

Konfigurasjon av end-flash system for LNG-prosessanlegg

Mathea Korssjøen Haugum

Master i produktutvikling og produksjon
Innlevert: Juni 2012
Hovedveileder: Jostein Pettersen, EPT

Norges teknisk-naturvitenskapelige universitet
Institutt for energi- og prosessteknikk

MASTER THESIS

for

student Mathea Korssjøen Haugum

Våren 2012

Configuration of end-flash systems for LNG process plant

Konfigurasjon av end-flash system for LNG-prosesseranlegg

Background

The end flash system of a LNG production facility is of vital importance for LNG product quality, power balance, and fuel gas balance. The production rate of LNG is also affected by the end flash system configuration and its configuration in relation to the liquefaction process. In the 2011 specialization project, several end flash system configurations were outlined, and the principal features of these systems were discussed, analyzed and compared. One of the uncertainties in this analysis is the close integration between end flash system configuration and the rest of the process facility, and the resulting difficulties of conducting “generic” analyses.

A more systematic comparison and analysis of these systems thus need to be based on specific and well-defined cases, including given gas processing and liquefaction process and driver configuration, electric power generation system, climatic conditions, feed gas specifications (composition, pressure) as well as product specifications.

In order to limit the analysis and to focus on principally different solutions, the study should concentrate on the following types of configurations i) no specific end-flash (flashing into LNG storage tank), ii) simple system with flash gas separator, iii) system(s) with more separation between C1 and N2 and increased methane recovery, and iv) recycling of end flash to upstream the liquefaction process. Use of flash gas for fuel and recovery of cold energy from the flash gas need to be considered when such options are possible.

Objective

The objective is to conduct a systematic evaluation of various end flash solutions in relation to process efficiency, power and fuel balance, production capacity, and LNG product specifications.

The following items should be considered in the project work:

1. Definition of case specifications for a few relevant scenarios, as defined by liquefaction process and driver configuration, electric power generation system, climatic conditions, feed gas specifications (composition, pressure) as well as product specifications.

2. Establishment of a process model for the above system that includes the main features to be modeled, and provides a basis for assessment of the various end flash system configurations.
3. Implementation of the selected end flash systems into the above process model, and completion of systematic analyses to study the characteristics of the various end flash systems in relation to process efficiency, power and fuel balance, production capacity, and LNG product specifications.
4. Conclusion of the study with analysis results, main findings, key features of the analyzed systems, and any recommendations for further work.

-- ” --

Within 14 days of receiving the written text on the Master thesis, the candidate shall submit a research plan for his project to the department.

When the thesis is evaluated, emphasis is put on processing of the results, and that they are presented in tabular and/or graphic form in a clear manner, and that they are analyzed carefully.

The thesis should be formulated as a research report with summary both in English and Norwegian, conclusion, literature references, table of contents etc. During the preparation of the text, the candidate should make an effort to produce a well-structured and easily readable report. In order to ease the evaluation of the thesis, it is important that the cross-references are correct. In the making of the report, strong emphasis should be placed on both a thorough discussion of the results and an orderly presentation.

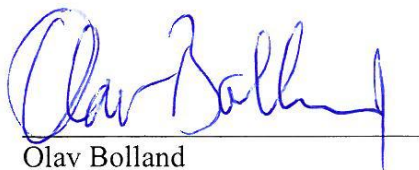
The candidate is requested to initiate and keep close contact with his/her academic supervisor(s) throughout the working period. The candidate must follow the rules and regulations of NTNU as well as passive directions given by the Department of Energy and Process Engineering.

Risk assessment of the candidate's work shall be carried out according to the department's procedures. The risk assessment must be documented and included as part of the final report. Events related to the candidate's work adversely affecting the health, safety or security, must be documented and included as part of the final report.


Pursuant to “Regulations concerning the supplementary provisions to the technology study program/Master of Science” at NTNU §20, the Department reserves the permission to utilize all the results and data for teaching and research purposes as well as in future publications.

The final report is to be submitted digitally in DAIM (<http://daim.idi.ntnu.no/>). An executive summary of the thesis including title, student's name, supervisor's name, year, department name, and NTNU's logo and name, shall be submitted to the department as a separate pdf file. The final report, with summary and all other material and documents have to be given to the supervisor in digital format on a CD.

Department of Energy and Process Engineering, 16. January 2012



Olav Bolland
Department Manager



Jostein Pettersen
Academic Supervisor

Forord

Rapporten er skrevet som et 30-poengs spesialiseringsprosjekt i faget TEP4905 Industriell Prosessteknikk Masterprosjekt i tiende semester ved Norges Teknisk- Naturvitenskapelige Universitet, NTNU.

Arbeidet har gitt meg forståelser i ulike "end-flash" løsninger for LNG-produksjon, og gjort meg kjent med simuleringsverktøyet HYSYS og dets bruksområder.

Tusen takk til Jostein Pettersen, for god veiledning gjennom to semestre.

Trondheim, 08. juni, 2012

Mathea Korssjøen Haugum

Abstract

The objective of this Master thesis is to conduct a systematic evaluation and comparison of various end-flash configurations with respect to process efficiency, power and fuel balance, production capacity and LNG product specifications. The thesis analyses the following types of end-flash configurations; i) no specific end-flash system (flashing into LNG storage tank), ii) simple system with flash gas separator, iii) systems with column to achieve more separation between C_1 and N_2 and increased methane recovery, and iv) recycling of end-flash gas to upstream the liquefaction process.

Use of end-flash gas (EFG) and boil of gas (BOG) as turbine fuel and recovery of cold energy is considered when such options are possible. For system i) and ii) cold gas compression of flash gas is compared with heat recovery and warmer compression.

To obtain a methodical comparison and analysis the different end-flash configurations are implemented into a C3MR liquefaction process. The comparison of the systems is based on available power from two Frame-7 gas turbines with electrical ancillary motors. The gas turbine generators operate the electrical power generation system. Fuel gas is taken from the NG upstream the liquefaction process, from EFG and BOG, or as a combination of these. The simulations are conducted with two different feed gas compositions; low/high N_2 content (low- N_2 and high- N_2). Low- N_2 has a nitrogen content of 0.5 mol%, which is within LNG sales specification (1 mol% limit). All the different end-flash configurations are therefore evaluated with low- N_2 . High- N_2 contains 3.0 mol% N_2 . Evaluation of high- N_2 and system i) is not conducted due to N_2 content exceeding LNG sales specification.

The system with low- N_2 and no specific end-flash configuration have the highest specific power demand and parameter for total power consumption per tonne LNG produced, in comparison with the other systems. System with columns achieved a LNG product with a very low content of N_2 , which may give a higher sales price. With respect to production rate and power demand, system with a flash gas separator is the optimal solution with low- N_2 . In order to not deliver too much fuel gas and to reach the LNG product specification, systems with flash gas separators and high- N_2 will need to recycle some of the EFG and BOG to upstream the liquefaction process. With high- N_2 and systems with more separation between C_1 and N_2 , EFG and BOG can provide necessary fuel gas demand and satisfy the LNG product specification without recycling. These processes require less power consumption than a system with flash gas separator. Recycling upstream the liquefaction process is not preferred option due to higher N_2 content in the process and increased power consumption.

Nitrogen must be removed from the system if the N_2 content of EFG and BOG is exceeding the fuel gas requirement. N_2 can be removed with a double column process, resulting in a more complex operation. A more complex system does not necessarily provide increased LNG production for a given power consumption. A LNG plant can thermodynamically gain power by using cold gas compression instead of heat recovery and warmer compression of EFG and BOG.

Sammendrag

Formålet med masteravhandlingen er å gjennomføre en systematisk evaluering av ulike end-flash løsninger i forhold til kraft- og brenselbalanse, produksjonskapasitet, LNG-produktspesifikasjoner, spesifikt kraftforbruk og samlet kraftforbruk i forhold til LNG-produksjon. For å begrense analysen fokuserer studiet seg om følgende typer end-flash konfigurasjoner; i) ingen spesifikt end-flash system (avdampning inn i LNG-lagringstank), ii) enkelt end-flash system med flashgasseparator, iii) systemer med mer separasjon mellom C_1 og N_2 og økt metangjenvinning (strippekolon), og iv) resirkulering av end-flash gass til oppstrøms kondenseringsprosessen.

Bruk av flashgass for brensel og gjenvinning av kald energi fra flashgassen vurderes når slike alternativer er mulige. For system i) og ii) vurderes kaldgasskompresjon av EFG og BOG mot kuldegjenvinning og varmere kompresjon av EFG og BOG til fyrgass.

For å oppnå en metodisk sammenligning og analyse implementeres de ulike end-flash systemene inn i en C3MR-kjøleprosess. Sammenligning for systemene baseres på tilgjengelig kraft fra to Frame-7 gassturbiner med tilhørende hjelpemotorer. Det elektriske kraftgenereringssystemet drives av gassturbingeneratorer. Fyrgass fås fra NG oppstrøms kjøleprosessen, fra EFG og BOG, eller fra en kombinasjon av disse. Simuleringene gjennomføres med to ulike gassammensetninger med henholdsvis høyt og lavt N_2 -innhold. Lav- N_2 har et N_2 -innhold på 0,5 mol%, som er lavere enn LNG-krav. Alle end-flash konfigurasjonene vurderes derfor med lav- N_2 . Høy- N_2 inneholder 3 mol% nitrogen. Evaluering av høy- N_2 og system i) gjennomføres ikke grunnet uoppnåelig tilfredsstillelse av LNG-krav.

System med lav- N_2 og avdampning inn i LNG-lagringstank oppnår et høyt spesifikt kraftforbruk og dårligst parameter for samlet kraftforbruk i forhold til LNG-produksjon, sammenlignet med de andre systemene. Systemløsning med kolonne oppnår et LNG-produkt med et veldig lavt N_2 -innhold, som kan bety større gevinst ved salg. Med tanke på produkte og kraftforbruk, er system med separator en optimal løsning med lav- N_2 . End-flash system med høy- N_2 og separator medfører at noe av EFG og BOG må resirkuleres oppstrøms kjøleprosessen for at systemet ikke skal levere for mye fyrgass og samtidig tilfredsstillende LNG-krav. Med strippekolon og høy- N_2 kan EFG og BOG dekke nødvendig fyrgassmengde og tilfredsstillende LNG-krav uten resirkulering. Samlet krever prosessen et mindre kraftforbruk enn system med separator. Resirkulering oppstrøms kjøleprosessen bør unngås dersom mulig.

Dersom N_2 -innholdet i EFG og BOG er for høyt og ikke kan benyttes til fyrgass, må nitrogenet tas ut av systemet med en dobbeltkolonne, som medfører mer kompleks drift. Et mer komplekst system gir ikke nødvendigvis økt LNG-produksjon for et bestemt kraftforbruk.

Termodynamisk sett kan et LNG-anlegg tjene på å benytte kaldgasskomprimering framfor kuldegjenvinning og varmere kompresjon av EFG og BOG.

Fagterminologi

C_1	Metan
C_2	Etan
C_3	Propan
N_2	Nitrogen
BOG	Avkok-gass fra tank (Boil-off gas)
C3MR	Propan i forkjølingen, blandet kuldemedium for kondensering og underkjøling (Propane pre-cooled mixed refrigerant)
EFG	End-flash gass
FG	Fyrgass
GT	Gassturbin
GTG	Gassturbingenerator
HHC	Tunge hydrokarboner (Heavy Hydrocarbon)
HHV	Høyere brennverdi (Higher Heating Value)
HM	Hjelpemotor
Høy- N_2	Naturgassammensetning som består av 3 mol% nitrogen
i- C_4	isobutan
J-T	Joule-Thomson
K	Kelvin
KGK	Kaldgasskomprimering
KGJV	Kuldegjenvinning
Lav- N_2	Naturgassammensetning som består av 0,5 mol% nitrogen
LHV	Lavere brennverdi (Lower Heating Value)
LNG	Kondensert naturgass (Liquefied Natural Gas)
LPG	Flytende petroleumsgass (Liquefied Petroleum Gas)
m	meter
\dot{m}	massestrøm [kg/s]

MCHE	Hoved kryogen varmeveksler (Main Cryogenic Heat Exchanger)
MCR	Blandet kryogen kuldemedium (Mixed Cryogenic Refrigerant)
mm	millimeter
MMtpa	Million metrisk tonn per år (million metric tons per anno)
MR	Blandet kuldemedium (Mixed Refrigerant)
Mtpa	Million tonn per år (million tons per annum)
NBP	Normalt kokepunkt (Normal Boiling Point)
n-C ₄	normalbutan
NG	Naturgass
Nm ³ tilstander.	Normal kubikkmeter; en kubikkmeter ved normal (STP)
NRU	Nitrogenfjerningsenhet (Nitrogen Rejection Unit)
PFHE	Plate-finne varmeveksler (Plate Fin Heat Exchanger)
PMRP	Parallel blandet kuldemedium prosess (Parallel Mixed Refrigerant Process)
ppm vol	1 ppm = 1 cm ³ /m ³
ppmv	deler per million volum (parts per million volume)
Resirk	Resirkulering
Sm ³	15 °C/1 atm
STP	Standard temperatur og trykk
SWHE	Spiralrørvarmeveksler (Spiral Wound Heat Exchanger)
W	Kraft (Effekt) [kW]
WI	Wobbe Indeks
WHRU	Avgasstrykketapsenhet (Waste Heat Recovery Unit)
Q	Energi [kJ]
\dot{Q}	Varmeeffekt [kW]
°C	Grader Celsius

Innhold

Forord	i
Abstract	iii
Sammendrag	iv
Fagterminologi	v
Figurliste	x
Tabell-liste	xii
1. Innledning	1
1.1. Bakgrunn.....	1
1.2. Målsetting og motivasjon	1
1.3. Struktur.....	1
2. Litteratur	3
2.1. End-flash konfigurasjonene	3
2.1.1. Ingen spesifikk end-flash (avdamping inn i LNG-lagringstank)	3
2.1.2. Enkelt end-flash system med flashgasseparator	4
2.1.3. Systemer med separasjon mellom C ₁ og N ₂ og økt metangjenvinning	5
2.1.4. Resirkulering av end-flash oppstrøms kondenseringsprosessen.....	9
2.2. C3MR-prosessen (Kondenseringsprosess)	10
2.2.1. Likevekt og damptrykk	12
2.2.2. Varmevekslere.....	13
2.3. Driverkonfigurasjon og elektrisk kraftgenereringssystem	14
2.3.1. Gassturbiner	14
2.3.2. Kraftgenerering	15
3. Basis for design og analyse	19
3.1. Klimatilstander.....	19
3.2. Kondenseringsprosess	19
3.3. Driverkonfigurasjon og elektrisk kraftgenereringssystem	20
3.4. Fødegassspesifikasjoner.....	23
3.5. Produktspesifikasjoner	24
4. Modellutvikling for simulering.....	25
4.1. Etablering av prosessmodellen for C3MR-prosessen.....	25
4.2. Implementering av end-flash systemer inn i C3MR-prosessen.....	28

4.2.1.	End-flash inn i LNG-lagringstank	29
4.2.2.	End-flash system med flashgasseparator.....	32
4.2.3.	Systemer med separasjon mellom C ₁ og N ₂ og økt metangjenvinning	35
4.2.4.	Resirkulering av end-flash oppstrøms kondenseringsprosessen.....	40
4.2.5.	Parameterene som vurderes.....	40
5.	Resultater og diskusjon for de ulike systemene	41
5.1.	Løsning uten end-flash system	41
5.1.1.	Kun væske inn på tank	41
5.1.2.	Maksimal flash inn på tank.....	46
5.1.3.	Resirkulere BOG (og EFG) oppstrøms kjøleprosessen	48
5.2.	End-flash system med flashgasseparator.....	49
5.2.1.	Flashgasseparator og høy-N ₂	50
5.2.2.	Flashgasseparator og lav-N ₂	55
5.2.3.	Kondensere en delstrøm NG mot EFG og BOG versus en delstrøm MR.....	63
5.2.4.	Foretrukne løsninger med flashgasseparator og lav-N ₂ eller høy-N ₂	66
5.3.	Systemer med mer separasjon mellom C ₁ og N ₂ og økt metangjenvinning	71
5.3.1.	End-flash system basert på Technips løsning	72
5.3.2.	End-flash system basert på Shells løsning.....	76
5.3.3.	Shells versus Technips løsning	79
6.	Sammenligning og diskusjon.....	81
6.1.	Studieoversikt	81
6.2.	Sammenligning av de ulike end-flash konfigurasjonene.....	82
6.2.1.	"Rett-i-tank" og "flashgasseparator" med lav-N ₂	82
6.2.2.	"Flashgasseparator" og "kolonne" med høy-N ₂	84
6.2.3.	"Flashgasseparator" og "kolonne" med lav-N ₂	85
6.2.4.	"Rett-i-tank" og "kolonne" med lav-N ₂	86
6.3.	Resirkulering	87
6.4.	Kaldgasskomprimering versus kuldegjenvinning og varmere kompresjon.....	88
6.5.	Fyrgass fra NG oppstrøms kjøleprosessen versus EFG og BOG.....	89
6.6.	Gunstigere kraftfordeling	90
6.7.	Dobbeltkolonne	91
6.8.	Anbefalinger	95

7.	Konklusjon og forslag til videre arbeid	103
7.1.	Konklusjon	103
7.2.	Videre arbeid	105
8.	Referanser	107
9.	Vedlegg.....	I
9.1.	Vedlegg A	I
9.2.	Vedlegg B	V
	Ingen spesifikk end-flash løsning	V
9.3.	Vedlegg C	IX
	Flashgasseparator	IX
9.4.	Vedlegg D	XI
	Mer separasjon mellom C_1 og N_2	XI
9.5.	Vedlegg E	XIX
9.6.	Vedlegg F	XXI

Figurliste

Figur 1 – Løsning uten spesifikt end-flash system.	3
Figur 2 – End-flash system med enkel flashgasseparator.	4
Figur 3 – Prinsippskisse for end-flash system basert på Technips løsning, (Vovard et al., 2011).	6
Figur 4 – End-flash system med strippekolonne basert på Shells end-flash løsning, (van de Graaf and Pek, 2005).	6
Figur 5 – Dobbeltkolonneprosess, (Vovard et al., 2011).	7
Figur 6 – End- flash system med mer separasjon mellom C ₁ og N ₂ og økt metangjenvinning, (Pettersen, 2012).	8
Figur 7 – Resirkulering av EFG og BOG oppstrøms kjøleprosessen.	9
Figur 8 – C3MR-prosessen, (Spilsbury et al., 2006).	11
Figur 9 – Damptrykk av relevante fluider for naturgasskondensering, (Pettersen, 2010).	12
Figur 10 – Effekt på grunn av omgivelsestemperatur for Frame-7, (Brooks, 2000).	16
Figur 11 – Utgangspunktet for MR-komposisjon.	19
Figur 12 – Splitt MR kompressor/driver oppstett.	21
Figur 13 – Kraftfordelingen.	21
Figur 14 – C3MR-prosessen, (Sandvik, 2012).	26
Figur 15 – Molar væskefraksjon av nitrogen i lav-N ₂ og høy-N ₂ ved 1,1 bar.	30
Figur 16 – Implementering av løsning for ekspansjon dirkete ned i lagringstank med mulige alternativer.	31
Figur 17 – Implementering av end-flash system med flashgasseparator og mulige alternativer.	33
Figur 18 – Implementering av end-flash system med flashgasseparator og kondensering av NG.	34
Figur 19 – Simuleringsgrunnlag for løsning med kolonne basert på Technips end-flash system.	36
Figur 20 – Simuleringsgrunnlag for løsning basert på Shells end-flash system.	37
Figur 21 – Prinsippgrunnlag for implementering av system med dobbeltkolonne.	39
Figur 22 – Molare væskefraksjoner mot temperatur for lav-N ₂ ved 1,1 bar.	42
Figur 23 – Innzoomet molare væskefraksjoner mot temperatur for N ₂ , C ₃ , i-C ₄ og n-C ₄ ved 1,1 bar.	42
Figur 24 – Ny MR-komposisjon.	43
Figur 25 – Trykk-temperatur diagram for de to ulike MR-sammensetningene.	44
Figur 26 – LNG-sammensetning for flashgasseparator og høy-N ₂ (UNG: -155 °C).	50
Figur 27 – EFG-sammensetning for flashgasseparator og høy- N ₂ (UNG: -155 °C).	51
Figur 28 – Trykk- temperatur diagram.	57
Figur 29 – Varmstrøm-temperatur profil gjennom SWHE 2.	57
Figur 30 – Trykk-entalpi diagram for lav-N ₂ , som viser naturgassens forløp gjennom forkjøling, kondensering, underkjøling, og end-flash.	59

Figur 31 – Trykk-entalpi diagram med indikasjon på trykkforløp for KGK eller KGJV og komprimering av BOG og EFG til FG, (lav-N ₂ , UNG: -155,0 °C).	60
Figur 32 – Trykk-temperatur diagram for flashgasseparator og lav-N ₂ eller høy-N ₂ , med indikasjon på naturgassens forløp gjennom forkjøling, kondensering, underkjøling og end-flash.	68
Figur 33 – Spesifikt kraftforbruk for system med høy-N ₂ eller lav-N ₂ og flashgasseparator... ..	69
Figur 34 – Prosentandel av energien i naturgassen som omformes til LNG.....	69
Figur 35 – LNG-produksjon mot samlet kraftforbruk.....	70
Figur 36 – LNG-produksjon for de ulike end-flash konfigurasjonen med lav-N ₂ og høy-N ₂	97
Figur 37 – Prosentandel av naturgassen som omformes til LNG med lav-N ₂ og høy-N ₂	98
Figur 38 – Egenforbruket med høy-N ₂ og lav-N ₂	98
Figur 39 – Spesifikt kraftforbruk med høy-N ₂	99
Figur 40 – Spesifikt kraftforbruk med lav-N ₂	100
Figur 41 – Samlet kraftforbruk mot LNG-produksjon med høy-N ₂	101
Figur 42 – Samlet kraftforbruk mot LNG-produksjon med lav-N ₂	101
Figur 43 – Samlet kraftforbruk i forhold til LNG-produksjon med høy-N ₂ og lav-N ₂	102
Figur 44 – Enkel-krets, enkel-akslingsgasturbin, (Brooks, 2000).	I
Figur 45 – Toakslet gasturbin, (Brooks, 2000).	II
Figur 46 – Trykk-entalpi diagram med indikasjon på trykkforløp for KGK eller KGJV og komprimering av BOG til FG.....	V
Figur 47 – Trykk-temperatur diagram for MR-prosess dersom alt av EFG og BOG gjenvinnes tilbake inn på kolonnen.	XI
Figur 48 – Trykk-entalpi diagram for EFG og BOG for alternativ i) (Shell).	XV

Tabell-liste

Tabell 1 – Nominell effekt ved ISO-betingelser, (GE, 2006).....	15
Tabell 2 – Tilgjengelig kraft inklusive reduksjonsfaktorer ved 28 °C, (Pettersen, 2012).	16
Tabell 3 – Beregninger for gassturbin effekt inklusive reduksjonsfaktorer.....	20
Tabell 4 – Gassammensetningene.	23
Tabell 5 – Trykktap for ulike komponenter i kjøleprosessen (Pettersen, 2012).....	23
Tabell 6 – Trykktap til vekslere knyttet til kuldegjenvinning (MR).....	28
Tabell 7 – Trykktap for de ulike vekslerne for end-flash system basert på Shells løsning.....	37
Tabell 8 – LMTD og minimum temperaturløsnings i spiralrørvarmeveksleren.	45
Tabell 9 – Kraftbalanse for løsning uten end-flash system med og uten KGJV av BOG og komprimering til FG.....	46
Tabell 10 – Spesifikt kraftforbruk og samlet kraftforbruk i forhold til LNG-produksjon.	53
Tabell 11 – U*A-verdier, LMTD og minimum temperaturløsnings i spiralrørvarmeveksleren med og uten kuldegjenvinning.	53
Tabell 12 – Parametere for løsning med flashgasseparator og lav-N ₂ , FG dekkes av EFG og BOG.....	55
Tabell 13 – Parametere for løsning med flashgasseparator og lav-N ₂ , FG dekkes av EFG+BOG og fra NG (oppstrøms).....	58
Tabell 14 – Fyrgasskompresjon for BOG og EFG med og uten KGJV, (lav-N ₂ , UNG: -155,0 °C).	61
Tabell 15 – Parametere for alternativ hvor EFG og BOG utnyttes til å kondensere noe NG eller MR.	64
Tabell 16 – Parametere for alternativer hvor EFG og BOG kondenserer noe NG eller MR.	64
Tabell 17 – Foretrukne løsningene for end-flash system med separator og høy-N ₂ eller lav-N ₂	67
Tabell 18 – Foretrukne alternativer for system basert på Technips løsning med høy-N ₂ og lav-N ₂	73
Tabell 19 – Foretrukne alternativer for system basert på Shells løsning med høy-N ₂ og lav-N ₂	76
Tabell 20 – Shells løsning, med kolonne eller separator og høy-N ₂	78
Tabell 21 – Shells løsning mot Technips løsninger med høy-N ₂	79
Tabell 22 – Resultatoversikt over valgte løsninger for de ulike konfigurasjonene.....	81
Tabell 23 – Antall roterende enheter for de ulike systemene.	81
Tabell 24 – "Rett-i-tank" og "flashgasseparator" med lav-N ₂	83
Tabell 25 – "Flashgasseparator" og "kolonne" med høy-N ₂	84
Tabell 26 – "Flashgasseparator" og "kolonne" med lav-N ₂	85
Tabell 27 – "Rett-i-tank" og "kolonne" med lav-N ₂	86
Tabell 28 – Fyrgassuttak med de ulike end-flash konfigurasjonene med høy-N ₂ og lav-N ₂	89
Tabell 29 – Kraftfordeling med to ulike virkningsgrader.....	90
Tabell 30 – System basert på Technips løsning med dobbeltkolonne etter strippekolonnen.	92
Tabell 31 – System basert på Technips løsning med dobbeltkolonne etter strippekolonnen.	93

Tabell 32 – Fyrgasskompresjon av BOG med og uten kuldegjenvinning.	VI
Tabell 33 – Beregning av fyrgassmengde som må tas fra NG oppstrøms kjøleprosessen.	VI
Tabell 34 – LNG-produksjon og samlet kraftforbruk.....	VII
Tabell 35 – Spesifikt kraftforbruk og samlet kraftforbruk i forhold til LNG-produksjonen.	VII
Tabell 36 – Fyrgasskompresjon av BOG og EFG med og uten kuldegjenvinning.	VIII
Tabell 37 – Spesifikt kraftforbruk og samlet kraftforbruk i forhold til LNG-produksjonen. ...	VIII
Tabell 38 – Kraftbalanse for flashgasseparator med og uten kuldegjenvinning.	IX
Tabell 39 – Fyrgasskompresjon av EFG og BOG med og uten kuldegjenvinning.	IX
Tabell 40 – Fyrgasskompresjonskraft delt på masserate inn på kompressorene.	X
Tabell 41 – Parametere for løsning med flashgasseparator og lav-N ₂	X
Tabell 42 – Resultater for tre av alternativene med høy-N ₂ og KGJV (Technip).....	XII
Tabell 43 – Resultater for fem av alternativene med lav-N ₂ og KGJV (Technip).	XIII
Tabell 44 – Resultater for end-flash løsning basert på Shells system med høy-N ₂	XIV
Tabell 45 – Resultater for end-flash system basert på Shells løsning.....	XVI
Tabell 46 – End-flash system basert på Shells løsning, med kolonne eller separator og lav-N ₂	XVII
Tabell 47 – End-flash løsning basert på Shells versus Technips løsning med lav-N ₂	XVII
Tabell 48 – Dobbeltkolonne, høy-N ₂	XIX

1. Innledning

1.1. Bakgrunn

For en LNG-produksjonsfasilitet er end-flash systemet av avgjørende viktighet for LNG-produktkvalitet, kraft- og brenselgassbalanse. Produksjonsraten av LNG påvirkes også av end-flash konfigurasjonen og dens struktur i forhold til kondenseringsprosessen. I spesialiseringsprosjektet gjennomført høsten 2011, ble flere end-flash system presentert, og prinsipielle funksjoner ble diskutert, analysert og sammenlignet. Ett av usikkerhetsmomentene i denne analysen er den tette integrasjonene mellom end-flash konfigurasjonen og resten av prosessanlegget, og de resulterende vanskelighetene med å gjennomføre "generiske" analyser.

En mer systematisk sammenligning og analyse av disse systemene må derfor baseres på spesifikke og veldefinerte tilfeller, inkludert gitt gassprosessering og kondenseringsprosess og driverkonfigurasjoner, elektrisk kraftgenereringssystem, klimatilstander, fødegassspesifikasjoner (sammensetning, trykk), samt produktspesifikasjoner og kapasitet. For å begrense analysen og fokusere på prinsipielt ulike løsninger, skal studiet konsentrere seg om følgende typer konfigurasjoner;

- i) ingen spesifikt end-flash system (avdamping ved trykkavlastning inn i LNG-lagringstank)
- ii) enkelt end-flash system med flashgasseparator
- iii) systemer med mer separasjon mellom C_1 og N_2 og økt metangjenvinning
- iv) resirkulering av end-flash gass til oppstrøms kondenseringsprosessen

Bruk av flashgass til brensel og gjenvinning av kald energi fra flashgassen må vurderes når slike alternativer er mulige.

1.2. Målsetting og motivasjon

Formålet med oppgaven er å gjennomføre en systematisk evaluering av ulike end-flash løsninger i forhold til prosessens effektivitet, deriblant spesifikt kraftforbruk og samlet kraftforbruk i forhold til LNG-produksjonen, kraft- og brenselbalanse, produksjonskapasitet, og LNG-produktspesifikasjoner.

1.3. Struktur

Rapporten består av 7 kapitler. Kapittel 2 presenterer de ulike end-flash systemene som skal vurderes, og gir nødvendig litteraturbakgrunn for kjøleprosessen, driverkonfigurasjon og elektrisk kraftgenereringssystem. Basis for design, hvor deriblant klimatilstander, trykk, temperatur og gassspesifikasjoner bestemmes i kapittel 3. Kapittel 4 omhandler modellutvikling for simuleringer, hvor implementering av de ulike end-flash systemene og valg for kjøleprosessen forklares. Resultater for de ulike systemene fremlegges i kapittel 5, for videre sammenligning og diskusjon i kapittel 6. Avslutningsvis presenteres konklusjoner og forslag til videre arbeid i kapittel 7.

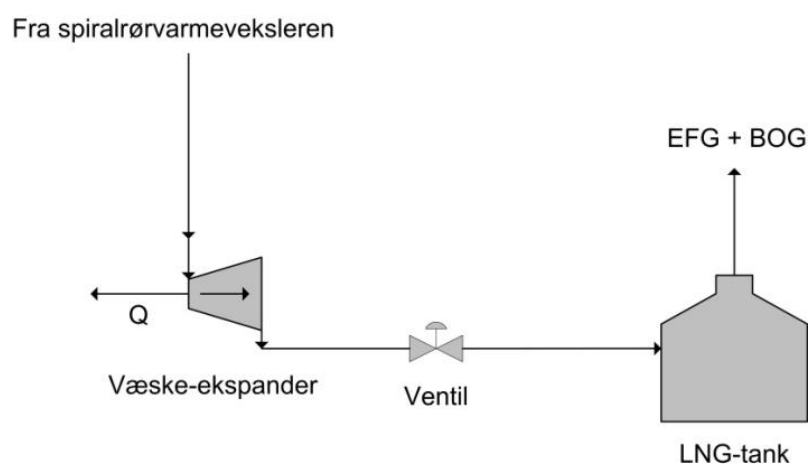
2. Litteratur

2.1. End-flash konfigurasjonene

I spesialiseringsprosjektet gjennomført høsten 2011 ble flere ulike end-flash systemer presentert. For å begrense analysen og fokusere på de prinsipielle forskjellene til de ulike løsningene, skal studien konsentrere seg om tre typiske konfigurasjoner av end-flash løsninger. Avsnittet gir utgangspunkt for de ulike systemene som evalueres, med hovedvekt på systemenes karaktertrekk.

2.1.1. Ingen spesifikk end-flash (avdamping inn i LNG-lagringstank)

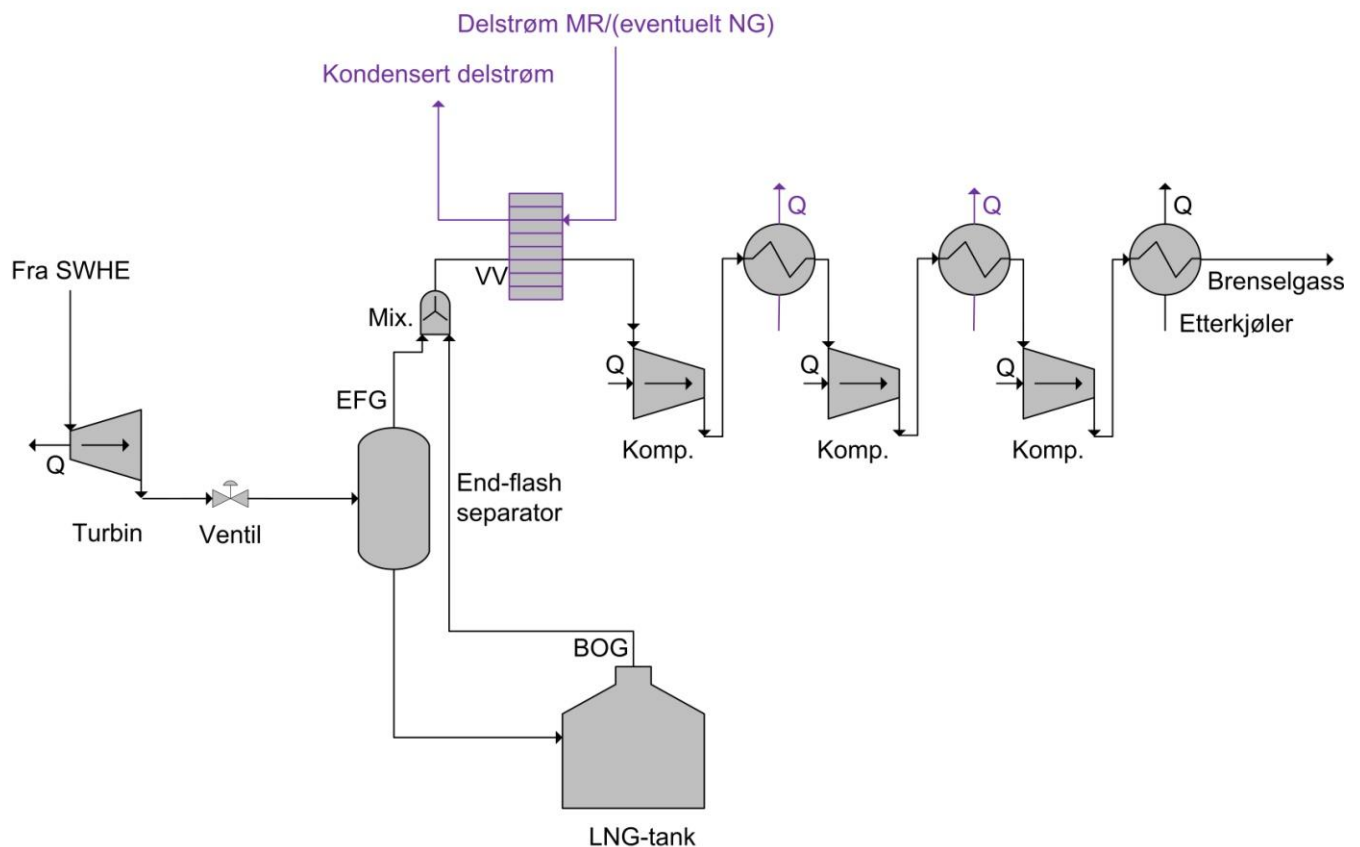
Den enkleste løsningen for end-flash systemer er å ekspandere underkjølt LNG rett ned i lagringstanken, som vist i Figur 1. Ekspansjonen kan skje ved hjelp av en turbin, en ventil eller en kombinasjon av disse. Det er vanligst å benytte en kombinasjon av turbin og ventil i serie, selv på svært underkjølt LNG (Pettersen, 2012). I denne konfigurasjonen vil J-T ventilen fungere som en sikkerhet, for å forhindre at underkjølt LNG avgir gassbobler i turbinen, som kan føre til kavitasjons-erosjon. J-T ventilen er isentalpisk, mens turbinen er "tilnærmet" isentropisk. Kraften turbinen generer kan utnyttes andre steder i prosessen. Samtidig oppnås en lavere temperatur ut av ekspansjon med turbin, enn om trykkreduksjonen kun gjennomføres med en ventil. End-flash gass fra produktet fordampes sammen med avkok fra tanken. Løsningen kan kun benyttes dersom nitrogeninnhold er lavt nok til å tilfredsstille LNG-kravet, og dersom fyrgassbehovet dekkes eller suppleres på andre måter. BOG fra tank og eventuell EFG, komprimeres og leveres til brensel eller rutes tilbake oppstrøms kjøleprosessen, etter kompresjon opp til trykk før kjøleprosessen.



Figur 1 – Løsning uten spesifikt end-flash system.

2.1.2. Enkelt end-flash system med flashgasseparator

Med naturgassammensetninger som krever separasjon for å oppnå LNG-produktkrav, kan en enkel flashgasseparator anvendes etter ekspansjonen av underkjølt LNG. Det finnes flere ulike løsninger som benytter flashgasseparatorer. En variant som ble presentert i spesialiseringsprosjekt hadde flere separatorer med tilhørende ventiler, hvor gassen strupes ned i ulike trykknivå og leverer fyrgass. På grunn av de ulike trykknivåene, behøver ikke all gassen å ekspanderes før den igjen komprimeres opp til fyrgass. Denne oppgaven tar utgangspunkt i Figur 2 når en end-flash løsning med flashgasseparator skal vurderes. Kulden fra EFG og BOG kan utnyttes til å kondensere en delstrøm av MR ved hjelp av en ekstra varmeveksler. EFG fra separatoren og BOG fra tank blandes og komprimeres opp til brensel, med eller uten kuldegjenvinning. Eventuelt kan EFG og BOG resirkuleres oppstrøms kjøleprosessen.



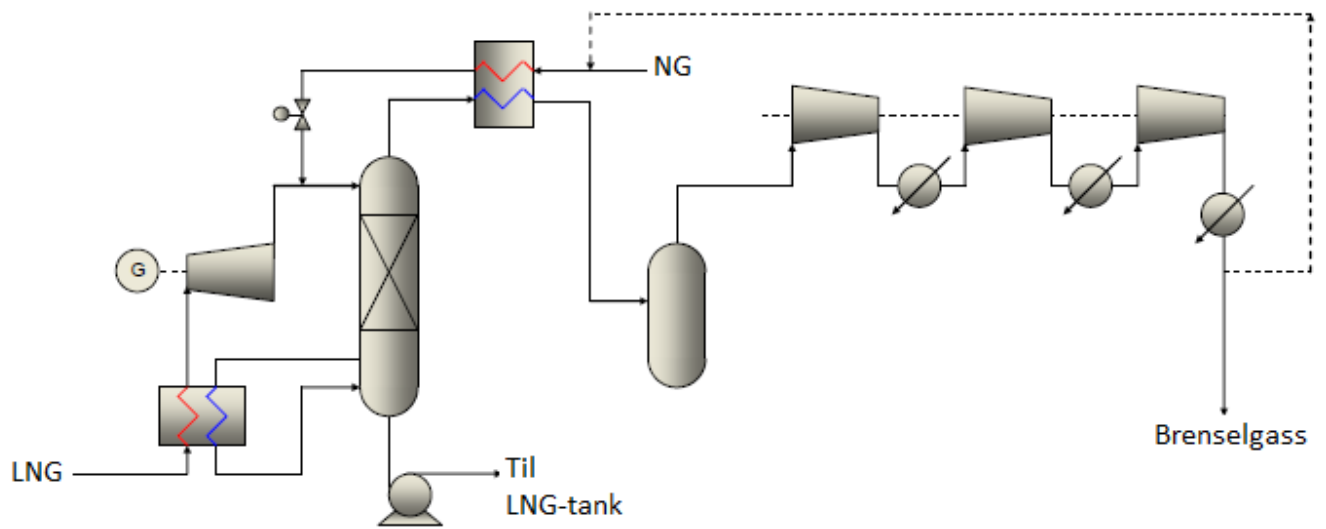
Figur 2 – End-flash system med enkel flashgasseparator.

2.1.3. Systemer med separasjon mellom C_1 og N_2 og økt metangjenvinning

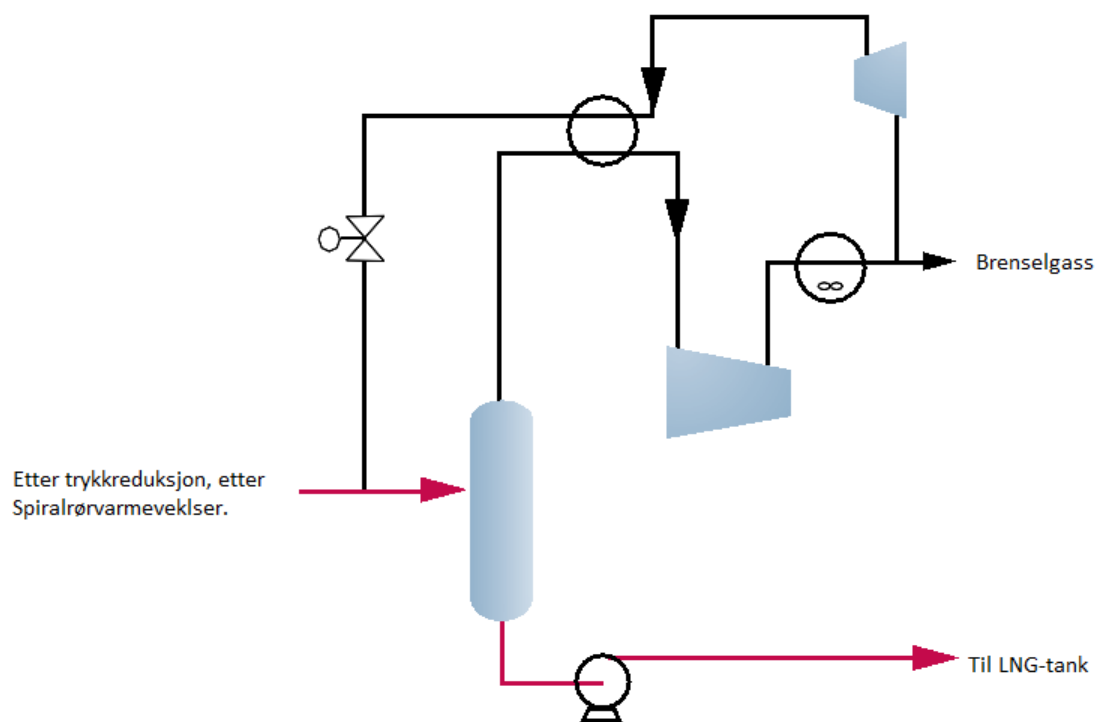
For naturgassammensetninger med et høyt nitrogeninnhold er det ønskelig med mer separasjon av N_2 og gjenvinning av CH_4 . Dersom det er behov for mer separasjon mellom metan og nitrogen, kan separatoren byttes ut med en lavtrykks nitrogenfjerningskolonne eller en stripper. En stripper er en anordning hvor gass strømmer motstrøms til en væskestrøm med den hensikt å fjerne en eller flere komponenter fra væsken (Campbell, 2004). Kolonnens formål er å fjerne nitrogen og justere innholdet av N_2 i LNG-produkt til krav. Kolonnen fører til en bedre N_2 -separasjon fra metan for fødegass med nitrogeninnhold høyere enn 2 mol%, og opp til 5 mol% (Vovard et al., 2011). Bruk av kolonne eller stripper framfor en separator bedrer utskillingen av N_2 , men krever samtidig en reflux og/eller en reboiler (koker) (Pettersen, 2012). Konsentrasjon i forhold til likevekt er den drivende kraften. Masse strømmer alltid fra høy konsentrasjon til lav konsentrasjon. For at stripping skal oppnås, må væskekonsentrasjonen være høyere enn dampkonsentrasjonen (Campbell, 2004).

Oppgaven vurderer to ulike systemløsninger med mer separasjon mellom N_2 og C_1 . Figur 3 viser det første end-flash systemet med kolonne, basert på Technips end-flash løsning (patent US 5,421,165) (Vovard et al., 2011). Det andre end-flash systemet baseres på Shells end-flash løsning (van de Graaf and Pek, 2005) og vises i Figur 4. Forskjellen mellom de to løsningene er hvordan kulden i topp-produktet fra kolonnen (og BOG) utnyttes. Løsningen tillater en høyere temperatur ut av spiralrørvarmeveksleren. Dermed reduseres kraft i MR-kompressorene, men høyere temperatur ut fra underkjølingen fører til mer flashgass. Flashgassen kan benyttes som fyrgass, og overskuddet kan komprimeres, kondenseres og resirkuleres tilbake til end-flash systemet. Den frigjorte kraften i MR-kretsen byttes ut med ekstra kraft i end-flash gasskompressorene, men gir høyere LNG-produksjonskapasitet for gitte gassturbiner (van de Graaf and Pek, 2005).

For begge systemene kommer tofase-LNG inn i toppen av kolonnen. Væske strømmer nedover kolonnen og kommer i kontakt med varm gass fra kokeren som strømmer oppover. Dette medvirker en temperaturprofil, som bestemmer videre splitt mellom lette og tunge komponenter. Gassens nitrogeninnhold fungerer som drivkraft for stripping av nitrogen fra væsken. Noe som fører til at topp-produktet består av mye nitrogen. Bunnproduktet som kokes av i N_2 -fjerningskolonne kokeren fordampes delvis og føres tilbake inn i bunn av kolonnen.



Figur 3 – Prinsippskisse for end-flash system basert på Technips løsning, (Vovard et al., 2011).



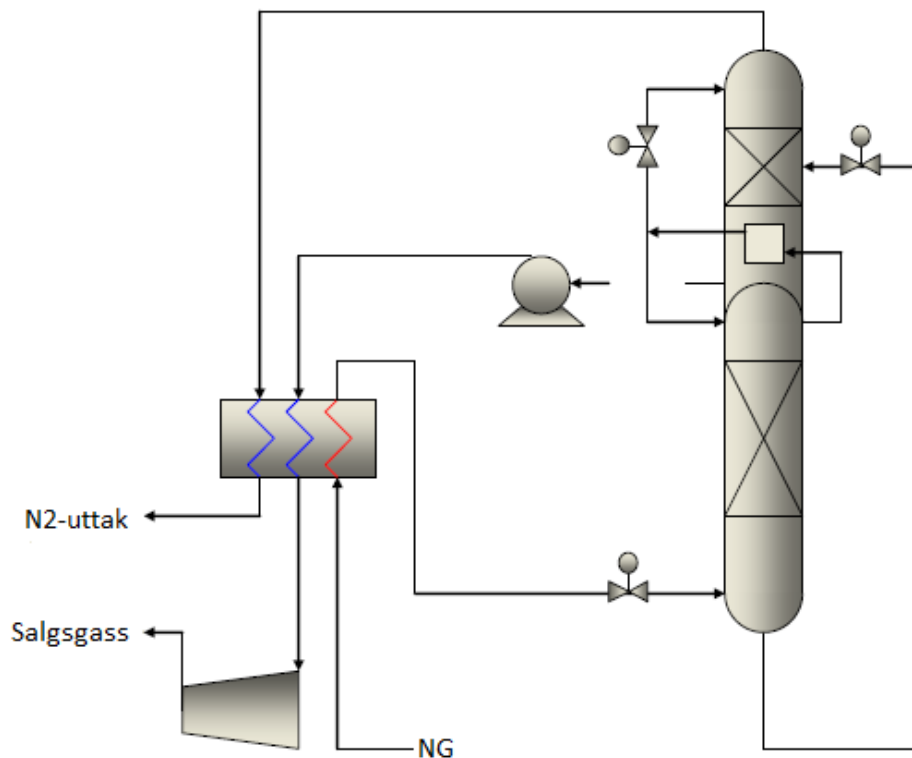
Figur 4 – End-flash system med strippekolonne basert på Shells end-flash løsning, (van de Graaf and Pek, 2005).

