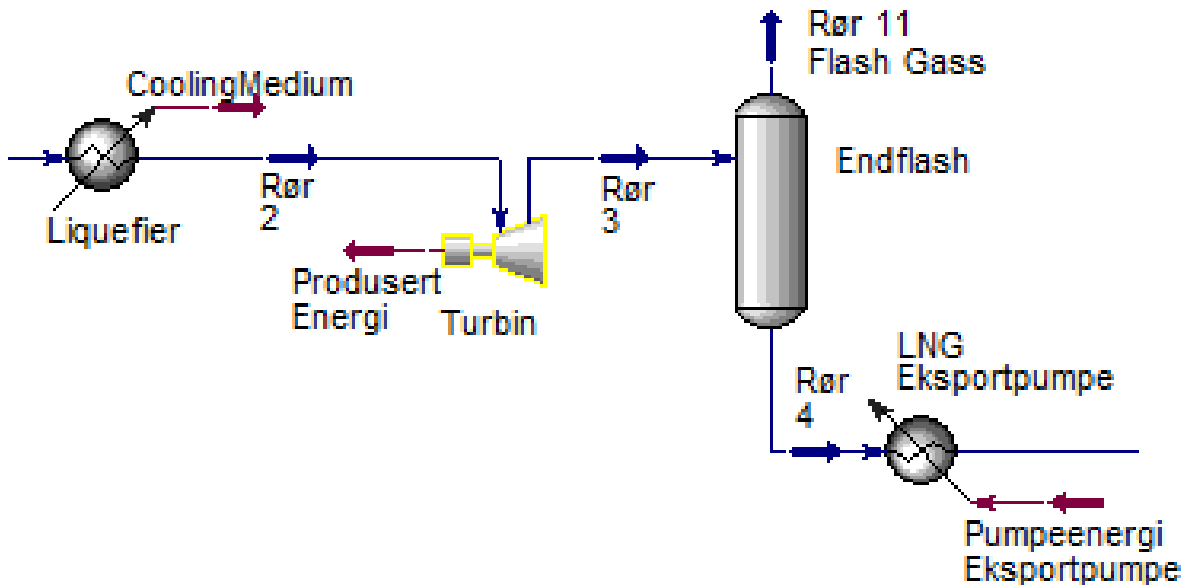
5.6 End flash

Direkte flash til lagertank simuleres ved rør direkte til lagertank etter trykkavlastningen. Ved bruk av Ingen End Flash blir trykket tatt direkte til 0,1 barg som er trykket i lagertank. Det antas at en ikke tar ned trykket før rett oppstrøms lagertanken, noe som gjør at det høye trykket er tilstrekkelig for å drive LNGen fra kondenseringsanlegg bort til lagertank. Dette gjør igjen en slipper eksportpumpe. I Figur 5-3 er derfor *Pumpeenergi* i *LNG Eksportpumpe* satt til 0.



Figur 5-3 - Illustrasjon av End Flash direkte til lagertank. Det antas at en ekspanderer direkte til lagertank, så *Pumpeenergi* i *LNG Eksportpumpe* er satt til 0.

End flash i enkel separator simuleres ved enkel separator, hvor toppproduktet inneholder nitrogen og metan. Topproduktet kan enten brennes, brukes til fyrgass eller separeres i NRU.



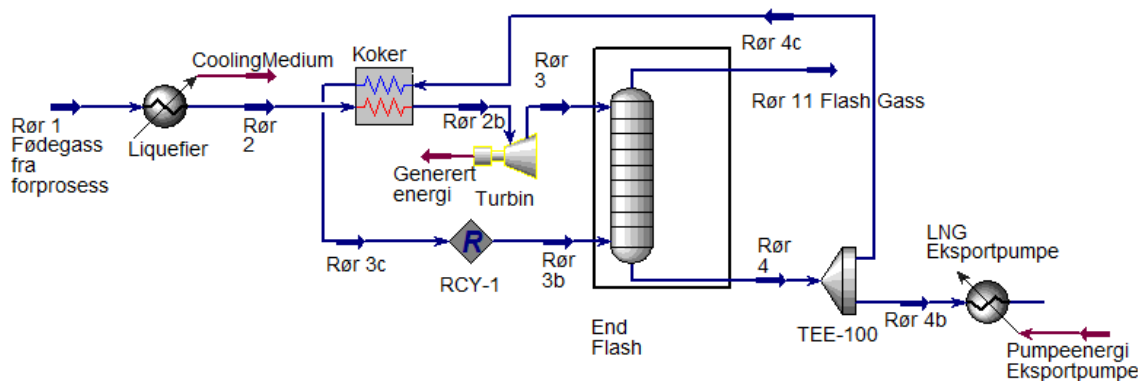
Figur 5-4 - Illustrasjon av End Flash med enkel separator.

End flash med separasjon simuleres ved bruk av den ferdige modellen *absorber* i HYSYS. Kondensert fødegass varmeveksler i *Koker* mot 5 % av væskefasen i end flash separatoren, og kjøles ytterligere 2 grader C. Andelen bunnprodukt som går via *Rør 4c* tilbake til *Koker* ble valgt til 5 % siden dette fikk modellen til å konvergere og ga en løsning på simuleringen. Det

er ment å være "en liten strøm", og ikke basert på beregninger. Ved eventuell design av et slikt system må en foreta analyse av hvor stor andel tilbakeløp det bør være.

Varmeveksleren simuleres som den ferdige modellen *LNG-veksler* i HYSYS. Deretter går det til trykkavlastning i JT-ventil eller turbin. Den sirkulerte LNGen delvis fordampes i *Koker*, og returneres i bunnen av separatorens via *Rør 3b*. Der vil gassen stige opp, og strippe nedoverstrømmende væske for nitrogen. Den nitrogenanrikede gassfasen går videre over topp til fakkell, gassturbin eller NRU. Fødegassen får temperaturfall på 2 grader C i *Koker*, og går fra -153 målt i *Rør 2* til -155 målt i *Rør 2b*.

Navnet *Koker* kommer av at den delvis fordampes væskeproduktet fra End Flash, og på den måten gir en gasstrøm fra bunnen, på samme måte som en koker i vanlig destillasjon.



Figur 5-5 - Illustrasjon av End Flash med separasjon i kolonne. Fødestrømmen varmeveksler med 5 % av væskefasen i separatorens før trykkavlastning. Dette reduserer nitrogenandelen i væskefasen.

5.7 LNG-eksportpumpe og lagertank

LNG fra LNG-anlegget, eventuelt fra end flash system, må transporteres til lagertank. Dette gjøres i virkeligheten med en pumpe, men velger for enkelhets skyld å simulere dette som en varmeveksler med internt trykkfall til lagertanktrykk på 0,1 barg og pumpeenergien som varmetilførsel. Typisk pumpeenergi fra LNG-eksportpumpe er i området 200 til 400 kW, så har valgt å bruke 300 kW. Se Figur 5-6 for illustrasjon av hvordan *Pumpeenergi Eksportpumpe* er implementert i HYSYS.

En opplever typisk merkbar varmelekkasje fra omgivelser til røret, spesielt dersom rørstrekk mellom LNG-anlegget og lagertanken er langt, typisk lengere enn 0,5 km. Antar varmelekkasjen mellom LNG-anlegg og lagertank er neglisjerbar, og har for enkelhetsskyld valgt å se bort fra denne.

Dersom en i HYSYS skulle simulert med pumpe med løftehøyde i området 5 til 10 meter som er typisk for en eksportpumpe, måtte vi kombinert dette med rørmodulen i HYSYS. Opplever ved forsøk på implementering av rørmodellen HYSYS at modellen er vanskelig å implementere, og fikk ikke til å bruke den.

For å få trykket fra 0,25 i End Flash til 0,1 barg i Lagertank er det brukt JT-ventil med trykkfall på 150 mbar. Grunnet isentalpisk ekspansjon vil en få noe temperaturfall. Dette er ikke reelt, ettersom en typisk har temperaturøkning mellom end flash og lagertank grunnet varmelekkasje og pumpearbeid fra eksportpumpe. Får imidlertid massestrømmer som er innenfor det normale, så aksepterer at simuleringen gir noen tidels grader temperaturfall i stedet for det reelle som ville vært temperaturøkning.

5.7.1 Varmelekkasje til lagertank

For å ha en referanse for å undersøke om tallene fra simuleringen er rimelige ble det tallfestet forventet massestrøm båt-BOG. Mengden BOG er typisk 0,05 til 0,1 % av innholdet i lagertanken pr døgn for lagertanker på land (BP, 2011). En typisk lagertank på land har volum i området 100 000 m³ til 200 000 m³. LNG har typisk densitet i området 0,4 til 0,5 tonn/m³, og gir med det oppgitte volumet til lagertank på land massestrøm i området ca. 0,82 til 4,17 tonn tank-BOG pr time.

Se Appendiks A for detaljer rundt utregning av massestrøm tank-BOG.

Følgende antakelser ble gjort ved beregning av varmelekkasje:

- Lik varmelekkasje rundt hele tanken, ettersom diameter er mye større enn tykkelsen på veggen kan vi bruke konduksjon gjennom plate for å beregne varmetap
- Varmelekkasje gjennom tak og gulv kan beregnes som konduksjon gjennom sirkulær plate.
- Konstant temperatur på 0 ° C under lagertank grunnet varmekabel
- Omgivelsestemperatur for vegg og tak er 15 ° C
- Endring i varmelekkasjen i overgangen mellom vegg, tak og gulv er neglisjerbar, så tar ikke hensyn til denne

Følgende antakelser for dimensjonering av lagertank er gjort:

Tabell 5-3 – Antakelser for dimensjoner på LNG lagertank. Antakelsene er basert på typisk oppbygging av lagertank, se Appendiks C.

	VEGGER	TAK	GULV	TERMISK KONDUKTIVITET
BETONG	1000 [mm]	500 [mm]	1000 [mm]	1,6 [W/mK]
NIKKELSTÅL	40 [mm]	30 [mm]	40 [mm]	18 [W/ mK]
TOTAL TYKKELSE	1040 mm	530 [mm]	1040 [mm]	-
PERLITT	700 [mm]	500 [mm]	700 [mm]	0,03 [W/mK]

I tilfellet for lagertanken benyttes lagertankens høyde som verdi for L . Typiske indre dimensjoner for lagertanker er 50 meter høy, og 80 meter diameter (Lun, et al., 2006). Dette gir et forhold på tankdiameter pr høyde, $\frac{D}{H} = 1,6$. Antar lagertanken har indre kapasitet på 125 000 m³. Med forholdet på 1,6 vil en slik lagertank få ca. dimensjoner på 37,5 meter høy og 60 meter diameter. Bruker dette for å beregne varmelekkasje.

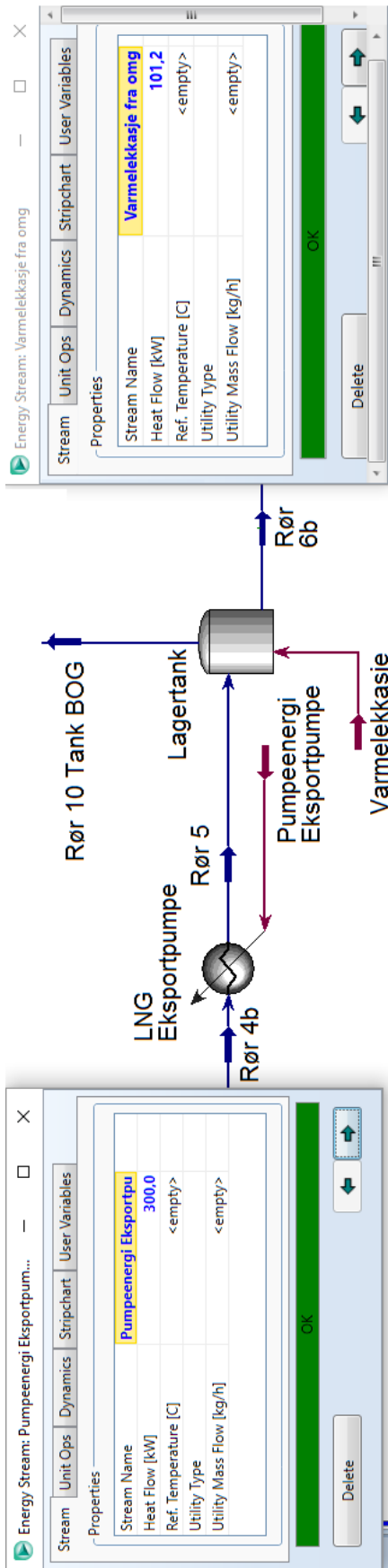
Forsøkte å legge dimensjoner, termisk konduktivitet og tykkelse direkte inn i HYSYS, men fikk ikke dette til å fungere tilfredsstillende. Valgte derfor å simulere varmelekkasjen til lagertanken ved å på forhånd regne ut varmetapet, og legge det som «Heat Loss» til lagertanken.

Måtte dermed beregne varmelekkasje for tak, vegger og gulv. Som en kan se i Tabell 5-4 ga beregningene at total varmelekkasje til lagertank var på totalt 101,1 kW. Som en kan se av Figur 5-6 blir dette spesifisert direkte i HYSYS. Hvordan dette påvirker massestrøm Tank-BOG kan sees i resultatene i kapittel 8.1.1.

Tabell 5-4 - Beregnet varmelekkasje i lagertank for vegg, tak og gulv

	Vegger	Tak	Gulv	Totalt
Varmelekkasje [kW]	52,6	29,4	19,2	101,2

For detaljer rundt utregning av varmelekkasje, se Appendiks C.



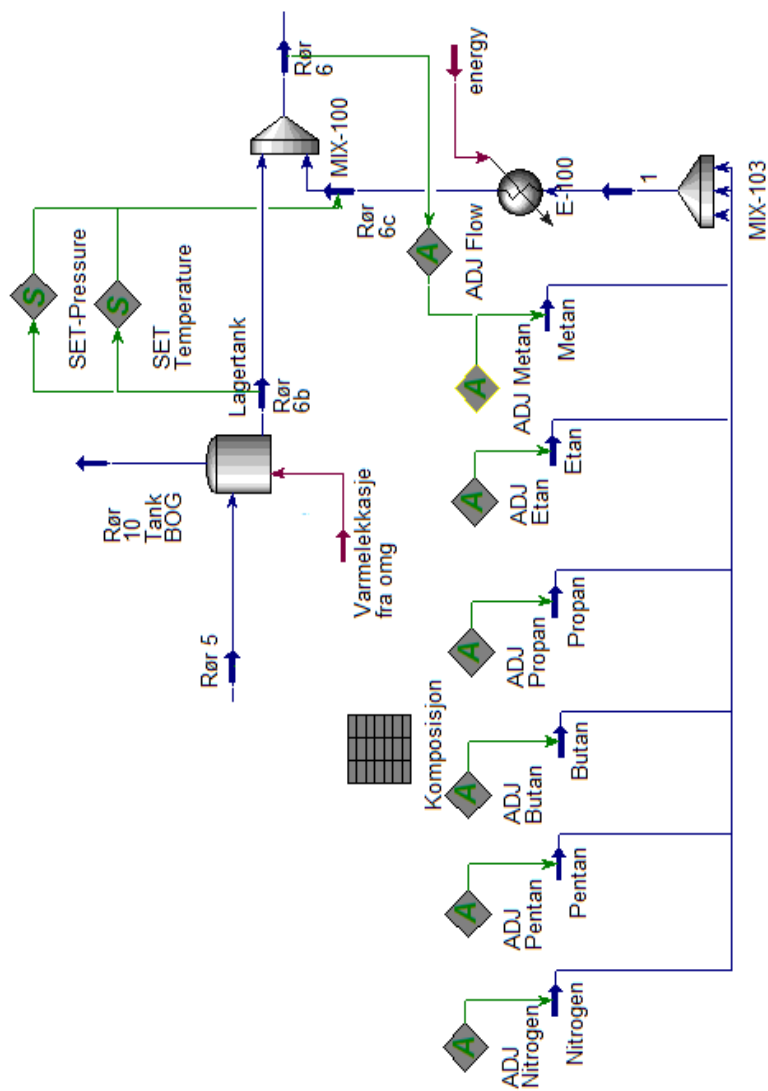
Figur 5-6- Simulering av pumpeenergi fra eksportpumpe og varmetap til LNG-tank, spesifisert direkte i HYSYS

5.8 Forskjellig massestrøm inn og ut av lagertank i steady state simulering

Simuleringen gjort i HYSYS er såkalt «steady state», og det kan derfor ikke gjøres dynamiske simuleringer. Dette gjør at vi i simuleringen av LNG lagertank må ha samme strømning inn som ut. Normal LNG-produksjon er ca. 1600 m³/t LNG, mens normal volumstrøm ved lastning normalt er 12 000 m³/t LNG. Dette er løst ved å ha en ekstra strømning nedstrøms lagertanken, *Rør 6c*, som supplerer den manglende volumstrømningen. Det ekstra strømningsrøret har styring av trykk, temperatur og strømning mot *Rør 6b* fra LNG-lagertanken.

Forsøkte å få HYSYS til å automatisk definere komposisjon fra *Rør 6b* til *Rør 6c*. Fant dessverre ingen innebygget funksjon som gjorde dette, så laget en regulering som ved hjelp av regneark regulerer inn massestrøm av de ulike komponentene så avvik mellom konsentrasjon av hver komponent i *Rør 6b* og *Rør 6c* blir null. Se Figur 5-7 for illustrasjon, og Appendiks B for mer detaljert beskrivelse av reguleringen.

Komposisjon	
A1: Master Comp Mole Frac (Methane)	0,8673
A2: Master Comp Mole Frac (Ethane)	8,818e-002
A3: Master Comp Mole Frac (Propane)	2,654e-002
A4: Master Comp Mole Frac (n-Butane)	0,0000
A5: Master Comp Mole Frac (n-Pentane)	1,269e-002
A6: Master Comp Mole Frac (Nitrogen)	5,256e-003
B1: Master Comp Mole Frac (Methane)	0,8673
B2: Master Comp Mole Frac (Ethane)	8,818e-002
B3: Master Comp Mole Frac (Propane)	2,654e-002
B4: Master Comp Mole Frac (n-Butane)	0,0000
B5: Master Comp Mole Frac (n-Pentane)	1,269e-002
B6: Master Comp Mole Frac (Nitrogen)	5,256e-003
Awik C1	-7,480e-007
Awik C2	7,648e-007
Awik C3	-7,842e-007
Awik C4	0,0000
Awik C5	7,393e-007
Awik N2	2,813e-008

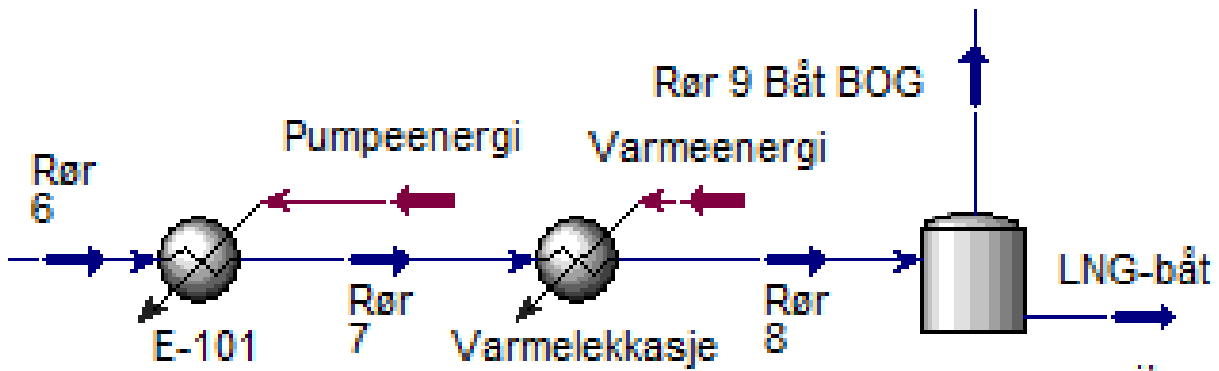


Figur 5-7 - Illustrasjon av komposisjonsregulering av ekstra massestrøm ved båtlastning. Rør 6b og 6c blir totalt 12 000 m³/time. Tabellen viser i A komposisjon i Rør 6b og B viser komposisjon i Rør 6c. Avvik mellom hver enkelt komponent er vist nederst.

5.9 Varmelekkasje i rør mellom lagertank og båt

En av årsakene til produksjon av BOG er varmelekkasje til rør mellom lagertank og båt. I tillegg kommer pumpeenergi fra LNG-lastepumper. Det må derfor beregnes varmetap til bruk i simuleringen, samt finne en verdi for pumpeenergi.

For å finne pumpeenergi antas det at ved normal lasterate på 12 000 m³/time har lastepumpene energibehov på totalt 2 MW, hvor all energi overføres som varmelekkasje til LNGen. Pumpeenergi på 2 MW legges inn i varmeveksler *E-101* som *Pumpeenergi*. Se Figur 5-8 for illustrasjon.



Figur 5-8 - Illustrasjon av LNG-båt med pumpeenergi og varmelekkasje til oppstrøms rør.

Forsøkte å legge varmelekkasje inn i simuleringen ved bruk av rørmodellen i HYSYS, men som nevnt tidligere oppleves denne som vanskelig å implementere, og får ikke til å bruke den. Velger derfor å legge inn varmelekkasje til røret som varmeveksler. For å finne varmelekkasje må det gjøres beregninger.

Beregningene ga en varmelekkasje til rør mellom lagertank og båt på 466 kW. Dette legges inn i varmeveksleren *Varmelekkasje* som *Varmeenergi*. Se Figur 5-8 for illustrasjon. For å få trykkfall fra 100 mbarg i lagertank til 60 mbarg i LNG er det lagt inn trykkfall på 40 mbar i *E-101*.

For detaljer rundt utregning av varmelekkasje, se Appendiks C.

5.10 LNG-Båt

LNG simuleres som en separator hvor LNG kommer som føde via *Rør 8*. Oppstrøms LNG-båt tilføres pumpeenergi fra lastepumpe illustrert som *E-101*, og varmelekkasje til rør illustrert som *Varmelekkasje*. Væskeproduktet i LNG-båt er ikke i bruk i simuleringen, ettersom lasten ikke skal røres før den ankommer regassifiseringsanlegget. Ettersom dette er en steady state simulering vil det likevel gå LNG gjennom røret, men dette ser en bare bort i fra.

Gassfasen i LNG-båt går via *Rør 9 Båt BOG* til lavtrykksgasshåndtering. I Basecase vil dette for båt-BOG si til fakkel.

5.10.1 Beregning av forventet massestrøm Båt-BOG

Ønsker å tallfeste forventet massestrøm Båt-BOG for å ha en referanse for å se om tall fra simuleringen er rimelige. Som nevnt i kapittel 3.5 vil BOG fra båtlasting typisk være i området 0,6 til 0,8 vol% av den lastede LNGen, så en kan med lasterate på 12 000 m³/time forvente volumstrøm i området 72 til 96 m³/time båt-BOG. Med densitet på LNG i området 0,4 til 0,5 tonn pr m³ tilsvarer dette en forventet massestrøm i området 28,8 til 48 tonn/time. En forventer dermed tall forhåpentligvis i området, eller i nærheten.

Se Appendiks A for detaljer rundt utregning av massestrøm båt-BOG.

5.10.2 Beregning av grense for Båt-BOG

Til analysen trengs en størrelse på maksimal massestrøm BOG båten kan returnere. Dette for å få så reell modell som mulig, og samtidig ha noen rammer å forholde seg til. Har ikke funnet åpne kilder på hva som er typisk maksimal mengde, så vil måtte anta en verdi. Antakelsen er basert på at båten ikke vil kunne levere mer BOG enn kapasiteten i returarmen.

Med diameter på 20", densitet på BOG i gassfase på 1,3 kg/m³ ved -80 grader C, og maks hastighet i rør på 20 m/s vil dette gi massestrøm på 80 tonn/time. Dette tilsvarer ca. 2 % av lasteraten dersom lasteraten er 12 000 m³/time. Ettersom det er forventet Båt-BOG i området 0,6 til 0,8 vol% er 2 % en høy grense. Samtidig kan en ved spesielle tilfeller muligens ha behov for mulighet til å ha høy massestrøm Båt-BOG, så antar grensen på 2 % er rimelig.

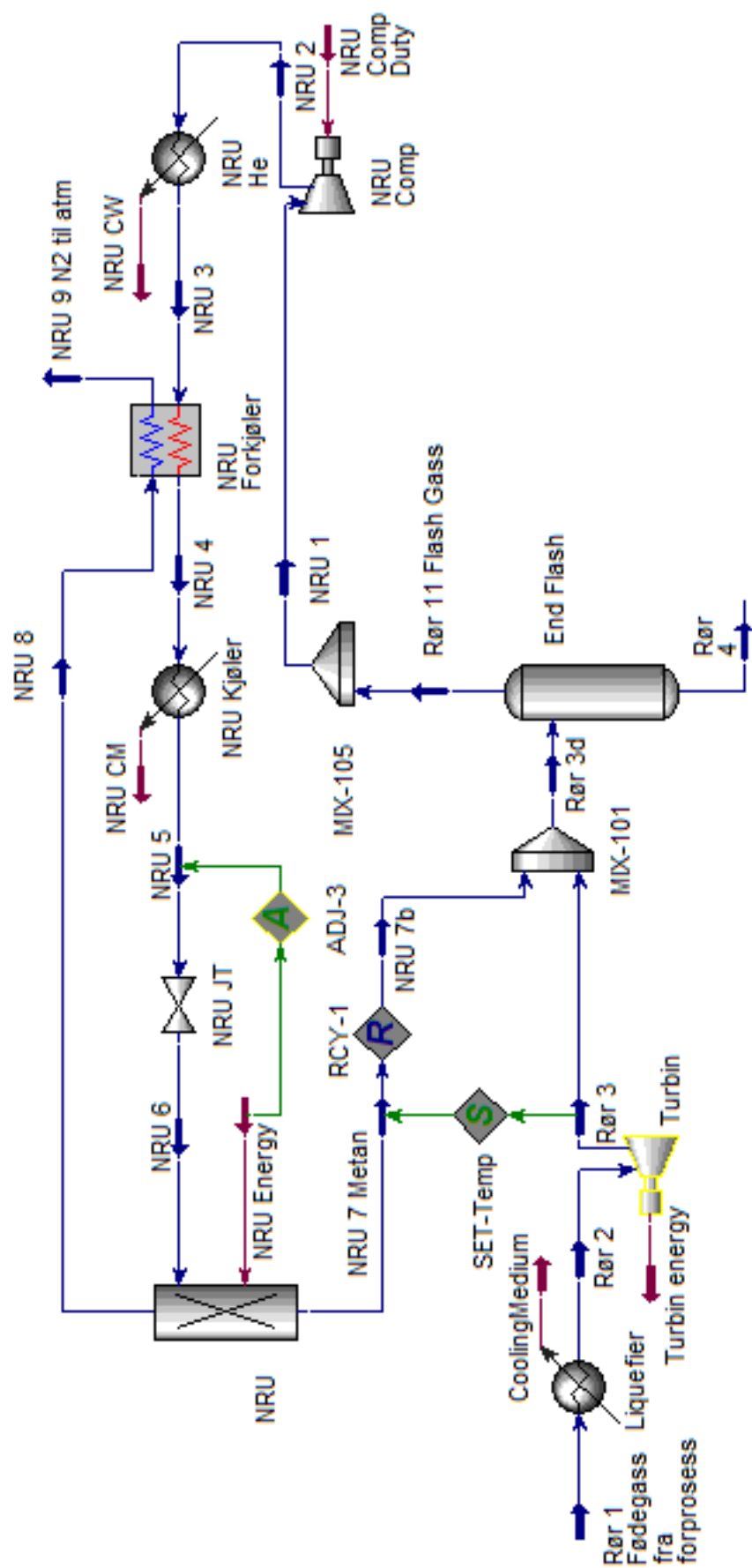
Se Appendiks D for detaljer rundt utregning av begrensning for massestrøm båt-BOG.

5.11 NRU

Et typisk NRU-system er godt integrert, og bruker tilgjengelig energi effektivt. Dette er derimot komplisert å implementere i HYSYS, så har valgt å gå for en forenklet tilnærming av systemet. Typiske NRU-system består av kompressor, kjøling, JT-ventil og enkel eller dobbel separasjonskolonne. En bruker enkel kolonne ved nitrogeninnhold i fødegass til NRU på inntil 30 mol %, og dobbel kolonne mellom 30 til 50 mol % nitrogen (Mokhatab, et al., 2014). Målingen av nitrogenkonsentrasjon i fødegass til NRU blir utført i *NRU 1*, se Figur 5-9.

5.11.1 Oppbygging av Intern NRU

Som en kan se i Figur 5-9 går flashgass bestående av metan og nitrogen i *NRU 1* fra End Flash til nitrogenfjerningssystem (NRU). Gassen komprimeres i *NRU Comp* til 40 bar med et kompressortrinn. I virkeligheten ville en brukt minst to kompressortrinn og kjøling mellom dem ved kompresjonsforhold på 40. Simuleringen ga derimot ca. samme effektforbruk med et og to trinn, selv om det ble brukt kjøler mellom. Velger derfor for enkelhets skyld å simulere med bare et trinn. Likevel bør en ta en nærmere undersøkelse av dette dersom en skal bygge NRU i virkeligheten.



Figur 5-9 - Simulering av NRU i HYSYS. Lavtrykkgass fra Tank-BOG og Båt-BOG kan tilføres via MIX-105.

Etter komprimering etterkjøles gassen i for eksempel en sjøvannsvexler til 10 grader C, her simulert som *NRU He* med vann som kjølemedie *NRU CW*. *He* står for Heat Exchanger og *CW* står for Cooling Water.

Etter *NRU He* varmeveksler fødestrømmen med toppprodukt fra *NRU*, ren nitrogen til atmosfære, i *NRU Forkjøler* og kjøles ned til området -25 til -35 grader, målt i *NRU 4*. Temperaturen i *NRU 4* er avhengig av mengde fødestrøm, samt temperatur på kjølemediet som kommer i *NRU 8*. Nitrogenet varmes opp til 0 grader, målt i *NRU 9*.

For resterende kjøling fra rundt -30 grader C målt i *NRU 5* til separasjonstemperatur brukes kondenseringsanlegg *NRU Kjøler*. *NRU CM* representerer kjølesystemet i *NRU*. Antakelser om kjølesystemet og beregning av sammenlignbart tall for nødvendig energi til kjøling gjøres i kapittel 5.12.2.

Basert på personlig erfaringer antas typisk fødetemperatur før *JT*-ventil for *NRU* med dobbelkolonne og varmeintegrasjon mellom tårnene å være ca. -115 grader C, målt i *NRU 5*. Dette skal være tilstrekkelig nedkjøling for å få 99 % separasjon mellom metan og nitrogen. *HYSYS* beregner derimot at det må være lavere temperatur, og regulerer dette ved å ha en negativ verdi i *NRU* som *NRU Energy*. Energistrømmen er på ca. 30 % av kjøleenergien som brukes i *NRU Kjøler*. Må derfor gå til lavere temperatur før *JT*-ventilen i simuleringen enn det som gjøres i virkeligheten. En årsak til dette kan være at det i virkeligheten er integrasjon mellom system som er utelatt i simuleringen. Temperatur i *NRU 5* blir i området -140 til -150 grader C. Innløpstemperatur til *NRU* bør undersøkes nærmere ved bygging av et reelt anlegg.

Etter kjølingen tas trykket ned til 0,25 barg over *JT*-ventil *VLV-100*. Selve *NRU* er for enkelhets skyld simulert som en enhet, i en "component splitter". Dette gjør at vi ikke behøver ta stilling til om det er enkel- eller dobbelkolonne som benyttes. Den er i simuleringen tagget *NRU*.

Spesifiserer at toppproduktet kun skal inneholde nitrogen i gassfase, og alle hydrokarboner i bunnproduktet. I praksis er det kun metan og rester av etan tilstede. *HYSYS* finner temperatur på nitrogenstrømmen over topp. Temperaturen på bunnproduktet settes lik fødegassen til *End Flash* ved hjelp av *Set Temp*. Det er spesifisert at *LNG* må ha samme trykk som i nitrogenstripperen, 0,25 barg.

5.11.2 Oppbygging av Ekstern *NRU*

Ekstern *NRU* blir bygget opp på akkurat samme måte som Intern *NRU*, bortsett fra at alle tag endres fra *NRU* til *ENRU*. Alle trykk, temperaturer og reguleringer holdes like ved simulering av *ENRU*.

Eneste praktiske forskjellen er at Ekstern *NRU* får lavere massestrøm lavtrykksgass å håndtere. I tillegg benyttes lavere virkningsgrad ved beregning av kraftbehov enn *NRU*. *NRU* får også noe lavere massestrøm og kraftbehov, ettersom deler av lavtrykksgassen nå håndteres av Ekstern *NRU*. Ingen av disse forskjellene påvirker oppbyggingen av selve modellen i *HYSYS*, kun resultatene fra simulering.

5.12 Kraftbehov

Kraftbehov i alle kondenseringsanlegg finnes ved hjelp av eksergiendring og eksergivirkningsgrad.

Eksergiendring finnes ved følgende ligning:

$$\Delta E_{kjølekretser} = [(h_1 - h_0) - T_0(s_1 - s_0)] \quad (3)$$

Der

ΔE er eksergiendring [kJ/kg]

T_0 er sjøvannstemperatur

h_1 er entalpi ved utløpet [kJ/kg]

h_0 er entalpi ved innløpet [kJ/kg]

s_1 er entropi ved utløpet [kJ/(kgK)]

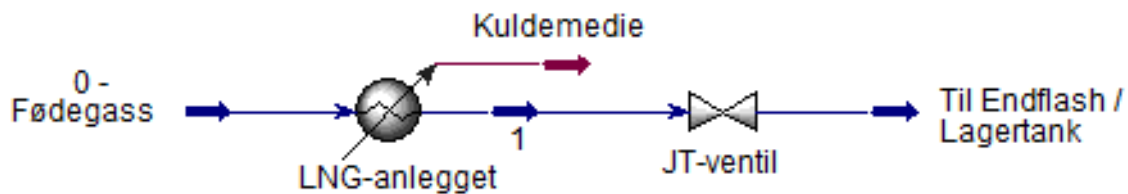
s_0 er entropi ved innløpet [kJ/(kgK)]

5.12.1 Beregning av kraftbehov til LNG-anlegget

For å finne kraftbehov til selve kondenseringsanlegget divideres den totale eksergiendringen for kondensering med eksergivirkningsgrad for LNG-anlegg. Eksergivirkningsgrad for LNG-anlegg er typisk i området 40 til 50 % (Vatani, et al., 2014).

Velger å være konservativ, og går for å benytte lav virkningsgrad. Eksergivirkningsgrad $\eta_{E_{kjølekretser}}$ for LNG-anlegget antas derfor å være 40 %.

Se Figur 5-10 for illustrasjon av kjølekretsen.

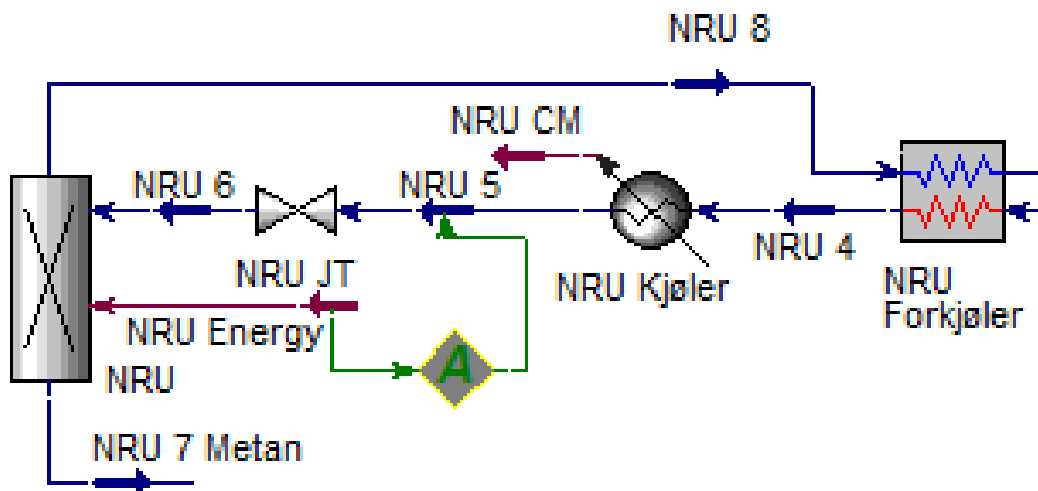


Figur 5-10 - Modellering av LNG-prosess. Eksergiforbruk måles ved hjelp av eksergiendring mellom punkt 0 og punkt 1.

5.12.2 Beregning av kraftbehov i NRU

Som en ser i Figur 5-11 er *NRU Kjøler* simulert som vanlig varmeveksler, og nødvendig kuldebehov i *NRU CM* må beregnes. Kjølekapasiteten kan komme fra samme kuldekretsene som kjøler LNG, eller et separat småskala kuldeanlegg. Store kondenseringsanlegg er generelt mer effektive enn små. Kuldebehovet som dekkes med *NRU CM* må gjøres om fra direkte kjøling til kompressorkraft, ettersom det er kompressorkraft pr mengde produsert LNG som sammenlignes i denne oppgaven.

Antar at en integrerer NRU med hovedprosessen, og får kjøling derfra. Antar videre at varmelekkasje i rør mellom kjølekretsene og NRU komposisjon gjør at vi får litt dårligere effektfaktor i NRU enn i kjøling av hovedprosessen. Totalt sett kan en derfor for enkelhets skyld anta at vi oppnår samme eksergivirkningsgrad på kjølingen i NRU som for LNGen om de benytter samme kondenseringsanlegg. Dette gir $\eta_{E_{Intern\ NRU}}$ på 0,4.



Figur 5-11 - Beregning av kraftbehov i NRU

Endring i eksergi for intern NRU beregnes over *NRU Kjøler*, og eksergiendringen finnes på samme måte som for kondenseringsanlegget til LNG med formel (3). T_{NRU5} , h_0 og s_0 finnes i *NRU 5* og h_1 og s_1 finnes i *NRU 6*. Formel (3) kan da skrives som

$$\Delta E_{NRU\ intern} = h_{NRU\ 6} - h_{NRU\ 5} - T_{NRU5}(s_{NRU\ 6} - s_{NRU\ 5}) \left[\frac{kJ}{kg} \right]$$

T_{NRU5} er i HYSYS [grader C], og må gjøres til [K] for bruk i Formel (3).

Se Figur 5-11 for illustrasjon av NRU.

5.12.3 Beregning av kraftbehov til ekstern NRU

For designet med kondensering av *BOG til ekstern NRU* vil i tillegg til intern NRU også ekstern småskala kjøleanlegg benyttes. Småskala NRU vil få dårligere effektfaktor enn om en integrerer kjølingen i hovedanlegget, og vi må beregne ny spesifikk energifaktor.

I et eksternt kondenseringsanlegg vil en som i *BOG til intern NRU* beregne effektforbruket via eksergiendring og eksergivirkningsgrad.

Et typisk småskala kondenseringsanlegg kan være basert på Brayton-prosess. Brayton kondenseringsanlegg med kapasitet i området 60 til 800 tonn pr døgn har typisk energibehov på 0,38 kWh/kg LNG (Wartsila, 2016), som kun omfatter kondensering av fødegassen. Dette er ca. 50 % høyere enn Lindes optimale energibehov på 0,25 kWh/kg LNG (Linde, 2013), som inkluderer forbehandling og håndtering av flashgass i NRU.

Produksjon på 800 tonn pr døgn tilsvarer massestrøm på ca. 33 000 kg pr time, og er innenfor nedre del av forventet massestrøm Båt-BOG funnet i kapittel 5.10. Antar et småskala LNG-anlegg, med tilstrekkelig produksjonskapasitet for massestrøm Båt-BOG vi måtte få i simuleringen, oppnår lik eller noe lavere spesifikt energibehov enn Wartsilas småskala kondenseringsanlegg.

Finner eksergivirkningsgrad for ekstern NRU med følgende formel:

$$\eta_{E_{ekstern\ NRU}} = \eta_{E_{intern\ NRU}} * \frac{W_{småskala}}{W_{storskala}} \quad (4)$$

Der

$\eta_{E_{ekstern\ NRU}}$ er eksergivirkningsgraden til ekstern NRU [-]

$\eta_{E_{intern\ NRU}}$ er eksergivirkningsgraden til intern NRU [-]

$W_{storskala}$ er spesifikk energibehov for storskala kondenseringsanlegg [kWh/kg LNG]

$W_{småskala}$ er spesifikk energibehov for småskala kondenseringsanlegg [kWh/kg LNG]

Med antatt eksergivirkningsgrad for intern NRU å være samme som for kondenseringsanlegget for LNG på 0,4, spesifikk energibehov lik Lindes og Wartsilas på henholdsvis 0,25 og 0,38 får vi av ligning (4) eksergivirkningsgrad for ekstern NRU, $\eta_{E_{Ekstern\ NRU}}$, på 0,26. Antar dette er noe lavt, og runder dette opp til 0,3.

Endring i eksergi for ekstern NRU beregnes over *ENRU Kjøler* og eksergiendringen finnes på samme måte som for kondenseringsanlegget til LNG med formel (3). h_0 og s_0 finnes i *ENRU 5* og h_1 og s_1 finnes i *ENRU 6*. Formel (3) kan da skrives som

$$\Delta E_{ENRU\ intern} = h_{ENRU\ 6} - h_{ENRU\ 5} - T_{ENRU5}(s_{ENRU\ 6} - s_{ENRU\ 5}) \left[\frac{kJ}{kg} \right]$$

T_{ENRU5} er i HYSYS [grader C], og må gjøres til [K] for bruk i Formel (3).

5.12.4 Totalt kraftbehov

Totalt kraftbehov til kjølesystemene som må være tilgjengelig finnes med følgende ligning:

$$W_{kjølesystem} = W_c = W_{LNG} + W_{Intern\ NRU} + W_{Ekstern\ NRU} \quad (5)$$

Som igjen kan skrives som

$$W_c = \frac{\Delta E_{kjølekretser} * \dot{m}_{føddegass}}{\eta_{E_{kjølekretser}}} + \frac{\Delta E_{Intern} * \dot{m}_{intern}}{\eta_{E_{Intern\ NRU}}} + \frac{\Delta E_{Ekstern} * \dot{m}_{ekstern}}{\eta_{E_{Ekstern\ NRU}}} \quad (6)$$

Der

W_c er effekt forbrukt av kjølesystemene til LNG-anlegget [kW]

$\Delta E_{kjølekretser}$ er eksergiendring i kjølekretsene [kJ]

$\eta_{E_{kjølekretser}}$ er eksergivirkningsgrad for kjølekretsene [-]

$\dot{m}_{føddegass}$ er massestrøm føddegass, målt i *Rør 1* [kg/s]

ΔE_{Intern} er eksergiendring i Intern NRU [kJ]

$\eta_{E_{Intern\ NRU}}$ er eksergivirkningsgrad for Ekstern NRU [-]

\dot{m}_{intern} er massestrøm til intern NRU, målt i *NRU 4* [kg/s]

$\Delta E_{Ekstern\ NRU}$ er eksergiendring i Ekstern NRU [kJ]

$\eta_{E_{Ekstern\ NRU}}$ er eksergivirkningsgrad for Ekstern NRU [-]

$\dot{m}_{ekstern}$ er massestrøm til ekstern NRU, målt i *ENRU 1* [kg/s]

I tillegg til kraft til kjølesystemene kan det være kompressorer og pumper som også bruker strøm utenom kondenseringsanlegget. Disse må tas med i total kraft som må være tilgjengelig til LNG-anlegget.

Totalt kraftbehov til LNG-anlegget blir da

$$W_{LNG-Anlegg} = W_c + W_{comp} + W_{pump} + W_{utility} - W_{turbin} \quad (7)$$

Der

$W_{LNG-Anlegg}$ er total effekt forbrukt av LNG-anlegget, og effekten som må forsynes av gassturbinene

W_c er effekt forbrukt av kjølesystemene til LNG-anlegget

W_{comp} er effekt forbrukt av kompressorene i LNG-anlegget, bortsett fra de som er en del av kjølesystemene

W_{pump} er effekt forbrukt av pumpene i LNG-anlegget, som LNG-eksportpumpe og lastepumpe

$W_{utility}$ er effekt til hjelpesystemer. Dette blir antatt å være 15 MW

W_{turbin} er effekt levert av turbin ved trykkavlastning

Ved beregning av kraftbehov under normal drift antas utility å fortsatt ha forbruk på 15 MW. LNG-lastepumpe er ikke i bruk under normal drift, og tas ikke med i totalt forbruk.

5.13 CO₂-utslipp

Det er to potensielle kilder til CO₂-utslipp i modellen, gassturbin og fakkell. Begge blir simulert med fullstendig forbrenning, så det ikke produseres CO. Dette gir ikke helt realistisk bilde, men vil samtidig være tilstrekkelig for å gi et sammenlignbart bilde av utslippene fra de ulike lavtrykksgasshåndteringsløsningene.

For sammenligning mellom ulike driftscenarier med de ulike løsningene for håndtering av lavtrykksgass ser vi nærmere på CO₂-utslipp for selve hovedprosessen med tilleggsutslipp for de ulike løsningene med og uten lasting av båt. CO₂-utslipp måles i tonn CO₂ pr time, samt totalt utslipp pr år.

Følgende verdier måles for sammenligning:

$\dot{m}_{CO_2 ND}$ Utslipp knyttet til normal drift, uten båt tilstede. Kilder til lavtrykksgass er end flash og tank-BOG.

$\dot{m}_{CO_2 BL}$ Utslipp knyttet til drift hvor en i tillegg til utslippene fra normal drift også må ta hensyn til båt-BOG.

Styrende for utslippene er kraftbehov ved de ulike løsningene. Kraftbehov fra for eksempel kompressorer plusses direkte på totalt kraftbehov, for så å se på utslippet fra gassturbinene ved produksjon av nødvendig kraft.

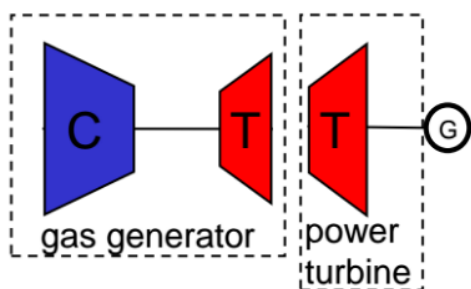
Det måles i HYSYS kun CO₂-utslipp ved lavtrykksgass som fyrgass og forbrenning i fakkell. En må i tillegg til dette ha utslipp fra fyrgass fra fødegass. Det antas at CO₂-utslipp ved forbrenning av lavtrykksgass og fødegass er tilnærmet like. Da kan en beregne hvor mye CO₂ som slippes ut pr produsert MW, og deretter multiplisere med kraftbehov som ikke dekkes av lavtrykksgass.

Ettersom fødegassen inneholder etan vil dette også bli med til fyrgassen. Forbrenning av etan gir høyere CO₂-utslipp enn metan. Det antas likevel at forskjellene er såpass små at de er neglisjerbare.

5.14 Gassturbin

Tradisjonelt har den mest brukte turbintypen i LNG-anlegg vært industiturbiner. På nyere LNG-anlegg brukes det derimot oftere og oftere aeroderiverte, ettersom de er inntil 25 % mer effektive enn industiturbiner (Mokhatab, et al., 2014). Typiske gassturbinvirkningsgrader er 38 til 45 % for aeroderivert og 30 til 33 % for industrielle gassturbiner.

Industiturbiner er typisk en-akslet, med brennkammer på typisk 15-20 bar. De krever typisk lite vedlikehold. Aeroderiverte gassturbiner er typisk to-akslet, med brennkammer på 30 til 50 bar. Disse krever mye vedlikehold, med blant annet jevnlig vannvask. Se Figur 5-12 for illustrasjon av aeroderivert turbin.



