

LNG anlegg drevet av kraft fra nettet

Kryogen CO₂-utskilling

Astrid Merete Østerbø

Master i produktutvikling og produksjon

Oppgaven levert: Juni 2008

Hovedveileder: Truls Gundersen, EPT

Biveileder(e): Geir Owren, StatoilHydro
Even Solbraa, StatoilHydro

Oppgavetekst

Bakgrunn

Snøhvit Tog I på Melkøya utenfor Hammerfest er verdens første LNG anlegg hvor de store kuldekompressorene drives med elektromotorer. Varme og elektrisitet skaffes ved et internt kraftverk som produserer både varme og elektrisitet. Statoil arbeider med planer for et Tog II på Melkøya. Som del av dette arbeidet vurderes det å benytte strøm fra nettet til å drive kompressorene. Det er igangsatt planlegging av en 420 kV kraftlinje fra Balsfjord til Hammerfest som skal muliggjøre å importere så store kraftmengder til Melkøya.

En spesiell utfordring ved dette alternativet er å fremskaffe nødvendig varme til LNG anlegget, alternativt å se på muligheter for å redusere dette varmebehovet som i utgangspunktet er i størrelsesorden 200 MW. I en prosjektoppgave høsten 2007 ble forskjellige teknologier for CO₂-innfangning evaluert, samtidig som det ble sett på muligheter for å dekke deler av varmebehovet ved hjelp av ulike varmepumpetyper. Dessuten ble ulike kilder til oppvarmingen vurdert, herunder naturgass, biobrensel og elektrisitet, i alle tilfeller ved at hetolje benyttes som varmbærer i anlegget.

På bakgrunn av den nevnte prosjektoppgaven som hadde preg av å være en screening eller et forprosjekt, skal denne Masteroppgaven gå mer detaljert inn på kryogene utskillingsprosesser for CO₂, som har et stort potensiale for betydelig reduksjon av varmebehovet i LNG-anlegget. Det skal legges til grunn som en rammebetingelse at LNG-anleggets store kraftbehov, som i særlig grad er knyttet til kjølekompressorene, helt eller delvis skal dekkes med import av kraft fra nettet, og at denne kraften skal være CO₂-nøytral.

Mål

Hovedformålet med denne Masteroppgaven er å evaluere kryogene renseprosesser for CO₂ med tanke på teknologisk modenhet og praktisk/økonomisk egnethet i forhold til LNG-anlegget på Melkøya i forbindelse med et eventuelt Snøhvit Tog II.

Oppgaven bearbeides ut fra følgende punkter:

1. En litteraturstudie skal gjennomføres over kryogene metoder for utskilling av CO₂. Det skal i denne forbindelse legges spesielt vekt på å vurdere teknologiens modenhet (med en referanseliste over installerte anlegg), og hvorvidt teknologien er anvendelig for LNG-prosesser med rensekrav ned til 50 ppm.
2. Det skal utvikles en varme/masse-balanse for en kryogen utskillingsprosess som renser gassen for CO₂. Beregningene skal i rimelig grad optimaliseres.



POSTADRESSE NTNU INSTITUTT FOR ENERGI OG PROSESSTEKNIKK Kolbjørn Hejes vei 1A N-7491 Trondheim - NTNU	TELEFONER Sentralbord NTNU: 73 59 40 00 Instituttkontor: 73 59 38 60 Vannkraftlaboratoriet: 73 59 38 57	TELEFAX Instituttkontor: 73 59 35 80 Vannkraftlaboratoriet: 73 59 38 54
-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------	-------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------	--------------------------------------------------------------------------------------