Dobbeltkolonne

Inneholder flashgassen mye nitrogen er det ønskelig å separere ut nitrogen og gjenvinne metan. Dette kan gjøres ved å rute EFG og BOG til N₂-fjerning, inn på en dobbeltkolonne hvor nitrogen og hydrokarboner separeres.

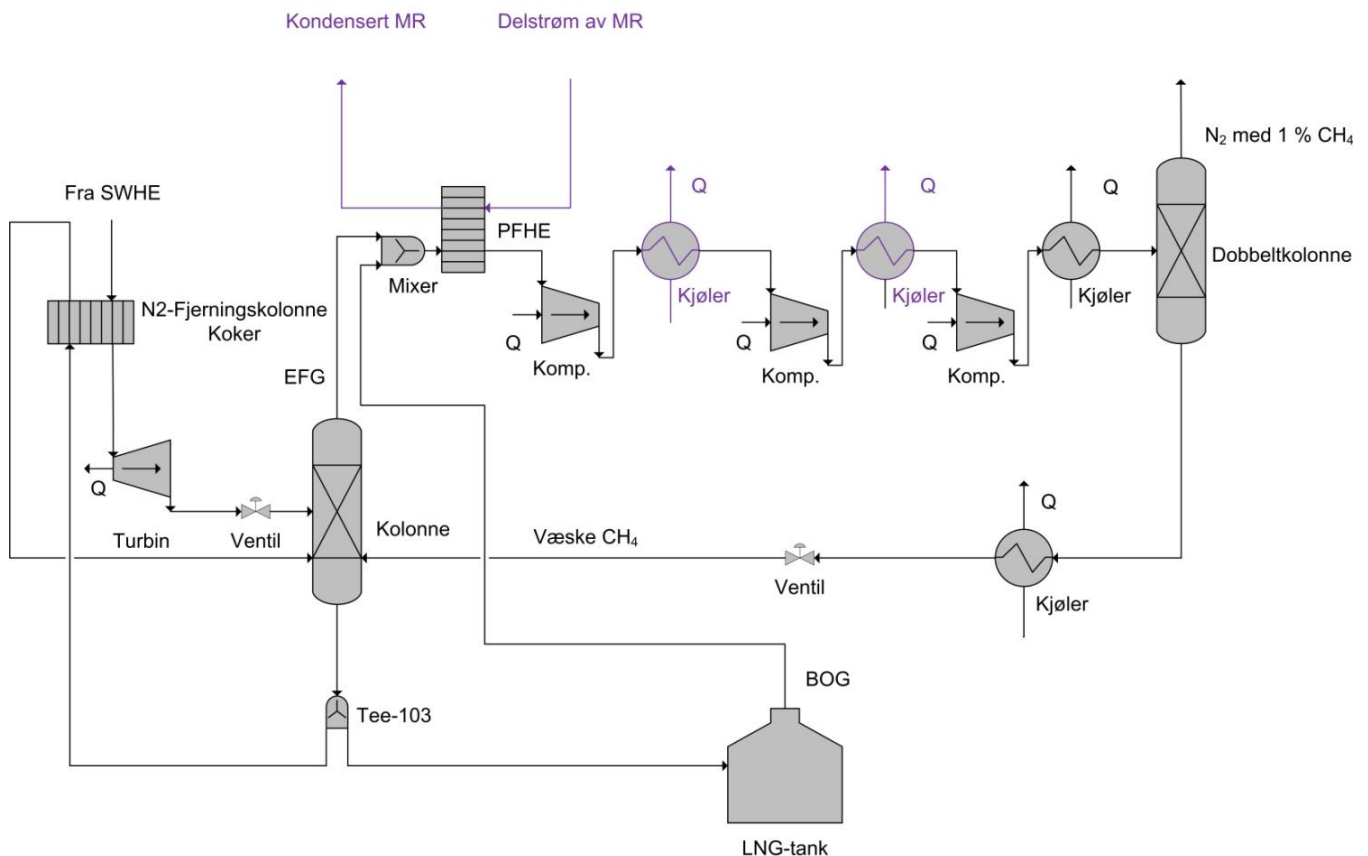
Figur 5 viser en prosess med dobbeltkolonne, som består av to kolonner med ulike trykk. Fraksjoneringskokeren av lavtrykkskolonnen er termisk koblet med kondensatoren av høytrykkskolonnen. Kjølingen forsynes hovedsakelig av Joule-Thompson effekten (Vovard et al., 2011).

Nitrogen produseres ved lavt trykk og kan enten sendes til atmosfæren (dersom N₂-produktet inneholder mindre enn 1 mol% metan (Bauer, 2011)) eller anvendes i kjølesystemet. Hydrokarboner (hovedsakelig metan) rutes tilbake fra bunnen av N₂-fjerningskolonnen og tilbake i prosessen. Oppstillingen begrenses av dårlig metangjenvinning for nitrogeninnhold i fødegassen til NRU lavere enn 20 % (Vovard et al., 2011).



Figur 5 – Dobbeltkolonneprosess, (Vovard et al., 2011).

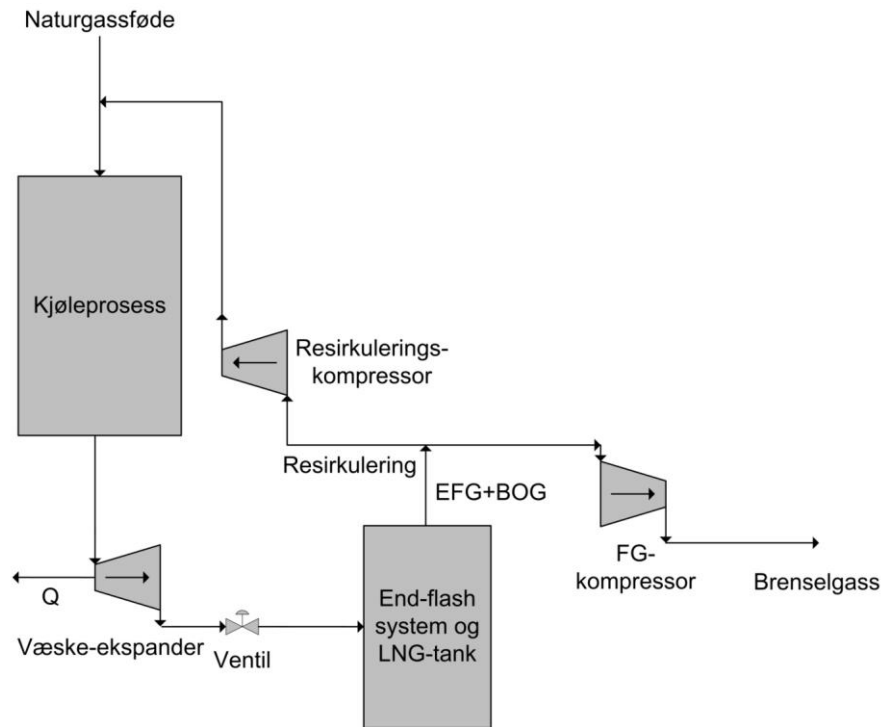
Figur 6 viser en mulig løsning med mer separasjon mellom C_1 og N_2 og økt metangjenvinning, som er basert på Hammerfestanlegget. På Hammerfestanlegget har den blandede EFG og BOG et overtrykk på 0,1 bar og en temperatur på $-34\text{ }^\circ\text{C}$ ved innløpet til nitrogenfjerningssystemet. Etter tretrinns kompresjon og etterkjøling ledes fluidet inn på nitrogenfjerningsenheten (Nitrogen Rejection Unit, NRU) med et trykk på 50 bara og temperatur på $20\text{ }^\circ\text{C}$ (Pettersen, 2012). Kjøleren etter dobbeltkolonnen fungerer som en sikkerhet mot at bunnproduktet (hovedsakelig metan), som resirkuleres tilbake til kolonnen er i væskeform. Etter trykkreduksjon ned til omtrent 2 bara (etter dobbeltkolonnen), er designtemperatur i Hammerfest på $-157\text{ }^\circ\text{C}$ (Pettersen, 2012).



Figur 6 – End- flash system med mer separasjon mellom C_1 og N_2 og økt metangjenvinning, (Pettersen, 2012).

2.1.4. Resirkulering av end-flash oppstrøms kondenseringsprosessen

Figur 7 viser den fjerde end-flash konfigurasjonen som skal vurderes i denne oppgaven, resirkulering av EFG og BOG tilbake oppstrøms kjøleprosessen. Løsningen er ikke et eget system, men fungerer som en mulighet for håndtering av EFG og BOG fra de ulike systemene. Resirkulering av noe eller alt av BOG og EFG betraktes derfor i kombinasjon med de tre tidligere presenterte end-flash systemene.



Figur 7 – Resirkulering av EFG og BOG oppstrøms kjøleprosessen.

2.2. C3MR-prosessen (Kondenseringsprosess)

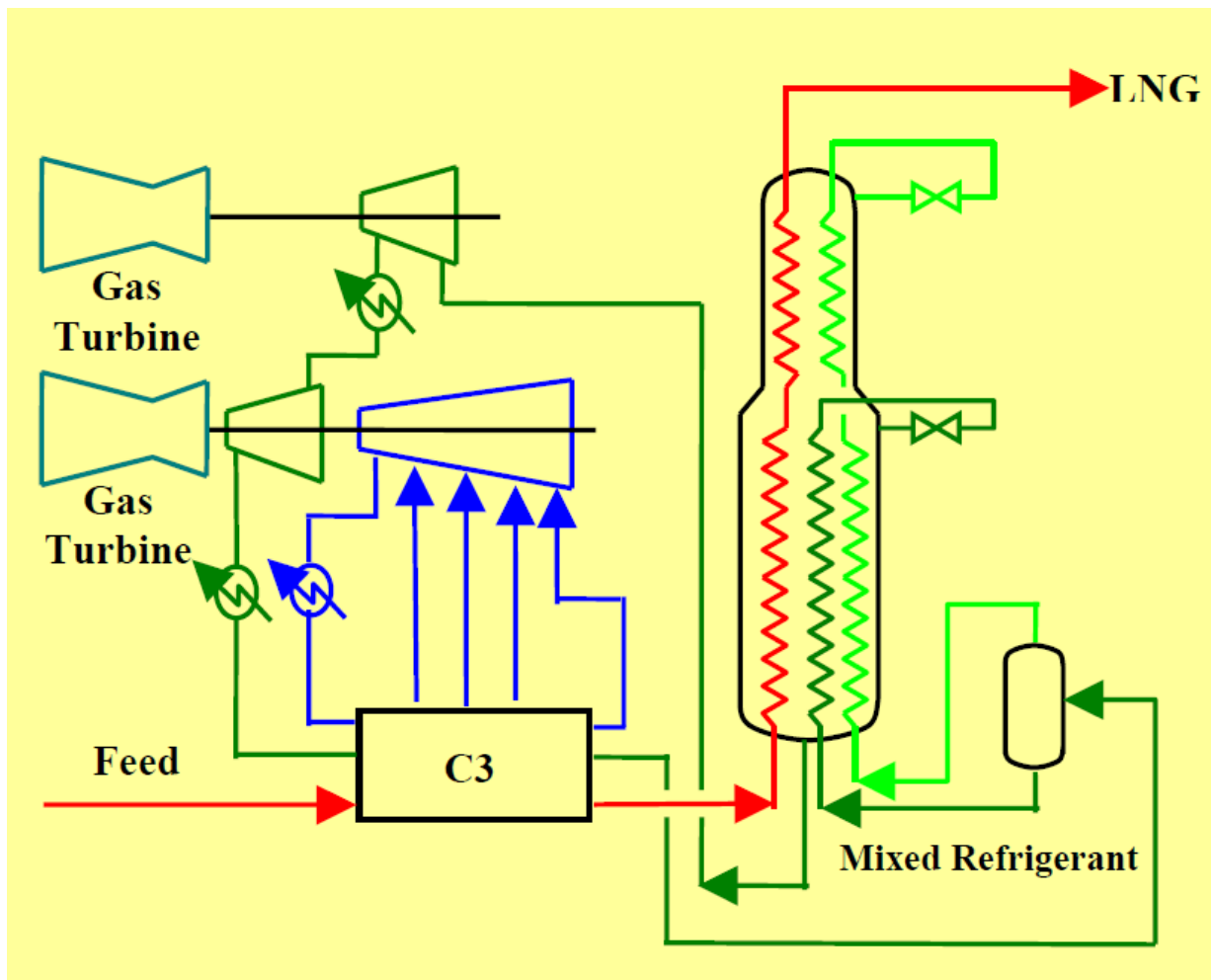
C3MR har vært den dominerende løsningen for grunnlast LNG-anlegg (anlegg over 3 Mtpa) siden slutten på 70-tallet (Pettersen, 2010), og flertallet av LNG-anlegg benytter også i dag en C3MR-prosess lisensiert av Air Products and Chemicals, Inc. (APCI) (Spilsbury et al., 2006). Derfor benyttes en C3MR-prosess som kjøleprosess i denne evalueringen.

Figur 8 viser en C3MR-prosess. C3MR-prosessen kombinerer forkjøling ved hjelp av propan (C₃) og kondensering og underkjøling ved hjelp av blandet kuldemedium (Mixed Refrigerant, MR). For en prosess med blandet kuldemedium er det ideelle arbeidet summen av flere inkrementelle Carnot-prosesser (Fredheim, 2011). De fleste MR-komposisjonenene i gassindustrien består av en blanding av C₁, C₂ og C₃, og ofte med en liten mengde av N₂ (Campbell, 2004). Nitrogen kan hentes fra luftseparasjonsanlegg, mens de andre komponentene kan hentes ut fra naturgassføden (Flynn, 2005). De lette komponentene senker fordampningstemperaturen, mens de tyngre tillater kondensasjon ved omgivelsestemperatur. Fordampningsprosessen skjer over et temperaturområde, i motsetning til rene komponenter hvor den skjer ved konstant temperatur (Campbell, 2004). Ulempen med et blandet kuldemedium er at varmevekslerne må håndtere tofase multikomponentblandinger (Flynn, 2005).

Propankretsen har firetrinns-kompressor med samme aksling. MR-kretsen har to separate kompressortrinn, med mellomkjøler og en etterkjøler. Etterkjøleren bringer MR-temperaturen ned til tilnærmet duggpunkt til blandingen, for å unngå delvis kondensasjon, som kan gi fordelingsproblemer med to-fase inn nedstrøms varmevekslere (Pettersen, 2010).

C3MR-prosessen er et hybrid kjølesystem (sammensatt av to elementer), på grunn av at den bruker propan (ikke blanding) i forkjølingen og MR for kondensering og underkjøling. Fra et termodynamisk ståsted er dette en gunstig løsning, da MR-prosessen med sin glidende temperatur og tette temperaturmatch er mest gunstig å bruke ved lave temperaturer. Mens de "konstante temperatur"-fordampningsstegene av propansystemet er akseptert ved operasjoner nær omgivelsestemperatur. Prosessen er også ideell med tanke på at det meste av varmen fjernes fra kondensasjon av propan ved en konstant temperatur, til en "ubegrenset" varme kilde, som luft eller sjøvann (Pettersen, 2010).

En ulempe med C3MR-prosessen er begrensningen gitt av propans høye kokepunkt (NBP = -42,1 °C ved 1 atm) (Pettersen, 2010). Dette betyr i praksis at den laveste temperaturen til naturgassen og den delvis kondenserte MR-strømmen fra forkjølingen er rundt -35 °C. For en gitt anleggskapasitet, særlig i kaldt klima, blir den termiske belastningen og kompressorbelastningen i propansystemet liten, som resulterer i den høyere belastning i MR-systemet. Kokepunktet til propan begrenser minimum temperaturnivå for ekstraksjon av tunge hydrokarboner, som kan begrense muligheten for et magert LNG-produkt. Tilslutt begrenser belastningssplitten mellom de to kretsene maksimum kapasitet for kondenseringstoget for en gitt, maksimum kompressorstørrelse (kraft- og volumstrømrte).



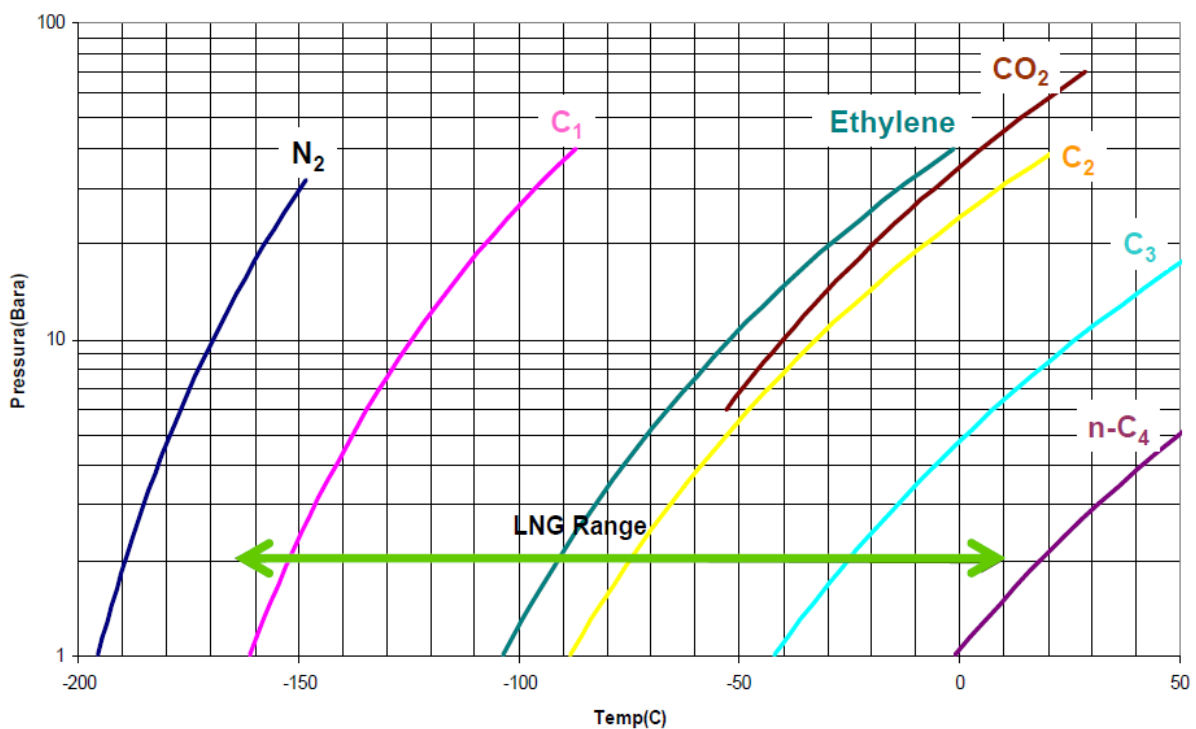
Figur 8 – C3MR-prosessen, (Spilsbury et al., 2006).

LPG-ekstraksjon

Liquefied Petroleum Gas (LPG) gjenvinning (LPG-ekstraksjon) gjennomføres for å separere verdifulle komponenter slik som propan, butan, og kondensat fra naturgassen. For å oppnå en høy grad av LPG-ekstraksjon benyttes vanligvis en av to prosesser. Den ene prosessen fungerer omtrent som et ekspanderanlegg, som gjerne plasseres oppstrøms kjøleprosessen, eller integreres med forkjølingsseksjonen av kjøleprosessen. Den andre muligheten er en form av absorpsjonskolonneprosessen, som opererer på fødestrykket til kjøleprosessen (Spilsbury et al., 2006). Gassammensetningene som benyttes i denne oppgaven er slik at det ikke tas hensyn til LPG-ekstraksjon. Eventuelt kunne dette vært gjennomført oppstrøms.

2.2.1. Likevekt og damptrykk

I et lukket system har en-komponent væske og gass et bestemt forhold mellom trykk og temperatur. Forholdet er gitt av damptrykket til væsken. Damptrykket er trykket der væsken og dampen er i likevekt ved en gitt temperatur. Likevekt betyr ingen endring over tid. Ved økt temperatur beveger molekylene seg raskere, det blir vanskeligere å holde dem i væskefase og damptrykket øker. Etter som damptrykket øker kommer gasmolekylene sammen, og til slutt nås det kritiske punkt. Ved det kritiske punkt er det ikke lenger forskjell på gass og væske (Skogestad, 2009). Figur 9 viser damptrykk-kurver (i logaritmisk skala) som funksjon av temperatur for en rekke relevante fluider for kondenseringsprosesser av naturgass. Spennvidden i temperatur ved likt damptrykk er grunnlaget for at komponentene benyttes som kjølemedium.



Figur 9 – Damptrykk av relevante fluider for naturgasskondensering, (Pettersen, 2010).

2.2.2. Varmevekslere

For at temperaturen på naturgassen skal komme ned til kryogen temperaturer benyttes kompakte varmevekslere. Fordelen med kompakte varmevekslere er at de vanligvis har en høyere varmegjennomgangskoeffisient (U), enn vanlige varmevekslere. Kompakte varmevekslere har også høyere arealtetthet, som reduserer kostnader per overflateareal og fotavtrykk. Mange kompakte varmevekslere inkluderer bruk av sekundæroverflater, som øker det samlede overflatearealet (A). Ved høyere $U \cdot A$ -verdier reduseres middeltemperaturen og virkningsgraden økes for den samme effekten (Fredheim, 2011). For en varmeveksler er varmeoverføringen, Q , gitt av Formel 1. C_p er spesifikk varmekapasitet [$\text{kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$].

$$Q = U * A * \Delta T_{LMTD} = \dot{m} * C_p * \Delta T \quad 2.1$$

Formel 1 – Varmeoverføring for en varmeveksler, (Fredheim, 2010).

Hovedsaklig benyttes tre ulike typer varmevekslere for kjøling og kondensering av naturgass, og for varmeveksling mellom kalde prosesstrømmer i et LNG-anlegg. Dette er kettle-varmevekslere, plate-finne varmevekslere (PFHE), og spiralrørvarmevekslere (SWHE) (Pettersen, 2010).

Dersom kjølemediet er rent benyttes ofte Kettle-varmevekslerne. Mediet som skal kjøles strømmer på rørsiden, mens propan koker på skallsiden. I C3MR-prosessen brukes overstrømte Kettle-varmevekslerne til å kondensere blandet kuldemedium gjennom tre varmevekslere (Pettersen, 2010). $U \cdot A$ -verdiene til de tre Kettle-varmevekslerne bør være tilnærmet like store (Pettersen, 2012).

Hovedfordelene med plate-finne varmevekslere er at de er veldig kompakte, og gir derfor veldig god varmeoverføring på grunn av tette temperaturtilnærminger, og de evner å behandle flere strømmer samtidig (Pettersen, 2010).

Spiralrørvarmeveksleren er en spesialisert varmeveksler, hvor det er temperaturglidning. Mest normalt benyttes et blandet kuldemedium, eller en gassfase av et kuldemedium. Fordelene med spiralrørvarmeveksleren er at den kan håndtere store termiske ytelser i en enhet, er veldig robust, og kan dekke et vidt temperaturspenn. Ulempene er lang produksjonstid og begrensingene ved kun å håndtere en kald strøm (Pettersen, 2010). Vanlige $U \cdot A$ -verdier for spiralrørvarmevekslere er 40-50 MW/K (Pettersen, 2012).

2.3. Driverkonfigurasjon og elektrisk kraftgenereringssystem

De fleste LNG-produksjonsprosesser benytter gassturbindrevende kompressorer for å oppnå den nødvendige kryogene temperaturen. Det er vanligst med to driverstrenger av Frame-7 gassturbiner der C3MR-prosessen konsumerer det meste av kraftgenerering (Pettersen, 2012).

Fram til midten av 1980-tallet ble sentrifugalkompressorer brukt i kondenseringsprosessen, hovedsakelig drevet av to dampturbiner med tillatt tog-kapasitet for C3MR opp til omtrent 2 Mtpa. På grunn av den høyere effekttetthet har gassturbinteknologien muliggjort betydelig økt togkapasitet og blitt den dominante driveren for LNG-kjøleanlegg.

2.3.1. Gassturbiner

En gassturbin er en åpen Brayton-krets, som hovedsakelig består av en kompressor, et forbrenningskammer og en turbin (Bolland, 2010). En enakslet krets gassturbin omformer 30-40 % av brenselet til akseffekt. En kombinert krets er vanligvis definert som en eller flere gassturbiner med varmegjenvinningsdampgeneratorer i eksosen, som produserer damp for dampturbingeneratoren, varme til prosessen, eller en kombinasjon av disse (Brooks, 2000). Mer teori om gassturbiner ligger i Vedlegg A.

2.3.2. Kraftgenerering

For hver motordrift benyttes ulike typer gassturbiner. Alle gassturbiner større en Frame-6 er direkte-drevne enheter (Brooks, 2000). Standardtilstander brukt i gassturbinindustrien er; 15 °C, 1.013 bar og 60 % relativ fuktighet. Dette er etablert av International Standards Organization (ISO), og refereres til som ISO-tilstander (Brooks, 2000).

For den nåværende vanlige 5 Mtpa C3MR-kjøleanlegget finnes bestemte kjennetegn ved utstyrsvalgene. Anleggene utnytter vanligvis to Frame-7 gassturbiner med tilhørende starte/hjelpemotorer, som er i stand til å opprettholde en kontinuerlig operasjon. Brensel for gassturbinene gis delvis av end-flash balansert med avkok fra tank. En vanlig størrelse på starte/hjelpemotorene for disse 5 Mtpa LNG-togene er mindre enn 20 MW (Spilsbury et al., 2006).

Tabell 1 viser nominell effekt for en ny gassturbin ved ISO-betingelser, og uten særlig trykktap inn/ut. MS7001EA (Frame-7) har en nominell effekt på 87,3 MW (GE, 2006).

Tabell 1 – Nominell effekt ved ISO-betingelser, (GE, 2006).

Mechanical Drive (ISO conditions – natural gas – shaft output)

Model	ISO Rated Power		Heat Rate		Effic. %	Pressure Ratio	Exhaust Flow		Turbine Speed RPM	Exhaust Temperature	
	kw	shp	kJ/kWh	btu/shph			kg/sec	lbs/sec		°C	°F
PGT25+	31,364	42,060	8,754	6,189	41.1	21.6	84.3	185.8	6,100	500	931
LM6000	43,679	58,575	8,600	6,080	41.9	27.9	126.5	280.0	3,600	455	853
MS5002C	28,340	38,005	12,470	8,816	28.8	8.8	123.4	274.1	4,670	517	963
MS5002E	32,000	42,913	10,000	7,070	36.0	17.0	102.0	225.0	5,714	511	952
MS5002D	32,580	43,690	12,239	8,653	29.4	10.8	141.0	311.7	4,670	509	948
MS6001B	43,530	58,380	10,825	7,653	33.3	12.0	140.0	309.0	5,111	544	1,011
MS7001EA	87,300	117,071	10,870	7,685	33.1	12.7	302.0	665.8	3,600	535	995
MS9001E	130,100	174,467	10,400	7,353	34.6	12.6	421.0	928.0	3,000	540	1,004
LMS100	99,300	133,160	7,875	5,572	45.7	40.0	205.6	453.0	3,000-3,600	417	783

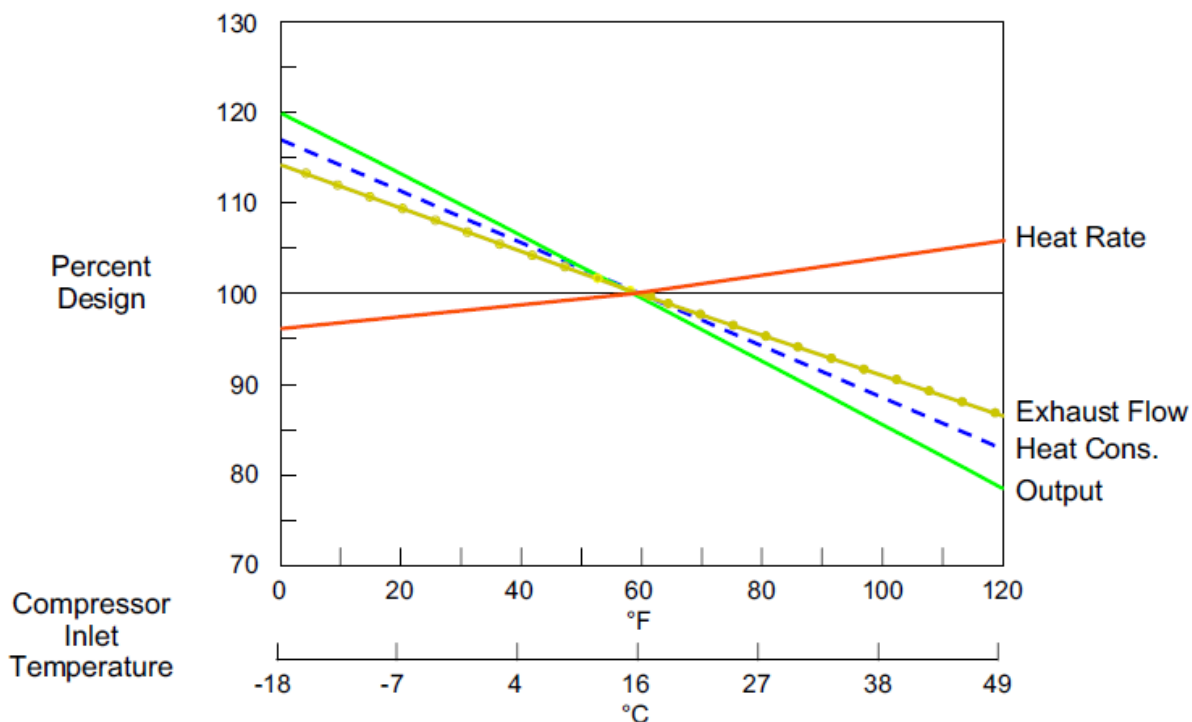
2.3.2.1. Klassifisering av gassturbiner

Klassifisering av gassturbiner kan gjennomføres ved hjelp av antall akslinger, om det er en industriell eller aeroderivert gassturbin, og om kompressor og turbin er aksiell eller radiell.

Karakteristikk for aeroderiverte gassturbinen sammenlignet med industrielle gassturbiner er høy virkningsgrad, høyt kraft til vekt forhold, kompakt volum og høyt trykkforhold. Fram til 1990-tallet ble aeroderiverte gassturbiner sett på som mer avanserte i form av materialer, virkningsgrad og vedlikehold. Etter økt behov for store industrielle gassturbiner til å drive naturgassdrevne kraftanlegg ble dette forandret, og i dag benyttes mye av den samme teknologien for både aeroderiverte og industrielle gassturbiner (Bolland, 2010).

2.3.2.2. Påvirkende faktorer

Værforholdene er den mest tydelige forandringen fra referansetilstandene. Figur 10 viser hvordan omgivelsestemperaturen påvirker effekten, spesifikt varmeforbruk, varmeforbruk og eksos for en enakslet MS7001. Avtar omgivelsestemperaturen, øker effektuttaket. Hver turbinmodell har sin egen temperatur-effekt kurve, da den avhenger av parameterene til kretsen og komponentens virkningsgrad så vel som luftstrøm (Brooks, 2000).



Figur 10 – Effekt på grunn av omgivelsestemperatur for Frame-7, (Brooks, 2000).

Akselkraften avhenger også av installasjonene ved at det fås innløpstrykktap (luftfilter og varmeapparatinnretning) og avgasstrykktap (Waste Heat Recovery Unit, HRU- varm olje) (Hundseid, 2011). Tabell 2 viser tilgjengelig kraft inklusive reduksjonsfaktorer for Frame-6, Frame-7 og Frame-9 ved 28 °C, som er tall en kan regne med i et faktisk anlegg, med begroing og realistisk trykktap.

Tabell 2 – Tilgjengelig kraft inklusive reduksjonsfaktorer ved 28 °C, (Pettersen, 2012).

	Kraft (MW)
Frame-6	42,3
Frame-7	70,9
Frame-9	108,3

2.3.2.3. Ytelsesforbedring

Det planlagte stedet og anleggets konfigurasjon (slik som enkel eller kombinert krets) bestemmer de fleste parametrene. Dersom det behøves ekstra ytelse finnes det flere ulike forbedringsmetoder. Men all turbomaskineri opplever tap av ytelse med tiden. Degresjon av ytelse til gassturbinen kan enten være gjenopprettelige tap eller ikke-gjenopprettelige tap (Brooks, 2000).

Formel 2 og Formel 3 viser henholdsvis gassturbinarbeid og virkningsgrad for en gassturbin. Formel 4 benyttes for beregning av kompressorarbeid. Formel 5 beskriver arbeidet for en ideell gass ($n \neq 1$) i en polytropisk prosess.

$$W_{GT} = W_{turbin} - W_{kompressor} \quad 2.2$$

Formel 2 – Gassturbinarbeid, (Bolland, 2010).

$$\eta_{GT} = \frac{W_{GT}}{\dot{m}_{FG} * LHV} \quad 2.3$$

Formel 3 – Virkningsgrad, (Bolland, 2010).

$$W_{kompressor} = \dot{m} * C_{pk} * (T_2 - T_1) = \dot{m} * (h_2 - h_1) \quad 2.4$$

Formel 4 – Kompressorarbeid, (Bolland, 2010).

$$\frac{\dot{W}}{\dot{m}} = -\frac{nRT_1}{n-1} * \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{n-\frac{1}{n}} - 1 \right] \quad 2.5$$

Formel 5 – Arbeid i en polytropisk prosess, (Moran and Shapiro, 2008).

Kombinerte prosesser

Gassturbinen har høy temperatur for varmeavgivelse, mens dampturbinen har lav temperatur for varmetilførsel. Begge disse faktorene er negativt for virkningsgraden. Samtidig har begge prosessene fortrinn med tanke på virkningsgrad, gjennom høy temperatur for varmetilførsel (gassturbin), eller lav temperatur for varmeavgivelse (dampturbin). Når prosessene kombineres, beholdes begge fordelene, mens ulempene forsvinner. Ved kombinasjon av de to prosessene innføres en termodynamisk "straff", på grunn av at varme må overføres mellom prosessene (i dampkjelen) med en bestemt temperaturdifferanse (Bolland, 2010).

3. Basis for design og analyse

3.1. Klimatilstander

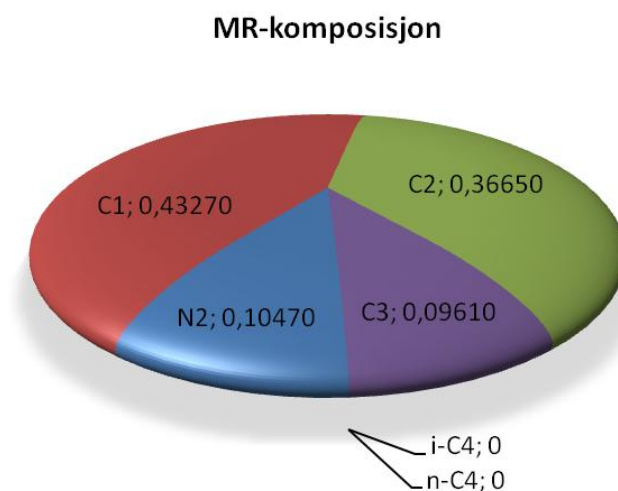
Lokale omgivelser til LNG-anlegget påvirker kjøle-, kraft-, og varmeproduksjon for de ulike systemene. Antar konstant gjennomsnittlig klima på 15 °C. Antar at prosesstrømmer kan kjøles til 25 °C med luftkjøling, med andre ord 10 °C over omgivelsestemperatur, og kondensasjon ved 30 °C.

3.2. Kondenseringsprosess

For sammenlignbare resultater bygges de ulike end-flash løsningene og kuldegjenvinning på en C3MR-prosess uten LPG-ekstraksjon. Basismodellen for C3MR-prosessen er gitt av Statoil (Sandvik, 2012).

For varmevekslerne må det kontrolleres at $U \cdot A$ -verdiene ikke blir urealistisk høye. Som nevnt i kapittel 2.2.2 er vanlige $U \cdot A$ -verdier rundt 40-50 MW/K. Dette er mer en designparameter, og det er oppnåelig å ha 50/60/70 MW/K (Pettersen, 2012). $U \cdot A$ -verdier i Kettle varmevekslerne bør være omtrent like store (Pettersen, 2012). Temperaturforskjellen mellom mettet væske og damp refereres til som "temperaturgliding", og bør være mellom 3-5 °C (Campbell, 2004). Det er derfor ønskelig at minimum temperaturlikhet mellom kald og varm side i spiralrørvarmeveksleren på over 3 °C og at LMTD i spiralrørvarmeveksleren er rundt 5 °C.

Figur 11 viser utgangspunktet for MR-komposisjonen. For å unngå temperaturkryssinger og bedre temperaturlikhet i spiralrørvarmeveksleren, må komposisjonen enkelte ganger justeres.



Figur 11 – Utgangspunktet for MR-komposisjon.

3.3. Driverkonfigurasjon og elektrisk kraftgenereringssystem

Alt av utstyr og maskineri gis konstante betingelser. Virkningsgradene baseres på teori og kommunikasjon med veileder (Pettersen, 2012).

- Den adiabatiske virkningsgraden til ekspandere antas å være 85 %.
- Den polytropiske virkningsgraden til kompressorene antas å være 80 %. Velger å benytte polytropisk virkningsgrad for kompressorene, da den hovedsaklig er uavhengig av kompresjonsforhold og gassammensetning (Campbell, 2004).
- Drivenergi for kjøleprosessen dekkes av to industrielle gassturbiner med en eksergivirkningsgrad på 30 % og konstante turtall.

Kraften til kjølekompressorene dekkes av to enakslede Frame-7 industrielle gassturbiner. Benytter data fra Tabell 1, Figur 10 og Tabell 2, til å beregne tilgjengelig kraft det er mulig å oppnå ved bruk av to Frame-7 gassturbiner ved 15 °C (dersom det tas hensyn til aldring, belegg og trykktap inn/ut).

Tabell 3 viser beregningene for gassturbineffekten inklusive reduksjonsfaktorer. Ved en omgivelsestemperatur på 28 °C, kan gassturbinen kun levere 92,5 % av netto effekt. Dette er en reduksjon på 7,5 % i forhold til standardtilstander. Dersom det tas hensyn til aldring, belegg og trykktap (inn/ut), kan en Frame-7 ved 15 °C levere en netto mekanisk effekt på omtrent 76,2 MW. En reduksjon på 12 % i forhold til en ny gassturbin.

Tabell 3 – Beregninger for gassturbineffekt inklusive reduksjonsfaktorer.

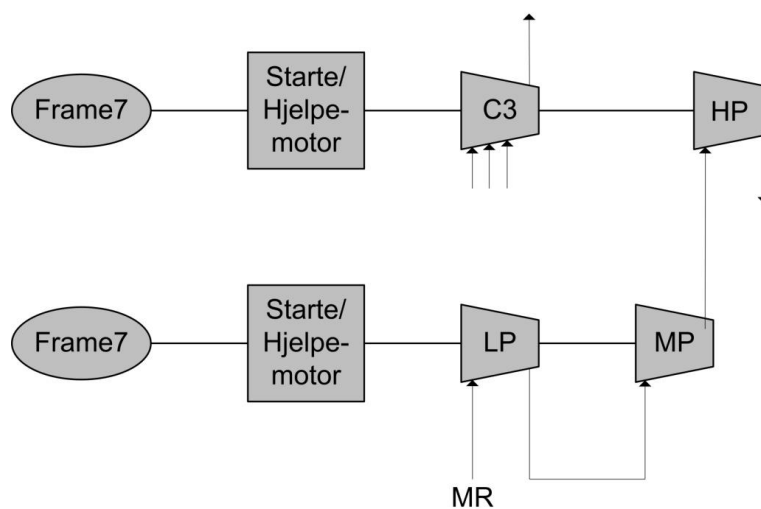
	Temperatur: 15 °C	Temperatur: 28 °C
% av effekt ved T °C Fra Figur 10:	100 %	92,5 %
%-reduksjon ift. ISO tilstander (100 % - X %):	0 %	7,5 %
Iso-effekt ved 15 °C og 1 atm. (Fra Tabell 1):	87,3 MW	
Effekt inkl. reduksjonsfaktorer (Fra Tabell 2):	76,2 MW (=70,9 MW*(1+0,075))	70,9 MW

Antar at begge gassturbinene kobles til hver sin hjelpemotor/startmotor, som hver har 20 MW tilgjengelig. Dersom ytelsen til hjelpemotorene overskrider 20 MW, må generelt en ekstra gassturbin tilføres for kraftgenerering (Spilsbury et al., 2006). Det elektriske kraftgenereringssystemet drives av gassturbingeneratorer. Gassturbingeneratorene lever elektrisitet til hjelpemotorer/startmotorer, og skal også dekke nødvendig kraft til end-flash kompressorer/brenselkompressorer, resirkulerings/gjenvinningskompressorer og annet elektrisk utstyr. Antar at gassturbingeneratorene har en termisk virkningsgrad på 30 %. Figur 13 viser oppsett over kraftfordelingen.

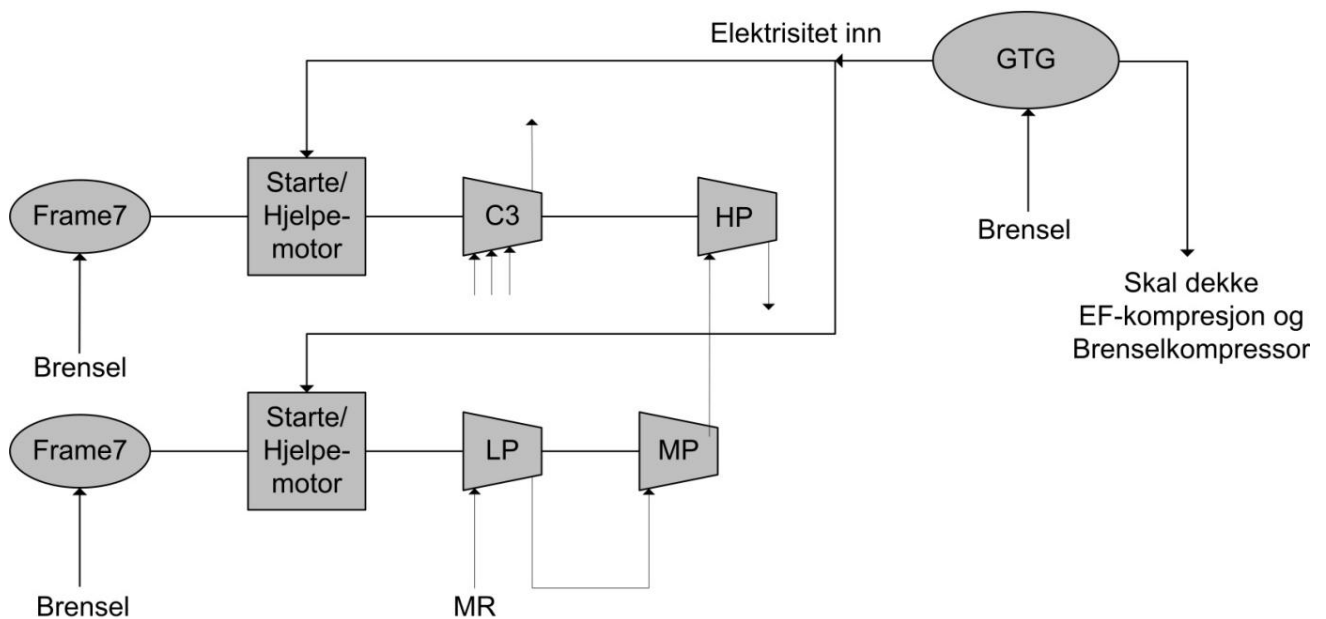
Figur 8 viser en C3MR-prosess, hvor anlegget benytter en splitt MR kompressor/driver oppsett. Ved å ha MR kompresjonservice på begge gassturbinene og propan kompresjonservice på den ene gassturbinen, kan kraften fra hver gassturbin pluss

tilhørende hjelpemotor utnyttes fullstendig. Høyere prosesskapasiteter kan oppnås ved å tilføre et ekstra propankompressorkabinett (Spilsbury et al., 2006).

Siden nødvendig kraft leveres av to Frame-7, splittes kraftfordelingen i en Splitt MR. Figur 12 viser splitt MR kompressor/driver oppstillingen som benyttes i oppgaven. Velger å sette på en ekstra MR-kompressor for å regulere kraften, så koble HP MR-kompressor og C3-kompressoren på samme akslingen, og de to andre MR-kompressorene på den andre gassturbinen. Kan regulere de 20 MW mellom akslingene, men kraftdifferansen mellom splitten kan ikke overskride 20 + 20 MW. For kaldt klima er gjerne splitten mellom C3-MR: (1/4)-(3/4). Mens for varmere klima er splitten mellom C3-MR vanligvis mer: (1/3)-(2/3) (Pettersen, 2012).



Figur 12 – Splitt MR kompressor/driver oppsett.



Figur 13 – Kraftfordelingen.

Fyrgasstrykket kan være 25 bar for industrielle gassturbiner eller 50 bar for aeroderiverte gassturbiner (Pettersen, 2012). For sammenligning av de ulike evalueringene, komprimeres end-flash gassen (pluss BOG) opp til 30 bar i tre trinn med eventuell mellomkjøling og etterkjøling. Fyrgassbehovet er vanligvis mellom 5 til 10 % av total gjennomstrømning (Pettersen, 2012).

Antar at krav til N_2 -innhold i fyrgass for industrielle gassturbiner er maksimalt 35 mol% (Pettersen, 2012).

Siden det benyttes industrielle gassturbiner med virkningsgrad på 30 %, og med konstante drivere, kan fyrgassforbruket for drift av anlegget beregnes. Det forutsettes at kraftforbruket knyttes til de største kraftforbrukerne som kjølekompressorene, end-flash kompressorene, fyrgasskompressorene, og velger å se bort i fra mindre kraftforbrukere som amin-anlegg, og lastepumper. Det totale fyrgassforbruket beregnes ved hjelp av å hente ut LHV til fyrgassen fra HYSYS og benytte Formel 3.

3.4. Fødegassspesifikasjoner

Sammensetningen til fødegassen kan variere mye og prosessanlegg må designes etter dette. I studien benyttes to ulike gassammensetninger med tanke på lavt/høyt N₂-innhold. Tabell 4 viser de to ulike sammensetningene.

Tabell 4 – Gassammensetningene.

Sammensetning (molfraksjon):	Høy-N ₂	Lav-N ₂
Nitrogen:	0,03000	0,00500
Metan:	0,91000	0,92000
Etan:	0,05170	0,06570
Propan:	0,00800	0,00900
i-Butan:	0,00015	0,00015
n-Butan:	0,00015	0,00015
Sum:	1,00000	1,00000

Det antas at naturgassen har et trykk på 60 bar før forkjøling, kondensering og underkjøling. Tabell 5 viser antatte trykktap for kjøleprosessen basert på diskusjon med veileder.

Tabell 5 – Trykktap for ulike komponenter i kjøleprosessen (Pettersen, 2012).

Komponent:	Kettle- varmeveksler	Spiralrør- varmeveksler	Kondensator i C3-krets	Underkjøler i C3-krets	Etterkjøler i MR-krets
Trykktap på rørsiden:	0,5 bar	4 bar			
Trykktap på skallsiden:	0,1 bar	0,3 bar			
Trykktap:			0,2 bar	0,4 bar	0,4 bar

Den underkjølte naturgassen ut av spiralrørvarmeveksleren ekspanderes først ved hjelp av en væskeekspander. Med ønske om margin til tofaseområdet for en væskeekspander settes trykket i simuleringen til 2 bar over kokepunktet. Et underregneark benyttes til å beregne trykket ut av ekspanderen, når trykket er 2 bar over kokepunktet. Siden temperatur på væskefasen endres ved ekspansjon, beregnes dT/dP for å finne helt riktig entalpi (Sandvik, 2012).