Figur 5-12 -Prinsipp Aeroderivert gassturbin. Den kraftgenererende delen har egen aksling, skilt fra akslingen til gassturbinene. Kilde: (Bolland, 2014)

Turbiner kan være koblet direkte på akslingen til utstyret de skal drive, såkalt direkte-dreven kompressor. Alternativt kan en si at kompressoren har mekanisk drift. Direktedrevne kompressorer har typisk fast turtall. Eventuelt kan turbinen drive en generator, som leverer elektrisk kraft distribuert på lokalt strømnnett for LNG-anlegget. Alternativt kan en si at kompressoren har elektrisk drift. Kompressoren drives av en elektromotor, som får kraft fra lokalt strømnnett for LNG-anlegget.

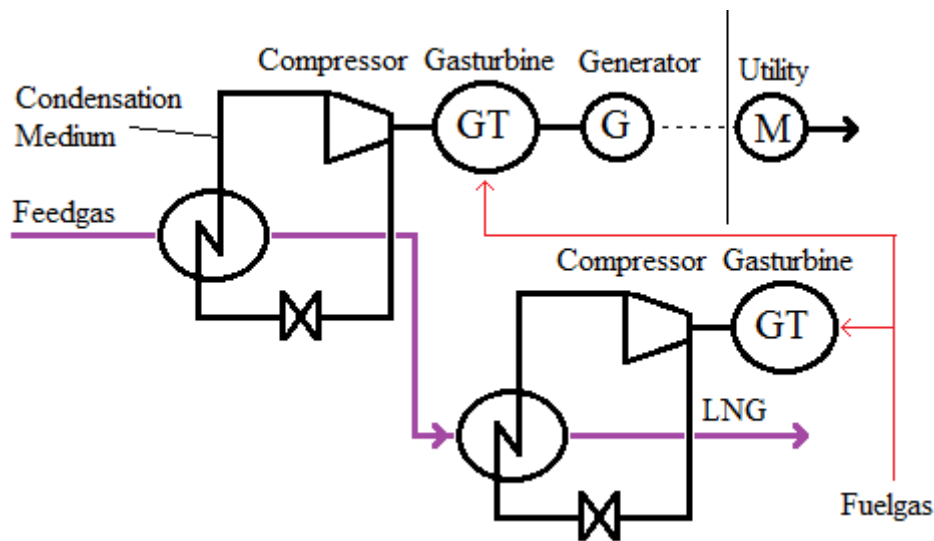
Mekanisk drift gir mindre komponenter, som igjen gjør systemet lettere å operere og mindre feilkilder. Samtidig blir en mer låst til bestemt effekt og turtall.

Ved elektrisk drift, får en flere komponenter, men får også mer fleksibilitet i driften. Dersom elektromotoren som driver kompressoren typisk har variabelt turtall er det enkelt å gjøre endringer for mer effektiv drift, typisk i området 50 til 105 % av design. En kan også tilpasse driftsparameterne for å passe dagens situasjon, avhengig av hva det nå måtte være. Samtidig gir flere komponenter og valgfrihet typisk større sannsynlighet for feil, samt høyere investeringskostnad.

Antar at en ved nybygg vil velge en turbin med lavt CO₂-utslipp og høy fleksibilitet. Antar for at gassturbinen som benyttes er aeroderivert, ettersom det er den typen med høyest virkningsgrad. Samtidig har aeroderiverte ofte mulighet til å gå på variabel hastighet, noe som gir fleksibilitet til å drifte effektivt i ulike driftssituasjoner.

Det antas at hjelpesystemer og oppstrøms prosessering har forbruk på 15 MW. Denne kraften leveres av en generator som er drives av gassturbin. Generatoren distribuerer strøm

til internt kraftnett, og kan levere strøm til forbrukere som for eksempel mindre pumper og annet utstyr som er for smått til å være direktdrevne. Se Figur 5-13 for illustrasjon.



Figur 5-13 - Illustrasjon av kraftproduksjon. Store kompressorer er direktdrevne, mens hjelpesystemer drives av elektromotorer.

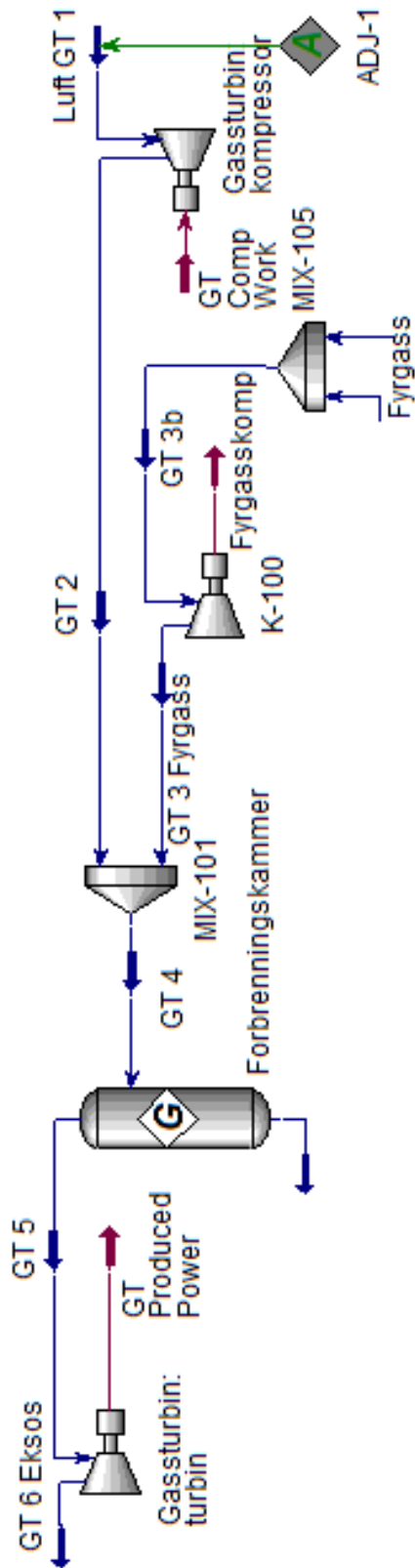
Gassturbin er simulert ved hjelp av kompressor, Gibbsreaktor og turbin. Se Figur 5-14 for illustrasjon. Antar at gassturbinene driver kompressor direkte. Kraft til hjelpesystemer legges til i totalt kraftbehov for LNG-anlegget. Det vil si at kraft til hjelpesystemer ikke er en del av selve simuleringen, men legges til i etterkant.

Simulering av gassturbin utføres for å ha en modell som kan vise energipotensialet i BOG, samt vise CO₂-utslipp. Utslipp av CO og NO_x er ikke en faktor som måles i denne oppgaven, så velger derfor å anta at det ikke produseres CO og NO_x ved forbrenning. I en reell forbrenningsprosess vil man måtte ta hensyn til produksjon av dette.

I simuleringen blir fygass ved behov komprimert til forbrenningstrykk, som for aeroderiverte gassturbiner er typisk mellom 30 og 50 bar. Har valgt å bruke 40 bar i dette tilfellet. Luft til forbrenning komprimeres i separat kompressor til 40 bar. Luft og BOG blandes, og går til Gibbsreaktoren for forbrenning.

Aeroderiverte gassturbiner er typisk toakslet, der kompressor drives av en egen turbin på den ene akselen, og den kraftproduserende turbinen står på egen akse. Simuleringen gjort i HYSYS ligner derimot mer på en industriturbin, dette for enkelhets skyld.

Vi vil ved bruk av Gibbsreaktor ikke direkte kunne styre temperaturen forbrenningen skjer under. En kan endre på tilført luftmengde, og på den måten få økt temperatur med mindre luftmengde.



Figur 5-14 – Simulering av gassturbin i HYSYS

At vi ikke direkte kan styre temperaturen gjør at en ikke har mulighet til å påvirke produksjon av CO og NO_x, som begge er temperaturavhengige prosesser. Ettersom vi i denne rapporten ser bort i fra CO og NO_x vil imidlertid ikke dette påvirke resultatene. Vi får uansett fullstendig forbrenning, og tallfestet produksjon av CO₂.

Forbrenning vil ved 15 mol% overskuddsoksygen i eksosen skje på rundt 1242 ° C, som er midt i forbrenningstemperaturområdet for gassturbiner på typisk 1100 til 1400 ° C. Luftmengden styres av en kontroller som regulerer massestrøm luft mot settpunkt på 15 mol% oksygen i eksosen.

Turbinen er antatt å ha virkningsgrad på ca. 40 %, som er midt i det typiske området for gassturbinvirkningsgrader på 38 til 45 % for aeroderivert gassturbin. Virkningsgrad finnes i HYSYS ved å dividere differansen mellom produsert effekt i turbinen og forbruk effekt i luftkompressoren på potensiell effekt i tilført fyrgass, som vist i ligning (8).

$$\eta_{gassturbin} = \frac{(W_{GT\ Produced\ power} - W_{GT\ Comp\ Work})}{\dot{m}_{fyrgass} * LHV_{fyrgass}} \quad (8)$$

Der

$\eta_{gassturbin}$	er virkningsgraden til gassturbinen
$W_{GT\ Produced\ power}$	er produsert effekt i turbindelen av gassturbinen
$W_{GT\ Comp\ Work}$	er forbruk effekt i kompressordelen av gassturbinen
$\dot{m}_{fyrgass}$	er massestrøm fyrgass tilført gassturbinen
$LHV_{fyrgass}$	er Lower Heating Value for tilført fyrgass

Turbindelen av gassturbinen blir simulert med polytropisk virkningsgrad på 90 % og kompressordelen av gassturbinen blir simulert med polytropisk virkningsgrad på 85 %. LVH ble beregnet i HYSYS. Ved bruk av resultater fra HYSYS i ligning (8) får en for alle simuleringer virkningsgrad på 40 %.

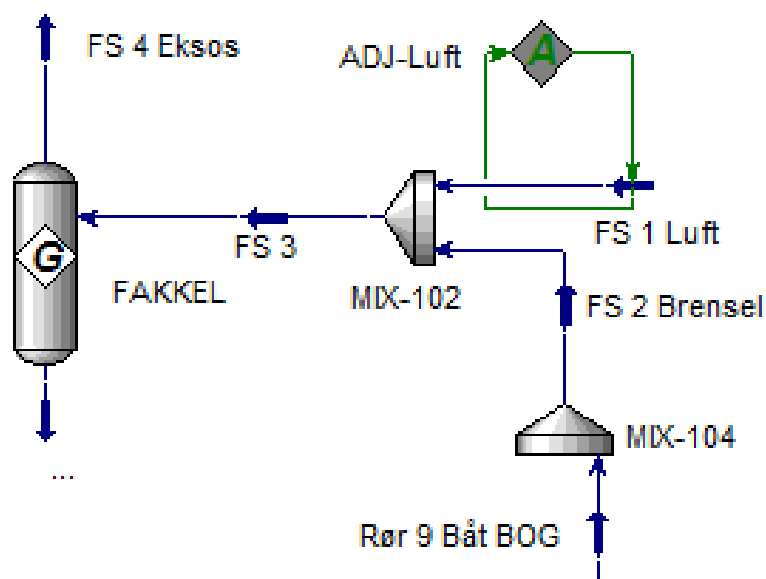
Virkningsgrad på 40 % i aeroderivert turbin kan være for eksempel en LM6000 (GE, 2017). LM6000 har virkningsgrad på 40,8 %, og kan produsere ca. 42 MW. Vil ved beregning av kraftbehov ikke balansere produksjon å så det stemmer eksakt med antall gassturbiner. Det vil bli oppgitt hvor mye kraft en trenger for gitt produksjon, og en må justere produksjonen så den stemmer med tilgjengelig kraft når en har valgt gassturbin.

5.15 Fakkell

Fakkell er simulert ved hjelp av en gibbsreaktor. Gibbsreaktoren gir fullstendig forbrenning av BOGen sammen med st kiometrisk luftmengde, og vi får en sammenlignbar mengde CO₂ etter forbrenningen. Luft er for enkelhets skyld satt til å  re 21 % O₂ og 79 % N₂

Tar for enkelhets skyld ikke hensyn til temperaturer og produksjon av NO_x og CO. Hensikten med simuleringen er å få et sammenlignbart tall for produsert CO₂ i forbrenningen.

Luftmengden reguleres av en kontroller *ADJ-Luft* som regulerer massestrøm luft mot oksygenkonsentrasjonen i eksos med settpunkt 2 % O₂. Ettersom vi kun er ute etter CO₂-utslipp har ikke virkningsgrad noe å si på forbrenningen, så oksygenmengden i eksos er kun satt for å muliggjøre fullstendig forbrenning. Antar fullstendig forbrenning, og at det ikke produseres CO og NO_x.



Figur 5-15 – Simulering av fakkell

Fakkelsystem er i utgangspunktet kun for å håndtere overskuddsgass en ikke kan prosessere, da typisk ved uforutsette hendelser som ulykker eller tripp. I simuleringen er det derfor kun Båt-BOG som går til fakkell, og da kun i Basecase.

I Basecase kommer brensel fra Båt via *Rør 9 Båt-BOG*, og går til fakkell via *FS2 Brensel*. Dette er vist i Figur 5-15. Det blandes med luft i *FS 1 Luft*, og forbrennes i *FAKKEL*. Eksos går til atmosfære via *FS 4 Eksos*. Linjen med v skeprodukt i *FAKKEL* er ikke i bruk.

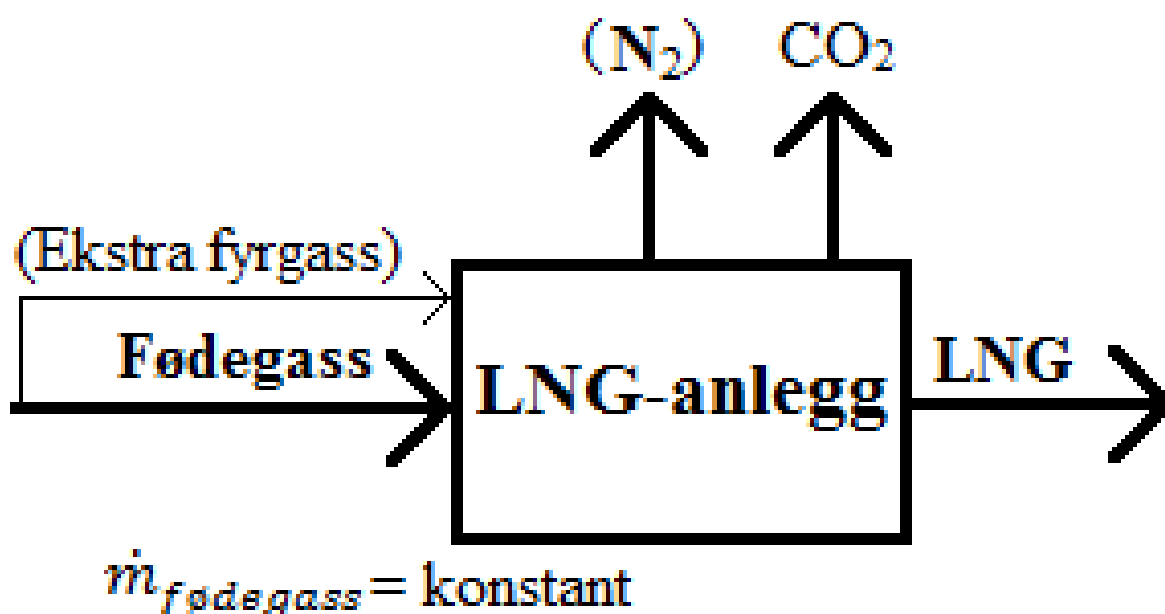
Det antas at fakkellkapasiteten er såpass stor at mengden produsert BOG ikke overstiger kapasiteten i fakkelsystemet.

6. Vurderingskriterier for analyse av prosessløsninger

For å kunne vurdere ulike løsninger for håndtering av lavtrykksgass opp mot hverandre er det satt opp vurderingskriterier. Kriteriene vurderer energibehov og produksjonskapasitet, CO₂-utslipp, investeringskostnad og kompleksitet i drift. Vurderingen blir utført i kapittel 9.

Analysen omfatter et potensielt scenario hvor det skal bygges et helt nytt anlegg. LNG-anlegget har Medium fødegass, tilgang på kjølevann ved 10 grader C, og planlagt massestrøm fødegass på 550 tonn pr time. Kraft må produseres i gassturbiner på anlegget, det er ikke anledning til å importere kraft. Fyrgass til gassturbinene er enten lavtrykksgass eller fødegass oppstrøms kondenseringsanlegget.

Det nye anlegget har få begrensninger med tanke på design, og håndtering av lavtrykksgass kan velges fritt. Det vurderes å bruke direktedrevne aeroderiverte kompressorer som drives av gassturbiner. Gassturbinen driver også generator distribuerer kraft via strømnnett internt på LNG-anlegget til mindre forbrukere. Disse er definert som hjelpesystemer, og har antatt kraftbehov på 15 MW.



Figur 6-1- Netto massestrømmer LNG-anlegg. Massestrøm fødegass er konstant for alle simuleringer. Produsert LNG og CO₂-utslipp varierer med hvilken løsning en velger for håndtering av lavtrykksgass. Massestrøm nitrogen er null for løsninger uten NRU.

Som en kan se av Figur 6-1 tilføres kun fødegass til systemet. Massestrøm fødegass, altså fødegass som kondenseres for å bli LNG, holdes konstant for alle simuleringer. Ved behov tilføres ekstra fyrgass. All håndtering av lavtrykksgass skjer inni systemgrensene for LNG-anlegg i figuren. Produktet fra LNG-anlegget er LNG, som går til LNG-båt. I tillegg slippes det ut CO₂. Dersom den analyserte løsningen har NRU vil det også være nitrogenutslipp.

6.1 Beregning av energibehov og produksjonskapasitet

Energibehov er en viktig faktor for produksjonskapasitet. En har typisk begrenset tilgang på energi, og høyt energibehov gir da lav produksjonskapasitet. Som oftest har produksjonsanlegget egne gassturbiner med begrenset kapasitet. Det er derfor ønskelig å ha så lavt energibehov som mulig, slik at en kan produsere mest mulig.

Kompressorkraft tilføres via direkte-drevne kompressorer for hovedkomponentene, mens mindre forbrukere forsynes fra internt strømmnett ved bruk av elektromotorer. Med strømmnett får en fordelt strømmen til forbrukerne som trenger det, mens med direkte-dreven har en kun tilgang på kraften gitt fra turbinen. Dette gir begrensninger med tanke på endring av produksjon, og kan være en flaskehals. Tradisjonelt er den mest brukte løsningen direkte-drevne industriturbiner, mens nye prosjekter typisk bruker direkte-drevne aeroderiverte turbiner.

De ulike designene vurderes basert på energibehov og produksjonskapasitet med eksergivitetsgrad. Produksjonskapasitet beregnes ved at en antar at en har konstant fødestrøm på 550 tonn pr time tilgjengelig, og ser hvor stor produksjon en kan oppnå med de ulike lavtrykksgass-designene. En ser også på hvordan håndtering av lavtrykksgass fra båtlasting påvirker normal produksjon. Totalt sett vurderes de ulike designene mot total årsproduksjon LNG.

Energibehov måles i spesifikt energibehov, kWh per kilo produsert LNG. Spesifikt energibehov beregnes av totalt kraftbehov dividert på produsert LNG. Totalt kraftbehov beregnes ved å ta forbruket til alle kjølekomponenter og roterende utstyr i forbindelse med håndtering av lavtrykksgass, hjelpesystemer, samt kjølebehov fra kondenseringsprosessen for LNG. Produsert LNG er i simuleringen i HYSYS *Rør 6b*, massestrøm nedstrøms lagertank. I løsningen med Lavtrykksgass til Ekstern NRU legges i tillegg returnert LNG fra Ekstern NRU, målt i *ENRU 7*, også med i total produsert LNG.

Netto kraftbehov beregnes for hver løsning. Deretter blir det vurdert hvor mange turbiner en teoretisk må ha, basert på at det brukes LM6000 med kapasitet på 42 MW. Det blir ikke foretatt analyse av hvordan systemet skal settes opp med kompressordrivere, da dette er avansert og tidkrevende.

6.2 CO₂-utslipp

CO₂-utslipp beregnes ved å se på produsert CO₂ i de ulike prosessløsningene. Det vil si produsert i gassturbin og fakkell. Noen prosessløsninger har ikke gassturbin som en integrert del, samtidig kan det være at den løsningsspesifikke gassturbinen ikke får tilstrekkelig fyrgass til å dekke kraftbehovet til LNG-anlegget. Derfor må det i tillegg tas med CO₂-utslipp fra gassturbiner som produserer tilstrekkelig kraft. BOG-håndteringsløsninger som genererer effekt med BOG til gassturbin vil få mindre behov fra gasskraftverket.

Det er ikke gjort simuleringer som balanserer forbrukt kraft med tilgjengelig kraft. Dette betyr at netto kraft kan bli positiv eller negativ. For å balansere kraftbehovet blir det ved negativ kraftbehov hentet fyrgass fra fødegass. For å få med CO₂-utslipp fra ekstra fyrgass i det totale utslippet er det beregnet hvor stort CO₂-utslipp pr produsert effekt enhet. Dette er gjort ved å dividere totalt CO₂-utslipp fra løsningsspesifikk gassturbin med produsert effekt i løsningsspesifikk gassturbin. Enheten blir da tonn CO₂ pr produsert MW.

CO₂-utslipp måles først som totalt utslipp direkte fra det aktuelle designet. Deretter deles utslipp på massestrøm produsert LNG fra lagertank, målt i *Rør 6b*. Vil da få et uttrykk for CO₂-utslipp pr produsert enhet LNG. Dette gjøres for båtlasting og normal drift. Til slutt beregnes totalt CO₂-utslipp pr år som divideres med total årsproduksjon LNG.

Typisk ligger CO₂-utslipp for LNG i området 100 kg/tonn LNG til 300 kg/tonn LNG. (Antweiler, 2014).

6.3 Investeringskostnad

Investeringskostnad og tilbakebetalingstid for ulike komponenter har ofte en avgjørende rolle når nye investeringer skal gjøres. Generelt er prosessindustri konservative, og velger typisk gamle velprøvde løsninger når et nytt anlegg skal bygges. Nye prosessløsninger innebærer ofte høy risiko for feil og høye investeringskostnader, noe en ønsker å unngå så langt det lar seg gjøre.

Det er ikke funnet oversikt over investeringskostnader for ulike LNG-anlegg, så vurdering av investeringskostnad blir basert på antakelser. Investeringskostnad blir sammenlignet ved at løsningene får vurderingen høy, medium eller lav investeringskostnad.

6.4 Kompleksitet i drift

Ulike prosessløsninger kan ha ulik kompleksitet, både i oppstart og drift. I utgangspunktet skal energieffektivitet, CO₂-utslipp og investeringskostnad få styre hvilken løsning som velges. Om det derimot står likt mellom to design skal kompleksitet få avgjørende rolle, sånn at de minst komplekse blir favorisert.

Det er ikke funnet oversikt over kompleksitet i drift for ulike LNG-anlegg, så vurdering av kompleksitet i drift blir basert på antakelser og personlige erfaringer fra operasjonell drift av prosessanlegg.

Ved vurdering av kompleksitet blir det analysert hvor vanskelig systemet er å operere, samt påvirkning ved eventuelle driftsforstyrrelser. Med driftsforstyrrelser menes her svingninger i massestrøm lavtrykksgass.

Kompleksitet i drift blir sammenlignet ved at løsningene får vurderingen høy, medium eller lav kompleksitet. Det mest gunstige er lav kompleksitet.

7. Foranalyse – Nitrogens påvirkning av prosessen

Før arbeidet med å analysere håndtering av lavtrykksgass ble det utført en analyse av hvordan nitrogen påvirker de ulike delene av prosessen. Dette for å bedre forstå nitrogens påvirkning av JT-kjøling, inversjonstemperatur, produksjon av lavtrykksgass og når en må ha ulike End Flash -systemer.

7.1 Hvordan påvirker nitrogen produksjon av lavtrykksgass?

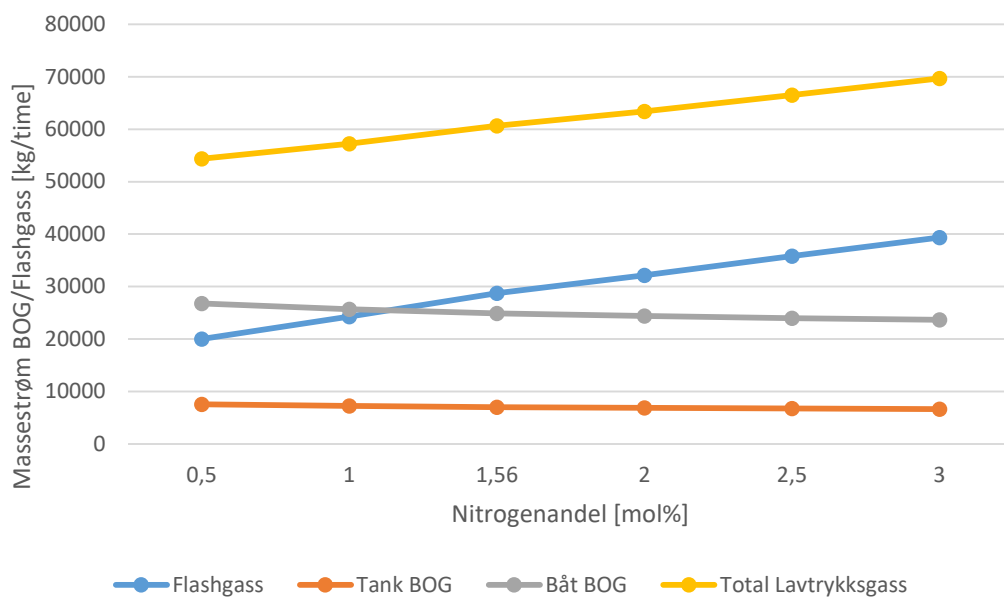
Det er gjennomført en analyse av hvordan ulike konsentrasjoner av nitrogen påvirker produksjon av lavtrykksgass. Det er gjennomført analyse med utgangspunkt i Rich LNG, som har nitrogenandel på 1,56 mol %.

Nitrogenkonsentrasjonen ble endret ved å først spesifisere komposisjonen til Rich LNG i HYSYS, og så endre verdien til nitrogen. Ved bruk av nitrogenkonsentrasjon 1,56 % får en utgangspunktet for Rich LNG, og summen av komponentene blir 1. Ved bruk av nitrogenkonsentrasjon 0,5 % vil derimot summen av komponentene bli 98,94 %, og HYSYS normaliserer komposisjonene. Ved bruk av 3 % får en 101,44, og HYSYS normaliserer. I praksis får en følgende komposisjon:

Tabell 7-1 - Analyse av påvirkningen ulik nitrogenkonsentrasjon har på produksjon av lavtrykksgass. Her er det vist hvordan en har justert nitrogenkonsentrasjonen

[mol%]	Rich LNG				
Nitrogen	Lav	Normalisert Lav	Medium	Høy	Normalisert Høy
C ₁	86,39	87,32	86,39	86,39	85,16
C ₂	8,34	8,43	8,34	8,34	8,22
C ₃	2,51	2,54	2,51	2,51	2,47
C ₄	1,2	1,21	1,2	1,2	1,18
C ₅	0	0,00	0	0	0,00
N ₂	0,5	0,51	1,56	3	2,96
SUM	98,94	100	100	101,44	100

Først analyseres massestrøm lavtrykksgass i et system med Enkel End Flash, hvor trykkavlastning ble gjort med turbin. Se Figur 8-4 for illustrasjon.



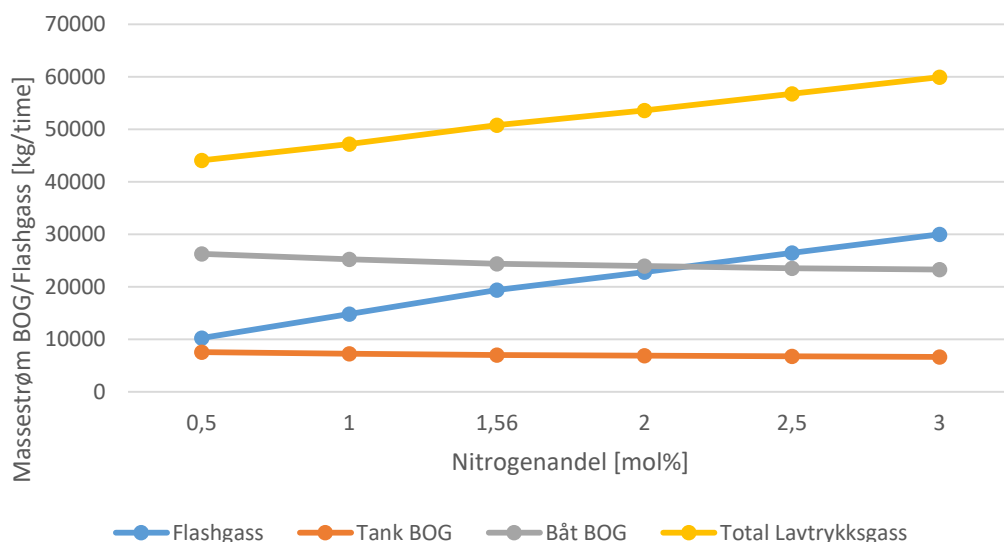
Figur 7-1 - Massestrøm BOG ved ulike nitrogenkonsentrasjoner i Rich LNG ved bruk av JT-ventil og enkel end flash. Massestrøm flashgass er stigende med økt nitrogenandel, mens Tank-BOG og Båt-BOG er mer eller mindre konstante. Merk at nitrogeninnholdet i LNG også stiger, dette omtales i kapittel 7.3.

Analysen viste at den største påvirkningen på massestrøm lavtrykkgass ved bruk av JT-ventil skjedde i End Flash. Massestrøm Flashgass økte fra ca. 20 000 kg pr time ved nitrogenandel på 0,5 % til 40 000 kg pr time ved nitrogenandel på 3 %.

Som en kan se av Figur 7-1 er massestrøm Tank-BOG mer eller mindre konstant, og er på 7600 kg pr time ved nitrogenandel på 0,5 og 6700 kg pr time ved nitrogenandel på 3 %. Dette tilsvarer en reduksjon av massestrøm Tank-BOG på 12 % ved økt nitrogenkonsentrasjon. Dette skyldes at all flash i lagertank skyldes varmelekkasje, og varmelekkasjen til lagertank er konstant og ikke avhengig av nitrogeninnhold. Samtidig gjør den økte nitrogenandelen at en større andel av lavtrykkgassen fordampes allerede i end-flash, og igjen gjør at mengden tank-BOG blir mindre.

Massestrøm Båt-BOG er også mer eller mindre konstant, og er på 26700 kg pr time ved 0,5 % og 23200 kg pr time ved 3 %. Dette tilsvarer reduksjon på 13 %. Årsaken til reduksjon i massestrøm Båt-BOG ved økende andel nitrogen er samme som for Tank-BOG, mer av fordampingen skjer i End Flash grunnet lavere kokepunkt for nitrogen.

Samtidig ser en at total massestrøm lavtrykkgass øker med økende nitrogenandel. Dette skyldes at kokepunktet for LNG senkes med økende nitrogenandel. Ettersom temperaturen på LNG, målt i Rør 2, samt trykk i End Flash holdes konstant bidrar dette til økt fordamping, og dermed mer lavtrykkgass.



Figur 7-2 - Massestrøm BOG ved ulike nitrogenkonsentrasjoner på Rich LNG ved bruk av turbin og enkel flash.

I analysen ble det forsøkt å bytte ut JT-ventilen med en turbin. Analysen viste at massestrøm Flashgass ble redusert til 10 000 kg pr time ved 0,5 % nitrogenandel, en halvering i forhold til med JT-ventil. Det samme gjelder ved 3 % nitrogenandel, hvor massestrøm ble redusert til 30 000. Årsaken til dette er at turbinen tar ut energi fra mediet, og dermed gir i området 0,1 til 1 grad lavere temperatur etter trykkavlastningen enn med JT-ventil. Samtidig gir en lik økning nitrogen samme effekten, som igjen forklarer at økningen på 20 000 kg pr time ved økning fra 0,5 til 3 % nitrogen.

For tank-BOG er derimot ikke reduksjonen av massestrøm like stor ved bruk av turbin som ved JT-ventil. Her holdes massestrømmen på 7600 kg pr time ved 0,5 % nitrogen, som er samme som ved bruk av JT-ventil. Det samme gjelder ved 3 % nitrogen, hvor massestrøm fortsatt er på 7600 kg pr time.

Båt-BOG ved bruk av turbin er også tilnærmet lik med JT-ventil. Dette betyr at den største påvirkningen skjer i end flash. Totalt sett er mengden lavtrykkgass lavere ved bruk av turbin enn med JT-ventil, noe som skyldes at en oppnår lavere temperatur ved bruk av turbin. Dette gir igjen at en kommer lavere under kokepunktet, mindre som fordamper, og dermed lavere massestrøm lavtrykkgass.

Ved bruk av Avansert End Flash får en samme mønsteret, men noe større massestrøm Flash Gass og noe lavere massestrøm Båt-BOG og Tank-BOG. Dette skyldes at Avansert End Flash generelt gir større massestrøm Flashgass grunnet kokeren oppstrøms End Flash. Se kapittel 8.1.1 for detaljer.

Ved simulering med Lean og Medium LNG fikk en samme mønsteret, men noe større massestrøm. Dette fordi mediene har lavere kokepunkt enn Rich LNG.

Totalt sett er forskjellene på massestrøm lavtrykkgass ved bruk av JT-ventil og turbin er med andre ord som forventet i kapittel 4.1.2.

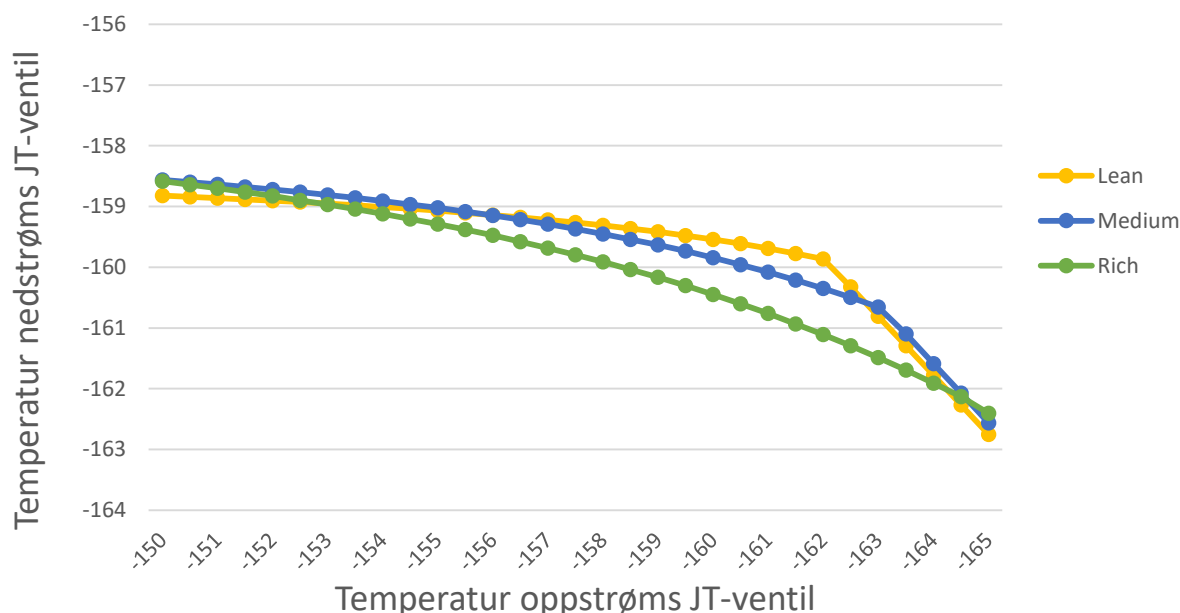
7.2 Hvordan påvirker nitrogen inversjonstemperaturen?

Ved simulering i HYSYS med modellen fra kapittel 5.5.1 ble inversjonstemperaturen analysert.

Det ble simulert med flere variasjoner. Blant annet med

- ulik konsentrasjon på LNG
- ulikt trykk i Rør 2 med fast trykk i Rør 3
- ulikt trykk i Rør 3 med fast trykk i Rør 2
- ulik nitrogenkonsentrasjon og ulik temperatur i Rør 3 med fast trykk i Rør 2 og Rør 3

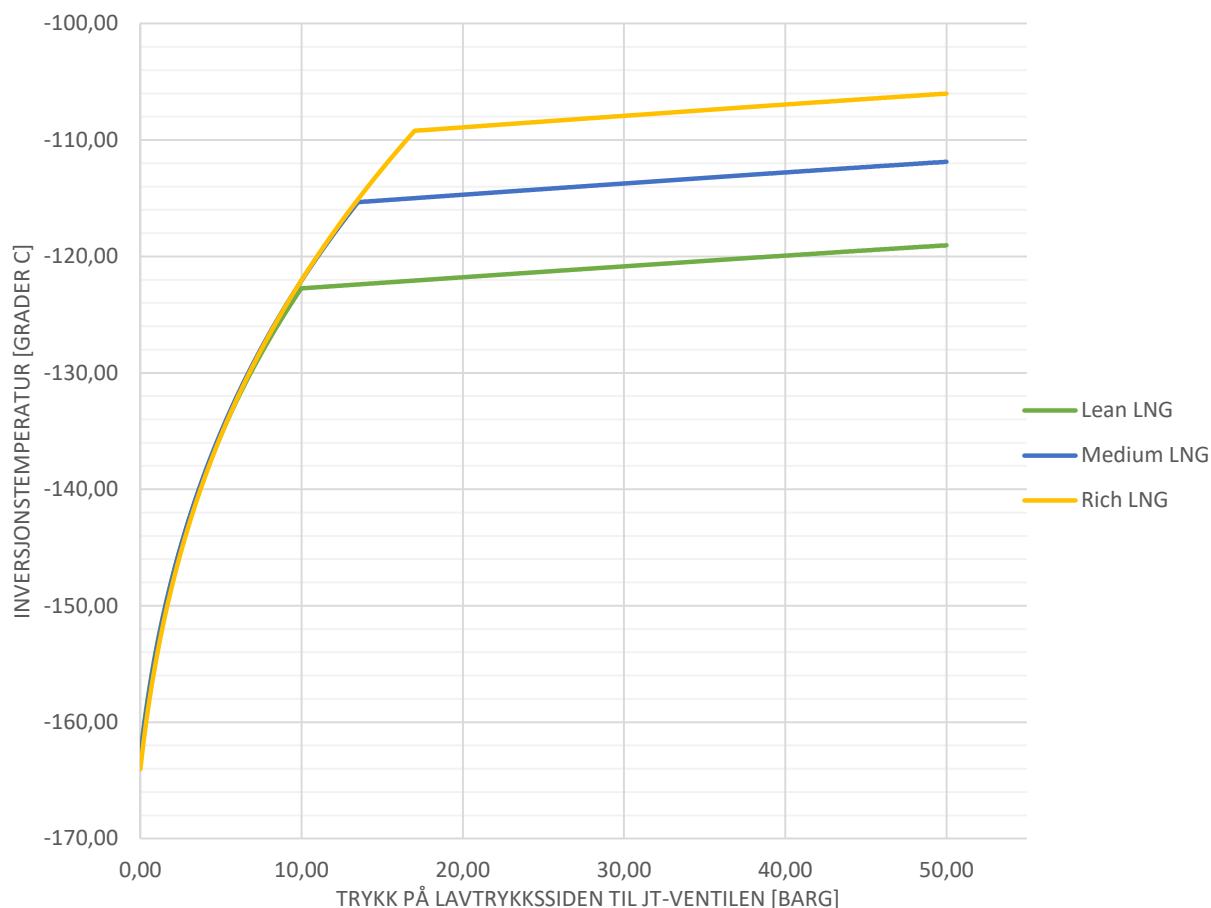
Resultatene viser at LNG-produksjon foregår i nærhet til inversjonstemperaturen, men at komposisjonene benyttet i denne analysen ikke går under inversjonstemperaturen med prosessbetingelsene brukt. Ved endring av driftsparameter kan en komme under inversjonstemperaturen, det vil si negativ JT-koeffisient.



Figur 7-3 - Temperatur etter trykkavlastning fra 60 bar til End Flash- trykk på 0,25 barg over JT-ventil. Som en ser får en ved trykkavlastning til 0,25 barg inversjonstemperatur i området -159,5 til -161 grader C.

Ved simulering med de valgte komposisjonene på fødegass, hvor undersøkte lavtrykkstemperatur på LNG etter JT ved trykkavlastning fra 60 barg til 0,25 barg, ble det observert krysning av inversjonstemperaturen i området -159,5 til -161 grader C. Som en kan se i Figur 7-3, får en høyere temperatur i Rør 3 nedstrøms JT-ventil enn oppstrøms i Rør 2 når en kommer i området -159,5 til -161 grader C, det vil si negativ JT-koeffisient.

Inversjonstemperaturen varierer etter komposisjonen til mediet, der kokepunktet til de ulike komposisjonene er med på å påvirke inversjonstemperaturen. Det kan i utgangspunktet se ut som høy andel tunge hydrokarboner gir lavere inversjonstemperatur. Om vi tar et større trykkområde enn i Figur 7-3 får en derimot et annet inntrykk, se Figur 7-4.



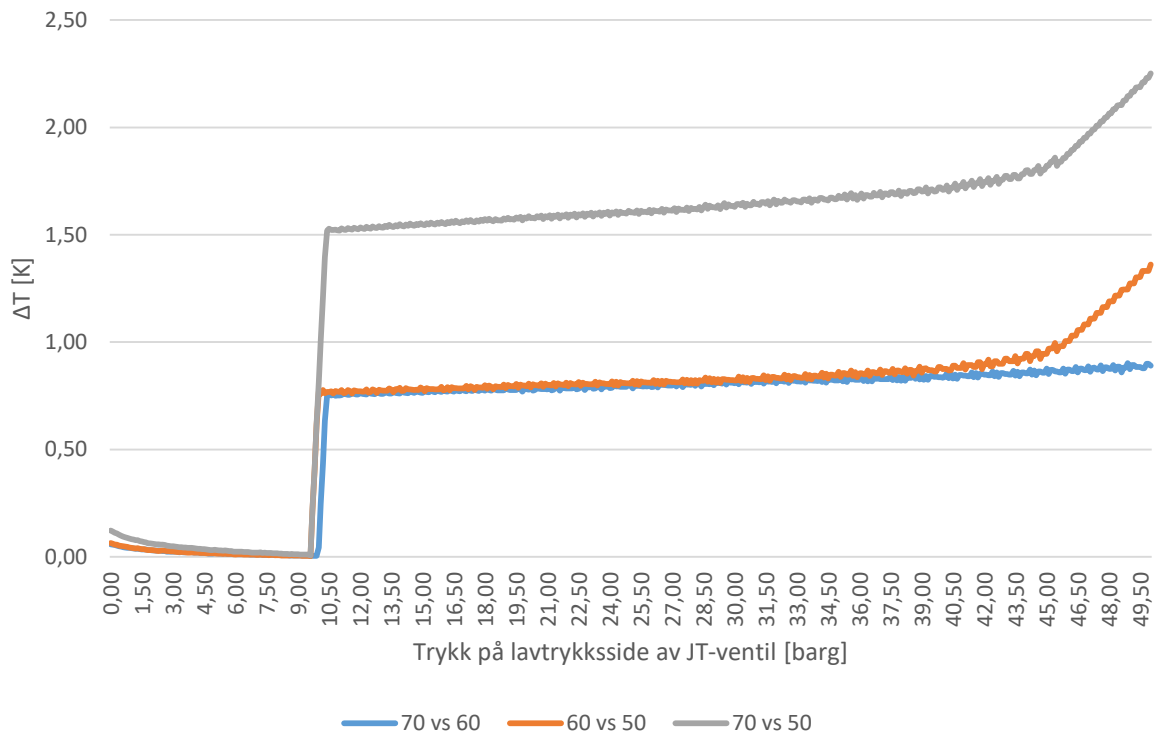
Figur 7-4 - Inversjonstemperatur på ulik LNG når en trykkavlaster fra 60 bar. X-aksen viser trykket på lavtrykkssiden av JT-ventilen, mens Y-aksen viser inversjonstemperaturen. Knekken i kurven oppstår når temperaturen kommer under kokepunktet til mediet. Merk at til venstre for knekken er blandingen gass-væske, mens til høyre for knekken er mediet kun gass.

Som en ser i Figur 7-4 ser det ut som Rich LNG har høyest inversjonstemperatur av de tre analyserte. Dette kommer av at Rich LNG har høy andel tunge hydrokarboner med høyt kokepunkt. Den tydelige knekken som oppstår på alle tre kurvene oppstår i det mediet krysser kokepunktet. Det vil si at ren gass hadde tilnærmet lineær endring av inversjonstemperatur uavhengig av trykk, mens en blanding av gass og væske får en veldig rask endring etter hvert som trykket senkes.

Det viser seg at ved høye trykk, over 6 bar, vil Rich ha høyest inversjonstempertur. Under 6 barg vil Rich derimot få lavere inversjonstemperatur enn Medium, og under 3 barg vil Rich også være lavere enn Lean.

Utførte casestudy med ulike trykkfall på samme komposisjon for å undersøke hvordan dette påvirket inversjonstemperaturen. Resultatene viser at dersom en trykkavlaster fra 70 bar vil en oppnå en inversjonstemperatur inntil 1,0 grad C høyere enn om en trykkavlaster fra 60 bar. Forskjellen på inversjonstemperatur ved trykkavlastning fra 70 bar og fra 50 bar er inntil 2,4 grader C. Årsaken til at inversjonstemperaturen blir høyere ved større trykkdifferanse men samme trykk på lavtrykksside er at entalpien til blandingen i dette tilfellet er høyere ved

høyere trykk og samme temperatur. Med andre ord er entalpien til en blanding ved 60 bar og eksempelvis -50 grader lavere enn for en blanding på 70 bar og -50 grader.

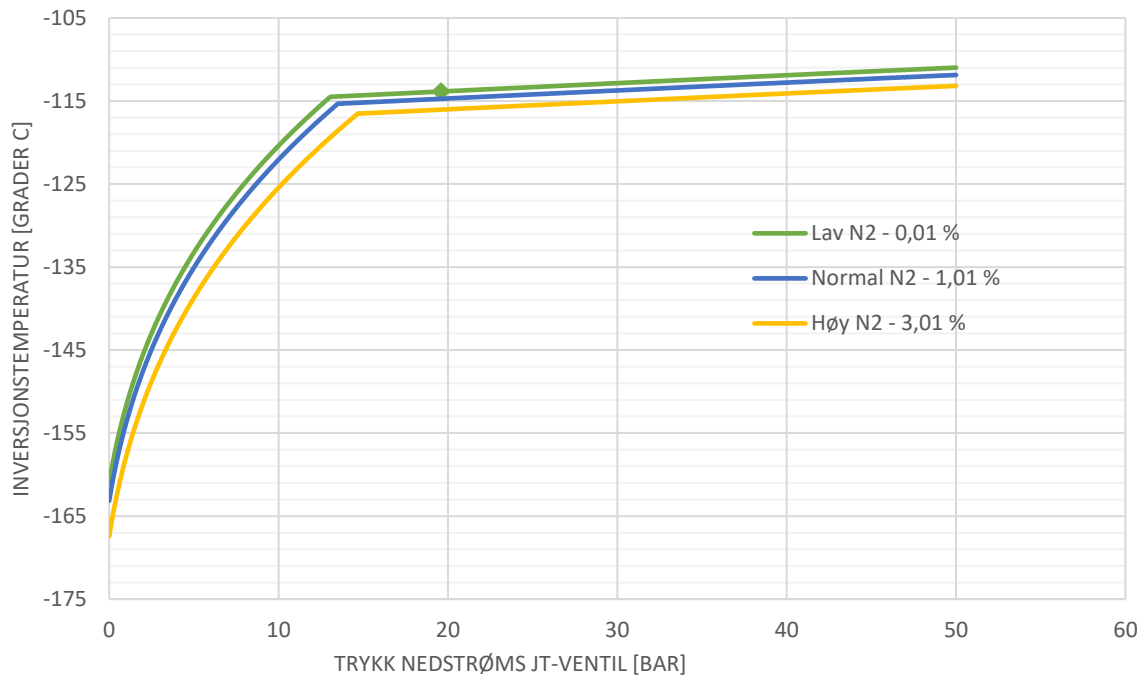


Figur 7-5 - Differansetemperatur mellom inversjonstemperatur ved trykkfall fra to ulike starttrykk. Mediet er Lean LNG.