Rapportens tittel Elektrisk drift av Snøhvit LNG anlegg	Dato 12.06.2008
Forfatter Astrid M. Østerbø	Antall sider og bilag 82/15
Avdeling Institutt for energi og prosesssteknikk	Ansv. sign.
ISBN nr.	Rapportnummer EPT-M-2008-56
Oppdragsgiver NTNU/StatoilHydro	Studieprogram: PUP Fordypningsemne: Industriell prosess
Oppdragsgivers ref. Truls Gundersen (NTNU), Geir Owren og Even Solbraa (StatoilHydro)	Oppdragsgivers ref. Truls Gundersen (NTNU), Geir Owren og Even Solbraa (StatoilHydro)

Ekstrakt

Snøhvit Tog I på Melkøya er verdens første LNG-anlegg hvor kjølekompressorene drives elektrisk, med kraft produsert fra et kraftvarmeverk. Det vurderes nå utbygging av et Snøhvit tog II hvor kjølekompressorene skal drives med elektrisitet fra nettet.

I den forbindelse ble det høsten 2007 skrevet en prosjektoppgave for å kartlegge de største varmemeforbrukerne, samt finne alternative prosesser med lavere varme- og totalt energiforbruk. CO₂-fjerningen viste seg å være den desidert største varmemeforbrukeren i anlegget, og ulike alternativer til denne ble vurdert. Kryogene prosesser ble vurdert som det mest aktuelle alternativet til dagens CO₂-fjerning med aminer.

Denne oppgaven tar for seg ulike kryogene prosesser gjennom et litteraturstudie for å velge den best egnede kryogene CO₂-fjerningsprosessen til Snøhvit LNG-anlegg. Ryan-Holmes ble vurdert som den best egnede, både på grunn av teknologisk modenhet og dens separasjons-egenskaper.

Ryan-Holmes prosessen ble simulert i HYSYS, hvor de ulike varme- og kjølebehovene og massebalansen ble funnet. Integrasjon i flytendegjøringsprosessen ble diskutert. Konklusjonen ble at varmebehovet vil reduseres noe, samtidig som muligheten for varmeintegrasjon øker betydelig i forhold til Tog I. Ved total varmeintegrasjon vil varmebehovet i Tog II bli 70 MW, mot ca. 123 MW ved full varmeintegrasjon i Tog I. Kraftforbruket vil øke med omtrent 54 MW i forhold til Tog I.

Til slutt ble en CO₂ balanse satt opp. Ved elektrisk drift av kjølekompressorene vil alle de vurderte energisystemene redusere CO₂-utslippet med 50% eller mer i forhold til Tog I. Mye varmeintegrasjon gir lavere utslipp. Gasskjel vil gi høyere reduksjon en kraftvarmeverk. Biobrensel og elektrisitet til oppvarming kan antas utslippsfri.

	Stikkord på norsk	Indexing Terms English
Gruppe 1	Snøhvit LNG	Snøhvit LNG
Gruppe 2	Ryan-Holmes	Ryan-Holmes
Egenvalgte Stikkord	CO ₂ -rensing	CO ₂ removal



MASTEROPPGAVE

for

Student Astrid Merete Østerbø

Våren 2008

LNG anlegg drevet av kraft fra nettet

Natural Gas Liquefaction Plants Powered with Electricity from the Grid

Bakgrunn

Snøhvit Tog I på Melkøya utenfor Hammerfest er verdens første LNG anlegg hvor de store kuldekompressorene drives med elektromotorer. Varme og elektrisitet skaffes ved et internt kraftverk som produserer både varme og elektrisitet. Statoil arbeider med planer for et Tog II på Melkøya. Som del av dette arbeidet vurderes det å benytte strøm fra nettet til å drive kompressorene. Det er igangsatt planlegging av en 420 kV kraftlinje fra Balsfjord til Hammerfest som skal muliggjøre å importere så store kraftmengder til Melkøya.