Ved lave temperaturer og trykk er det mindre trykktap gjennom varmevekslerne. Dette gjelder spesielt for varmevekslere som skal veksle kald end-flash gass og BOG fra tank. Vekslerne kan være PFHE eller Spiralrørvarmevekslere (Pettersen, 2012). Trykket etter væskeekspanderen settes til 1,1 bar. Dersom EFG og BOG skal veksles, så komprimeres, bør undertrykk inn på kompressoren unngås. Trykktapet gjennom denne veksleren bør derfor være lite, og settes til 0,05 bar. Mellomkjølerne her får også et lavere trykktap, og settes til 0,2 bar.

3.5. Produktspesifikasjoner

Det viktigste kravet til LNG-produktet er at H₂O, CO₂ og andre merkaptaner må fjernes/redueres for å unngå utfrysninger, forenkle avkokshåndtering, og muligheter for tilplugging av prosesslinjer. For gassammensetningene som benyttes i denne oppgaven er det viktigste kravet til LNG-produktet N₂-innholdet, hvor det bestemmes at maksimalt N₂-innhold i LNG-produktet er 1 mol%.

Antar at LNG-anlegget har 340 produksjonsdager per år. Med gitte drivere antas det å kunne oppnå en kapasitet på omtrent 5(-6) Mtpa.

BOG fra LNG-lagringstank antas å være 0,05 % av væskefyllingen i tanken per døgn.

Tankvolumet beregnes ut ifra Formel 6 til å kunne dekke 6 dagers produksjon.

$$V_{tank} = \left(\frac{\dot{m}_{LNG \text{ inn på tank}}}{\rho_{væske}} \right) * 24 \frac{t}{døgn} * 6 \text{ døgn} \quad 3.1$$

Formel 6 – Tankvolum for LNG-lagringstank.

4. Modellutvikling for simulering

4.1. Etablering av prosessmodellen for C3MR-prosessen

Kapittelet beskriver tilpasninger og designgrunnlag for C3MR-prosessen. Modellene i oppgaven utformes og simuleres med prosessmodellverktøyet Aspen HYSYS. Simuleringene beregnes ved hjelp av Peng-Robinson tilstandsligningen. Resultatene vurderes ut fra gitte verdier i HYSYS, og usikkerheter på termodynamiske data er til stede. Viktig her er antagelser og forutsetninger for valg av systemer og hvorfor disse basisvalgene gjennomføres.

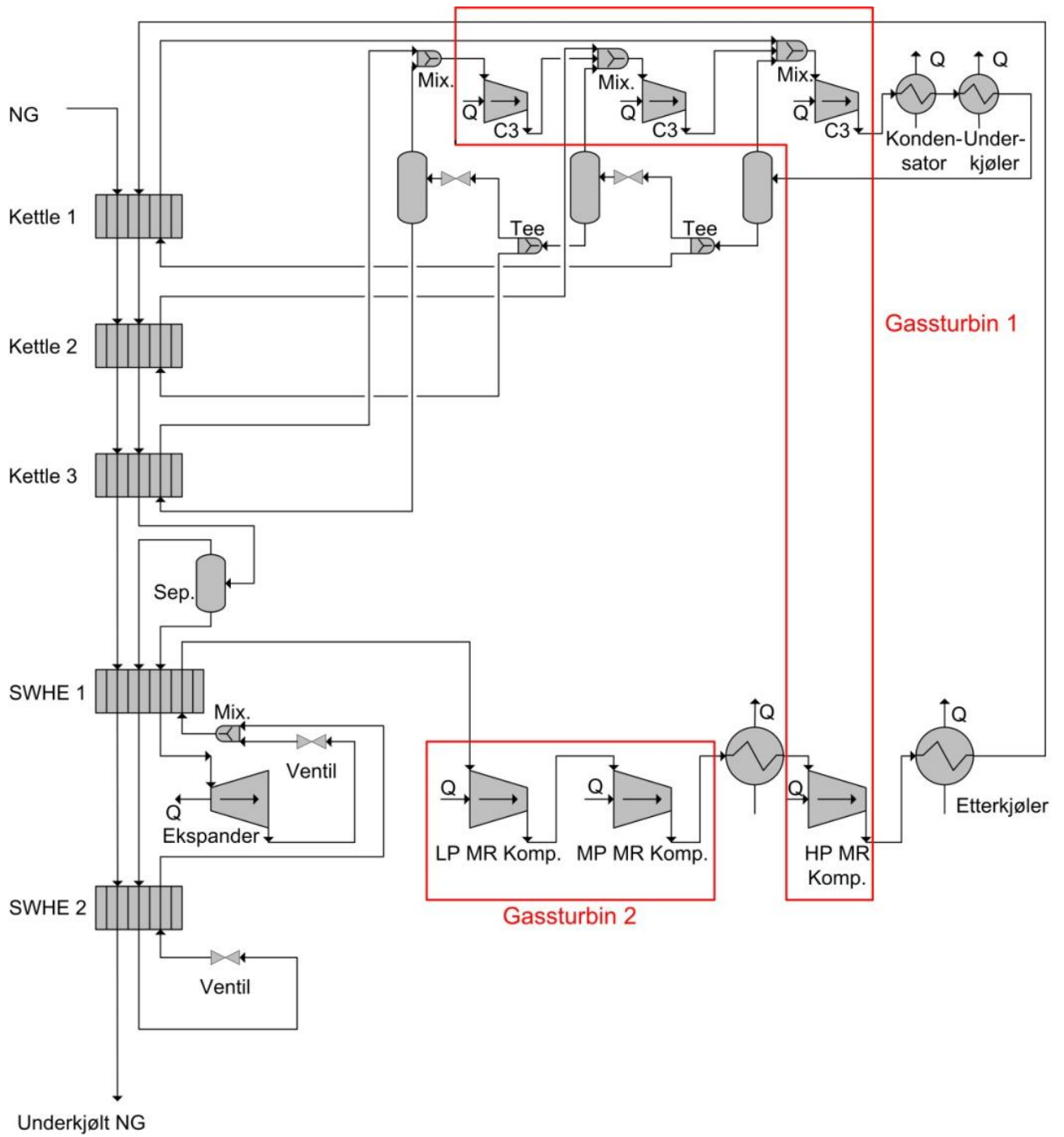
Figur 14 viser C3MR-prosessen som benyttes i oppgaven. Modellen er bygget av Statoilansatt (Sandvik, 2012). Propanvekslerne kondenserer MR i tre steg og kjøler naturgassen. Antall steg kan variere fra 2 til 4, avhengig av omgivelsestemperatur og andre designhensyn (Pettersen, 2010), men denne modellen benytter tre steg. Ved utløpet av den siste Kettle-varmeveksleren separeres den kondenserte MR-væsken og resterende ukondenserte damp i en beholder. Separatoren gir en splitt i komposisjonene av MR, en tyngre væskefraksjon, som er underkjølt og brukes som kuldemedium i kondenseringssteget, og en lettere dampfraksjon, som kondenseres og brukes som kuldemedium i det laveste temperatursteget (underkjølingen).

En spiralrørvarmeveksler med to rørsatser i et felles skall kondenserer og underkjøler naturgassen. I HYSYS modelleres dette som to separate varmevekslere (SWHE 1 og SWHE 2).

Propankretsen har 1 kompressor med tretrinnskompresjon. MR-kretsen hadde fra basismodell gitt av Statoil først to kompressorer, som leverer komprimert kuldemedium til de propankjølte Kettle-varmevekslerne for delvis kondensasjon. Trykket etter den andre kompressoren var satt til 58 bar. For å dele belastningen i en splitt MR, settes en ekstra MR-kompressor inn. Trykket komprimeres fremdeles opp til 58 bar, men med lavere trykkforhold.

Den tyngre kuldemediumsfraksjonen fra faseseparatoren fraktes inn i bunnen av spiralvarmeveksleren for underkjøling før den ekspanderes og strupes til trykknivået på skallsiden gjennom en turbin og en J-T ventil, hvor den fordeles som en to-fase blanding over den nedre rørsatsen.

Den lettere dampdelen av blandet kuldemedium fraktes også gjennom nedre rørsats for kondensasjon og underkjøles i den øvre delen av spiralrørvarmeveksleren (SWHE2). Den strupes til skallsidens trykk og fordeles på toppen i den øvre delen av rørsatsen. Kuldemediet fordampes og absorberer varme fra rørene idet det flyter nedover på skallsiden. Mens det lettere kuldemediumet koker av, økes temperaturen mot bunnen av varmeveksleren. MR med lavt trykk forlater bunnen av spiralrørvarmeveksleren (SWHE1), som en smule overhettete damp.



Figur 14 – C3MR-prosessen, (Sandvik, 2012).

Etter implementering av de ulike end-flash løsningene inn i C3MR-prosessen, gjennomføres det en analyse med en naturgassrate. Nødvendig kraft til MR-kompressorene og propankompressoren fordeles på de to Frame-7 gassturbinene og hjelpemotorene. Basert på resultatet av analysen finner en hvilken gassturbin med tilhørende hjelpemotor som er "flaskehals" (hvor mest kraft må tilføres), så skaleres naturgassmasseraten opp/ned til hele gassturbinen og hjelpemotoren utnyttes fullstendig (96,2 MW). For å unngå for skjev fordeling mellom hjelpemotorene, trekkes turbinarbeidet fra den "oppskalerte" hjelpemotoren.

Trykkforholdet for MR-kompressortrinnene kalkuleres ved hjelp av tredjeroten av trykkforholdet mellom trykk etter HP MR kompressor (58 bar) og trykk inn på LP MR kompressor. For å oppnå en bedre kraftfordeling kunne alternativt MR-kompressorfordelingen blitt tilpasset bedre. Det velges heller ikke å se på alternativet ved å flytte over tilgjengelig kraft fra den ene gassturbinen til den andre.

Oppgaven benytter kun en omgivelsestemperatur. I realiteten varierer tilgjengelig kraft med ulike temperaturer (året). Behovet for hjelpemotoren/startmotoren som drives elektrisk endres også ved varierende temperatur, da flytende kondensasjonstemperatur fører til ulikt kraftforbruk for C3-kompressoren. For å dekke denne kraften må mer/mindre kraft tilføres fra hjelpemotorene (Pettersen, 2012).

Oppgaven betrakter et system hvor driver og kraftgenereringssystem har lik effektivitet (Frame-7 med $\eta=0,3$ og GTG med $\eta=0,3$). I kapittel 6.6 kommenteres et kraftproduksjonssystem med en gunstigere fordeling, med en virkningsgrad på 50 % (på eksempelvis gass- og damp turbin).

4.2. Implementering av end-flash systemer inn i C3MR-prosessen

Kapittelet definerer studiespesifikasjoner for de relevante scenarioene som skal gjennomføres og omhandler implementeringen av de valgte end-flash systemene inn i C3MR-prosessen. Bruk av flashgass til brensel og gjenvinning av kald energi fra flashgassen må vurderes når slike alternativer er mulige. Med tanke på sammenligning av de ulike systemene baseres studiene på tilgjengelig kraft.

Kuldegjenvinning

For system med kuldegjenvinning velges det i hovedsak å se på kondensasjon av MR. MR-strømmen som veksles mot kald EFG og BOG kan tas ut fra prosessen og implementeres tilbake på flere ulike måter. I studiet er det valgt å splitte den lette MR-komposisjonsdampen etter fase-separatoren, for å gjenvinne kulde fra EFG og BOG i den dediserte varmeveksleren. Den kondenserte MR-strømmen stupes tilbake inn på skallsiden før toppen av spiralrørvarmeveksleren (SWHE 2). Temperaturen på gasstrømmen etter splitt i separatoren er omtrent -35 °C. Antar at temperaturdifferansen på varm side i varmeveksleren er omtrent 10 °C, slik at EFG og BOG varmeveksles opp til -45 °C. I prinsippet skal da kraftforbruk i C3MR-prosessen reduseres like mye som eksergitilførselen til MR-strømmen (Pettersen, 2012). For å sikre at MR-strømmen kondenseres fullstendig før den rutes tilbake, settes en "adjuster" på splittforholdet mellom hvor mye av MR-strømmen som kan veksles mot kald EFG og BOG.

For sammenligning tas også en delstrøm av naturgass ut før spiralrørvarmeveksleren og kondenseres mot kald EFG og BOG for end-flash system med enkel flashgasseparator. Den kondenserte naturgasstrømmen kan strupes tilbake inn i spiralrørvarmeveksleren, eller etter denne (Pettersen, 2012).

Tabell 6 viser antatte trykktap gjennom platevarmeveksleren knyttet til varmeveksling av EFG og BOG med MR (eventuelt NG), samt trykktap for mellomkjølere og etterkjølere ved komprimering av EFG og BOG.

Tabell 6 – Trykktap til vekslere knyttet til kuldegjenvinning (MR).

Komponent:	Platevarmeveksleren	Mellomkjølere	Etterkjølere
Trykktap på kald side:	0,05 bar		
Trykktap på varm side:	0,4 bar		
Trykktap:		0,2 bar	0,4 bar

Kaldgasskompresjon

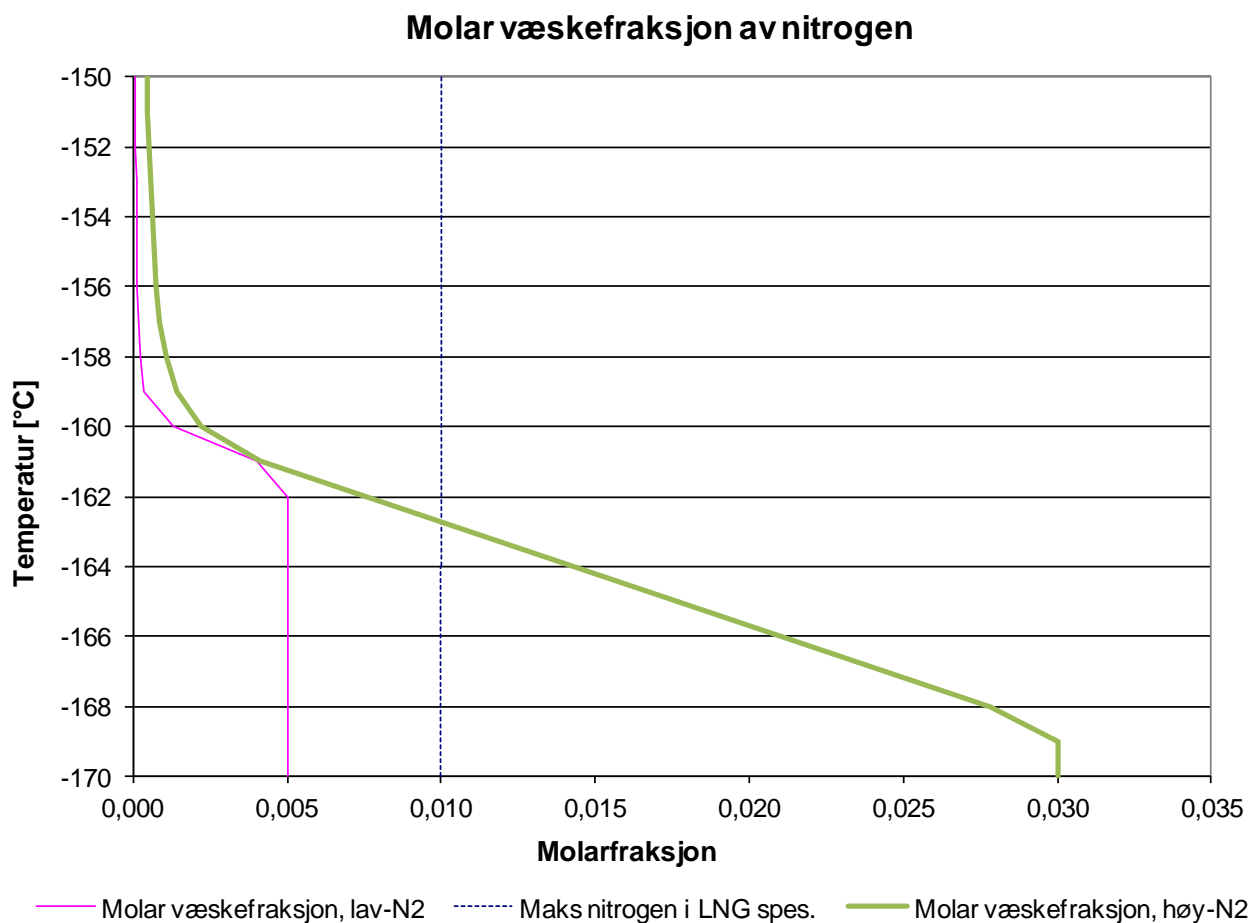
For system uten end-flash løsning og system med enkel flashgasseparator (med og uten resirkulering), vurderes i tillegg til kuldegjenvinning kaldgasskomprimering. På grunn av strenge krav og begrensninger til blant annet materialer, lager, smøring og oppstart er det knyttet usikkerhet til hvor realistisk kaldt innsug til end-flash kompressor er, og hvor lønnsomt det eventuelt er. Basert på samtaler med veileder antas det at dette er realistisk, selv om det ikke er sett gjennomført i noen løsninger (Pettersen, 2012). Det er interessant å se på hva som er mest termodynamisk lønnsomt (gir minst totalt arbeid) av i) kuldegjenvinning og flertrinnskompresjon med mellomkjøling, eller ii) kald kompresjon, med mindre mellomkjøling siden temperaturnivået blir lavere, men med mindre arbeid på de første trinnene grunnet lav temperatur. Forskjeller i kompleksitet betyr nok også en del. Kaldgasskompresjon vurderes ikke for system med mer separasjon mellom C_1 og N_2 .

4.2.1. End-flash inn i LNG-lagringstank

For å tilfredsstille krav til N_2 -innhold i LNG-produktet, er det kun aktuelt å gjennomføre en analyse for systemløsningen uten end-flash system med lav- N_2 sammensetningen. Figur 15 viser den molare væskefraksjonen av nitrogen for sammensetningen med lav- N_2 og høy- N_2 ved 1,1 bar (trykk inn på LNG-lagringstank). Stiplet linje viser maksimalt tillatt nivå av nitrogen i LNG-produktet. Nitrogenet er i kun væskeform, der hvor linjene blir vertikale.

Varme-innlekkasje fra omgivelsene fører til avkok fra LNG-lagringstankene. Med tanke på rørsystemer, ventiler og reguleringsystem for tankavkok er det ønskelig å unngå mye flashgass inn på LNG-lagringstanken. I oppgaven er det antatt at maksimal flash inn på tank er det dobbelte av naturlig avkok dersom all den underkjølte gassen er i væskeform inn på tank. Ønsker derfor å finne temperaturen som maksimerer denne raten av gass fra tank, og en løsning hvor all den underkjølte gassen ut av spiralrørvarmeveksleren er i væskeform. BOG og eventuell EFG komprimeres (med og uten kuldeutnyttelse) og utnyttes til fyrgass, eller resirkuleres oppstrøms kjøleprosessen.

Nitrogeninnholdet i høy- N_2 krysser linje for maksimalt nivå av nitrogen i LNG-produktet ved omtrent -163 °C. For mye av nitrogenet er i gassform til å tilfredsstille maksimal flash inn på tank.

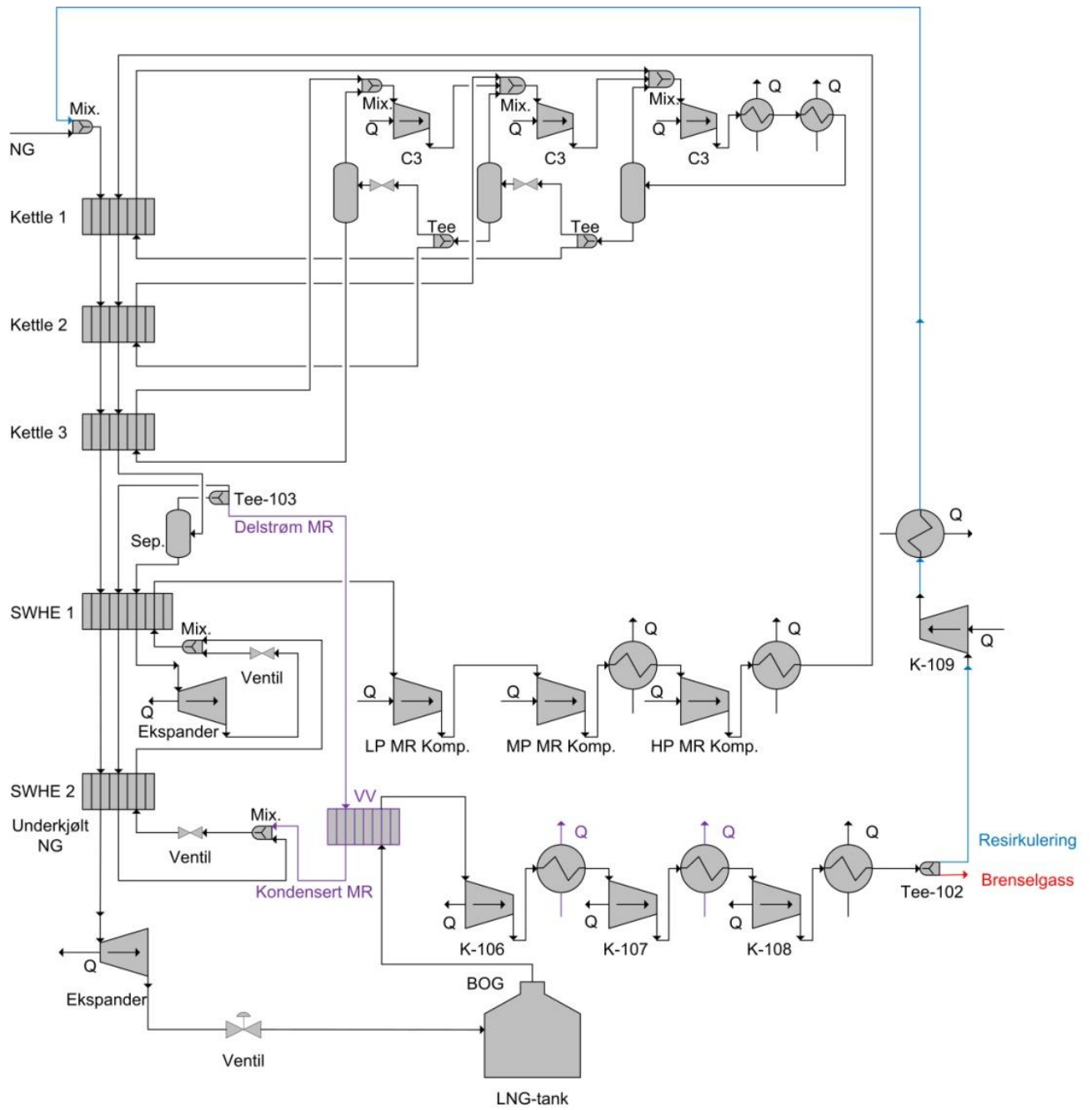


Figur 15 – Molar væskefraksjon av nitrogen i lav-N₂ og høy-N₂ ved 1,1 bar.

Figur 16 viser den implementerte løsningene uten spesifikt end-flash system med mulige alternativer. Alternativene som betraktes er;

- i) all naturgass er i væskeform inn på tank og BOG komprimeres til fyrgass
- ii) maksimal flash inn på tank og BOG komprimeres til fyrgass
- iii) BOG (alt væske eller maksimal flash) komprimeres opp til trykk før kjøleprosessen og resirkuleres oppstrøms kjøleprosessen

Simulerer alle alternativene med og uten kuldegjenvinning.



Figur 16 – Implementering av løsning for ekspansjon direkte ned i lagringstank med mulige alternativer.

4.2.2. End-flash system med flashgasseparator

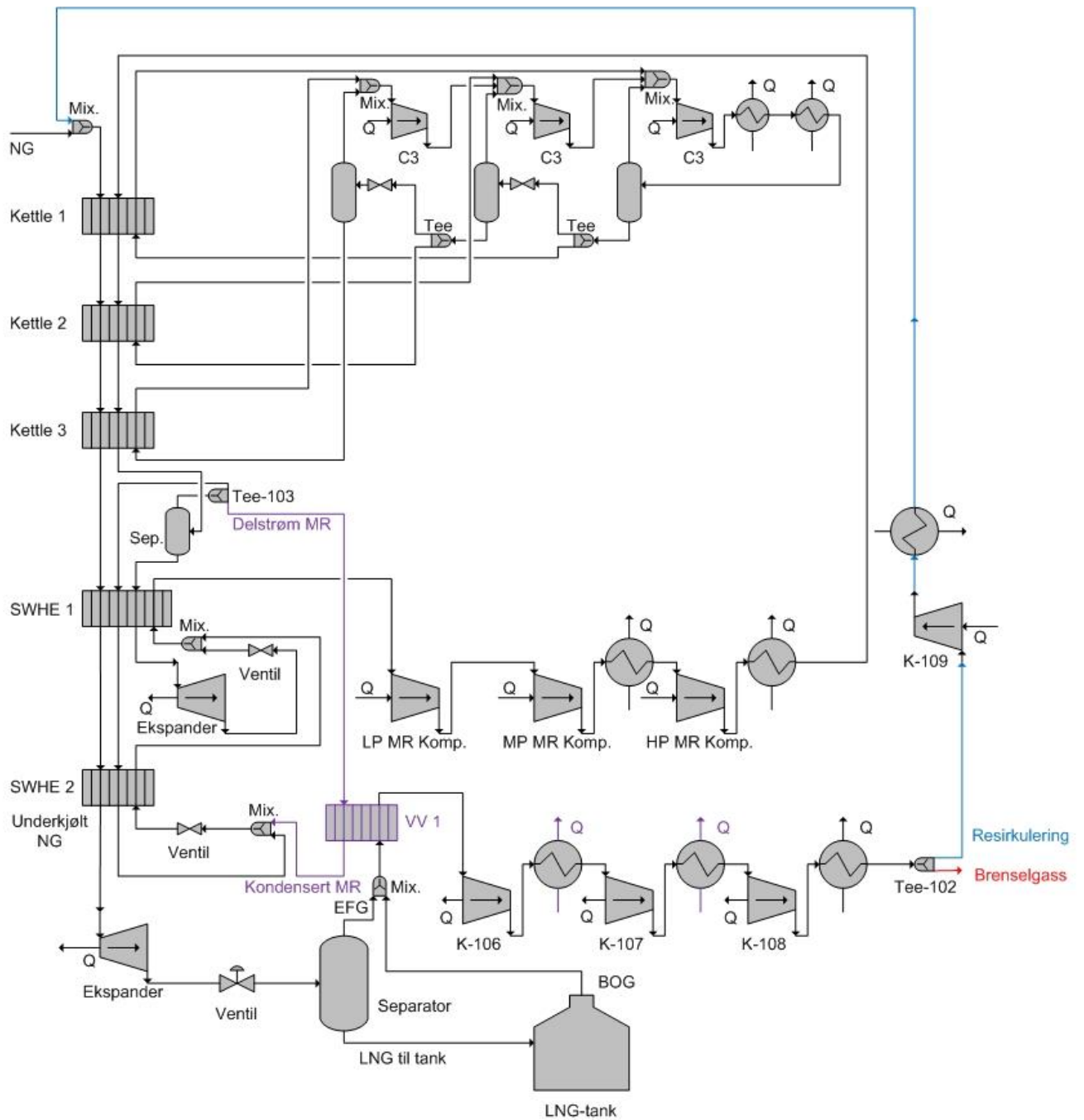
For systemløsning med enkel flashgasseparator vurderes begge gassammensetningene. Systemet baseres på end-flash løsningen gitt i Figur 2. EFG og BOG komprimeres (med og uten kuldeutnyttelse) og utnyttes til fyrgass dersom mulig, eller resirkuleres oppstrøms kjøleprosessen. Temperaturen ut av underkjølingen bestemmes i forhold til LNG-produktspesifikasjoner og systemets brenselbehov.

Figur 17 viser den implementerte end-flash løsningen med enkel flashgasseparator og mulige alternativer. De ulike alternativene som betraktes er;

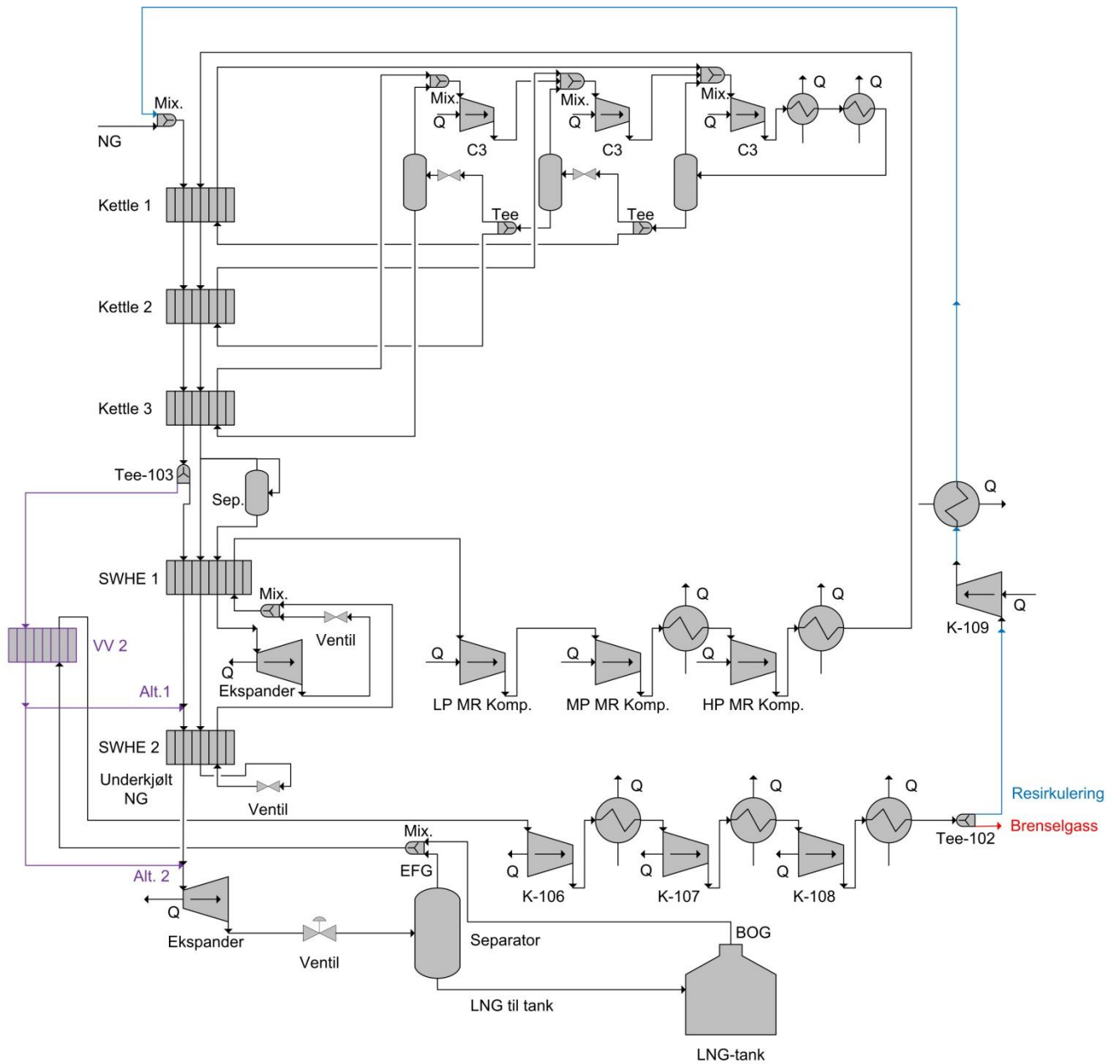
- i) å komprimere EFG og BOG til fyrgass
- ii) komprimere EFG og BOG til fyrgass, samt resirkulere noe oppstrøms kjøleprosessen
- iii) komprimere all EFG og BOG (til trykk før kjøleprosess) og resirkuler alt oppstrøms kjøleprosessen

Alle alternativene vurderes med og uten kuldegjenvinning.

Alternativt til kuldegjenvinning til MR kan kald EFG og BOG benyttes til å kondensere en delstrøm av naturgassen. Figur 18 viser den implementerte løsningen. Delstrømmen av naturgass som veksles mot kald EFG og BOG tas ut etter Kettle-varmevekslerne. For tilbakestrøm tilbake til NG-kretsen fraktes den kondenserte naturgassen inn i spiralrørvarmevekslere (Alt.1), eller eventuelt etter (Alt.2). Massestrømmen på hvor mye av MR eller NG som kan kondenseres ved hjelp av kald EFG og BOG reguleres i en splitt, slik at delstrømmen kondenseres fullstendig og oppnår omtrent samme temperatur som strømmen den blandes med.



Figur 17 – Implementering av end-flash system med flashgasseparator og mulige alternativer.



Figur 18 – Implementering av end-flash system med flashgasseparator og kondensering av NG.

4.2.3. Systemer med separasjon mellom C₁ og N₂ og økt metangjenvinning

For begge end-flash systemene som vurderes med mer separasjon mellom C₁ og N₂, velges det å bruke en koker i bunnen av kolonnen. Kolonnen virker som en strippekolonne, med føde inn i toppen av kolonnen og med en koker som generer nødvendig gasstrømning. Den implementerte N₂-fjerningskolonne kokeren etter spiralrørvarmeveksleren kjøler den underkjølte naturgassen lengre ned og utnytter naturgassen som varmekilde til å koke av den kaldere væsken som tas ut fra LNG-strømmen i bunnen av kolonnen. Det er ønskelig å ha en temperaturdifferanse på minimum 5 °C for N₂-fjerningskolonne kokeren. EFG fra kolonnen og BOG fra tank blandes sammen og komprimeres opp til brensel. Dette er kun mulig dersom N₂-innholdet er lavere enn 35 mol%, som er kravet til fyrgass (etter blanding av EFG og BOG og eventuell ytterligere fyrgass).

Dersom spennvidden i Wobbe indeks og brennverdi er for stor må en prosess som skiller ut nitrogenet og gjenvinner mer metan benyttes. Videre beskrives derfor framgangsmåten for betraktninger gjennomført for prosessen med en dobbeltkolonne.

End-flash system basert på Shells løsning

Figur 20 viser simuleringsgrunnlaget for implementering av løsningen basert på Shells end-flash system. Alternativene som vurderes for de to gassammensetningene er;

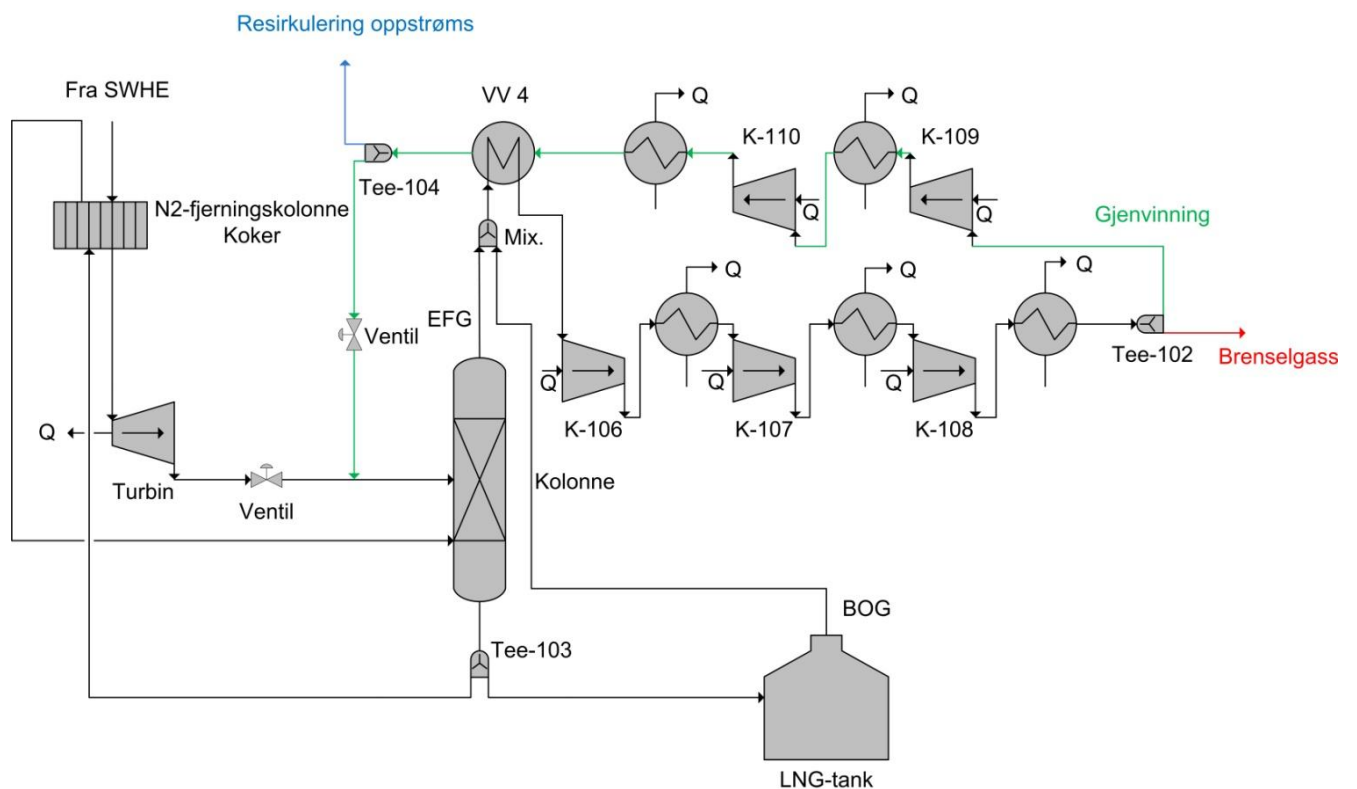
- i) uttak av brensel, og rute resten av EFG og BOG tilbake inn før kolonnen
- ii) uttak av brensel, og rute resten tilbake med mulighet til å resirkulere noe oppstrøms kjøleprosessen (Tee-104)
- iii) uttak av brensel oppstrøms kjøleprosessen, og gjenvinne alt av EFG og BOG tilbake inn på kolonnen

Ser også på muligheten av å bytte ut kolonnen med en flashgasseparator for alternativ i).

Tabell 7 viser trykktapet for de ulike vekslerne i forbindelse med simulering av end-flash system basert på Shells løsning. EFG og BOG komprimeres opp til 70 bar før det strupes tilbake til trykk før kolonnen i en J-T ventil og gjenvinnes tilbake inn på kolonnen.

Tabell 7 – Trykktap for de ulike vekslerne for end-flash system basert på Shells løsning.

Komponent:	Platevarmeveksleren	Mellomkjølere	Etterkjølere
Trykktap på kald side:	0,05 bar		
Trykktap på varm side:	0,4 bar		
Trykktap (fyrgasskompressorer):		0,2 bar	0,4 bar
Trykktap (GJVN-/RESIRK- kompressorer):		0,4 bar	0,4 bar



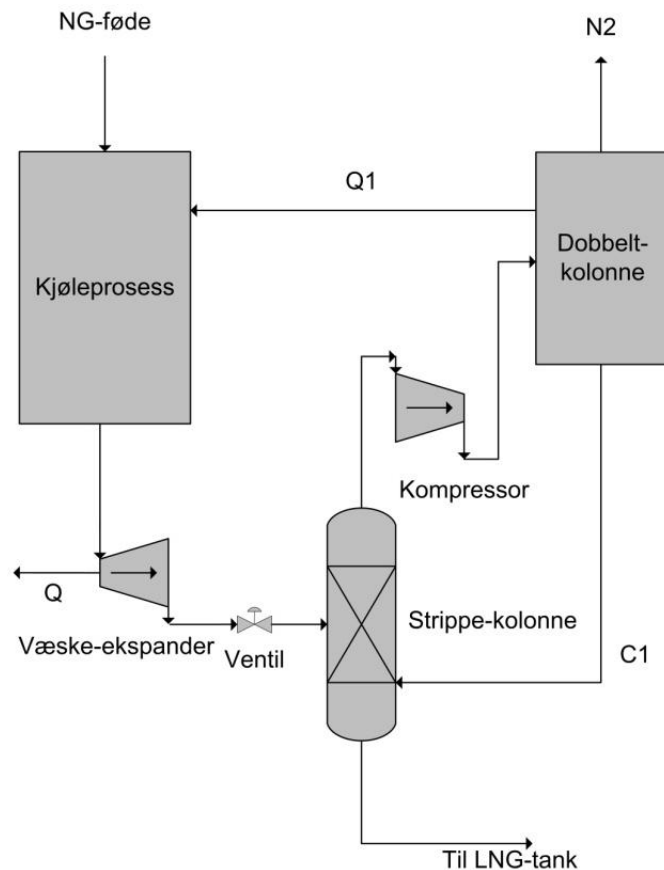
Figur 20 – Simuleringsgrunnlag for løsning basert på Shells end-flash system.

Dobbeltkolonne

For å vurdere et system som skiller ut nitrogen og gjenvinner mer metan ble en HYSYS-modell med en dobbeltkolonne gitt av Statoil (Marå, 2012). Det oppstod problemer med å implementere og konvergere dobbeltkolonnen etter strippekolonnen. Da det viste seg å være vanskelig å koble kjølebehovet dobbeltkolonnen behøver mot tilgjengelig kraft i C3MR-kjøleprosessen. Samtidig var modellen for dobbeltkolonnen bygget på grunnlag av et spesifikt tilfelle, med et nitrogeninnhold i fødestrømmen et sted mellom 30-45 mol%, og håndterte dårlig store endringer fra dette.

Det er likevel gjennomført noen betraktninger for prosess med dobbeltkolonne og mer gjenvinning av metan i kapittel 6.7. Betrakningene gjennomføres kun med høy-N₂ sammensetningen og med end-flash løsning basert på Technpis løsning, se Figur 19, uten gjenvinnings- og resirkuleringsdelen. Figur 21 viser prinsippgrunnlaget for evaluering av system med dobbeltkolonne.

Framgangsmåten for betraktningene gjøres ved å implementere EFG- pluss BOG-sammensetningen og masseraten fra strippekolonnen som oppnås ved et gitt simuleringstilfelle, samt temperatur og trykk, inn i dobbeltkolonnemodellen. Videre ser en på kjølebehovet for dobbeltkolonneprosessen (se Q1 Figur 21). Dette kjølebehovet skal dekkes av tilgjengelig kraft i kjøleprosessen. Det betyr at raten av naturgass inn på kjølesystemet må reduseres med gitte drivere i kjøleprosessen. Skalerer raten ned, ved å redusere tilgjengelig kraft fra GT 1 og HM 1 med halvparten av behovet til Q1. Med en mindre rate naturgass inn på prosessen, endres mengden EFG og BOG, som igjen reduserer kjølebehovet for dobbeltkolonnen. For å gjennomføre noen betraktninger neglisjeres denne endringen. Væske fra dobbeltkolonnen, hovedsakelig metan, fraktes tilbake inn i bunnen av strippekolonnen.



Figur 21 – Prinsippgrunnlag for implementering av system med dobbeltkolonne.

For å vurdere end-flash system med mer gjenvinning av metan, hvor nitrogeninnholdet i EFG og BOG er omtrent 25 mol%, benyttes en komponentsplitter etter strippekolonnen, for dobbeltkolonnen i HYSYS. Løsningen baseres på system i Figur 6.

Dette gjennomføres fordi det er av interesse å sammenligne system med lik sammensetning av EFG og BOG, som kan komprimere opp EFG og BOG til fyrgass mot system med utskilling av nitrogen og mer gjenvinning av metan. Komponentsplitteren (dobbeltkolonne i realiteten) får i likehet med dobbeltkolonnemodellen et kjølebehov. Benytter derfor her samme framgangsmåte som over med å redusere raten av naturgass inn på kjøleprosessen.

Det er av spesiell interesse er å se hvordan oppstillingene påvirker LNG-produksjonen og kraftforbruket. Dersom EFG og BOG kan komprimeres opp til fyrgass, vil en enklere oppstilling kunne oppnå den samme LNG-produksjonen som et system med uttak av nitrogen og mer gjenvinning av metan.

4.2.4. Resirkulering av end-flash oppstrøms kondenseringsprosessen

For systemløsning med resirkulering av end-flash gass oppstrøms kondenseringsprosessen fraktes flashgassen (hele eller deler) tilbake oppstrøms kjøleprosessen. Trykktap for etterkjøler til kompressor som komprimerer resirkuleringsgassen tilbake oppstrøms settes til 0,4 bar. Før gassen blandes med naturgasstrømmen, komprimeres den opp til 60 bar igjen.

4.2.5. Parameterene som vurderes

For å kunne sammenligne de ulike løsningene, må flere parametere vurderes og sammenlignes. Interessante parametere er;

- *Spesifikt kraftforbruk for kjøleprosessen*: kompressoreffekt i forhold til årlig LNG-produksjon [kWh/tonn_{LNG}]. Tar også med kompressoreffekt minus turbinarbeid, i forhold til årlig LNG-produksjon. Til sammenligning med resultatene har Hammerfest målt et arbeid på 254 [kWh/tonn_{LNG}] for kjøleprosessen (Pettersen, 2012).
- *Samlet kraftforbruk i forhold til LNG-produksjon*: [kWh/tonn_{LNG}].
- *Kraftbalansen*: ønskelig å se hvordan kraften fordeles.
- *Brenselbalansen*: hvor henter systemet brensel fra, og hvordan påvirkes resten av systemet. Beregner fyrgassforbruket: \dot{m}_{FG} , så *egenforbruket*: gitt i Formel 7 (hvor mye av energien i naturgassen som brukes til fyrgass).

$$\text{Egenforbruket} = \left(\frac{\dot{m}_{FG} * LHV_{FG}}{\dot{m}_{NG} * LHV_{NG}} \right) \quad 4.1$$

Formel 7 – Egenforbruket.

- *Produksjonskapasitet*: hvor mye produseres med gitte drivere. For å kunne sammenligne årlig LNG-produksjon, og hvor mye av naturgassen som omformes til LNG-produkt: gitt i Formel 8. Naturgassmassestrømmen reguleres for de ulike tilfellene etter hvor mye kraft som er tilgjengelig.

$$\text{Energi i NG som omformes til LNG} = \left(\frac{\dot{m}_{LNG} * LHV_{LNG}}{\dot{m}_{NG} * LHV_{NG}} \right) \quad 4.2$$

Formel 8 – Energi i NG som omformes til LNG.

- *LNG-produktspesifikasjoner*: klarer systemet å tilfredsstille LNG-kravet. Da spesielt med tanke på nitrogeninnhold.

5. Resultater og diskusjon for de ulike systemene

5.1. Løsning uten end-flash system

For løsning uten end-flash system med og uten kuldegjenvinning, presenteres først resultater hvor all den underkjølte naturgassen er i væskeform inn på tanken, og hvor avkok fra tank komprimeres opp og benyttes til å dekke noe av brenselbehovet. Videre fremstilles resultater for løsning med maksimal mengde flashgass inn på tank, og komprimering av EFG og BOG til fyrgass. Resultater hvor BOG og eventuell EFG, resirkuleres oppstrøms kjøleprosessen presenteres tilslutt.

De beste parameterene oppnås med maksimal mengde flash inn på tank. BOG og eventuell EFG er alltid små rater i forhold til rater i resten av prosessen, og endringene mellom de ulike alternativene er små.