Når mediet krysser kokepunktet ved ca. 10 barg blir temperaturdifferansen ved ulike trykkfall tilnærmet null, og stiger noe ettersom vi trykkavlaster videre ned mot atmosfæretrykk.

Undersøkelse med ulik nitrogenkonsentrasjon på mediet ble undersøkt. Fødegassen tok utgangspunkt i medium fødegass, med ulik nitrogenandel. Det ble brukt nitrogenkonsentrasjon på 0,01 %, 1,01 % og 3,1 %.

En ser altså at høyere starttrykk før JT-ventil gir høyere inversjonstemperatur enn lavere starttrykk.



Figur 7-6 - Inversjonstemperatur ved forskjellig nitrogenkonsentrasjon på medium LNG. Trykkfall fra 60 bar.

Det ble videre undersøkt om nitrogenkonsentrasjonen påvirket inversjonstemperaturen. Som en kan se i Figur 7-6 gir lavt nitrogeninnhold høyere inversjonstemperatur, høyt nitrogen innhold ga lavere inversjonstemperatur.

Ved nærmere undersøkelse viser det seg at for lave trykk, under 6 barg, spiller nitrogenkonsentrasjonen større rolle for inversjonstemperaturen enn komposisjonen på fødegassen. Det er derfor det i Figur 7-3 ser ut til at Rich har lavere inversjonstemperatur enn Lean. Dersom en får lik nitrogenandel i mediet vil Lean få lavere inversjonstemperatur enn Rich.

Ved simulering med ulik nitrogenkonsentrasjon ble nitrogenkonsentrasjonen endret ved å først spesifisere komposisjonen til medium LNG i HYSYS, og så endre verdien til nitrogen. Ved bruk av 1,01 % nitrogen får en utgangspunktet for medium LNG, og summen av komponentene blir 1. Ved bruk av 0,01 % nitrogen vil derimot summen av komponentene bli 99, og HYSYS normaliserer komposisjonene. Ved bruk av 3,1 % får en 102, og HYSYS normaliserer. I praksis få komposisjon vist i Tabell 7-2:

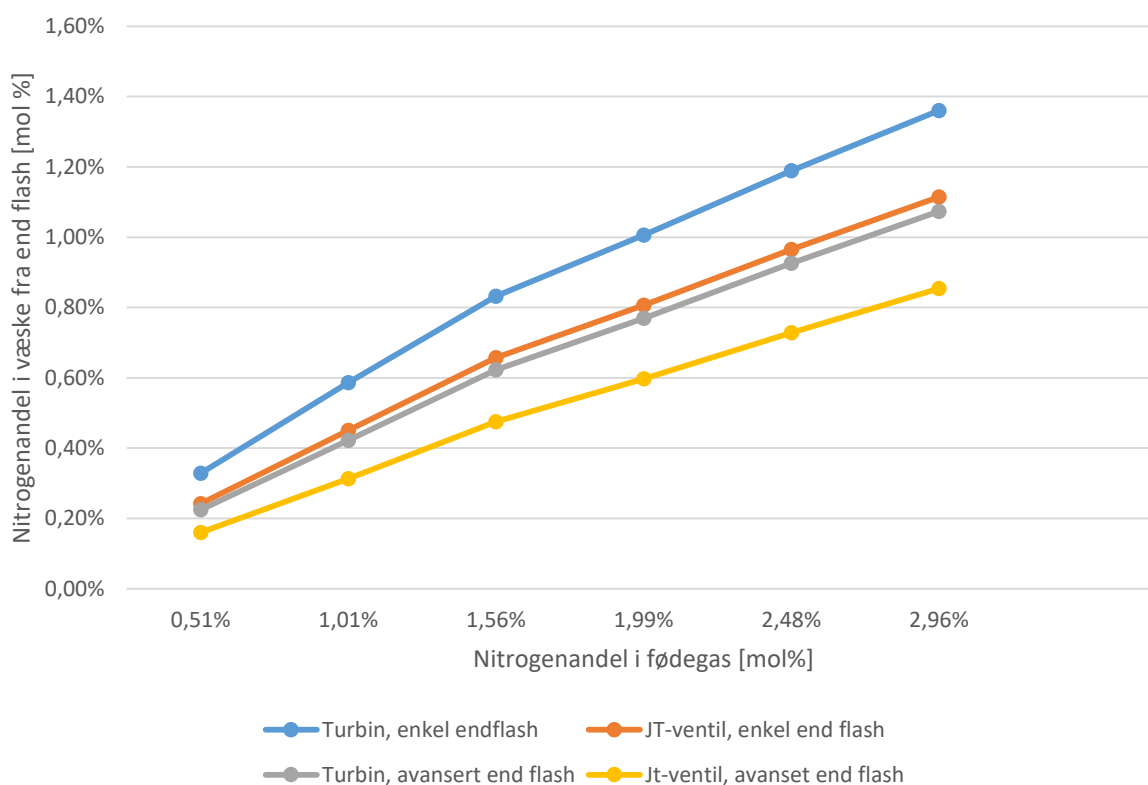
Tabell 7-2 - Komposisjonene som er benyttet for å se påvirkning av inversjonstemperatur ved endret nitrogenandel på fødegass.

[mol%]	Medium LNG				
Nitrogen	Lav	Normalisert Lav	Medium	Høy	Normalisert Høy
C₁	91,97	92,90	91,97	91,97	90,17
C₂	4,6	4,65	4,6	4,6	4,51
C₃	1,69	1,71	1,69	1,69	1,66
C₄	0,72	0,73	0,72	0,72	0,71
C₅	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01
N₂	0,01	0,01	1,01	3,01	2,95
SUM	99	100	100	100	100

7.3 Analyse av nitrogenseperasjon på ulike end flash systemer

Det er blitt gjort en analyse av nitrogenpåvirkning i Basecase med de ulike komposisjonene, hvor det ble undersøkt hva nitrogenandelen blir etter End Flash, og om en eventuelt kan sende LNG rett til lagertank. Dette kan igjen brukes til å bestemme når en kan bruke de ulike end flash systemene. Kravet for nitrogeninnhold i LNG er typisk i området 1 til 1,2 mol %, og avhenger av forbrenningssystemene til kunden.

Det vil i praksis si at LNG som lastes til LNG-båt skal ha nitrogeninnhold på 1 mol %. Ettersom noe nitrogen vil fordampe i lagertanken trenger ikke nødvendigvis LNG til tank være i henhold til kravet. Samtidig er det greit å ikke ta noen sjanser nitrogeninnholdet, og forsøke å holde seg under 1 mol % også på LNG til tank.

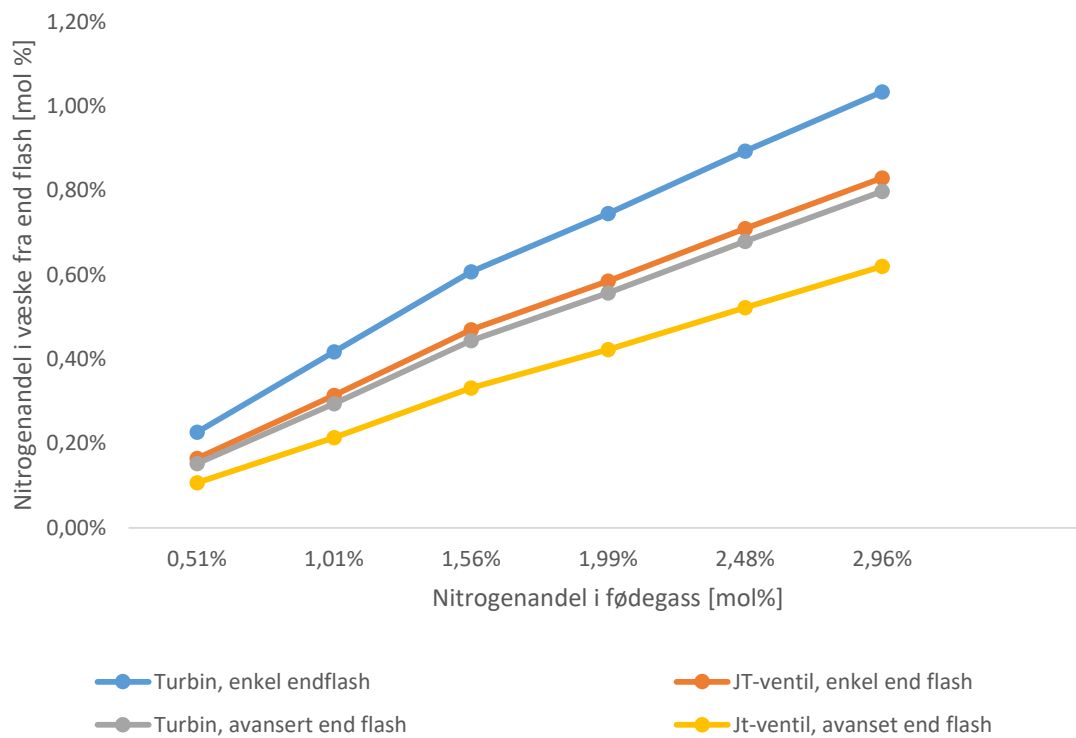


Figur 7-7 - Nitrogenkonsentrasjon på Rich LNG fra end flash ved ulike end flashløsninger. Målingen langs y-aksen er gjort i Rør 4. Knekken i kurven skyldes at stigningstallet endres ved normalisering av komposisjon. Forskjellen på Avansert og Enkel End Flash er at avansert har separasjon, mens enkel kun består av separator. Enkel End Flash er samme som Sempel End Flash.

Analysen viser at ved inntil 2 mol % nitrogen i fødegassen klarer simpel end flash å redusere nitrogeninnholdet til under kravet på 1 mol %. Dersom en bruker turbin til trykkavlastning vil man ved konsentrasjon over 2 mol % ikke klare å komme under grensen med simpel end flash. Bruker en derimot JT-ventil, som gir litt høyere temperatur på LNGen, kan en ha inntil 2,5 mol % og fortsatt bruke simpel end flash. Samtidig viser analysen at dersom en benytter avansert end flash vil en kunne gå til ca. 2,8 mol % ved bruk av turbin, og over 3 % ved bruk av JT-ventil. Se Figur 7-7 for illustrasjon av resultatene.

Knekken på grafene i Figur 7-7 skyldes endret stigningstall på nitrogenkonsentrasjon ved normalisering av verdier. Eksempel på hvordan normalisering er gjort sees i

Tabell 7-2. Se Appendiks F for detaljer om hvordan normaliseringen påvirker stigningstallet. Selv om grafene ikke er helt lineære antas de å gi tilstrekkelig informasjon om nitrogeninnholdet i Fødegassen etter End Flash.



Figur 7-8 - Nitrogenkonsentrasjon på Rich LNG fra lagertank ved ulike End Flash-løsninger. Målingen er gjort i Rør 6.

Dersom en derimot ser på nitrogenandelen på LNG fra lagertank vil en, som vist i Figur 7-8, med nitrogeninnhold i fødegass på 3 mol % klare å komme under kravet på 1 mol % nitrogen ved alle løsninger, bortsett fra dersom en bruker turbin med simpel end flash. Sistnevnte vil kun klare å behandle inntil 2,7 mol % nitrogen. Totalt sett får en grunnet avkoking 0,1 til 0,3 mol % lavere nitrogenkonsentrasjon etter lagertank enn LNG fra End Flash.

Knekken i kurvene for nitrogenkonsentrasjon ut av lagertank kommer av samme årsak som for nitrogenkonsentrasjon ut av End Flash. Se forrige avsnitt for detaljer.

Det er også gjennomført analyse av Lean og Medium LNG, og resultatene er ca. de samme for alle tre komposisjonene. Se Appendiks F for illustrasjon.

7.4 Oppsummering av foranalyse

Ved analyse av påvirkningen ulik nitrogenkonsentrasjon hadde på massestrøm lavtrykksgass ble det avdekket at den største endringen skjer i massestrøm Flashgass. Ettersom nitrogenkonsentrasjonen økte ble massestrøm Flashgass tilnærmet lineært større. Samtidig ble massestrøm Tank-BOG og Båt-BOG noe redusert.

Dette skyldes at økt nitrogenkonsentrasjon reduserer kokepunktet til mediet, og større del av fordampningen skjer tidligere i prosessen. Ved økning av nitrogenkonsentrasjon fra 0,5 mol % til 3 mol % og bruk av turbin økte massestrøm Flashgass 200 %, mens massestrøm Båt-BOG og Tank-BOG ble redusert henholdsvis 12 og 13 %. Total massestrøm lavtrykksgass økte 36 %. Dette vil totalt si at økningen i nitrogenkonsentrasjon fra 0,5 til 3 mol % gjorde at andelen lavtrykksgass av total fødegass økte fra 8 % til 11 %.

Ved analyse av inversjonstemperaturen ble det avdekket at inversjonstemperaturen ved ulik nitrogenkonsentrasjonen for LNG ved 0,25 barg er ca. -159,5 til -161.

Inversjonstemperaturen avhenger av komposisjon, og analysen viser at Rich fødegass har høyere inversjonstemperatur enn Lean. Dette gjelder ved trykk ned til ca. 6 barg. Ved trykk under 6 barg får nitrogenkonsentrasjonen større påvirkning på inversjonstemperaturen enn forskjellene på de testede komposisjonene. Generelt gir høyere nitrogenandel lavere inversjonstemperatur enn lav andel nitrogen.

Ved analyse av nitrogenseparasjon i de ulike End Flash-systemene ble det avdekket at ved nitrogenkonsentrasjon på inntil 2 mol % er det tilstrekkelig å bruke Sempel End Flash.

Nitrogenkonsentrasjonen i LNG fra End Flash, målt i Rør 4 er da under 1 mol % og på spec.

Dersom en har høyere nitrogenkonsentrasjon enn dette kan en med Avansert End Flash komme på spec etter End Flash med inntil 2,8 mol % nitrogen i fødegassen. Dersom en aksepterer at LNG ikke er på spec før den går fra lagertank kan en akseptere nitrogenkonsentrasjon 0,1 til 0,3 mol % over dette.

8. Analyse av prosessløsninger

Det er gjort en analyse av Basecase, og hvordan ulike komposisjon, trykkavlastning og End Flash-løsning påvirker produksjon av lavtrykksgass. Dette har gitt grunnlag for forventet energibehov, CO₂-utslipp og mengde produsert LNG, hvor resultatene presenteres som hovedresultater for hver løsning for håndtering av lavtrykksgass. Etter hovedresultatene følger detaljert analyse av resultatene, og hvorfor vi fikk resultatene.

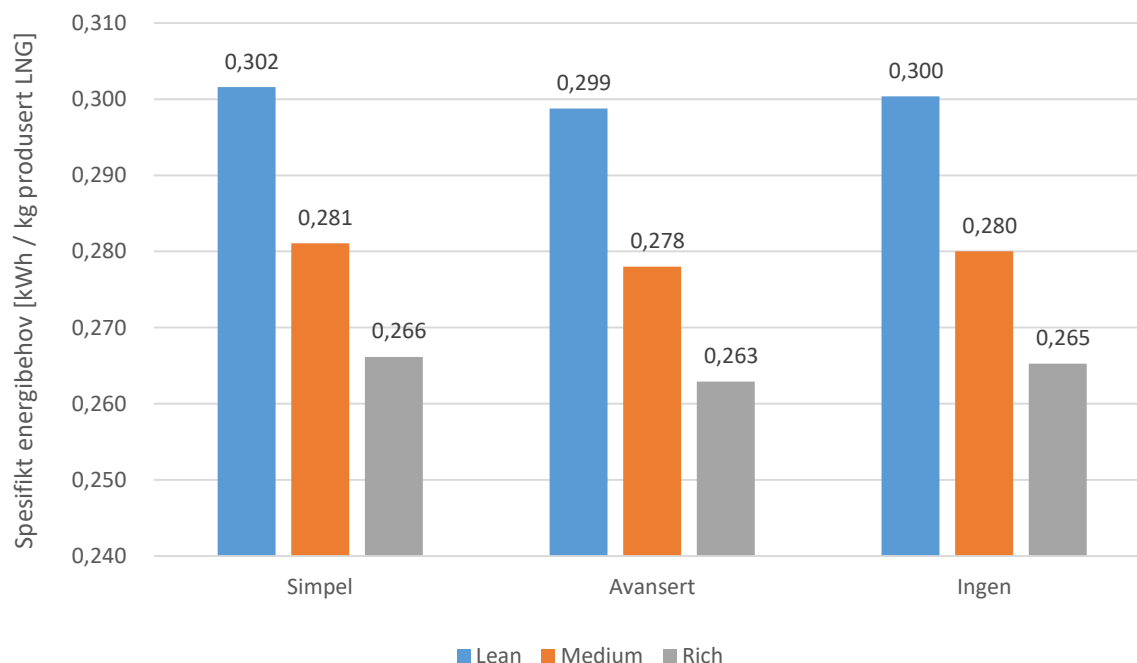
Først presenteres Basecase. For de andre ulike design for håndtering av lavtrykksgass blir det kun omtalt avvik fra Basecase, og hvordan dette eventuelt påvirker energibehov, CO₂-utslipp og mengde produsert LNG.

De presenterte resultatene viser hovedsakelig resultater fra LNG-anlegg under lasting. Resultater fra normal drift, altså LNG-anlegget uten Båt-BOG, er vist i eget underkapittel. Til normal drift vises kun hovedresultater.

8.1 Analyse av Basecase

Basecase ble først utført med simpel end flash, hvor lavtrykksgass fra End Flash og Tank-BOG gikk til fyrgass, og Båt-BOG gikk til fakkell. Til trykkavlastning ble det simulert med både turbin og JT-ventil, for å ha mulighet til å se påvirkningen. Resultater fra analysen av forskjellig trykkavlastning kan sees i kapittel 8.1.1.

Det ble også utført simuleringer med Avansert End Flash og Ingen End Flash. Avansert End Flash har separator, i Ingen End Flash går fødegass rett til lagertank etter trykkavlastning. Se kapittel 3.3 for detaljert beskrivelse av ulike End Flash løsninger.



Figur 8-1 - Spesifikk energibehov pr kilogram produsert LNG ved bruk av Simpel End Flash.

Som en kan se av Figur 8-1 bruker en mindre energi for å produsere Rich LNG fremfor Medium og Lean. Dette gjelder uavhengig av komposisjon. Årsaken til dette skyldes høyere andel komponenter med høyt kokepunkt i Rich enn Lean. Dette gir lavere

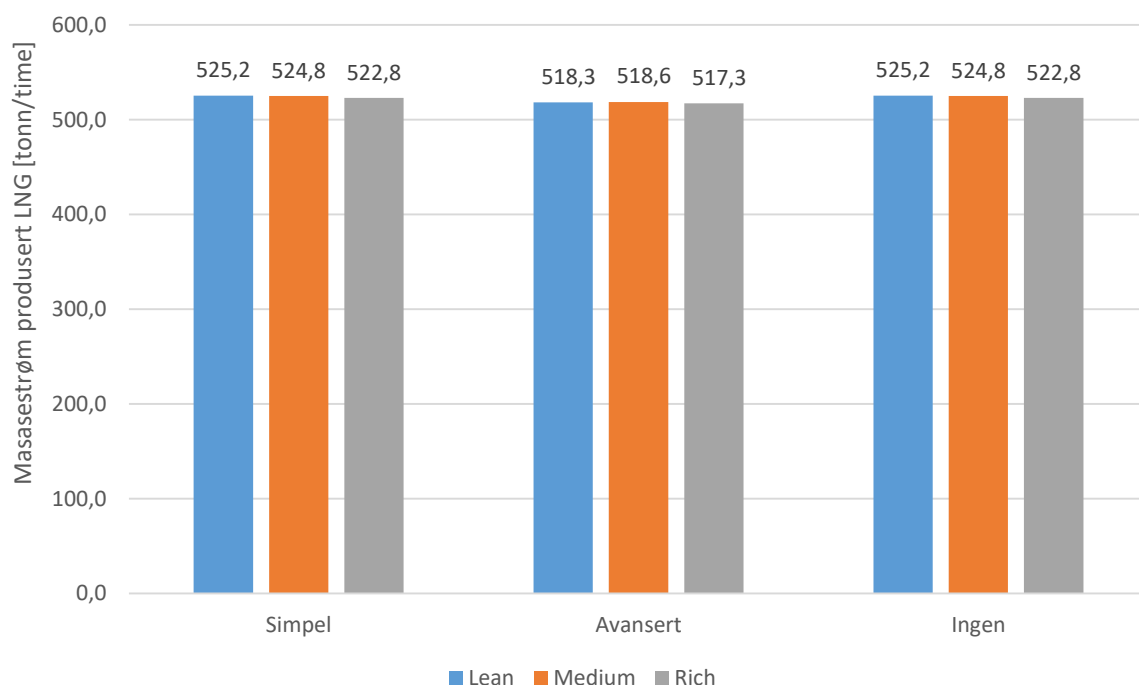
differansetemperatur mellom omgivelsestemperatur og kokepunkt, som igjen gir mindre arbeid ved kjøling.

Fra Figur 8-1 kan en se at spesifikk energi varierer med hvilken End Flash-løsning en velger. Dette er på grunn av at Avansert End Flash kun trenger temperatur på -153 målt i *Rør 2*, mens ved bruk av Sempel End Flash trenger en temperatur på -155 grader C målt i *Rør 2*. Se kapittel 5.6 for detaljer om End Flash. Dette er mulig ettersom Avansert End Flash får kjølt de siste 2 gradene ned til -155 grader C i *Koker* ved hjelp av en liten strøm på 5 % av væskeproduktet fra End Flash. At en kjøler mindre betyr igjen at en trenger mindre energi.

Forskjellene mellom End Flash-løsningene er likevel veldig små, i området 0,001 til 0,003 kWh pr kilogram produsert LNG. Ved bruk av ligning (17) fra appendiks E ser vi at dette tilsvarer i området 0,1 til 0,7 % forskjell på energibehovet.

I tillegg avhenger energibehovet av komposisjon på fødegassen. Det laveste energibehovet får en med Rich, og Lean forbruker mest energi. Dette skyldes at Rich har stor andel tunge hydrokarboner, som har "høyt" kokepunkt. Med "høyt" menes i dette tilfellet kokepunkt over -100 grader C. Høyt kokepunkt gir mindre temperaturforskjell til omgivelsestemperaturen, som igjen krever mindre arbeid for å kjøle. Lavt kokepunkt får større temperaturforskjell, og krever mer arbeid.

Løsningen uten End Flash har samme spesifikt energibehov på kondenseringsanlegget som Sempel End Flash, ettersom de har samme oppbygging.

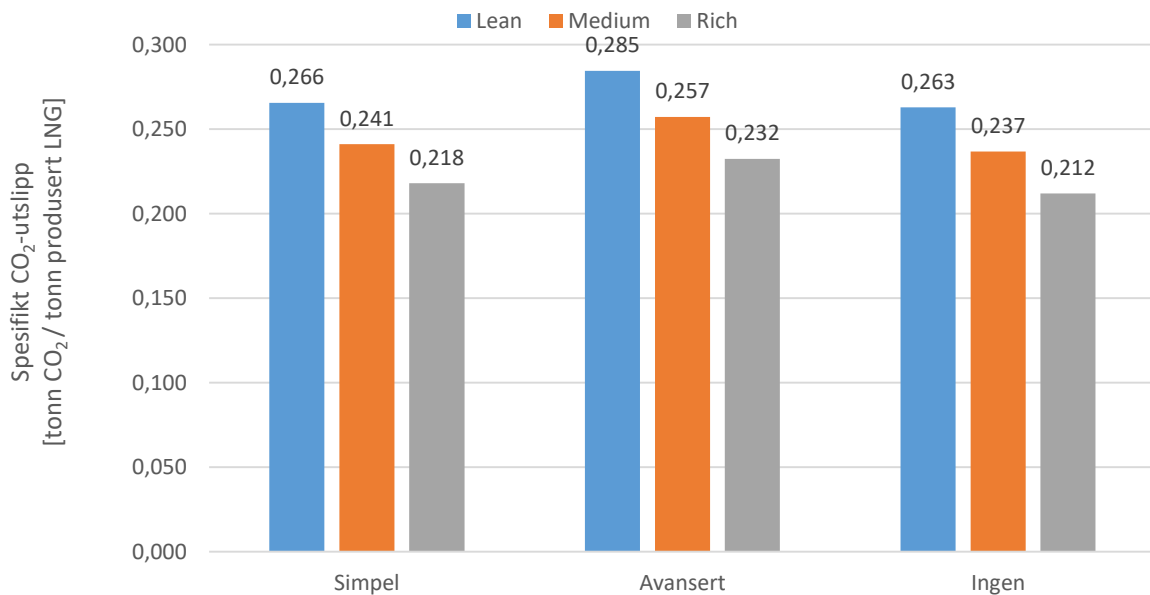


Figur 8-2 – Massestrøm produsert LNG fra Basecase ved bruk av ulike End Flash

Av Figur 8-2 kan en se at massestrøm produsert LNG er i området 517,3 til 525,2 tonn pr time. Produksjonen er høyest for Lean LNG, noe som skyldes at Lean har lavest

nitrogenkonsentrasjon. Dette gjør at det blir mindre avkoking, og dermed mindre lavtrykksgass. Dette er dog et unntak for Medium LNG ved bruk av Avansert End Flash. Grunnet at større andel av avkoking skjer i båten får Medium LNG størst produksjon i Avansert End Flash.

Avansert End Flash har lavest massestrøm produsert LNG, noe som skyldes økt avkok i End Flash. Dette er naturlig ettersom denne har koker for å redusere nitrogeninnholdet. Redusert nitrogeninnhold gir økt mengde End Flash, som igjen betyr mindre LNG. Detaljer om massestrøm lavtrykksgass fra de ulike kildene omtales i kapittel 8.1.1.



Figur 8-3 - Spesifikk CO₂-utslipp pr kilogram produsert LNG.

Som en kan se av Figur 8-3 varierer spesifikt CO₂-utslipp for Basecase i område 0,212 til 0,285 tonn CO₂ tonn produsert LNG. Det ble i kapittel 6.2 funnet at CO₂ utslipp burde ligge i området 0,1 til 0,3 kg pr kilogram, og resultatene fra simuleringen er innenfor dette området. Det høyeste CO₂-utslippet kommer ved produksjon av Lean LNG, det laveste ved Rich LNG.

Dette skyldes høy nitrogenandel i lavtrykksgassen i forhold til medium og Lean. Høyere nitrogenandel gir lavere andel hydrokarbon, som igjen gir mindre fyrgass. Resultatet er lavere CO₂-utslipp. For å utdype, Flash Gass med Lean LNG inneholder 91,8 mol% metan og 8,2 mol% nitrogen. Flash Gass med Rich LNG inneholder 78,9 mol% metan og 21,1 mol % nitrogen. Dette gir ved Lean massestrøm metan på 14,2 tonn pr time, mens ved Rich bare 13,8 tonn pr time. Dette gjør at massestrøm metan ved Lean er ca. 3 % større enn Rich, selv om total massestrøm Flash Gass er større for Rich.

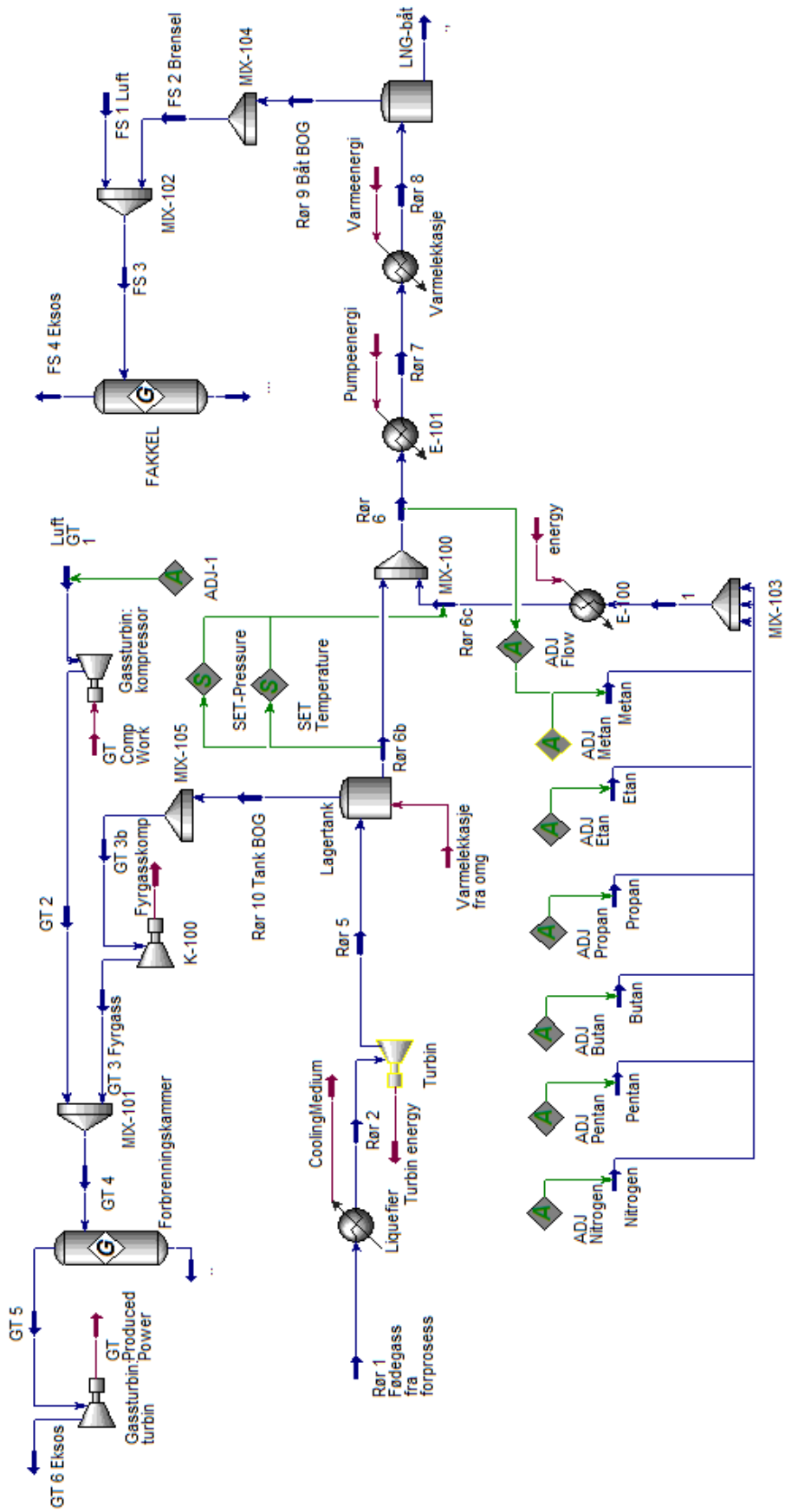
I tillegg gjør høyere energibehov ved kondensering av Lean at en trenger mer kraft i gassturbinene enn ved Rich, noe som igjen gir høyere CO₂-utslipp. Detaljer om CO₂-utslipp finnes i kapittel 8.1.4.

Avansert End Flash får det høyeste spesifikke CO₂-utslippet, Sempel End Flash lavest. Dette kommer av at løsningen med Avansert End Flash produserer mest lavtrykksgass, samtidig som den produserer minst LNG. Dette gjør at den kommer dårlig ut.

Komposisjon spiller også en rolle. Rich har lavest spesifikt utslipp, Lean har høyest. Dette henger sammen med massestrøm lavtrykksgass. Lav massestrøm lavtrykksgass gir mindre fygass, og mindre CO₂-utslipp. Samtidig gir lav massestrøm lavtrykksgass høyere massestrøm produsert LNG, som totalt sett gir lavt spesifikt CO₂-utslipp.

For mer detaljerte resultater, se underkapittel i kapittel 8.1 om massestrøm, temperatur, kraftbehov og CO₂-utslipp.

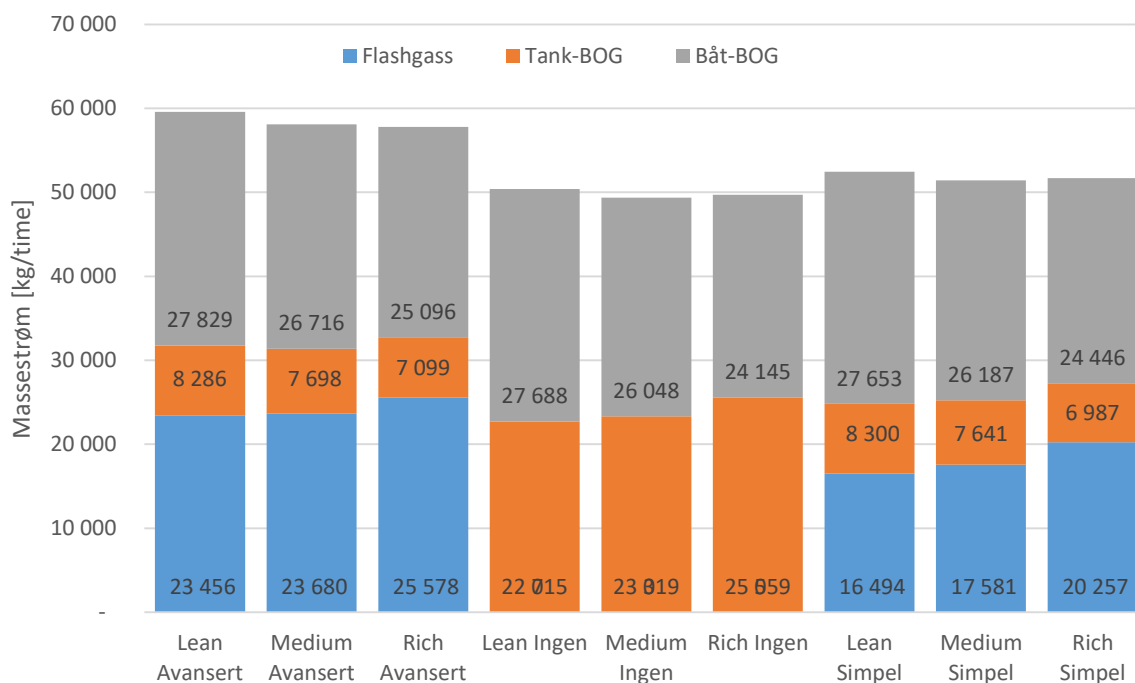
Videre følger figurer med hvordan simulering av de ulike End Flash løsningene i HYSYS ble utført, med Sempel End Flash i Figur 8-4, Avansert End Flash i Figur 8-5 og Ingen End Flash i Figur 8-6. Som en kan se er endringen mellom de ulike simuleringene utformingen på selve End Flash.



Figur 8-6 - Basecase med uten End Flash, og trykkavlastning direkte til lagertank. Tank-BOG går til fyrgass, båt-BOG går til fakkell.

8.1.1 Massestrøm lavtrykksgass

Det er analysert hvordan massestrøm lavtrykksgass endres ved valg av End Flash og trykkavlastning. I tillegg er det sett på effekten ulik komposisjon til fødegass til LNG-anlegget har på massestrøm lavtrykksgass



Figur 8-7 - Total massestrøm lavtrykksgass i Basecase ved bruk av turbin til trykkavlastning

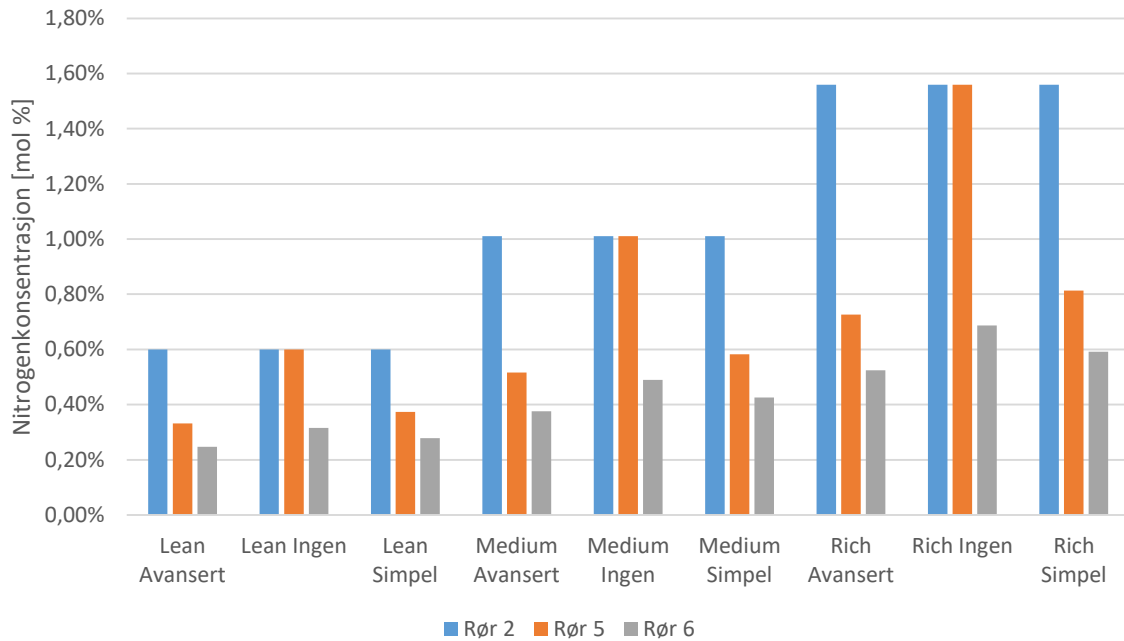
Som en kan se av Figur 8-7 er den totale produksjonen av lavtrykksgass i området 49 000 til 60 000 kg pr time uavhengig av End Flash og komposisjon. I dette tilfellet er det brukt turbin til trykkavlastning i alle simuleringer.

En kan også se at løsningen uten End Flash gir marginalt mindre total massestrøm enn Simpel End Flash. Dette skyldes at det er antatt at en kan sende LNG direkte fra trykkavlastning til lagertank uten pumpe, se kapittel 5.6 for detaljer. Dette gir mindre energitilførsel til LNGen, som igjen gir mindre lavtrykksgass om en ikke har End Flash.

En kan se i samme figur at Avansert End Flash gir en markant større massestrøm lavtrykksgass enn de andre to typene. Dette skyldes at løsningen har koker oppstrøms End Flash, hvor en benytter væskeproduktet fra End Flash til å kjøle ned føden til separatoren. Væskeproduktet kjøler ned fødestrømmen, og delvis fordamper. Deretter mates den inn i bunnen av End Flash, og gassfasen møter fødestrømmen. Dette bidrar til økt separasjon av nitrogen, og samtidig økt massestrøm lavtrykksgass.

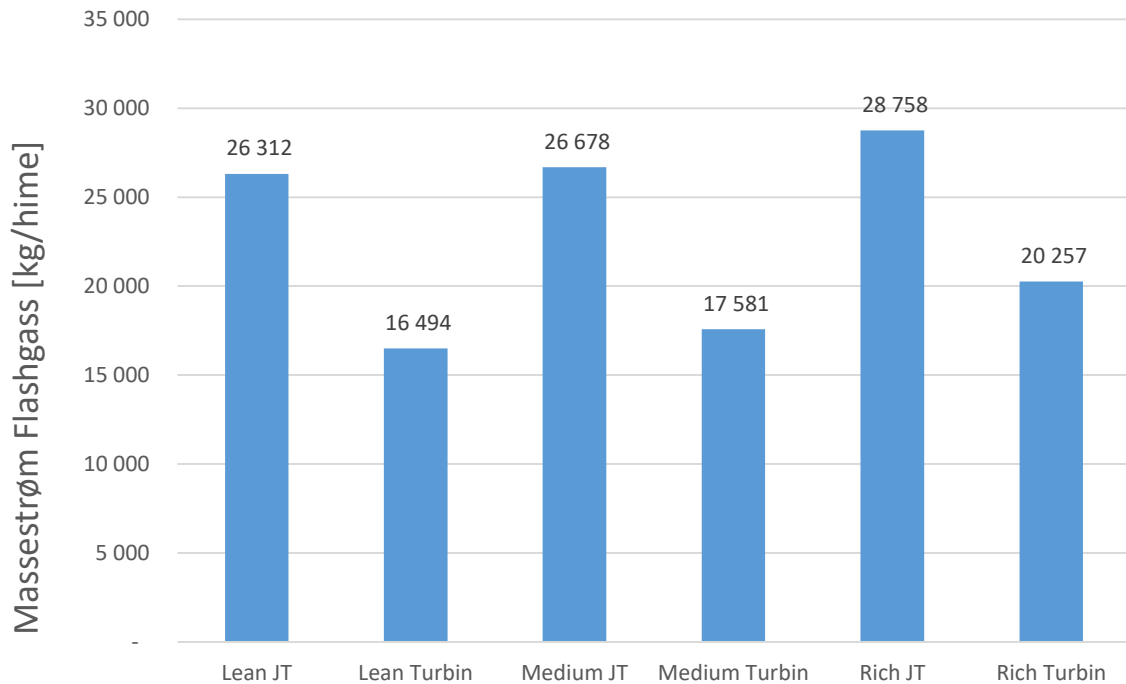
Forskjellen fra Ingen og Simpel mot Avansert End Flash er den samme uavhengig av komposisjon. Ved simulering med JT-ventil fikk en i samme simuleringer lignende resultater, men resultat som fulgte samme mønsteret som målingene vist i Figur 8-7 hvor det er benyttet turbin.

Som vist i Figur 8-8 er nitrogenkonsentrasjon for alle løsninger for End Flash under nedre grense til spec på 1 mol % allerede etter End Flash, målt i Rør 5. Samtidig ser en at nitrogenkonsentrasjonen til Rich reduseres ganske kraftig i End Flash, noe som forklarer forskjellen på massestrøm Flashgass.



Figur 8-8 - Nitrogenkonsentrasjon LNG målt i Rør 2 (oppstrøms End Flash), Rør 5 (nedstrøms End Flash) og Rør 6 (nedstrøms Lagertank).

Videre i dette underkapittelet følger en detaljert beskrivelse av resultatene fra hver kilde til lavtrykksgass.

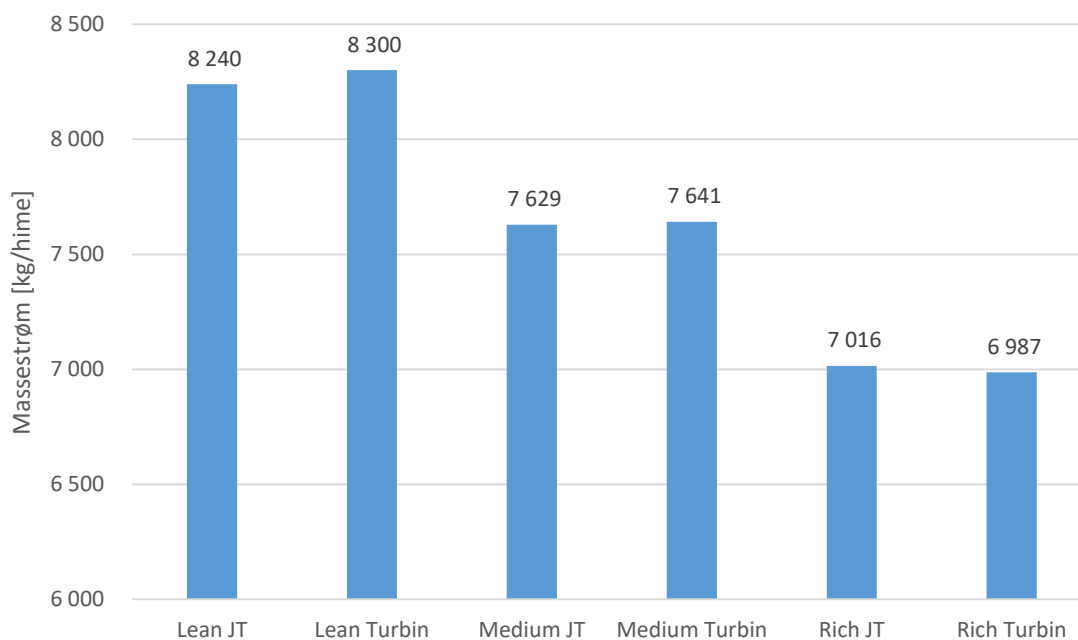


Figur 8-9 - Massestrøm Flashgass fra Simpel End flash med ulik trykkavlastning og ulik fødegass

Som en ser i Figur 8-9 vil valg av trykkavlastning som ventet påvirke massestrøm flashgass fra End Flash. I simuleringen er det trykkavlastet fra samme trykk og temperatur. Resultatet viser at JT-ventil gir høyere massestrøm enn turbin, uavhengig av komposisjon på fødegass. Dette skyldes at turbinen reduserer entalpien i fødegassen, som igjen gir lavere temperatur på lavtrykkssiden av trykkavlastningen enn ved bruk av JT-ventil. Se kapittel 8.1.2 for detaljer om temperaturer.

Det er en viss forskjell på massestrøm avhengig av komposisjon. Lean har lavest, og Rich har høyest massestrøm Flashgass. Dette skyldes hovedsakelig ulik nitrogenkomposisjon, som illustrert i Figur 8-8. Rich, som har høyest nitrogeninnhold har også høyest massestrøm Flashgass. Dette skyldes at nitrogen har lavest kokepunkt av alle komponentene i fødegassen, og dermed fordampes først. Nitrogen har kokepunkt på under -170 grader for trykk inntil 10 bar. Dette gjør at nitrogenet fordampes i LNG med temperatur på rundt -160 grader C ved 1 bar. Forskjellen massestrøm mellom de ulike komposisjonene er ikke avhengig av løsning for trykkavlastning.

Forskjell i massestrøm ved trykkavlastning med JT-ventil og turbin er i området 8 000 til 10 000 kg pr time. Valg av End Flash ser ikke ut til å påvirke forskjellen i særlig grad. Avansert End Flash gir en økt forskjell på ca. 100 kg pr time, som er avvik i området 1 til 2 %. Dette er så lite at det ansees som neglisjerbart.



Figur 8-10 - Massestrøm Tank-BOG ved Simpel End Flash med ulik trykkavlastning og ulik fødegass

Som en ser i Figur 8-10 vil ikke valg av trykkavlastning påvirke massestrøm Tank-BOG. Massestrøm båt-BOG er tilnærmet lik, uavhengig av trykkavlastning. Dette skjer fordi tilførsel av energi til LNG kommer fra varmelekkasje til lagertank i med begge trykkavlastningene, og er antatt å være konstant.