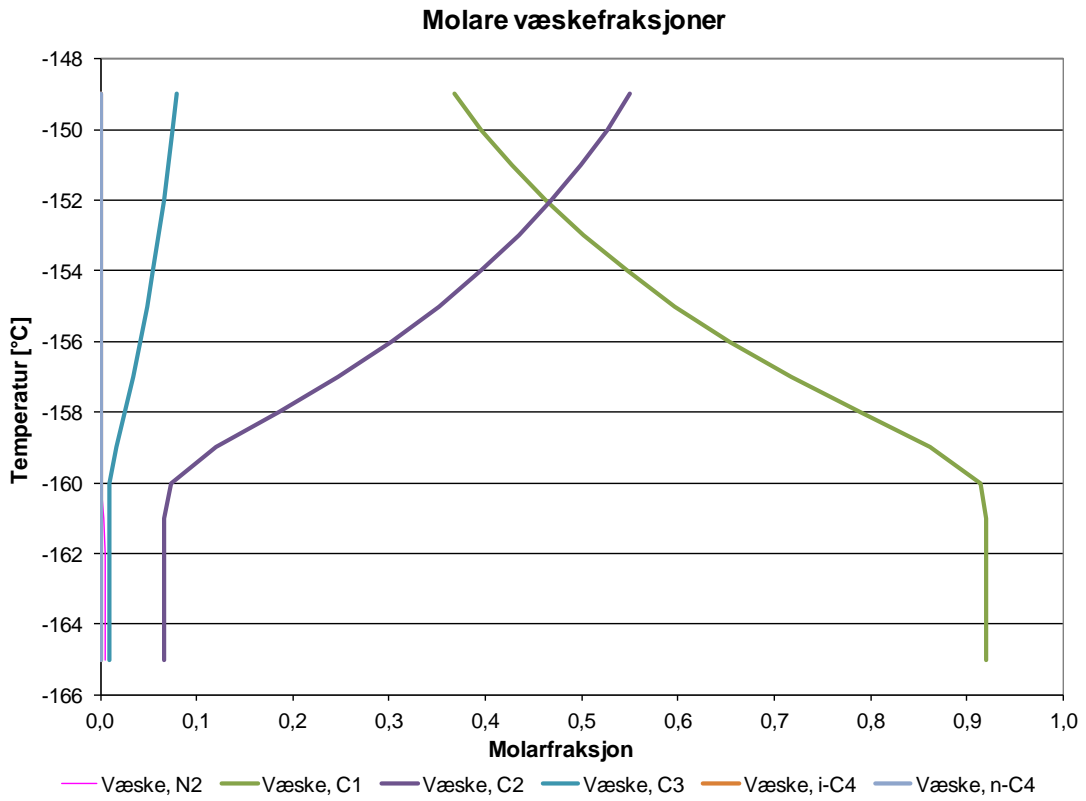
5.1.1. Kun væske inn på tank

Finner temperaturen ved 1,1 bar, som medfører at alle komponentene i lav-N₂ er i væskeform inn på LNG-lagringstank. For å unngå temperaturkrysning gjennom SWHE 2 må MR-komposisjon endres. Ser videre på kraft- og brenselbalanser for systemet, og parametere for varmevekslerne.

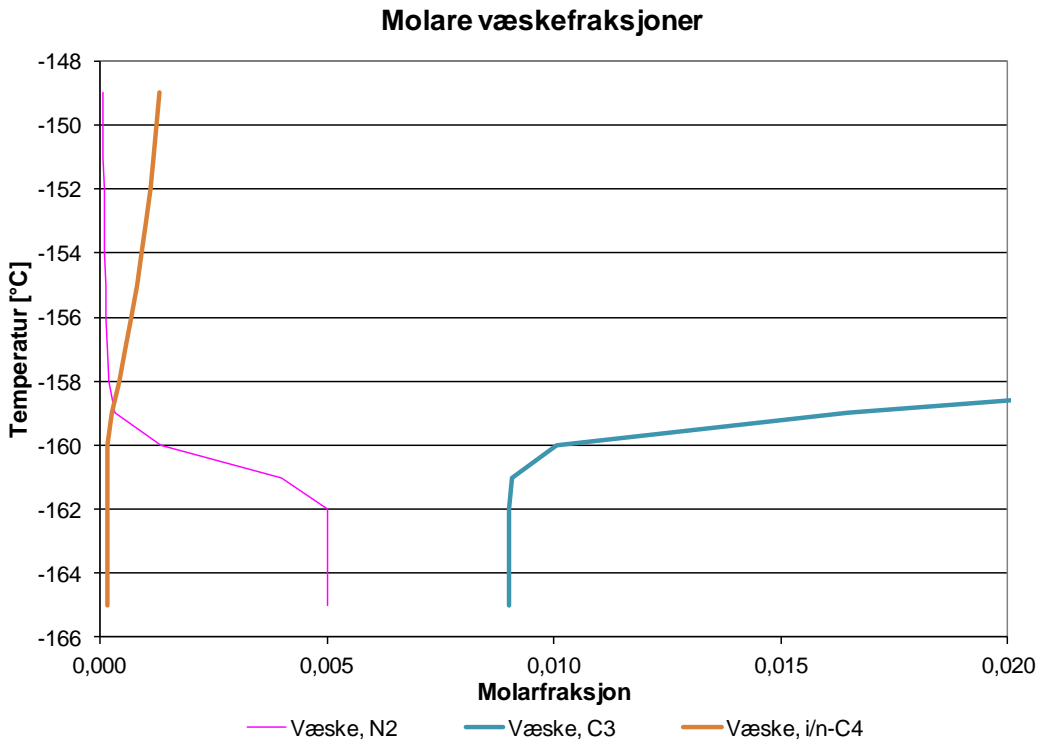
Temperatur inn på tank dersom lav-N₂ skal være i væskeform

Trykk etter J-T ventil (inn på lagringstank) er 1,1 bar. For at alle komponentene i lav-N₂ skal være i væskeform inn på tank, må temperaturen ut fra underkjølingen ned til omtrent -161 °C.

Figur 22 og Figur 23 viser temperatur mot molare væskefraksjoner for de ulike komponentene i lav-N₂ ved 1,1 bar. Når linjene er vertikale, er komponentene kun i væskeform. Fra Figur 22 kan det observeres at metan- og etankomposisjonen kun består av væske fra rundt -161 °C. Dersom alle komponentene i lav-N₂ skal være i væskeform ved 1,1 bar må temperaturen etter J-T ventil ned til omtrent -162 °C, som finnes ved å zoome nærmere inn på nitrogen, propan, i-butan og n-butan i Figur 23. For å oppnå dette, må temperaturen ut fra underkjølingen senkes ned til -161 °C.



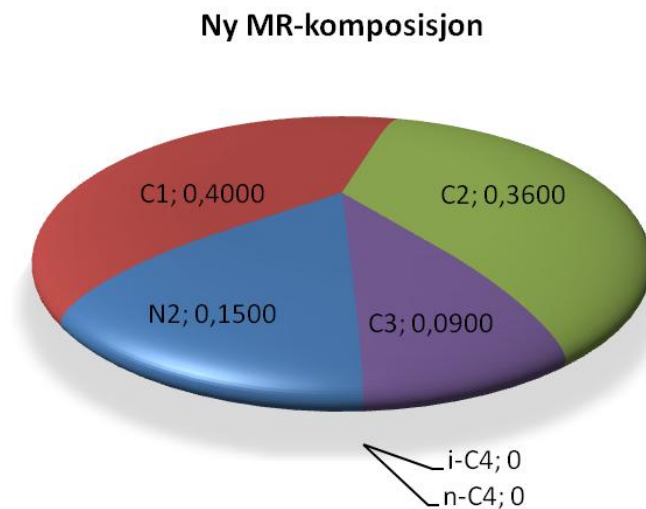
Figur 22 – Molare væskefraksjoner mot temperatur for lav-N₂ ved 1,1 bar.



Figur 23 – Innzoomet molare væskefraksjoner mot temperatur for N₂, C₃, i-C₄ og n-C₄ ved 1,1 bar.

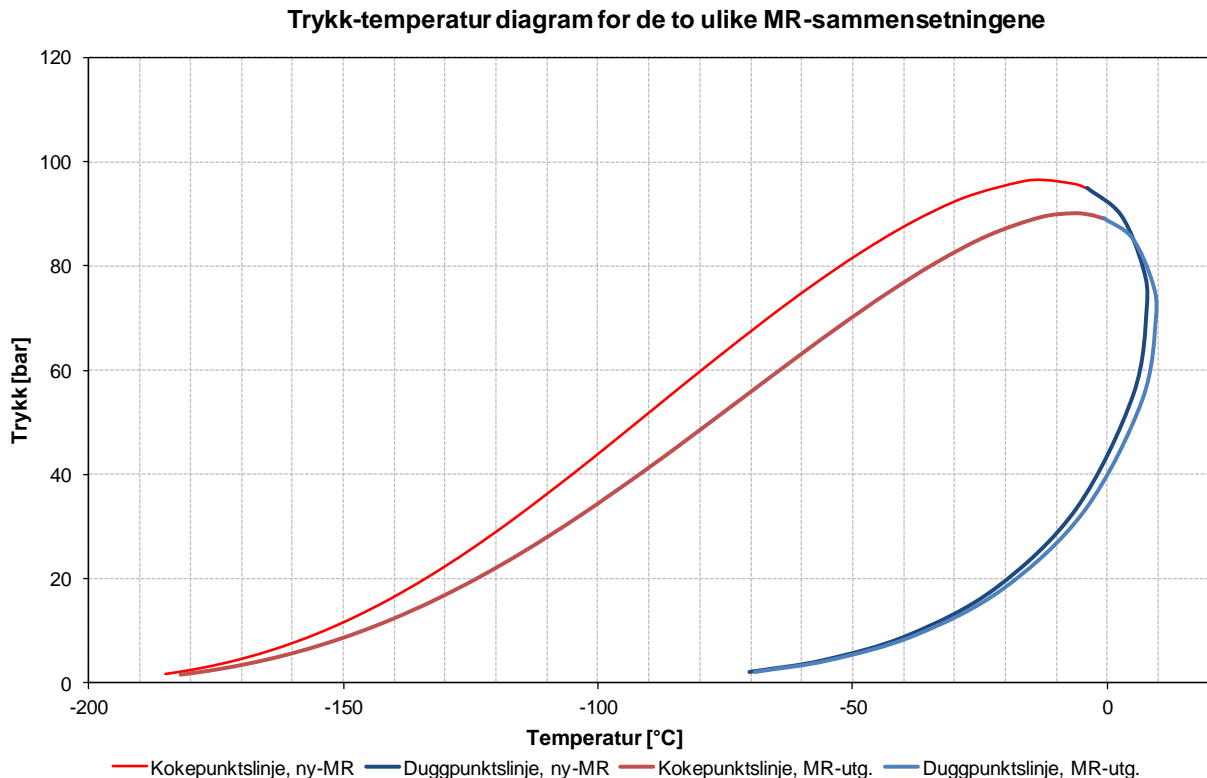
MR-komposisjonen må endres

En lav temperatur ut av underkjølingen fører til et høyt kraftforbruk i kjøleprosessen. Når temperaturen senkes ned til $-161\text{ }^{\circ}\text{C}$ ut av spiralrørvarmeveksleren oppstår problemer med temperaturkryssing i SWHE 2 med MR-komposisjonen gitt i Figur 11. For å unngå temperaturkryssing endres MR-sammensetningen. Dette gjøres ved å øke N_2 -innholdet med omtrent 43 %, og reduserer C_1 , C_2 og C_3 med henholdsvis 8 %, 2 % og 6 %. Figur 24 viser den nye MR-komposisjonen.



Figur 24 – Ny MR-komposisjon.

Figur 25 viser trykk-temperatur diagram for de to ulike MR-sammensetningene. Med mindre hydrokarboner og mer nitrogen (0,15 mol %) har det oppstått en faseforskyvning til venstre for koke- og duggpunktslinjene, og kokepunktstemperaturen for blandingen reduseres. Et resultat av dette er økt tofaseområde, som gjør at MR-komposisjonen består av mer væske og kan kjøle naturgassen lengre ned. Den nye MR-komposisjonen brukes videre for system uten spesifikk end-flash løsning.



Figur 25 – Trykk-temperatur diagram for de to ulike MR-sammensetningene.

Kraft- og brenselbalanser

Med gitte drivere blir GT 1, som leverer kraft til C3- og HP MR-kompressoren flaskehals. Skalerer opp naturgassraten, slik at GT 1 og tilhørende hjelpemotor utnyttes maksimalt. I stede for å utnytte den ene gassturbinen fullstendig kan trykket inn på HP MR økes, og dermed redusere effekten. En optimalisering som ikke gjennomføres i denne oppgaven.

Med kun væske inn på LNG-lagertank, blir BOG-andelen 0,05 % av væskefyllingen på volumbasis inn på tanken per døgn. Gassandelen komprimeres opp til fyrgass ved hjelp av et tre-trinns kompressorkonfigurasjon. Det meste av fyrgassbehovet må dekkes av naturgassen oppstrøms kjøleprosessen. BOG dekker omtrent 1 % av total fyrgassmengde, og rundt 99 % fås fra naturgassen oppstrøms kjøleprosessen. På energibasis utgjør egenforbruket til fyrgass, 5,8 % av naturgasstrømmen (fyrgass fra både BOG og fra naturgass oppstrøms kjøleprosessen), mens 94,2 % av energien i naturgassen blir til LNG.

Kompresjonsforløp med kaldgasskomprimering eller kuldegjenvinning, og varmere kompresjon med mellomkjøling ligger i Vedlegg B, og kommenteres nærmere i kapittel 6.4. Det blir små forskjeller mellom kraftfordelingen og produksjonen for system med eller uten kuldegjenvinning, på grunn av at BOG-raten er svært liten i forhold til rater i resten av prosessen. System med kuldegjenvinning får med gitte drivere litt høyere samlet kraftforbruk, på grunn av varmere kompresjon for fyrgasskompressorene. Sammenligningen ligger i Vedlegg B.

Parametere for varmevekslerne

Tabell 8 viser U*A-verdi for spiralrørvarmeveksleren og Kettle-varmevekslerne, LMTD og minimum temperaturtilnærminger i spiralrørvarmeveksleren for løsninger med og uten kuldegjenvinning. U*A-verdi i spiralrørvarmeveksleren med og uten kuldegjenvinning er litt høyere enn ønskelig nivå (40-50 MW/K), men innenfor akseptabel grense (70 MW/K). U*A-verdiene i Kettle-varmevekslerne er ganske like. LMTD i SWHE 1 og 2 og minimum temperaturdifferanse i SWHE 2 er under ønskelige 5 °C og 3 °C, men antar at de er innenfor rimelighetens grenser.

Fra Formel 1 er varmeoverføringen i varmeveksleren gitt av varmegjennomgangskoeffisienten, arealet og middeltemperaturdifferansen. Med tilnærmet konstant varmegjennomgangskoeffisient (U) og spesifikk varmekapasitet (C_p), og et ønske om å oppnå bestemte minimumstemperaturdifferanser gjennom varmeveksleren, må arealet økes for å tilfredsstille varmeoverføringen og temperaturdifferansen med en høy masserate. Med et stort areal blir derfor U*A-verdien høy. Verdiene er tilnærmet like for system med og uten kuldegjenvinning da BOG-raten er lav i forhold til rater i resten av systemet.

Tabell 8 – LMTD og minimum temperaturtilnærminger i spiralrørvarmeveksleren.

System:	KGK og FG			KGJV (MR) og FG		
U*A-verdi i SWHE (MW/K):	64,3			64,4		
U*A-verdi i Kettle varmevekslerne (MW/K):	4,6	7,2	5,6	4,6	7,2	5,6
Minimum temperaturtilnærming i SWHE 1 (°C):	3,0			3,0		
LMTD i SWHE 1 (°C):	4,7			4,7		
Minimum temperaturtilnærming i SWHE 2 (°C):	2,8			2,8		
LMTD i SWHE 2 (°C):	4,0			4,0		

5.1.2. Maksimal flash inn på tank

Ønsker å vurdere resultatene mot system med noe flash inn på tank. Med maksimal BOG og EFG kan den underkjølte væsken inneholde 0,05 % gass inn på tank. Lav-N₂ sammensetningen oppnår dette dersom temperaturen inn på tank er tilnærmet -161,3 °C, som betyr at underkjølingen må stoppe på -160,55 °C.

Ved å tillate noe gass inn på tank og stoppe underkjølingen tidligere, fører til at BOG-sammensetningen består av en høyere andel metan i forhold til nitrogen, da mer av metanet er i gassform. LNG-sammensetningen endres minimalt og HHV er tilnærmet likt for system med kun væske inn på tank. Med mer metan økes LHV for BOG med marginalt til 29,74 MJ/Sm³ (29,69 MJ/Sm³ dersom kun væske inn på tank).

Kraft- og brenselbalanse

Med tilgjengelig kraft fra gitte drivere produserer denne løsningen mer dersom underkjølingen stopper tidligere, da kjøleprosessen kan håndtere større mengder naturgass. På grunn av at BOG og EFG er lave rater i forhold til resten av systemet er det kun en liten økning (0,2 %) på mer LNG-produksjon (5,68 Mtpa), sammenlignet med system hvor all gassen er i væskeform inn på tank. Grunnet mer BOG kan avkoket dekke omtrent 2 % av fyrgassbehovet, en økning på tilnærmet 50 % i forhold til system hvor all gassen er i væskeform inn på tank. Sett i forhold til hele fyrgassbehovet dekker BOG og EFG fremdeles svært lite.

Tabell 9 viser at det samlede kraftforbruket for løsningen med og uten kuldegjenvinning. Sammenlignet med system hvor all naturgassen er i væskeform inn på tank reduseres utnyttelse av kraft i kjøleprosessen, på grunn av at ytelsen fra GT 2 og HM 2 reduseres, som er et produkt av redusert varmeoverføring gjennom spiralrørvarmeveksleren. Med mer optimalisering kunne GT 2 og HM 2 blitt utnyttet bedre. Kraftforbruk i fyrgasskompressorene øker, på grunn av at det er mer gass å komprimere.

Tabell 9 – Kraftbalanse for løsning uten end-flash system med og uten KGJV av BOG og komprimering til FG.

Kraftbalanse:		Med KGJV	Uten KGJV
	Kraftforbruk kuldeanlegg (MW):		
+	Kompressorer (MW):	180,41	180,44
-	Turbiner (MW):	3,43	3,43
=	Kraftforbruk i kuldeanlegg (MW):	176,99	177,01
+	Kraftforbruk i end-flash (fyrgass) (MW):	0,13	0,07
=	Samlet kraftforbruk (MW):	177,11	177,09

Sammenligning av kraftforbruket for fygasskompressorene for system med og uten kuldegjenvinning og tjent kraft i kjøleprosessen ved å kondensere en delstrøm MR mot EFG og BOG ligger i Vedlegg B, og diskuteres nærmere i kapittel 6.4.

Resultater for spesifikt kraftforbruk og samlet kraftforbruk i forhold til LNG-produksjon for løsningen med maksimal flash inn på tank ligger i Vedlegg B. System med og uten kuldegjenvinning får like verdier for samlet kraft i forhold til LNG-produksjon. Dette er et resultat av at med gitte drivere og kuldegjenvinning, kan mer naturgass føres inn på kjøleprosessen og systemet produserer mer LNG sammenlignet med kaldgasskomprimering. EFG og BOG er lave rater sammenlignet med rater i resten av systemet. I dette tilfellet produseres tilstrekkelig mer LNG med kuldegjenvinning til å utligne det økte kraftforbruket i fygasskompressorene, sammenlignet med system med kaldgasskompresjon.

5.1.3. Resirkulere BOG (og EFG) oppstrøms kjøleprosessen

For å se på muligheten av å resirkulere BOG og EFG tilbake oppstrøms kjøleprosessen, betraktes kun løsninger hvor hele BOG- og EFG-mengden resirkuleres oppstrøms. Alternativt kan noe av gassen brukes til fyrgass. Velger å resirkulere alt av EFG og BOG oppstrøms kjøleprosessen, på grunn av at BOG og EFG med maksimal flash kun dekker omtrent 2 % av det totale fyrgassbehovet på massebasis. All fyrgass må tas oppstrøms kjøleprosessen.

Kravet til LNG-produktet tilfredstilles fremdeles med resirkulering av BOG. Dette kommer av at lav-N₂ i utgangspunktet har et lavt nitrogeninnhold (0,5 mol%), og for å tilfredsstille maksimal flash inn på tank må underkjølingen ut av spiralrørvarmeveksleren gå langt ned. Sammenlignet med system uten resirkulering øker nitrogeninnholdet i LNG-produktet og BOG-sammensetningen.

Systemet går i likevekt med mer N₂ i alle faser, som fører til at resirkuleringen av BOG får økt kraftforbruk i kjøleprosessen og i BOG-kompressorene. Det økte kraftforbruket er et resultat av økt nitrogeninnhold i naturgassen, som gir ugunstig utslag i kjøleprosessen (Vovard et al., 2011) og BOG-kompressorene. Dette kommer av det lave kokepunktet til nitrogen. Når mediet er i gassform, kreves mer energi å kjøle det ned, på grunn av at gassform har en dårligere varmeoverføringsevne enn væske. Økningen i BOG-kompressorene er også et resultat av at BOG komprimeres opp til 60 bar med en ekstra kompressor (3 pluss 1), før den blandes med naturgassen inn på kjøleprosessen. Samtidig er det heller ikke ønskelig å ha mer nitrogen i LNG-produktet.

Et økt nitrogeninnhold i naturgassen før den ekspanderes gjennom væskeekspanderer fører igjen til et høyere trykk ut av ekspanderer, som gir mer gass inn på tank for en gitt temperatur ut av underkjølingen. Simuleringene med resirkulering gjennomføres med lik temperatur ut av underkjølingen som for alternativer uten resirkulering. Det betyr at maksimal avkok fra tank kan overskrides for alternativ med noe flash inn på tank. Simuleringene viser at dette utgjør en minimal forskjell, og at begge alternativene holder antatte krav.

Andel av energien i naturgassen som omformes til LNG med løsning med resirkulering av BOG og EFG oppstrøms kjøleprosessen, blir marginalt dårligere sammenlignet med system som komprimerer opp BOG og eventuell EFG til fyrgass. Et høyere kraftforbruk og en mindre produksjon fører igjen til et dårligere (høyere) spesifikt kraftforbruk i kjøleprosessen.

Fordelen med å resirkulere BOG og EFG er at U*A-verdiene og temperaturdifferanse i spiralrørvarmeveksleren bedres noe. Et resultat av redusert naturgassrate og økt prosentandel BOG og EFG. Når all fyrgassen fås fra NG oppstrøms kjøleprosessen (før NG blandes med BOG- og EFG-resirkuleringen), kan ikke mulige komplikasjoner knyttet til blanding av fyrgass med ulik brennverdi og Wobbe indeks oppstå (som ved blanding av fyrgass fra BOG og EFG og fra NG oppstrøms kjøleprosessen).

5.2. End-flash system med flashgasseparator

End-flash løsning med flashgasseparator betraktes ut i fra de tre alternativene gitt i kapittel 4.2.2:

- i) å komprimere EFG og BOG til fyrgass
- ii) komprimere EFG og BOG til fyrgass, samt resirkulere noe oppstrøms kjøleprosessen
- iii) komprimere all EFG og BOG (til trykk før kjøleprosess) og resirkulere alt oppstrøms kjøleprosessen.

Simuleringene gjennomføres både for sammensetningen høy-N₂ og lav-N₂. Resultater med høy-N₂ sammensetning presenteres først i kapittel 5.2.1. I kapittel 5.2.2 presenteres resultater med lav-N₂.

Resultater for end-flash løsningen, hvor kulden i EFG og BOG utnyttes til å kondensere en delstrøm naturgass, sammenlignes med kondensasjon av en delstrøm MR i kapittel 5.2.3.

I kapittel 5.2.4 sammenlignes de foretrukne løsningene med flashgasseparator for lav-N₂ og høy-N₂.

5.2.1. Flashgasseparator og høy-N₂

Kapitlet presenterer resultater for end-flash system med flashgasseparator og høy-N₂. Betrakter først alternativ hvor EFG og BOG komprimeres til fyrgass. Videre presenteres resultater for system hvor deler eller alt av EFG og BOG komprimeres og resirkuleres oppstrøms kjøleprosessen.

5.2.1.1. Fyrgass fra EFG og BOG

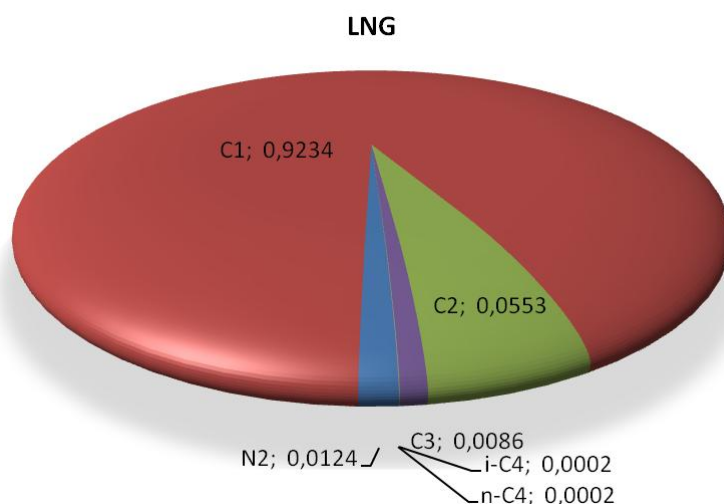
Resultatene viser at det ikke finnes en løsning med flashgasseparator, høy-N₂ og komprimering av EFG og BOG til fyrgass som leverer riktig mengde fyrgass og tilfredsstillende LNG-produktkrav.

Tilfredsstillende LNG-krav og levere nødvendig brensel

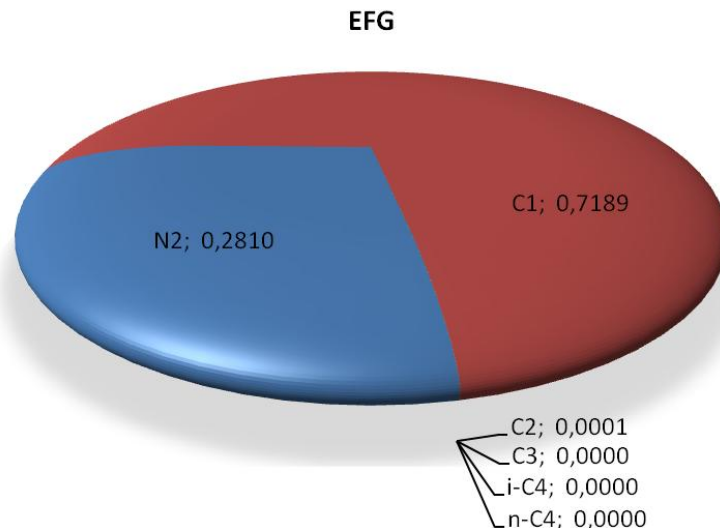
Ønsker å finne en temperatur ut av underkjølingen, for at system med flashgasseparator og høy-N₂ levere tilstrekkelig mengde fyrgass og tilfredsstillende produktspesifikasjonen. Benytter MR-komposisjonen gitt i Figur 11.

Figur 26 og Figur 27 viser LNG- og EFG-sammensetningen som oppnås, dersom temperaturen ut av spiralrørvarmeveksleren settes til -155 °C. Fra Figur 26 observeres det at nitrogeninnholdet i LNG-produktet er over 1 mol%, og for at denne løsningen skal godtas må mer nitrogen skilles ut. Det betyr at underkjølingen må stoppe tidligere (opp i temperatur). Nitrogeninnholdet i EFG er også høyt, men innenfor kravet til fyrgass for industrielle gassmotorer.

Fyrgassbehovet med høy-N₂ og underkjøling ned til -155 °C, blir større enn hva EFG og BOG klarer å dekke. Et alternativ er å bruke tilgjengelig EFG og BOG, og hente ut ekstra behov til fyrgass fra naturgass oppstrøms kjøleprosessen. Siden LNG-produktet ikke tilfredsstillende kravene sine, vurderes heller alternative løsninger.



Figur 26 – LNG-sammensetning for flashgasseparator og høy-N₂ (UNG: -155 °C).



Figur 27 – EFG-sammensetning for flashgasseparator og høy- N₂ (UNG: -155 °C).

Høyere temperatur ut av underkjølingen

For å oppnå en større mengde EFG kan underkjølingen stoppes tidligere. Dette fører til et lavere kraftforbruk i kjøleprosessen, men et høyere kraftforbruk for fyrgasskompressorene, på grunn av at en større mengde EFG må komprimeres. LHV til EFG øker på grunn av en høyere andel hydrokarboner i forhold til nitrogen i EFG (mer hydrokarboner i gassform), som betyr at EFG og BOG kan dekke et større brenselbehov for en gitt ytelse. LNG-sammensetningen påvirkes også med lavere underkjøling.

Temperaturen ut av spiralrørvarmeveksleren økes til -151 °C. N₂-innholdet for LNG-produktet er under 1 mol%, men løsningen leverer for mye fyrgass. Kun 90 % av tilgjengelig fyrgass utnyttes, som betyr at 10 % av EFG og BOG må resirkuleres oppstrøms kjøleprosessen, og nye betraktninger for systemet må gjennomføres dersom dette systemet skal være gjennomførbart. Med høy-N₂ og underkjøling ned til -152 °C tilfredstilles ikke N₂-krav for LNG-produktet.

Produktspesifikasjonskravet til LNG oppnås akkurat dersom underkjølingen stopper på -151,5 °C. Med og uten kuldegjenvinning leverer fremdeles løsningen for mye brensel, hvor omtrent 94 % av brenselet utnyttes. Dette betyr at med høy-N₂, bruk av en enkel flashgasseparator, og komprimering av EFG og BOG til fyrgass, finnes det ikke en løsning som tilfredsstiller LNG-produktkrav og leverer riktig mengde fyrgass (dersom LNG-kravet skal tilfredsstilles leverer systemet for mye fyrgass og motsatt). Ser derfor på muligheten av å resirkulere noe av EFG og BOG oppstrøms kjøleprosessen.

5.2.1.2. EFG og BOG levere fyrgass, og overskudd resirkuleres oppstrøms kjøleprosessen

Splitt mellom fyrgass og resirkulering

Det er ikke ønskelig å sende nitrogen i loop, så prøver å finne en optimal splitt mellom komprimering av EFG og BOG til fyrgass og resirkulering oppstrøms, hvor fyrgassbehovet dekkes tilnærmet 100 % (brenne så mye som mulig, og for å ta ut nitrogen).

For å dokumentere effekten av resirkulering er en simulering utført der 12 % av EFG + BOG resirkuleres oppstrøms kjøleprosessen, mens de resterende 88 % sendes til fyrgass. Simuleringen viser at selv med "lite" resirkulering blir det opphoping av nitrogen i prosessen, og for å tilfredsstille LNG-krav må temperaturen ut av spiralrørvarmeveksleren økes til -150 °C. Økt temperatur ut av underkjølingen fører igjen til mer flashgass, og prosentandel av fyrgassen som utnyttes bedres ikke i forhold til system uten resirkulering.

For at systemet skal utnytte tilnærmet 100 % av fyrgassmengden, må mindre EFG og BOG sendes til fyrgass, mens mer må resirkuleres. Dersom mer skal resirkuleres må temperaturen ut av spiralrørvarmeveksleren økes for å oppnå LNG-krav. Med høy-N₂ oppnås LNG-krav og tilstrekkelig mengde fyrgass dersom underkjølingen stopper på -147 °C og splittforholdet mellom hva som benyttes til fyrgass (fra EFG+BOG) og hva som resirkuleres er 0,68/0,32.

Kraft- og brenselbalanser

Effektiviteten i kjøleprosessen reduseres for alternativ med resirkulering, da det skjer en faseforskyvning av kokepunktlinjen til venstre, på grunn av at naturgass inn på kjøleprosessen inneholder mer nitrogen og metan enn alternativ uten resirkulasjon. Systemet går i likevekt med mer N₂ i alle faser, som fører til at resirkuleringen av EFG og BOG gir økt kraftforbruk i kjøleprosessen og i EFG- og BOG-kompressorene.

Kraftbalansen for systemet med og uten kuldegjenvinning ligger i Vedlegg C. Kraftforbruket i fyrgasskompressorene øker proporsjonalt med masseraten inn på kompressorene sammenlignet med system uten resirkulering.

Produksjonsrate og kraftforbruk

Den årlige LNG-produksjonskapasiteten for systemet med og uten kuldegjenvinning er på henholdsvis 5,64 Mtpa og 5,57 Mtpa. Tabell 10 viser det spesifikke kraftforbruket og parametere for samlet kraftforbruk i forhold til LNG-produksjonen for system med og uten kuldegjenvinning. System med kuldegjenvinning har et lavere spesifikt kraftforbruk enn system uten. Derimot får systemet med kuldegjenvinning en dårligere parameter for det samlede kraftforbruket i forhold til LNG-produksjonen sammenlignet med system med

kaldgasskomprimering. Løsningene har like mange roterende enheter. Den største differansen i kraftforbruk er et resultat av fyrgass- og resirkuleringskompressorene, på grunn av økt masserate inn på kompressorene.

Tabell 10 – Spesifikt kraftforbruk og samlet kraftforbruk i forhold til LNG-produksjon.

	KGK av BOG+EFG til FG og Resirk	KGJV og kompresjon av BOG+EFG til FG og Resirk
Samlet kraftforbruk/LNG (kWh/tonn):	275,9	279,0
Spesifikt kraftforbruk (^{1/2}) (kWh/tonn):	264,9/259,3	256,0/250,5
"%-bedre" dersom turbinarbeidet trekkes fra:	2,2 %	2,2 %

Parametere for varmevekslerne

Tabell 11 viser U*A-verdi for spiralvarmeveksleren og Kettle-varmevekslerne, og LMTD og minimum temperaturtilnærming i spiralrørvarmeveksleren med og uten kuldegjenvinning. Alle verdiene er innenfor gitte krav. For SWHE 2 er det store endringer mellom minimum temperaturtilnærming og LMTD. Ved å utnytte kulden i EFG og BOG til å kondensere en delstrøm MR, reduseres kraftforbruket i kjøleprosessen. Med kuldegjenvinning blir det mindre temperaturredifferanse mellom kald og varm strøm, som gir en tettere temperaturprofil, mindre minimum temperaturtilnærming og til lavere LMTD, sammenlignet med system med kaldgasskompresjon.

Tabell 11 – U*A-verdier, LMTD og minimum temperaturtilnærming i spiralrørvarmeveksleren med og uten kuldegjenvinning.

	KGK, FG fra EFG+BOG og Resirk			KGJV (MR), FG fra EFG+BOG og Resirk		
U*A-verdi i SWHE (MW/K):	45,2			46,6		
U*A-verdi i Kettle varmevekslerne (MW/K):	5,4	7,1	5,6	5,4	7,2	5,6
Minimum temperaturtilnærming i SWHE 1 (°C):	3,0			3,0		
LMTD i SWHE 1 (°C):	5,9			5,9		
Minimum temperaturtilnærming i SWHE 2 (°C):	7,4			4,7		
LMTD i SWHE 2 (°C):	8,4			5,6		

¹ Basert på kompressorarbeidet i kjøleprosessen.

² Basert på kompressorarbeid minus turbinarbeid i kjøleprosessen.

5.2.1.3. Resirkulere all EFG og BOG

For mye nitrogen sirkuleres dersom all BOG og EFG resirkuleres oppstrøms kjøleprosessen med end-flash system med flashgasseparator og høy-N₂. Selv ved høye temperaturer ut av underkjølingen, som gjør at mye av nitrogenet er i gassform inn på separator, tilfredstilles ikke LNG-kravet, både for system med og uten kuldegjenvinning.

5.2.2. Flashgasseparator og lav-N₂

På grunn av det lave innholdet av nitrogen i lav-N₂, oppnås to muligheter med alternativ i) (komprimering av EFG og BOG til fyrgass) gitt i kapittel 4.2.2. Systemet kan hente all nødvendig fyrgass fra EFG og BOG. Eller produksjonen kan maksimeres ved at mest mulig av naturgassen er i væskeform inn på separator (lavest mulig temperatur ut av underkjølingen), komprimere tilgjengelig EFG og BOG til fyrgass, og ta resterende behov til fyrgass fra naturgassen oppstrøms kjøleprosessen. Disse alternativene presenteres først med lav-N₂ og flashgasseparator. Videre vurderes alternativ hvor noe eller alt av EFG og BOG resirkuleres oppstrøms kjøleprosessen.

5.2.2.1. Fyrgass fra EFG og BOG

Simuleringene gjennomføres for å se om EFG og BOG bør dekke hele fyrgassbehovet, eller om fyrgassen bør fås som en kombinasjon av EFG og BOG samt fra NG oppstrøms kjøleprosessen. Resultatene viser at end-flash system med lav-N₂ og flashgasseparator bør utnytte tilgjengelig EFG og BOG til fyrgass, og hente resterende behov oppstrøms kjøleprosessen.

EFG og BOG dekker hele fyrgassbehovet

Skal hele fyrgassbehovet dekkes av EFG og BOG må underkjølingen ut av spiralrørvarmeveksleren stoppe på -151,0 °C og -150,8 °C med henholdsvis kaldgasskomprimering og kuldegjenvinning. Med lav-N₂ oppnås da et LNG-produkt med et lavt innhold av nitrogen. Tabell 12 viser årlig LNG-produksjon, prosentandel av energien i naturgassen som blir til LNG og det samlede kraftforbruket for systemet hvor all fyrgassen hentes fra EFG og BOG. System med kuldegjenvinning produserer mer, men mindre av energien i naturgassen blir til LNG og samlet kreves et større kraftforbruk.

Tabell 12 – Parametere for løsning med flashgasseparator og lav-N₂, FG dekkes av EFG og BOG.

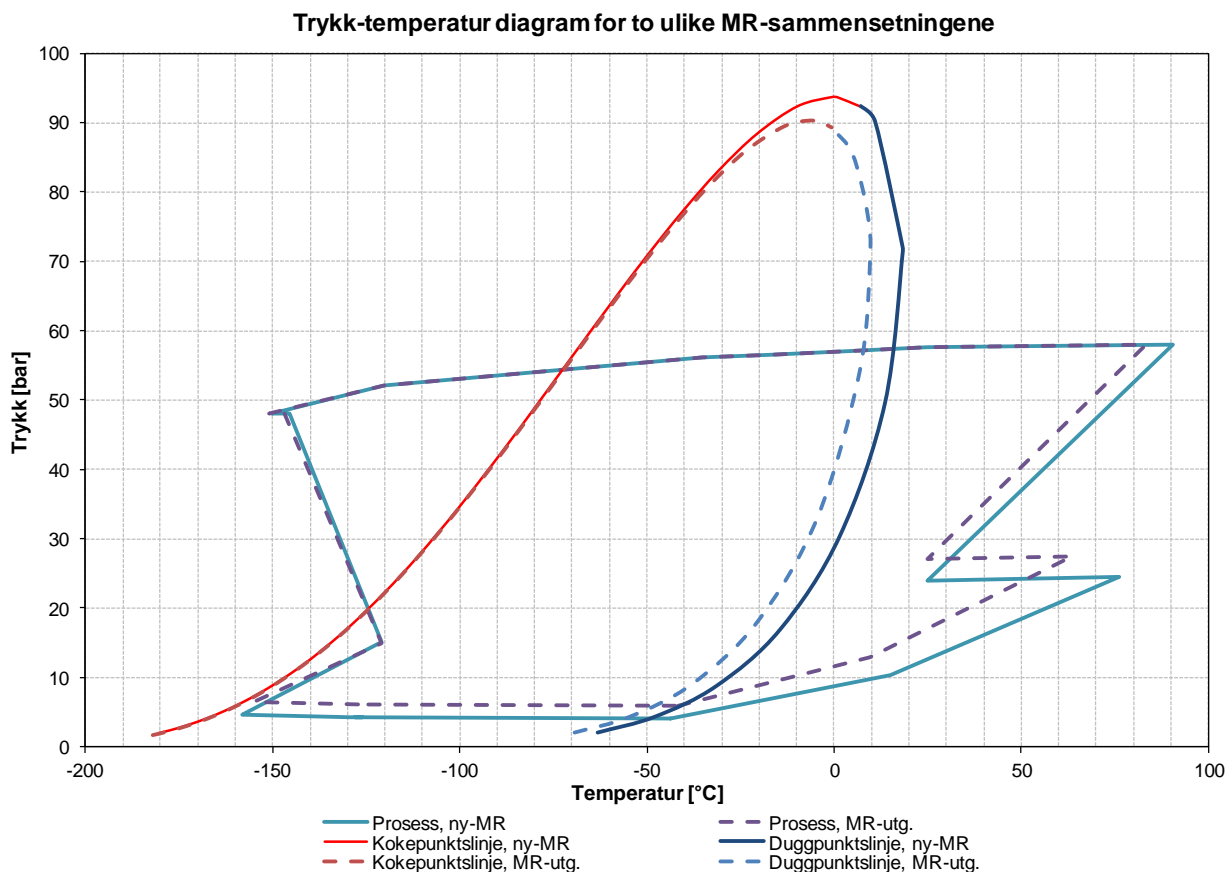
	KGK, FG fra EFG+BOG	KGJV (MR), FG fra EFG+BOG
Årlig LNG-produksjon (Mtpa):	5,94	5,94
%-andel av energien i NG som blir til LNG:	94,3	94,2
Samlet kraftforbruk (MW):	180,3 (179,0-3,8+5,2)	182,6 (177,0-3,8+9,4)
Samlet kraftforbruk/LNG (kWh/tonn _{LNG}):	249,1	250,6

Optimaliseringsmulighet: endre MR-komposisjonen

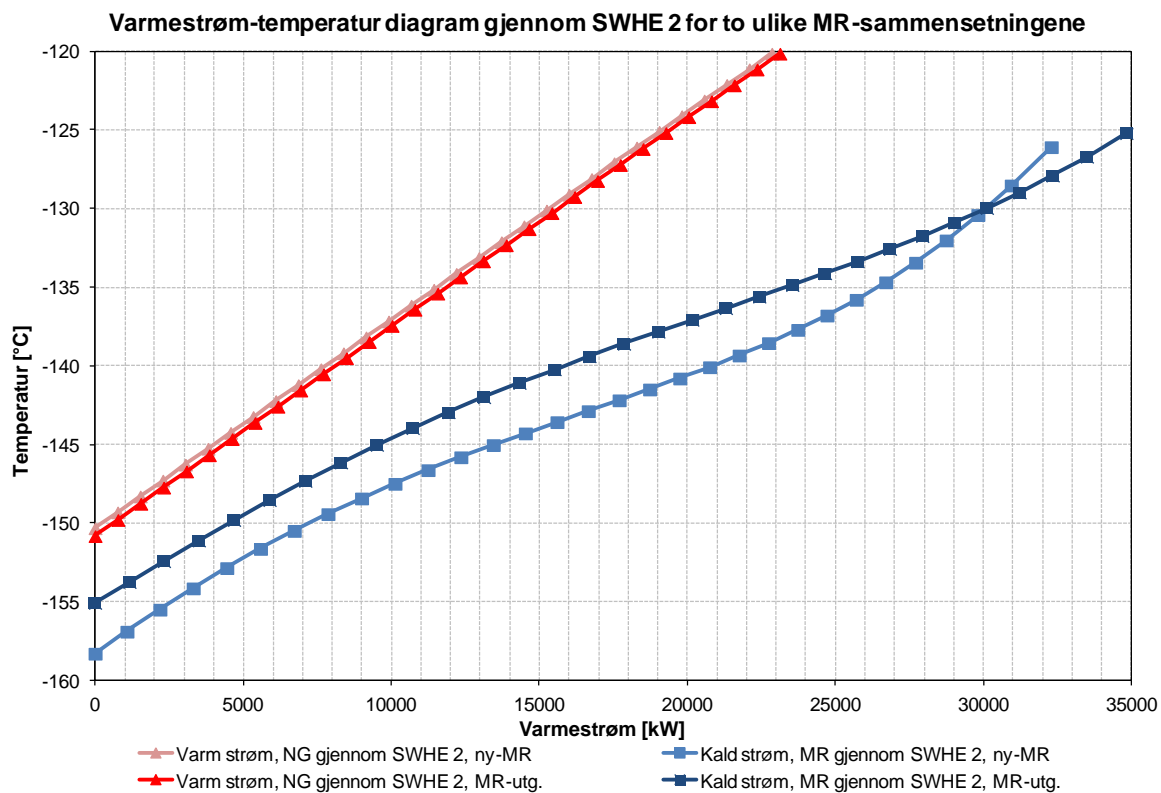
For å bedre temperaturdifferanser og U^*A -verdi i spiralrørvarmeveksleren er simuleringer gjennomført med endrede MR-komposisjon. Simuleringsresultatene viser at dette ikke var en optimalisering, men hentyder en av mange mulige forbedringspotensialer for anlegget.

I simuleringene er innholdet av N_2 , C_1 og C_2 redusert, og C_3 økt i forhold til MR-utgangspunktet gitt i Figur 11. Figur 28 viser faseforskyvningen til høyre som oppstår med den nye MR-komposisjonen. Den største forskjellen mellom komponentene som endres for den nye MR-komposisjonen er forholdet mellom C_2 og C_3 . Dette vises i Figur 28 ved at kokepunktlinjene er tilnærmet like, og på grunn av økt innhold av "tyngre" propan (med høyere faseovergangskurve) forskyves duggpunktlinjen til høyre. Faseforskyvningen fører til at to-fase området øker, og det blir et større område for faseovergang gjennom vekslerne.

Figur 29 viser varmestrøm-temperatur profil gjennom SWHE 2 med de to ulike MR-sammensetningene. Figuren viser at temperaturdifferansen gjennom veksleren bedres sammenlignet med system med kuldegjenvinning og MR-utgangspunktet, og som et resultat av dette reduseres U^*A -verdien. LNG-produksjon øker med den nye MR-komposisjonen, men det skjer på bekostning av et høyere kraftforbruk, og energimessig omformes mindre av naturgassen til LNG. Den største endringen i kraftforbruk skjer i kjøleprosessen. Grunnen til dette er at første MR-kompressor har duggpunktskontroll og reguleres ut i fra duggpunktskurven pluss en margin på 10 °C. Fra Figur 28 kan det observeres at MR-kompresjonene med den nye MR-komposisjonene får varmere gass inn på kompressor, grunnet faseforskyvningen, og kompressorkraften øker med høyere temperatur inn på kompressoren. Dette fører til at løsningen ikke foretrekkes framfor den opprinnelige, så går derfor bort i fra å optimalisere MR-komposisjonen her. Eksempelet viser likevel en av prosessens mange mulige optimaliseringsmuligheter.



Figur 28 – Trykk- temperatur diagram.



Figur 29 – Varmestrøm-temperatur profil gjennom SWHE 2.

Fyrgass fra EFG og BOG toppet med NG fra oppstrøms kjøleprosessen

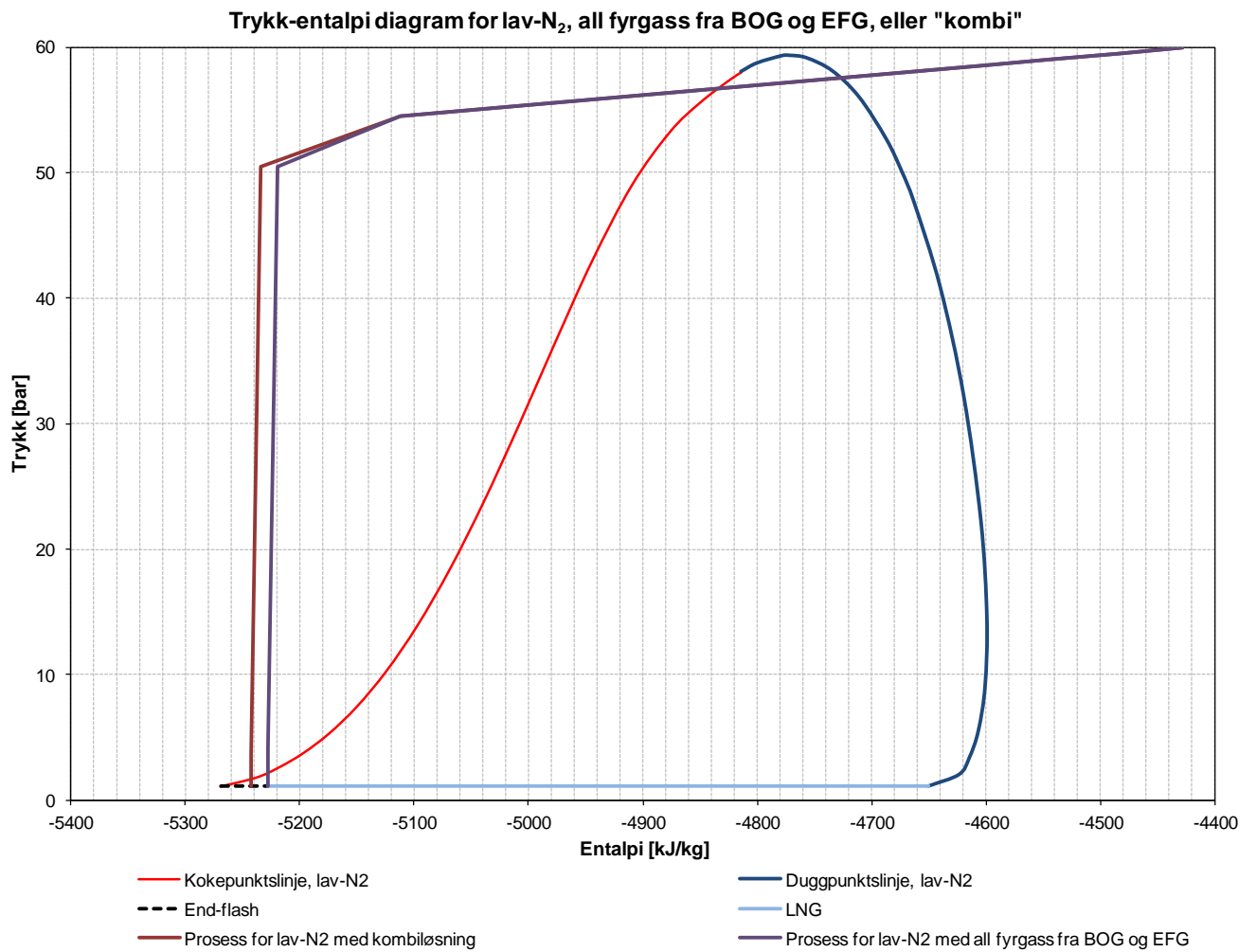
For å produsere mest mulig LNG bør naturgassen hovedsakelig være i væskeform inn på separatoren. Underkjølingen må derfor stoppe på den laveste temperaturen som gir gode temperaturdifferanser og U*A-verdier i varmevekslerne. For system med og uten kuldegjenvinning med MR-utgangspunktet gitt i Figur 11, unngås temperaturkrysninger gjennom spiralrørvarmeveksleren dersom underkjølingen stopper på henholdsvis -156,5 °C og -157,0 °C. For å få bedre temperaturdifferanser og lavere U*A-verdi for spiralrørvarmeveksleren, økes temperaturen til -155,0 °C.

Tabell 13 viser den årlig LNG-produksjonen, prosentandel av energien i naturgassen som blir til LNG, samlet kraftforbruk og forholdet mellom samlet kraftforbruk og LNG-produksjon for system med flashgasseparator og lav-N₂, hvor fyrgassen fås fra EFG, BOG og NG (oppstrøms kjøleprosessen). Med og uten kuldegjenvinning dekker EFG og BOG omtrent 58 % av det totale fyrgassbehovet.

Tabell 13 – Parametere for løsning med flashgasseparator og lav-N₂, FG dekkes av EFG+BOG og fra NG (oppstrøms).

System:	KGK, FG fra EFG+BOG og NG (oppstrøms)	KGJV (MR), FG fra EFG+BOG og NG (oppstrøms)
Årlig LNG-produksjon (Mtpa):	5,94	5,96
%-andel av energien i NG som blir til LNG:	94,4	94,4
Samlet kraftforbruk (MW):	178,5 (179,3-3,8+2,9)	179,6 (178,3-3,8+5,1)
Samlet kraftforbruk/LNG(kWh/tonn _{LNG}):	245,3	246,1

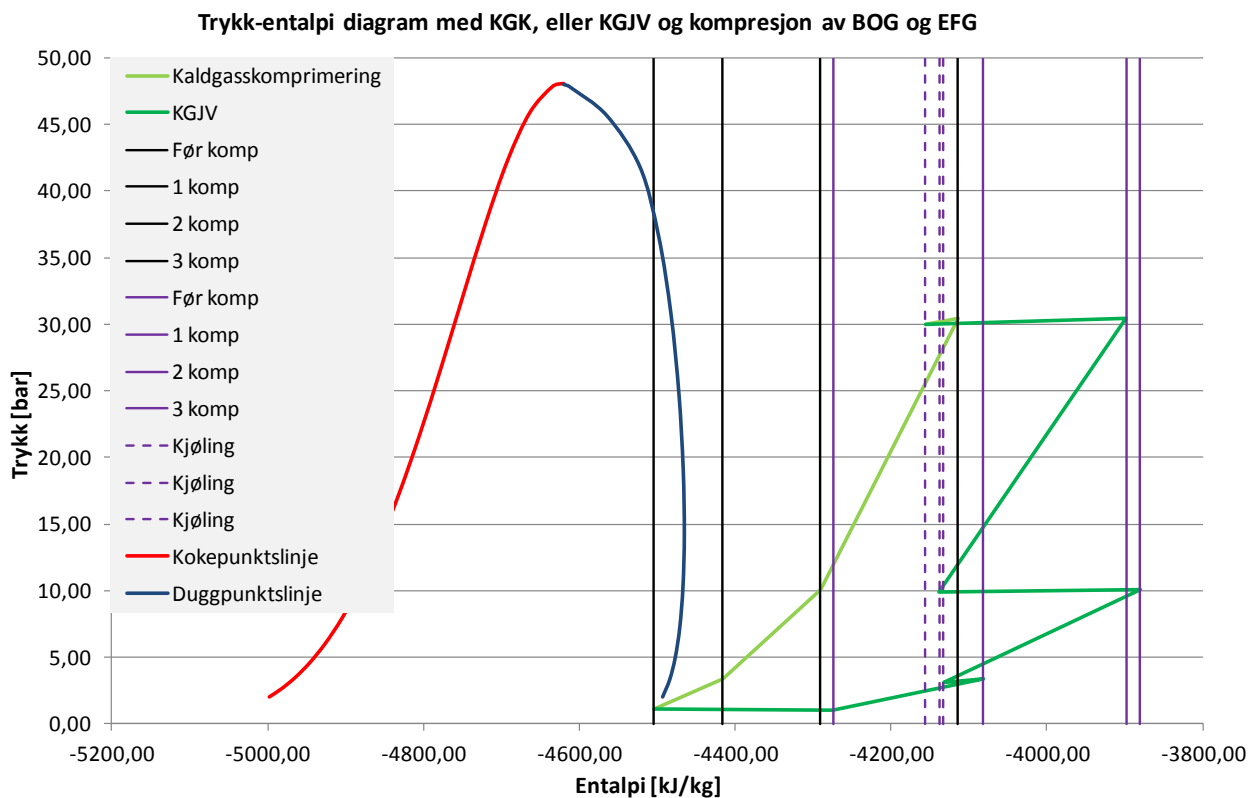
Figur 30 viser trykk-entalpi diagram for lav-N₂ (FG fra BOG og EFG, eller FG fra EFG og BOG og fra NG oppstrøms), med naturgassens forløp gjennom forkjøling, kondensering, underkjøling og end-flash. System med lav-N₂, hvor all fyrgass fås fra EFG og BOG, oppnår en dårligere LNG-produksjon sammenlignet med system som henter fyrgass fra både EFG og BOG, og fra naturgassen oppstrøms kjøleprosessen. Sammenlignet med system hvor all fyrgassen fås fra EFG og BOG oppnår "kombiløsningen" med lav-N₂ omtrent 2 % bedre (lavere) tall for forholdet mellom samlet kraftforbruk og LNG-produksjon. End-flash system med lav-N₂ og flashgasseparator bør derfor utnytte tilgjengelig EFG og BOG til brensel, og hente resterende behov oppstrøms kjøleprosessen.



Figur 30 – Trykk-entalpi diagram for lav-N₂, som viser naturgassens forløp gjennom forkjøling, kondensering, underkjøling, og end-flash.

Kaldgasskomprimering versus kuldegjenvinning

Figur 31 viser trykk-entalpi diagram for BOG- pluss EFG-sammensetningen, med indikasjon på trykkforløp for kaldgasskompresjon eller kuldegjenvinning og kompresjon av BOG og EFG til fygass. De svarte og de lilla linjene viser kompresjonsforløpet med henholdsvis kaldgasskomprimering eller kuldegjenvinning og kompresjon med mellomkjøling, hvor begge slutter på 30 bar og 25 °C. Kompressorarbeidet utgjør entalpidifferanse ganget med massestrøm. Med kaldgasskomprimering behøves ikke mellomkjøling. Kompressorarbeidet blir lavere med kaldgasskompresjon sammenlignet med kuldegjenvinning og mellomkjøling, på grunn av mindre entalpidifferanser. Figuren viser at linjene for konstant entropi får en smalere vinkel med horisonttalen, jo lengre borte fra duggpunktlinjen.



Figur 31 – Trykk-entalpi diagram med indikasjon på trykkforløp for KGK eller KGJV og komprimering av BOG og EFG til FG, (lav-N₂, UNG: -155,0 °C).

Tabell 14 viser kraftforbruket for fygasskompressorene for system med og uten kuldegjenvinning, og tjent kraft i kjøleprosessen (eksergitilførsel til MR-strømmen) ved å kondensere en delstrøm MR mot EFG og BOG. Eksergitilførselen er kraft kjøleprosessen kan nyttegjøre seg, men i tillegg kommer tap på grunn av eksergidestruksjon (irreversible tap på grunn av temperaturdifferanser, og at systemet og omgivelsene er i gjensidig påvirkning). Resultatene viser at tjent kraft i kjøleprosessen med kuldegjenvinning, ikke dekker opp for økt kraftforbruk i fygasskompressorene, sammenlignet med kaldgasskompresjon. Fra ideell gasslov ($pV=RT$) og Formel 5, kan det observeres at med en høyere temperatur (T_1) inn på kompressor (eller et større volum), kreves et større arbeid for kompresjon. Massestrømmen og spesifikt varmekapasitet er tilnærmet likt, og endring i arbeid kommer fra økt temperatur for kompresjon (spesielt inn på første kompressor) med kuldegjenvinning.

Tabell 14 – Fygasskompresjon for BOG og EFG med og uten KGJV, (lav- N_2 , UNG: $-155,0$ °C).

FG-kompresjon	FG-kompressor (MW):	Reduksjon i MR-krets (MW):	Sum (MW):
Kaldgasskompresjon:	2,89	0,00	2,89
KGJV og mellomkjøling:	5,11	1,36	3,75

5.2.2.2. Resirkulere noe eller alt av EFG og BOG

Ønsker å se hvordan de ulike parametrene i anlegget med lav-N₂ påvirkes dersom noe eller alt av EFG og BOG resirkuleres oppstrøms kjøleprosessen. Simuleringene viser at jo mindre som resirkuleres, jo bedre prosess. Resirkulasjon bør derfor unngås, men i forhold til LNG-krav er det ikke noe problem å resirkulere alt av EFG og BOG oppstrøms kjøleprosessen med flashgasseparator og lav-N₂. Sammenligning mellom parametere hvor noe eller alt av EFG og BOG resirkuleres ligger i Vedlegg C.

Resirkulerer noe av EFG og BOG oppstrøms kjøleprosessen

For å vise at kun noe resirkulering forverrer systemet, splittes 90 % av EFG og BOG til fyrgass, mens resterende resirkuleres oppstrøms kjøleprosessen. Med tanke på krav i varmevekslerne og kjente resultater fra systemer med flashgasseparator presentert tidligere, underkjøles naturgassen ned til -155 °C. I forhold til system uten resirkulering får prosessen med noe resirkulering dårligere produksjon og et høyere kraftforbruk.

Resirkulerer alt av EFG og BOG oppstrøms kjøleprosessen

Stopper underkjølingen ut av spiralrørvarmeveksleren på -155 °C og resirkulerer alt av EFG og BOG oppstrøms kjøleprosessen. Samtlige parametere forverres dersom alt resirkuleres, sammenlignet med alternativ med noe eller uten resirkulering og underkjøling ned til -155 °C. Redusert produksjon og økt kraftforbruk fører igjen til at forholdet mellom samlet kraftforbruk og årlig LNG-produksjon økes. Dette betyr at jo mindre som resirkuleres, jo bedre prosess.

5.2.3. Kondensere en delstrøm NG mot EFG og BOG versus en delstrøm MR

Den fullstendig kondenserte naturgasstrømmen kan blandes med hovedstrømmen inn mellom SWHE 1 og 2 (alternativ 1), eller etter (alternativ 2) (se Figur 18), og temperaturen på naturgasstrømmene som blandes bør være tilnærmet like. Dersom den kondenserte NG blandes inn etter SWHE 2 (alternativ 2), kan mindre NG kondenseres som EFG og BOG, sammenlignet med alternativ 1, på grunn av at den kondenserte naturgassen skal lengre ned i temperatur. Resultater med høy-N₂ sammensetningen presenteres først.

Forskjellene mellom system som utnytter kulden i EFG og BOG til å kondensere en delstrøm NG sammenlignet med å kondensere MR, er marginale. System som kondenserer NG oppnår noe bedre produksjon til mindre kraftforbruk, grunnet bedre temperaturløstninger for blanding av strømmen.

5.2.3.1. Kondensasjon av NG med høy-N₂

For å oppnå LNG-krav og at alternativene med høy-N₂ ikke levere for mye fyrgass, må noe av EFG og BOG resirkuleres oppstrøms kjøleprosessen. For begge alternativene stoppes underkjølingen på -147 °C, 68 % av EFG og BOG dekker fyrgassbehovet, mens resten resirkuleres oppstrøms kjøleprosessen (som for system med kondensasjon av MR). Med resirkulering oppstrøms kjøleprosessen, må splitt mellom delstrøm NG som kan kondenseres mot EFG og BOG økes sammenlignet med ingen resirkulering, for å unngå temperaturkrysninger i veksleren.

Tabell 15 viser LNG-produksjon, prosentandel av energien i naturgassen som omformes til LNG, samlet kraftforbruk og forholdet mellom samlet kraftforbruk og LNG-produksjon for begge alternativene med kondensasjon av NG og for MR med høy-N₂. Kraftforbruket i kjøleprosessen reduseres ved å kondensere en delstrøm naturgass sammenlignet med en delstrøm MR, og produksjonen øker. Dette gjør at forholdet mellom samlet kraftforbruk og LNG-produksjon bedres sammenlignet med system som utnytter kulden i EFG og BOG til å kondensere en delstrøm MR. Den marginale forbedringen for system som kondenserer NG framfor MR, kan blant annet skyldes bedre justering av splitt mellom hvor mye som kondenseres mot EFG og BOG og temperaturforskjeller mellom strømmene som blandes nedstrøms VV 2 (se Figur 18).

Tabell 15 – Parametere for alternativ hvor EFG og BOG utnyttes til å kondensere noe NG eller MR.

System:	KGJV (NG), FG fra EFG+BOG, alt.1	KGJV (NG), FG fra EFG+BOG og Resirk, alt.2	KGJV (MR), FG fra EFG+BOG
Splitt Tee-102 (FG/Resirk):	0,68/0,32	0,68/0,32	0,68/0,32
Årlig LNG-produksjon (Mtpa):	5,65	5,67	5,64
%-andel av energien i NG som blir til LNG:	93,5	93,6	93,5
Samlet kraftforbruk (MW):	192,7 (176,7-3,8+18,6+1,2)	192,6 (176,8-3,8+18,5+1,2)	192,8 (176,9-3,9+18,6+1,2)
Samlet kraftforbruk/LNG (kWh/tonn _{LNG}):	278,2	277,3	279,0

5.2.3.2. Kondensasjon av NG med lav-N₂

Med tanke på at resirkulering i utgangspunktet bør være unødvendig med lav-N₂, gjennomføres simuleringene kun med løsningene som underkjøler naturgassen ned til -155,0 °C, komprimerer EFG og BOG til fyrgass, og tar resten av fyrgassbehovet fra NG oppstrøms kjøleprosessen.

Tabell 16 viser parametere for alternativer med lav-N₂ sammensetningen, hvor EFG og BOG kondenserer en delstrøm NG (alternativ 2) eller MR. Resultatene viser at system med lav-N₂ og kondensasjon av NG, oppnår marginalt bedre parameter for spesifikt kraftforbruk og forhold mellom samlet kraftforbruk og LNG-produksjon, framfor kondensasjon av MR.

Tabell 16 – Parametere for alternativer hvor EFG og BOG kondenserer noe NG eller MR.

System:	KGJV (NG), FG fra EFG+BOG og NG (oppstrøms), alt.2	KGJV (MR), FG fra EFG+BOG og NG (oppstrøms)
Årlig LNG-produksjon (Mtpa):	5,96	5,96
%-andel av energien i NG som blir til LNG:	94,4	94,4
Samlet kraftforbruk (MW):	180,0 (178,2-3,8+5,2)	179,6 (178,3-3,8+5,1)
Samlet kraftforbruk/LNG (kWh/tonn _{LNG}):	245,8	246,1

Vurdering

Resultatene viser at det er bedre å blande den kondenserte naturgassen inn etter SWHE 2, enn mellom SWHE 1 og 2, både med høy-N₂ og lav-N₂. Dette kan skyldes redusert kjøling (indirekte kraft) for SWHE 2, ved å blande inn den kondenserte strømmen etter SWHE 2 kontra mellom SWHE 1 og 2. En optimalisering for de to ulike alternativene gjennomføres ikke.

Forskjellene mellom system som utnytter kulden i EFG og BOG til å kondensere en delstrøm NG sammenlignet med å kondensere MR, er marginale. Med gitte drivere og underkjøling ned til samme temperatur, blir kulden som kan utnyttes fra EFG og BOG tilnærmet lik. System hvor EFG og BOG utnyttes til å kondensere en delstrøm NG oppnår noe lavere kraftforbruk og høyere produksjon, sammenlignet med system hvor en delstrøm MR kondenseres (gjennom VV 1). Dette grunnet bedre temperaturløsninger for blanding av strømmer og temperaturprofil gjennom VV 2 (mindre temperaturtap). For videre analyse benyttes kondensasjon av MR når kuldegjenvinning vurderes.

5.2.4. Foretrukne løsninger med flashgasseparator og lav-N₂ eller høy-N₂

For å oppnå LNG-krav og riktig fyrgassmengde med flashgasseparator og høy-N₂, må EFG og BOG komprimeres opp til fyrgass, og deler av EFG og BOG må resirkuleres oppstrøms kjøleprosessen. Systemløsning med høy-N₂ oppnår omtrent 12 % dårligere forhold mellom samlet kraftforbruk og LNG-produksjon, sammenlignet med lav-N₂. Dette indikerer at en flashgasseparator ikke er den mest optimale løsningen med høy-N₂.

End-flash system med flashgasseparator og lav-N₂ sammensetning kan levere alt av nødvendig fyrgass fra EFG og BOG. Prosessen får et lavere kraftforbruk og produserer mer dersom fyrgass får i en kombinasjon fra EFG og BOG, og fra naturgassen oppstrøms kjøleprosessen. Systemløsning med lav-N₂ oppnår omtrent 5 % bedre parameter for spesifikt kraftforbruk sammenlignet med høy-N₂. Med lav-N₂ sammensetningen er det mulig å resirkulere alt eller noe av EFG og BOG oppstrøms kjøleprosessen, men dette fører til et høyere kraftforbruk og mindre LNG.

Kaldgasskomprimering versus kuldegjenvinning

Resultatene viser at kaldgasskompresjon gir minst totalt arbeid, og er derfor mest termodynamisk lønnsomt, sammenlignet med system med kuldegjenvinning. System med kaldgasskomprimering oppnår omtrent 1 % bedre forhold mellom samlet kraftforbruk og LNG-produksjon, så forskjellene er ikke store (men alt er relativt, 1 % av 100 MW er 1 MW spart kraftforbruk).

Et av usikkerhetsmomentene er om fyrgass- og resirkuleringskompressorene takler så store mengder kald gass, og om løsningen er realistisk i praksis, se kapittel 4.2. På grunn av at EFG og BOG er av en større mengde her (enn for løsning uten spesifikk end-flash løsning), velges det for videre sammenligning mot de andre konfigurasjonene, å benytte resultater med kuldegjenvinning for end-flash system med flashgasseparator.

Oversikt for end-flash system med flashgasseparator

Tabell 17 viser en oversikt over viktige parametere for foretrukne løsninger med flashgasseparator og høy-N₂ eller lav-N₂. Å sammenligne verdiene mot hverandre kan være litt misvisende, på grunn av at systemalternativene for de to sammensetningene er forskjellige for å oppnå LNG-krav og dekke fyrgassbehov. Sees det bort i fra dette, oppnår system med lav-N₂ alle de beste parameterene. Videre presenteres noen av resultatene i grafer.

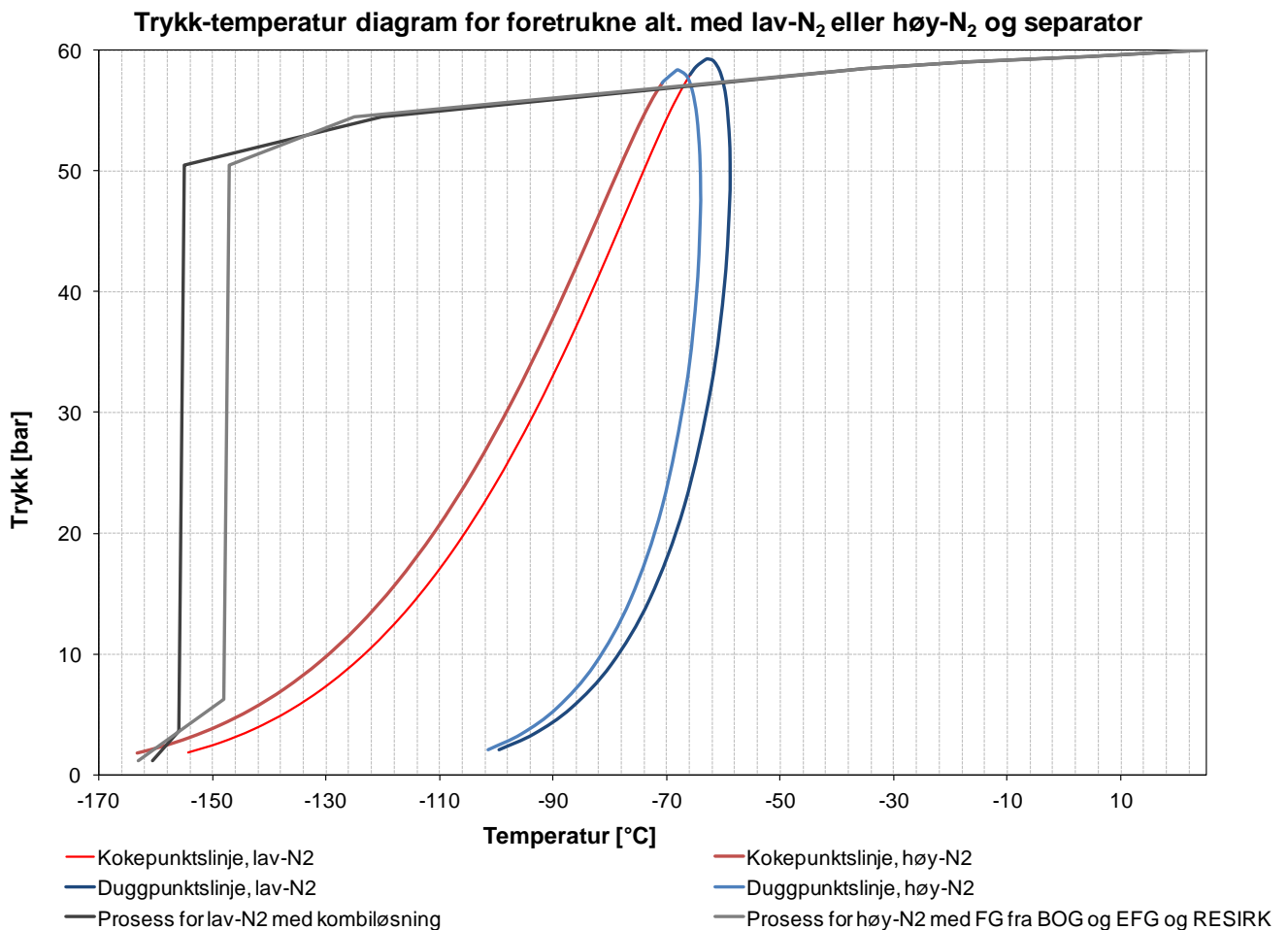
Tabell 17 – Foretrukne løsningene for end-flash system med separator og høy-N₂ eller lav-N₂.

Føde:	Høy-N ₂	Lav-N ₂
End-flash system:	Flashgasseparator	Flashgasseparator
Foretrukket løsning:	KGJV, FG fra EFG+BOG og Resirk resten oppstrøms	KGJV, FG fra EFG+BOG og fra NG (oppstrøms)
Underkjøling ned til (°C):	-147	-155
LNG-produksjon (Mtpa):	5,64	5,96
Spesifikt kraftforbruk (^{3/4}) (kWh/tonn _{LNG}):	256,0/250,5	244,2/239,1
Samlet kraftforbruk (MW):	192,8 (176,9-3,9+18,6+1,2)	179,6 (178,3-3,8+5,1)
Samlet kraftforbruk/LNG (kWh/tonn _{LNG}):	279,3	246,1
Energi i NG til LNG (%):	93,5	94,4
Energi i NG til fyrgass (%):	6,5	5,6

³ Basert på kraftforbruk for kompressorene i kjøleprosessen.

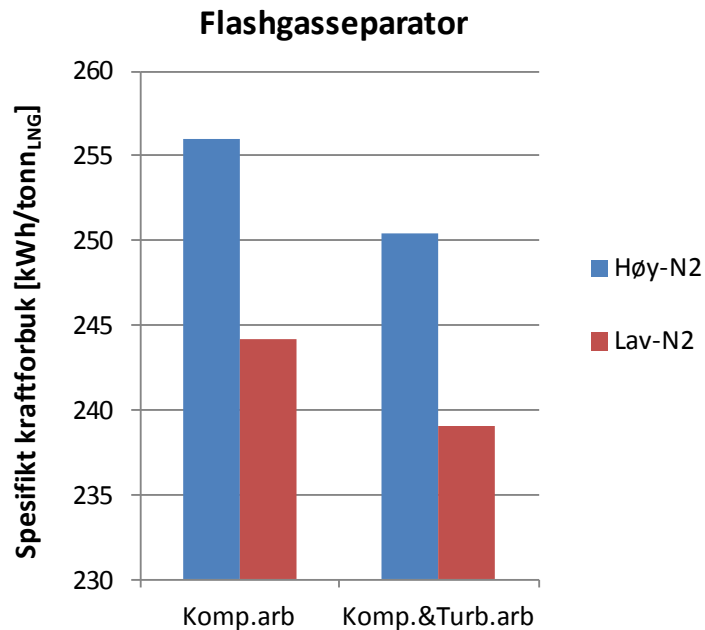
⁴ Basert på kraftforbruk for kompressorene i kjøleprosessen minus turbinarbeid.

Figur 32 viser trykk-temperatur diagram for alternativer med lav-N₂ og høy-N₂, og flashgasseparator. De grå linjene indikerer naturgassens forløp gjennom forkjøling, kondensering, underkjøling og end-flash.



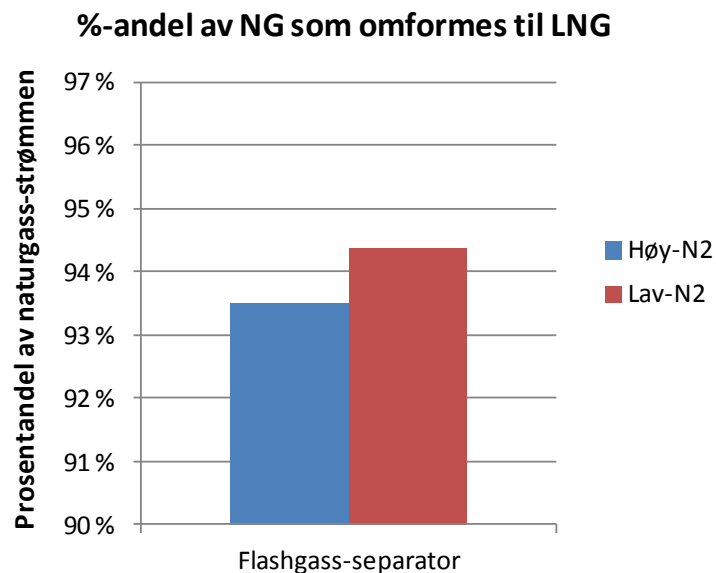
Figur 32 – Trykk-temperatur diagram for flashgasseparator og lav-N₂ eller høy-N₂, med indikasjon på naturgassens forløp gjennom forkjøling, kondensering, underkjøling og end-flash.

Figur 33 viser spesifikt kraftforbruk for end-flash system med høy-N₂ eller lav-N₂ og flashgasseparator. Systemløsning med lav-N₂ får rundt 5 % bedre spesifikt kraftforbruk enn system med høy-N₂. For system med høy-N₂ må kjøleprosessen bruke mye energi på å kjøle naturgassen, og for å oppnå LNG-krav må mye av gassen sendes ut i toppen av separatoren til EFG. For at EFG og BOG ikke skal levere for mye fyrgass, må noe av EFG og BOG rekomprimeres oppstrøms, som igjen fører til dårligere effekt i kjøleprosessen.



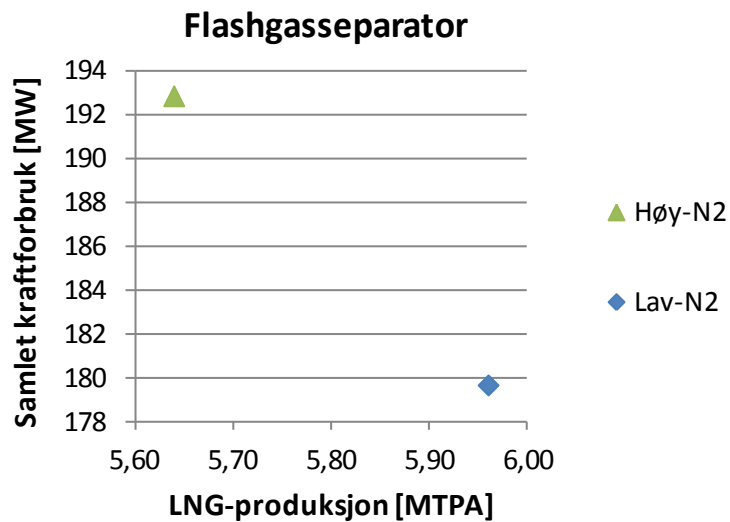
Figur 33 – Spesifikt kraftforbruk for system med høy-N₂ eller lav-N₂ og flashgasseparator.

Figur 34 viser prosentandel av energien i naturgassen som omformes til LNG. Omtrent 93,5 % av høy-N₂ omformes til LNG, mens rundt 94,5 % av lav-N₂ blir til LNG. Dette henger sammen med det ulike nitrogeninnholdet i naturgassammensetningene. Med lav-N₂ omformes mer av naturgassen til LNG, på grunn av at innholdet av nitrogen er lavere enn med høy-N₂. Lav-N₂ har et nitrogeninnhold lavere enn produktspesifikasjon, så i teorien (optimalt sett), kan "alt" omdannes til LNG. Nødvendigvis må systemet få brensel til kraft fra NG oppstrøms kjøleprosessen.



Figur 34 – Prosentandel av energien i naturgassen som omformes til LNG.

Figur 35 viser LNG-produksjonen mot samlet kraftforbruk for systemløsningen med flashgasseparator og høy-N₂ eller lav-N₂. Forholdet mellom samlet kraftforbruk og LNG-produksjon er omtrent 12 % bedre for system med lav-N₂. System med høy-N₂ oppnår en dårligere parameter på grunn av rekompresjon av EFG og BOG oppstrøms kjøleprosessen. Rekomprimeringen bruker derfor opp mange MW kraft som gjerne burde utnyttes bedre andre steder. Mer EFG og BOG gir mindre produksjon og et høyere kraftforbruk av EFG- og BOG-kompresjon. Dette indikerer at en enkel flashgasseparator ikke er den mest optimale løsningen med høy-N₂.



Figur 35 – LNG-produksjon mot samlet kraftforbruk.

5.3. Systemer med mer separasjon mellom C₁ og N₂ og økt metangjenvinning

Resultater for end-flash system basert på Technips løsning (se Figur 19) presenteres i kapittel 5.3.1. Resultatene med høy-N₂ og lav-N₂ vurderes etter de seks mulige alternativene gitt under implementering av løsningen i kapittel 4.2.3. Alternativene gjengis i kapittel 5.3.1.

I kapittel 5.3.2 presenteres resultater for end-flash system basert på Shells end-flash løsning (se Figur 20), med de tre alternativene gitt i kapittel 4.2.3. Alternativene gjengis i kapittel 5.3.2. Videre blir det sett på muligheten av å bytte ut kolonne i Shells end-flash løsning med en separator i kapittel 5.3.2.2.

I kapittel 5.3.3 sammenlignes system basert på Technips og Shells end-flash løsninger, for å velge hvilket system som skal evalueres mot de andre end-flash konfigurasjonene i kapittel 6.

For begge system med kolonne

For begge system med kolonne, fører trykkreduksjonen gjennom turbin og ventil til at noe av LNG-væsken fordampes, slik at den ikke lengre er underkjølt. Gassfasen og væskefasen til fluidet som kommer inn på kolonnen er i likevekt. Hvor mye nitrogen som kan gå ut i topp av kolonnen, er avhengig av N₂-innholdet i gassen til tofase-strømmen som kommer inn på kolonnen. N₂ i gassfasen er i likevekt med N₂ i væskefasen. Fra Figur 9 – Damptrykk av relevante fluider for naturgasskondensering, (Pettersen, 2010), finnes kokepunktet til nitrogen ved 1,1 bar til å være omtrent -195 °C. Kolonnen holder et tilnærmet konstant trykk og separerer komponenter basert på ulikheter i deres kokepunkt.

Gassen i tofaseblandingen (hovedsakelig metan) fungerer som strippegass for nitrogenfjerningen. Ved å tilføre varme til kokeren (koker av noe av væskedelen), får gassen som genereres, en lavere andel nitrogen enn gassen som er i likevekt med væskeandelen inn på kolonnen. Dermed skapes en drivkraft til å fjerne N₂ fra væsken. Væsken som kommer inn på kolonnen strømmer nedover i kolonnen og kommer i kontakt med gass som litt etter litt har et lavere innhold av nitrogen. Dette fører til mer stripping av N₂ fra væsken nedover i kolonnen. Oppover i kolonnen øker nitrogeninnholdet i gassen. N₂-rik EFG blandes med BOG og komprimeres til fyrgass (dersom innenfor krav), med muligheter til resirkulering oppstrøms kjøleprosessen eller gjenvinning inn på kolonne igjen avhengig av brenselkrav og -behov. Rik-N₂ gass burde sendes til N₂-fjerning, hvor nitrogen separeres fullstendig fra hydrokarbonene. Dersom N₂ benyttes i MR-kretsen, kan prosessen være selvforsynt med nitrogen.

5.3.1. End-flash system basert på Technips løsning

Kapittel 5.3.1.1 presenterer foretrukne alternativer for end-flash system basert på Technips løsning med høy-N₂ og lav-N₂. Begrunnelser og kommentarer til hvorfor alternativ som komprimerer EFG og BOG til fyrgass velges, forklares grundigere ved å se nærmere på de ulike alternativene. Videre fremlegges noen mulige optimaliseringsmuligheter.

Alternativene som betraktes er:

- i) å komprimere EFG og BOG til fyrgass
- ii) uttak av fyrgass og eventuell resirkulering oppstrøms kjøleprosessen
- iii) uttak av fyrgass og eventuell gjenvinning inn på kolonnen igjen
- iv) uttak av fyrgass, hvor noe gjenvinnes og noe resirkuleres (Tee-104)
- v) å gjenvinne alt av EFG og BOG tilbake inn på kolonnen
- vi) resirkulere alt av EFG og BOG oppstrøms kjøleprosessen.

5.3.1.1. Foretrukne alternativer med høy-N₂ og lav-N₂

Alternativ i) komprimering av EFG og BOG opp til fyrgass viser seg å ha det beste forholdet mellom samlet kraftforbruk og LNG-produksjon både med høy-N₂ og lav-N₂.

Tabellsammenligning mellom de ulike alternativene med høy-N₂ og lav-N₂ ligger i Vedlegg D.

Med høy-N₂ og gitte drivere oppnås høyest produksjon til lavest kraftforbruk dersom forhold mellom N₂-spekk i LNG-produktet akkurat tilfredsstilles og EFG og BOG utnyttes til fyrgass.

Lav-N₂ inneholder i utgangspunktet mindre nitrogen enn LNG-krav, og alternativer med mer separasjon mellom C₁ og N₂ ved bruk av kolonne resulterer i LNG-produkter med et veldig lavt nitrogeninnhold. Med lav-N₂ produseres mer LNG jo mindre som resirkuleres og/eller gjenvinnes.

Mer av energien i naturgassen omformes til LNG med alternativene hvor noe av EFG og BOG resirkuleres eller gjenvinnes inn på kolonnen igjen, men de krever et høyere kraftforbruk. Det er mulig å oppnå LNG-produkt med veldig lavt N₂-innhold, men på bekostning av et høyere kraftforbruk. Resirkulering og gjenvinning fører samtidig til ekstra roterende enheter, som gjør systemet mer komplekst.

Tabell 18 viser resultater for foretrukne alternativer med høy-N₂ og lav-N₂ for end-flash system basert på Technips løsning.

Tabell 18 – Foretrukne alternativer for system basert på Technips løsning med høy-N₂ og lav-N₂.

Føde:	Høy-N ₂	Lav-N ₂
End-flash system:	KGJV, FG fra EFG og BOG (Technip)	KGJV, FG fra EFG og BOG (Technip)
Underkjøling ned til (°C):	(-152,0/-152,6)	(-150,5/-155,0)
LNG-væske som kokes av (°C):	(-162,9/-161,3)	(-159,7/-157,4)
Splitt Tee-103 (tank/kokes av):	0,9/0,1	0,95/0,05
LNG-produksjon (Mtpa):	5,69	5,86
Spesifikt kraftforbruk (^{5/6}) (kWh/tonn _{LNG}):	255,3/250,1	243,4/238,3
Samlet kraftforbruk (MW):	186,6 (177,9-3,6+12,2)	180,7 (174,9-3,7+9,5)
Samlet kraftforbruk/LNG (kWh/tonn _{LNG}):	267,6	251,5
%-andel av NG til LNG:	93,8	94,2
%-andel av NG til fyrgass:	6,2	5,8
N ₂ -innhold i LNG (mol%):	0,96	0,05

i) Komprimere EFG og BOG til fyrgass

Kolonnen kan skille ut mer nitrogen i topp-produktet (som ikke har noen brennverdi) enn en flashgasseparator, slik at LNG-kravet tilfredstilles selv med mindre EFG og BOG. Kan med høy-N₂ underkjøle lengre ned enn system med flashgasseparator.

Med høy-N₂ stoppes underkjølingen ut av spiralrørvarmeveksleren på -152 °C og veksles videre til -152,6 °C i N₂-fjerningskolonne kokeren, mot væske fra bunnproduktet i kolonnen. Temperaturen på væsken som delvis fordamper økes fra -162,9 °C til -161,3 °C, før den rutes tilbake til kolonnen for å koke av væske i bunnen av kolonnen.

Tettheten til LNG-væsken som kokes av i N₂-fjerningskolonne kokeren reduseres med omtrent 75 % i forhold til LNG-væsken inn på kokeren. Det betyr at LNG-væsken som kokes av i N₂-fjerningskolonne kokeren oppnår en lavere vekt enn LNG-væsken inn på kokeren. Driften opprettholdes, på grunn av at masse strømmer fra høy konsentrasjon til lav konsentrasjon. Krav til LNG-produkt tilfredstilles og omtrent 100 % av tilgjengelig brensel utnyttes.

Med lav-N₂ inneholder LNG-produktet veldig lite nitrogen, kun 0,05 mol%. Systemet sammenlignes nærmere mot end-flash løsning med separator i kapittel 6.2.3.

⁵ Basert på kraftforbruk for kompressorene i kjøleprosessen.

⁶ Basert på kraftforbruk for kompressorene i kjøleprosessen minus turbinarbeid.

Optimaliseringsmuligheter

Systemet har mange "optimaliseringsmuligheter". Eksempelvis kan N₂-fjerningskolonne kokeren underkjøle naturgassen lengre ned. Dette fører til en høyere utskilling av nitrogen i topp-produktet av kolonnen og et LNG-produkt med lavere N₂-innhold, da mer av LNG-væsken fra bunn av kolonnen fordampes i kokeren, og gassen (hovedsakelig metan) kan strippe av mer N₂ fra væsken i kolonnen. Lavere underkjøling fører derimot til et høyere kraftforbruk i kjøleprosessen og med gitte drivere produseres det mindre LNG-produkt.

En annen optimaliseringsmulighet er splitt mellom hvor mye av LNG-væsken som skal kokes av i varmeveksleren (se Tee-103, Figur 19). For alternativ med høy-N₂ gitt i Tabell 18 brukes en splitt på 0,1/0,9, hvor 10 % av væsken i bunn fra kolonnen veksles mot naturgassen i N₂-fjerningskolonne Kokeren. Temperaturgradienten mellom topp- og bunnprodukt er da 1,9 °C. Dersom mer kokes av (for eksempel 0,2/0,8), oppnås ikke en like stor temperaturredifferanse for LNG-væsken gjennom veksleren. Tetthetsforskjellen mellom høy og lav konsentrasjon reduseres, på grunn av en større væskestrøm.

Temperaturprofilen gjennom kolonnen er et produkt av temperaturen på tofase-strømmen inn på kolonnen og varmetilførsel i N₂-fjerningskolonne kokeren. Temperaturprofilen og trykkfallet gjennom turbin og ventil fører til splitt mellom N₂-rik gass og LNG-væske. Med mer som kokes av reduseres temperaturprofilen gjennom kolonnen. Utskillingen av nitrogen i topp-produktet reduseres, og N₂-innholdet i LNG-produktet øker, men er innenfor kravet. Med større massestrøm på EFG utnyttes mindre av fyrgassen, så det er valgt å benytte en splitt på 0,1/0,9 (Tee-103) mellom hva som kokes av og hva som sendes rett til LNG-tank med høy-N₂.

ii) Uttak av fyrgass, og eventuelt resirkulere oppstrøms

Med høy-N₂ stoppes underkjølingen tidligere enn for alternativ i), på grunn av at alternativ i) leverer tilstrekkelig mengde fyrgass, samt tilfredsstillende LNG-krav. Det oppnås en temperaturredifferanse på 3,6 °C gjennom kolonnen, som fører til at mer nitrogen skiller ut i topp-produktet sammenlignet med alternativ i). LNG-produktet inneholder dermed mindre nitrogen (0,7 mol%). Alternativ med lav-N₂ oppnår også et lavere innhold av nitrogen i LNG-produktet.

Resirkulering til oppstrøms kjøleprosessen fører til dårligere prosesseffektivitet i kjøleprosessen, grunnet mer nitrogen, og høyere kraftforbruk i end-flash kompressorer og gjenvinningskompressorer både med høy-N₂ og lav-N₂. Dette fører til et dårligere forhold mellom samlet kraftforbruk i forhold til LNG-produksjon. Alternativet kan optimaliseres (produsere mer med gitte drivere), ved å finne et bedre forhold mellom fyrgassbehov, hvor mye som resirkuleres og et LNG-produkt med mer nitrogen (nærmere maksimum krav). Sammenlignet med alternativ i) produseres det mindre LNG, med et høyere kraftforbruk dersom noe resirkuleres.

iii) Uttak av fyrgass, og eventuelt gjenvinne noe inn på kolonnen igjen

Systemet krever sammenlignet med alternativ i) mer kraft til lik LNG-produksjon, på grunn av at systemet får mer flashgass i end-flash delen og kraften til fyrgass- og gjenvinningskompressorene øker. Et problem med designet er tap forårsaket blanding av to strømmer med ulike temperaturer. Vekslerer etter kompressor K-110 (se Figur 19) kjøler gjenvinningsstrømmen til 25 °C (10 °C over omgivelsestemperatur), som fører til at gjenvinningsstrøm etter trykkreduksjonen har en mye høyere temperatur, og er hovedsakelig i gassform, når den blandes med tofase-strømmen inn på kolonnen. Fordelen med det økte kraftforbruket er at det er mulig å oppnå et LNG-produkt med veldig lavt innhold av nitrogen. En avveining mellom kraftforbruk og salgsprofitt med et lavere innhold av nitrogen i LNG-produktet gjennomføres ikke i denne oppgaven.

iv) Uttak av fyrgass, hvor noe gjenvinnes og noe resirkuleres (Tee-104)

Alternativet er en kombinasjon av alternativ ii) og iii). Både alternativ med gjenvinning og resirkulering for systemløsning basert på Technips end-flash system oppnår dårligere parametere enn alternativ som komprimerer EFG og BOG til fyrgass. Å gjennomføre begge deler er ikke en optimal løsning med tanke på kraftforbruk.

v) Gjenvinne alt av EFG og BOG tilbake inn på kolonnen

Å gjenvinne all EFG og BOG tilbake inn på kolonne viser seg å være en dårlig løsning. Mye forårsaket dårlig temperaturløsning mellom strømmene som blandes inn på kolonnen. Samtidig går all gassen fra EFG og BOG i loop i end-flash delen (gjenvinningsdelen). Det oppstår en dårlig sirkel, ettersom ingenting av gassen tas ut, som fører til at kompressorkraften i gjenvinningsdelen øker etter hvert som det produseres.

vi) Resirkulere alt av EFG og BOG oppstrøms

Å resirkulere all EFG og BOG oppstrøms kjøleprosessen, er ikke et gunstig alternativ for noen av gassammensetningene. Å resirkulere all EFG og BOG med høy-N₂, fører til at LNG-krav ikke oppnås (i likhet med bruk av separator og høy-N₂), da det blir for mye resirkulering av nitrogen. Å resirkulere all EFG og BOG med lav-N₂ er heller ingen lønnsom løsning, da den sammenlignet med de andre alternativene produserer mindre til et høyere kraftforbruk. Det er ikke noe poeng å resirkulere noe som allerede tilfredsstiller krav.

5.3.2. End-flash system basert på Shells løsning

System basert på Shells end-flash løsning er på mange måter likt system basert på Technips løsning. Hovedforskjellen er at kulden fra EFG og BOG ikke utnyttes til å redusere kraft i kjøleprosessen, men veksler EFG og BOG med gjenvinningsgassen som føres tilbake inn på kolonnen.

Kapittel 5.3.2.1 presenterer foretrukne alternativer for end-flash system basert på Shells løsning med høy-N₂ og lav-N₂. Begrunnelser og kommentarer til hvorfor alternativ i) uttak av brensel, og rute resten av EFG og BOG tilbake inn på kolonnen velges, forklares grundigere ved å se nærmere på de ulike alternativene. De tre alternativene som betraktes er:

- i) uttak av brensel, og rute resten av EFG og BOG tilbake inn før kolonnen
- ii) uttak av brensel, og rute resten tilbake med mulighet til å resirkulere noe oppstrøms kjøleprosessen (se Tee-104, Figur 20)
- iii) uttak av brensel oppstrøms kjøleprosessen, og gjenvinne alt av EFG og BOG tilbake inn på kolonnen.