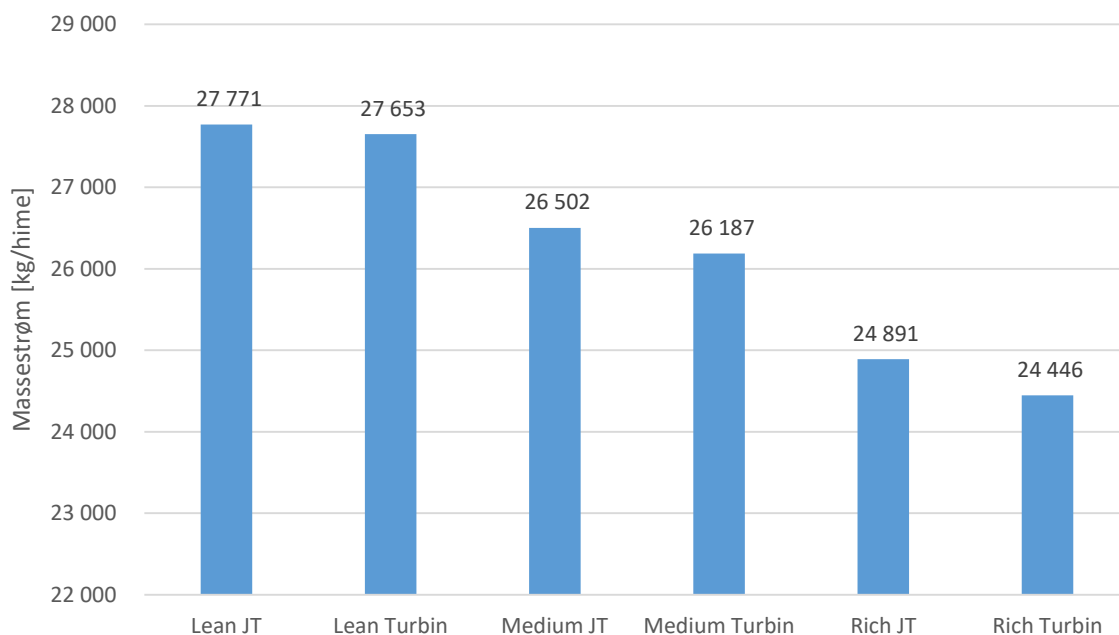
De samme resultatene med tilnærmet lik massestrøm uavhengig av trykkavlastning kom også ved bruk av avansert end flash. Også der er det høyest avkok fra Lean, og minst fra Rich. Årsaken til ulikhetene er, som en kan se av Figur 8-8, ulik nitrogeninnhold i de ulike fødegasskomposisjonene.

Ved simulering uten End Flash er det derimot store forskjeller massestrøm Båt-BOG dersom en bruker forskjellig trykkavlastning. Dette skyldes at en får differansen i massestrøm Flash Gass som vist i Figur 8-9 i massestrøm fra lagertank.

I kapittel 5.7.1 ble det beregnet at massestrøm Tank-BOG skulle være i området ca. 0,82 til 4,17 tonn pr time. Simuleringen ga derimot massestrøm Tank-BOG området 7000 til 8400 kg pr time. Dette tilsvarer avvik på over faktor 2, selv om vi benytter den høyeste estimerte verdien.

Årsaken til avviket mellom beregnet og simulert massestrøm Tank-BOG er at beregningen i kapittel 5.7.1 kun tar hensyn til Tank-BOG som oppstår grunnet varmelekkasje til selve lagertanken, ikke pumpeenergi fra oppstrøms prosessutstyr. Med andre ord, beregningen er for lagertank uten tilførsel av ny LNG og gass.

Dette gjør at ved beregning i produksjon må en i tillegg ta hensyn til at det hele tiden lastes inn rundt 500 tonn LNG pr time. Volumet denne LNGen opptar gjør at lavtrykksgass i lagertanken fortrenses, og går ut som Tank-BOG. Totalt sett gjør dette at Tank-BOG blir i området 7000 til 8400 kg pr time. Se Appendiks G for detaljer rundt hva som bidrar til Tank-BOG.



Figur 8-11 -Massestrøm Båt-BOG ved Sempel End Flash med ulik trykkavlastning og ulik fødegass

Massestrøm Båt-BOG er i området 24 000 til 28 000 kg pr time. I kapittel 5.10 ble det beregnet et område forventet massestrøm på 28 800 til 48 000 kg per time, og en grense for maksimal massestrøm som ble funnet å være 80 000 kg pr time. En er med andre ord godt under den maksimale grensen.

Massestrøm Båt-BOG er noe lavere enn forventet, den laveste massestrømmen er ca. 15 % under laveste forventete massestrøm på 30 000 kg pr time. Den høyeste massestrømmen er ca. 4 % under. Likevel er en såpass nærme at en anser derfor tallene som representative.

Som en kan se i Figur 8-11 vil ikke valg av trykkavlastning påvirke massestrøm i veldig stor grad. Den største forskjellen ligger i komposisjonen på fødegass.

Det er en forskjell i massestrøm ved valg av JT-ventil fremfor turbin på i området 100 til 600 kg pr time. Til tross for at det er høyere nitrogeninnhold i LNGen ved bruk av turbin blir det høyere massestrøm Båt-BOG ved bruk av JT-ventil. Årsaken til dette skyldes at LNGen generelt får lavere temperatur ved bruk av turbin fremfor JT-ventil. Se kapittel 8.1.2 for detaljer rundt temperaturer.

Massestrøm Båt-BOG er ikke avhengig av valg av trykkavlastning. Dette skyldes på samme måte som for Tank-BOG at varmelekkasjer er konstante, og ikke forandres.

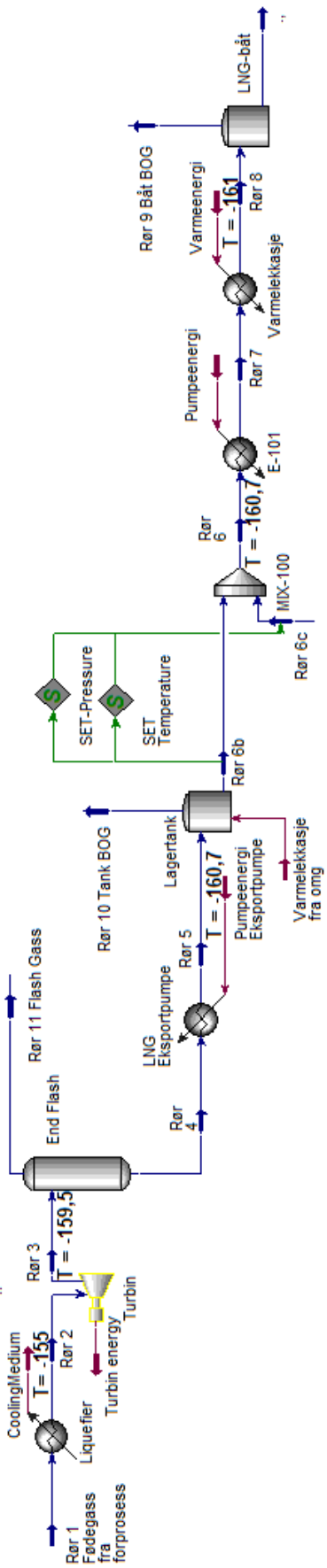
Den største forskjellen i massestrøm Båt-BOG er avhengig av komposisjon på LNG. Lean LNG gir høyest massestrøm Båt-BOG, Rich gir minst. Samtidig gir Rich LNG høyest avvik mellom valg av trykkavlastning, Lean minst. Som nevnt skyldes avviket temperaturforskjeller. Rich LNG har størst forskjeller på temperatur, rundt 0,4 grader C. Lean LNG har forskjeller på rundt 0,1 grader C.

Fra foranalysen i kapittel 7.3 ble det funnet at en trenger Avansert End Flash når nitrogenkonsentrasjonen i fødegassen er over 2 mol %. Ettersom ingen av de analyserte

komposisjonene har over 1,51 mol % blir ikke Avansert End Flash relevant å bruke. De viste resultatene fra de andre løsningene for håndtering av lavtrykksgass er derfor Sempel End Flash. For å gjøre analysen lik blir også Ingen End Flash sett bort fra, selv om løsningen kunne vært aktuell for Lean LNG.

8.1.2 Temperaturer

Det er gjennomført en analyse av temperaturprofilen gjennom LNG-prosessen. Alle case er for å ha samme betingelser for alle løsninger blitt simulert med -155 grader C på LNG før trykkavlastning, målt i Rør 2. Deretter er det blitt målt temperatur på LNGen langs rørene gjennom separator, lagertank og til båt.



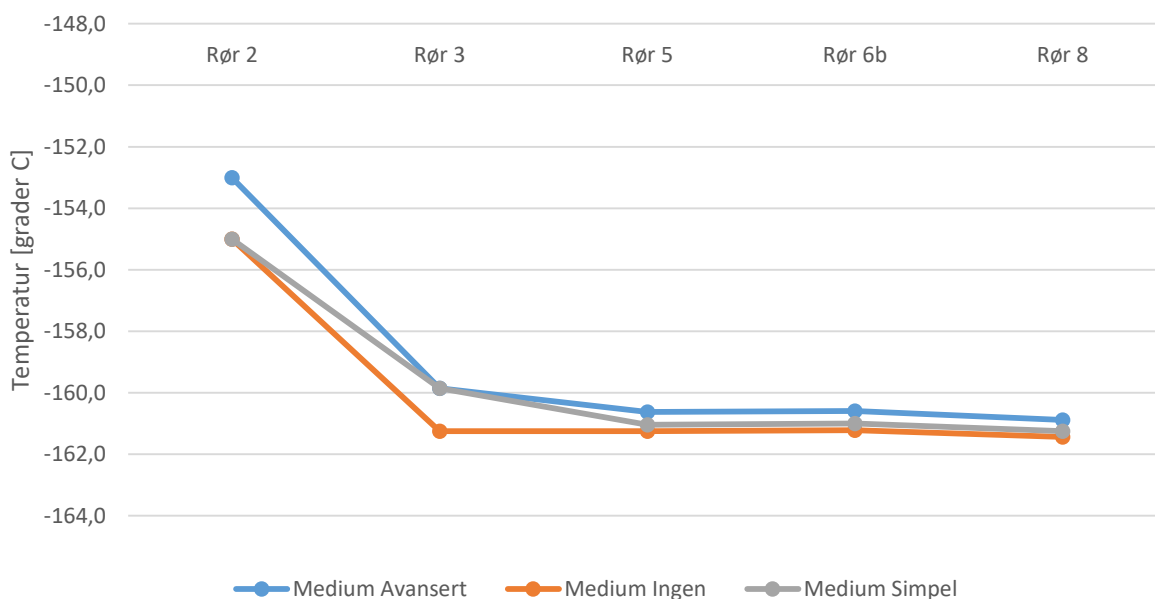
Figur 8-12 - Illustrasjon av temperaturer i LNG-prosessen.

Som en kan se i Figur 8-12 blir temperatur etter trykkavlastning -159,5 grader C, som er litt i overkant av typisk temperatur for LNG. Typisk LNG-temperatur ved atmosfæretrykk er på -160 til -163 grader C. Trykket i Rør 3 er 0,2 barg, altså noe over atmosfæretrykk.

Temperatur målt i Rør 6 og Rør 8 viser seg å være noe høyere enn antatt ved beregning av varmelekkasje til rør mellom lagertank og LNG-båt i kapittel 5.9, men er innenfor en forskjell på maksimalt 2 grader. Ettersom dette er innenfor marginen angitt som akseptabel blir det ikke gjort noe endring på temperaturen.

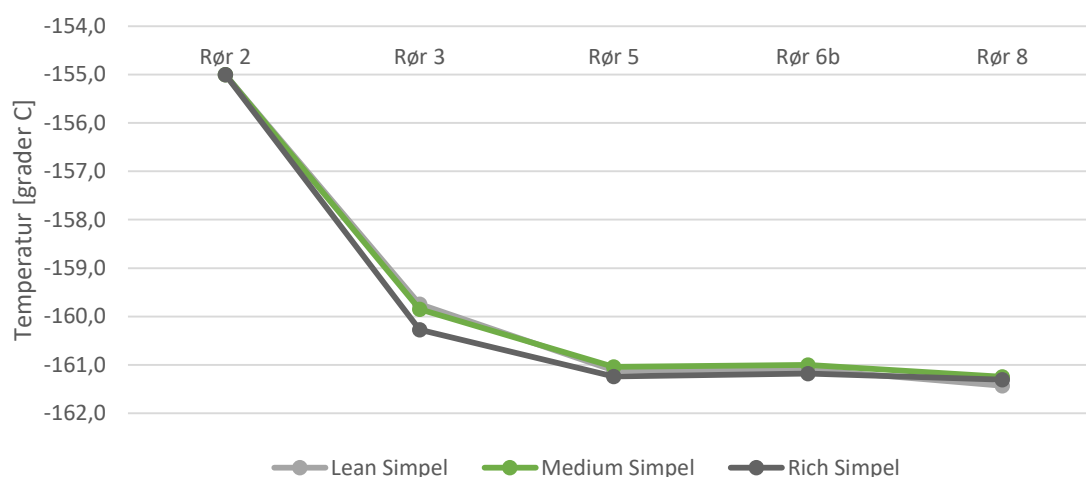
I modellen ble det som nevnt i kapittel 5.7 forsøkt å legge inn rørmodellen, men fikk ikke til implementeringen. I stedet ble det lagt inn en varmeveksler som simulerer pumpearbeidet. Det er også, som nevnt i kapittel 5.7 lagt inn trykkfall på 150 mbar for å komme ned på lagertanktrykk. Som nevnt i 5.70 gir trykkfallet gjennom varmeveksler LNG Eksportpumpe temperaturfall i simuleringen. Dette fordi pumpeenergien øker entalpien til LNGen, men trykkfallet gjør at en må ha lavere temperatur for å komme på samme entalpi.

I virkeligheten er ikke dette reelt, temperaturen fra End Flash og lagertank er den samme. Varmelekkasje til prosessen er såpass stor at temperaturen ikke blir redusert, til tross for trykkreduksjonen. Forsøkte å modellere dette, men det resulterte til en urealistisk høy massestrøm Tank-BOG. Aksepterte derfor temperaturfallet. Temperaturfallet fra End Flash til Båt er i området 0 til 2 grader C.



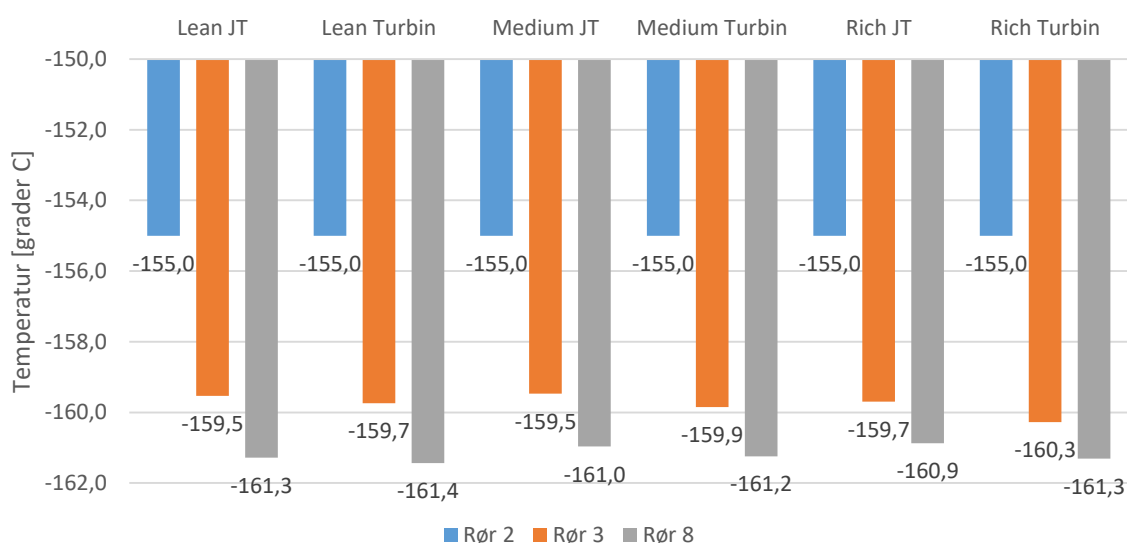
Figur 8-13 - Temperaturmålinger i LNG-anlegget for medium fødegass, ulik End Flash og turbin. Merk at målingene er utført som punktmålinger, og at den kontinuerlige linjen kun er brukt for å gjøre visualiseringen enklere. Merk at Avansert End Flash får temperaturfall på 2 grader i Koker, og har -155 grader C i Rør 2b.

Som en kan se i Figur 8-13 er avviket mellom temperatur i End Flash og båt minst om en ikke bruker End Flash. Dette skyldes at LNG trykkavlastes direkte til trykket i Lagertank i løsningen uten End Flash. Dette bidrar til lavere temperatur med en gang, og dermed mindre forskjell etter hvert som LNG går nedover lastelinjen til båten.



Figur 8-14 - Temperaturmålinger i LNG-anlegget for simpel End Flash, ulik fødegass. Merk at målingene er utført som punktmålinger, og at den kontinuerlige linjen kun er brukt for å gjøre visualiseringen enklere.

Som en kan se i Figur 8-14 oppfører temperaturene nedstrøms trykkavlastningen seg tilnærmet likt uavhengig av komposisjon. Samtidig kan en se at det er et lite avvik mellom komposisjonene. For eksempel kan en se at forskjell mellom temperatur i End Flash og Båt minst for Rich LNG, og størst for Lean LNG. Dette skyldes at Rich er nærmest inversjonstemperaturen sin, og dermed får minst endring i temperatur ved endring av trykk.



Figur 8-15 - Temperaturendring ved ulik trykkavlastning med Sempel End Flash. Alle simuleringer er gjort med samme temperatur i Rør 2 for å få like utgangspunkt.

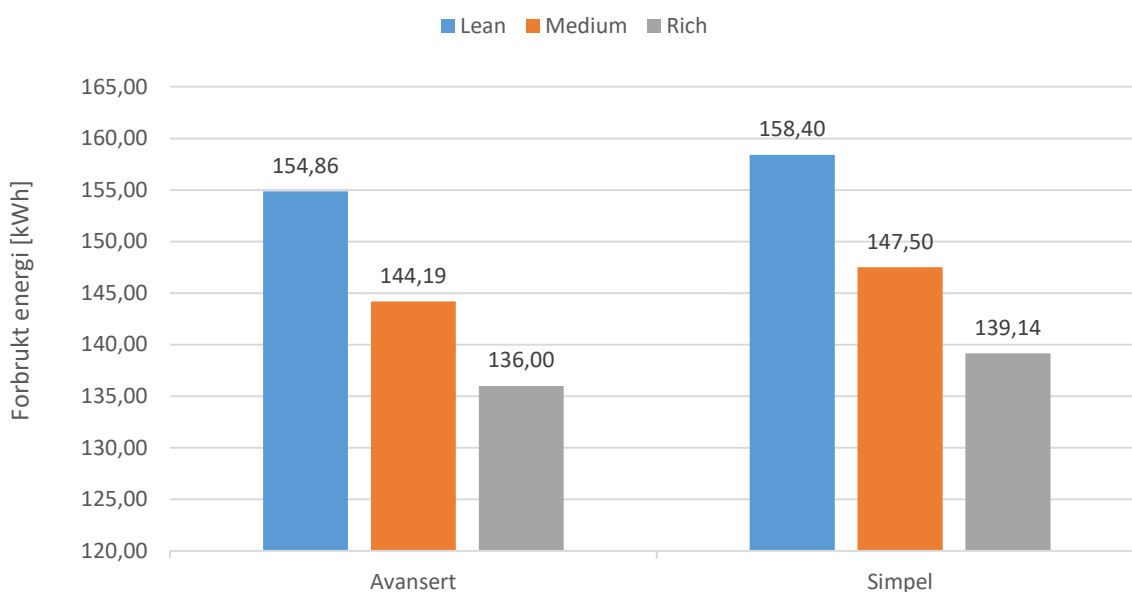
Som en kan se av Figur 8-15 oppnår en litt høyere temperatur etter trykkavlastning ved bruk av JT-ventil framfor turbin, noe som også er forventet. Forskjellen er minst ved Lean LNG, og størst med Rich LNG. Til tross for at vi får ut minst arbeid fra turbinen ved trykkavlastning av Rich LNG får vi lavest temperatur ved trykkavlastning med turbin.

Årsaken til den lave temperaturen er at Rich LNG grunnet sin store andel av tunge hydrokarboner er lettere å kjøle. Dette skyldes at de tunge hydrokarbonene er underkjølte, og ikke fordamper. Lean LNG har derimot veldig liten andel tunge hydrokarboner, og krever mer energi for å kjøle.

Videre ser vi at temperaturfallet fra Rør 3 til Rør 8 er større for Lean LNG enn for Rich. Dette skyldes at Rich er nærmere inversjonstemperaturen enn Lean, og at trykkendringer dermed får mindre utslag på Rich.

8.1.3 Kraftbehov

Det er blitt gjort analyse av hvordan ulik komposisjon, trykkavlastning og end flash påvirker energibehovet ved LNG-produksjon. Beskrivelse av spesifikt energibehov er gjort helt i starten av kapittel 8.1 som en del av hovedresultatene.

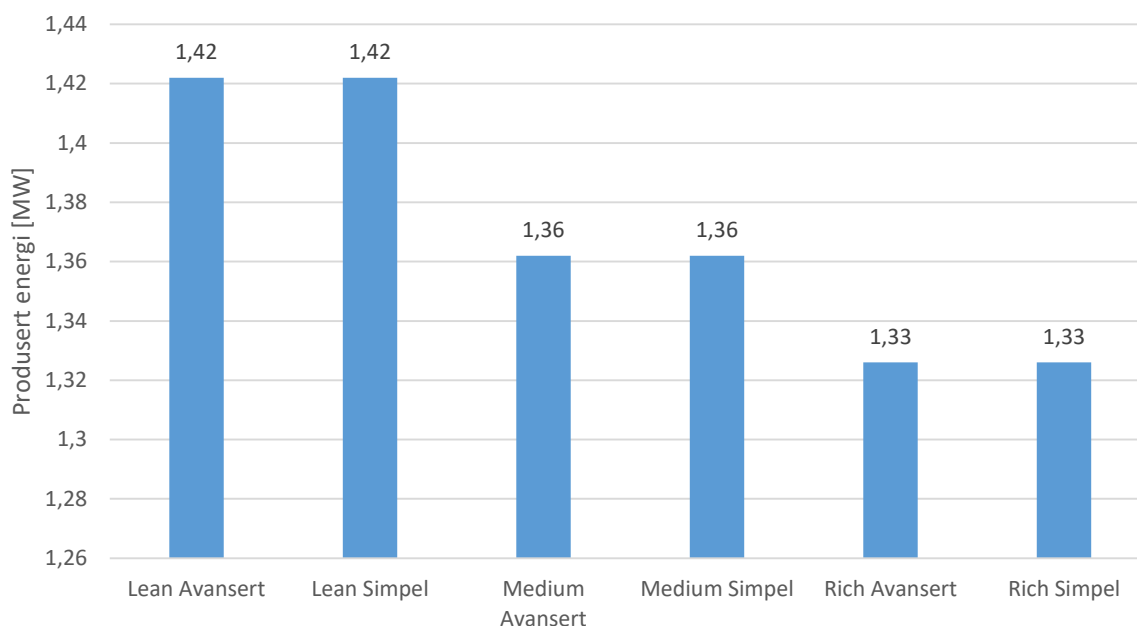


Figur 8-16 - Energibehov for ulike komposisjoner og End Flash-løsninger ved kondensering av LNG ved massestrøm på 550 tonn pr time.

Som en kan se i Figur 8-16 blir det totale energibehovet for kondenseringsanlegget ved massestrøm fødegass på 550 tonn pr time i området 136,0 til 158,4 MW. Dette er en ganske stor forskjell, og tilsvarer ved bruk av ligning (17) fra appendiks F at det høyeste forbruket er over 13 % større enn det laveste. Årsaken til forskjellene er komposisjon. Detaljert beskrivelse om hvorfor komposisjonen gjør at forskjellene blir store ble omtalt under spesifikt energibehov helt i starten av kapittel 8.1.

Årsakene til ulikt kraftbehov mellom Avansert og Simpel End Flash kommer av at Avansert End Flash kun kjøles til -153 grader C i *Liquefier* som vist i Figur 8-4. De siste 2 gradene ned til -155 får den i *Koker*. Dette gjør at energibehovet blir noe mindre, ettersom det kjøles mindre.

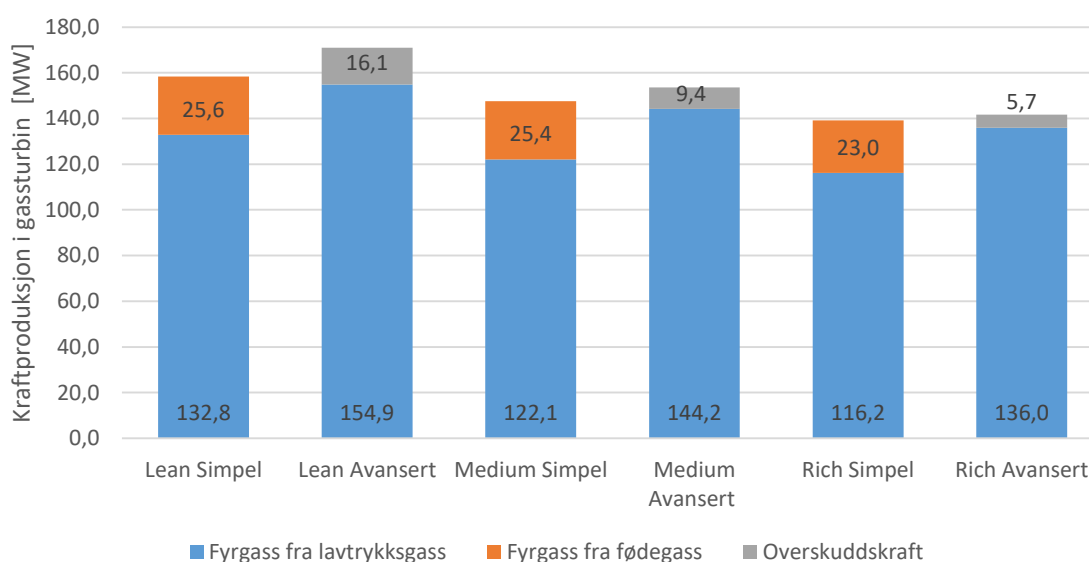
Kraftbehovet vist i Figur 8-16 er $W_{LNG-Anlegg}$, og beregnet med ligning (7) i kapittel 5.12.4.



Figur 8-17 - Energi produsert i turbin ved trykkavlastning ved massestrøm fødegass på 550 tonn pr time med ulik End Flash

I Figur 8-17 kan en se at ved trykkavlastning av fødegassen fra 60 barg til 0,25 barg ved hjelp av turbin kan produsere i området 1,32 til 1,42 MW. Dette er energi som kan drive pumper eller kompressor, eller via generator kan levere strøm til internt strømnnett.

Komposisjonen på fødegassen har betydning for hvor mye en kan få fra turbinen. Rich leverer minst energi, Lean mest. Årsaken til dette er lik årsaken rundt spesifikk energi for kondenseringsanlegget, andelen tunge hydrokarboner. Merk Effektforbruk for LNG-anlegget, $W_{\text{LNG-Anlegg}}$ vist i Figur 8-16 er netto kraftbehov som må dekkes av gassturbinene. Det vil si kraft fra turbin er trukket fra forbruket fra kuldeanlegget.



Figur 8-18 - Energi produsert fra lavtrykksgass og fødegass i gassturbin. Massestrøm fødegass er på 550 tonn pr time, med ulik komposisjon og end flash. Blå kraft viser kraft produsert fra lavtrykksgass. Oransje viser kraft som må produseres fra fødegass fordi lavtrykksgassen ikke gir tilstrekkelig fyrgass til å dekke hele kraftbehovet til LNG-anlegget.

Lavtrykkgass fra End Flash og Lagertank går i Basecase til gassturbin. Fra Figur 8-18 kan en se at energien produsert i gassturbin varierer med både komposisjon og valg av trykkavlastning. Energiproduksjonen er i området 116 MW til 171 MW.

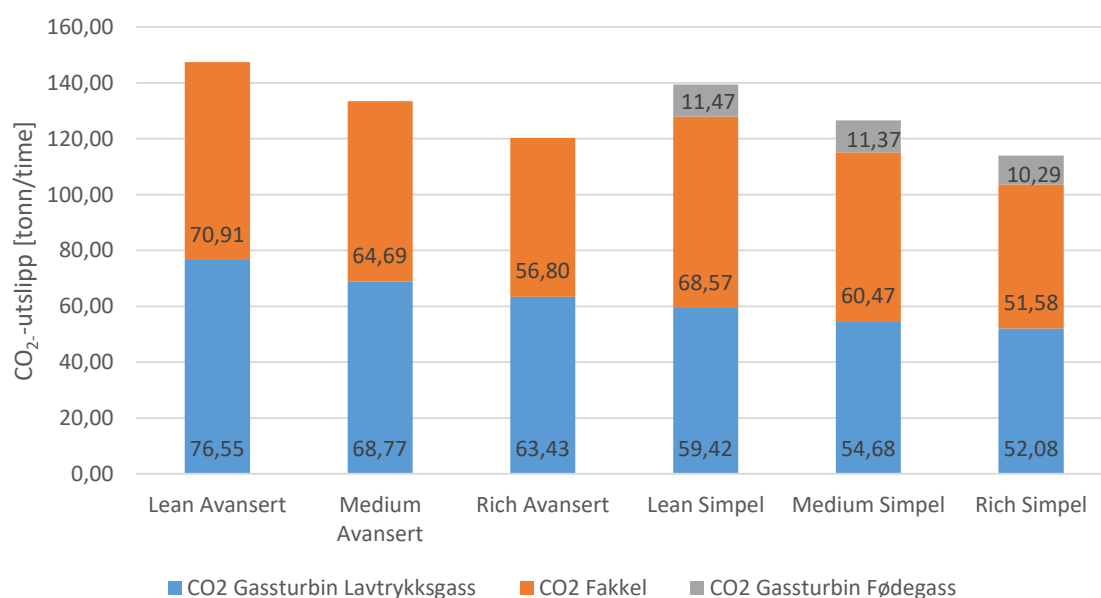
For å få LNG-anlegget i balanse med tanke på kraft må energibehovet for hele LNG-anlegget, W_c vist i Figur 8-16 være lik produsert kraft i gassturbinene. I Figur 8-18 er kraft produsert fra Lavtrykkgass blå. Optimalt sett skulle denne vært lik Figur 8-16. Som en kan se av Figur 8-18 er ikke dette tilfelle. Med simpel End Flash vil det for alle komposisjoner bli for lite kraft, og en må få fyrgass fra fødegass. For Avansert End Flash vil det bli overskudd av kraft i området 5,7 til 16,1 MW som må forbrukes.

De samme mønsteret vi ser fra resultatene til Simpel End Flash observeres med løsningen Ingen End Flash. Om en bruker JT i stedet for turbin vil, uavhengig av End Flash, netto kraftproduksjon være positiv. Dette tyder på at det ved bruk av turbin muligens er mulig å redusere temperaturen i Rør 2 noe for å få litt varmere LNG, og dermed mer flash etter turbinen. Dette er ikke undersøkt, og må eventuelt sees nærmere på i videre arbeid.

8.1.4 CO₂-utslipp

Data fra HYSYS viser at CO₂-utslipp fra gassturbin ved forbrenning av lavtrykkgass er 0,448 tonn pr MW. Dette gjelder uavhengig av komposisjon på fødegassen, ettersom fyrgassen til gassturbin består av metan og nitrogen i alle tilfellene det ble brukt gassturbin i analysen. Målingene er før øvrig funnet å gjelde for alle simuleringene som er gjort.

Som nevnt i kapittel 5.13 er det antatt at utslippene ved forbrenning av lavtrykkgass og fødegass til fyrgass er like. Dette fordi det hovedsakelig er metan som brennes som fyrgass, og som har samme utslipp CO₂ uavhengig om det kommer som lavtrykkgass eller som fødegass oppstrøms kondenseringsanlegget.



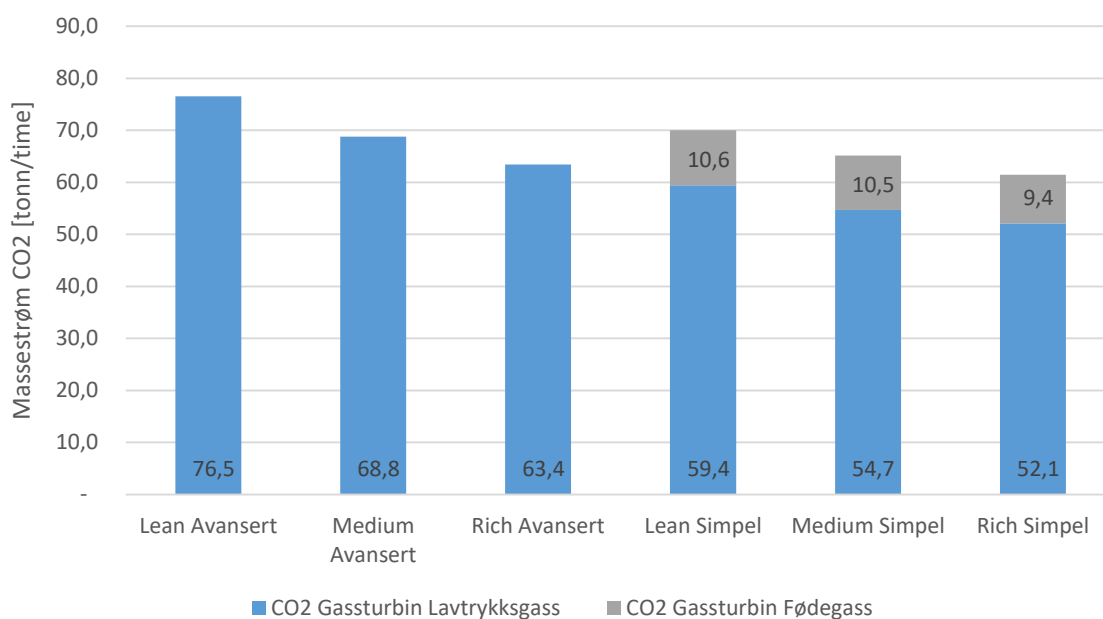
Figur 8-19 - CO₂-utslipp fra gassturbin og fakkell. Merk at en ved Simpel End Flash også har CO₂-utslipp fra fyrgass fra fødegass.

Som en kan se av Figur 8-19 er CO₂-utslippet for Basecase i området 114 000 til 147 000 kg pr time. Utslippene er fordelt mellom fakkell og gassturbin. Gassturbinen får ved Simpel End Flash fyrgass fra fødegass ettersom massestrøm lavtrykksgass ikke er stor nok til å dekke kraftbehovet til LNG-anlegget alene. CO₂-utslippet varierer naturlig nok med massestrøm lavtrykksgass, der stor massestrøm gir mer fyrgass som igjen gir mer CO₂-utslipp. Detaljer om massestrøm lavtrykksgass for Basecase finnes i kapittel 8.1.1.

Ved løsningen Ingen End Flash får en tilnærmet samme resultater som Simpel End Flash, ettersom de har tilnærmet lik massestrøm lavtrykksgass.

8.1.5 Normal drift

Det ble utført analyse av Basecase i normal drift, uten LNG-båt til kai. I normal drift kommer kun lavtrykksgass fra lagertank og End Flash.

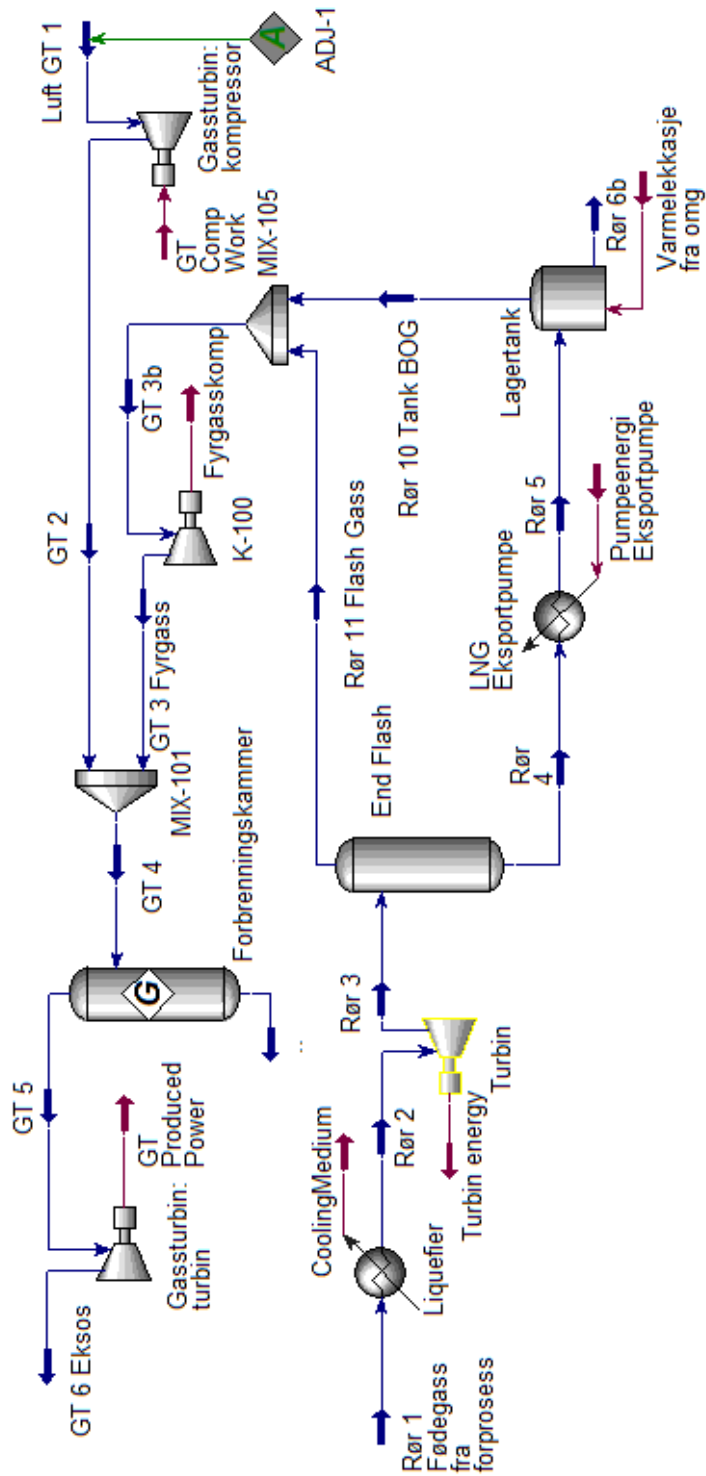


Figur 8-20 - CO₂-utslipp ved normal drift. Forskjellen fra båtlasting er at en ikke har fakkelen, og får dermed mindre CO₂-utslipp.

Eneste forskjellen fra lasting til normal drift er at det ved båtlasting tilføres Båt-BOG til lavtrykksgassen, samt at en ikke forbruker kraft til LNG lastepumper på 2 MW. Båt-BOG går rett til fakkell, og forbruker ingen ekstra effekt. Dette gjør at resultatene fra normal drift er lik båtlasting, bortsett fra at kraftbehovet er 2 MW mindre for alle case, ettersom lastepumpene ikke er i bruk.

I tillegg er CO₂-utslippet som nå er redusert. Som en kan se av Figur 8-20 er massestrøm CO₂ fra Basecase i normal drift 61,5 til 76,5 tonn/time. Dette fordi fakkelen ikke lenger er i bruk, og massestrøm lavtrykksgass til fyrgass er konstant.

Se Figur 8-21 for illustrasjon av Basecase i normal drift.

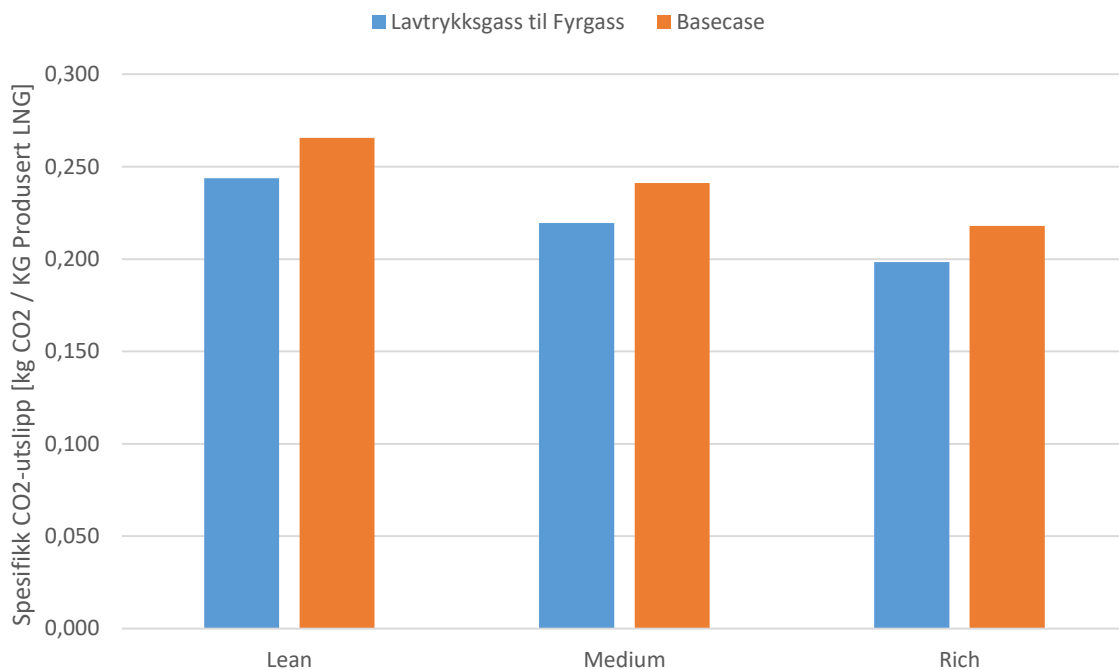


Figur 8-21 - Illustrasjon av Basecase ved normal drift. Lavtryksgass fra End Flash og lagertank til gassturbin. Ingen Båt-BOG, fakkell ikke i bruk.

8.2 Analyse av lavtrykksgass til fyrgass

Det ble utført analyse av Lavtrykksgass til fyrgass. Dette ble utført med lavtrykksgass fra End Flash, Tank-BOG og Båt-BOG til fyrgass. Fakkell er ikke lenger i bruk i normal drift, kun ved operasjonelle problemer. Til trykkavlastning ble det simulert med både turbin og JT-ventil, for å ha mulighet til å se påvirkningen. I tillegg ble det simulert med de ulike End Flash-løsningene.

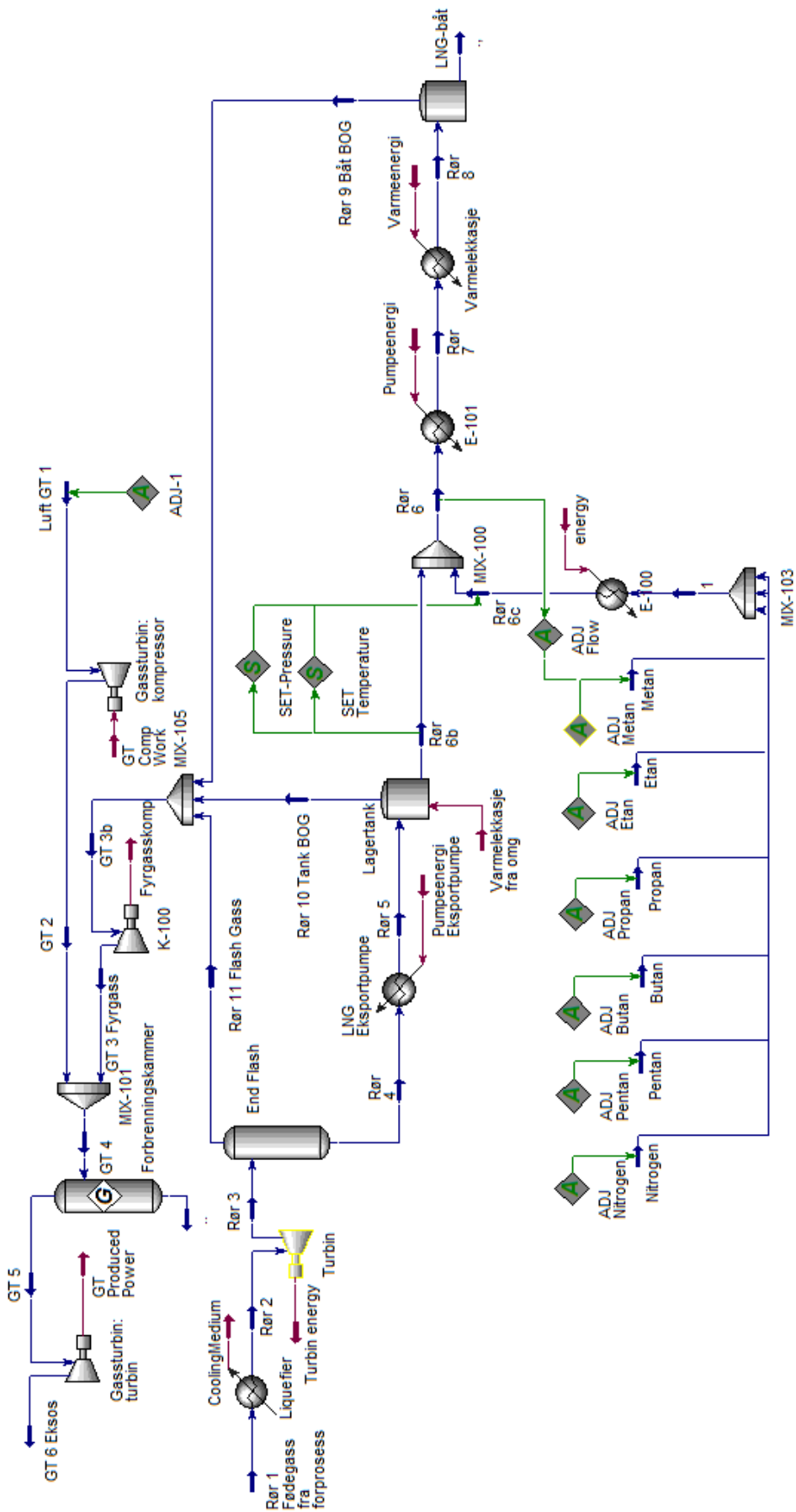
Hovedresultater er lik Basecase for både spesifikt energibehov og massestrøm produsert LNG, og kan sees i Figur 8-1 for spesifikt energibehov og Figur 8-2 for massestrøm produsert LNG. Dette er fordi det ikke er gjort noe med kondenseringsprosessen og varmelekkasjer. Dermed er massestrøm lavtrykksgass konstant.



Figur 8-22 - Spesifikt CO₂-utslipp for Lavtrykksgass til Fyrgass sammenlignet med Basecase

Forskjellen fra Lavtrykksgass til fyrgass og Basecase er at netto strømforbruk er mye større. Dette skyldes at lavtrykksgass fra LNG-båt nå går til fyrgass. Dette gir positivt netto kraftbehov uavhengig av trykkavlastning, end flash og komposisjon. I tillegg til at det blir overskuddskraft tilgjengelig. Som en kan se i Figur 8-22 gjør dette at en dermed får lavere CO₂-utslipp for Sempel End Flash, ettersom en slipper å bruke fødegass til fyrgass.

Illustrasjon av hvordan Lavtrykksgass til Fyrgass er simulert i HYSYS kan sees i Figur 8-23.



Figur 8-23 - Lavtryksgass til fyrgass. End Flash i enkel separator. Både Flash gass, tank-BOG og båt-BOG går til fyrgass.

8.2.1 Massestrøm lavtrykksgass

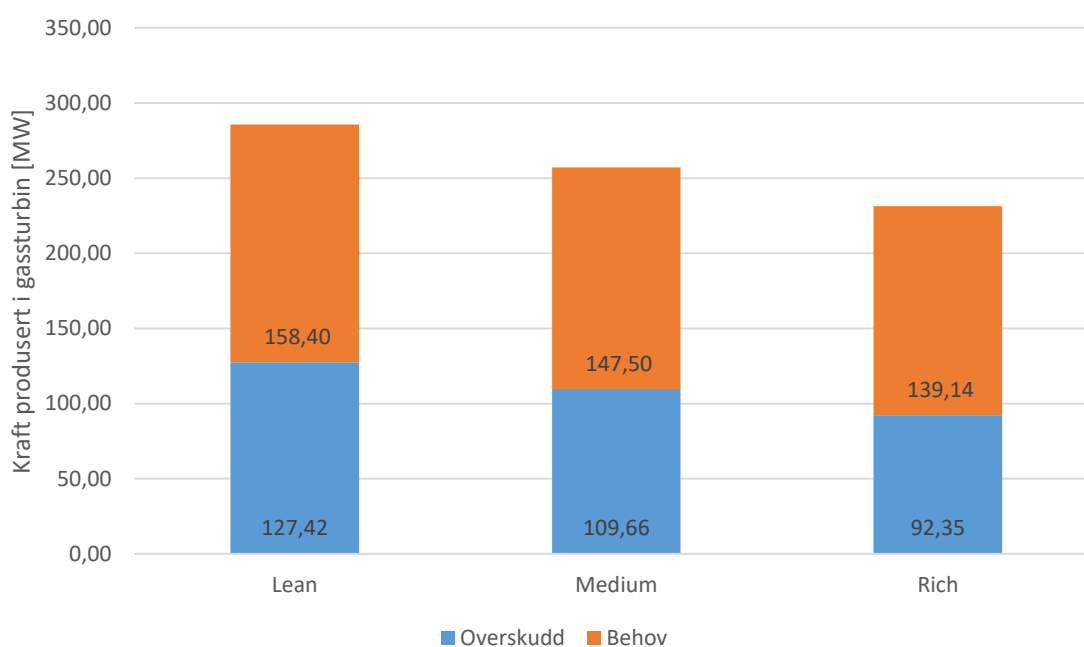
Ettersom det ikke er gjort endringer fra Basecase med tanke på kondenseringsprosessen og varmelekkasjer til prosessen er alle massestrømmer lavtrykksgass lik Basecase. Dette gjør også at produsert LNG er lik Basecase. Dette gjelder uavhengig av komposisjon, End-Flash og trykkavlastning.

8.2.2 Temperaturer

Temperaturer til LNGen er lik Basecase. Dette er på grunn av at det ikke er gjort endringer som påvirker temperaturer til LNGen.

8.2.3 Kraftbehov

Det er blitt gjort en analyse for kraftbehovet ved Lavtrykksgass til Fyrgass. Energibehovet til prosessen er lik Basecase, ettersom det ikke er gjort endringer på kondenseringsanlegget. Dette gjør at spesifikt energibehov for kondenseringsanlegget er helt likt.



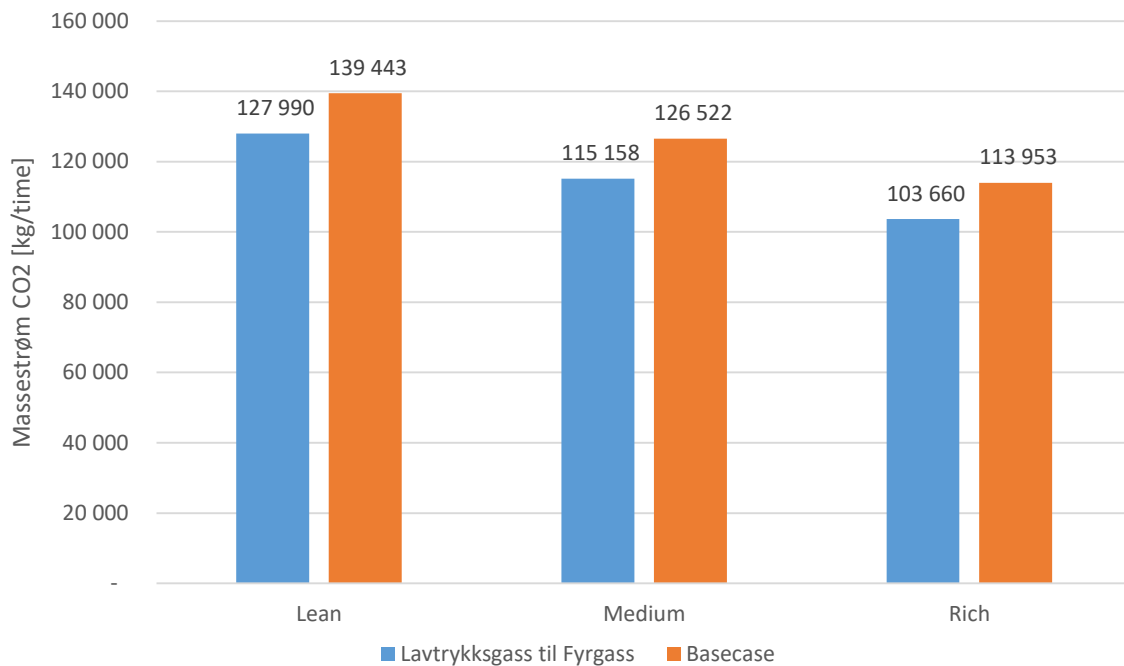
Figur 8-24 - Energi produsert i gassturbin med lavtrykksgass fra End Flash, lagertank og båt.

Som en kan se i Figur 8-24 er derimot energi produsert i gassturbin mye høyere enn Basecase. Dette skyldes at Båt-BOG ikke lenger forbrennes i fakkell, men nyttiggjøres som fyrgass til gassturbin. Dette fører til at det ved bruk av Simpel End Flash produseres mellom 231 og 286 MW i gassturbinen. Kraftbehovet til LNG-anlegget har derimot ikke endret seg. Dette gjør at en får mye overskuddsenergi. Rich får overskuddsenergi på 92 MW, mens Lean grunnet større massestrøm avtrykksgass får hele 127,4 MW.

Overskuddsenergi på rundt 100 MW kan bli utfordrende, og må håndteres på et vis. En kan først forsøke å kjøle mer i kondenseringsanlegget, og redusere temperaturen fra -155 som er brukt i simuleringen. Dette vil gi noe redusert massestrøm lavtrykksgass. Samtidig er det lite trolig at det vil gi 100 MW mindre.

Dette gjør at en må vurdere å kondensere Båt-BOG for å redusere massestrøm fyrgass, altså en kombinasjon med Lavtrykksgass til Fødegass. Om en har anledning kan det også være mulighet til å eksportere gassen fra LNG-anlegget til ekstern forbruker. En siste, men lite sannsynlig løsning, er at en kan produsere kraften i gassturbin, og eksportere kraften via eksternt strømnett. Dette stiller høye krav til strømnettet. Analyse av hvordan en skal håndtere overskuddskraft som oppstår ved båtlastning på rundt 100 MW bør gjøres som videre arbeid.

8.2.4 CO₂-utslipp



Figur 8-25 - CO₂-utslipp fra Lavtrykksgass til fyrgass

CO₂-utslippet for Lavtrykksgass til fyrgass er noe lavere enn Basecase. Dette skyldes at all lavtrykksgass går til fyrgass, som igjen gjør at en slipper å få fyrgass fra fødegass som en måtte i Basecase. Dette er illustrert i Figur 8-25. Dette gjelder uavhengig av komposisjon. Ved bruk av Avansert End Flash vil en derimot få samme resultat som Basecase, ettersom Avansert End Flash produserer tilstrekkelig Kraft med bare Lavtrykksgass.

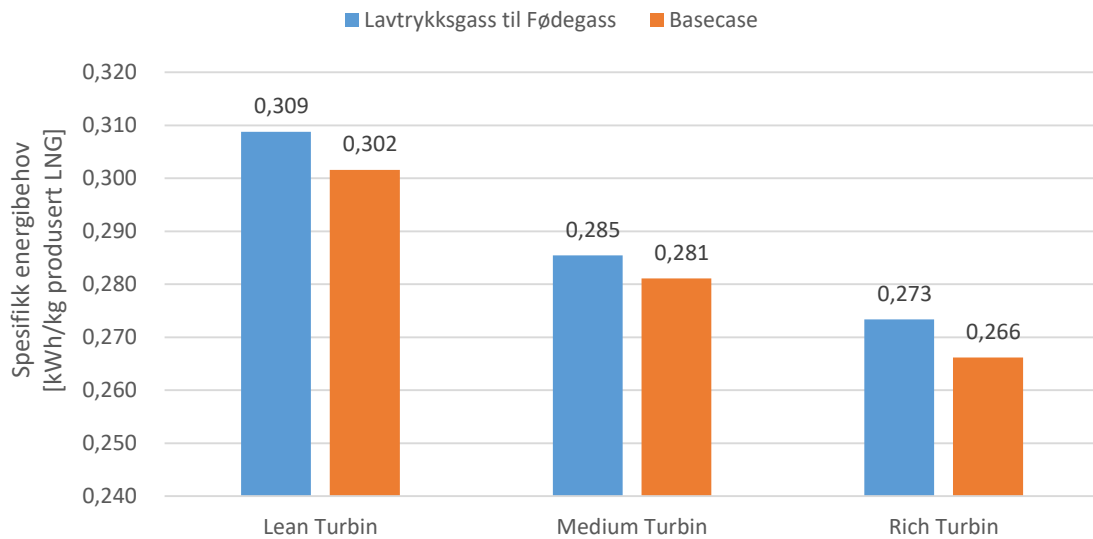
8.2.5 Normal drift

Det ble utført analyse av Lavtrykksgass til Fyrgass i normal drift, uten LNG-båt til kai. I normal drift kommer kun lavtrykksgass fra lagertank og End Flash. Dette gjør at denne simuleringen blir helt lik Basecase i normal drift. Se kapittel 8.1.5 for detaljer.

Etttersom hovedresultater for Lavtrykksgass til Fyrgass er lik Basecase er sammenligningen gjort mellom Basecase i normal drift og Basecase ved båtlastning også gjeldende her.

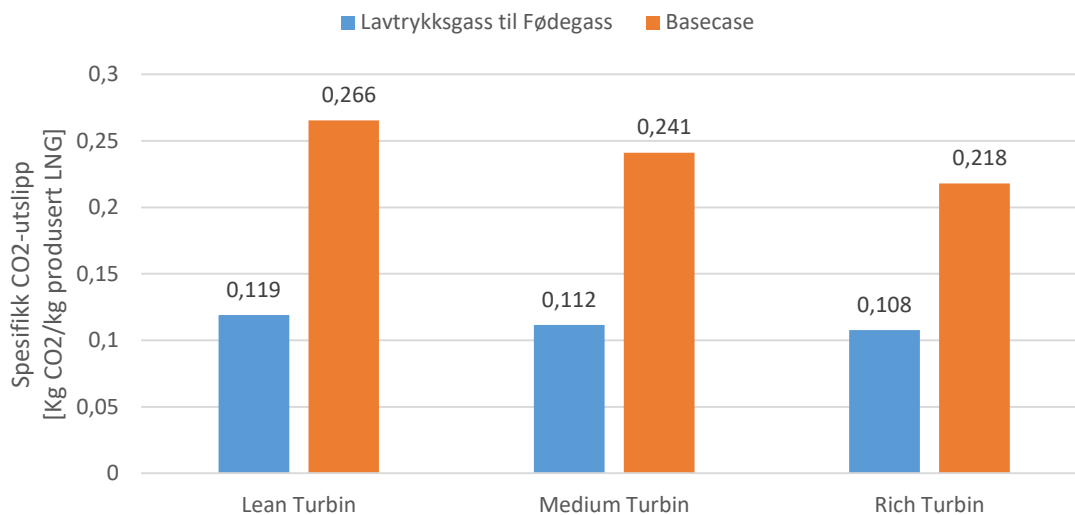
8.3 Analyse av lavtrykkgass som fødegass

Det ble utført analyse av Lavtrykkgass til fødegass. Dette ble utført med lavtrykkgass fra End Flash og Tank-BOG til fyrgass, og Båt-BOG komprimert og blandet med fødegassen.



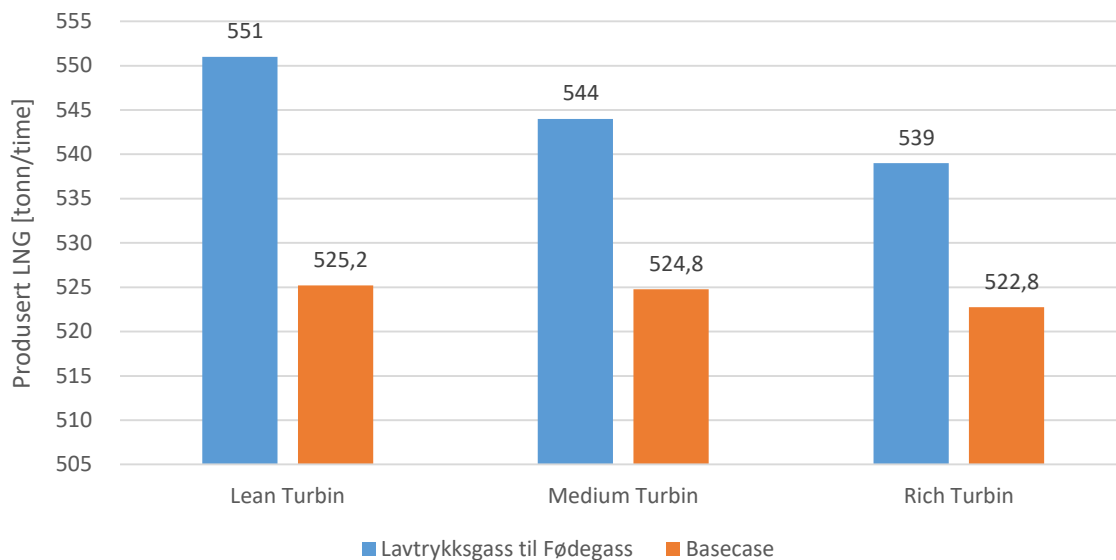
Figur 8-26 - Spesifikt Energibehov for Lavtrykkgass til Fødegass.

Fra hovedresultatene fra simuleringen av Lavtrykkgass til Fødegass som en kan se av Figur 8-26 er spesifikt energibehov er høyere enn i Basecase. Dette skyldes at resirkuleringen av Båt-BOG gir høyere massestrøm produsert LNG.



Figur 8-27 - Spesifikk CO₂-utslipp pr kilogram produsert LNG ved bruk av Sempel End Flash og turbin.

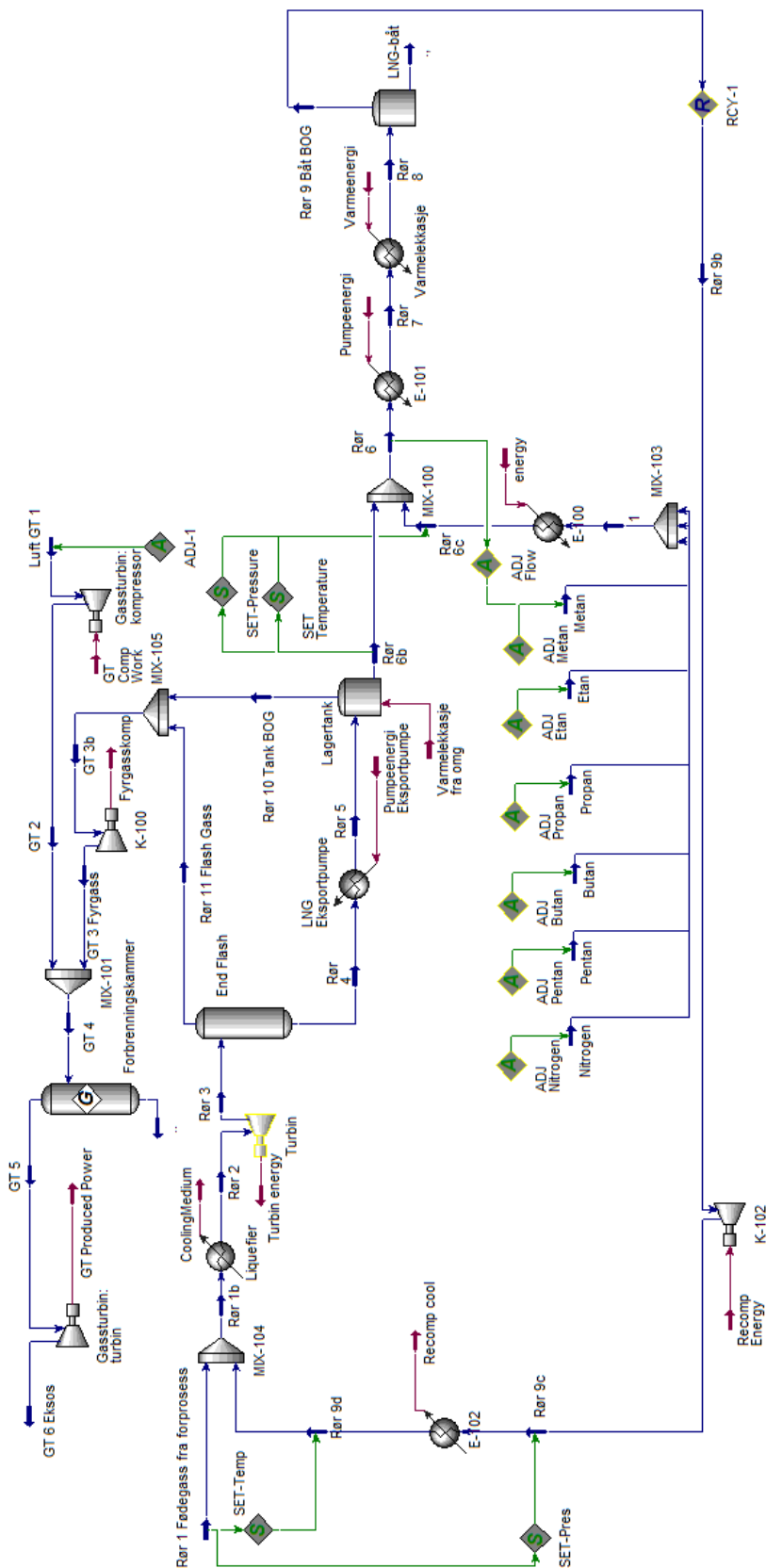
Som en kan se av Figur 8-27 er spesifikt CO₂-utslipp betydelig lavere for Lavtrykkgass til Fødegass enn Basecase.



Figur 8-28 - Produsert LNG ved Lavtrykkgass som fødegass.

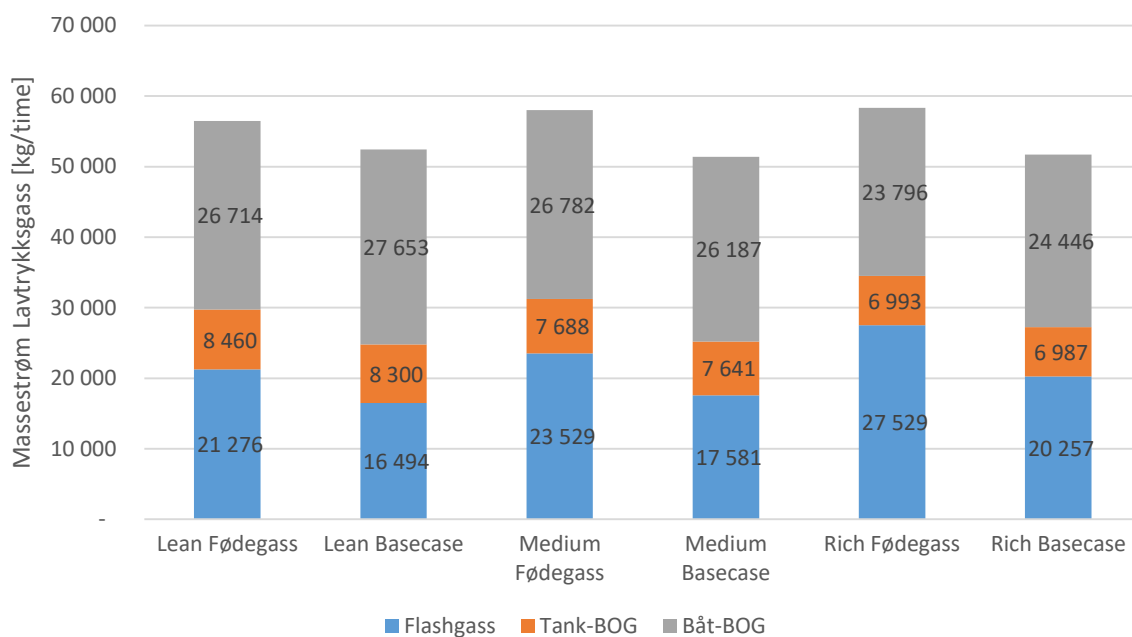
Som en kan se av Figur 8-28 er massestrøm produsert LNG noe høyere for Lavtrykkgass til Fødegass enn for Basecase. Dette skyldes resirkuleringen av lavtrykkgass.

Detaljer om CO₂-utslipp, kraftbehov, temperaturer og massestrøm produsert LNG følger i de neste delkapitlene. Illustrasjon av Lavtrykkgass som Fødegass simulert i HYSYS kan sees i Figur 8-29.



Figur 8-29 - Lavtryksgass som fødegass. Båt-BOG rekomprimeres, og blandes med fødegass oppstrøms kondenseringsanlegget. Enkel End Flash i separator, hvor Flash Gass og Tank-BOG går til fyrgass.

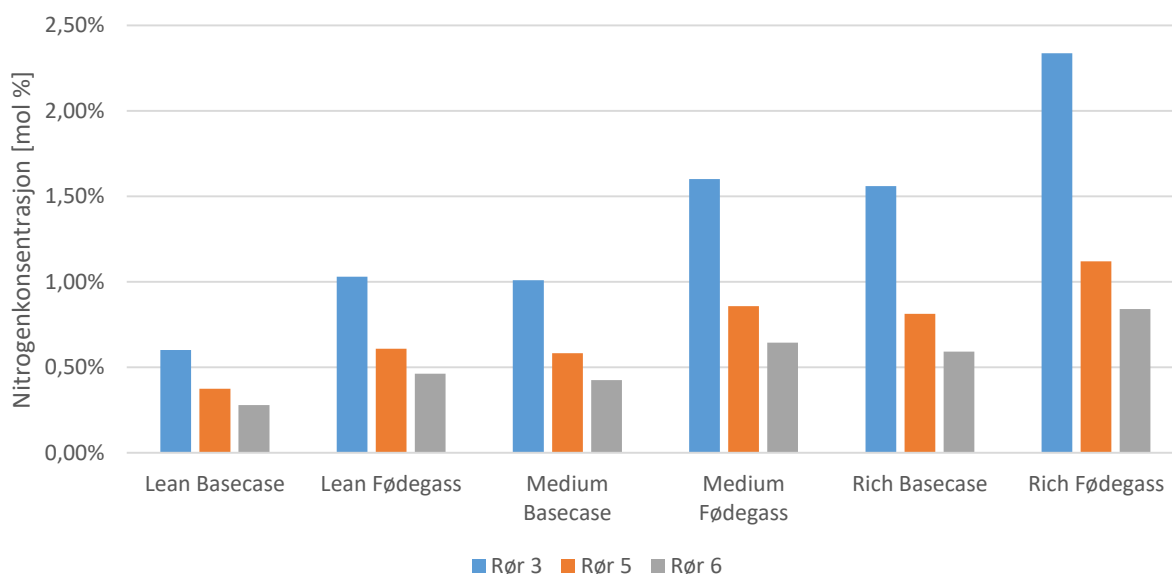
8.3.1 Massestrøm lavtrykksgass



Figur 8-30 - Massestrøm lavtrykksgass med bruk av Simpel End Flash og turbin

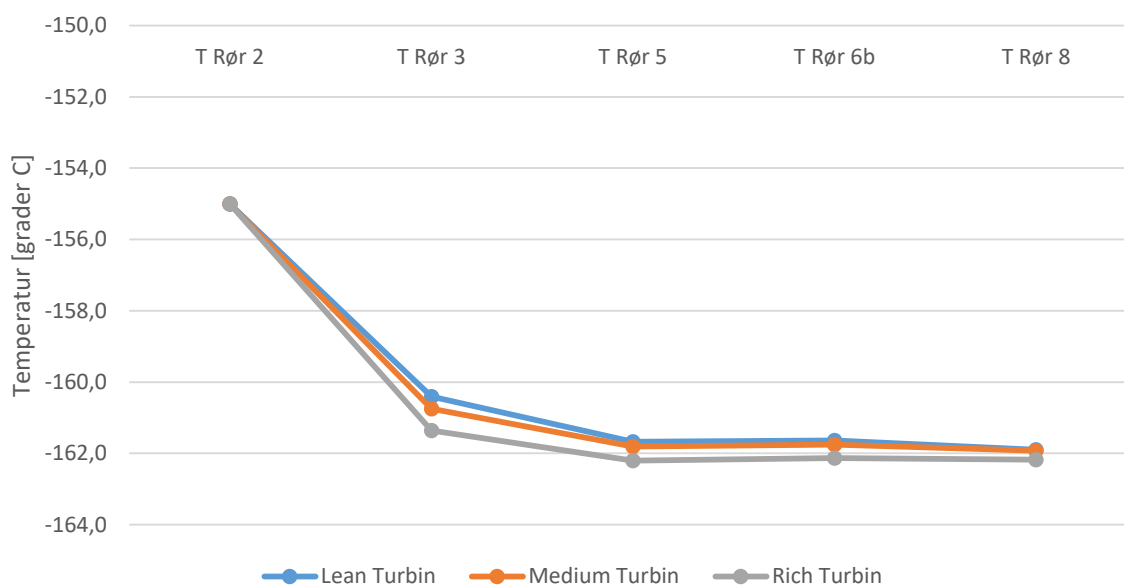
Som en kan se i Figur 8-30 varierer massestrøm lavtrykksgass fra 56 000 til 58 000 kg pr time for Lavtrykksgass til Fødegass. Sammenlignet med Basecase er massestrømmen ganske lik, Lavtrykksgass til Fødegass har totalt sett 4000 til 6000 kg pr time mer lavtrykksgass enn Basecase.

Som en kan se Figur 8-31 gir sirkulasjon av Båt-BOG til fødegass høyere nitrogenkonsentrasjon. Dette var også ventet. Dette er årsaken til økt massestrøm lavtrykksgass.



Figur 8-31- Nitrogenkonsentrasjon for fødegass ved Lavtrykksgass til Fødegass

8.3.2 Temperaturer



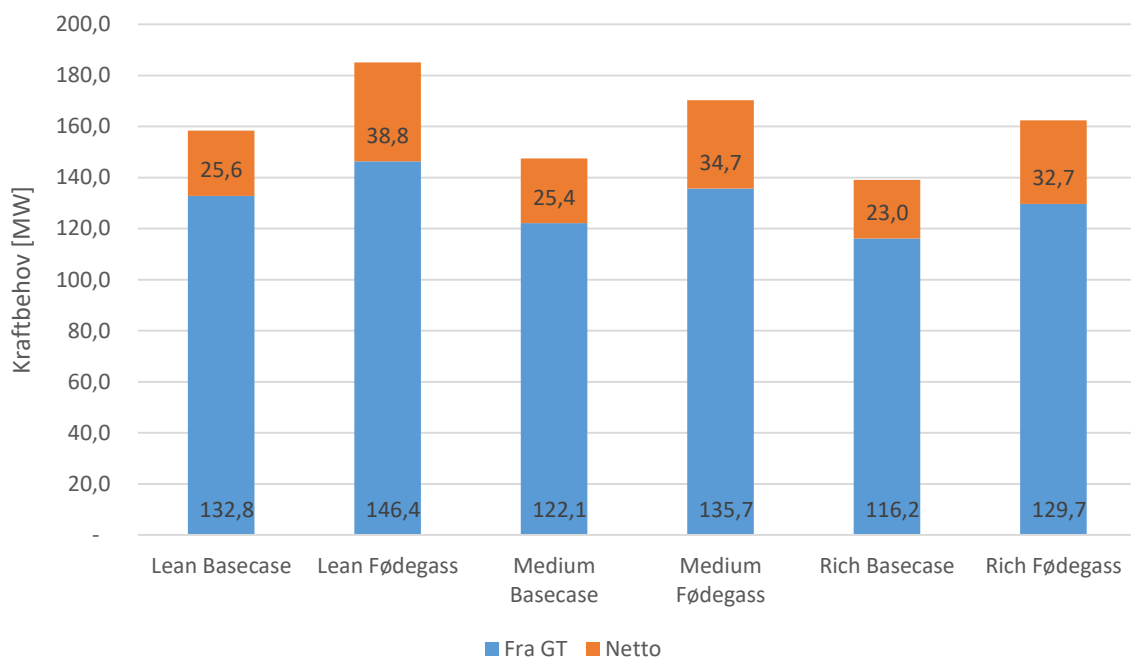
Figur 8-32 - Temperaturprofil for ulike komposisjoner fødegass nedstrøms kondenseringsdelen av LNG-anlegget. Merk at det er utført punktvis målinger, og linjene mellom kun er for å gjøre visualisering av endring lettere

Som en kan se av Figur 8-32 følger temperaturprofilen på LNG nedstrøms trykkavlastningen ved Lavtrykksgass som Fødegass samme mønsteret som Basecase. Likevel er temperaturene noe lavere, i området 0,5 til 1 grad lavere. Årsaken til dette er økt nitrogeninnhold i fødegassen, som igjen skyldes resirkulering av Båt-BOG.

8.3.3 Kraftbehov

Kraftbehovet til Lavtrykksgass til fødegass ligger som en ser av Figur 8-33 noe over forbruket til Basecase, i området 23 til 27 MW mer enn Basecase. Dette skyldes at massestrømmen ved Lavtrykksgass til Fødegass er høyere, samt at nitrogenkonsentrasjonen også er høyere. Begge skyldes resirkuleringen av Båt-BOG. I tillegg har Lavtrykksgass til fødegass en kompressor K-102, vist i Figur 8-23, med forbruk i området 3 til 4 MW som bidrar til økt energibehov.

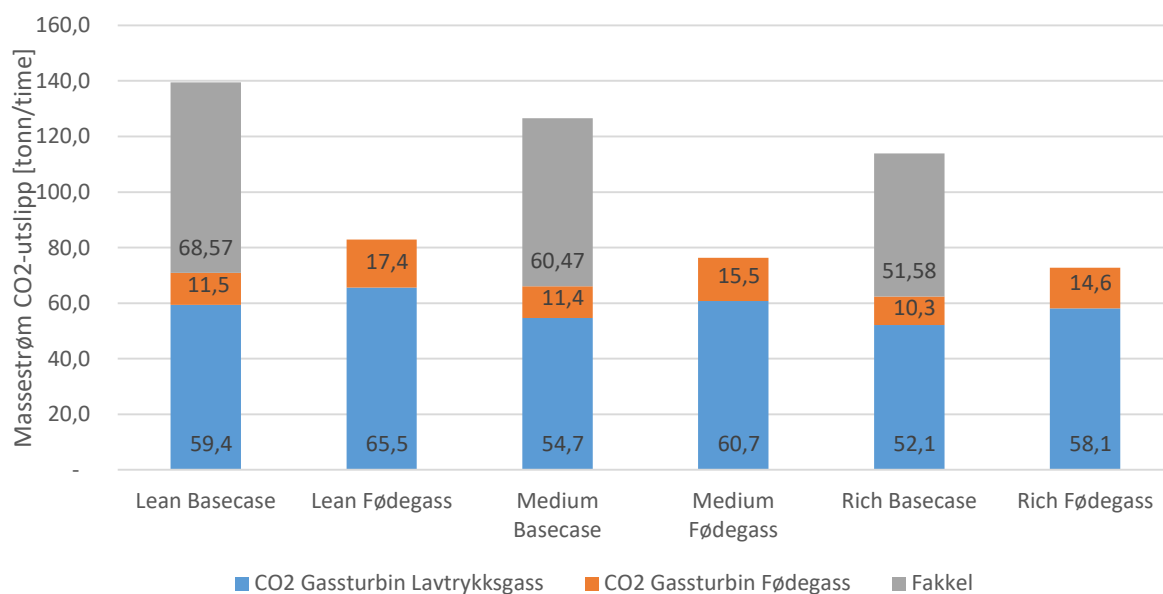
Til tross for høyere massestrøm produsert LNG ved Lavtrykksgass til Fødegass gir det høyere kraftbehovet totalt sett høyere spesifikt energibehov enn Basecase.



Figur 8-33 - Netto kraftbehov for Lavtrykkgass til Fødegass. Som en ser må det i tillegg til lavtrykkgass benyttes fyrgass fra fødegass for å få tilstrekkelig kraft

Som en ser av Figur 8-33 er kraft produsert fra lavtrykkgass ikke tilstrekkelig for å levere nok kraft til LNG-anlegget. Samme som for Basecase må en benytte fyrgass fra lavtrykkgass for å få tilstrekkelig kraft.

8.3.4 CO₂-utslipp



Figur 8-34 - CO₂-utslipp fra gassturbin ved bruk av Sempel End Flash og turbin.

Som en kan se av Figur 8-34 er CO₂-utslippet fra gassturbin i området 72,2 til 82,9 tonn pr time for Lavtrykkgass til Fødegass mot hele 113,9 til 139,5 ved Basecase. En får såpass mye lavere utslipp grunnet en får kondensert mye av metanet som fordampner som Båt-BOG, og

dermed blir det mindre som brennes. Dette gjør igjen at massestrøm produsert LNG, vist i Figur 8-28, er høyere for Lavtrykksgass til Fødegass enn Basecase.

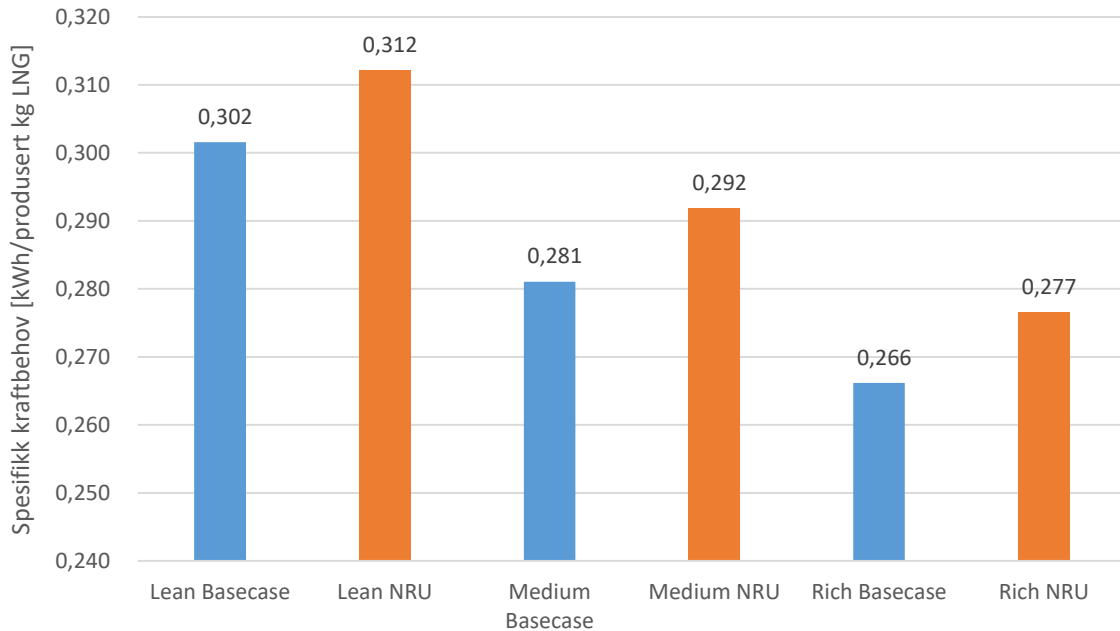
8.3.5 Normal drift

Det ble utført analyse av Lavtrykksgass til Fødegass i normal drift, uten LNG-båt til kai. I normal drift kommer kun lavtrykksgass fra lagertank og End Flash. Dette gjør at denne simuleringen blir helt lik Basecase i normal drift. Se kapittel 8.1.5 for detaljer.

Kraftbehov for Lavtrykksgass til Fødegass ved normal drift blir tilsvarende Basecase, uavhengig av om det er båtlasting eller ikke. Dette tilsvarer i området 132 til 147 MW ved bruk av Simpel End Flash og turbin.

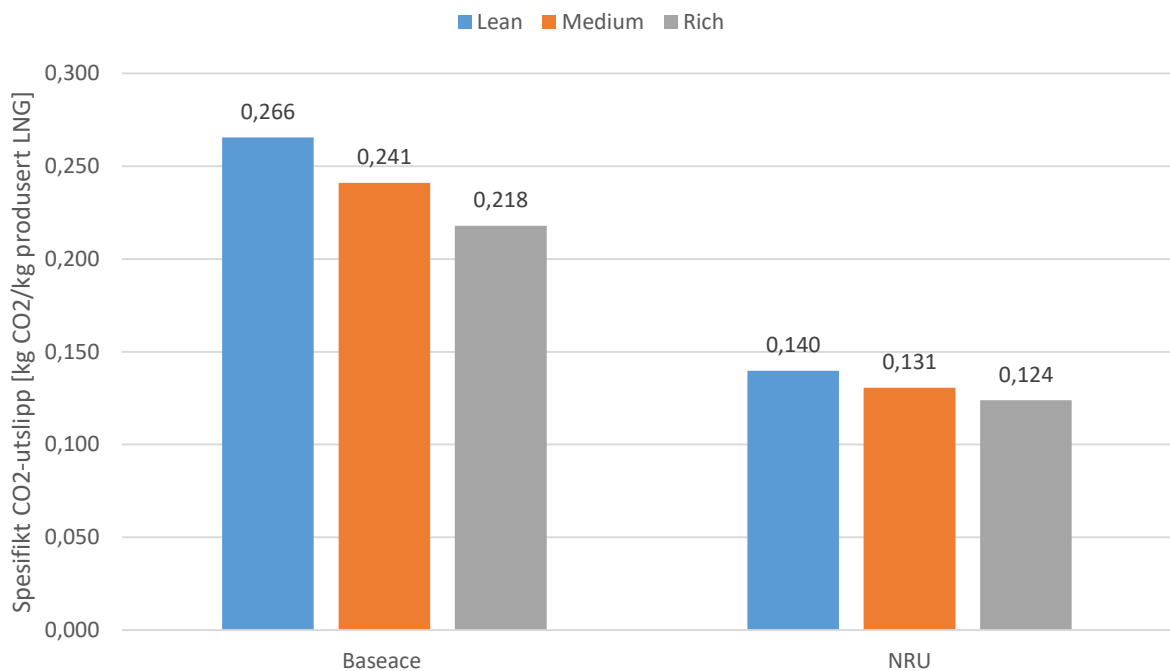
8.4 Analyse av lavtrykkgass til Intern NRU

Det ble utført analyse av Lavtrykkgass til Intern NRU. Dette ble utført med lavtrykkgass fra End Flash, Tank-BOG og Båt-BOG komprimeres og separeres i NRU. Nitrogen går til atmosfære, metan returneres til End Flash.



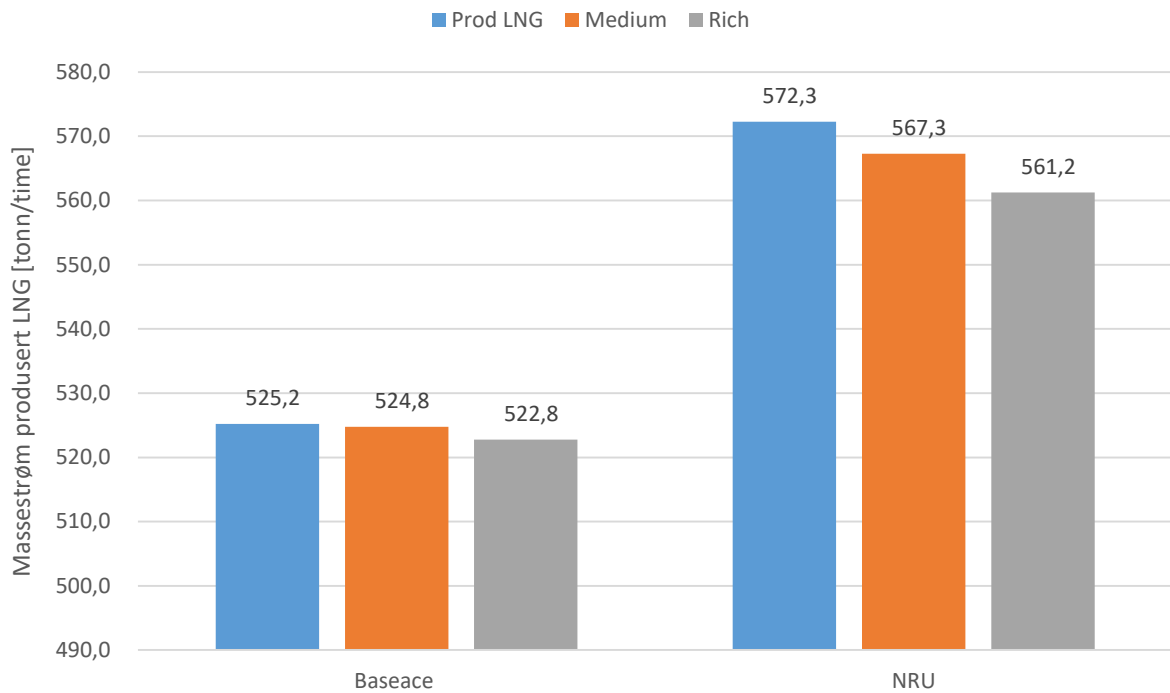
Figur 8-35 - Spesifikk energibehov pr kilogram produsert LNG.

Fra hovedresultatene i Figur 8-35 kan vi se at Lavtrykkgass til Intern NRU som ventet i kapittel 4.6 gir høyere spesifikt energibehov.



Figur 8-36 - Spesifikt CO2-utslipp for NRU

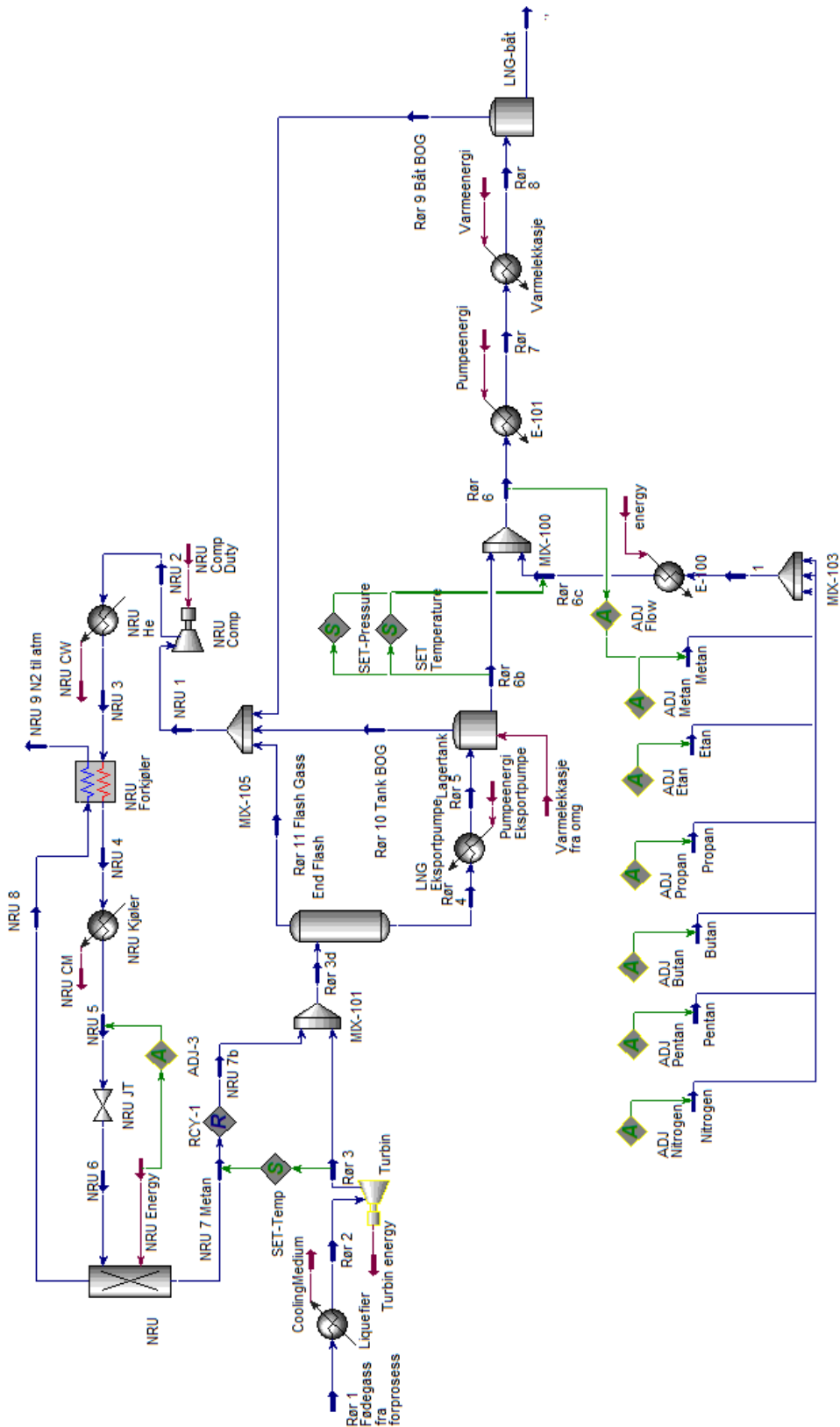
Som en kan se av Figur 8-36 har Basecase høyere spesifikt CO₂-utslipp enn Lavtrykksgass til NRU.



Figur 8-37 - Produsert LNG, inkludert returnert LNG fra NRU

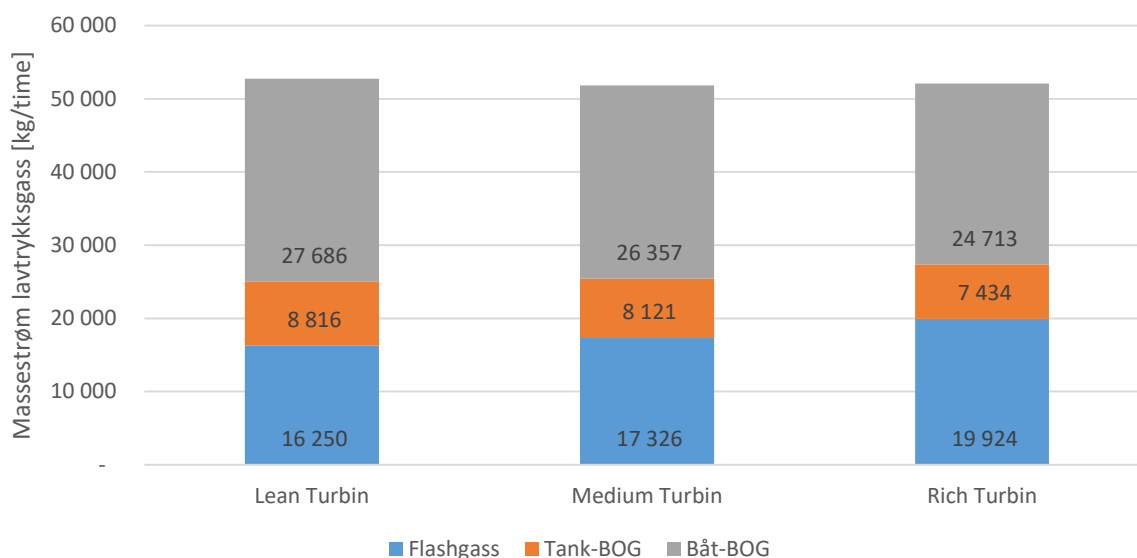
Som en kan se av Figur 8-37 har Lavtrykksgass til NRU høyere massestrøm produsert LNG enn Basecase. Dette gjelder for alle komposisjoner.

Detaljer om CO₂-utslipp, kraftbehov, temperaturer og massestrøm produsert LNG følger i de neste delkapitlene. Se Figur 8-38 for illustrasjon av hvordan Lavtrykksgass til NRU er simulert i HYSYS.



Figur 8-38 - Lavtrykks-gass til NRU. Enkel End Flash i separator. Både Flash gass, Tank-BOG og Båt-BOG går til NRU. NRU separerer hydrokarboner og nitrogen, og slipper nitrogen til atmosfære. Hydrokarboner går tilbake til End Flash.