Muligheten av å bytte ut kolonnen med en flashgasseparator presenteres i kapittel 5.3.2.2.

5.3.2.1. Foretrukne alternativer med høy-N₂ og lav-N₂

Tabell 19 viser foretrukne alternativer med høy-N₂ og lav-N₂ for end-flash system basert på Shells løsning. Tabellsammenligning mellom de ulike alternativene med høy-N₂ og lav-N₂ ligger i Vedlegg D. Dersom gassandelen for føden inn på kolonnen er høy, og mye gjenvinnes tilbake til kolonnen, får systemet et høyt kraftforbruk i gjenvinningsdelen.

Tabell 19 – Foretrukne alternativer for system basert på Shells løsning med høy-N₂ og lav-N₂.

Føde:	Høy-N ₂	Lav-N ₂
End-flash system:	FG fra EFG+BOG og GJVN (Shell)	FG fra EFG+BOG og GJVN (Shell)
UNG (°C):	(-147/-150)	(-150/-153)
LNG-væske som kokes av (°C):	(-162,2/-159,3)	(-159,9/-158,8)
Splitt Tee-103 (tank/kokes av):	0,95/0,05	0,95/0,05
Splitt Tee-102 (FG/GJVN):	0,71/0,29	0,91/0,09
LNG-produksjon (Mtpa):	5,73	5,87
Spesifikt kraftforbruk (^{7/8})(kWh/tonn _{LNG}):	254,7/249,6	246,7/241,6
Samlet kraftforbruk (MW):	194,5 (178,9-3,6+17,9+1,2)	183,4 (177,5-3,7+9,3+0,2)
Samlet kraftforbruk/LNG (kWh/tonn _{LNG}):	276,8	254,9
%-andel av NG til LNG:	93,7	94,2
%-andel av NG til fyrgass:	6,3	5,8
N ₂ -innhold i LNG (mol%):	0,72	0,10

⁷ Basert på kraftforbruk for kompressorene i kjøleprosessen.

⁸ Basert på kraftforbruk for kompressorene i kjøleprosessen minus turbinarbeid.

Optimaliseringsmuligheter

I likhet med system basert på Technips løsning, har end-flash system basert på Shells løsning mange optimaliseringsmuligheter. For system basert på Shells løsning, hvor gjenvinning inn på kolonnen er med for alle alternativene, oppstår spørsmål for "optimaliseringsmuligheter" knyttet til hvor mye av EFG og BOG skal benyttes til brensel, hvor mye skal gjenvinnes tilbake inn på kolonnen (eventuelt resirkulere oppstrøms kjøleprosessen), og hva gir optimal temperaturprofil gjennom VV 4 (se Figur 20, varmeveksleren som veksler kald EFG og BOG med gjenvinningsgass).

Gjenvinningsgassen komprimeres opp til 70 bar og etterkjøles til 25 °C. Temperatur for hvor langt kald EFG og BOG skal veksles, og hvor langt ned gjenvinningsgassen skal veksles i VV 4 må bestemmes. Et eksempel med ulike temperaturer på strømmene som veksles ligger i Vedlegg D. Resultatene viser at temperaturredifferansen bør settes i kald ende av VV 4, slik at det meste av gjenvinningsstrømmen er i væskeform og passer temperatur på fluidet, etter struping, før den blandes inn på kolonnen. Ved å veksle gjenvinningsstrømmen lengst mulig ned mot kald EFG og BOG i VV 4, fører samtidig til kaldere temperatur inn på fygasskompressorene, som gir et lavere kraftforbruk enn ved varmere kompresjon.

i) Uttak av fygass, og rute resten av EFG og BOG tilbake inn før kolonnen

Dersom gassandelen for føden inn på lagertank er høy, og mye gjenvinnes tilbake til kolonnen, får systemet et høyt kraftforbruk i end-flash gass delen og gjenvinningsdelen. Med gitte drivere i kjøleprosessen kan system med mer gass i flashdelen produsere mer LNG med et lavere innhold av nitrogen, men det går på bekostning av et høyt kraftforbruk i end-flash gass rekompresjonssystemet. Med lav-N₂ kan kraftforbruket reduseres ved å levere mer av EFG og BOG til fygass, men dette går på bekostning av mindre LNG-produkt.

ii) Uttak av fygass, rute resten tilbake med mulighet til å resirkulere noe oppstrøms kjøleprosessen (Tee-104)

Å resirkulere noe oppstrøms kjøleprosessen, gir også her mindre produksjon til et høyere kraftforbruk for begge gassammensetningene sammenlignet med alternativ uten resirkulering.

iii) Uttak av fygass oppstrøms kjøleprosessen, og gjenvinne alt av EFG og BOG tilbake inn på kolonnen

Fygassen må dekkes av naturgass fra oppstrøms kjøleprosessen. Dersom all EFG og BOG gjenvinnes tilbake inn på kolonnen produseres mindre, og løsningen krever et høyere kraftforbruk i gjenvinningsdelen sammenlignet med alternativ som tar ut fygass fra EFG og BOG. LNG-produktet oppnår et lavt innhold av nitrogen, da mer nitrogen stripes fra LNG-væsken, men all gassen som strømmer i "loop" i gjenvinningsdelen krever (i likhet med system basert på Technips løsning) et urimelig høyt kraftforbruk.

5.3.2.2. Shells end-flash løsning med en separator

Å bytte ut kolonnen med en separator i end-flash løsning basert på Shells system, er ingen optimal løsning med tanke på produksjon og kraftforbruk.

Tabell 20 sammenligner end-flash system basert på Shells løsning med høy-N₂, hvor kolonnen er byttet ut med en separator. Sammenligning for lav-N₂ ligger i Vedlegg D. Separatoren har en dårligere utskilling av nitrogen fra fødestrømmen, og for å tilfredsstille LNG-krav må mer av naturgassen være i gassform inn på separatoren. Ved å bytte ut kolonnen med en separator, øker det samlede kraftforbruket. Med gitte drivere i kjøleprosessen er den største økningen i kraftforbruk i end-flash delen. Forholdet mellom samlet kraftforbruk og LNG-produksjon blir omtrent 5 % dårligere for begge sammensetningene. Samtidig omformes mindre av energien i naturgassen til LNG med separator, dette på grunn av dårligere utskilling av N₂.

Tabell 20 – Shells løsning, med kolonne eller separator og høy-N₂.

Føde:	Høy-N ₂ , Kolonne	Høy-N ₂ , Separator
End-flash system:	FG fra EFG+BOG og GJVN (Shell)	FG fra EFG+BOG og GJVN (Shell)
Underkjøling ned til (°C):	(-147/-150)	-145
LNG-væske som kokes av (°C):	(-162,2/-159,3)	
LNG-produksjon (Mtpa):	5,73	5,86
Spesifikt kraftforbruk (⁹ / ¹⁰) (kWh/tonn _{LNG}):	254,7/249,6	250,6/245,2
Samlet kraftforbruk (MW):	194,5 (178,9-3,6+17,9+1,2)	210,4 (180,1-3,9+30,4+3,7)
Samlet kraftforbruk/LNG (kWh/tonn _{LNG}):	276,8	292,7
%-andel av NG til LNG:	93,7	93,3
%-andel av NG til fyrgass:	6,3	6,7
N ₂ -innhold i LNG (mol%):	0,72	0,98

⁹ Basert på kraftforbruk for kompressorene i kjøleprosessen.

¹⁰ Basert på kraftforbruk for kompressorene i kjøleprosessen minus turbinarbeid.

5.3.3. Shells versus Technips løsning

Hovedforskjellen mellom de to systemene med kolonne er hvordan kulden i BOG og toppproduktet fra kolonnen utnyttes. I end-flash system basert på Technips løsning utnyttes kulden i EFG og BOG til å redusere kraft i kjøleprosessen. I end-flash system basert på Shells løsning veksles EFG og BOG mot gjenvinningsstrøm som føres tilbake inn på kolonnen.

Med gitte drivere i kjøleprosessen kan mer naturgass kondenseres dersom kulden i EFG og BOG utnyttes i MR-kretsen, sammenlignet med system basert på Shells end-flash løsning. Ulikheter mellom systemene er et resultat av ulike trykk, og varierende temperaturprofiler gjennom varmevekslerne som gir forskjellige tap. På grunnlag av designbasisene komprimeres gjenvinningsdelen i end-flash system basert på Shell løsning opp til 70 bar, mens end-flash system basert på Technips løsning komprimerer opp eventuell gjenvinningsdel til 60 bar. Dersom noe skal gjenvinnes tilbake inn på kolonnen igjen, er det lettere å oppnå tettere temperaturtilnærminger (mindre tap) for blanding av strømmer med end-flash system basert på Shells løsning. Dette er på grunn av at gjenvinningsstrømmen veksles mot kald EFG og BOG før den strupes ned til trykk før kolonnen.

Tabell 21 sammenligner verdier for end-flash system basert på Technips og Shells løsninger med høy-N₂. Sammenligning for lav-N₂ ligger i Vedlegg D. Hovedsakelig på grunn av tilgjengelig kraft i kjøleprosessen (som gir økt produksjon for system basert på Technips løsning) og at systemet er mulig å gjennomføre uten "gjenvinningsdelen", foretrekkes system basert på Technips løsning med kuldegjenvinning og komprimering av EFG og BOG til fyrgass, framfor Shells løsning (både med høy-N₂ og lav-N₂). Videre analyse og sammenligning av end-flash system med mer separasjon mellom C₁ og N₂ mot de andre end-flash konfigurasjonene i kapittel 6, gjennomføres derfor med system basert på Technips løsning med kuldegjenvinning og komprimering av EFG og BOG til fyrgass.

Tabell 21 – Shells løsning mot Technips løsninger med høy-N₂.

System:	KGJV, FG fra EFG og BOG (Technip)	FG fra EFG og BOG og GJVN (Shell)
Føde:	Høy-N ₂	Høy-N ₂
Underkjøling ned til (°C):	(-152/-152,6)	(-147/-150)
LNG-væske som kokes av (°C):	(-162,9/-161,3)	(-162,2/-159,3)
LNG-produksjon (Mtpa):	5,69	5,73
Spesifikt kraftforbruk (^{11/12}) (kWh/tonn _{LNG}):	255,3/250,1	254,7/249,6
Samlet kraftforbruk (MW):	186,6 (177,9-3,6+12,2)	194,5 (178,9-3,6+17,9+1,2)
Samlet kraftforbruk/LNG (kWh/tonn _{LNG}):	267,6	276,8
%-andel av NG til LNG:	93,8	93,7
%-andel av NG til fyrgass:	6,2	6,3
N ₂ -innhold i LNG (mol%):	0,96	0,72

¹¹ Basert på kraftforbruk for kompressorene i kjøleprosessen.

¹² Basert på kraftforbruk for kompressorene i kjøleprosessen minus turbinarbeid.

6. Sammenligning og diskusjon

6.1. Studieoversikt

Tabell 22 presenterer en resultatoversikt av de ulike end-flash konfigurasjonene. De mørkeblå feltene viser hvilke alternativ som foretrekkes for end-flash systemet med høy-N₂ eller lav-N₂. De lyseblå feltene indikerer at resultater for end-flash system ikke er mulig, mens de grå feltene indikerer resultater som er mulig (ofte alternativ med resirkulering oppstrøms kjøleprosessen), men et annet alternativ for systemet er bedre. S. k.f.b. er en forkortelse for samlet kraftforbruk.

Tabell 22 – Resultatoversikt over valgte løsninger for de ulike konfigurasjonene.

System:	"Rett-i-tank"			"Flashgass-separator"			"Kolonne" (Technip)		
	LNG [MTPA]	S.k.f.b. [MW]	S. k.f.b./LNG [kWh/tonn _{LNG}]	LNG [MTPA]	S. k.f.b. [MW]	S. k.f.b./LNG [kWh/tonn _{LNG}]	LNG [MTPA]	S. k.f.b. [MW]	S. k.f.b./LNG [kWh/tonn _{LNG}]
Høy-N ₂	-			-			KGJV, FG fra EFG og BOG 5,69 186,56 267,64		
Lav-N ₂	Maks avkok, KGK 5,68 177,09 254,22			FG-KOMBIM/KGJV 5,96 179,62 246,06			KGJV, FG fra EFG og BOG 5,86 180,73 251,50		
RESIRK:									
Høy-N ₂	-			FG og RESIRK M/KGJV 5,64 192,81 279,03			KGJV, FG og RESIRK 5,60 190,57 277,62		
Lav-N ₂	Væske inn på tank, KGK, RESIRK 5,67 177,11 254,77			FG KOMBIM og RESIRK M/KGJV 5,95 179,79 246,45			KGJV, FG og RESIRK 5,85 180,97 252,37		

Antall roterende enheter

Tabell 23 gir en oversikt over antall roterende enheter for hvert enkelt system. Kompleksiteten til et system øker med antall roterende enheter, da det blir flere komponenter å kontrollere og vedlikeholde. Antall roterende enheter gir også utslag i investeringskostnader for anlegget. Væskeekspanderne er med på å gjenvinne kraft.

Tabell 23 – Antall roterende enheter for de ulike systemene.

End-flash system:	i	i	ii	ii	iii	iii	iii	iii	
"Rett-i-tank":	i				(Technip)	(Technip)	(Shell)	(Shell)	
"Flashgass-separator":	ii				GJVN	GJVN	GJVN	GJVN	
"Kolonne":	iii	RESIRK		RESIRK	RESIRK	RESIRK	RESIRK	RESIRK	
		Antall:	Antall:	Antall:	Antall:	Antall:	Antall:	Antall:	
Kjøleprosessen:									
C3-kompressor med tre innløp:		1	1	1	1	1	1	1	
MR-kompressorer:		3	3	3	3	3	3	3	
Væskeekspander:		1	1	1	1	1	1	1	
End-flash delen:									
Væskeekspander:		1	1	1	1	1	1	1	
Fyrgasskompressorer:		3	3	3	3	3	3	3	
RESIRK/GJVN-kompressor(er):			1		1		2		
Sum antall roterende enheter:		9	10	9	10	9	11	9	

6.2. Sammenligning av de ulike end-flash konfigurasjonene

Sammenligner de ulike end-flash systemene med lik naturgasstrøm mot hverandre.

6.2.1. "Rett-i-tank" og "flashgasseparator" med lav-N₂

Tabell 24 sammenligner viktige parametere for de foretrukne løsningene med lav-N₂ for system uten spesifikk end-flash løsning og system med flashgasseparator.

Systemet med ekspasjon rett ned i lagertank underkjøler gassen lengre ned enn systemet med flashgasseparator, på grunn av maksimal krav til flash inn på tank. Valgt system for ingen spesifikk end-flash løsning, kaldgasskomprimerer EFG og BOG opp til fyrgass. På grunn av usikkerheter til kaldgasskomprimering ved store mengder, benytter flashgasseparator kuldegjenvinning og utnytter kulden i EFG og BOG til besparelser i kjøleprosessen. Med gitte drivere i kjøleprosessen kan system med flashgasseparator håndtere mer naturgass inn på kjøleprosessen, og produserer derfor mer LNG.

Andelen av energien i naturgass som omformes til LNG øker marginalt dersom en flashgasseparator benyttes framfor trykkreduksjon rett ned i lagertank. Dette er på grunn av at separatoren gir et LNG-produkt med mindre nitrogen.

Det samlede kraftforbruket er høyest for system med flashgasseparator, hovedsaklig på grunn av økt kraftforbruk i fyrgasskompressorene med mer flashgass å komprimere. Dette på grunn av at krav til flash inn på lagertank ikke er dimensjonerende. Samtidig produseres mer LNG med end-flash system med flashgasseparator. Dette viser parameter for samlet kraftforbruk i forhold til LNG-produksjon, som er omtrent 3 % bedre for end-flash system som benytter flashgasseparator.

Begge systemene har like mange roterende enheter. System uten spesifikk end-flash løsning har en enklere design, uten kobling mellom avkok og kjøleprosessen, og slipper investeringskostnader knyttet til flashgasseparatoren. Men systemet krever strenge reguleringsmekanismer for å sikre seg mot maksimal flash inn på lagertank og variasjoner i fødegassen. System med flashgasseparator er mer egnet til å takle variasjoner i naturgassammensetningen og prosessen, og unngår mulige problemer knyttet til kaldgasskompresjon, da dette ikke er valgt her.

Tabell 24 – "Rett-i-tank" og "flashgasseparator" med lav-N₂.

End-flash system:	"Rett-ned-i-tank", maks flash, KGK, FG fra BOG og NG (oppstrøms)	Flashgasseparator, KGJV, "FG-Kombi" fra EFG+BOG og fra NG (oppstrøms)
Føde:	Lav-N ₂	Lav-N ₂
Underkjøling ned til (°C):	-160,55	-155,00
LNG-produksjon (Mtpa):	5,68	5,96
Spesifikt kraftforbruk (¹³ / ¹⁴) (kWh/tonn _{LNG}):	259,0/254,1	244,2/239,1
Samlet kraftforbruk (MW):	177,1 (180,4-3,4+0,1)	179,6 (178,3-3,8+5,1)
Samlet kraftforbruk/LNG (kWh/tonn _{LNG}):	254,2	246,1
%-andel av NG til LNG:	94,2	94,4
%-andel av NG til fyrgass:	5,8	5,6
N ₂ -innhold i LNG (mol%):	0,49	0,26

¹³ Basert på kraftforbruk for kompressorene i kjøleprosessen.

¹⁴ Basert på kraftforbruk for kompressorene i kjøleprosessen minus turbinarbeid.

6.2.2. "Flashgasseparator" og "kolonne" med høy-N₂

Med høy-N₂ bør system med mer separasjon mellom C₁ og N₂ (kolonne) velges, på grunn av at LNG-kravet kan tilfredstilles uten resirkulering, EFG og BOG kan dekke nødvendig fygassmengde, og prosessen krever samlet et mindre kraftforbruk enn system med flashgasseparator.

Tabell 25 sammenligner resultater for høy-N₂ med flashgasseparator eller kolonne. Skal en flashgasseparator benyttes med høy-N₂, må noe av EFG og BOG resirkuleres oppstrøms kjøleprosessen for at ikke løsningen skal levere for mye brensel. Dette fører til økt kraftforbruk og hele LNG-prosesssystemet går i likevekt med mer nitrogen i alle ledd. Resirkuleringen krever en ekstra resirkuleringskompressor som øker antall roterende enheter i forhold til end-flash system med kolonne. Parameter for samlet kraftforbruk i forhold til LNG-produksjon er omtrent 4 % bedre for prosessen med end-flash system med mer separasjon mellom C₁ og N₂, enn system med flashgasseparator.

Kolonnen kan skille ut mer nitrogen, og andelen av naturgassen som omformes til LNG bedres marginalt med bruk av kolonne framfor separator. Med kolonne kan LNG-kravet tilfredstilles uten resirkulering oppstrøms kjøleprosessen, EFG og BOG kan dekke nødvendig fygassmengde, og prosessen krever samlet et mindre kraftforbruk enn system med separator.

Investeringsvurdering mellom kolonne mot flashgasseparator og en ekstra kompressor gjennomføres ikke. I tillegg kommer produksjonskostnader og tapte gevinster knyttet til mindre produkt og høyere kraftforbruk med bruk av flashgasseparator framfor en kolonne.

Tabell 25 – "Flashgasseparator" og "kolonne" med høy-N₂.

End-flash system:	Flashgasseparator, KGJV, FG fra EFG+BOG og Resirk	Kolonne, KGJV, EF fra EFG +BOG
Føde:	Høy-N ₂	Høy-N ₂
Underkjøling ned til (�C):	-147,0	-152,6
LNG-produksjon (Mtpa):	5,64	5,69
Spesifikt kraftforbruk (¹⁵ / ¹⁶) (kWh/tonn _{LNG}):	256,0/250,5	255,3/250,1
Samlet kraftforbruk (MW):	192,8 (176,9-3,9+18,6+1,2)	186,6 (177,9-3,6+12,2)
Samlet kraftforbruk/LNG(kWh/tonn _{LNG}):	279,0	267,6
%-andel av NG til LNG:	93,5	93,8
%-andel av NG til fygass:	6,5	6,2
N ₂ -innhold i LNG (mol%):	1,00	0,96

¹⁵ Basert på kraftforbruk for kompressorene i kjøleprosessen.

¹⁶ Basert på kraftforbruk for kompressorene i kjøleprosessen minus turbinarbeid.

6.2.3. "Flashgasseparator" og "kolonne" med lav-N₂

System med lav-N₂ bør velge en flashgasseparator framfor en kolonne, på grunn av at LNG-spesifikasjonene nås uten mer separasjon mellom C₁ og N₂.

Tabell 26 sammenligner ulike parametere for end-flash system med flashgasseparator mot end-flash system med kolonne, hvor begge løsningene henter hele fyrgassbehovet sitt fra EFG og BOG (venstre og høyre kolonne), og end-flash system med flashgasseparator mot kolonne hvor system med separator henter fyrgass fra EFG og BOG og fra naturgassen oppstrøms kjøleprosessen (midtre kolonne).

End-flash system med separator og "fyrgass-kombi" (midtre kolonne) oppnår økt produksjon til lavere kraftforbruk enn system med flashgasseparator, hvor hele fyrgassmengden dekkes av EFG og BOG. En mest sannsynlig optimalisering, hvor system med kolonne og lav-N₂ henter fyrgass fra både EFG og BOG og NG oppstrøms kjøleprosessen er ikke gjennomført. For mindre gass inn på kolonne kan underkjølingen gå lengre ned. Løsningen med kolonne skiller ut mer nitrogen enn flashgasseparator, så LNG-produktet inneholder kun 0,05 mol% nitrogen. Med lav-N₂ produseres mindre LNG med kolonne, og systemet får et dårligere forhold mellom samlet kraftforbruk og LNG-produksjon sammenlignet med system med en flashgasseparator.

Tabell 26 – "Flashgasseparator" og "kolonne" med lav-N₂.

End-flash system:	Flashgasseparator, KGJV, FG fra EFG+BOG	Flashgasseparator, KGJV, FG fra EFG+BOG og fra NG (oppstrøms)	Kolonne, KGJV, EF fra EFG +BOG
Føde:	Lav-N ₂	Lav-N ₂	Lav-N ₂
Underkjøling ned til (°C):	-150,8	-155,0	-155,0
LNG-produksjon (Mtpa):	5,94	5,96	5,86
Spesifikt kraftforbruk (^{17/18})(kWh/tonn _{LNG}):	243,0/237,7	244,2/239,1	243,4/238,3
Samlet kraftforbruk (MW):	182,6 (177,0-3,8+9,4)	179,6 (178,3-3,8+5,1)	180,7 (174,9-3,7+9,5)
Samlet kraftforbruk/LNG (kWh/tonn _{LNG}):	250,6	246,1	251,5
%-andel av NG til LNG:	94,2	94,4	94,2
%-andel av NG til fyrgass:	5,8	5,6	5,8
N ₂ -innhold i LNG (mol%):	0,18	0,26	0,05

¹⁷ Basert på kraftforbruk for kompressorene i kjøleprosessen.

¹⁸ Basert på kraftforbruk for kompressorene i kjøleprosessen minus turbinarbeid.

6.2.4. "Rett-i-tank" og "kolonne" med lav-N₂

Tabell 27 sammenligner resultater for system uten spesifikk end-flash løsning med system med mer separasjon mellom C₁ og N₂ for lav-N₂. System med mer separasjon mellom metan og nitrogen oppnår en bedre parameter for samlet kraftforbruk i forhold til LNG-produksjonen, og får et produkt som inneholder mindre nitrogen.

Den samme avveining skjer her som med sammenligning av "Rett-i-tank" med separator og lav-N₂. Systemene består av like mange roterende enheter. System med mer utskilling får høyere investeringskostnader og har en vanskeligere design, men kan bedre tåle variasjoner i fødegassammensetning.

Tabell 27 – "Rett-i-tank" og "kolonne" med lav-N₂.

End-flash system:	"Rett-ned-i-tank", maks flash inn på tank, KGK, FG fra BOG og NG (oppstrøms)	Kolonne, KGJV, FG fra EFG og BOG
Føde:	Lav-N ₂	Lav-N ₂
Underkjøling ned til (°C):	-160,55	-155,0
LNG-produksjon (Mtpa):	5,68	5,86
Spesifikt kraftforbruk (¹⁹ / ₂₀) (kWh/tonn _{LNG}):	259,0/254,1	243,4/238,3
Samlet kraftforbruk (MW):	177,1 (180,4-3,4+0,1)	180,7 (174,9-3,7+9,5)
Samlet kraftforbruk/LNG (kWh/tonn _{LNG}):	254,2	251,5
%-andel av NG til LNG:	94,2	94,2
%-andel av NG til fyrgass:	5,8	5,8
N ₂ -innhold i LNG (mol%):	0,49	0,05

¹⁹ Basert på kraftforbruk for kompressorene i kjøleprosessen.

²⁰ Basert på kraftforbruk for kompressorene i kjøleprosessen minus turbinarbeid.

6.3. Resirkulering

Resirkulering av EFG og BOG oppstrøms kjøleprosessen fører til mer nitrogen i gassform i hele LNG-prosessen. Mer nitrogen fører til at naturgassen får et lavere kokepunkt, og det kreves mer energi å kjøle ned føden. Dette på grunn av at gassform har dårligere varmeoverføringsevne enn væske. Samtidig er ikke nitrogen ønskelig i produktet, da det ikke har noen brennverdi. System med resirkulering går etter hvert i likevekt med mer nitrogen i alle faser, som forverrer ytelsen til prosessen.

Alle resultatene viser at resirkulering oppstrøms kjøleprosessen fører til en dårligere prosess enn om det kan unngås. For end-flash løsning med høy-N₂ og bruk av flashgasseparator måtte noe av EFG og BOG resirkuleres oppstrøms kjøleprosessen for å tilfredsstille brenselbehovet og LNG-produktet. Er det mulig å gjennomføre prosessen uten resirkulering bør resirkuleringen unngås. Dersom resirkulering må benyttes, bør heller anlegget bruke en end-flash løsning som skiller ut nitrogenet og gjenvinner mer metan.

6.4. Kaldgasskomprimering versus kuldegjenvinning og varmere kompresjon

Kaldgasskompresjon gjennomføres kun for system uten spesifikk end-flash løsning og system med flashgasseparator. Kuldegjenvinning fører til at kraftforbruket i kjøleprosessen reduseres, men fører også til at kraftforbruket i fygasskompressorene øker.

Med gitte drivere øker den årlige LNG-produksjonen for system med kuldegjenvinning, men på bekostning av et samlet høyere kraftforbruk enn system med kaldgasskompresjon. Resultatene viser at det kreves mindre arbeid å kaldgasskomprimere BOG og EFG, enn å utnytte den kalde gassen til å redusere kraft i kjøleprosessen, og med gitte drivere kondensere mer naturgass.

For system uten spesifikk end-flash løsning er EFG- og BOG-ratene veldig lave i forhold til ratene i resten av systemet. På grunn av lave rater med EFG og BOG er det kun mindre forskjeller i kraftforbruk og produksjon når en sammenligner system med kuldegjenvinning mot kaldgasskompresjon med lav-N₂. Ved å sammenligne kaldgasskompresjon og kuldegjenvinning for flashgasseparator og lav-N₂, er ulikhetene mer fremtonende. Her er forholdet mellom samlet kraftforbruk i forhold til LNG-produksjon rundt 3 % bedre for system med kaldgasskompresjon.

Kaldgasskomprimering er ikke observert i noen systemløsninger, eller gjennomført tidligere (Pettersen, 2012). Termodynamisk sett kan anlegget tjene på å benytte kaldgasskomprimering framfor kuldegjenvinning og varmere kompresjon av EFG og BOG. Kaldgasskomprimering har mange utfordringer med tanke på tekniske løsninger for kompressorutforming. Systemet må kunne takle store variasjoner i temperatur og ha behov for tetningsoljer/-gass. Lagrene til kompressorene må være ved en høyere temperatur enn mediet. I denne oppgaven velges ikke alltid kaldgasskomprimering av EFG og BOG, på grunn av materialkrav (kostnader og krefter), og årsaker knyttet til start og stopp av enheter, som kan føre til problemer med nedkjøling av utstyr. Ved mindre mengder gass, som for system uten spesifikk end-flash løsning kan kaldgasskomprimering være aktuelt. Ved større mengder flashgass og BOG, som for system med flashgasseparator og kolonne velges det heller å ta vare på noe av kulden i EFG og BOG, og komprimere ved romtemperatur eller litt lavere temperatur.

6.5. Fyrgass fra NG oppstrøms kjøleprosessen versus EFG og BOG

Før EFG og BOG blandes og komprimeres til fyrgass, består de av ulike sammensetninger. Dersom all fyrgassen fås kun fra naturgassen oppstrøms kjøleprosessen, oppstår ikke mulige komplikasjoner knyttet til blanding mellom fyrgass fra EFG og BOG og naturgassen oppstrøms kjøleprosessen, med ulik brennverdi og Wobbe indeks.

Hvor fyrgassen fås fra blir en optimaliseringsavveining mellom effekt [MW] i kjølesystemet versus effekt [MW] som behøves for å komprimere EFG og BOG opp til fyrgass. En annen fordel med å ta fyrgass oppstrøms kjøleprosessen, er at gassen har et høyt trykk. Samtidig brukes ikke kraft på å kondensere, for så å komprimere gassen opp igjen, før den kan brukes som fyrgass. Effekt [MW] for kjøleprosessen og effekt [MW] for rekomprimering henger også sammen med produksjon. LNG-lagertankene har alltid et naturlig avkok, og som oftest blir det noe flashgass fra flashgasseparator eller kolonne for å nå LNG-krav. For å utnytte EFG og BOG brukes gassen ofte til brensel. Alternativt er å benytte systemer med mer gjenvinning av metan, og som tar ut nitrogen.

Tabell 28 viser fyrgassfordelingen for de ulike end-flash konfigurasjonen med høy-N₂ og lav-N₂. Den viser prosentandel av den totale fyrgassmengden som fås fra EFG og BOG eller fra naturgassen oppstrøms kjøleprosessen. Med høy-N₂ og flashgasseparator eller kolonne fås fyrgassen fra EFG og BOG. Med lav-N₂ og system "rett-i-tank" må fyrgassbehovet hovedsakelig hentes fra naturgassen oppstrøms kjøleprosessen. Med flashgasseparator og lav-N₂, kan fyrgass fås kun fra EFG og BOG, men prosessen produserer mer dersom fyrgass fås i en kombinasjon fra EFG og BOG og fra naturgassen oppstrøms kjøleprosessen. Med lav-N₂ og kolonne fås hele fyrgassbehovet fra EFG og BOG (en optimalisering med fyrgass fra både EFG pluss BOG og NG oppstrøms kjøleprosessen er ikke gjennomført).

Tabell 28 – Fyrgassuttak med de ulike end-flash konfigurasjonene med høy-N₂ og lav-N₂.

Fyrgassuttak:	Høy-N ₂		Lav-N ₂	
	FG fra NG (oppstrøms)	FG fra EFG og BOG	FG fra NG (oppstrøms)	FG fra EFG og BOG
"Rett-i-tank":	-	-	98 %	2 %
"Flashgasseparator":	-	100 %	- ²¹ / 42 % ²²	100 % ²³ / 58 % ²⁴
"Kolonne":	-	100 %	-	100 %

²¹ Dersom EFG og BOG dekker hele fyrgassbehovet.

²² FG fås i en kombinasjon fra EFG+BOG og NG (oppstrøms).

²³ Dersom EFG og BOG dekker hele fyrgassbehovet.

²⁴ FG fås i en kombinasjon fra EFG+BOG og NG (oppstrøms).

6.6. Gunstigere kraftfordeling

Alle resultatene er gjennomført med en eksergivirkningsgrad for gassturbinene på 30 %, og en termisk virkningsgrad for gassturbingeneratorene på 30 %. Dersom produksjonen gjennomføres med en gunstigere kraftfordeling, er det mulig å redusere mengde brensel eller få ut mer effekt [MW].

Tabell 29 viser kraftfordelingen for end-flash system med flashgasseparator, kuldegjenvinning (MR) og lav-N₂, med lik effekt [MW] og to ulike virkningsgrader for kraftproduksjonssystemet. Med en virkningsgrad på 30 % dekker EFG og BOG omtrent 58 % av det totale fyrgassbehovet. Øker virkningsgraden til 50 % (på eksempelvis gass- og dampturbin), dekker derimot EFG og BOG omtrent 93 % av det totale fyrgassbehovet. Dette tilsvarer en bedre dekning av fyrgassbehovet med omtrent 35 %.

Miljøregnskap: Dersom effekten [MW] holdes konstant og virkningsgraden øker, reduseres fyrgassbehovet, utslippene går ned, og CO₂-avgiften reduseres. En mindre andel av naturgassen brukes til brensel, og reservoarene holder lenger.

Holdes fyrgassmengden konstant, kan et kraftproduksjonssystem med en bedre virkningsgrad dekke en større effekt (MW), som fører til økt produksjon.

Tabell 29 – Kraftfordeling med to ulike virkningsgrader.

	$\eta = 0,3$	$\eta = 0,5$
Y [MW] dekkes av EFG og BOG:	99	165
X [MW] dekkes av NG (oppstrøms):	81	15
\dot{m}_{FG} (EFG og BOG) [kg/h]:	26840	26840
\dot{m}_{FG} (NG oppstrøms) [kg/h]:	19641	2136
Energibasis:		
%-NG som omformes til LNG:	94,4	96,5
Egenforbruket (% FG):	5,6	3,5

6.7. Dobbeltkolonne

Dersom spennvidden i Wobbe indeks og brennverdi er for stor er det ikke mulig å benytte EFG og BOG til fyrgass. Nitrogenet må derfor tas ut av systemet. Et system med uttak av nitrogen og mer gjenvinning av metan kan også benyttes dersom fyrgassbehovet ikke er høyt.

Betraktninger for end-flash systemer med uttak av nitrogen og mer gjenvinning av metan gjennomføres på bakgrunn av fremgangsmåte beskrevet i kapittel 4.2.3. Dobbeltkolonnen krever et bestemt kraftforbruk for å oppnå kjølingen som behøves for å separere ut nitrogenet. Dette behovet dekkes av tilgjengelig kraft i kjøleprosessen.

Nedenfor presenteres resultater for systemløsninger med tre ulike N₂-innhold i EFG- og BOG-sammensetningene. Nitrogeninnholdet i EFG og BOG for de ulike tilfellene er omtrent 25 mol%, 34 mol% og 37 mol%. Alle simuleringene gjennomføres med høy-N₂ og med end-flash system basert på Technips løsning.

N₂-innhold i EFG og BOG rundt 25 mol%

Ønsker å evaluere end-flash system basert på Technips løsning mot system med uttak av nitrogen ved hjelp av en dobbeltkolonneprosess. Med et nitrogeninnhold på omtrent 25 mol% i EFG og BOG benyttes en komponentsplitter for simuleringen etter strippekolonnene (antatt at denne i praksis er en dobbeltkolonne). Dette er på grunn av problemer som oppstod med å skille ut tilfredsstillende mengde metan fra N₂-strømmen i dobbeltkolonnemodellen.

EFG og BOG komprimeres opp til 50 bar. Dobbeltkolonnen trenger et kjølebehov på rundt 12 MW, som er omtrent 7 % av kjølebehovet i kjøleprosessen. Trekker derfor fra 6 MW tilgjengelig kraft fra GT 1 og HM 1, slik at disse kan dekke 90,2 MW (96,2 MW – 6MW). Reduserer masseraten inn på kjøleprosessen, slik at GT 1 og HM 1 utnyttes fullstendig på 90,2 MW. På grunn av en lavere rate EFG og BOG inn på dobbeltkolonnen reduseres kjølebehovet for dobbeltkolonnen litt, men det er fremdeles omtrent 12 MW.

Tabell 30 sammenligner resultater for løsning som komprimerer EFG og BOG opp til fyrgass (kolonne til venstre) og løsning med uttak av N₂ og mer gjenvinning av metan (kolonne til høyre). Resultatene viser seg å være nokså like. Med gitte drivere i kjøleprosessen oppnår system med uttak av nitrogen litt høyere samlet kraftforbruket enn system uten dobbeltkolonne. Dette er på grunn av at kjølebehovet til dobbeltkolonnen dekkes av tilgjengelig kraft i kjøleprosessen, og ulikheter mellom kraftforbruket kan sees fra forskjellen mellom å komprimere opp EFG og BOG til 50 bar før NRU framfor 30 bar dersom den skal benyttes til fyrgass. LNG-produksjonen er lik for begge løsningene. Dette fører til at forholdet mellom samlet kraftforbruk og LNG-produksjon blir 1 % dårligere for system som benytter dobbeltkolonne. Kjølebehovet for dobbeltkolonnen utgjør omtrent 7 % av det samlede kraftforbruket for kjøleprosessen.

Tabell 30 – System basert på Technips løsning med dobbeltkolonne etter strippekolonnen.

System:	KGJV, FG fra EFG og BOG (Technip)	Dobbeltkolonne, FG fra NG (oppstrøms)
Føde:	Høy-N ₂	Høy-N ₂
Underkjøling ned til (°C):	(-152,0/-152,6)	(-152,0/-152,6)
LNG-væske som kokes av (°C):	(-162,9/-161,3)	(-162,9/-161,4)
N ₂ -innhold i EFG+BOG (mol%):	0,25	0,25
LNG-produksjon (Mtpa):	5,69	5,69
Spesifikt kraftforbruk (^{25/26}) (kWh/tonn _{LNG}):	255,3/250,1	255,5/250,7
Samlet kraftforbruk (MW):	186,6 (177,9-3,6+12,2)	188,7 (166,7+11,7-3,4+13,7)
Samlet kraftforbruk/LNG (kWh/tonn _{LNG}):	267,6	270,4
%-andel av NG til LNG:	93,8	93,9, (90,6 ²⁷)
%-andel av NG til fyrgass:	6,2	6,2 (6,2 ²⁸)
%-andel av NG til N ₂ -uttak:		0 (3,2 ²⁹)
N ₂ -innhold i LNG (mol%):	0,96	0,93

N₂-innhold i EFG og BOG nært maksimalt krav for gassturbin

Dersom N₂-innholdet i EFG og BOG er rundt 35 mol% benyttes dobbeltkolonnemodellen gitt av Statoil. For å oppnå en EFG- og BOG-sammensetning med et nitrogeninnhold nærmere antatt maksimalt krav for industrielle gassturbiner (35 mol%) utskilles mer nitrogen i toppproduktet ut av kolonnen for end-flash system basert på Technips løsning. Dette gjennomføres ved å øke temperaturredifferansen gjennom N₂-fjerningskolonne kokeren i forhold til løsning presentert i Tabell 30 (kolonne til venstre).

Tabell 31 viser resultater for løsning der EFG og BOG utnyttes til fyrgass (kolonne til venstre) eller løsning som benytter dobbeltkolonne (kolonne til høyre). N₂-innholdet i EFG og BOG er rett under 35 mol%, og tilfredsstiller kravet for de industrielle gassturbine. Kjølebehovet for dobbeltkolonnen utgjør omtrent 5 % av det samlede kraftforbruket for kjøleprosessen. Det samlede kraftforbruket er omtrent 1 % høyere for løsning med dobbeltkolonne sammenlignet med løsning som utnytter EFG og BOG til fyrgass. Med gitte drivere i kjøleprosessen er dette hovedsakelig et resultat av økt kraftforbruk i end-flash delen for system med dobbeltkolonne. Dette på grunn av at EFG og BOG må komprimeres opp til et høyere trykk før NRU (50 bar), enn system som utnytter EFG og BOG til fyrgass.

Mer av energien i naturgassen omformes til LNG med dobbeltkolonneoppstillingen, og løsningen produserer omtrent 4 % mer LNG enn system som utnytter EFG og BOG til fyrgass.

²⁵ Basert på kraftforbruk for kompressorene i kjøleprosessen.

²⁶ Basert på kraftforbruk for kompressorene i kjøleprosessen minus turbinarbeid.

²⁷ Prosentandel av NG som omformes til LNG på massebasis.

²⁸ Prosentandel av NG som omformes til FG på massebasis.

²⁹ Prosentandel av NG som sendes til N₂-uttak på massebasis.

Med gitte drivere i kjøleprosessen oppnår løsning med dobbeltkolonne rundt 3 % bedre forhold mellom samlet kraftforbruk og LNG-produksjon.

Tabell 31 – System basert på Technips løsning med dobbeltkolonne etter strippekolonnen.

System:	KGJV, FG fra EFG og BOG (Technip)	Dobbeltkolonne, FG fra NG (oppstrøms)
Føde:	Høy-N ₂	Høy-N ₂
Underkjøling ned til (°C):	(-155,0/-158,9)	(-155,0/158,9)
LNG-væske som kokes av (°C):	(-162,8/-159,9)	(-162,6/-159,3)
N ₂ -innhold i EFG+BOG (mol%):	0,34	0,34
LNG-produksjon (Mtpa):	5,66	5,86
Spesifikt kraftforbruk (^{30/31}) (kWh/tonn _{LNG}):	255,9/250,8	248,1/243,4
Samlet kraftforbruk (MW):	182,7 (177,4-3,6+8,9)	184,3 (170,3+7,8-3,4+9,6)
Samlet kraftforbruk/LNG (kWh/tonn _{LNG}):	264	257
%-andel av NG til LNG:	94 (91 ³²)	96 (94 ³³)
%-andel av NG til fyrgass:	6 (9 ³⁴)	4 (4 ³⁵)
%-andel av NG til N ₂ -uttak:		0 (2 ³⁶)
N ₂ -innhold i LNG (mol%):	0,92	0,93

System basert på Technips løsning, hvor EFG- og BOG-sammensetningen inneholder 34 mol% (se Tabell 31) viser seg å være en optimalisering i forhold til system med høy-N₂ vurdert tidligere (som i Tabell 30). Parameter for samlet kraftforbruk i forhold til LNG-produksjon blir omtrent 1 % bedre. Dette belyser at alle systemene har mange optimaliseringsmuligheter, og for videre vurdering av prinsipielle ulikheter mellom systemene benyttes fremdeles resultater gitt i Tabell 30 for end-flash system med strippekolonne.

N₂-innhold i EFG og BOG høyere enn 35 mol%

Resultater for en simulering der nitrogeninnholdet i EFG og BOG er høyere enn 35 mol% ligger i Vedlegg E. Med omtrent 37 mol% nitrogen i EFG og BOG blir samlet kraftforbruk i forhold til LNG produksjon 257 [kWh per tonn LNG]. Kjølebehovet for dobbeltkolonnen utgjør omtrent 4 % av det samlede kraftbehovet for kjøleprosessen.

³⁰ Basert på kraftforbruk for kompressorene i kjøleprosessen.

³¹ Basert på kraftforbruk for kompressorene i kjøleprosessen minus turbinarbeid.

³² Prosentandel av NG som omformes til LNG på massebasis.

³³ Prosentandel av NG som omformes til LNG på massebasis.

³⁴ Prosentandel av NG som omformes til FG på massebasis.

³⁵ Prosentandel av NG som omformes til FG på massebasis.

³⁶ Prosentandel av NG som sendes til N₂-uttak på massebasis.

Vurdering

Dobbeltkolonnen fører til en mer kompleks drift, med økt antall enheter og prosesskoblinger, som igjen gir høyere investeringskostnader. Resultatene viser at et mer komplekst system ikke nødvendigvis gir økt LNG-produksjon til et bestemt kraftforbruk. Dersom nitrogeninnholdet i EFG og BOG er rundt 25 mol% og prosessene har sammen kraftforbruk, oppnås en høyere LNG-produksjon med et enklere design som utnytter EFG og BOG til fyrgass sammenlignet med løsning som skiller ut nitrogenet og gjenvinner mer metan.

Med et nitrogeninnhold i EFG og BOG nærmere maksimalt antatt krav for industrielle gassturbiner (35 mol%), produseres mer LNG dersom nitrogenet skilles ut ved hjelp av en dobbeltkolonne, sammenlignet med system som utnytter EFG og BOG til fyrgass. Hvor løsning med dobbeltkolonne oppnår omtrent 3 % bedre forhold mellom samlet kraftforbruk og LNG-produksjon. Et høyere nitrogeninnhold i EFG og BOG fører til at LHV til sammensetningen blir mindre. Dette betyr at fyrgassen kan dekke et mindre kraftforbruk. Dersom nitrogeninnholdet i EFG og BOG er nærmere maksimalt antatt krav for industrielle gassturbiner, kan det derfor være fordelaktig å undersøke om EFG og BOG bør benyttes til fyrgass. Alternativt kan en dobbeltkolonne benyttes, som skiller ut nitrogenet og gjenvinner mer metan, og får fyrgass fra naturgassen oppstrøms kjøleprosessen.

Dersom det ikke er mulig å benytte EFG og BOG til fyrgass, må nitrogenet tas ut av systemet. Avhengig av nitrogeninnholdet i EFG og BOG og masseraten inn på dobbeltkolonnen utgjør kjølebehovet for dobbeltkolonnen omtrent 4-7 % av det samlede kraftbehovet for kjøleprosessen.

Resultatene fra simuleringene viser at kraftforbruket for å dekke dobbeltkolonnens kjølebehov er høyest for system som må skille ut mindre nitrogen. Dette kan være på grunn av at masseraten inn på dobbeltkolonnen for EFG- og BOG-sammensetningen med et nitrogeninnhold på 25 mol% er omtrent 30 % høyere enn masseraten for sammensetning med et nitrogeninnhold på 34 mol%. Videre er betraktningene gjennomført med noen antagelser. Dette på grunn av at dobbeltkolonnen ikke ble nøyaktig implementert i forhold til resten av prosessen. Resultater for tilfelle hvor EFG- og BOG-sammensetningen har et nitrogeninnhold på 25 mol% er simulert med en komponentsplitter. Mens for tilfeller hvor EFG- og BOG-sammensetningene er nærmere 35 mol% benyttes et grundigere prosessflytdiagram. Usikkerhet rundt disse resultatene er derfor til stede, men de gir en indikasjon på hvordan et system som skiller ut nitrogen og gjenvinner mer metan er i forhold til resten av prosessen og sammenlignet med enklere design.

6.8. Anbefalinger

Systemvurderinger

Under blir det presentert hvorfor et system er bedre enn et annet, og hvorfor et system bør velges framfor et annet. Dette gjennomføres ved å evaluere og sammenligne generelle ulikheter for system med lav-N₂ og høy-N₂.

End-flash systemene vurderes hovedsaklig ut i fra hvilke løsninger som produserer mest til lavest mulig kraftforbruk. De ulike end-flash konfigurasjonene drøftes ut ifra produksjon, kraftforbruk, kompleksitet og antall roterende enheter. Oppgaven vurderer ikke investeringskostnader og kostnader knyttet til drifting og vedlikehold, og mulige gevinster av et produkt med lavere nitrogeninnhold. Det er antatt at dette har betydning for valg av systemløsning for anlegg der det er forventet et lavt nitrogeninnhold i sammensetningen. Fordelene med et lavt innhold av nitrogen i produktet er at det er mulig å tjene mere penger på det, da produktet oppnår en høyere brennverdi. Resultatene viser at valg av end-flash system har stor påvirkning på resten av LNG-anlegget. For ulike naturgassammensetninger finnes forskjellige "optimale" end-flash konfigurasjoner.

System uten spesifikk end-flash løsning har enkelt design. Det meste av fyrgass dekkes av naturgass oppstrøms kjøleprosessen, og dermed slipper den å kondenseres for så å rekomprimeres. Systemet krever strenge reguleringsystemer med tanke på mengde flashgass og produktkrav (kostnader). Med lite EFG og BOG kan kaldgasskomprimering gjerne benyttes, som tar bort koblinger til MR-kretsen. Systemet kan ikke anvendes dersom naturgassammensetning er over LNG-spesifikasjon (dersom en neglisjerer at noe nitrogen kokes av til BOG).