8.4.1 Massestrøm lavtrykkgass



Figur 8-39 - Massestrøm lavtrykkgass til NRU. Består av Flash Gass, Tank-BOG og Båt-BOG

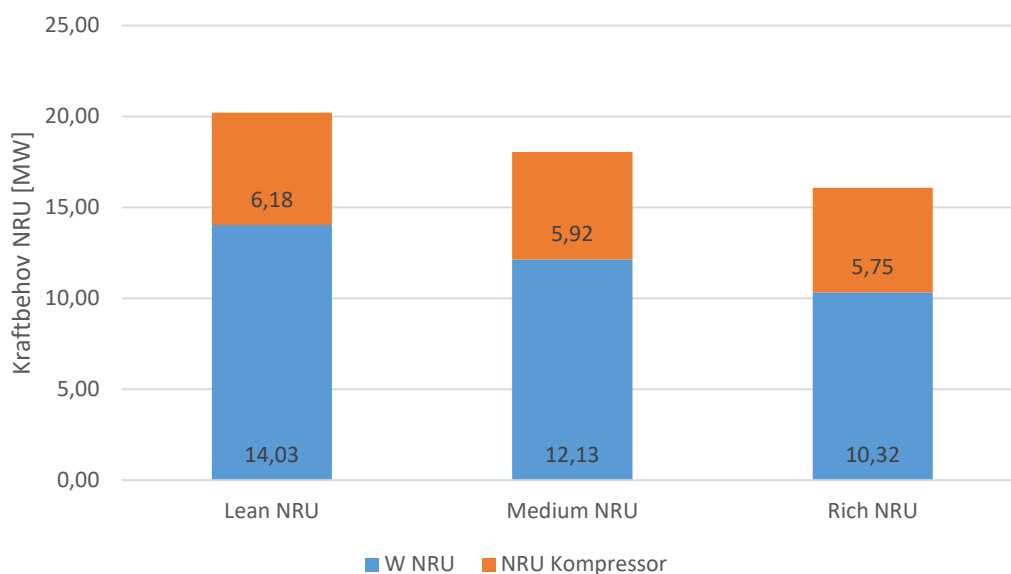
Som en ser i Figur 8-39 er massestrøm lavtrykkgass i området 52 000 til 54 000 kg pr time ved bruk av Sempel End Flash. Simuleringer gjort med Avansert End Flash og Ingen End Flash viser at de følger samme mønsteret som tidligere, med høyest massestrøm lavtrykkgass ved Avansert End Flash og Lean, mens Ingen End Flash og Rich gir minst.

Sammenlignet med Basecase er massestrøm lavtrykkgass noe lavere. Dette skyldes returstrømmen metan fra Intern NRU som gjør at nitrogenkonsentrasjonen i LNGen går ned, som dermed gir lavere avkoking.

8.4.2 Temperaturer

Temperaturprofilen følger samme mønsteret som i de andre simuleringene, med et svakt temperaturfall når trykket reduseres etter hvert som LNGen kommer nærmere båten. Temperaturen er lik Basecase for Avansert End Flash og Ingen End Flash.

8.4.3 Kraftbehov



Figur 8-40 - Energiforbruk for NRU.

En får med dette Lavtrykksgass til NRU en ekstra kompressor som benyttes for å komprimere lavtrykksgass før Intern NRU. Den er i Figur 8-38 kalt *NRU Comp*. Som en kan se på Figur 8-40 forbrukes det mellom 5,7 og 6,2 MW til opptrykningen ved bruk av Simple End Flash. Etterkjøler *NRU He* har forbruk i området 2 til 3 MW.

Ved bruk av ligning (3) fra kapittel 5.12.2 ble det beregnet at spesifikt energibehov for NRU er i området 0,198 til 0,266 kWh pr kilogram fødegass til NRU, målt i *NRU 1*. Rich har lavest spesifikt forbruk, Lean har høyest.

Energiforbruket avhenger av nitrogenkonsentrasjonen i lavtrykksgass til NRU, målt i *NRU 1*. Tidligere er det blitt nevnt at større andel nitrogen bidrar til mer energibehov i forbindelse med kjøling, men akkurat nå virker det som om det motsatte skjer. Likevel er det ikke effekten med økt energibehov ved økt nitrogenandel som gjør at Lean har høyest spesifikk energibehov.

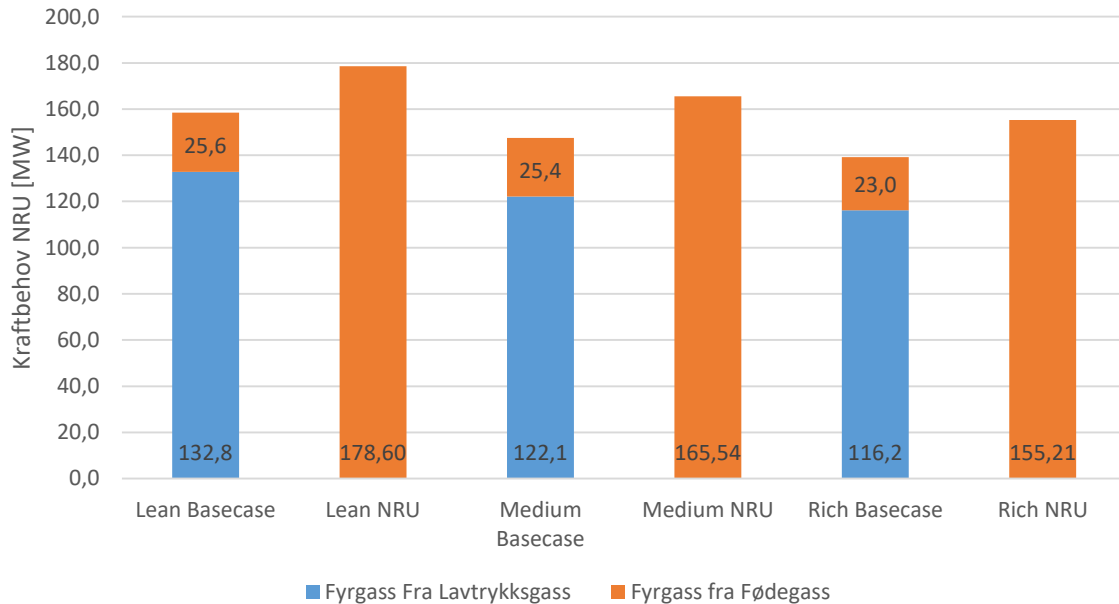
Det er massestrøm nitrogen i *NRU Forkjøler* som gjør at føde med høyt nitrogeninnhold kommer best ut. Jo høyere andel nitrogen i føden til Intern NRU, jo mer nitrogen brukes til å forkjøle føden i *NRU Forkjøler*. Dermed kommer en lavere i temperatur før videre nedkjøling i *NRU Kjøler*, som kjøler føden tilstrekkelig for å klare fullstendig separasjon av nitrogen og metan. Ved Lean får en 170 kW fra nitrogen til atmosfære i *NRU Forkjøler*, ved Rich får en derimot hele 750 kW. Totalt fører dette til at føde med høy nitrogenandel oppnår lavest spesifikt energibehov.

Se Figur 5-9 for illustrasjon av oppbyggingen av kun Intern NRU, eller Figur 8-38 for hele LNG-anlegget.

En tar spesifikk energi fra *NRU Kjøler* og multiplisert med massestrøm lavtrykksgass til *Intern NRU* så en får totalt energibehov for *NRU Kjøler*. Deretter summerer en energibehov fra *NRU*

Kjøler og NRU Comp. En sitter da igjen med totalt energibehov for Intern NRU, som vist i Figur 8-38.

Som en kan se av Figur 8-38 ligger energibehovet til Intern NRU i området 16 til 20,4 MW ved bruk av Sempel End flash og turbin som trykkavlastning.

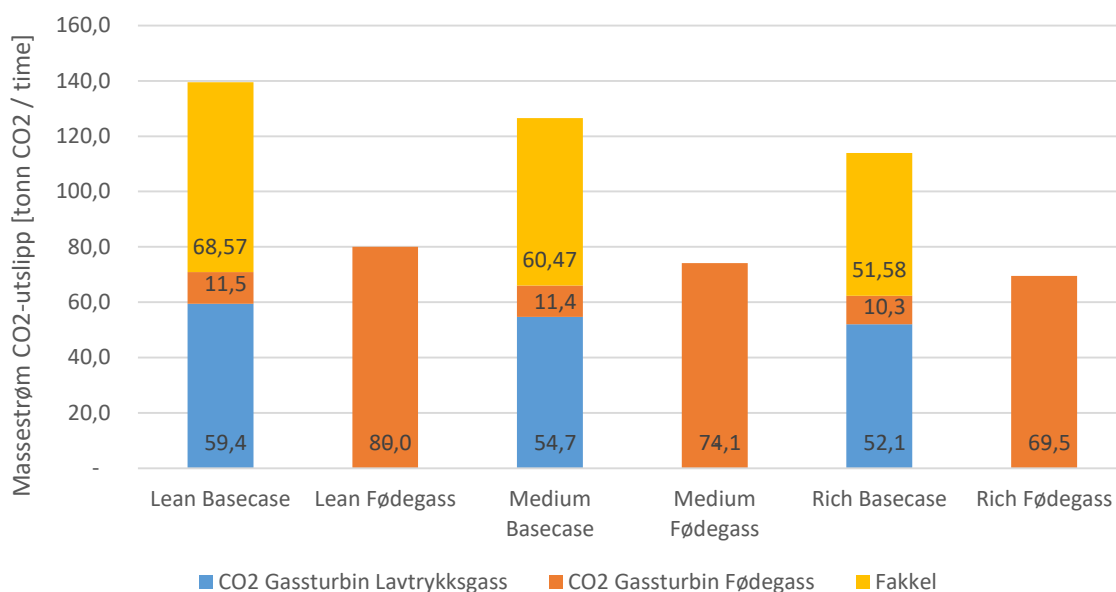


Figur 8-41 Kraftproduksjon med energibehov fra LNG-anlegget og energiproduksjon fra gassturbin. Dette designet har ikke lavtrykksgass til fyrgass som en integrert del, og må få all fyrgass fra fødegassen.

Som en kan se av Figur 8-41 får en totalt kraftbehov i området 155,2 til 178,6 MW. På grunn av at det ikke går lavtrykksgass til fyrgass i selve løsningen for håndtering av lavtrykksgass må fyrgass komme fra fødegass.

Totalt energibehov med Lavtrykksgass til NRU er med andre ord høyere enn Basecase.

8.4.4 CO₂-utslipp

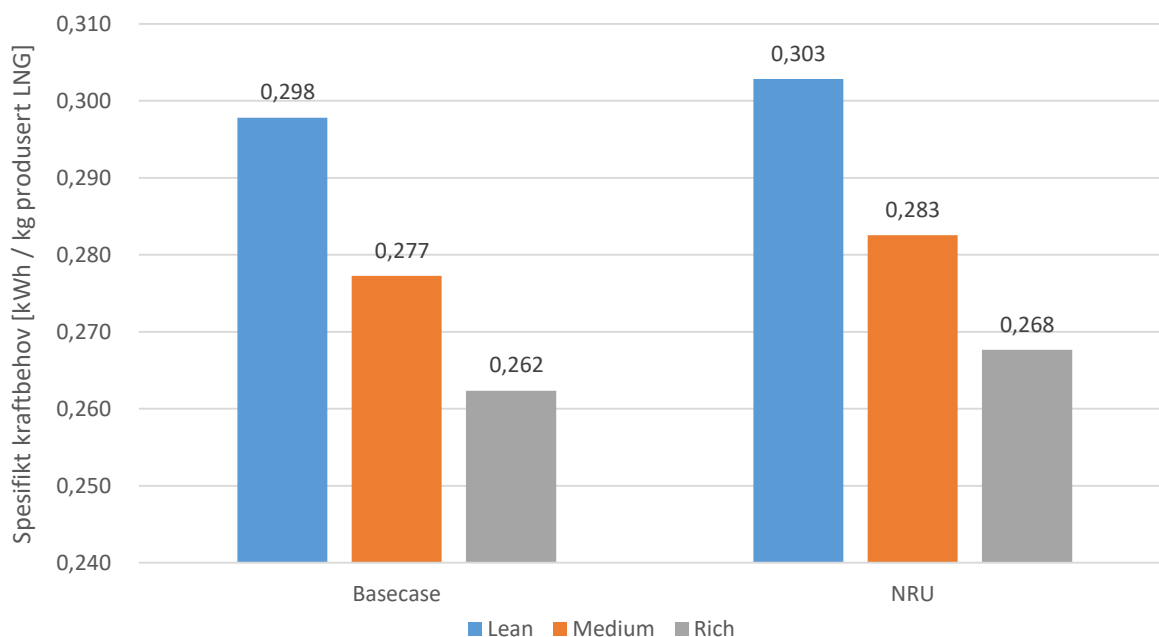


Figur 8-42 - Massestrøm CO₂-utslipp ved Lavtrykkgass til NRU. Merk at all utslipp kommer fra fødegass som går til fyrgass.

Som nevnt i forrige delkapittel er det ingen forbrenning i designet, og dermed ingen CO₂-utslipp fra Gassturbin som drives med lavtrykkgass som fyrgass eller fakkell. Som en ser av Figur 8-42 er all fyrgass fra fødegass. CO₂-utslippet for Lavtrykkgass til NRU er i området 69,5 til 80,0 tonn pr time, betraktelig lavere enn Basecase som er i området 113,9 til 139,5 tonn pr time.

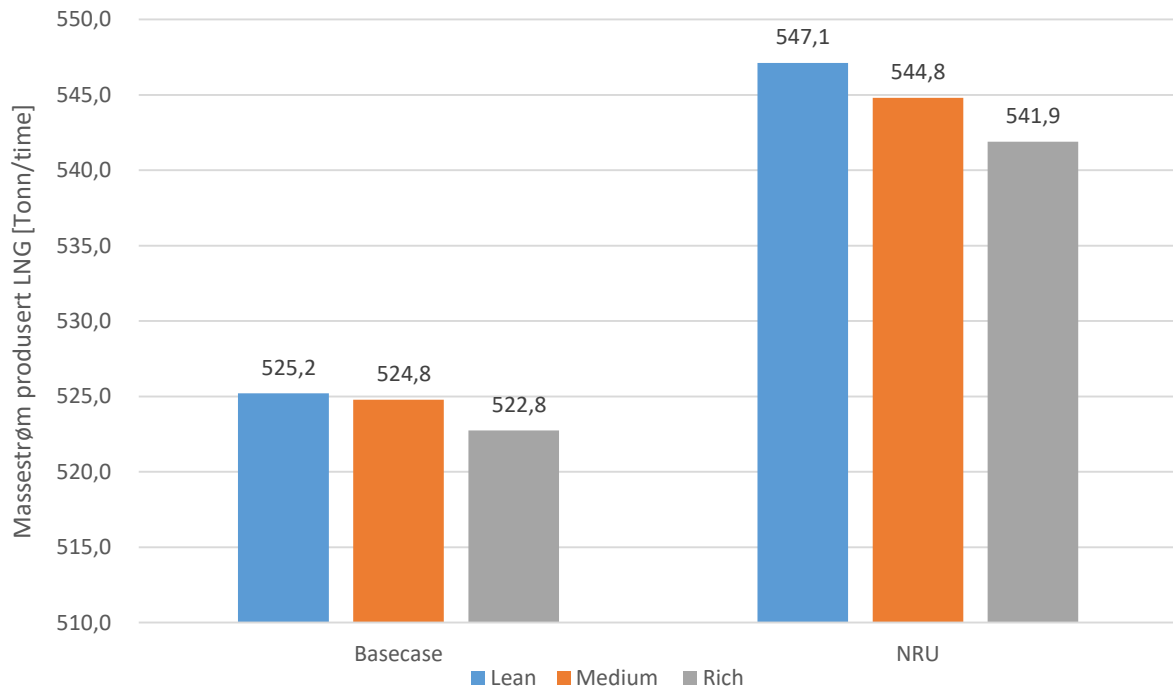
8.4.5 Normal drift

Det ble utført analyse av Lavtrykkgass til Intern NRU i normal drift, uten LNG-båt til kai. I normal drift kommer kun lavtrykkgass fra lagertank og End Flash.



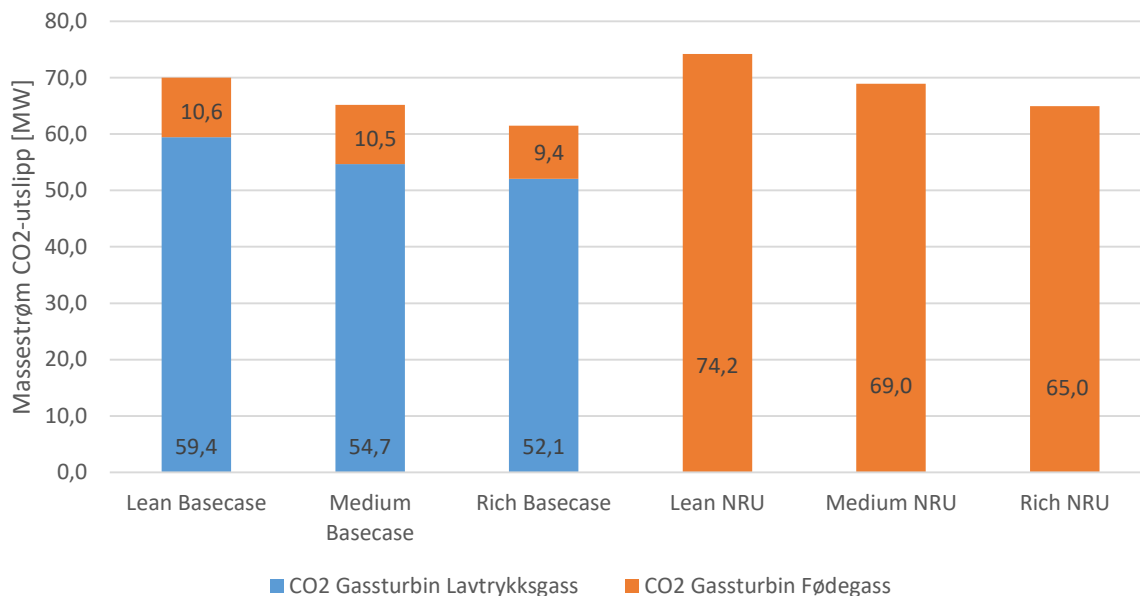
Figur 8-43 - Spesifikk kraftbehov for Lavtrykkgass til NRU ved normal drift.

Som en ser av Figur 8-43 er spesifikt kraftbehov for Lavtrykksgass til NRU i området 0,268 til 0,303 i normal drift. Dette er noe over Basecase. Det er likevel lavere enn ved Lavtrykksgass til NRU ved båtlasting, som illustrert i Figur 8-35 er i område 0,277 til 0,312. Årsaken til avviket mellom normal drift og båtlasting er at NRU har høyere nitrogenkonsentrasjon i normal drift, som igjen gir lavere energibehov. Se kapittel 8.4.3 for forklaring.



Figur 8-44 - Massestrøm produsert LNG ved Lavtrykksgass til NRU ved normal drift

Som en kan se av Figur 8-44 er massestrøm produsert LNG i området 541,9 til 547,1 tonn pr time i normal drift. Dette vil si at nesten hele massestrømmen fødegass på 550 tonn pr time går til lagertank.



Figur 8-45 - Massestrøm CO₂-utslipp fra Lavtrykkgass til NRU ved normal drift. Som en kan se er alt utslipp fra fygass fra fødegass.

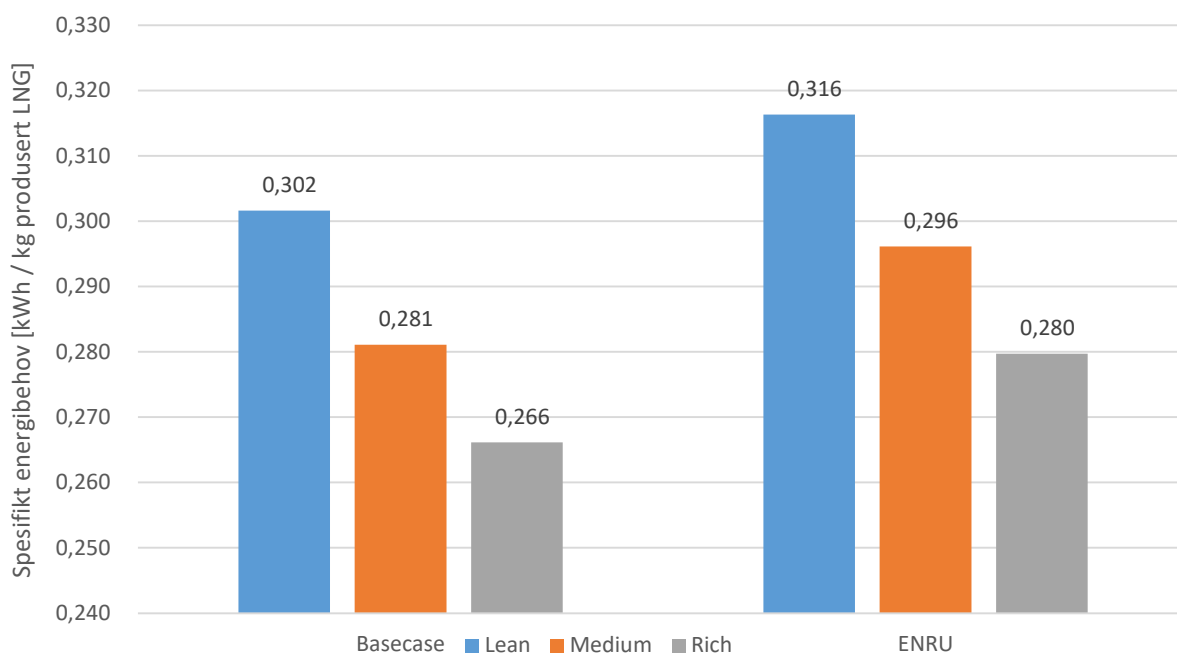
Som en kan se av Figur 8-45 vil Lavtrykkgass til NRU gi noe høyere massestrøm CO₂ enn Basecase. Massestrømmen er i området 65, til 74,2, noe som er 3,5 til 4,2 tonn pr time mer enn Basecase. Ved bruk av ligning (17) fra Appendiks E gir dette at NRU har 5,4 til 5,7 % høyere massestrøm CO₂ enn Basecase.

Om en derimot ser på spesifikt CO₂-utslipp som for NRU er i området 0,122 til 0,137 mot Basecase med 0,119 til 0,134 er utslippet bare 1,7 til 1,85 % høyere for NRU. Dette på grunn av massestrøm produsert LNG ved bruk av NRU er høyere enn for Basecase.

8.5 Analyse av lavtrykksgass til ekstern NRU

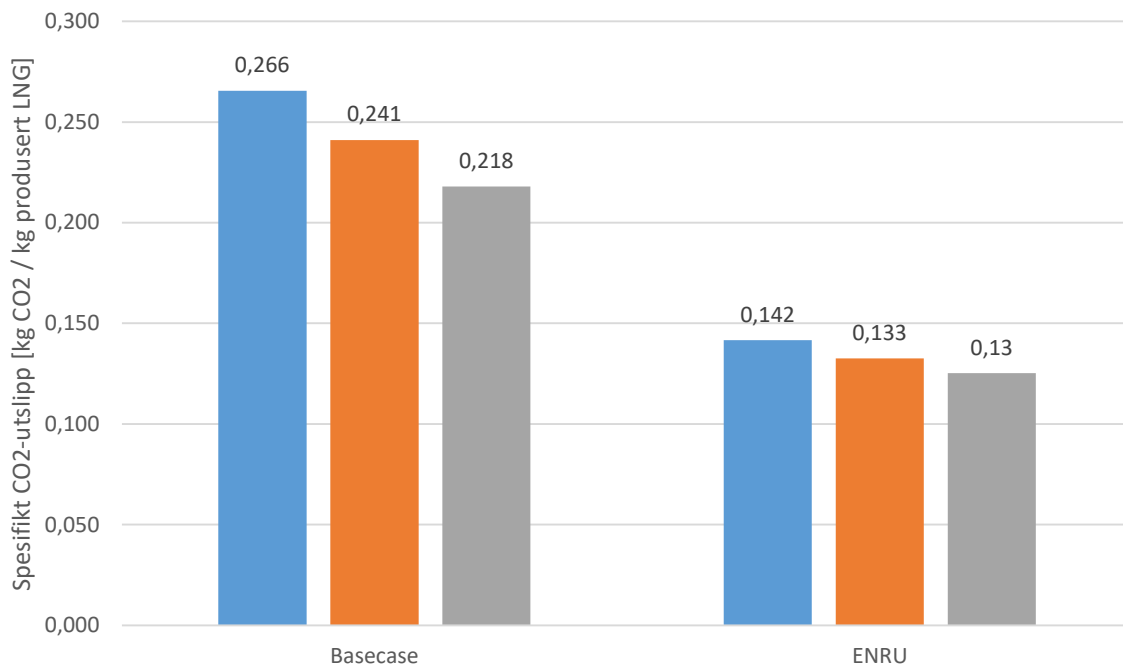
Det ble utført analyse av Lavtrykksgass til Ekstern NRU. Dette ble utført med lavtrykksgass fra End Flash og Tank-BOG komprimeres og separeres i Intern NRU. Båt-BOG komprimeres, og går til Ekstern NRU. For begge NRU går nitrogen til atmosfære, og metan returneres til End Flash.

Fra hovedresultatene kan vi i Figur 8-46 se at Lavtrykksgass til Ekstern NRU bruker mer energi enn Basecase.



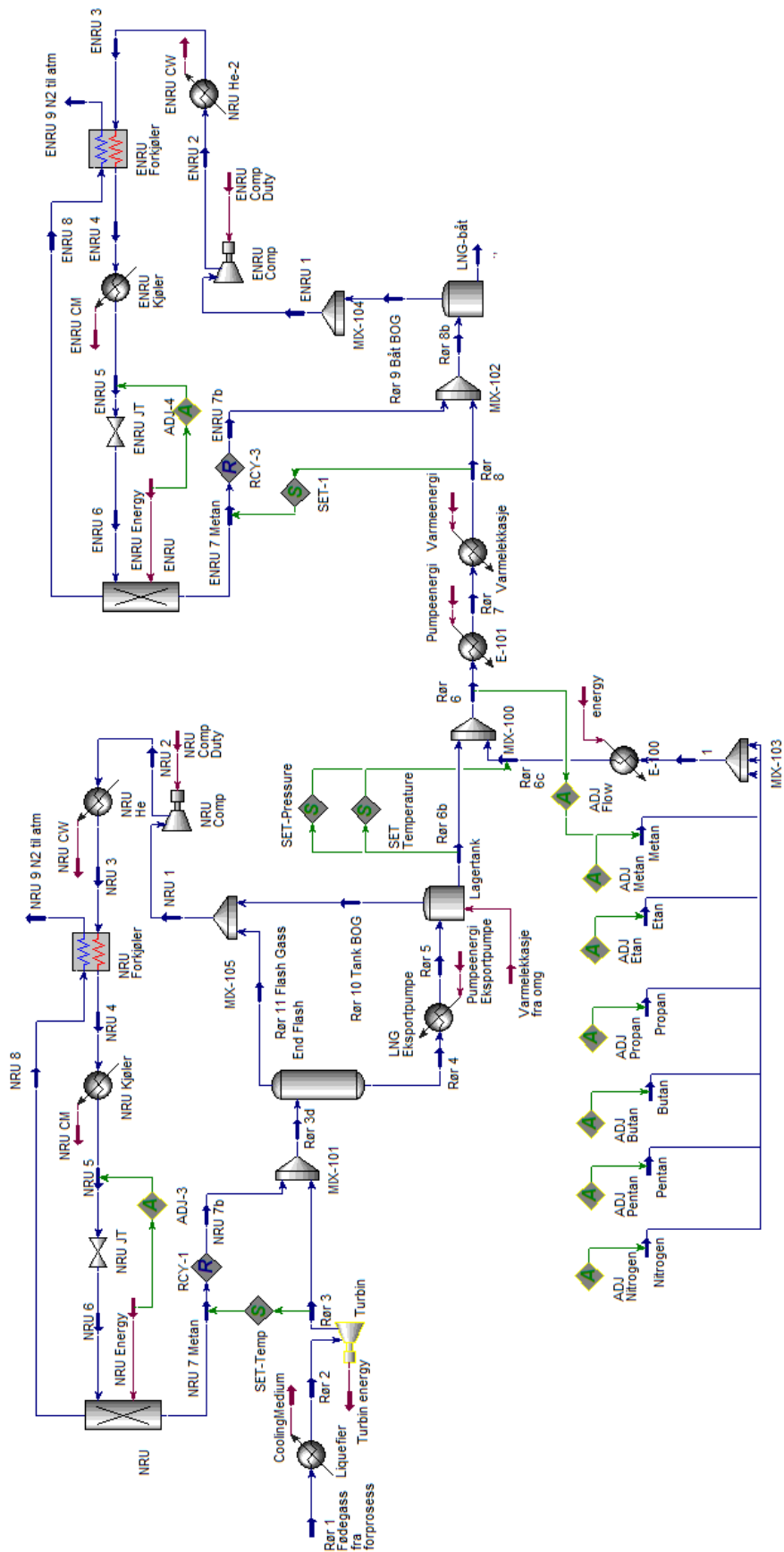
Figur 8-46 Spesifikk energibehov pr kilogram produsert LNG ved bruk av Ekstern NRU.

Som en kan se i Figur 8-47 er spesifikt CO₂-utslipp fra Lavtrykksgass til Ekstern NRU betydelig lavere enn Basecase. Dette skyldes at Basecase har fakkelen i bruk.



Figur 8-47 – Spesifikt CO₂-utslipp for Lavtrykkgass til Ekstern NRU.

Massestrøm produsert LNG ved bruk av Lavtrykkgass Ekstern NRU er lik resultatene fra Intern NRU. Dette fordi begge produserer all metan som kommer med fødegass, og massestrøm fødegass er holdt konstant for alle simuleringer. Illustrasjon av Lavtrykkgass til Ekstern NRU simulert i HYSYS kan sees i Figur 8-48. Se egne delkapitler for utdypende resultater.



Figur 8-48 - Båt-BOG til extern NRU. Enkel End Flash i separator. Flash Gass og Tank-BOG går til NRU, hvor nitrogen går til atmosfære og hydrokarboner returneres til End-Flash.

8.5.1 Massestrøm lavtryksgass

Total massestrøm lavtryksgass ca. i samme område som for Basecase. De ulike End Flash-løsningene følger samme mønster de har gjort ved andre løsninger for lavtryksgass.

8.5.2 Temperaturer

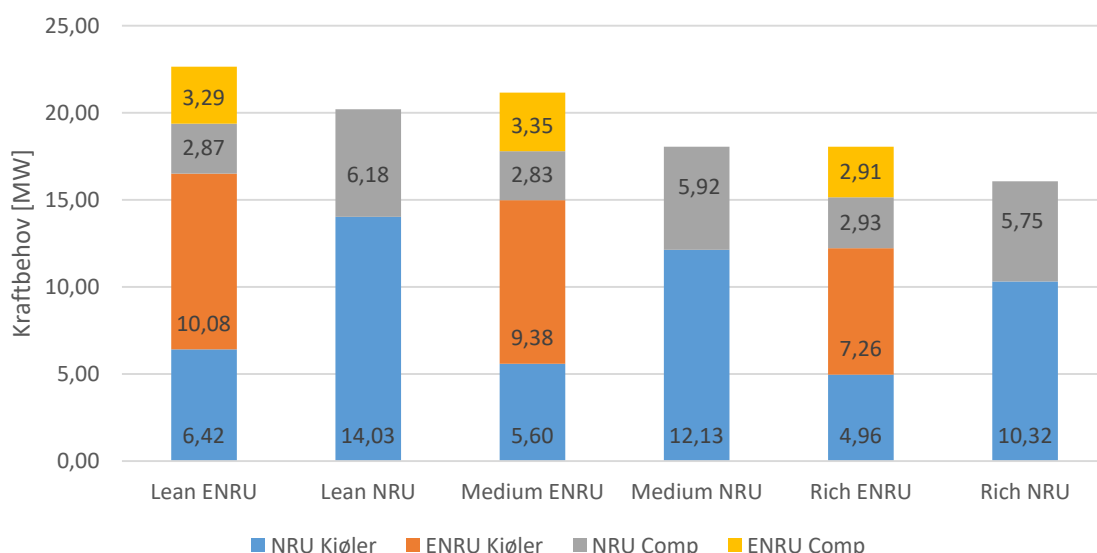
Temperaturer i løsningen med Lavtryksgass til Ekstern NRU følger samme trenden som i tidligere løsninger, og har ikke store avvik fra Lavtryksgass til Intern NRU.

8.5.3 Kraftbehov

Energibehovet til kondenseringsanlegget er likt Basecase og Lavtryksgass til Intern NRU. Se kapittel 8.4.2 for informasjon om temperaturer ved Lavtryksgass til Intern NRU.

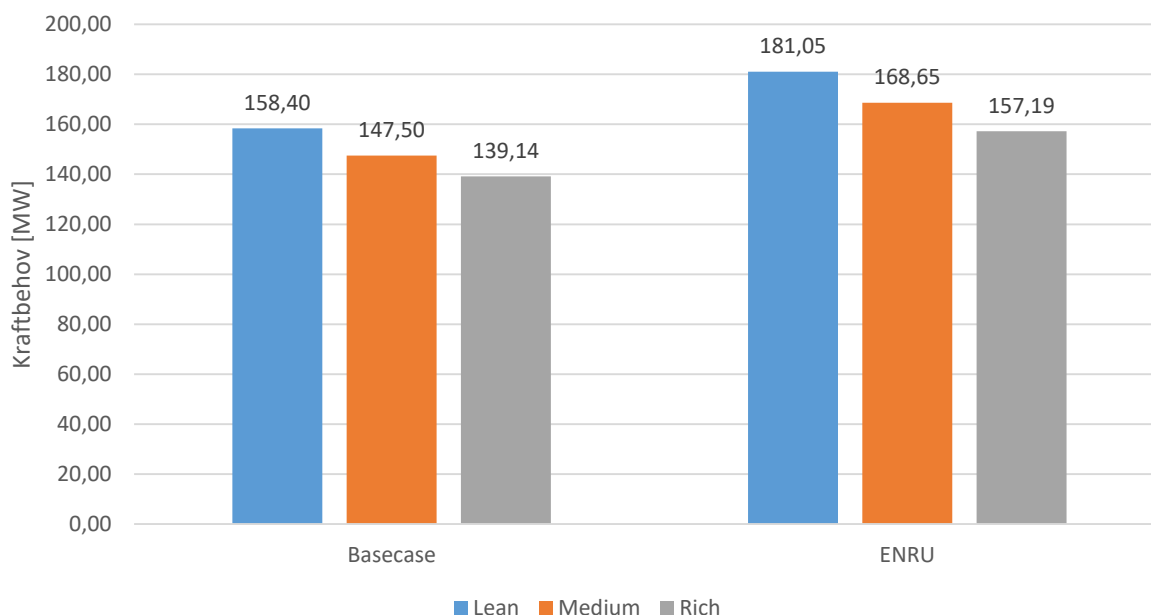
Som vist i Figur 8-46 er spesifikt energibehov for Ekstern NRU i området 0,291 til 0,380 mot Intern NRU med 0,198 til 0,266 kWh pr kilogram fødegass. Merk at fødegass til NRU og ENRU måles i henholdsvis *NRU 1* og *ENRU 1*. På samme måte som for Intern NRU påvirker nitrogeninnholdet spesifikt energibehov, hvor høyt innhold gir lavere spesifikt energibehov. Se kapittel 8.4.3 for detaljer om hvorfor høyt nitrogeninnhold i føde til NRU er gunstig for spesifikt energibehov til NRU. *NRU Koker* og *ENRU Koker* leverer henholdsvis 0,8 til 0,9 og 0,1 til 0,3 MW.

Båt-BOG har ca. 4 %-poeng lavere nitrogeninnhold enn Flashgass og Båt-BOG, og får dermed høyere spesifikt energibehov grunnet dette. Båt-BOG har nitrogeninnhold på ca. 10 mol %. I tillegg har småskala nitrogenseparasjonssystemer ofte dårligere ekservivirkningsgrad enn storskala anlegg. Ekstern NRU er dermed modellert med ekservivirkningsgrad på 0,3. Kondenseringsanlegget og Intern NRU er modellert med ekservivirkningsgrad på 0,4.



Figur 8-49 – Kraftbehov for Lavtryksgass til Ekstern NRU sammenlignet med NRU. Som en kan se har Ekstern NRU noe høyere energibehov enn NRU.

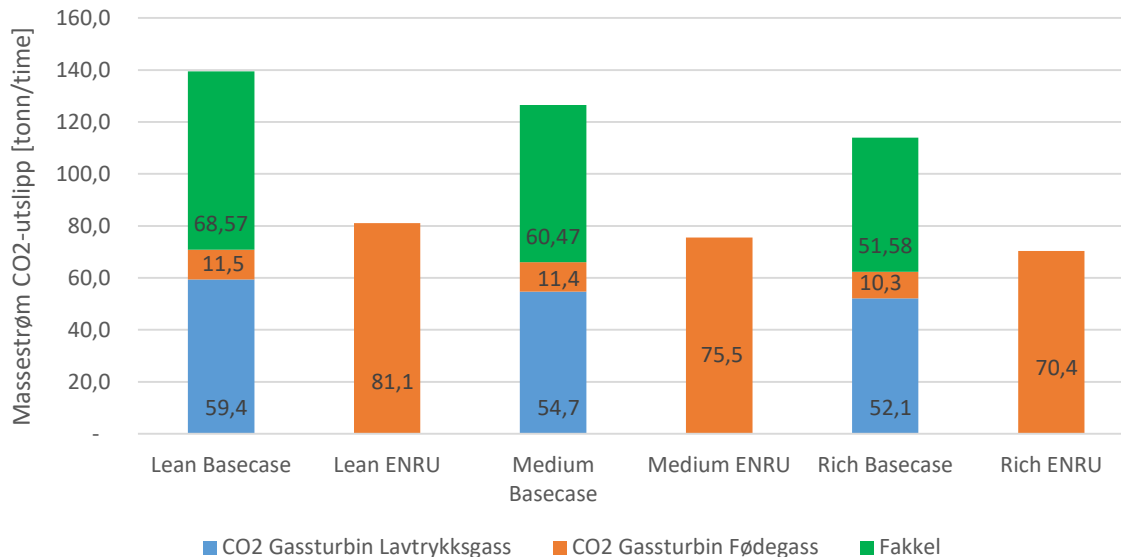
Som en kan se av Figur 8-49 blir totalt kraftbehov ved bruk av både Intern og Ekstern NRU noe høyere enn om en kun bruker Intern NRU. Merk at kompressorene er modellert med samme virkningsgrad, så dermed er kompressorkraft lik for Intern og Ekstern NRU. Forskjellen på energibehovet kommer av selve kondenseringsanlegget.



Figur 8-50 - Totalt energibehov ved Lavtrykkgass til Ekstern NRU

Som en kan se av Figur 8-50 er totalt energibehov ved Lavtrykkgass til Ekstern NRU noe høyere enn Basecase. All fygass er levert fra fødegass, ettersom all lavtrykkgass går til NRU eller Ekstern NRU.

8.5.4 CO₂-utslipp



Figur 8-51 - Massestrøm CO₂-utslipp ved lavtrykkgass til Ekstern NRU

Som en kan se av Figur 8-51 er massestrøm CO₂-utslipp ved Lavtrykkgass til Ekstern NRU i området 70,4 til 81,1 tonn pr time, som er noe under utslippet til Basecase. Samtidig har Ekstern NRU noe høyere massestrøm CO₂ enn Intern NRU, som ligger i området 69,5 til 80,0 tonn pr time. Dette skyldes høyere energibehov på Ekstern NRU enn på Intern NRU.

8.5.5 Normal drift

Det ble utført analyse av Lavtrykksgass til Ekstern NRU i normal drift, uten LNG-båt til kai. I normal drift kommer kun lavtrykksgass fra lagertank og End Flash, som begge går til Intern NRU. Dette gjør at denne simuleringen blir helt lik Intern NRU i normal drift. Se kapittel 8.4.5 for detaljer.

9. Sammenligning av resultater

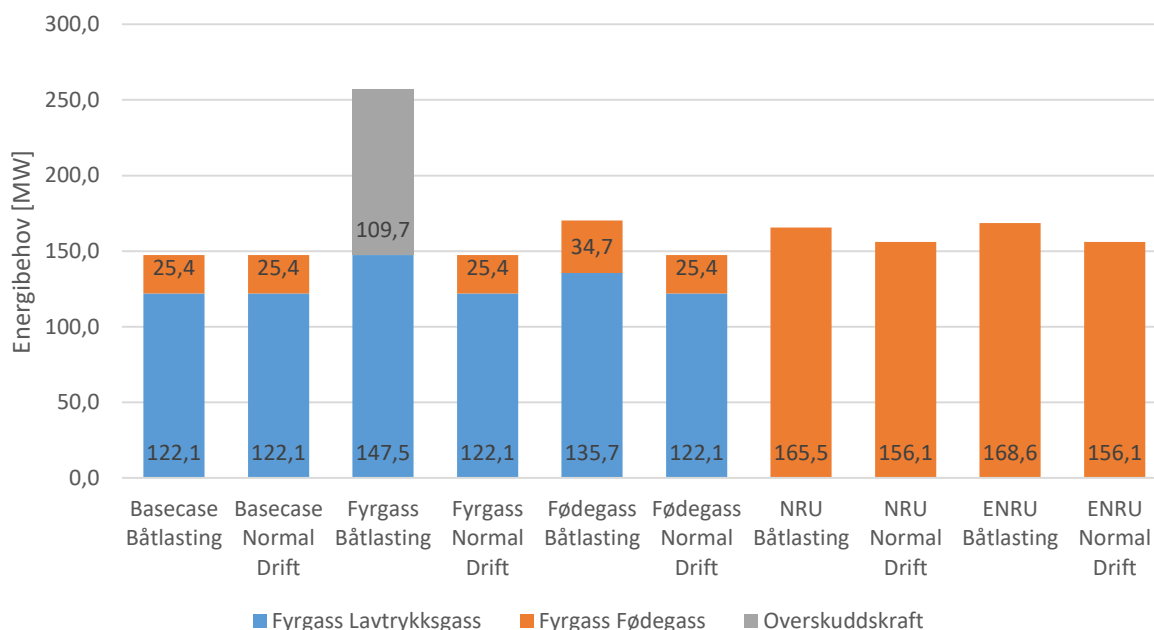
Analysen av lavtrykksgass avdekket at resultatene for de ulike komposisjonene fulgte samme mønsteret, hvor Lean ga høyest energibehov, høyest CO₂-utslipp og lavest produksjon av LNG. Rich ga derimot lavest energibehov, lavest CO₂-utslipp og høyest produksjon av LNG.

Derfor antas det at det er representativt å bruke Medium komposisjon i sammenligning av resultater. Med andre ord blir kun tall fra Medium komposisjon presentert i dette kapitlet. For detaljer om resultater fra Lean og Rich, se kapittel 8.

Når en omtaler både Basecase, Lavtrykksgass til Fyrgass og Lavtrykksgass til Fødegass sammen blir begrepet *Løsningene med gassturbin* benyttet, ettersom de bruker lavtrykksgass som fyrgass i gassturbin. Når en omtaler både Lavtrykksgass til NRU og Lavtrykksgass til Ekstern NRU blir begrepet *Løsningene med NRU* benyttet, ettersom de begge sender lavtrykksgass til NRU, og må ha fyrgass fra fødegassen.

9.1 Energibehov og produksjonskapasitet

9.1.1 Totalt energibehov



Figur 9-1 - Sammenligning av energibehov mellom ulike case ved båtlasting og normal drift. Presentert her er Medium med turbin og simpel end flash. Søylen viser totalt forbruk, samt hvor forbruket kommer fra. Unntaket er Fyrgass under båtlasting, som får overskuddskraft.

Som en kan se av Figur 9-1 er energibehov noe forskjellig mellom de ulike løsningene. Energiforbruket presentert er beregnet med ligning (7) fra kapittel 5.12.4.

En ser at under båtlasting er energibehovet til Basecase og Lavtrykksgass til Fyrgass under likt, og at det største energibehovet kommer fra Lavtrykksgass til Fødegass. Det er over 18 MW forskjell fra Basecase til Lavtrykksgass og Intern NRU. Videre forbruker Lavtrykksgass til Ekstern NRU i overkant av 3 MW mer enn Lavtrykksgass til Intern NRU. Dette skjer grunnet dårligere virkningsgrad på småskala NRU enn stor integrert NRU.

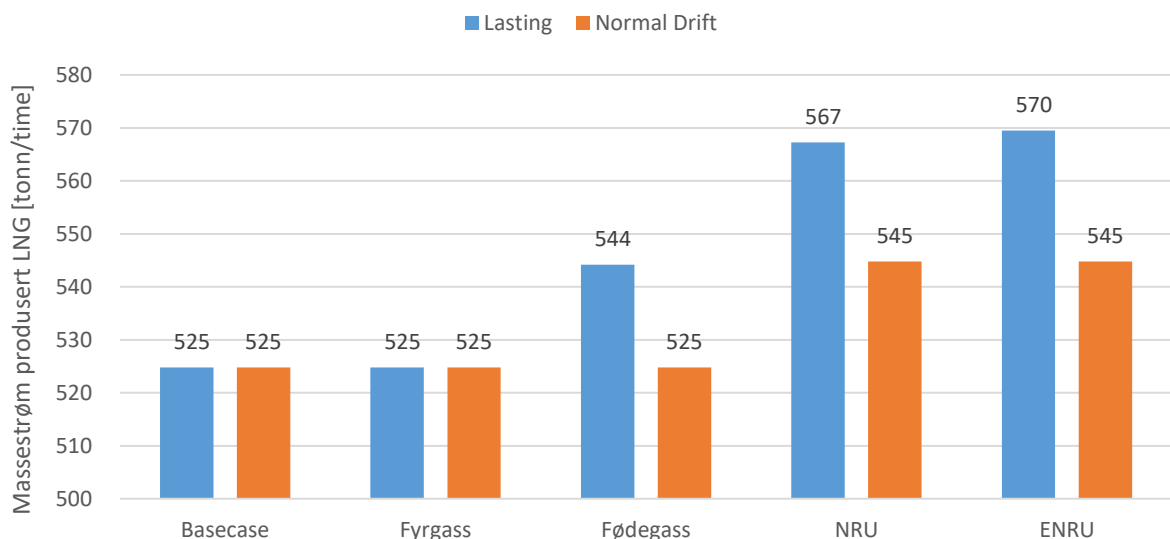
Med potensiell kraftproduksjon i en LM6000 aeroderivert gassturbin vil en for alle case trenge minst 3 stk. Med forutsetning om at en LM6000 kan levere 42 MW vil en med 3 gassturbiner kunne produsere 126 MW. Som en ser av Figur 9-1 vil ikke 3 stykker være nok, da ingen av simuleringene har kraftbehov så lavt som 126 MW. En må da installere en 4. turbin. Da vil total kapasitet være 168 MW, som i alle løsninger for håndtering av lavtrykksgass vil være tilstrekkelig ved både normal drift og båtlasting.

Merk at det vil bli overskuddskapasitet for enkelte løsninger, som forbrukes ved å øke produksjonen. Løsning for kompressordrivere og optimalisering av produksjon kan gjøres som videre arbeid.

En vil for alle løsninger både i normal drift og under båtlasting ha underskudd av kraft tilgjengelig kun fra lavtrykksgass. Dette innebærer at en kontinuerlig må ha fyrgass fra fødegass. Løsningene med NRU må ha all fyrgass fra fødegass. Unntaket fra kraftunderskuddet er med Lavtrykksgass til Fyrgass under båtlasting. Da vil det ekstra potensialet fra Båt-BOG gi kraftoverskudd på 109,7 MW! Dette må håndteres.

Potensielle måter å håndtere kraftoverskudd under båtlasting kan være å underkjøle LNGen mer, utover de -155 grader C den ble kjølt til i simuleringen. Dette vil både øke kraftbehovet til kompressorene samt redusere lavtrykksgass fra End Flash og Båt BOG. Alternativt kan en øke produksjonen. Samtidig er 109,7 MW veldig mye, og det er lite sannsynlig at et LNG anlegg har såpass mye tilgjengelig kraft på kompressorene. En må derfor finne en annen løsning til hvordan håndtere overskuddskraften. Kondensering av lavtrykksgass, alternativt eksport av Båt-BOG til ekstern forbruker utenfor LNG-anlegget er en mulighet. En siste, men lite sannsynlig løsning er å eksportere kraften til eksternt strømnett. Dette stiller høye krav til strømnettet.

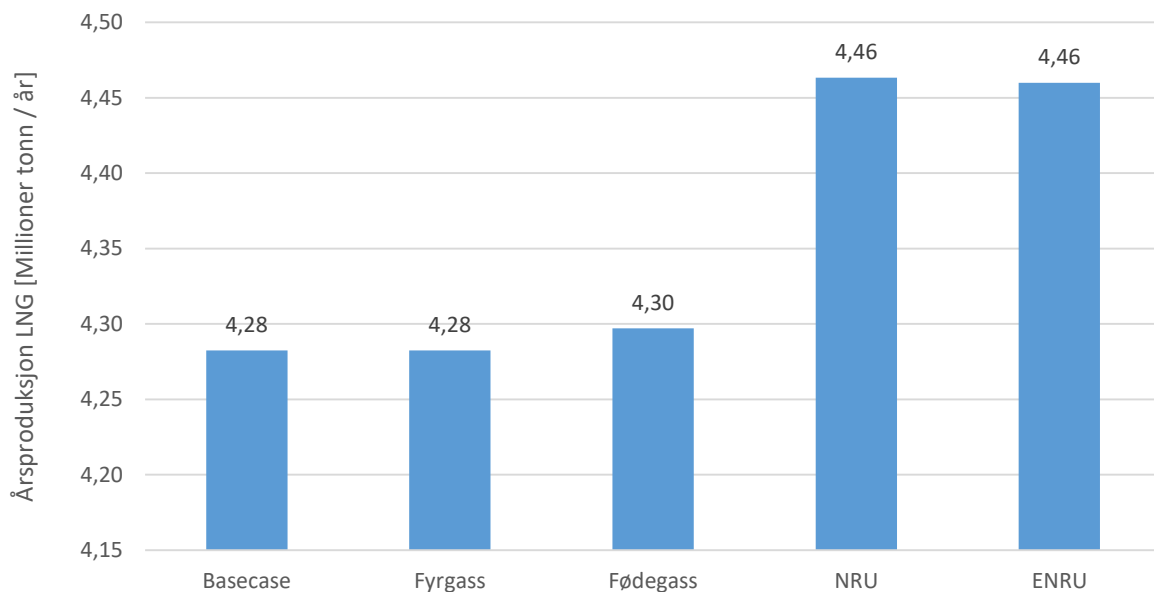
9.1.2 Produksjonskapasitet



Figur 9-2 - Produksjonskapasitet under lasting og normal drift. Massestrøm fødegass var i alle scenarier 550 tonn pr time. Merk at produksjonskapasitet til løsningene med NRU er over massestrøm fødegass, dette skyldes resirkulering av lavtrykksgass.

Som en kan se av Figur 9-2 skiller Lavtrykksgass seg til Intern NRU og Lavtrykksgass til Ekstern NRU ut med høyere massestrøm produsert LNG enn alle de andre løsningene, både under båtlasting og normal drift. Årsaken til dette er at i stedet for å forbrenne lavtrykksgassen i gassturbin vil NRU separere hydrokarbonene, og sende det i retur til LNG-prosessen. Dermed blir lavtrykksgassen til produkt i stedet for fyrgass.

Hvor en tar ut fyrgass kan påvirke massestrøm produsert LNG. Avhengig av turbintype kan ulike turbiner ha forskjellig komposisjon på fyrgassen. Dette gjør at en kan ta ut fyrgass enten fra End Flash, oppstrøms kondenseringsanlegget, eller direkte fra brønnstrøm.



Figur 9-3 - Årsproduksjon LNG ved Medium fødegass, Sipel End Flash og turbin. Beregningen er basert på målt massestrøm i Rør 6b. Ved massestrøm fødegass på 550 tonn pr time tilsvarer dette som nevnt i kapittel 5.1 ca. 4,5 Mtpa.

Produksjonskapasitet måles typisk i antall tonn LNG produsert på et år. Dette er beregnet for Medium fødegass. For detaljer rundt utregning av årsproduksjon LNG, se Appendiks H.

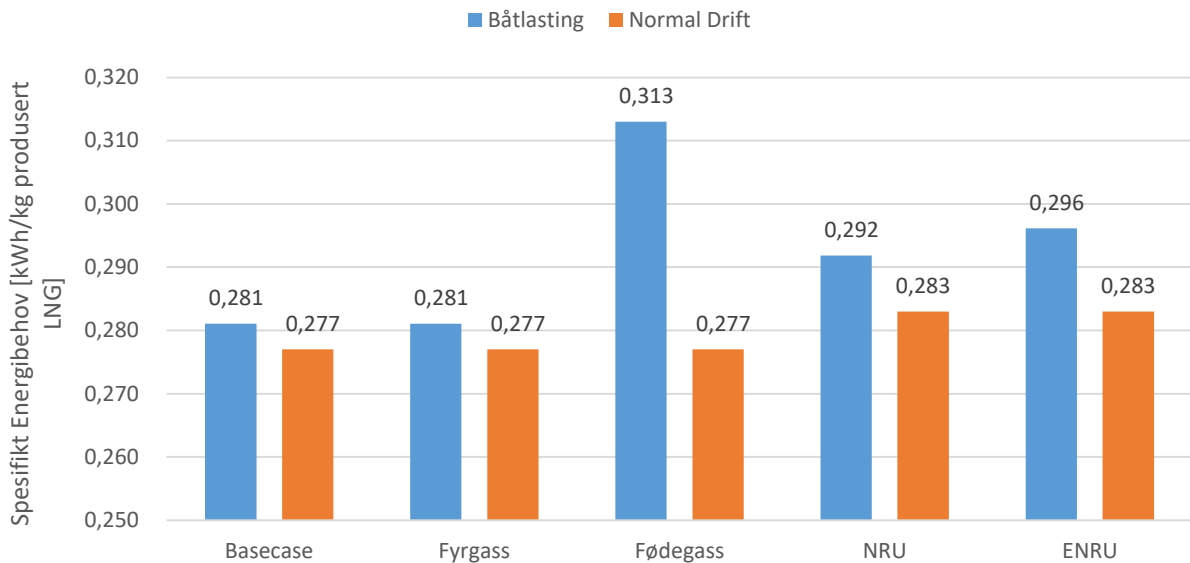
Som en kan se av Figur 9-2 er årsproduksjon for Basecase og Lavtrykksgass til Fyrgass lik. Sirkulasjon av Båt-BOG gjør at noe mer av lavtrykksgassen går til lagertank, noe som gjør at Lavtrykksgass til Fødegass gir 0,02 millioner tonn mer produksjon av LNG pr år enn Basecase. Best ut kommer Lavtrykksgass til NRU og Lavtrykksgass til Ekstern NRU. Årsproduksjonen er hele 0,18 millioner tonn, eller om en bruker ligning (17) 4,2 %, større enn Basecase.

Som en kan se i Tabell H-1 i Appendiks H tilsvarer den økte produksjonen ca. 2,7 ekstra båtlaste pr år. Om en antar at verdi på en last LNG er i området 100 til 250 millioner NOK gir dette potensiale for økt inntjening i området 270 til 675 millioner NOK pr år om en velger løsning med NRU fremfor Lavtrykksgass til Fyrgass eller Basecase.

Merk at det er antatt at den eksterne NRU i Lavtrykksgass til Ekstern NRU ikke er i drift utenom båtlasting. Dersom en velger å bruke den eksterne NRU til kondensering av fødegass mellom båtlastingene vil dette kunne gi årsproduksjon på 4,65 Mtpa, en økning på ca. 4 % i forhold til om en kun bruker den eksterne NRU ved båtlasting. Dette tilsvarer ytterligere 2,5 ekstra båtlaste pr år i forhold til NRU.

Detaljer om utregning av produksjonskapasitet på årsbasis finnes i Appendiks H.

9.1.3 Spesifikt Energibehov



Figur 9-4 - Spesifikt energibehov pr kilogram produsert LNG

Som en ser av Figur 9-4 gir Basecase og Lavtrykksgass til Fyrgass lavest spesifikt energibehov, uavhengig av om det er under båtlasting eller normal drift. Forbruket er konstant. Ved hjelp av ligning (17) fra Appendiks F ser vi at Lavtrykksgass til Fødegass øker energibehovet fra normal drift med hele 11,5 % under båtlasting, noe som kan bety at en må redusere produksjon om kraftmarginene er små.

Fortsatt med ligning (17) ser vi at for Lavtrykksgass til NRU øker energibehovet med 3,1 % under båtlasting, noe som må sies å være innenfor rimelighetens grenser. Lavtrykksgass til Ekstern NRU øker med 4,4 % under båtlasting. Også dette må anses å være innenfor grensen.

Likevel er normal drift den viktigste faktoren, ettersom man 90 % av tiden har normal drift. Løsningene med NRU har likt spesifikt energibehov under normal drift, ettersom det er antatt at den eksterne NRU ikke er i drift utenom lasting. Dersom en bruker den eksterne NRU til å kondensere fødegass når det ikke er båtlasting vil en få spesifikt energibehov på 0,296 kWh pr kilogram produsert LNG hele tiden.

Ved normal drift får vi ved bruk av ligning (17) at løsningene med NRU har 2,1 % høyere spesifikt energibehov enn Basecase.

9.1.4 Oppsummering Energibehov og produksjonskapasitet

Grovt sett er Basecase og Lavtrykksgass til Fyrgass løsningene med lavest energibehov og lavest spesifikk energibehov, men samtidig også lavest produksjon. Det kreves også minimalt med ekstra kraft utover det som produseres fra lavtrykksgass, 25,4 MW, for å drifte systemene.

Lavtrykksgass til Fødegass har høyt energibehov og ikke spesielt høyere produksjonskapasitet enn Basecase. I tillegg produserer den ikke nok kraft til å være selvforsynt med kraft, den må ha 34,7 MW ekstra kraft fra fødegass.

Lavtrykksgass til NRU og Lavtrykksgass til Ekstern NRU har høyest kraftbehov, og høyest spesifikk kraftbehov i normal drift. Samtidig har løsningene med NRU den høyeste produksjonskapasiteten. Ved bruk av LM6000 vil en ha behov for 4 stk. gassturbiner.

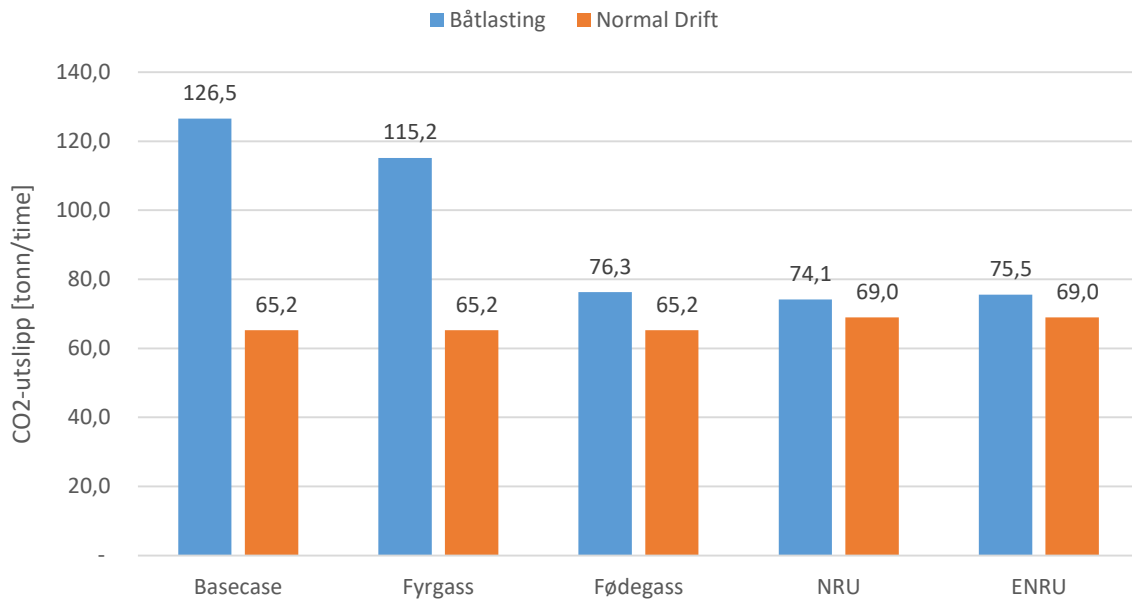
Om en antar at det er begrenset kompressorkraft tilgjengelig i kondenseringsanlegget, gjør dette at det er gunstig å få produsert så mye LNG av fødegassen som mulig. Hvis en videre antar at det er tilstrekkelig fyrgasskapasitet til å dekke det ekstra kraftbehovet som oppstår ved å bruke en noe mer kraftkrevende løsning enn Basecase kan en fritt velge kraftkrevende løsning.

Da blir løsningene med NRU de beste med tanke på Energibehov. Ved å velge Lavtrykksgass til NRU fremfor løsning med gassturbin øker en spesifikt energibehov i normal drift med 2,1 %. Samtidig øker man årsproduksjonen med 4,2 %. Totalt sett kan dette gi 2,7 ekstra båtlaste, som igjen kan gi inntjening i området 270 til 675 millioner NOK pr år.

Ekstern NRU har den fordel at den også kan produsere mer LNG om en bruker systemet til fødegass utenom båtlaste, som kan gi ytterligere økt årsproduksjon på 4 %, eller 2,5 båtlaste.

9.2 CO₂-utslipp

9.2.1 Totalt CO₂-utslipp

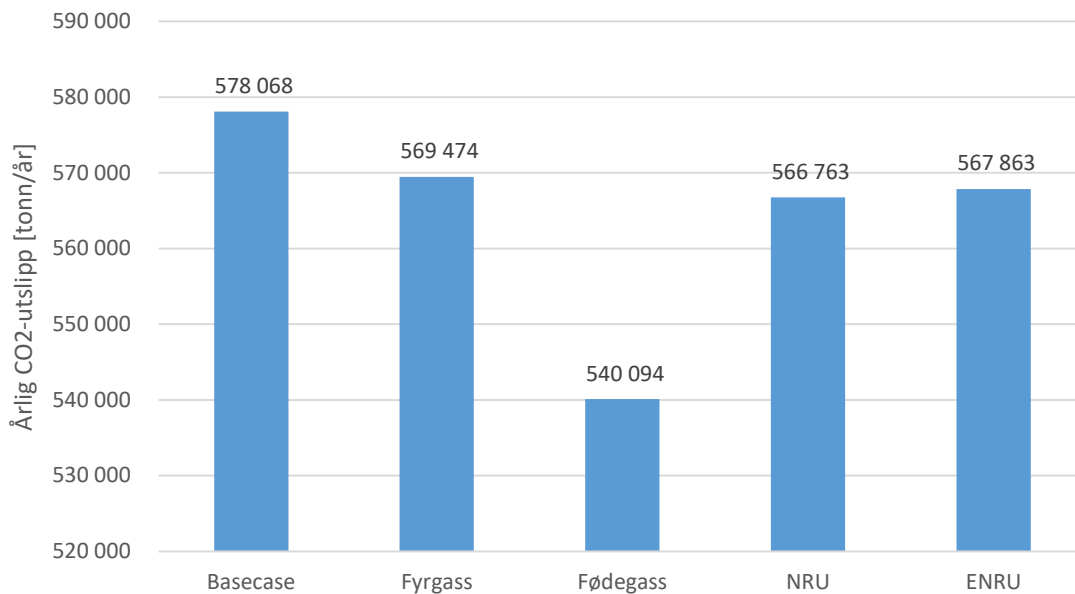


Figur 9-5 – Løsningsavhengig CO₂-utslipp [tonn/time]. Figuren viser massestrøm CO₂-utslipp under normal drift og båtlasting.

Som en kan se i Figur 9-5 varierer CO₂-utslipp fra de ulike løsningene fra 65,2 til 126,5 tonn pr time. Merk at både Basecase og Lavtrykksgass til Fyrgass får nesten doubling av CO₂-utslipp ved båtlasting. Dette fordi all lavtrykksgass går rett til fakkell eller gassturbin. Samtidig forbrenner Lavtrykksgass til Fyrgass mye mer lavtrykksgass enn den har bruk for, som igjen gjør at det blir overskuddskraft.

Lavtrykksgass til Fødegass får derimot kun en liten økning i CO₂-utslipp ved båtlasting. Ved bruk av ligning (17) finner en at det blir 14,6 %. Dette fordi lavtrykksgass som oppstår grunnet båtlasting fases rett til fødegass for kondensering. Dette gjør at tilnærmet all metan i Båt-BOG kondenserer, og dermed ikke går til fyrgass i gassfase. Merk at CO₂-utslipp fra intern og ekstern NRU øker med henholdsvis 6,9 og 8,7 % under båtlasting.

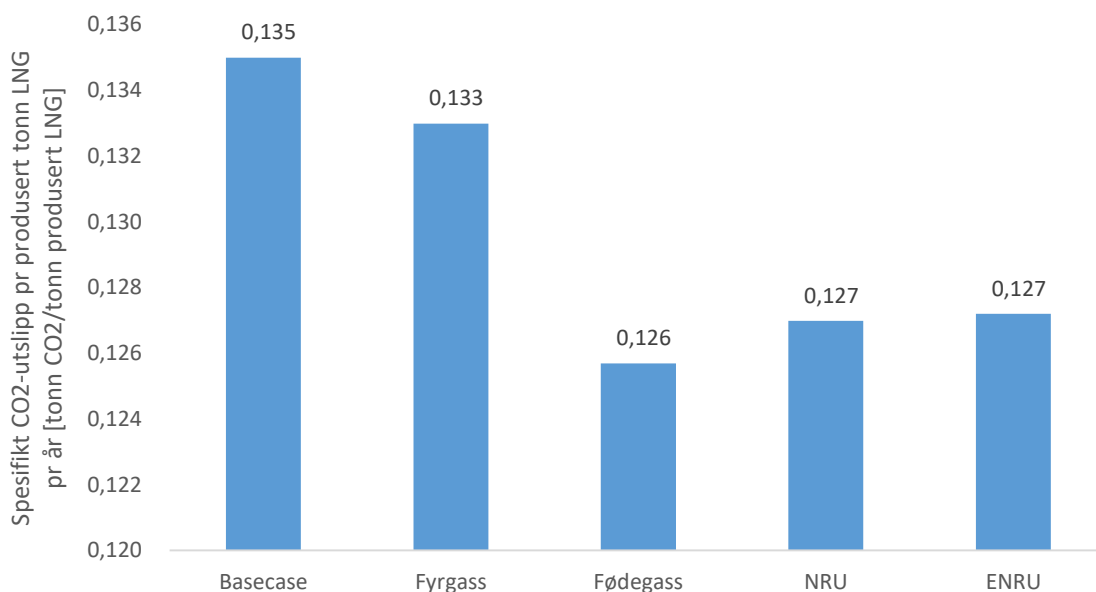
Om en ser på massestrøm CO₂-utslipp under båtlasting og normal drift ser det ut som Basecase og Lavtrykksgass til Fyrgass er de med høyest forbruk. Deretter kan det se ut til at Lavtrykksgass til Fødegass er midt på treet, og løsningene med NRU er de med lavest utslipp.



Figur 9-6 - Årlig CO₂-utslipp for hver løsning med Medium LNG, Simpel End Flash og turbin. Det er forutsatt at all strøm produseres av gassturbin.

Om en derimot tar hensyn til driftstid, og ser på totalt CO₂-utslipp får en et litt overraskende resultat. Undertegnede trodde Lavtrykksgass til Fødegass skulle vært midt på treet, men som en ser av Figur 9-6 blir på årsbasis dette løsningen med lavest utslipp. Dette på grunn av at båtlasting ifølge Tabell H-1 fra Appendiks H skjer litt over hver 5 dag. Dette gir driftstid normal drift i 112 til 117 timer pr LNG-båt, mens lastning kun skjer over 12. Dette gjør at en er i normal drift ca. 90 % av tiden, og dermed er det CO₂-utslipp under normal drift som er viktigste faktoren for utslippet.

9.2.2 Spesifikt CO₂-utslipp



Figur 9-7 - Spesifikt CO₂-utslipp pr produsert tonn LNG på årsbasis.

Som en kan se av Figur 9-7 er det også for spesifikt CO₂-utslipp mest gunstig med tanke på utslipp å velge Lavtrykksgass til Fødegass med 0,127 tonn CO₂ pr tonn produsert LNG. Løsningene med NRU er derimot like bak, og har spesifikt CO₂ bare 0,8 % høyere enn Lavtrykksgass til Fødegass.

Basecase og Lavtrykksgass til Fyrgass har høyest spesifikt CO₂-utslipp, og har henholdsvis 6,7 og 5,3 % høyere utslipp, beregnet med ligning (17). Om en sammenligner med verdier fra kapittel 6.2 ser vi at forventet spesifikk CO₂ var 0,1 til 0,3 kg pr kilogram produsert LNG. Dette vil si at vi er i nedre del av forventet skala. Dette kan bety at det for eksempel er satt for lav verdi på kraftbehov av utility, som ble antatt å være 15 MW. Det kan også være at andre forbrukere har for lavt kraftbehov i forhold til hva som er reelt. Dette bør undersøkes i videre arbeid.

Detaljer for beregning av spesifikk CO₂ på årsbasis kan sees i Appendiks H.

9.2.3 Oppsummering CO₂-utslipp

Om en sammenligner totalt CO₂-utslipp pr år og spesifikt CO₂-utslipp pr kilogram produsert LNG ser en at Basecase kommer dårligst og Lavtrykksgass til Fyrgass nest dårligst ut med henholdsvis høyest og nest høyest utslipp for begge beregningsmetodene.

Det laveste utslippet kommer fra Lavtrykksgass til Fødegass, og gjelder både spesifikt og totalt utslipp. Totalt utslipp ble på 540 094 tonn pr år og spesifikt utslipp på 0,126. Løsningene med NRU lå midt på treet på totalt utslipp pr år, men får grunnet høy produksjon av LNG spesifikt utslipp som er bare 0,8 % høyere enn Lavtrykksgass til Fødegass.

Merk at det ikke er tatt hensyn til utslipp i forbindelse med nedkjøling av båten ved beregning av totalt og spesifikt CO₂-utslipp. Dersom en ikke klarer å håndtere dette i systemene for håndtering av lavtrykksgass vil dette måtte gå til fakkell, og vil kunne øke utslipp av CO₂.

9.3 Investeringskostnad

Det gjøres oppmerksom på at disse vurderingene er basert på antakelser av kostnad for komponentene valgt til de ulike løsningene, og ikke på bakgrunn av kostnad til tidligere prosjekter. Kun hovedkomponenter som kompressorer, gassturbiner, varmevekslere og lignende tas med i beregningen. Standardkomponenter tas ikke med i oversikten over utstyr. Dimensjoner på utstyr er hentet fra HYSYS.

Definisjon av Standardkomponenter:

- Kondenseringsanlegg
- End Flash (på bakgrunn av funn i kapittel 7.3)
- Fakkell
- Gassturbin med regulering av kraftproduksjon
- Lagertank

Kostnader klassifiseres som Lav, Middels eller Høy investeringskostnad. Kvalitetssikring av kostnader kan potensielt gjøres som videre arbeid.

9.3.1 Basecase

Basecase er en gammel og velprøvd løsning. Det antas at ettersom dette er en av de mer typiske designene for et LNG-anlegg er det et rimelig design med lav pris.

Utover standardkomponenter til LNG-anlegget trenger en ingenting. Lav investeringskostnad.

9.3.2 Lavtrykksgass til Fyrgass

På lik linje med Basecase trengs ingenting utover standardkomponenter. Eneste forskjellen fra Basecase er at Båt-BOG også går til Fyrgass, og en vil derfor trenge rør fra kai-område til gassturbin. Lav investeringskostnad.

9.3.3 Lavtrykksgass til Fødegass

Her brukes mye standardkomponenter, men en trenger en kompressor for rekomprimering av lavtrykksgass fra båt. Det ble ved analyse av løsningen funnet at kompressoren må være i området 3 til 4 MW, noe som i denne sammenhengen anses som en liten kompressor. Om en antar det bør være en liten margin i tilfelle uforutsette tilfeller kan en anta at en kjøper en kompressor med kapasitet i området 8 til 10 MW. Denne antas å ha medium kostnad.

9.3.4 Lavtrykksgass til Intern NRU

NRU er en kompleks installasjon med mange komponenter. En trenger

- Kompressor for rekomprimering (5 til 6 MW)
- Sjøvanns- eller luftvarmeveksler for etterkjøling etter komprimering (2 til 3 MW)
- Varmeveksler til forkjøling med nitrogen til atmosfære (170 til 746 kW)
- Varmeveksler til kondensering (10,32 til 14,03 MW)
- Kolonne for separasjon

Varmeveksleren til forkjøling er så liten at den antas å ha lav investeringskostnad.

Sjøvannsveksleren på 2 til 3 antas å være innenfor normalen av sjøvannsvekslere, ettersom en her kan bruke standard rørvarmeveksler. Antas å ha medium kostnad. Varmeveksler for

kondensering i område 10,32 til 14,03 MW antas å være kompleks og ha høy kostnad. Kolonne for separasjon er typisk veldig kompleks, har mange innvendige komponenter og lang leveringstid. Antas å ha høy investeringskostnad

I tillegg kommer reguleringsventiler, sikkerhetssystem og reguleringer for NRU. NRU er typisk montert i en såkalt kuldeboks, hvor alt kryogent utstyr er samlet sammen for å minimere varmelekkasje. Rundt utstyret er det typisk isolasjonsmateriale, som for eksempel kan være perlitt. Kompakt bygging inni en boks er typisk mer komplisert og tidkrevende enn å bygge på så mye plass en ønsker, og bidrar til økte kostnader.

Total antas NRU å ha høy kostnad.

9.3.5 Lavtrykksgass til Ekstern NRU

Ekstern NRU krever samme komponentene som Intern NRU, bare at de gjerne er litt mindre. Samtidig er det i designet med Lavtrykksgass til Ekstern NRU antatt at det er en Intern NRU.

Til intern NRU:

- Kompressor for rekomprimering (2,87 til 2,93 MW)
- Sjøvanns- eller luftvarmeveksler for etterkjøling etter komprimering (0,8 til 0,9 MW)
- Varmeveksler til forkjøling med nitrogen til atmosfære (0,20 til 0,8 MW)
- Varmeveksler til kondensering (4,96 til 6,42 MW)
- Kolonne for separasjon

Til ekstern NRU:

- Kompressor for rekomprimering (2,91 til 3,29 MW)
- Sjøvanns- eller luftvarmeveksler for etterkjøling etter komprimering (0,8 til 0,9 MW)
- Varmeveksler til forkjøling med nitrogen til atmosfære (0,1 til 0,3 kW)
- Varmeveksler til kondensering (7,26 til 10,08 MW)
- Kolonne for separasjon

Som en ser er behovene noe mindre for både Intern og Ekstern NRU, som sannsynligvis gjør hver enkelt enhet billigere enn stor NRU som ble levert til Lavtrykksgass til NRU. Samtidig skal en nå ha 2 enheter – både intern og ekstern. Dette gjør totalt sett at denne løsningen blir enten like dyr eller dyrere enn Lavtrykksgass til NRU.

Totalt sett får Lavtrykksgass til Ekstern NRU høy kostnad.

9.3.6 Oppsummering Investeringskostnad

Grunnet at en ikke trenger annet enn standardkomponenter, definert i starten av kapittel 9, som allerede er på plass i løsningen, får både Basecase og Lavtrykksgass til Fyrgass lav investeringskostnad.

Lavtrykksgass til Fødegass må i tillegg til standardkomponenter ha kompressor i området 8 til 10 MW, og gir løsningen Medium investeringskostnad.

Begge løsningene med NRU krever et komplisert anlegg med mange komponenter, og både Lavtrykksgass til NRU og Lavtrykksgass til Ekstern NRU får Høy investeringskostnad.

9.4 Kompleksitet i drift

Ved drift av prosessanlegg ønsker man alltid å holde systemet i drift. En oppstart av LNG-anlegg kan etter tripp typisk ta 5 til 25 timer. For å unngå tapte driftskostnader vil en alltid vurdere hvordan en opererer prosessen opp mot risiko for tripp. Det vil si at det potensielt kan være gunstig å drive med en litt mindre energieffektiv løsning mot reduksjon av risiko for driftstans.

En kan ikke bare vurdere kompleksitet ved integrasjon av flere systemer i selve LNG-anlegget. Ved båtlasting må en også vurdere konsekvensene av en eventuell tripp av kompressor om bord på båten, ettersom det fører til tap av massestrøm Båt-BOG. Ettersom Båt-BOG ifølge analysen gjort i kapittel 8 viser at Båt-BOG typisk gir over 50 % av total massestrøm lavtrykksgass vil tap av denne kunne gi svingninger i LNG-anlegget

Generelt vurderes sannsynligheten for svingninger og tap av Båt-BOG som er større enn for Flash Gass og Tank-BOG. Dette fordi Båt-BOG styres av en ekstern part som ikke nødvendigvis regulerer massestrøm på en måte som er best for LNG-anlegget, mens de andre lavtrykksgasskildene er avhengig av hvordan kondenseringsanlegget styres. Dette gjør at en i stor grad påvirker produksjon av massestrøm Flash Gass og Tank-BOG selv. Samtidig kan en muligens begrense mulighet for svingninger ved å ha en buffertank for Båt-BOG, sånn at reaksjonstiden blir lenger ved bortfall av Båt-BOG.

Vurderingen blir så gitt en vurdering om det er lav, medium eller høy sannsynlighet for tripp.

9.4.1 Basecase

Basecase antas å være en enkel løsning, uten komplekse integrasjoner med andre systemer. Kondenseringsanleggene og håndtering av lavtrykksgass skjer uavhengig av hverandre, og blir ikke påvirket i større grad av svingninger i det andre systemet. Ved svingning i kondenseringsanlegget vil dette påvirke massestrøm fygass som igjen påvirker kraftproduksjonen i gassturbin.

En bør ha en løsning som motvirker lav massestrøm fygass ved svingning i kondenseringsanlegget. Dette kan løses ved å ha en ventil som åpner for fødegass fra oppstrøms kondenseringsanlegget ved behov for mer fygass. Det forutsettes at systemet for fygass fra fødegass er raskt nok til å unngå store svingninger, og at oppstrøms prosessering er i stand til å håndtere plutselig økt massestrøm fødegass.

Ved bortfall av Båt-BOG vil ingenting skje, ettersom alt går til fakkell.

Ettersom Båt-BOG går rett til fakkell er risikoen påvirkning i LNG-anlegget ved tripp av kompressor fra båt veldig liten.

9.4.2 Lavtrykksgass til Fygass

Lavtrykksgass til Fygass antas å være en enkel løsning, lik Basecase. Samtidig får en under båtlasting Båt-BOG som fygass. Det ble i analysen av løsningen i kapittel 8 funnet at en under båtlasting får stort overskudd av kraft som potensielt kan eksporteres til det lokale strømnettet.

Ved plutselig tap av Båt-BOG vil en om en ikke får erstattet bidraget til fyrgass Båt-BOG gå fra en situasjon hvor en har overskudd av kraft på over 100 MW til å måtte hente 10 MW kraft via fyrgass fra fødegass. Se Figur 9-1 for illustrasjon av netto kraftbehov for Lavtrykksgass til Fyrgass.

Om overskuddskraft eksporteres ut av LNG-anlegget kan den plutselige endringen i kraftbehovet potensielt gi frekvensforandringer i det lokale strømmettet. Potensielt kan det bli slått ut vern, trafostasjoner tripper. Dette kan igjen stoppe strømtilførselen internt på LNG-anlegget, som igjen, litt avhengig av konfigurasjonen på internt strømmett på LNG-anlegget kan trippe kraft til små forbrukere. Om de små forbrukerne har sentrale funksjoner i LNG-anlegget kan dette potensielt trippe hele fabrikken.

For å forhindre at følgende av tripp av Båt-BOG forårsaker tripp av LNG-anlegget må en sørge å ha tilgang på alternativ fyrgass ved behov. Dette løses på samme måte som i Basecase ved å hente fyrgass oppstrøms kondenseringsanlegget.

Tripp av system for lavtrykksgass, som i dette tilfellet er gassturbin, vil derimot trippe hele LNG-anlegget, ettersom det forsyner hele fabrikken med kraft.

Totalt sett vurderes løsningen til medium risiko.

9.4.3 Lavtrykksgass til Fødegass

Kompleksiteten ved Lavtrykksgass som fødegass antas å være medium. Ved normal drift gjelder antakelsene for Basecase med tanke på massestrøm fyrgass til gassturbinene.

Ved båtlastning kan svingninger eller tap av massestrøm båt-BOG gi overkjøling i kondenseringsanlegget. Overkjøling av LNG kan føre til at ikke kjølemediet fordamper skikkelig, og vi får væske i sugedunken til kompressoren i kjølekretsen. Væske i kjøledunk kan potensielt trippe kjølekompressoren, som igjen tripper hele anlegget.

For kompensering av bortfall av eventuell Båt-BOG trenger man en regulering som raskt øker massestrøm fødegass. Det samme gjelder tripp av system for håndtering av lavtrykksgass, som i dette tilfellet er en kompressor for rekomprimering før innfasing som fødegass. Det antas da at oppstrøms prosessering har kapasitet til økt massestrøm fødegass.

Om en derimot i normal drift kjører oppstrøms prosessering på full kapasitet, bør en vurdere å redusere fødegass for å ha mulighet til å dekke inn bortfall av Båt-BOG. Med andre ord, om oppstrøms prosessering har kapasitet på massestrøm fødegass på 550 tonn pr time og Båt-BOG på 25 tonn pr time skal fases inn med fødegassen, bør en vurdere å redusere massestrøm fødegass for eksempel 25 tonn pr time for å ha mulighet til å kompensere ved bortfall av Båt-BOG. På den måten unngår en risiko for overkjøling.

Totalt sett gjør risikoen for svingninger under båtlastning at risiko for tripp blir medium.

9.4.4 Lavtrykksgass til Intern NRU

Kompleksiteten ved Lavtrykksgass til intern NRU antas å være høy. Ettersom kjølesystemet til kondenseringsanlegget er integrert med NRU gjør dette at påvirkninger i massestrøm lavtrykksgass kan gi utslag på hovedprosessen både i normal drift og båtlastning.

I normal drift kan svingninger i massestrøm lavtrykksgass til NRU gjøre at kjølebehovet til NRU stiger eller synker. Ved redusert kjølebehov i NRU vil det oppstå overskudd av kjølekapasitet i kondenseringsanlegget til LNG, som gir kaldere LNG. Kaldere LNG gir mindre lavtrykksgass, som igjen reduserer kjølebehov i NRU enda mer. Til slutt resulterer dette i overkjøling av LNG, som gir væske i sugedunk og igjen kan trippe LNG-anlegget.

Ved økt kjølebehov i NRU vil det kunne oppstå underskudd av kjølekapasitet i kondenseringsanlegget, som gir varmere LNG. Varmere LNG gir økt massestrøm lavtrykksgass, som øker kjølebehovet i NRU, som igjen reduserer kjølekapasiteten i kondenseringsanlegget enda mer. Til slutt kan massestrøm lavtrykksgass til NRU bli så høy at NRU når sin kapasitet, og tripper. Ved tripp av NRU får en plutselig overskudd av kjølekapasitet, som igjen kan trippe LNG-anlegget.

Om det ikke er en regulering som tar høyde for svingninger i massestrøm lavtrykksgass kan dette i verste fall trippe LNG-anlegget. Ved prosessoperasjon nær 100 % av kapasitet på kondenseringsanlegget kan selv små endringer gi store utslag i kjølekapasitet. Dette krever god koordinering med lasteoperatør om bord på båten. Generelt er alle systemer integrert med hverandre mer komplekse enn enkeltstående utstyr.

Totalt sett gjør risikoen for svingninger både i normal drift og under båtlasting at kompleksiteten og risiko blir høy.

9.4.5 Lavtrykksgass til Ekstern NRU

Kompleksiteten i Lavtrykksgass til ekstern NRU antas å være medium. I normal drift er potensiell påvirkning ved endringer i massestrøm lavtrykksgass lik Lavtrykksgass til NRU. Ved båtlasting går Båt-BOG til eksternt system uavhengig av kondenseringsanlegget. Dette gjør at påvirkninger på hovedprosessen ved bortfall av Båt-BOG blir liten.

Hovedsakelig vil bortfall av Båt-BOG kunne føre til tripp av den eksterne NRU. Dette vil kunne føre til overskudd av kraft, samt reduksjon av produksjon. Dersom den eksterne NRU kan brukes til fødegass utenom båtlasting vil en rask regulering føre til at svingninger ved bortfall av Båt-BOG blir minimale, forutsatt at oppstrøms prosessering har ledig kapasitet.

Totalt sett gjør risiko for svingninger i normal drift som kun påvirkes av ens egne systemer og Båt-BOG til eksternt system at kompleksiteten og risiko for tripp blir medium.

9.4.6 Oppsummering kompleksitet i drift

Det minst komplekse systemet i drift er Basecase. Dette vil si at det er lett å drifte, og risikoen for tripp av LNG-anlegget er lav. Videre er Lavtrykksgass til Fødegass, Lavtrykksgass til Fyrgass og Lavtrykksgass til Ekstern NRU medium komplekse. Med høyest kompleksitet og høy risiko for tripp ved eventuelle driftsforstyrrelser, både i normal drift og ved båtlasting er Lavtrykksgass til Intern NRU.

10. Konklusjon

I denne masteroppgaven har ulike løsninger for håndtering av lavtrykksgass i LNG-anlegg blitt studert, og vurdert opp mot hverandre. Det er laget en prosessmodell med utgangspunkt i det som antas å være den mest brukte løsningen for håndtering av lavtrykksgass. Denne løsningen brukes som Basecase, og er referansemåling for analysen.

Analysen er utført med ulik komposisjon på fødegass. Det er i tillegg utført analyse med ulik nitrogenkonsentrasjon på de ulike komposisjonene for å se på hvordan dette påvirker massestrøm lavtrykksgass, inversjonstemperatur og valg av løsning for End Flash.

10.1 Nitrogens påvirkning

Det ble avdekket at økt nitrogenkonsentrasjon hovedsakelig påvirker massestrøm Flashgass, og at jo høyere nitrogenkonsentrasjon i fødegass jo større kapasitet må systemet som håndterer lavtrykksgass fra End Flash ha.

I tillegg ble det avdekket at en ved nitrogenkonsentrasjon opp mot 2 mol % klarer seg med Sempel End Flash, og fortsatt klarer å komme seg under kravet til spec på 1 mol %. Ved simulering av Avansert End Flash klarte en å komme på spec med nitrogenkonsentrasjon på inntil 2,8 mol %. Det er i begge tilfellene antatt at en benytter turbin til trykkavlastning, ettersom det er mest energieffektivt. Ved fødegass med nitrogeninnhold under 1 mol % kan en droppe End Flash, og gå rett til lagertank.

Ved undersøkelse av inversjonstemperaturen ble det avdekket at høyere andel tunge hydrokarboner økte inversjonstemperaturen. Videre vil høyere andel nitrogeninnhold redusere inversjonstemperaturen. Inversjonstemperaturen til LNG ligger i området -159,5 til 161 grader ved 0,25 barg, som vil si at en ved LNG-produksjon kan risikere å komme på eller under. Dette gjelder spesielt ved spesielt rik LNG.

10.2 Løsninger for håndtering av lavtrykksgass

I analysen av løsninger for håndtering av lavtrykksgass er kriteriene energibehov og produksjonskapasitet, CO₂-utslipp, investeringskostnad og kompleksitet i drift vurdert. Deretter har analysen resultert i en anbefaling om hvilken løsning som bør bygges om en skal bygge et helt nytt anlegg.

LNG-anlegget kan uavhengig av løsning driftes med 4 LM6000. Alle løsninger måtte få tilført ekstra fyrgass fra fødegass i større eller mindre grad. Eneste unntaket var Lavtrykksgass til Fyrgass som fikk kraftoverskudd på 100 MW under båtlastingen. Det laveste energibehovet får en av Basecase og Lavtrykksgass til Fyrgass. Samtidig vurderes løsningene med NRU sammenlignet med løsningene med gassturbin totalt sett å være best med tanke på energiforbruk. Dersom en ved å øke spesifikt energibehov 2,7 % gjennom å gå fra løsning med gassturbin til løsning med NRU øker årsproduksjonen LNG med 4,2 %.

Med massestrøm fødegass på 550 tonn pr time vil løsningene med NRU produsere 4,46 Mtpa, mens løsningene med gassturbin vil produsere under 4,3 Mtpa. Forskjellen i årsproduksjon tilsvarer ca. 2,7 ekstra båtlaste, som det er antatt tilsvarer i området 270 til 675 millioner NOK i ekstraintekt pr år.

Det laveste CO₂-utslippet på årsbasis får en med Lavtrykksgass til Fyrgass med ca. 540 000 tonn CO₂ pr år. Dette er hele 4,7 % lavere enn neste på listen, som er Lavtrykksgass til Intern NRU. Likevel får en nesten samme spesifikt CO₂-utslipp for løsningene med NRU og Lavtrykksgass til Fødegass med henholdsvis med 0,127 og 0,126 kg CO₂ pr tonn LNG. Løsningene Lavtrykksgass til Fyrgass og Basecase har høyest utslipp av CO₂, det spesifikke utslippet er over 6 % høyere enn for Lavtrykksgass til Fødegass.

Den laveste investeringskostnaden for en løsning for håndtering av lavtrykksgass oppnås ved å velge Lavtrykksgass til Fyrgass eller Lavtrykksgass til Fødegass. Lavtrykksgass til Intern NRU antas å ha medium investeringskostnad, mens Lavtrykksgass til Ekstern NRU antas å være den dyreste løsningen av alle.

En oppnår den laveste kompleksiteten ved å velge Basecase. Medium kompleksitet gis til Lavtrykksgass til Fødegass, Lavtrykksgass til Fyrgass og Lavtrykksgass til Ekstern NRU. Det mest komplekse systemet å drifte er Lavtrykksgass til Intern NRU.

Totalt sett anses Lavtrykksgass til Fødegass å være en gunstig løsning, ettersom den har både lavt CO₂-utslipp, medium kompleksitet og lav investeringskostnad. Samtidig er løsningene med NRU også gunstige med tanke på at de gir mulighet for å øke produksjonskapasiteten, og samtidig har lavt CO₂-utslipp. Ulempen med løsningene med NRU er høy kompleksitet og investeringskostnad.

10.3 Videre arbeid

Til videre arbeid anbefales det å undersøke om en kan øke temperaturen ut av kondenseringsanlegget, og på den måten få tilstrekkelig med Flashgass for å få positiv netto kraft i normal drift. På den måten slipper en å ha fygass fra fødegass. Det kan være interessant å se hvordan temperatur på tilgjengelig naturlig kjøling fra luft eller vann påvirker resultatene.

I tillegg bør det arbeides med å finne hvor langt ned en kan gå ned i trykk ved bruk av turbin, og om en eventuelt bør bruke JT-ventil til siste rest av trykkavlastning for å unngå vibrasjoner. Et alternativt videre arbeid er å se på turbin som kan ta trykket helt ned til End Flashtrykk uten at det oppstår skadelige vibrasjoner på utstyret.

Det kan også undersøkes hvordan lavtrykksgass som oppstår i forbindelse med cooldown av LNG-båt påvirker årlig CO₂-utslipp, og om dette kan eventuelt håndteres i løsningene for lavtrykksgass.

Til slutt anbefales det å se på hvordan en kan håndtere kraftoverskudd fra Lavtrykksgass til Fygass som ble i området 100 MW. Uten å finne svar på denne utfordringen kan en ikke benytte denne løsningen.

11. Referanser

AK Steel, 2007. *www.aksteel.com*. [Internett]

Available at:

https://www.google.no/url?sa=t&rct=j&q=&esrc=s&source=web&cd=1&cad=rja&uact=8&ved=0ahUKEwjsydnOgIrQAhWEDywKHZcUBhAQFggBMAA&url=http%3A%2F%2Fwww.aksteel.com%2Fpdf%2Fmarkets_products%2Fstainless%2Faustenitic%2F304_304l_data_sheet.pdf&usq=AFQjCNH5dffZZrySe94

[Funnet 27 10 2016].

Antweiler, P. W., 2014. *Werner's Blog*. [Internett]

Available at: <http://wernerantweiler.ca/blog.php?item=2014-11-11>

[Funnet 19 12 16].

Bolland, O., 2014. *Natural Gas Technology - Thermal Power Generation*. 1. red. Trondheim: NTNU.

BP, 2011. *www.igu.org*. [Internett]

Available at: [http://www.igu.org/sites/default/files/node-page-](http://www.igu.org/sites/default/files/node-page-field_file/Guidebook%20to%20Gas%20Interchangeability%20and%20Gas%20Quality,%20August%202011.pdf)

[field_file/Guidebook%20to%20Gas%20Interchangeability%20and%20Gas%20Quality,%20August%202011.pdf](http://www.igu.org/sites/default/files/node-page-field_file/Guidebook%20to%20Gas%20Interchangeability%20and%20Gas%20Quality,%20August%202011.pdf)

[Funnet 20 10 2016].

Bridgwood, P., 2010. *Boil-off gas treatment process and system*. Australia, Patentnr. Patent CA02705193.

Daniel Chinn, C., 2015. *Integration of a small scale liquefaction unit with an lng plant to convert BOG*. USA, Patentnr. US 14/089,329.

Dobrota, D., Lalic, B. & Komar, I., 2013. *Problems of Boil-Off in LNG*. [Internett]

Available at: <http://hrcak.srce.hr/file/161548>

[Funnet 15 09 2016].

Ebara, 2016. *www.ebaracryo.com*. [Internett]

Available at: <http://www.ebaracryo.com/wp-content/uploads/2016/08/In-Tank-Pumping-Requirements-for-Retrofit-of-LNG-Import-Terminal-to-LNG-Export-Terminal.pdf>

[Funnet 10 12 2016].

EngineeringToolbox, 2016. *www.engineeringtoolbox.com*. [Internett]

Available at: http://www.engineeringtoolbox.com/thermal-conductivity-d_429.html

[Funnet 02 11 2016].

Flow Control Network, 2011. *www.flowcontrolnetwork.com*. [Internett]
Available at: <http://www.flowcontrolnetwork.com/defining-maximum-gas-pipe-velocity/>
[Funnet 22 02 2017].

Fluor, 2014. *www.fluor.com*. [Internett]
Available at: <http://www.fluor.com/projects/kitimat-liquefied-natural-gas-epc>
[Funnet 21 02 2017].

GE, 2017. *Datasheet LM6000*, Atlanta, Georgia, USA: GE.

Huang, S., Hartono, J. & Shah, P., 2006. *BOG Recovery From Long Jetties During Loading*.
[Internett]
Available at:
http://www.ivt.ntnu.no/ept/fag/tep4215/innhold/LNG%20Conferences/2007/fscommand/P0_34_Shah_s.pdf
[Funnet 16 09 2016].

International Gas Union, 2015. *Natural Gas Facts & Figures*. [Internett]
Available at: http://www.igu.org/sites/default/files/node-document-field-file/FactsFigures_contenuApril2014.pdf
[Funnet 13. 09 2016].

Kitzel, B., 2008. *PHPK Technologies, USA*. [Internett]
Available at: <http://www.phpk.com/pdf/LNGIndustry2008.pdf>
[Funnet 27 10 2016].