En enkel flashgasseparator takler større variasjoner i fødegassen enn system uten spesifikk end-flash løsning. Fyrgassen fås da i en kombinasjon fra EFG og BOG og fra NG oppstrøms kjøleprosessen eller kun fra EFG og BOG. Med et nitrogeninnhold i naturgassen som i høy-N₂ (3 mol %) eller høyere, må noe av EFG og BOG resirkuleres tilbake i prosessen for at ikke løsningen skal levere for mye fyrgass. Resirkuleringen krever en ekstra kompressor.

Dersom nitrogeninnholdet i gassammensetningen er høyt bør en kolonne benyttes i end-flash systemet. En kolonne oppnår mer separasjon mellom C₁ og N₂ enn en separator, og får bedre forhold mellom samlet kraftforbruk og LNG-produksjon. Systemet er mer komplekst med koker og flere kompressorer dersom gjenvinning inn på kolonnen igjen.

Kolonneløsningen oppnår lavere innhold av nitrogen i LNG-produktet, noe som kan gi økt salgspris.

Lav-N₂ inneholder i utgangspunktet mindre nitrogen enn LNG-krav og dersom det investeres i et system med mer separasjon mellom C₁ og N₂ oppnås LNG-produkt med veldig lave nitrogeninnhold. Dersom en flashgasseparator kan skille ut nok nitrogen, er det mest sannsynlig ulønnsomt å investere i en strippekolonne, også med tanke på vedlikehold og

opptid. Med tanke på produksjonsrate bør en enkel flashgasseparator benyttes med lav- N_2 sammensetningen.

Et mulig alternativ for end-flash system basert på Technips eller Shells løsninger er å gjenvinne noe av EFG og BOG tilbake inn på kolonnen. For å unngå temperaturløstap er det ønskelig å finne systemløsninger som oppnår gode temperaturløstap mellom prosesstrømmer som blandes, dersom gjenvinning av EFG og BOG skal anvendes. Såfremt at dette ikke krever større (dårligere) temperaturløstap gjennom varmevekslerne.

For å holde kontroll på masserater inn i kanaler for varmevekslerne og unngå slugging i ventiler, er det ønskelig med en fase væske eller gass inn på veksler og ventiler. Dersom ikke dette lar seg gjennomføre, er det mulig å bruke en separator som kontrollerer matingen.

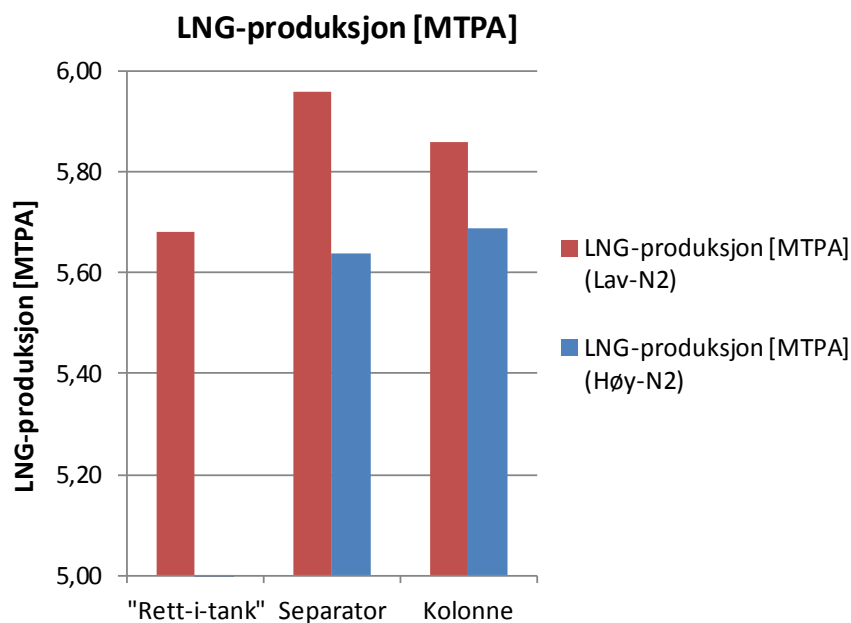
Med et lavt innhold av nitrogen i gassammensetningen kan alle de tre prinsipielt ulike end-flash konfigurasjonene som vurderes i oppgaven anvendes. Med tanke på variasjoner i fødegassen, foretrekkes en end-flash løsning med separator eller et system med mer separasjon mellom C_1 og N_2 .

For begge sammensetningene er det ønskelig med minst mulig rekomprimering oppstrøms kjøleprosessen, men som drøftet tidligere må dette gjennomføres med høy- N_2 , dersom ikke en kolonne benyttes til å skille ut N_2 . Resirkulering til oppstrøms kjøleprosessen av overskudds EFG og BOG fører til dårlige forbrenningsegenskaper og det øker kraftforbruket til kompressorene (Vovard et al., 2011). Resirkuleringen oppstrøms kjøleprosessen kan gjerne fungere som en sikkerhet og som et alternativ til fakling.

Nedenfor presenteres noen parametere for end-flash system med høy-N₂ og lav-N₂ grafisk. Parametrene som fremstilles er LNG-produksjon, andel av naturgass som omfores til LNG og egenforbruk, spesifikt kraftforbruk og samlet kraftforbruk i forhold til LNG-produksjon.

LNG-produksjon

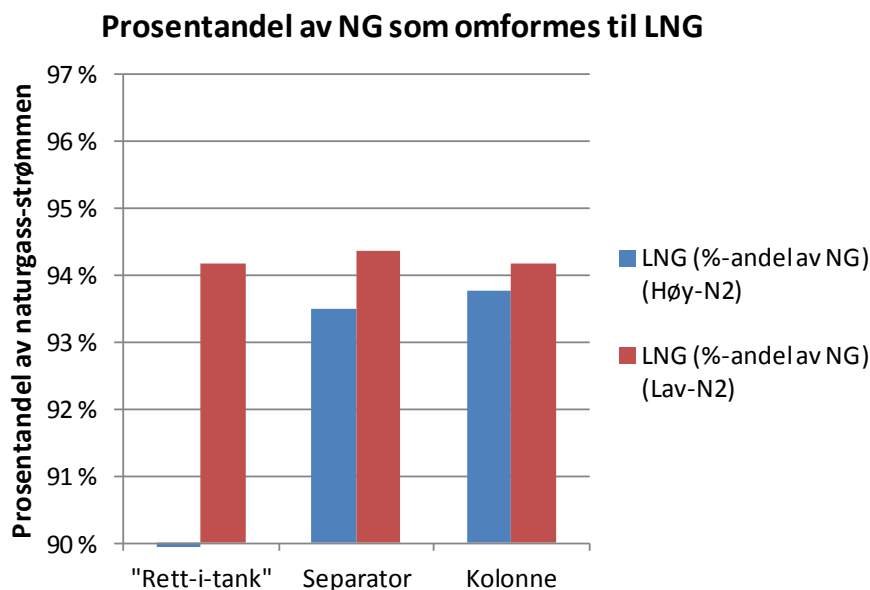
Figur 36 viser LNG-produksjon for de ulike end-flash konfigurasjonene for både lav-N₂ og høy-N₂. Med høy-N₂ oppnås mest LNG-produksjon dersom et end-flash system med mer separasjon mellom C₁ og N₂ benyttes (kolonne). Med lav-N₂ oppnås størst LNG-produksjon, dersom en enkel flashgasseparator benyttes.



Figur 36 – LNG-produksjon for de ulike end-flash konfigurasjonen med lav-N₂ og høy-N₂.

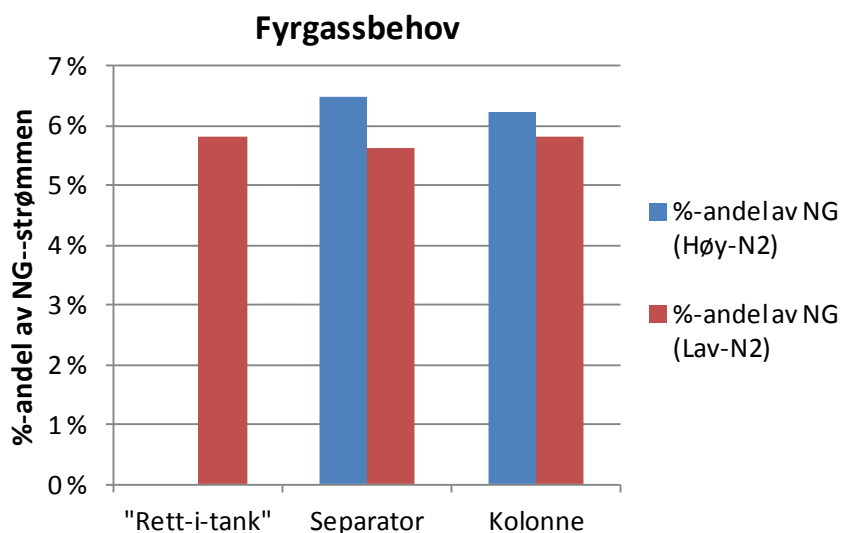
Omforming til LNG og egenforbruk

Figur 37 viser prosentandelen av naturgasstrømmen inn på prosessen som omformes til LNG for de ulike systemene med høy-N₂ og lav-N₂. Alle system omformer mer av energien i naturgassen til LNG med lav-N₂, på grunn av at lav-N₂ inneholder mindre nitrogen enn høy-N₂ og det kreves mindre energi å omforme lav-N₂ til LNG.



Figur 37 – Prosentandel av naturgassen som omformes til LNG med lav-N₂ og høy-N₂.

Figur 38 viser egenforbruket, som er fyrgassbehovet, gitt som prosent av energien i naturgassen inn på prosessen for de ulike systemene med høy-N₂ og lav-N₂. Grafen viser det "motsatte" av Figur 37. Energien i naturgassen som ikke omformes til LNG brukes til fyrgass. Mer av energien i naturgassen må brukes til fyrgass med høy-N₂, da prosessen krever mer energi sammenlignet med en prosess med lav-N₂. LHV for lav-N₂ og høy-N₂ er på henholdsvis 49,25 MJ/kg og 47,31 MJ/kg. Fra Formel 3 med konstant antall [MW] og virkningsgrad, blir fyrgassmengden størst dersom høy-N₂ benyttes som fyrgass framfor lav-N₂.

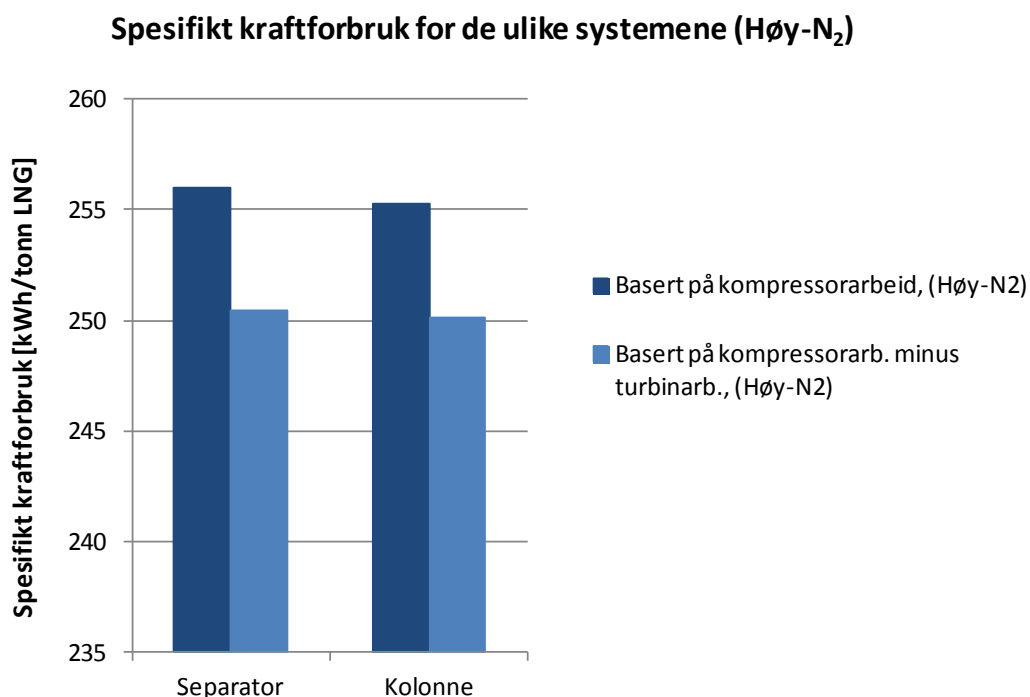


Figur 38 – Egenforbruket med høy-N₂ og lav-N₂.

Spesifikt kraftforbruk

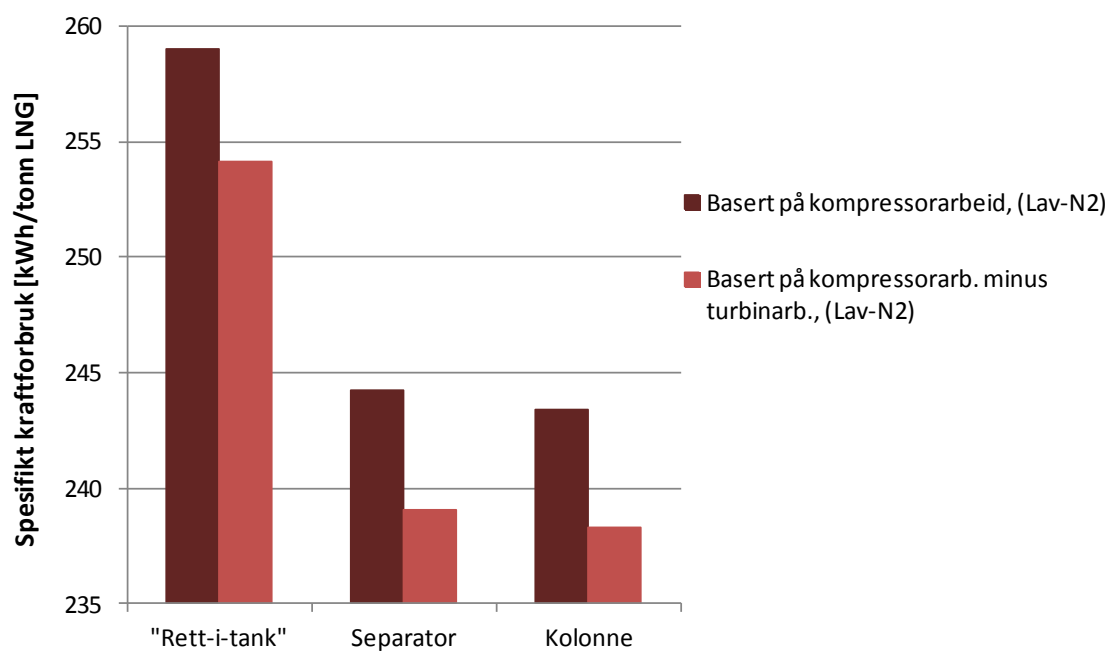
Figur 39 og Figur 40 viser spesifikt kraftforbruk for de ulike end-flash konfigurasjonene med henholdsvis høy-N₂ og lav-N₂ basert på kompressorarbeid i kjøleprosessen og kompressorarbeid minus turbinarbeid. End-flash løsning med høy-N₂ og separator får et høyere spesifikt kraftforbruk med gitte drivere på grunn av at noe av EFG og BOG må resirkuleres oppstrøms kjøleprosessen, som krever økt kraftforbruk i kjøleprosessen med mer nitrogen i gassform.

Systemene sammenlignes på bakgrunn av bestemte drivere i kjøleprosessen, og dersom gassen underkjøles langt ned kreves et høyere kraftforbruk og mindre gass kondenseres. Prosess med "Rett-i-tank" og lav-N₂ oppnår et dårligere (høyere) forhold for spesifikt kraftforbruk sammenlignet med de andre end-flash systemene på grunn av krav til maksimal flash inn på LNG-lagringstank og gitte drivere i kjøleprosessen. For system med separator eller kolonne og lav-N₂, kan mer kraft tilføres i end-flash delen som øker LNG-produksjonen, og gir samlet et bedre forhold for spesifikt kraftforbruk i kjøleprosessen.



Figur 39 – Spesifikt kraftforbruk med høy-N₂.

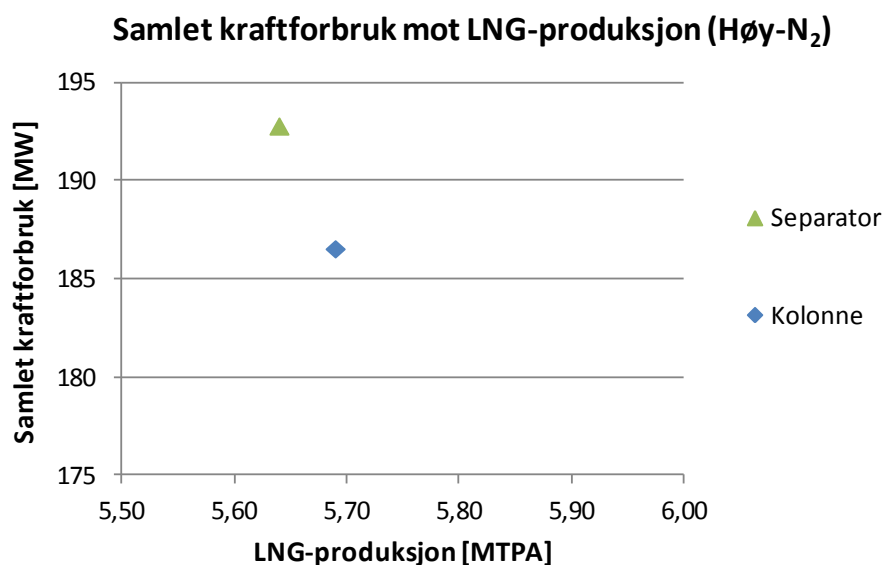
Spesifikt kraftforbruk for de ulike systemene (Lav-N₂)



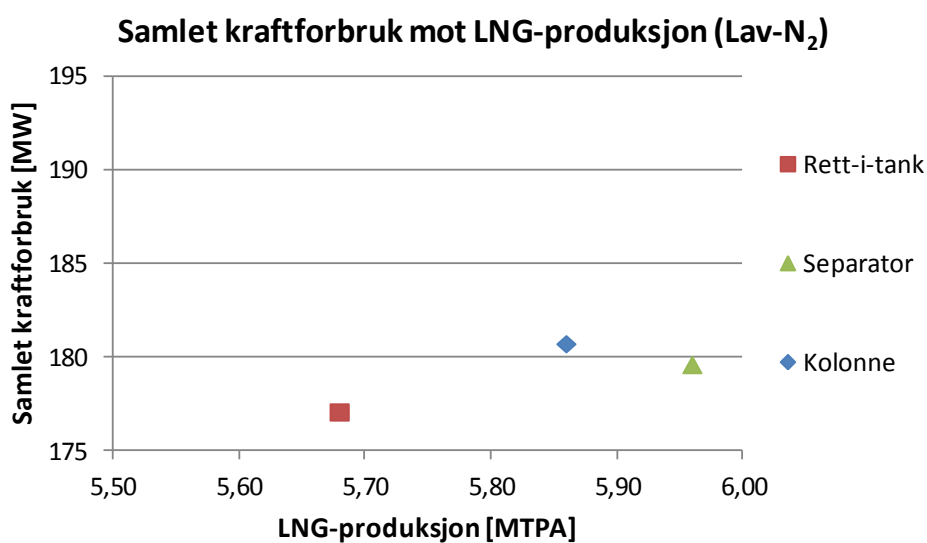
Figur 40 – Spesifikt kraftforbruk med lav-N₂.

Samlet kraftforbruk mot LNG-produksjon

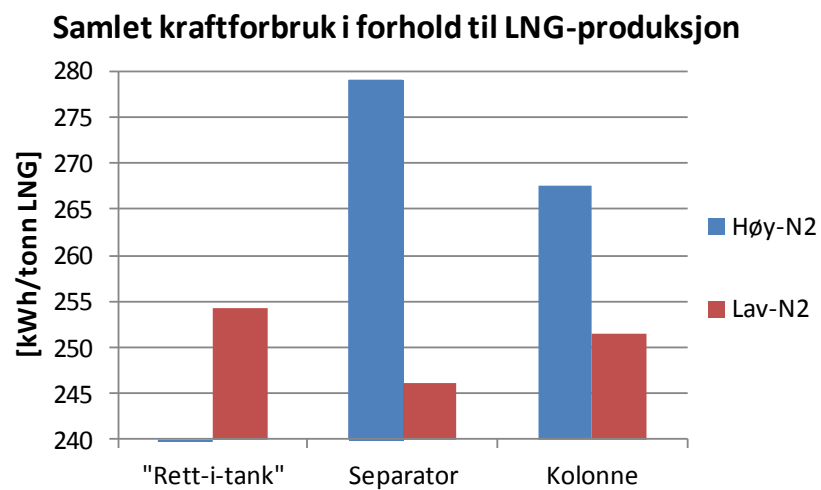
Figur 41 og Figur 42 viser samlet kraftforbruk mot LNG-produksjon med henholdsvis høy-N₂ og lav-N₂. I Figur 43 vises parametere for samlet kraftforbruk delt på LNG-produksjon i [kWh/tonn_{LNG}]. Grafene viser at med høy-N₂ oppnår system med mer separasjon mellom C₁ og N₂ (kolonne), det beste forholdet mellom samlet kraftforbruk i forhold til LNG-produksjon. System med høy-N₂ og flashgasseparator produserer mindre til et høyere kraftforbruk, da noe av EFG og BOG må resirkuleres for at ikke systemet skal levere mer flashgass enn fyrgassbehovet. Lav-N₂ oppnår det beste forholdet mellom kraftforbruk og LNG-produksjon dersom en enkel flashgasseparator benyttes.



Figur 41 – Samlet kraftforbruk mot LNG-produksjon med høy-N₂.



Figur 42 – Samlet kraftforbruk mot LNG-produksjon med lav-N₂.



Figur 43 – Samlet kraftforbruk i forhold til LNG-produksjon med høy-N₂ og lav-N₂.

7. Konklusjon og forslag til videre arbeid

7.1. Konklusjon

Kapitlet inneholder konklusjon av studien med analyserte resultater, hovedfunnene og de viktigste egenskapene til de studerte systemene. Resultatene klargjør betydningen av valg av end-flash system for ulike gassammensetninger, og hvordan valg av system påvirker resten av anlegget.

Formålet med oppgaven var å gjennomføre en systematisk evaluering av forskjellige end-flash løsninger. Studiet har konsentrert seg om prinsipielt ulike løsninger av fire typer end-flash konfigurasjoner. Simuleringene er gjennomført med to ulike naturgassammensetninger, med tanke på høyt/lavt innhold av nitrogen (høy-N₂ og lav-N₂). Høy-N₂ har et nitrogeninnhold på 3,0 mol%, mens lav-N₂ inneholder 0,5 mol% nitrogen.

System uten spesifikk end-flash løsning er det enkleste systemet, og det billigste på grunn av få komponenter. Løsningen kan kun anvendes dersom N₂-innholdet i fødegassen er lavt nok til å tilfredsstille LNG-kravet, og er lite fleksibelt med tanke på variasjoner i fødegassen. Sammenlignet med de andre konfigurasjonene oppnår systemet et høyt spesifikt kraftforbruk og dårligst parameter for samlet kraftforbruk i forhold til LNG-produksjon.

End-flash system med lav-N₂ i sammensetningen og flashgasseparator kan levere alt av nødvendig fyrgass fra EFG og BOG. Prosessen krever mindre kraftforbruk og produserer mer LNG dersom fyrgass hentes i en kombinasjon fra EFG og BOG, og fra NG oppstrøms kjøleprosessen. Med høy-N₂ i sammensetningen er ikke en flashgasseparator den mest optimale løsningen, dette på grunn av behov for å resirkulere noe av EFG og BOG oppstrøms kjøleprosessen.

Hvordan fyrgassbehovet skal dekkes blir en optimaliseringsavveining mellom effekt [MW] i kjølesystemet versus effekt [MW] som behøves for å komprimere EFG og BOG opp til fyrgass, og henger også sammen med produksjonen. Som oftest blir det noe EFG og BOG fra prosessen, og resultatene viser at det er mer lønnsomt å komprimere denne opp til fyrgass (dersom innenfor krav til N₂-innhold) kontra å resirkulere gassen oppstrøms kjøleprosessen. Eventuelt må systemer med mer separasjon mellom C₁ og N₂ og gjenvinning av metan benyttes.

Dersom spennvidden i Wobbe indeks og brennverdi er for stor er det ikke mulig å benytte EFG og BOG til fyrgass. N₂ kan tas ut av systemet med en dobbeltkolonneprosess, som skiller ut nitrogenet og gjenvinner mer metan. Kjølebehovet for dobbeltkolonnen utgjør omtrent 4-7 % av det samlede kraftforbruket for kjøleprosessen. Dobbeltkolonnen gir mer kompleks drift og dyrere investeringskostnader. Resultatene viser at et mer komplekst system ikke nødvendigvis gir økt LNG-produksjon til et bestemt kraftforbruk. N₂-innholdet i EFG og BOG og masseraten inn på dobbeltkolonnen har påvirkning på dette. Med et N₂-innhold på 25 mol% i EFG- og BOG-sammensetningen, oppnår en enklere design som utnytter EFG og BOG til fyrgass 1 % bedre forhold mellom samlet kraftforbruk og LNG-produksjon sammenlignet

med løsnings med dobbeltkolonne. Dersom nitrogeninnholdet i EFG og BOG er nærmere antatt maksimalt krav for industrielle gasturbiner kan det være fordelaktig å benytte en dobbeltkolonne. Et høyere N_2 -innhold i EFG og BOG fører til at LHV til sammensetningen blir mindre, som betyr at fyrgassen kan dekke et mindre kraftforbruk.

Forskjellene mellom å utnytte kulden i EFG og BOG til å kondensere en delstrøm NG kontra å kondensere en delstrøm MR viser seg å være marginale. Ulikheter forårsakes hovedsakelig av temperaturløsnings for blanding av strømmer og temperaturprofil gjennom vekslere som veksler kald EFG og BOG med MR eller NG (VV 1 eller VV 2).

Kolonnen formål er å fjerne nitrogen og justere nitrogeninnholdet i LNG-produktet til kravspesifikasjonen. Mer gjenvinning tilbake inn på kolonnen igjen fører til at mer nitrogen stripper av til EFG. Dersom målet med produksjonen er å komme seg under LNG-spesifikasjon, bør N_2 -innhold i LNG-produktet akkurat nås for å oppnå mest produksjon til lavest mulig kraftforbruk. Det er mulig å oppnå LNG-produkt med veldig lave N_2 -innhold med mer gjenvinning og resirkulering, men på bekostning av høyere kraftforbruk. Resirkulering og gjenvinning fører samtidig til ekstra roterende enheter, som gjør systemet mer komplekst. Dersom det er ønskelig med gjenvinning tilbake inn på kolonnen igjen, må en løsning som oppnår god temperaturløsnings mellom strømmer som blandes benyttes for å unngå tap.

Med høy- N_2 , kolonne og gitte drivere, kan EFG og BOG dekke nødvendig fyrgassmengde og tilfredsstillende LNG-krav uten resirkulering tilbake oppstrøms kjøleprosessen, og prosessen krever samlet et mindre kraftforbruk enn system med flashgasseparator. Med høy- N_2 er forholdet mellom samlet kraftforbruk og LNG-produksjon omtrent 4 % bedre for prosess med kolonne sammenlignet med system med flashgasseparator. Investeringskostnader mellom kolonne mot flashgasseparator og en ekstra kompressor gjennomføres ikke. I tillegg kommer produksjonskostnader og tapte gevinster knyttet til mindre LNG-produkt og høyere kraftforbruk med separator, framfor en kolonne.

Med lav- N_2 og mer separasjon mellom C_1 og N_2 oppnås et LNG-produkt med et veldig lavt N_2 -innhold. Dette gir produktet en høyere brennverdi og eventuell høyere salgsverdi. Hvis det er mulig å oppnå LNG-krav uten kolonne bør heller en flashgasseparator benyttes med lav- N_2 . Dette grunnet det mest sannsynlig er ulønnsomt å investere i en strippekolonne dersom en flashgasseparator kan skille ut nok nitrogen, også med tanke på vedlikehold og oppetid. Med hensyn til høyest produksjonsrate, bør en flashgasseparator benyttes med lav- N_2 sammensetningen. En flashgasseparator gir i dette tilfellet omtrent 2 % høyere LNG-produksjon.

System med resirkulering av BOG og EFG tilbake i prosessen går etter hvert i likevekt med mer nitrogen i alle faser, noe som forverrer ytelsen til prosessen. Det kreves mindre energi å omforme en naturgass som inneholder mindre nitrogen. Dersom det er mulig å gjennomføre prosessen uten resirkulering bør dette gjennomføres, og heller bruke løsninger som skiller ut nitrogenet og gjenvinner mer metan. Videre så krever resirkulering en ekstra kompressor, som gjør at antall roterende enheter i anlegget øker.

Resultatene viser at et system med kaldgasskompresjon av BOG og EFG gir et samlet bedre kraftforbruk enn et system der BOG og EFG kuldegjenvinnes for å redusere kraftforbruket i kjøleprosessen. For flashgasseparator og lav-N₂, bedres forhold mellom samlet kraftforbruk og LNG-produksjon rundt 3 % for system med kaldgasskompresjon, sammenlignet med system med kuldegjenvinning og varmere kompresjon. Bruk av kaldgasskompresjonssystem er ikke sett gjennomført på LNG-anlegg. Dette kan ha sammenheng med utfordringer til blant annet materialvalg for roterende enheter utsatt for så store temperaturdifferanser under drift. Det er heller vanlig å ta vare på kulden i EFG og BOG og komprimere ved omgivelsestemperatur. Termodynamisk sett kan anlegget tjene på å benytte kaldgasskomprimering framfor kuldegjenvinning og varmere kompresjon av EFG og BOG.

Gjennomføres produksjonen med en gunstigere kraftfordeling, er det mulig å redusere mengde brensel eller få ut mer effekt [MW], som gir økt produksjon.

7.2. Videre arbeid

Basert på de funn som er gjort i arbeidet, presenteres det her noen forslag til videre arbeid. Det viktigste steget i videre analyse er å gjennomføre grundigere vurderinger av systemer med utskilling av nitrogen og mer gjenvinning av metan. Et mulig sted videre er å få implementert dobbeltkolonnemodellen etter strippekolonnen, som kan håndtere større variasjoner i fødestrømmen inn på dobbeltkolonnen. Samt få koblet kraftbehovet dobbeltkolonnen behøver mot tilgjengelig kraft i kjøleprosessen.

Oppgaven vurderer ikke investeringskostnader, produksjonskostnader (drift og vedlikehold) og gevinster knyttet til at produktet er renere enn LNG-kravet med hensyn til N₂-innhold. Slike vurderinger er nok spesielt viktig for system der et er ventet lavt innhold av nitrogen i fødestrømmen eller fra reservoaret. Herav kunne det vært interessant å gjennomføre en avveining mellom økt kraftforbruk og et produkt med mindre innhold av nitrogen.

Det kan være interessant å se på betydningen av å bytte ut væskeekspanderen med en ventil, som ofte er en sikkerhetsløsning dersom det oppstår problemer med væskeekspanderen eller den må vedlikeholdes.

Det er knyttet usikkerhet til om kaldgasskompresjon lar seg gjennomføre rent praktisk. Videre undersøkelser og studier rundt dette er foreslått gjennomført, da et anlegg termodynamisk sett kan tjene på dette.

8. Referanser

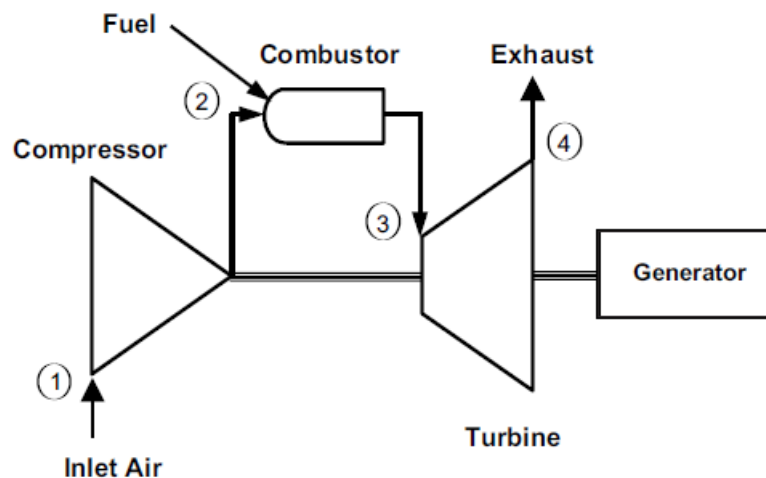
- BAUER, H. C. 2011. Natural Gas Liquefaction Technology for Land Based and Floating LNG Facilities. In: GROUP, T. L. (ed.) *International Gas Union Research Conference*. Seoul, Republic of Korea: Linde.
- BOLLAND, O. 2010. *Thermal power generation* Department of Energy and Process Engineering - NTNU, NTNU.
- BROOKS, F. J. 2000. GE gas turbine performance characteristics. *GE Power Systems, Schenectady, NY*.
- CAMPBELL, J. M. 2004. *Gas Conditioning and Processing, Volume 2: The Equipment Modules*, John M. Campbell and Company.
- FLYNN, T. M. 2005. *Cryogenic engineering*, New York, Marcel Dekker.
- FREDHEIM, A. 2010. Gas Processing Part-IIb, Equipment in gas processing, Transport pipelines. *TEP 4185, Industrial Process and Energy Technology*. NTNU, Department of Energy and Process Engineering: NTNU.
- FREDHEIM, A. 2011. LNG-heat exchangers. *Lecture in Tep08*. NTNU, Trondheim.
- GE 2006. Liquefied Natural Gas, Enhanced solutions for LNG plants.
- HUNDSEID, Ø. 2011. Gas Turbines. *Lecture in Tep08*. NTNU, Trondheim.
- MARÅK, K. 2012. *RE: Statoil-ansatt som har bygget en dobbeltkolonnemodell*.
- MORAN, M. J. & SHAPIRO, H. N. 2008. *Fundamentals of engineering thermodynamics*, Hoboken, N.J., Wiley.
- PETTERSEN, J. 2010. Compendium LNG Technology. *Tep4185 Industrial Process and Energy Technology*. Norwegian University of Science and Technology, NTNU.
- PETTERSEN, J. 2012. *RE: Personlig kommunikasjon*.
- SANDVIK, T. E. 13.02 2012. *RE: Statoilansatt som har bygget C3MR-modellen*.
- SKOGESTAD, S. 2009. *Prosessteknikk, Masse- og Energibalanser*, tapir akademiske forlag.
- SPILSBURY, C., YU-NAN LIU, D., PETROWSKI, J. & KENNINGTON, W. 2006. Evolution of Liquefaction Technology for today`s LNG business. 7 ° *JOURNESS SCIENTIFIQUES ET TECHNIQUES*. Oran, Alegeria: Air Products and Chemicals, Inc.
- VAN DE GRAAF, J. M. & PEK, B. 2005. Large-capacity LNG Trains–The Shell Parallel Mixed Refrigerant Process. *LNG Review 2005*.
- VOVARD, S., BLADANET, C. & COOK, C. G. 2011. Nitrogen Removal on LNG plant - Select the optimum scheme. In: TECHNIP (ed.) *Spring Conference 2011*. Copenhagen Gas Processors Association.

9. Vedlegg

9.1. Vedlegg A

Figur 44 viser en enkelrets, enakslet gassturbin. Ved punkt 1 går luft ved omgivelsestemperatur inn i kompressoren, og komprimeres opp til et høyere trykk. Ingen varme tilføres, men kompressorens lufttemperatur økes slik at temperaturen og trykket ved utløpet av kompressoren blir høyere. Det er nødvendig med kraft for at lufta skal komprimeres. Etter at lufta forlater kompressoren, strømmer den inn i forbrenningskammeret ved punkt 2. Her injiseres brensel og forbrenningen skjer. Forbrenningen skjer i hovedsak ved konstant trykk. Høye lokale temperaturer oppnås innenfor den primære forbrenningssonen (oppnå støkiometriske tilstander), men forbrenningssystemet er designet til å håndtere blanding, brenning, fortynning og kjøling. Slik at når forbrenningsblandingen forlater forbrenningssystemet og går inn i turbinen ved punkt 3, har den en blandet gjennomsnittlig temperatur. I turbindelen av gassturbinen omformes energien til de varme gassene til arbeid. I dysedelen av turbinen ekspanderes deler av den varme gassen og en del av den termiske energien konverteres til kinetisk energi. I den påfølgende delen av turbinen, omformes en del av den kinetiske energi til de roterende skovlene, hvor energien omformes til arbeid. Turbinen genererer vanligvis det dobbelte av det kompressoren forbruker. Denne forskjellen er netto kraft for gassturbinen, som gjennom akslingen kan drive en elektrisk generator i et kraftanlegg, drive en naturgasskompressor, eller en stor pumpe (Bolland, 2010).

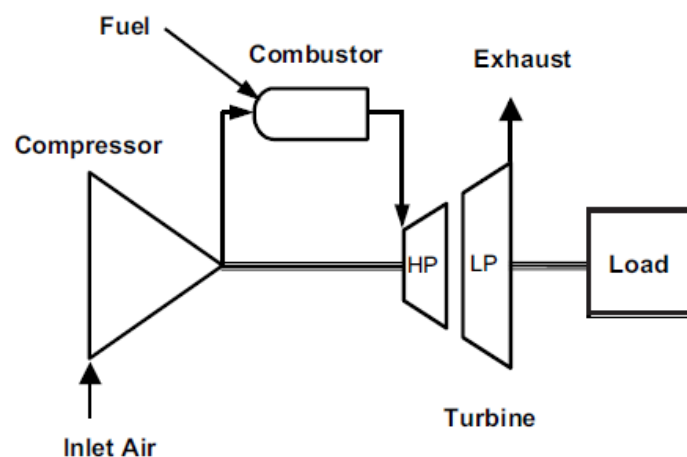
En enakslet gassturbin er koblet til en elektrisk generator, enten direkte eller gjennom et reduksjonsgir, og den elektriske kraften økes til nødvendig voltnivå gjennom en opptransformator. Enakslede gassturbiner er konfigurert i en aksling, som gjør at alle stegene opererer på samme hastighet. Disse enhetene benyttes vanligvis for generatordrivverk hvor betydelig regulering av hastighet ikke er nødvendig (Brooks, 2000).



Figur 44 – Enkel-krets, enkel-akslingsgassturbin, (Brooks, 2000).

Figur 45 viser en toakslet gassturbin. Lavtrykksturbinrotoren separeres mekanisk fra høytrykksturbinrotor og høytrykkskompressorrotor. Lavtrykkrotoren kobles aerodynamisk. Denne detaljen gjør at kraftturbinen kan operere på ulike hastigheter, som gjør toakslede gassturbiner ideelle for varierende hastighetsapplikasjoner. Arbeidet som utvikles av kraftturbinen er tilgjengelig til å drive drivverktøyet, på grunn av at arbeidet utviklet av høytrykksturbinen gir all nødvendig energi til å drive kompressoren. For toakslede maskiner reduseres startbehovet for gassturbinbelastningstoget på grunn av at belastningen separeres mekanisk fra høytrykksturbinen (Brooks, 2000).

Overføringen mellom energien til arbeidsmediet og kraften som overflyttes av akslingen, både for kompressoren og turbinen, utføres av kompressor- og turbintrinn. Ett trinn er to rader av blader, hvor et blad er festet til akslingen (rotorskovler, løpeskovler), og de andre er festet til omslaget (storblad, "ledeskovl"). Statorene fungerer som dyser, og deres hovedfunksjon er å øke hastigheten på gassen (i tangentiell retning), ved å konvertere trykkenergi til kinetisk energi. Rotorene konverterer kinetisk energi til kraft ved å skape rotasjon av akslingen (Bolland, 2010).



Figur 45 – Toakslet gassturbin, (Brooks, 2000).

Når propan brukes som kuldemedium i kjøleprosessen, benyttes en eller to kompressorenheter, hvor hver drives av en gass- eller dampturbin. Maskinene med blandet kuldemedium må tåle store kapasiteter ved lave temperaturer og de trenger derfor mange tekniske produksjons- og tilleggs løsninger for å sikre jevn operasjon (GE, 2006).

Effekt per massestrøm av luft er en viktig parameter for gassturbiner, for jo høyere denne verdien er, jo mindre gassturbin behøves for samme mengden utløpseffekt. En annen viktig parameter er den termiske virkningsgraden, på grunn av at den påvirker direkte operasjonelle brenselkostnader (Brooks, 2000). Optimale kretsparametere er forskjellig for enakslede og toakslede gassturbiner. For enakslede kretser oppnås høyest virkningsgraden ved høye trykkforhold, mens for kombinerte kretser oppnås høyest virkningsgraden med mer moderate trykkforhold og høyere "firing" temperatur (Brooks, 2000).

For de fleste gassturbiner høyere enn 10 MW er kompresjonen og ekspansjonen oppnådd ved bruk av en aksialtype kompressor og turbin. For mindre gassturbiner brukes ofte sentrifugalkompressor (radial) og radialturbin. Generelt er radialtype passende for små til medium volumetriske strømningsrater og høye trykkforhold, mens aksialtypene passer best for store volumetriske strømrater og lave til medium trykkforhold (Bolland, 2010).

Kompressoren(e) og turbinen(e) i en gassturbin kobles ved hjelp av en eller flere akslinger. En av akslingene kobles til en ekstern forbruker av akslekraften, og transporterer netto kraft produsert av gassturbinen. Den eksterne forbrukeren av akselkraften er en generator, gasskompressor eller propell. I tilfelle kraftgenerering opererer generatoren og den tilkoblede akslingen på konstant hastighet, enten 3000 rpm (50 Hz) eller 3600 rpm (60 Hz). For noen små og medium store gassturbiner er den operasjonelle hastigheten høyere og koblingen til generatoren er giret. Aeroderiverte gassturbiner er laget med flere akslinger, som opererer ved ulike hastigheter. Industrielle gassturbiner er hovedsakelig laget av enkelakslet motorer, men det er også noen flerakslede industrielle gassturbiner. Generelt opererer flerakslede gassturbiner med bedre virkningsgrad ved dellast enn enakslet gassturbiner. Flerakslet gassturbiner er også enklere å redesigne. Fra 2008 er alle gassturbiner over 100 MW enakslet design, men det er også mindre gassturbiner med enakslet design (Bolland, 2010).

Fuktighet i lufta påvirker også effekten og varmeraten. Fuktig luft har en lavere tetthet enn tørr luft. Tidligere ble denne effekten sett på som liten, men med økende størrelse på gassturbinene og utnyttelse av fuktighet for "bias" vann og dampinjeksjon for NO_x-kontroll, har denne effekten større betydning (Brooks, 2000).

Effekten av hvilken type brensel som benyttes påvirker også effekten. Det er ikke ett klart forhold mellom brenselets nedre brennverdi (LHV) og effekt, men GE har laget noen generelle antagelser. Dersom brenselet består av kun hydrokarboner uten inertgasser og ingen oksygenatomer, økes effekten med økt LHV. Idet mengden inertgass øker, fører reduksjonen i LHV til en økning i effekten. Denne ekstra massestrømmen, som ikke komprimeres av gassturbinenes kompressor, øker effekten ut av turbinen.

Kompressorkraften er i hovedsak uendret. Men flere effekter må vurderes når slikt brensel benyttes (GE, 2006).

Gjenopprettelige tap er vanligvis assosiert med kompressorbegroing og beriktiges delvis ved vannvasking, eller mer sannsynlig ved å rense kompressorblader og kompressorskovler mekanisk, etter å ha åpnet enheten. Ikke-gjenopprettelige tap er hovedsakelig på grunn av økt turbin- og kompressorklaring og forandringer i overflatebehandlingen og bladenes profil. Dette er tap på grunn av reduksjon i komponentenes virkningsgrad, og kan ikke opprettes av operasjonelle prosedyrer, ekstern vedlikehold eller kompressorrensing, men kun repareres ved å bytte ut berørte deler ved anbefalte inspeksjonsintervall (Brooks, 2000).

Maskiner som opererer i tørre, varme klima degraderer normalt mindre enn maskiner som opererer i fuktige klima (Brooks, 2000).

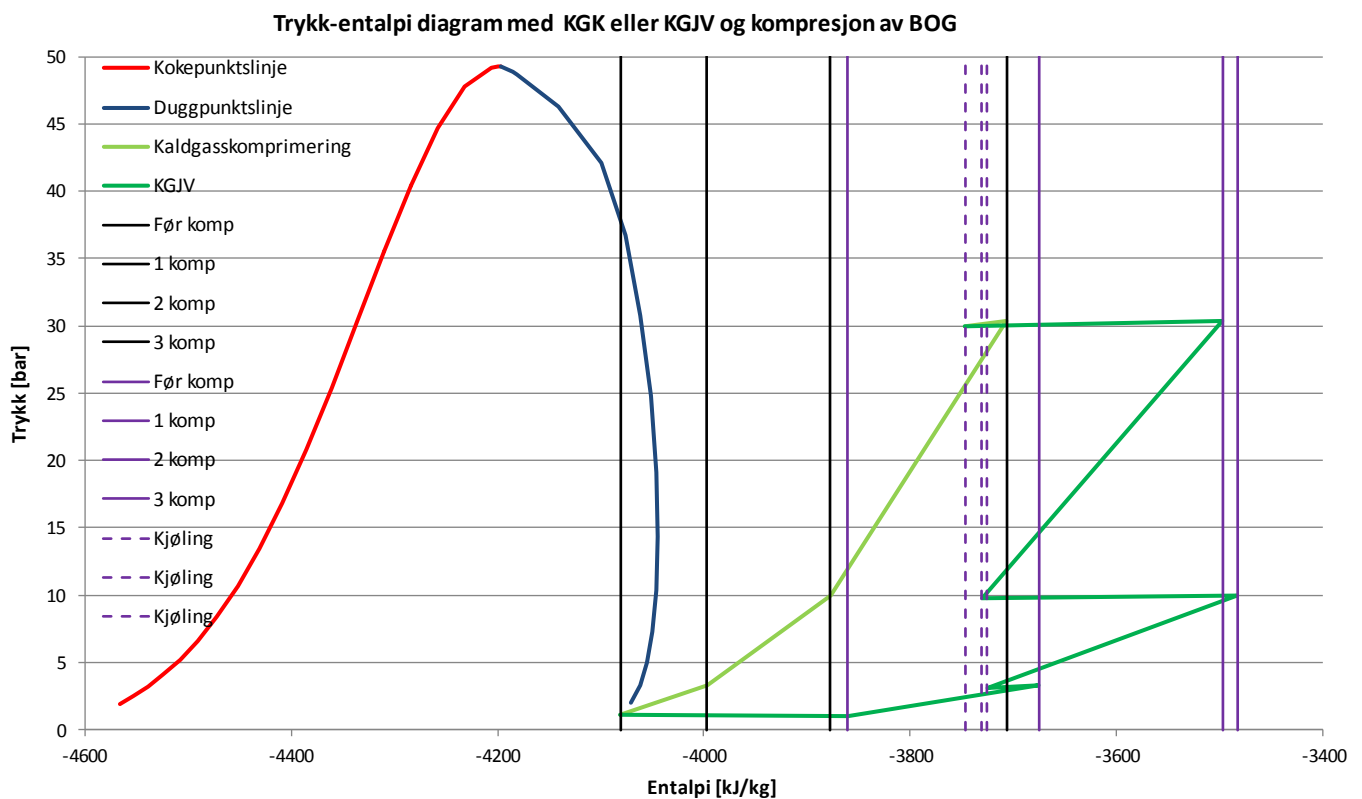
9.2. Vedlegg B

Ingen spesifikk end-flash løsning

i) "Kun væske inn på tank"

Kompresjonsforløp for BOG med og uten kuldegjenvinning:

Figur 46 viser trykk-entalpi diagram for BOG-sammensetningen med indikasjon på trykkforløp for kaldgasskompresjon eller kuldegjenvinning og kompresjon av BOG til fyrgass. De svarte og de lilla linjene viser kompresjonsforløpet med kaldgasskomprimering eller kuldegjenvinning og kompresjon med mellomkjøling, hvor begge slutter på 30 bar og 25 °C. Kompressorarbeidet utgjør entalpidifferanse ganget med massestrøm. Med kaldgasskomprimering behøves ikke mellomkjøling for fyrgasskompressorene, da BOG komprimeres opp fra rundt -161,3 °C.



Figur 46 – Trykk-entalpi diagram med indikasjon på trykkforløp for KGK eller KGJV og komprimering av BOG til FG.

Tabell 32 viser kraftforbruk for fyrgasskompressorene og tjent arbeid i kjøleprosessen når BOG kondenserer en delstrøm MR.

Tabell 32 – Fyrgasskompresjon av BOG med og uten kuldegjenvinning.

Fyrgasskompresjon	FG-kompressor (MW):	Reduksjon i MR-krets (MW):	Sum (MW):
Kaldgasskompresjon:	0,04	0,00	0,04
KGJV og mellomkjøling:	0,06	0,02	0,04

Fyrgassmengde:

Nødvendig massestrøm for det totale fyrgassbehovet beregnes med en 30 % virkningsgrad for gassturbinene og gassturbingeneratorer ved hjelp av Formel 3. LHV til lav-N₂ og BOG er på massebasis henholdsvis 49,25 MJ/kg og 39,91 MJ/kg. Tabell 33 viser beregning av fyrgassmengde for løsning med kaldgasskomprimering av BOG til fyrgass, hvor mye fyrgass som må tas fra naturgassen oppstrøms kjøleprosessen, og hvor mange [MW] BOG (X) og naturgassen (Y) hver kan dekke.

Tabell 33 – Beregning av fyrgassmengde som må tas fra NG oppstrøms kjøleprosessen.

Beregning av fyrgassmengde	
\dot{m}_{BOG}	$353,7 \frac{kg}{h}$
$X_{BOG} [MW] = \dot{m}_{BOG} * LHV_{BOG} * \eta$	$1,2 MW$
$Y_{NG} [MW]$	$177,1 MW - 1,2 MW = 175,9 MW$
$\dot{m}_{FG,NG}$	$\frac{175,9 MW}{49,3 \frac{MJ}{kg} * 0,3} * 3600 \frac{s}{h} = 42,9 \frac{tonn}{h}$

Kraftforbruk og LNG-produksjon:

Tabell 34 viser årlig LNG-produksjon og samlet kraftforbruk, og hvordan den dekkes, for systemet med og uten kuldegjenvinning. Med 340 produksjonsdager og tilgjengelig kraft, blir årlig LNG-produksjon 5,67 Mtpa. Det økte kraftforbruket for system med kuldegjenvinning skyldes ekstra nødvendig kraft for fygasskompressorene. Grunnet mer arbeid for varmere kompresjon.

Tabell 34 – LNG-produksjon og samlet kraftforbruk.

System:	KGK og FG	KGJV (MR) og FG
LNG-produksjon (Mtpa):	5,67	5,67
Samlet kraftforbruk (MW):	177,10 (180,58-3,42+0,04)	177,13 (180,48-3,42+0,06)
Kraft dekket av GT 1 (MW):	76,20+16,58	76,20+16,58
Kraft dekket av GT 2 (MW):	76,20+8,08	76,20+8,08
Kraft dekket av GTG (MW):	0,04	0,06

I sammenheng med kraftbalansen og LNG-produktkapasiteten viser Tabell 35 samlet kraftforbruk i forhold til LNG-produksjonen og spesifikt kraftforbruk for kjøleprosessen i [kWh per tonn LNG], for system med og uten kuldegjenvinning. Spesifikt kraftforbruk baseres på samlet kraftforbruk for kompressorene i kjøleprosessen, med og uten utnyttelse av turbinarbeid. Dersom turbinarbeidet trekkes fra kompressorarbeidet bedres spesifikt kraftforbruk med omtrent 2 %. System med kaldgasskomprimering av BOG til fygass får lavest verdi for samlet kraftforbruk i forhold til LNG-produksjon på grunn av at mer naturgass kan kondenseres til LNG med kuldegjenvinning og gitte drivere.

Tabell 35 – Spesifikt kraftforbruk og samlet kraftforbruk i forhold til LNG-produksjonen.

System:	KGK av BOG til FG (kWh/tonn _{LNG})	KGJV og komprimering av BOG til FG (kWh/tonn _{LNG})
Samlet kraftforbruk/LNG (kWh/tonn _{LNG}):	254,7	254,8
Spesifikt kraftforbruk (³⁷ / ₃₈) (kWh/tonn _{LNG}):	259,6/254,7	259,6/254,7
"%-bedre" dersom turbinarbeidet trekkes fra:	1,9 %	1,9 %

³⁷ A: Basert på kompressorarbeidet i kjøleprosessen.

³⁸ B: Basert på kompressorarbeid minus turbinarbeid i kjøleprosessen.

ii) "Maksimal flash inn på tank"

Fyrgasskompresjon:

Tabell 36 viser kraftforbruket for fyrgasskompressorer for system med og uten kuldegjenvinning og tjent kraft i kjøleprosessen ved å kondensere en delstrøm MR mot EFG og BOG.

Tabell 36 – Fyrgasskompresjon av BOG og EFG med og uten kuldegjenvinning.

FG-kompresjon:	FG-kompressor (MW):	Reduksjon i MR-krets (MW):	Sum (MW):
Kaldgasskompresjon:	0,07	0,00	0,07
KGJV og mellomkjøling:	0,13	0,03	0,10

Spesifikt kraftforbruk og samlet kraftforbruk delt på LNG-produksjon:

Mer av energien i naturgassen blir til LNG (94,17 %), sammenlignet med løsning hvor all gass er væske inn på tank (94,16 %).

Tabell 37 viser spesifikt kraftforbruk og samlet kraftforbruk i forhold til LNG-produksjon for løsningen med maksimal flash inn på tank. Spesifikt kraftforbruk for system med kuldegjenvinning er bedre enn system med kaldgasskomprimering til fyrgass. Dette kommer av at system med kuldegjenvinning har et lavere samlet kraftforbruk i kjøleprosessen (180,4 MW - 3,4 MW) sammenlignet med system uten kuldegjenvinning (180,4 MW – 3,4 MW). Med gitte drivere kan dermed systemet produsere noe mer LNG. System med kuldegjenvinning har samlet et høyere kraftforbruk på grunn av et større forbruk i fyrgasskompressorene. Tabell 37 viser at system med og uten kuldegjenvinning oppnår like verdier for samlet kraftforbruk i forhold til LNG-produksjonen.

Tabell 37 – Spesifikt kraftforbruk og samlet kraftforbruk i forhold til LNG-produksjonen.

System:	KGK av BOG til FG (kWh/tonn _{LNG})	KGJV og komprimering av BOG til FG (kWh/tonn _{LNG})
Samlet kraftforbruk/LNG (kWh/tonn _{LNG}):	254,22	254,22
Spesifikt kraftforbruk (^{39/40}) (kWh/tonn _{LNG}):	259,03/254,11	258,96/254,04
"%-bedre" dersom turbinarbeidet trekkes fra:	1,9 %	1,9 %

³⁹ Basert på kompressorarbeidet i kjøleprosessen.

⁴⁰ Basert på kompressorarbeid minus turbinarbeid i kjøleprosessen.

9.3. Vedlegg C

Flashgasseparator

ii) Høy-N₂, FG fra EFG og BOG og overskudd resirkuleres oppstrøms

Kraftbalanse:

Tabell 38 viser kraftbalansen for system med flashgasseparator og høy-N₂ med og uten kuldegjenvinning, hvor 32 % av EFG og BOG resirkuleres oppstrøms kjøleprosessen, og 68 % av EFG og BOG utnyttes til fyrgass. Resultatene viser at system med kuldegjenvinning oppnår et lavere kraftforbruk i kjøleprosessen, men samlet et høyere kraftforbruk, sammenlignet med system uten kuldegjenvinning.

Tabell 38 – Kraftbalanse for flashgasseparator med og uten kuldegjenvinning.

Kraftbalanse:		Med KGJV	Uten KGJV
	Kraftforbruk kuldeanlegg (MW):		
+	Kompressorer (MW):	176,9	180,7
-	Turbiner (MW):	3,9	3,8
=	Kraftforbruk i kuldeanlegg (MW):	173,1	177,0
+	Kraftforbruk i end-flash (fyrgass) (MW):	18,6	10,2
	Kraftforbruk i resirkuleringskompr. (MW):	1,2	1,2
=	Samlet kraftforbruk (MW):	192,8	188,3

Tabell 39 viser kraftforbruket for fyrgasskompressorer for system med og uten kuldegjenvinning og tjent kraft i kjøleprosessen ved å kondensere en delstrøm MR mot EFG og BOG. Differansen mellom hva som "tjenes" med kuldegjenvinning kompenseres ikke for økt kraftforbruk i fyrgasskompressorene, sammenlignet med system som kaldgasskomprimerer EFG og BOG.

Tabell 39 – Fyrgasskompresjon av EFG og BOG med og uten kuldegjenvinning.

FG-kompresjon	FG-kompressor (MW):	Reduksjon i MR-krets (MW):	Sammenlagt:
Kaldgasskompresjon:	10,16	0,00	10,16
KGJV og mellomkjøling:	18,57	4,91	13,66

Tabell 40 viser kraftforbruket for fyrgasskompressorene i forhold til masseraten inn for alternativ med og uten resirkulering. Resultatene viser at kraftforbruket øker proporsjonalt med masseraten inn på kompressorene.

Tabell 40 – Fyrgasskompressorkraft delt på masserate inn på kompressorene.

$W_{komp} \left(\frac{MJ}{s} \right) / \dot{m} \left(\frac{kg}{s} \right)$	Uten Resirk av EFG og BOG:	Noe Resirk av EFG og BOG:
Kaldgasskompresjon:	$\frac{7,0 \text{ MW}}{7,3 * 10^4 \frac{kg}{h}} = 0,4 \frac{MJ}{kg}$	$\frac{10,2 \text{ MW}}{1,1 * 10^5 \frac{kg}{h}} = 0,4 \frac{MJ}{kg}$
Kuldegjenvinning og mellomkjøling:	$\frac{12,8 \text{ MW}}{7,3 * 10^4 \frac{kg}{h}} = 0,6 \frac{MJ}{kg}$	$\frac{18,6 \text{ MW}}{1,1 * 10^5 \frac{kg}{h}} = 0,6 \frac{MJ}{kg}$

ii og iii) Lav-N₂, resirkulere noe versus alt

Tabell 41 viser parametere for løsning hvor noe eller alt av BOG og EFG resirkuleres oppstrøms kjøleprosessen. Fyrgass tas fra en kombinasjon av EFG og BOG og fra NG oppstrøms kjøleprosessen, eller kun fra NG oppstrøms kjøleprosessen. Underkjølingen går ned til -155 °C for system med og uten kuldegjenvinning. For system med og uten kuldegjenvinning reduseres den årlige produksjonen med omtrent 1 %, prosentandelen av energien i naturgassen som blir til LNG reduseres med rundt 0,2 % for begge løsningene, og det samlede kraftforbruket økes med omtrent 1 % i forhold til system uten resirkulering.

Tabell 41 – Parametere for løsning med flashgasseparator og lav-N₂.

System:	KGK, FG fra EFG+BOG og NG	KGJV (MR), FG fra EFG+BOG og NG	KGK, FG fra NG	KGJV, FG fra NG
Splitt Tee-102 (FG/Resirk):	0,9/0,1	0,9/0,1	0,0/1,0	0,0/1,0
Årlig LNG-produksjon (Mtpa):	5,93	5,95	5,87	5,90
%-andel av energien i NG som blir til LNG:	94,4	94,4	94,2	94,2
Samlet kraftforbruk (MW):	178,6 (179,4-3,8+2,9+0,1)	179,8 (178,3-3,8+5,2+0,1)	180,7 (179,8-3,8+4,7)	182,1 (178,5-3,8+7,4)
Samlet kraftforbruk/LNG (kWh/tonn _{LNG}):	245,6	246,5	251,0	252,0

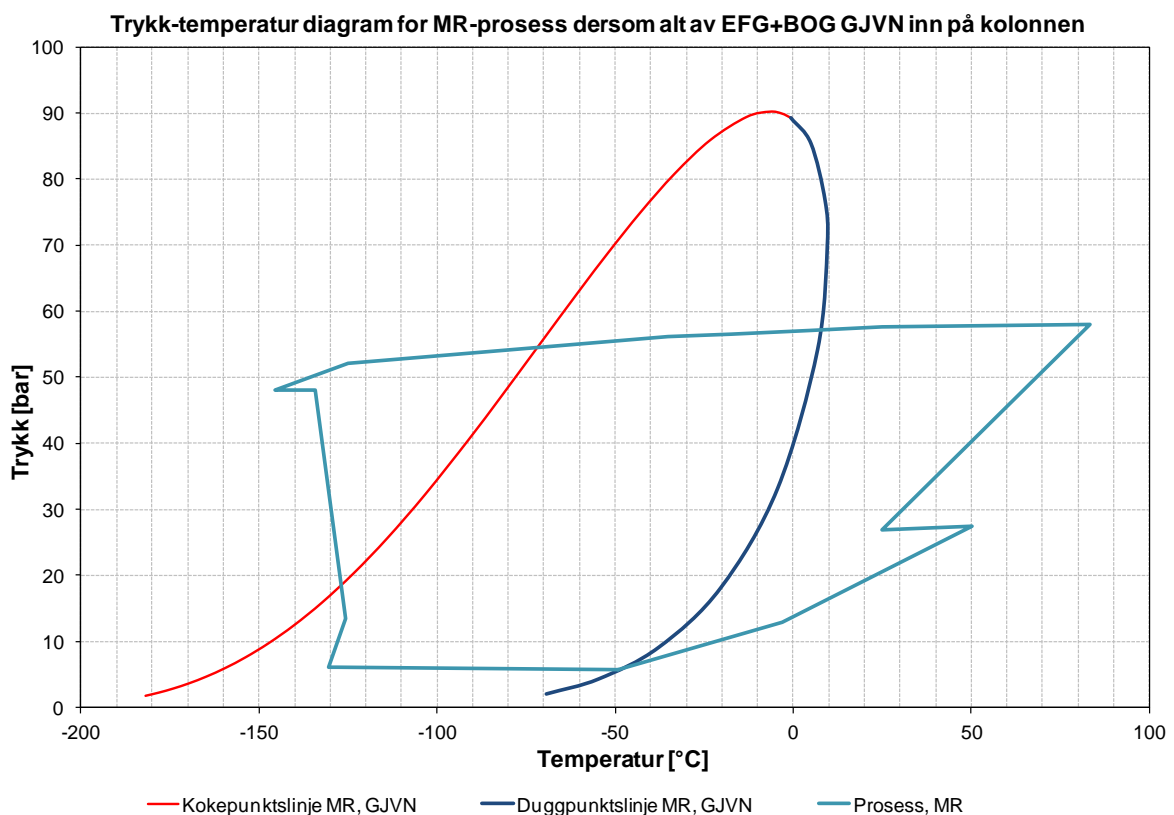
9.4. Vedlegg D

Mer separasjon mellom C₁ og N₂

Basert på Technips end-flash løsning med høy-N₂

Tabell 42 viser resultater for alternativene i), ii) og iv) med høy-N₂. Alle parameterene for alternativ iv) blir dårligere sammenlignet med alternativ ii), som får et høyere samlet kraftforbruk og lavere produksjon, og et høyere innhold av nitrogen i LNG-produktet. Det oppnås en dårlig temperaturdifferanse og LMTD i SWHE 2, som fører til en høy U*A-verdi i spiralrørvarmeveksleren. Dette er på grunn av tettere temperaturdifferanse mellom varm og kald strøm.

For alternativ v) oppstår problemer med væske inn på første MR-kompressor både med høy-N₂ og lav-N₂. Figur 47 viser fasekonvolutten til MR-prosessen. Før ekspansjon, på venstre side i fasekonvolutten kan det observeres at prosessen får en økning i temperatur. Dette kommer av at EFG og BOG, som hovedsaklig inneholder N₂ og C₂, som veksles mot en delstrøm av MR, ikke klarer å kondensere MR-strømmen langt nok ned i temperatur. Selv med duggpunktskontroll begynner kompresjonen inne i tofaseområdet. Dette er et resultat av "adjusteren" som er satt for hvor mye MR som kan kondenseres mot EFG og BOG. Med justeringer kan dette endres, men grunnet økt kraftforbruk i end-flash delene gjennomføres ikke dette.



Figur 47 – Trykk-temperatur diagram for MR-prosess dersom alt av EFG og BOG gjenvinnes tilbake inn på kolonnen.

Tabell 42 – Resultater for tre av alternativene med høy-N₂ og KGJV (Technip).

Alternativ:	i) KGJV, FG fra EFG+BOG	ii) KGJV, uttak av FG og evt. Resirk oppstrøms	iv) KGJV, uttak til FG, GJNV noe og Resirk noe (Tee-104)
UNG (°C):	(-152,0/-152,6)	(-147,0/-150,0)	(-153,0/-155,0)
LNG-væske som kokes av (°C):	(-162,9/-161,3)	(-162,1/-159,9)	(-162,4/-159,7)
Tee-102 (FG/Resirk):		0,714/0,286	0,67/0,33 (tilbake)
Tee-103 (tank/kokes av):	0,9/0,1	0,9/0,1	0,95/0,05
Tee-104 (Resirk/GJNV):			0,2/0,8
Årlig LNG-produksjon (Mtpa):	5,69	5,60	5,56
%-andel av energien i NG som blir til LNG:	93,8	93,62	93,36
Samlet kraftforbruk (MW):	186,6 (177,9-3,6+12,2)	190,6 (175,5-3,6+17,8+1,0)	193,0 (176,2-3,6+19,2+1,2)
Samlet kraftforbruk/LNG (kWh/tonn _{LNG}):	267,6	277,6	283,2
N ₂ -innhold i LNG (mol%):	0,96	0,70	0,79

Basert på Technips end-flash løsning med lav-N₂

Tabell 43 viser resultater for end-flash system basert på Technips løsning med lav-N₂.

Alternativ iv) kan produsere mer dersom temperaturredifferanse for naturgassen gjennom N₂-fjerningskolonne kokeren reduseres. Grunnet mindre av LNG-væsken fordamper gjennom kokeren og går opp som strippegass i kolonnen, som fører til at produksjonen øker, med et mer N₂-rikt LNG-produkt.

Tabell 43 – Resultater for fem av alternativene med lav-N₂ og KGJV (Technip).

Alternativ:	i) FG fra EFG+BOG	ii) FG og evt. Resirk oppstrøms	iii) FG og evt. GJVN inn på kolonnen igjen	iv) FG, GJVN noe og Resirk noe (Tee-104)	vi) Resirk alt av EFG og BOG oppstrøms
UNG (°C):	(-150,5/ -155,0)	(-150,0/ -155,0)	(-150,5/ -156,0)	(-150,5/ -153,0)	(-150,0/ -155,0)
LNG-væske som kokes av (°C):	(-159,7/ -157,4)	(-159,7/ -156,4)	(-159,6/ -154,5)	(-160,0/ -159,0)	(-161,4/ -156,7)
Tee-102 (FG/Resirk):		0,95/0,05	0,99/0,01 (GJVN)	0,96/0,04 (tilbake)	0,00/1,00
Tee-103 (tank/kokes av):	0,95/0,05	0,95/0,05	0,95/0,05	0,95/0,05	0,95/0,05
Tee-104 (Resirk/GJVN):				0,95/0,05	
Årlig LNG-produksjon (Mtpa):	5,86	5,85	5,89	5,89	5,68
%-andel av energien i NG som blir til LNG:	94,2	94,2	94,2	94,2	93,9
Samlet kraftforbruk (MW):	180,7 (174,9- 3,7+9,5)	181,0 (174,6- 3,7+10,0+0,1)	180,4 (174,5- 3,7+9,5+0,02)	181,9 (175,7- 3,7+9,8+0,1)	187,2 (175,1- 3,6+13,2+2,5)
Samlet kraftforbruk/LNG (kWh/tonn _{LNG}):	251,5	252,4	251,7	252,0	268,8
N ₂ -innhold i LNG (mol%):	0,05	0,03	0,01	0,12	0,50

Basert på Shells end-flash løsning med høy-N₂

Tabell 44 viser resultater med høy-N₂ for alternativene i) Uttak av fyrgass, og rute resten tilbake til kolonnen, ii) uttak av fyrgass, gjenvinne noe tilbake inn på kolonnen og resirkulere noe oppstrøms kjøleprosessen.

Tabell 44 – Resultater for end-flash løsning basert på Shells system med høy-N₂.

Alternativ:	i) FG, rute resten av EFG og BOG tilbake inn før kolonnen	ii) FG, rute resten tilbake med mulighet til å Resirk noe oppstrøms (Tee-104)
Vedlegg:	3,3	3,3
UNG (°C):	(-147,0/-150,0)	(-145,0/-150,0)
LNG-væske som kokes av (°C):	(-162,2/-159,3)	(-161,4/-157,1)
Tee-102 (FG/GJVN):	0,71/0,29	0,53/0,47 (tilbake)
Tee-103 (tank/kokes av):	0,95/0,05	0,95/0,05
Tee-104 (GJVN/Resirk):		0,9/0,1
Årlig LNG-produksjon (Mtpa):	5,73	5,68
%-andel av energien i NG som blir til LNG:	93,66	93,43
Samlet kraftforbruk (MW):	194,45 (178,92-3,60+17,90+1,24)	202,34 (177,89-3,62+25,25+2,81)
Samlet kraftforbruk/LNG (kWh/tonn _{LNG}):	276,79	290,64
N ₂ -innhold i LNG (mol%):	0,72	0,48

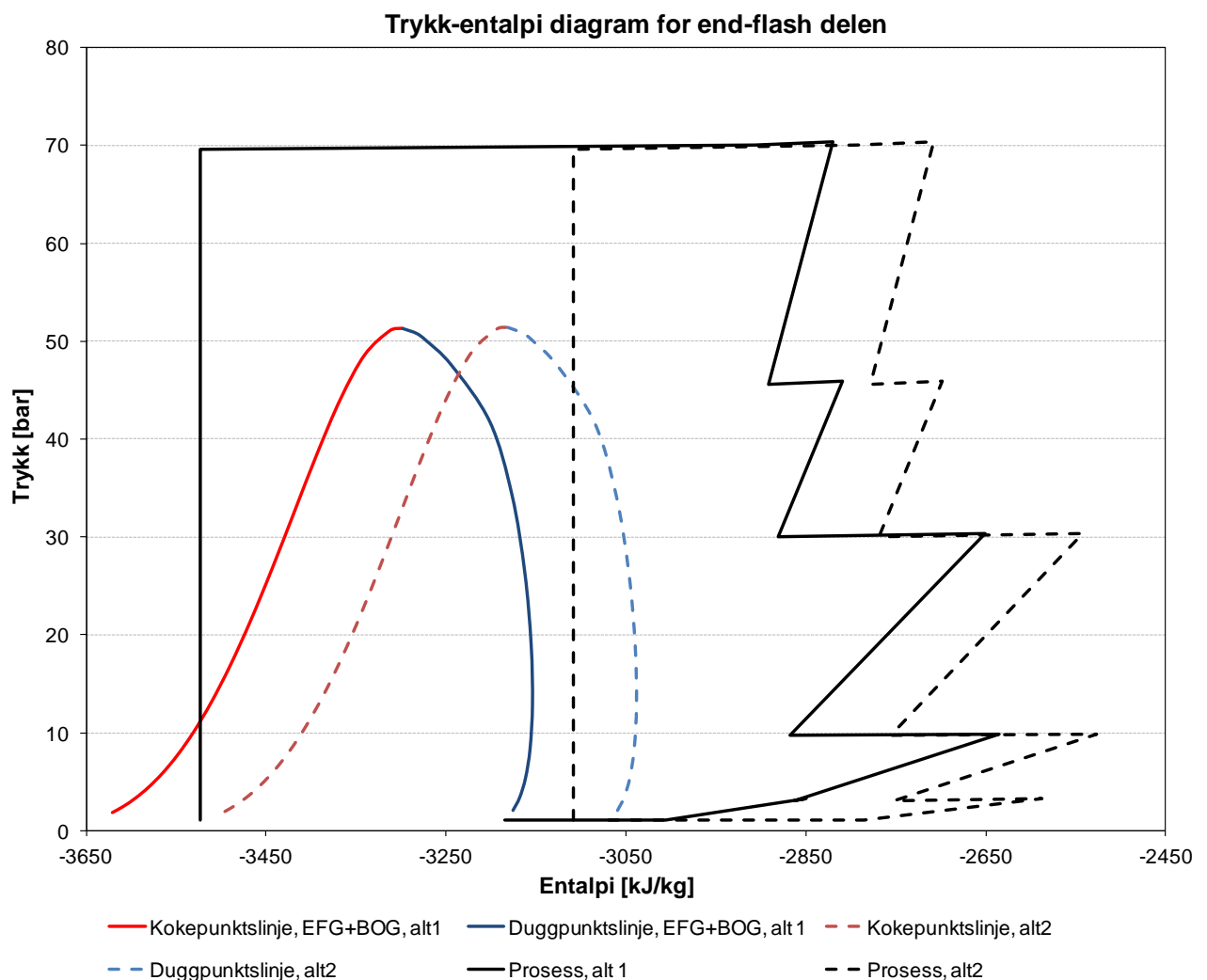
Optimaliseringsmulighet:

Varmeveksleren som veksler kald EFG og BOG med gjenvinningsstrømmen tilbake til kolonnen innehar en optimaliseringsfaktor. Gjenvinningsgassen komprimeres og etterkjøles til 70 bar og 25 °C. Figur 48 viser fasekonvolutten for EFG og BOG med prosessforløp for gassen gjennom kompresjon opp til fyrgass, videre kompresjon før gjenvinning tilbake til kolonnen, varmeveksling mot kald EFG og BOG ut av kolonne og LNG-tank, og struping ned til trykk før blanding med føde inn på kolonne, for to mulige alternativer (alternativ 1 og 2).

De stiplede kurvene viser alternativ 2, hvor naturgassen ut av N₂-fjerningskolonne kokeren kjøles ned til -145 °C, som fører til mye gass i end-flash delen. "Spart kraft" i kjøleprosessen erstattes da med mer kraft i end-flash delen. Kald EFG og BOG veksles fra rundt -163,8 °C til 5 °C mot gjenvinningsgassen tilbake til kolonnen. Gjenvinningsgassen kjøles ikke langt ned, som fører til at det meste er i gassform etter struping (før den blandes med føde inn på kolonnen).

Alternativ 1 er å veksle gjenvinningsgassen ned til en temperatur nærmere kald EFG og BOG (-151 °C), som fører til bedre temperaturprofil i kald ende av varmeveksleren, og mer av gjenvinningsstrømmen er i væskeform etter trykkreduksjon. Dette viser den heltrukkede linjen i Figur 48. Temperaturen inn før første fyrgasskompressor blir kaldere (-58 °C), og fyrgasskompressorene forbruker mindre kraft, sammenlignet med varmere kompresjon.

Alternativet hvor EFG og BOG veksles til 5,0 °C, får omtrent 71 % høyere parameter for samlet kraftforbruk i forhold til LNG-produksjon sammenlignet med system som har tettere temperaturdifferanse i kald ende av veksleren. Økningen i kraftforbruk knyttes hovedsakelig til et høyt kraftforbruk i gjenvinningsdelen, hvor mye gass med et høyt innhold av nitrogen komprimeres og ekspanderes flere ganger.



Figur 48 – Trykk-entalpi diagram for EFG og BOG for alternativ i) (Shell).

Basert på Shells end-flash løsning med lav-N₂

Tabell 45 viser resultater med lav-N₂ sammensetningen og to mulige løsninger for alternativ i) hvor fyrgass fås fra EFG og BOG og overskudd gjenvinnes inn på kolonnen igjen. For alternativ gitt i høyre kolonne veksles kald EFG og BOG til 5 °C mot "gjenvinningsoverskudd". For resultater gitt i venstre kolonne veksles varm strøm fra gjenvinningsdelen til -139,0 °C mot kald EFG og BOG. Alternativet i venstre kolonne oppnår omtrent 17 % bedre forhold mellom samlet kraftforbruk og LNG-produksjon.

Tabell 45 – Resultater for end-flash system basert på Shells løsning.

Alternativ:	i) FG, rute resten av EFG og BOG tilbake inn før kolonnen	i) FG, rute resten av EFG og BOG tilbake inn før kolonnen
Vedlegg:	3,4	3,4
UNG (°C):	(-150,0/-153,0)	(-140,0/-145,0)
LNG-væske som kokes av (°C):	(-159,9/-158,8)	(-159,6/-156,2)
Tee-102 (FG/GJVN):	0,91/0,09	0,25/0,75
Tee-103 (tank/kokes av):	0,95/0,05	0,95/0,05
Årlig LNG-produksjon (MTPA):	5,87	6,10
%-andel av energien i NG; blir til LNG:	94,2	93,0
Samlet kraftforbruk (MW):	183,4 (177,5-3,7+9,3+0,2)	230,3 (175,5-3,8+50,2+8,3)
Samlet kraftforbruk/LNG (kWh/tonn _{LNG}):	254,9	308,2
N ₂ -innhold i LNG (mol%):	0,10	0,02

Basert på Shells end-flash løsning med separator og lav-N₂

Tabell 46 sammenligner viktige parametere for end-flash system basert på Shells løsning med lav-N₂, hvor kolonnen er byttet ut med en flashgasseparator. Med lav-N₂ oppnår alternativ med separator istedenfor en kolonne omtrent 5 % dårligere forhold mellom samlet kraft og LNG-produksjon.

Tabell 46 – End-flash system basert på Shells løsning, med kolonne eller separator og lav-N₂.

System:	FG fra EFG+BOG og GJVN (Shell) KOLONNE	FG fra EFG+BOG og GJVN (Shell) SEPARATOR
Føde:	Lav-N ₂	Lav-N ₂
Underkjøling ned til (°C):	(-150,0/-153,0)	-145,0
LNG-væske som kokes av (°C):	(-159,9/-158,8)	
LNG-produksjon (Mtpa):	5,87	6,08
Spesifikt kraftforbruk (kWh/tonn _{LNG}):	246,7/241,6	239,7/234,4
Samlet kraftforbruk (MW):	183,4 (177,5-3,7+9,3+0,2)	199,1 (178,5-3,9+22,0+2,5)
Samlet kraftforbruk/LNG (kWh/tonn _{LNG}):	254,9	267,3
%-andel av NG til LNG:	94,2	93,8
%-andel av NG til fyrgass:	5,8	6,2
N ₂ -innhold i LNG (mol%):	0,10	0,18

End-flash løsning basert på Shells versus Technips løsning med lav-N₂

Tabell 47 sammenligner end-flash system basert på Shells og Technips løsninger med lav-N₂.

Tabell 47 – End-flash løsning basert på Shells versus Technips løsning med lav-N₂.

System:	KGJV, FG fra EFG og BOG (Technip)	FG fra EFG+BOG og GJVN (Shell)
Føde:	Lav-N ₂	Lav-N ₂
Underkjøling ned til (°C):	(-150,5/-155,0)	(-150,0/-153,0)
LNG-væske som kokes av (°C):	(-159,7/-157,4)	(-159,9/-158,8)
LNG-produksjon (Mtpa):	5,86	5,87
Spesifikt kraftforbruk (kWh/tonn _{LNG}):	243,4/238,3	246,72/241,64
Samlet kraftforbruk (MW):	180,7 (174,9-3,7+9,5)	183,4 (177,5-3,7+9,3+0,2)
Samlet kraftforbruk/LNG (kWh/tonn _{LNG}):	251,5	254,9
%-andel av NG til LNG:	94,2	94,2
%-andel av NG til fyrgass:	5,8	5,8
N ₂ -innhold i LNG (mol%):	0,05	0,10

9.5. Vedlegg E

Dobbeltkolonne

Tabell 48 viser resultater for en prosess med høy-N₂ og kolonne, hvor EFG og BOG komprimeres opp til trykk inn på NRU og nitrogen separeres fra hydrokarboner (hovedsakelig metan) i en dobbeltkolonneoppstilling. Kjølebehovet for dobbeltkolonnen utgjør omtrent 4 % av det samlede kraftbehovet i kjøleprosessen.

Tabell 48 – Dobbeltkolonne, høy-N₂.

System:	Dobbeltkolonne, FG fra NG (oppstrøms)
Føde:	Høy-N ₂
Underkjøling ned til (°C):	(-155,0/-160,5)
LNG-væske som kokes av (°C):	(-162,2/-160,1)
Splitt Tee-103 (til tank/kokes av):	0,7/0,3
N ₂ -innhold i EFG+BOG (mol%):	0,3685
LNG-produksjon (Mtpa):	5,83
Spesifikt kraftforbruk (A ⁴¹ /B ⁴²) (kWh/tonn _{LNG}):	249/244
Samlet kraftforbruk (MW):	184 (171+7-3+9)
Samlet kraftforbruk/LNG (kWh/tonn _{LNG}):	257
%-andel av NG til LNG:	95 (93 ⁴³)
%-andel av NG til fyrgass:	5 (4 ⁴⁴)
%-andel av NG til N ₂ -uttak:	0 (3 ⁴⁵)
N ₂ -innhold i LNG (mol%):	0,80

⁴¹ Basert på kraftforbruk for kompressorene i kjøleprosessen.

⁴² Basert på kraftforbruk for kompressorene i kjøleprosessen minus turbinarbeid.

⁴³ Prosentandel av NG som omformes til LNG på massebasis.

⁴⁴ Prosentandel av NG som omformes til FG på massebasis.

⁴⁵ Prosentandel av NG som sendes til N₂-uttak på massebasis.

9.6. Vedlegg F

Studieoversikt

Studieoversikten ligger i CD gitt til veileder. Sammen med oversikten ligger vedleggene (Vedlegg 1.1 - 3.4) som inneholder alle resultatene fra studiet, samt noen HYSYS-filer.

"Rett-i-tank"	NG	Vedlegg nr.	UNG °C:	LNG-prod. (MTPA)	Spesifikt kraftforbruk:		Samlet kraft/LNG (kWh/tonn)	Kraftforbruk: (MW)	Massebasis:		Energibasis:		%andel av FG som utnyttes:	Ok utnyttelse av FG?	Kommentar:
					Kompr.	Kompr.-turbin			LNG	FG	LNG	FG			
KGK + FG	Lav N2	Vedlegg 1.1	-161,00	5,67	259,60	254,68	254,73	177,10	94,15	5,85	94,16	5,84	100,00	Ja	Væske inn
KGJV (MR) + FG	Lav N2		-161,00	5,67	259,61	254,69	254,79	177,13	94,15	5,85	94,16	5,84	100,00	Ja	på tank
KGK + FG	Lav N2	Vedlegg 1.2	-160,55	5,68	259,03	254,11	254,22	177,09	94,15	5,85	94,17	5,83	100,00	Ja	0,05 % gass
KGJV (MR) + FG	Lav N2		-160,55	5,68	258,96	254,04	254,22	177,11	94,15	5,85	94,17	5,83	100,00	Ja	inn på tank
RESIRK m/KGK	Lav N2	Vedlegg 1.3	-161,00	5,67	259,62	254,70	254,77	177,11	94,16	5,84	94,16	5,84	100,00	Ja	Resirkulerer
RESIRK m/KGK	Lav N2		-160,55	5,67	259,98	255,28	255,42	177,40	94,14	5,86	94,14	5,86	100,00	Ja	BOG oppstrøms
RESIRK m/KGJV (MR)	Lav N2		-161,00	5,66	260,59	255,94	256,06	177,46	94,13	5,87	94,13	5,87	100,00	Ja	kjøleprosessen
RESIRK m/KGJV (MR)	Lav N2		-160,55	5,67	260,02	255,37	255,60	177,49	94,14	5,86	94,14	5,86	100,00	Ja	

Flashgass-separator	NG	Vedlegg nr.	UNG °C:	LNG-prod. (MTPA)	Spesifikt kraftforbruk:		Samlet kraft/LNG (kWh/tonn)	Kraftforbruk: (MW)	Massebasis:		Energibasis:		%andel av FG som utnyttes:	Ok utnyttelse av brensel?	Kommentar:
					Kompr.	Kompr.-turbin			LNG	FG	LNG	FG			
KGK + FG	Høy N2	Vedlegg 2.1	-151,00	5,65	260,88	255,45	265,98	184,27	90,18	9,82	93,22	6,78	89,74	Nei	Leverer for mye fyrgass!
KGK + FG	Høy N2	Vedlegg 2.2	-151,50	5,66	260,86	255,44	265,57	184,06	90,49	9,51	93,50	6,50	93,76	Nei	Leverer for mye fyrgass!
KGJV (MR) + FG	Høy N2		-151,50	5,71	254,73	249,28	267,57	187,13	90,49	9,51	93,50	6,50	94,47	Nei	Leverer for mye fyrgass!
RESIRK (noe) m/KGK	Høy N2	Vedlegg 2.3	-150,00	5,63	262,03	256,57	268,71	185,37	90,40	9,60	93,42	6,58	93,64	Nei	Leverer for mye fyrgass!
RESIRK (noe) m/KGJV (MR)	Høy N2		-150,00	5,69	255,05	249,56	271,07	188,90	90,40	9,60	93,42	6,58	94,47	Nei	Leverer for mye fyrgass!
RESIRK (noe) m/KGK	Høy N2	Vedlegg 2.4	-147,00	5,57	264,86	259,33	275,91	188,27	90,50	9,50	93,50	6,50	97,50	Ja	
RESIRK (noe) m/KGJV (MR)	Høy N2		-147,00	5,64	256,02	250,46	279,03	192,81	90,50	9,50	93,50	6,50	98,60	Ja	
RESIRK (alt) m/KGK	Høy N2	Ingen	-145,00	5,06											N ₂ -innhold I LNG 3,00 mol%
RESIRK (alt) m/KGK	Høy N2	Ingen	-155,00	5,35											N ₂ -innhold I LNG 3,00 mol%
RESIRK (alt) m/KGJV (MR)	Høy N2	Ingen	-151,50	5,31											N ₂ -innhold I LNG 3,00 mol%

Flashgass-separator	NG	Vedlegg nr.	UNG °C:	LNG-prod. (MTPA)	Spesifikt kraftforbruk:		Samlet kraft/LNG (kWh/tonn)	Kraftforbruk: (MW)	Massebasis		Energibasis:		%andel av FG som utnyttes:	Ok utnyttelse av brensel?
					Kompr.	Kompr.-turbin			LNG	FG	LNG	FG		
KGK + FG (alt fra EFG+BOG)	Lav N2		-151,00	5,91	247,18	241,91	249,07	180,33	93,86	6,14	94,30	5,70	99,97	Ja
KGJV (MR) + FG (alt fra EFG + BOG)	Lav N2	Vedlegg 2.5	-150,80	5,94	242,96	237,68	250,59	182,56	93,73	6,27	94,17	5,83	98,19	Ja
KGJV (ENDRET: MR) + FG (alt fra EFG + BOG)	Lav N2		-150,60	5,95	255,06	249,80	263,44	192,09	93,40	6,60	93,85	6,15	97,49	Ja
KGK + FG (kombi)	Lav N2	Vedlegg 2.6	-157,00	5,95	246,24	241,10	243,60	177,60	94,14	5,86	94,41	5,59		
KGJV (MR) + FG (kombi)	Lav N2		-156,50	5,96	244,72	239,57	244,60	178,65	94,10	5,90	94,39	5,61		
KGK + FG (kombi)	Lav N2	Vedlegg 2.7	-155,00	5,94	246,47	241,29	245,27	178,46	94,04	5,96	94,38	5,62		
KGJV (MR) + FG (kombi)	Lav N2		-155,00	5,96	244,23	239,05	246,06	179,62	94,01	5,99	94,36	5,64		
RESIRK (alt) m/KGK	Lav N2	ingen	-158,50											
RESIRK (alt) m/KGJV (MR)	Lav N2	ingen	-157,00											
RESIRK (alt) m/KGJV (MR)	Lav N2	ingen	-156,50	5,92										
RESIRK (alt) m/KGK	Lav N2	ingen	-150,00	5,79										
RESIRK (alt) m/KGK	Lav N2	Vedlegg 2.8	-155,00	5,87	249,71	244,50	251,04	180,70	94,24	5,76	94,24	5,76		
RESIRK (alt) m/KGJV (MR)	Lav N2		-155,00	5,90	246,98	241,76	252,01	182,11	94,22	5,78	94,22	5,78		
RESIRK (noe) m/KGK + FG	Lav N2	Vedlegg 2.9	-155,00	5,93	246,67	241,48	245,64	178,62	94,04	5,96	94,37	5,63		
RESIRK (noe) m/KGJV (MR) + FG (noe)	Lav N2		-155,00	5,95	244,41	239,23	246,45	179,79	94,02	5,98	94,35	5,65		

Flashgass-separator Kondensasjon av NG	NG	Vedlegg nr.	UNG °C:	LNG-prod. (MTPA)	Spesifikt kraftforbruk:		Samlet kraft/LNG (kWh/tonn)	Kraftforbruk: (MW)	Massebasis		Energibasis:		%andel av FG som utnyttes:	Ok utnyttelse av FG?
					Kompr.	Kompr.-turbin			LNG	FG	LNG	FG		
KGJV (NG mellom) + FG + RESIRK	Høy N2	Vedlegg 2.10	-147,00	5,65	255,05	254,47	278,20	192,72	90,50	9,50	93,50	6,50	98,31	Ja
KGJV (NG etter) + FG + RESIRK	Høy N2		-147,00	5,67	249,61	249,03	277,31	192,61	90,58	9,42	93,58	6,42	99,20	Ja
KGJV (NG mellom) + FG (kombi)	Lav N2	Vedlegg 2.11	-155,00	5,64	263,32	258,15	255,27	183,29	93,60	6,40	93,95	6,05	100,00	Ja
KGJV (NG etter) + FG (kombi)	Lav N2		-155,00	5,96	243,81	238,64	245,76	179,98	94,02	5,98	94,37	5,63	100,00	Ja

	Kolonne	NG	Vedlegg nr.	UNG °C:	Væske som kokes av °C:	LNG-prod. (MTPA)	Spesifikt kraftforbruk:		Samlet kraft/LNG (kWh/tonn)	Kraftforbruk: (MW)	Massebasis		Energibasis		%andel av FG som utnyttes:	Ok utnyttelse av FG?
							Kompr.	Kompr.-turbin			LNG	FG	LNG	FG		
sy1 alt i	(Technip), KGJV (MR) + FG	Høy N2	Vedlegg 3.1	(-152,00/-152,60)	(-162,90/-161,30)	5,69	255,28	250,13	267,64	186,56	90,70	9,30	93,77	6,23	99,02	Ja
sy1 alt ii	(Technip), RESIRK m/KGJV (MR) + FG (EFG+BOG)	Høy N2		(-147,00/-150,00)	(-162,10/-159,90)	5,60	255,63	250,35	277,62	190,57	90,16	9,84	93,62	6,38	99,57	Ja
sy1 alt iii	(Technip), KGJV (MR) + FG + GJVN	Høy N2	Ingen													
sy 1 alt iv	(Technip), GJVN (noe) + FG + RESIRK (noe)	Høy N2	Vedlegg 3.1	(-153,00/-155,00)	(-162,40/-159,70)	5,56	258,62	253,28	283,24	192,95	90,04	9,96	93,36	6,64	97,49	Ja
sy 1 alt v	(Technip), KGJV (MR) + GJVN (alt)	Høy N2		Ingen												
sy 1 alt vi	(Technip), KGJV (MR) og RESIRK (alt)	Høy N2	Ingen													
sy 2 alt 1	(Shell), FG + GJVN	Høy N2	Vedlegg 3.3	(-147,00/-150,00)	(-162,20/-159,30)	5,73	254,68	249,55	276,79	194,45	90,22	9,78	93,66	6,34	99,89	Ja
sy 2 alt 1	(Shell), FG + GJVN	Høy N2		(-140,00/-145,00)	(-161,50/-157,30)	5,93	243,81	238,77	472,47	343,41	90,08	9,92	93,82	6,18	99,53	Ja
sy 2 alt 2	(Shell), FG + RESIRK + GJVN	Høy N2		(-145,00/-150,00)	(-161,40/-157,10)	5,68	255,52	250,32	290,64	202,34	89,65	10,35	93,43	6,57	99,11	Ja
sy 2 alt 3	(Shell), GJVN (alt)	Høy N2	Ingen													
sy 2 alt 1	(Shell) m/SEPARATOR: FG + GJVN	Høy N2	Vedlegg 3.3	-145,00		5,86	250,60	245,24	292,74	210,36	90,23	9,77	93,26	6,74	99,36	

	Kolonne	NG	Vedlegg nr.	UNG °C:	Væske, kokes av, °C:	LNG-prod. (MTPA)	Spesifikt kraftforbruk:		Samlet kraft/LNG (kWh/tonn)	Kraftforbruk: (MW)	Massebasis		Energibasis		%andel av FG som utnyttes:	Ok utnyttelse av FG?
							Kompr.	Kompr.-turbin			LNG	FG	LNG	FG		
sy 1 alt i	(Technip), KGJV (MR) + FG	Lav N2	Vedlegg 3.2	(-150,50/-155,00)	(-159,70/-157,40)	5,86	243,38	238,28	251,50	180,73	93,53	6,47	94,18	5,82	98,47	Ja
sy1 alt ii	(Technip), RESIRK (noe) m/KGJV (MR) + FG (EFG+BOG)	Lav N2		Ingen	(-147,00/-150,00)	(-159,90/-158,70)	5,85	243,54	238,36	258,59	185,31	93,48	6,52	94,05	5,95	99,02
sy1 alt ii	(Technip), RESIRK (noe) m/KGJV (MR) + FG (EFG+BOG)	Lav N2	Vedlegg 3.2	(-150,00/-155,00)	(-159,70/-156,40)	5,85	243,42	238,30	252,37	180,97	93,50	6,50	94,19	5,81	98,96	Ja
sy1 alt iii	(Technip), KGJV (MR) + FG + GJVN	Lav N2		(-150,50/-156,00)	(-159,60/-154,50)	5,89	243,46	238,35	251,69	180,36	93,53	6,47	94,24	5,76	99,52	Ja
sy 1 alt iv	(Technip), GJVN (noe) + FG + RESIRK (noe)	Lav N2		(-150,50/-153,00)	(-160,00/-159,00)	5,89	243,41	238,33	251,99	181,92	93,66	6,34	94,20	5,80	99,26	Ja
sy 1 alt v	(Technip), KGJV (MR) + GJVN (alt)	Lav N2	Ingen													
sy 1 alt vi	(Technip), KGJV (MR) og RESIRK (alt)	Lav N2	Vedlegg 3.2	(-150,00/-155,00)	(-161,40/-156,70)	5,68	251,41	246,22	268,76	187,2	93,85	6,15	93,85	6,15		
sy 2 alt 1	(Shell), FG + GJVN	Lav N2	Vedlegg 3.4	(-140,00/-145,00)	(-159,60/-156,20)	6,10	235,00	229,98	308,23	230,25	92,36	7,64	93,04	6,96	99,60	Ja
sy 2 alt 1	(Shell), FG + GJVN	Lav N2		(-150,00/-153,00)	(-159,90/-158,80)	5,87	246,72	241,64	254,87	183,35	93,62	6,38	94,19	5,81	100,00	Ja
sy 2 alt 2	(Shell), FG + RESIRK + GJVN	Lav N2		Ingen	(-140,00/-145,00)											
sy 2 alt 3	(Shell), GJVN (alt)	Lav N2	Ingen													
sy 2 alt 1	(Shell) m/SEPARATOR: FG + GJVN	Lav N2	Vedlegg 3.4	-145,00		6,08	239,69	234,4	267,34	199,08	93,41	6,59	93,85	6,15	98,96	Ja