Kuo, J., Wang, K. & Chen, C., 2012. *Pros and cons of different Nitrogen Removal Unit (NRU) technology*. [Internett]
Available at: http://ac.els-cdn.com/S1875510012000170/1-s2.0-S1875510012000170-main.pdf?tid=0970d27c-8ee3-11e6-ace9-00000aab0f02&acdnat=1476101824_7821a42ac9616a3df7e8b0d6a58a8879
[Funnet 10 10 2016].

Kusmaya, M., 2013. *LPG extraction on FLNG*, Trondheim, Norway: NTNU.

Linde, 2013. *www.the-linde-group.com*. [Internett]
Available at: <http://www.the-linde-group.com/en/clean-technology/clean-technology-portfolio/enhanced-oil-gas-recovery/nitrogen-rejection-unit/index.html>
[Funnet 10 10 2016].

Lun, H., Filippone, F., Roger, D. & Poser, M., 2007. *www.wermac.org*. [Internett]
Available at: <http://www.wermac.org/pdf/tanks6.pdf>
[Funnet 28 10 2016].

Lun, H., Filippone, F., Roger, D. C. & Poser, M., 2006. *DESIGN AND CONSTRUCTION ASPECTS OF LNG STORAGE TANKS*. [Internett]
Available at: <http://www.wermac.org/pdf/tanks6.pdf>
[Funnet 01 12 2016].

Mokhatab, S., Mak, J., Vlappil, J. & Wood, D., 2014. *Handbook of Liquefied Natural Gas*. 1. ed. Oxford: Elsevier.

Oil & Gas Production Handbook, 2014. <http://oilandgasproductionhandbook.blogspot.no>. [Internett]
Available at: <http://oilandgasproductionhandbook.blogspot.no/2014/01/midstream-facilities.html>
[Funnet 20 02 2017].

Pashalis, C. & Ledevhat, R., 2002. *IVT NTNU*. [Internett]
Available at:
http://www.ivt.ntnu.no/ept/fag/tep4215/innhold/LNG%20Conferences/2002/Papers/Pashalis_paper.pdf
[Funnet 22 02 2017].

Qatargas, Høsten 2014. *Qatargas Newspaper - The Pioneer*. [Internett]
Available at:
<https://www.qatargas.com/English/MediaCenter/Publications/ThePioneer/The%20Pioneer%20-Fall%202014%20-%20English.pdf>
[Funnet 05 09 2016].

SIGTTO, 2000. *Liquefied Gas Handling Principles On Ships And In Terminals*. [Internett]
Available at: [http://www.pfri.uniri.hr/knjiznica/download/Lghp\(siggtto\).pdf](http://www.pfri.uniri.hr/knjiznica/download/Lghp(siggtto).pdf)
[Funnet 15 09 2016].

Tractebel Gas Engineering, 2005. <http://www.ivt.ntnu.no/>. [Internett]
Available at:
http://www.ivt.ntnu.no/ept/fag/tep4215/innhold/LNG%20Conferences/2005/SDS_TIF/0502_02.pdf
[Funnet 07 12 2016].

Vatani, A., Mehrpooya, M. & Palizdar, A., 2014. *onlinelibrary.wiley.com*. [Internett]
Available at: <http://onlinelibrary.wiley.com/doi/10.1002/er.3193/pdf>
[Funnet 22 02 2017].

Wartsila , 2016. *www.wartsila.com*. [Internett]

Available at: <http://www.wartsila.com/products/marine-oil-gas/gas-solutions/lng-solutions/lng-plants-small-scale-liquefaction-technology>

[Funnet 07 12 2016].

Yang, Y.-M., 2006. *www.jadelltd.com*. [Internett]

Available at: http://jadelltd.com/wa_files/LNG_20Storage_20Tank.pdf

[Funnet 26 10 2016].

A. Appendiks – Beregning av massestrøm BOG

a. Tank-BOG

Mengden BOG er typisk 0,05 til 0,1 % av innholdet i lagertanken pr døgn for lagertanker på land (BP, 2011), og volum for lagertanker på land er typisk i området 100 000 m³ til 200 000 m³. LNG har typisk densitet i området 400 til 500 kg pr m³. Nedre densitetsgrense for LNG blir 0,4 tonn/kg og øvre densitetsgrense blir 0,5 tonn/kg.

Volum: 100.000 m³ 200 000 m³

Dette beregnes via følgende:

$$\dot{V}_{tank-BOG,d} = \frac{V_{lagertank}}{x} \left[\frac{m^3}{døgn} \right] \quad (9)$$

Der

$V_{lagertank}$ er volumet til lagertanken(e) [m³] x er andelen som fordamper pr døgn [1/døgn]

Videre finner vi volumstrøm pr time ved å dividere $\dot{V}_{tank-BOG,d}$ med 24:

$$\dot{V}_{tank-BOG} = \frac{\dot{V}_{tank-BOG,d}}{24} \left[\frac{m^3}{time} \right] \quad (10)$$

Deretter multipliserer vi med densiteten på mediet samtidig som vi dividerer med 1000 kg for å finne massestrømmen i tonn/time:

$$\dot{m}_{tank-BOG} = \frac{\dot{V} * \rho}{1000 \text{ kg}} \left[\frac{tonn}{time} \right] \quad (11)$$

Der

\dot{V} er volumstrøm [m³/time] ρ er densiteten på mediet [tonn/m³]

Finner med ligning (9) at vi ved båt-BOG på 0,05 % får 50 m³/døgn. Videre finner vi med ligning (10) at dette tilsvarer 2,08 m³/time. Med ligning (11) finner vi at 2,08 m³/time tilsvarer ca. 0,83 tonn/time om vi bruker nedre grense på densitet for LNG som er 0,4 tonn/m³. Om vi bruker øvre grense på 0,5 tonn/m³ tilsvarer 2,08 m³/time en massestrøm på 1,04 tonn/time.

Gjør samme med høy og lav rate avkok, samt høy og lav densitet. Resultatene kan sees i Tabell A-1.

Tabell A-1 - Beregning av massestrøm BOG ved 0,05 % avkok pr døgn. Det er beregnet for både øvre og nedre densitetsgrense, slik at en får et intervall for massestrøm.

0,05 % av volum:	50 m³/døgn	100 m³/døgn	Benyttet ligning
Volumstrøm/time:	2,08 m ³ /time	4,16 m ³ /time	(9)
Nedre densitet, 0,4:	0,83 tonn/time	1,67 tonn/time	(10)
Øvre densitet, 0,5:	1,04 tonn/time	2,08 tonn/time	(11)

Tabell A-2- Beregning av massestrøm BOG ved 0,1 % avkok pr døgn. Det er beregnet for både øvre og nedre densitetsgrense, slik at en får et intervall for massestrøm.

0,1 % av volum:	100 m ³ /døgn	200 m ³ /døgn	Benyttet ligning
Volumstrøm/time:	4,16 m ³ /time	8,33 m ³ /time	(9)
Nedre densitet, 0,4:	1,67 tonn/time	3,33 tonn/time	(10)
Øvre densitet, 0,5:	2,08 tonn/time	4,17 tonn/time	(11)

Som en kan se av Tabell A-2 gir dette en forventning om massestrøm tank-BOG i området 0,83 til 4,17 tonn/time.

b. Båt-BOG

BOG fra båtlasting er typisk i området 0,6 til 0,8 vol% av den lastede LNGen, og lasterate er antatt å være på 12 000 m³/time.

$$\dot{V}_{b\hat{a}t-BOG} = \frac{\dot{V}_{lasterate}}{x} \left[\frac{m^3}{time} \right] \quad (12)$$

Der $\dot{V}_{lasterate}$ er lasteraten ved båtlasting [m³/time]

x er andelen som fordampes [-]

Deretter multipliserer vi med densiteten på mediet samtidig som vi dividerer med 1000 kg for å finne massestrømmen i tonn/time:

$$\dot{m}_{b\hat{a}t-BOG} = \dot{V}_{b\hat{a}t-BOG} * \rho \left[\frac{tonn}{time} \right] \quad (13)$$

Der

ρ er densiteten til mediet [kg/m³]

Finner med ligning (12) at ved lasterate på 12 000 m³/time og andel som fordampes på 0,6 vol % får vi volumstrøm båt-BOG $\dot{V}_{b\hat{a}t-BOG}$ på 72 m³/time. Videre gir ligning (13) med densitet på 0,4 tonn/m³ en massestrøm på 28,8 tonn/time.

Gjør samme med høy og lav rate avkok, samt høy og lav densitet. Resultatene kan sees i

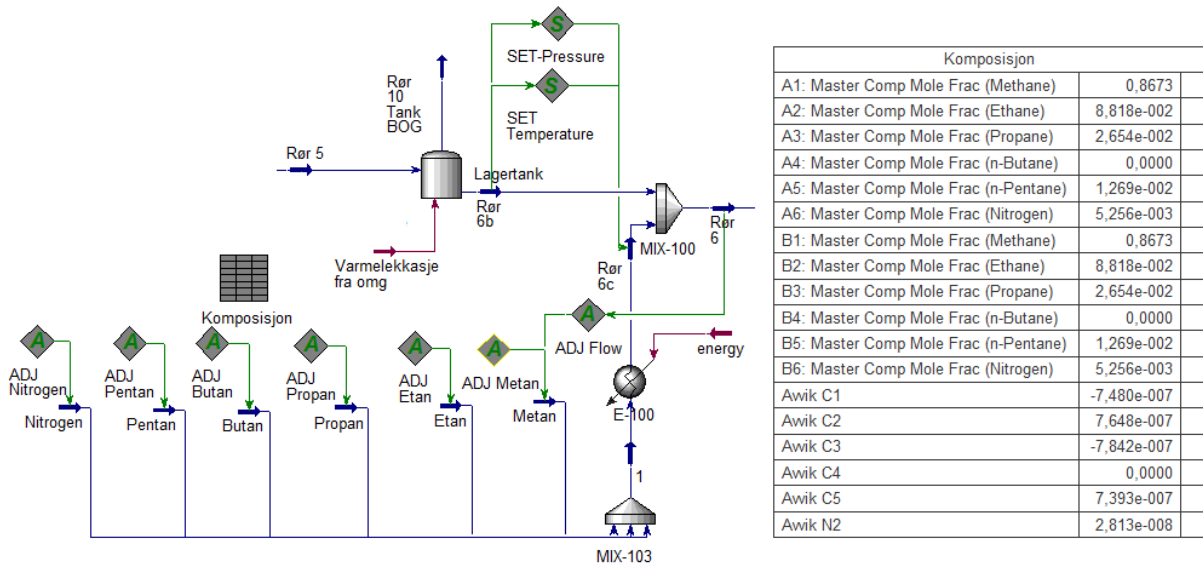
Tabell A-3 -Beregning av massestrøm BOG ved lasterate på 12000 m³/time. Det er beregnet for både øvre og nedre densitetsgrense, slik at en får et intervall for massestrøm.

Lasterate 12000 m ³ /time	Avkok 0,6 vol %	Avkok 0,8 vol %	Benyttet ligning
Volumstrøm båt-BOG	72 m ³ /time	96 m ³ /time	(12)
Nedre densitet, 0,4:	28,8 tonn/time	38,4 tonn/time	(13)
Øvre densitet, 0,5:	36,0 tonn/time	48,0 tonn/time	(13)

Som en kan se av Tabell A-3 gir dette en forventning om massestrøm båt-BOG i området 28,8 til 48,0 tonn/time.

B. Appendiks – Regulering av komposisjon i Rør 6c

For å ha samme tilstand og komposisjon på ekstrarøret Rør 6c som Rør 6b er det lagt inn noen reguleringer. Trykk reguleres av SET-Pressure, og gir Rør 6c samme trykk som Rør 6b. Tilsvarende gjøres for temperatur med SET-Temperature. Trykk og temperatur justeres så av varmeveksler E-100. Varmeveksleren er satt inn kun i tilfelle mediene kommer inn med ulik temperatur, og må justeres for å få rett temperatur.



Figur B-1 - Regulering av Rør 6c

Volumstrøm er definert i ADJ Flow til å være 12 000 m³/time gjennom Rør 6. ADJ Flow regulerer så volumstrøm gjennom Metan. Samtidig er det en regulator for hver enkelt komposisjon.

ADJ Etan regulerer volumstrøm etan så Avvik C2 i tabell Komposisjon i Figur B-1 blir 0. Avvik C2 er differansen mellom A2 og B2, som er henholdsvis molar andel etan i Rør 6b og Rør 6c. Videre er det samme funksjonalitet for ADJ Propan, ADJ Butan, ADJ Pentan og ADJ Nitrogen. Funksjonen til ADJ Metan ivaretas av ADJ Flow. For å få nøyaktig konsentrasjon er sensitivitet på regulatoren justert til tillatt avvik på $\pm 10^{-7}$ mol%.

LNG fra Rør 6b og Rør 6c samles så, og går videre til båten i Rør 6.

C. Appendiks - Beregning av varmelekkasje

a. Til lagertank

For varmelekkasje gjennom taket brukes modell for konduksjon gjennom plate. Ettersom vi ser bort fra overgangen mellom vegger og tak, og har uniform varmelekkasje gjennom n lag kan vi bruke følgende ligning:

$$q = \frac{A(T_1 - T_2)}{\frac{x_1}{k_1} + \frac{x_2}{k_2} + \dots + \frac{x_n}{k_n}} \quad (14)$$

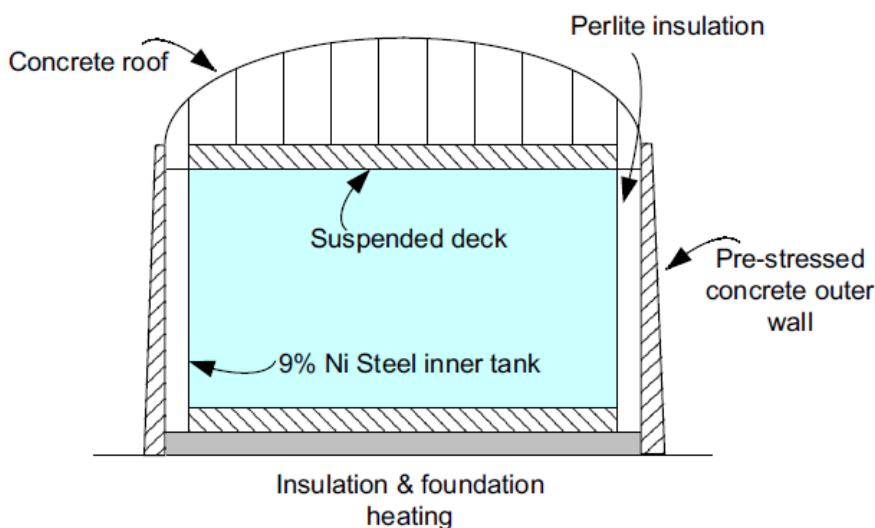
Der

q er varmelekkasje [W/m^2] k er termisk konduktivitet [$\frac{W}{mK}$]
 T_1 er LNG-temperatur [$^{\circ}C$] T_2 er omgivelsestemperatur [$^{\circ}C$]
 X er isolasjonstykkelse [m] A er arealet [m^2]

Oppbygging av Lagertank

Til LNG-lagring har det de siste tiårene typisk blitt bygget såkalte «Full Containment Tank» lagertanker. Det vil si lagertank som i prinsippet er to lagertanker, den ene inni den andre. Den innerste tanken er typisk laget av 9 % Nikkelstål med typisk tykkelse på 30 til 50 mm (Yang, 2006), den ytterste laget av betong med typisk tykkelse på 500 til 1200 mm (Lun, et al., 2007). Begge er lukket. Ved lekkasje på den innerste vil den ytterste fungere som lagertank.

Nikkelstål har typisk termisk konduktivitet på 18 W/mK (AK Steel, 2007). Mellom lagertankene brukes perlitt som isolasjon, typisk tykkelse er 500 til 1000 mm. Alle tilkoblinger for tanken er på tanktoppen.



Figur C-1 – Prinsipp-skisse Full Containment Tank (Kilde: Mokhatab, et al., 2014)

Taket består typisk av et tynt stål eller aluminiumslag med perlitt og glasskum som isolasjon, og et lag betong øverst. Betong har typisk termisk konduktivitet i området 1 til 1,8 W/mK, litt avhengig av hvilken type det er (EngineeringToolbox, 2016).

Utregning av varmelekkasje

Finner areal for vegger, gulv og tak i lagertanken. Antar vegger kan tilnærmes areal på en sylinder, og tak og gulv kan tilnærmes arealet til en sirkel.

Med høyde H på 37,5 meter og diameter D på 60 meter får vi følgende areal for tak og gulv:

$$A_{sirkel} = A_{tak} = A_{gulv} = \frac{\pi D^2}{4} = \pi * \frac{60^2}{4} = 2\,827,43 \text{ m}^2$$

Videre finner vi for veggene

$$A_{sylinder} = A_{vegger} = H * \pi * D = 37,5 * \pi * 60 = 7\,068,58 \text{ m}^2$$

Beregner varmelekkasje pr kvadratmeter, og bruker antakelser i Tabell 5-3, og setter inn i ligning (4) for beregning av varmelekkasje gjennom taket:

$$q_{tak} = \frac{A_{tak}(T_1 - T_n)}{\frac{x_{betong}}{k_{betong}} + \frac{x_{stål}}{k_{stål}} + \frac{x_{perlitt}}{k_{perlitt}}} = \frac{2827,43 (15 - (-163))}{\frac{0,7}{1,6} + \frac{0,03}{18} + \frac{0,50}{0,03}} = 29421,73 \text{ W} = 29,4 \text{ kW}$$

Gjennom gulv blir det tilsvarende, bortsett fra at omgivelsestemperaturen er antatt å være temperaturen til varmekablene på 0 grader C. Varmelekkasje gjennom gulvet blir da

$$q_{gulv} = \frac{A_{gulv}(T_1 - T_n)}{\frac{x_{betong}}{k_{betong}} + \frac{x_{stål}}{k_{stål}} + \frac{x_{perlitt}}{k_{perlitt}}} = \frac{2827,43 (0 - (-163))}{\frac{1}{1,6} + \frac{0,04}{18} + \frac{0,70}{0,03}} = 19234,59 \text{ W} = 19,2 \text{ kW}$$

For beregning av varmelekkasje gjennom vegger benyttes samme ligning, men benytter areal for vegg A_{vegg} . Varmelekkasje gjennom vegg blir da

$$q_{vegg} = \frac{A_{vegg}(T_1 - T_n)}{\frac{x_{betong}}{k_{betong}} + \frac{x_{stål}}{k_{stål}} + \frac{x_{perlitt}}{k_{perlitt}}} = \frac{7068,58 (15 - (-163))}{\frac{1}{1,6} + \frac{0,04}{18} + \frac{0,70}{0,03}} = 52551,63 \text{ W} = 52,6 \text{ kW}$$

Total varmelekkasje til lagertank $q_{lagertank}$ blir da

$$q_{lagertank} = q_{tak} + q_{gulv} + q_{vegg} = (29,4 + 19,2 + 52,5) \text{ kW} = 101,1 \text{ kW}$$

b. Til rør mellom lagertank og båt

Tar høyde for at det kan være ulike lengder av lasterøret, og beregner lekkasje pr meter rør. For beregning av varmelekkasje pr meter i rør benyttes følgende ligning:

$$\frac{q}{L} = \frac{2\pi k(T_1 - T_2)}{\ln\left(\frac{d_2}{d_1}\right)} \quad (15)$$

Der

$\frac{q}{L}$ er varmelekkasje pr meter [W/m]

k er termisk konduktivitet [W/mK]

T_1 er LNG-temperatur [°C]

T_2 er omgivelsestemperatur [°C]

d_1 er indre diameter [in]

d_2 er ytre diameter, inkludert isolasjon [in]

For stål til kryogene rør er SS 304L både den mest brukte og den mest tilgjengelige stålkvaliteten. For å forhindre varmelekkasje isoleres rørene med inntil 8" isolasjon. Typisk isolasjonsmateriale er glasskum formet etter rørene, med kappe av aluminium. Antar det er dette som er brukt, og bruker derfor data for dette i beregninger.

Termisk konduktivitet pr meter for isolerte LNG-rør antas å være 0,26 W/mK (Kitzel, 2008). Denne termiske konduktivitet er gjennomsnitt av stål og isolasjon, og går fra innsiden av røret til yttersiden av aluminiumskappen på utsiden av isolasjonen. Antar dimensjon på lasterør er 22" med tykkelse 8" inkludert isolasjon. Dette gir ytre diameter 30". Antar omgivelsestemperatur på 15 grader.

Til beregning av T_1 brukes gjennomsnitt av LNG-temperatur fra tank, Rør 6, og LNG-temperatur rett oppstrøms båten, Rør 8. Her antas det at gjennomsnittstemperaturen er ca. -162 ° C. Temperaturen benyttes siden den er midt i typisk temperaturområde for LNG på - 160 til -163 grader C.

Temperaturene i Rør 6 og Rør 8 kan variere med forskjeller på inntil 2 grader ved simulering av ulike case. Temperaturene er avhengig av for eksempel temperatur ut av subcooler og nitrogeninnhold. Dette gjør at en burde finne ny gjennomsnittstemperatur for hver simulering. Vurderer forskjellen mellom hver simulering som så liten at den kan neglisjeres, og vi bruker en fast verdi.

Dersom det viser seg at simuleringen gir temperaturavvik målt i Rør 6 og Rør 8 på mer enn 2 grader C vil det bli vurdert om en skal benytte en annen temperatur.

Beregner varmelekkasje pr meter, bruker antakelser i Tabell 9:

$$\frac{q}{L} = \frac{2\pi k(T_1 - T_2)}{\ln\left(\frac{d_2}{d_1}\right)} = \frac{2\pi * 0,26 * (15 - (-162))}{\ln\left(\frac{30}{22}\right)} = 932,28 \frac{W}{m}$$

Beregner deretter total varmelekkasje for ulike lengder av røret.

For 0,5 km får vi:

$$q = \frac{q}{L} * L = 932,28 \frac{W}{m} * 500 m = 466 kW$$

For 1 km får vi

$$q = \frac{q}{L} * L = 932,28 \frac{W}{m} * 1000 m = 932,3 kW$$

For 5 km får vi

$$q = \frac{q}{L} * L = 932,28 \frac{W}{m} * 5000 m = 4660 kW$$

Antar lengden på 0,5 km er mest relevant, og benytter den til alle verdier.

D. Appendiks – Beregning av maksimal massestrøm Båt-BOG

Har ikke funnet spesifikke tall på begrensning til massestrøm Båt-BOG LNG-fabrikken skal være i stand til å håndtere. Det antas like vel at det må være en slik begrensning, men at denne er intern. Velger derfor å beregne en maksimal massestrøm Båt-BOG som kan returneres gjennom returarmen til LNG-båten.

For beregning av maksimal massestrøm Båt-BOG tar vi utgangspunkt i det som antas å være standard diameter på lastearmer, typisk 20" (Pashalis & Ledevhat, 2002). 20" tilsvarer 0,51 meter. Det kan ikke gå mer BOG enn det linjen har kapasitet til. Videre antar vi at utstyret er dimensjonert slik at vi ikke overstiger norm for hastighet til naturgass i rør, 20 m/s (Flow Controll Network, 2011).

BOG har typisk temperatur i området -50 til -80 grader C. Densiteten er høyest når den er kald, så bruker dette, ettersom det gir størst massestrøm. Simulering i HYSYS med BOG bestående av 1/5 nitrogen og 4/5 metan gir at densitet ved -80 grader C er 1,3 kg/m³.

For å finne massestrøm kan vi da bruke følgende ligning:

$$\dot{m} = \rho * A * V_{max} \quad (16)$$

Der

\dot{m} er massestrøm [kg/s]

ρ er densiteten til Båt-BOG [kg/m³]

A er arealet til røret [m²]

V_{max} er makshastigheten til mediet gjennom røret

Arealet beregnes med formel for areal til en sirkel. Setter inn verdier i ligning (16, og får følgende uttrykk:

$$\dot{m} = 1,3 * 0,51^2 \pi * 20 = 21,23 \frac{kg}{s} = 76\,444 \frac{kg}{time} \approx 80 \frac{tonn}{time}$$

Runder opp til 80 for å få et rundt tall. Antar at densitetsforandringene ved ulik komposisjon LNG er såpass liten at den gir neglisjerbar endring i massestrøm. Bruker derfor 80 tonn/time som maksimal massestrøm Båt-BOG. Det antas også at kompressoren om bord på båten er stor nok til å levere denne massestrømmen.

E. Appendiks – Prosentvis avvik

For å sammenligne verdier kan det bli brukt prosentvis avvik for å få et forhold til forskjellen mellom dem.

Til dette brukes følgende ligning:

$$A = \text{abs} \left(1 - \frac{V_{\text{sammenlignet}}}{V_{\text{referanse}}} \right) * 100 \% \quad (17)$$

Der

A er avviket [-]

$\text{abs}()$ er absoluttverdien

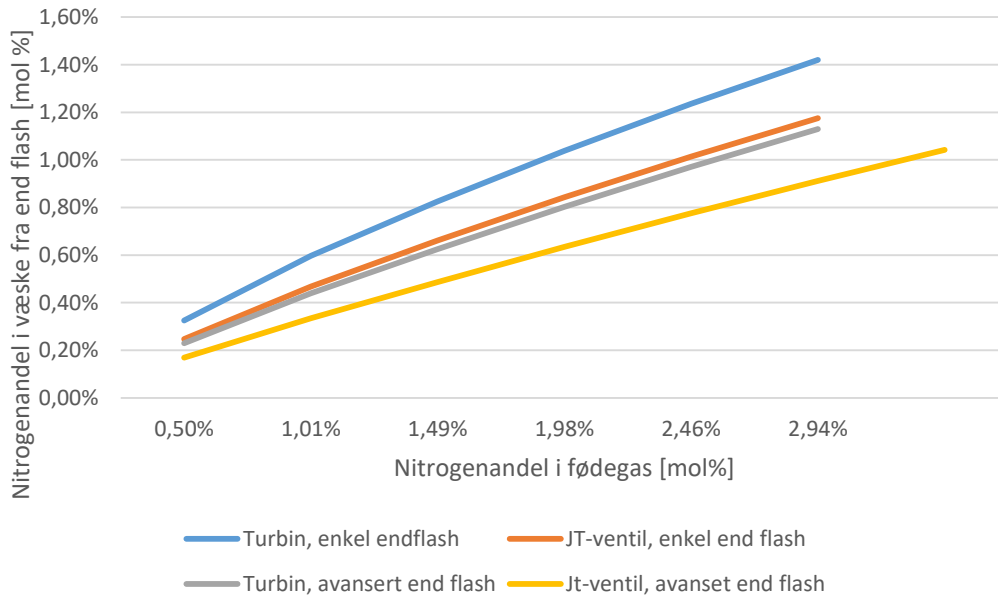
$V_{\text{referanse}}$ er referanseverdien en sammenligner med

$V_{\text{sammenlignet}}$ er verdien som skal sammenlignes

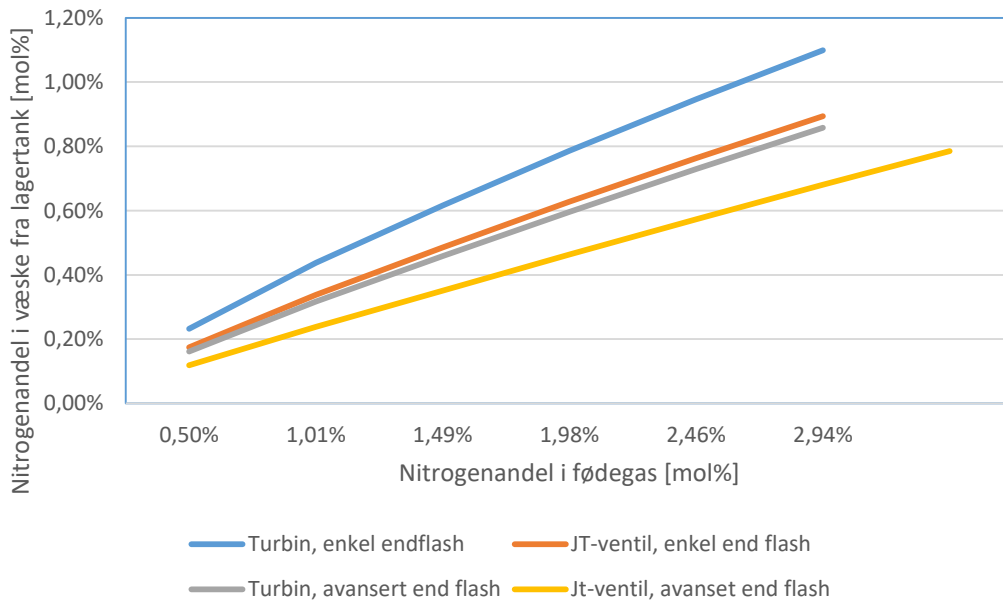
F. Appendiks – Nitrogenkonsentrasjon nedstrøms End Flash

Det er blitt utført analyse av nitrogenkonsentrasjon nedstrøms End Flash, med nitrogenkonsentrasjon målt i Rør 4 og Rør 6. Analysen er utført med Rich, Medium og Lean LNG. Under følger figurer med resultater fra Medium og Lean LNG.

a. Medium LNG

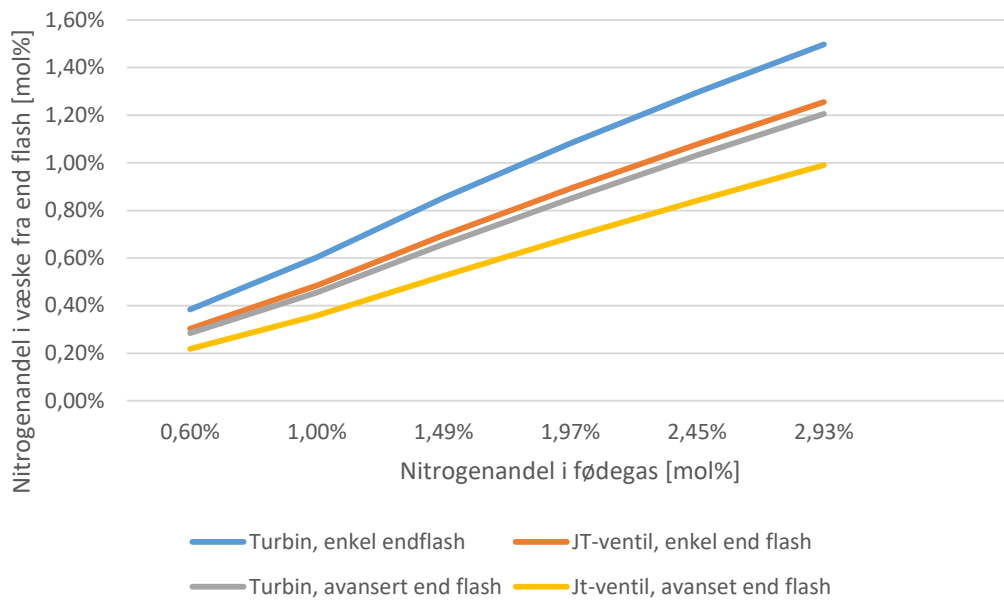


Figur F-1 - Nitrogenkonsentrasjon på Medium LNG fra end flash ved ulike End Flash-løsninger

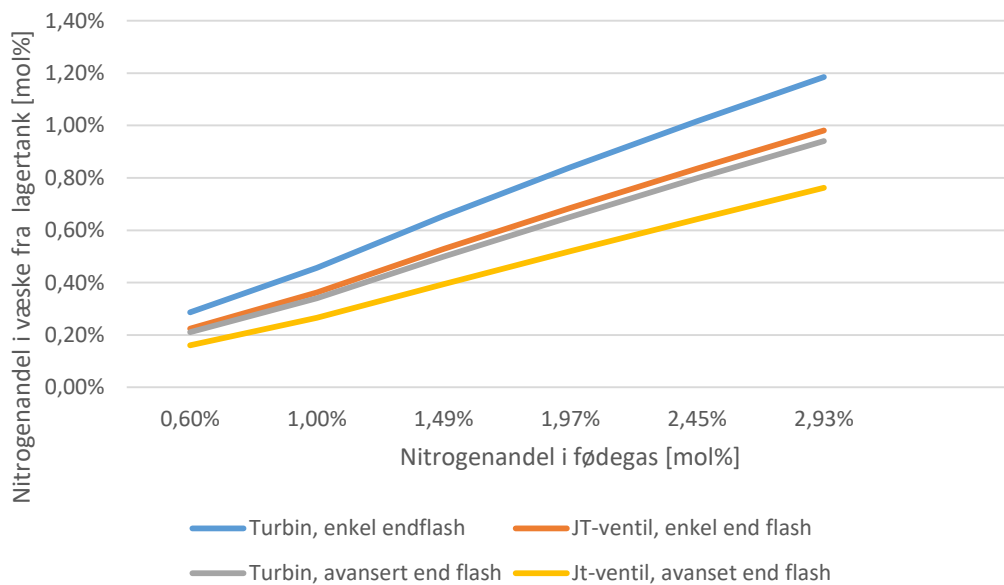


Figur F-2 - Nitrogenkonsentrasjon på Medium LNG fra lagertank ved ulike End Flash-løsninger

b. Lean LNG



Figur F-3 - Nitrogenkonsentrasjon på Lean LNG fra end flash ved ulike End Flash-løsninger



Figur F-4 - Nitrogenkonsentrasjon på Lean LNG fra lagertank ved ulike End Flash-løsninger

c. Beregning av økning i massestrøm

Tabellen gjelder Rich LNG ved Simpel End Flash og turbin.

Det er benyttet verdi for massestrøm fødegass: 550 000 kg pr time

Til alle endringene er følgende ligning brukt:

$$\text{Endring} = \left| 1 - \frac{x_{0,5}}{x_3} \right| \quad (18)$$

Der

Endring er absoluttverdien til endringen av verdien [%]

$x_{0,5}$ er verdien ved nitrogenkonsentrasjon på 0,5 mol %

x_3 er verdien ved nitrogenkonsentrasjon på 3,0 mol %

Tabell F-1 - Beregning av endring massestrøm lavtrykksgass ved ulike nitrogenkonsentrasjoner. Beregningen gjelder Rich LNG ved Sjøpelt End Flash og turbin.

N2 kons	Flashgass	Båt-BOG	Tank-BOG	Total Lavtrykksgass	Andel lavtrykksgass
0,5 %	10254	7554	26283	44091	8 %
3 %	29996	6661	23259	59915	11 %
Endring	192,52 %	11,82 %	11,51 %	35,89 %	

d. Stigningstall endring av nitrogenkonsentrasjon på LNG ut av End Flash

Tabell F-2 - Stigningstall for endring av nitrogenkonsentrasjon på LNG fra End Flash, målt i Rør 4

N2 spes	Sjøpelt Turbin		Sjøpelt JT		Avansert Turbin		Avansert JT	
	Rør 3 N2	Økning	Rør 3 N2	Økning	Rør 3 N2	Økning	Rør 3 N2	Økning
0,5	0,33 %		0,24 %		0,22 %		0,16 %	
1	0,59 %	0,51 %	0,45 %	0,42 %	0,42 %	0,40 %	0,31 %	0,31 %
1,56	0,83 %	0,44 %	0,66 %	0,37 %	0,62 %	0,36 %	0,47 %	0,29 %
2	1,01 %	0,40 %	0,81 %	0,34 %	0,77 %	0,33 %	0,60 %	0,28 %
2,5	1,19 %	0,37 %	0,96 %	0,32 %	0,93 %	0,31 %	0,73 %	0,26 %
3	1,36 %	0,34 %	1,11 %	0,30 %	1,07 %	0,29 %	0,85 %	0,25 %
3,5					1,22 %	0,29 %		

Som en kan se av Tabell F-2 vil stigningstallet være høyere fram til referansekonsentrasjonen for nitrogen på 1,56 mol %, og deretter bli lavere. Dette på grunn av normaliseringen av komposisjon vist i

Tabell 7-2.

Knekken i kurven skyldes at mediet under nitrogenandel på 1,56 mol % har høyere metanandel. Som en kan se av

Tabell 7-2 vil en ved laveste undersøkte nitrogenkonsentrasjon på 0,5 mol % ha metankonsentrasjon på 92,90 mol %, hele 0,93 mol % høyere enn referansekonsentrasjonen metan på 91,97 mol %.

Dette gjør at ved økt nitrogenkonsentrasjon vil normaliseringen øke nitrogenkonsentrasjonen mer, som igjen gjør at nitrogenkonsentrasjonen øker med større stigningstall. Når nitrogenkonsentrasjonen kommer over referansekonsentrasjonen på 1,56 mol % vil normaliseringen gjøre at nitrogenkonsentrasjonen øker med lavere stigningstall. Det samme gjelder for medium fødegass, men da er referansekonsentrasjonen for nitrogen 1,01 mol %, og knekken kommer der. For Lean starter vi på 0,01 mol %, så denne vil ikke ha knekk.

Som en ser av Figur 7-7 er knekken mest markant ved bruk av Sempel End Flash og turbin, og minst synlig ved bruk av Avansert End Flash og JT-ventil. Undersøkelse av referansetallene viser også dette. Dette har med mengden nitrogen som går ut som End Flash, jo mer avkoking jo mindre nitrogen igjen. Jo mindre nitrogen igjen, desto mindre endringer skjer på konsentrasjonen.

G.Appendiks – Beregning av Tank-BOG under produksjon

Massestrøm LNG til lagertank, målt i *Rør 5*, er for Basecase i området 510 000 til 530 000 kg pr time. Dette tilsvarer ifølge HYSYS volumstrøm i området 1 690 til 1760 m³ pr time, som igjen fortrenger tilsvarende mengde lavtrykksgass fra lagertanken. Ifølge HYSYS har tank-BOG densitet i området 2,0 til 2,2 kg pr m³.

Område for nedre grense massestrøm lavtrykksgass er funnet med følgende ligning:

$$\dot{V}_{min} * \rho_{min} = \dot{m}_{min} \quad (19)$$

Der

\dot{V}_{min} er laveste volumstrøm LNG til lagertank, målt i *Rør 5*

ρ_{min} er laveste densitet på Tank-BOG, målt i *Rør 10 Tank-BOG*

Tilvarende er gjort for øvre grense massestrøm lavtrykksgass, bare at en da har benyttet maksverdi i stedet for minimumsverdi.

Med verdier fra HYSYS i ligning (19) gir dette massestrøm lavtrykksgass grunnet fortregning i området 3380 til 3872 kg pr time

Målingene i HYSYS viste tank-BOG i området 7000 til 8400 kg pr time, mot beregnet massestrøm på 820 til 4170 kg pr time.

$$\dot{m}_{m\ddot{a}lt,min} - \dot{m}_{beregnet,min} = \dot{m}_{avvik,min} \quad (20)$$

Der

$\dot{m}_{m\ddot{a}lt,min}$ er laveste massestrøm Tank-BOG fra lagertank, målt i *Rør 10 Tank-BOG*

$\dot{m}_{beregnet,min}$ er laveste beregnet massestrøm Tank-BOG

Ved bruk av verdier beregnet og funnet ved simulering i HYSYS i ligning (20) gir dette et avvik på 3690 til 6180 kg pr time. Sammenlignet med massestrøm som skyldes fortregning knyttet til LNG-produksjon i området 3380 til 3872 kg pr time ser vi at vi er innenfor avviket. Om vi i tillegg tar med varmelekkasje fra omgivelsene og pumpeenergi er vi innenfor totalen med massestrøm Tank-BOG på 7000 til 8400 kg pr time

Regnestykket kan se sånn ut:

BOG grunnet Varmelekkasje fra pumpeenergi:	1000 kg pr time
+ BOG grunnet Varmelekkasje til lagertank:	3000 kg pr time
+ BOG grunnet fortregning ved produksjon:	3500 kg pr time
= Total Tank-BOG:	7500 kg pr time

Dette gir en forklaring på avviket mellom beregnet og målt verdi. Merk at det ikke er brukt eksakte tall, kun tall innenfor de beregnede områdene. For eksakte tall på hva som bidrar til Tank-BOG må det utføres ny grundigere analyse. Ettersom oppgaven ikke handler om å finne eksakt hva som bidrar til Tank-BOG, men heller hvordan en kan utnytte den, blir det ikke videre undersøkt.

H. Appendiks – Beregning av produksjon og CO₂-utslipp pr år

Analysen gjort i HYSYS har gitt steady state resultater fra normal drift og båtlasting, og en kan finne spesifikt utslipp fra hver av de to operasjonene. Ettersom operasjonene ikke varer like lenge.

Det ble i kapittel 5.1 tatt følgende antakelser som er relevante i denne beregningen:

Produksjon 340 dager pr år

Massestrøm fødegass er 550 tonn pr time, som ble antatt å tilsvare 4,5 Mtpa

LNG-båt har kapasitet på 150 000 m³ LNG

Båtlasting varer 12 timer

a. LNG-produksjon pr år

Fra HYSYS får vi at densitet for Medium LNG, målt i Rør 6, er 0,453 tonn pr m³ i Basecase. Densiteten avviker med inntil 0,0007 tonn pr m³ for de andre løsningene, og er høyest med Lavtrykkgass til Fødegass. Dette antas å være neglisjerbart, så bruker konstant densitet på 0,453.

Først må vi beregne hvor ofte det er båtlasting.

$$V_{båt} = \frac{t_{båtlasting} * \dot{m}_{båtlasting}}{\rho_{LNG}} + \frac{t_{normal\ drift} * \dot{m}_{normal\ drift}}{\rho_{LNG}} \quad [m^3] \quad (21)$$

Der

$V_{båt}$ er volume til LNG-båten, som er antatt å være 150 000 m³ [m³]

$t_{båtlasting}$ er tidsbruken for båtlasting, som er antatt å være 12 timer [timer]

$\dot{m}_{båtlasting}$ er massestrøm produsert LNG ved båtlasting [kg pr time]

ρ_{LNG} er densitet til LNG, målt i Rør 6 [kg pr m³]

$t_{normal\ drift}$ er tidsbruken for normal drift mellom hver båtlasting [timer]

$\dot{m}_{normal\ drift}$ er massestrøm produsert LNG ved normal drift målt i Rør 6b [kg pr time]

Det antas at LNG produsert til en båtlast er LNG produsert i tidsrommet med normal drift mellom hver båtlast, pluss LNG produsert under selve båtlasten. Antar LNG forbrukt til cooldown er såpass liten at den er neglisjerbar. Antar at tidsbruk for opp- og nedramping av lasting er neglisjerbar, og at massestrøm produsert LNG er konstant under hele lastingen.

Løser ligning (21) for $t_{normal\ drift}$ og får følgende uttrykk:

$$t_{normal\ drift} = \frac{V_{båt} - \frac{t_{båtlasting} * \dot{m}_{båtlasting}}{\rho_{LNG}}}{\frac{\dot{m}_{normal\ drift}}{\rho_{LNG}}} \quad [timer] \quad (22)$$

Finner så total tidsbruk for å produsere nok LNG til en LNG-båt. Merk at en LNG-båt er antatt å ha volum på 150 000 m³.

$$t_{LNG} = \frac{t_{normal\ drift} + t_{båtlasting}}{24 \frac{timer}{døgn}} [døgn/båt] \quad (23)$$

Der

t_{LNG} er antall døgn med produksjon for å fylle en LNG båt [døgn/båt]

Deretter finner vi total årsproduksjon. Det er antatt produksjon 340 døgn pr år. Produksjonen avhenger da av hvor mange LNG-båter en får fylt opp hvert år.

$$n_{LNG-båt} = \frac{340}{t_{LNG}} \quad (24)$$

Der

$n_{LNG-båt}$ er antall LNG-båter som fylles hvert år [båt/år]

Videre finner vi årsproduksjon

$$\dot{m}_{\text{år}} = n_{LNG-båt} * V_{båt} * \frac{\rho_{LNG}}{1000 \frac{kg}{tonn}} [tonn/år] \quad (25)$$

Satt inn med verdier fra HYSYS med simulering av Medium LNG med simpel End Flash og turbin får vi følgende resultater:

Tabell H-1- Beregning av årsproduksjon av LNG.

Variabel	m båtlasting	m normal drift	t normal drift	t LNG	n LNG-båt	Mtpa
Ligning			(22)	(23)	(24)	(25)
Basecase	525	525	117	5,4	63,0	4,28
Fyrgass	525	525	117	5,4	63,0	4,28
Fødegass	544	525	117	5,4	63,2	4,30
NRU	567	545	112	5,2	65,7	4,46
ENRU	570	545	112	5,2	65,7	4,46

b. CO₂-utslipp pr år

Det ble etter simulering i HYSYS funnet at CO₂-utslipp ved produksjon av 1 MW i gassturbin ble 0,448 tonn CO₂/MW.

Beregner først totalt CO₂-utslipp knyttet til båtlasting.

$$m_{båtlasting} = t_{båtlasting} * (\dot{m}_{CO_2, løsnings} + W_{netto} * x_{CO_2}) \quad (26)$$

Der

$m_{båtlasting}$ er total masse CO₂-utslipp fra en båtlasting [tonn CO₂/båtlasting]

$t_{båtlasting}$ er tidsbruken for båtlasting, som er antatt å være 12 timer [timer]

$\dot{m}_{CO_2, løsnings}$ er løsnings spesifikk CO₂-utslipp ved båtlasting [tonn CO₂/time]

W_{netto} er netto kraftbehov [MW]

x_{CO_2} er CO₂-utslipp pr produsert MW i gassturbin [tonn CO₂/MW]

Videre finner vi totalt CO₂-utslipp knyttet til normal produksjon

$$m_{normal\ drift} = t_{normal\ drift} * (\dot{m}_{CO_2, løsnings, nd} + W_{Netto, nd} * x_{CO_2}) \quad (27)$$

Der

$m_{normal\ produksjon}$ er total masse CO₂-utslipp fra perioden mellom to båtlastinger [tonn]/båtlasting]

$t_{normal\ drift}$ er tidsbruken for normal drift mellom hver båtlasting [timer]

$\dot{m}_{CO_2, løsnings, nd}$ er løsnings spesifikk CO₂-utslipp ved normal drift [tonn CO₂/time]

$W_{netto, nd}$ er netto kraftbehov [MW]

x_{CO_2} er CO₂-utslipp pr produsert MW i gasturbin [tonn CO₂/MW]

Deretter finner vi totalt CO₂-utslipp pr år

$$\dot{m}_{CO_2, år} = n_{LNG-båt} * (m_{båtlasting} + m_{normal\ drift}) \quad (28)$$

Der

$\dot{m}_{CO_2, år}$ er total massestrøm CO₂ pr år fra LNG-anlegget [tonn CO₂/år]

$n_{LNG-båt}$ er antall LNG-båter som fylles hvert år [båt/år]

Til slutt finner vi spesifikt CO₂-utslipp pr år

$$\frac{\dot{m}_{CO_2}}{LNG} = \frac{\dot{m}_{CO_2, år}}{\dot{m}_{år}} \quad (29)$$

Der

$\frac{\dot{m}_{CO_2}}{LNG}$ er spesifikk CO₂-utslipp pr år [tonn CO₂/tonn LNG]

Satt inn med verdier fra HYSYS med simulering av Medium LNG med simpel End Flash og turbin får vi følgende resultater:

Tabell H-2 - Beregning av totalt CO2-utslipp pr år

Variabel	m CO2 løsning	m normal produksjon	W netto	W netto nd	m båtlasting	m CO2 norm prod	CO2 pr år	tonn CO2/ tonn LNG
Ligning					(26)	(27)	(28)	(29)
Basecase	115	59	-10,4	-10,38	1438	7477	561 846	0,131
Fyrgass	115	59	124,7	-10,38	710	7477	515 994	0,120
Fødegass	61	59	-19,7	-10,38	838	7449	524 053	0,122
NRU	0	0	-150,5	-141,1	809	7091	518 918	0,116
ENRU	0	0	-153,6	-141,1	826	7123	519 998	0,117