En spesiell utfordring ved dette alternativet er å fremskaffe nødvendig varme til LNG anlegget, alternativt å se på muligheter for å redusere dette varmebehovet som i utgangspunktet er i størrelsesorden 200 MW. I en prosjektoppgave høsten 2007 ble forskjellige teknologier for CO₂-innfangning evaluert, samtidig som det ble sett på muligheter for å dekke deler av varmebehovet ved hjelp av ulike varmepumpetyper. Dessuten ble ulike kilder til oppvarmingen vurdert, herunder naturgass, biobrensel og elektrisitet, i alle tilfeller ved at hetolje benyttes som varmebærer i anlegget.

På bakgrunn av den nevnte prosjektoppgaven som hadde preg av å være en screening eller et forprosjekt, skal denne Masteroppgaven gå mer detaljert inn på kryogene utskillingsprosesser for CO₂, som har et stort potensiale for betydelig reduksjon av varmebehovet i LNG-anlegget. Det skal legges til grunn som en rammebetingelse at LNG-anleggets store kraftbehov, som i særlig grad er knyttet til kjølekompressorene, helt eller delvis skal dekkes med import av kraft fra nettet, og at denne kraften skal være CO₂-nøytral.

Mål

Hovedformålet med denne Masteroppgaven er å evaluere kryogene renseprosesser for CO₂ med tanke på teknologisk modenhet og praktisk/økonomisk egnethet i forhold til LNG-anlegget på Melkøya i forbindelse med et eventuelt Snøhvit Tog II.

Oppgaven bearbeides ut fra følgende punkter:

1. En litteraturstudie skal gjennomføres over kryogene metoder for utskilling av CO₂. Det skal i denne forbindelse legges spesielt vekt på å vurdere teknologiens modenhet (med en referanseliste over installerte anlegg), og hvorvidt teknologien er anvendelig for LNG-prosesser med renskrav ned til 50 ppm.
2. Det skal utvikles en varme/masse-balanse for en kryogen utskillingsprosess som renser gassen for CO₂. Beregningene skal i rimelig grad optimaliseres.
3. Det er blitt fremstilt som en fordel ved f.eks. Ryan-Holmes kryogene destillasjonsprosess at denne kan intregreses i flytendegjøringsprosessen. Diskuter korrektheten av dette, skisser hvordan en slik integrasjon kan gjøres og kvantifiser eventuelt gevinstene.
4. Utvikle en CO₂-balanse for Snøhvit tog II, basert på elektrisk drift fra nettet og med en kryogen teknologi for CO₂-innfangningen. Snøhvit Tog I vil være referanse for alle sammenlikninger når det gjelder teknologivalg for Tog II.

---- " ---

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

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

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

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

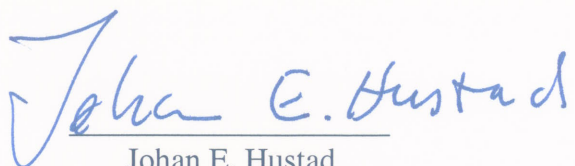
I henhold til "Utfyllende regler til studieforskriften for teknologistudiet/sivilingeniørstudiet" ved NTNU § 20, forbeholder instituttet seg retten til å benytte alle resultater i undervisnings- og forskningsformål, samt til publikasjoner.

Ett -1 komplett eksemplar av originalbesvarelsen av oppgaven skal innleveres til samme adressat som den ble utlevert fra. (Det skal medfølge et konsentrert sammendrag på maks. en maskinskrevet side med dobbel linjeavstand med forfatternavn og oppgavetittel for evt. referering i tidsskrifter).

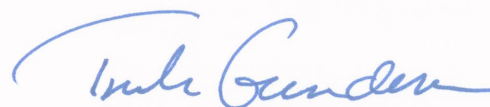
Til Instituttet innleveres to - 2 komplette, kopier av besvarelsen. Ytterligere kopier til evt. medveiledere/oppgavegivere skal avtales med, og evt. leveres direkte til, de respektive.

Til instituttet innleveres også en komplett kopi (inkl. konsentrerte sammendrag) på CD-ROM i Word-format eller tilsvarende.

Institutt for energi og prosessteknikk, 14. januar 2008



Johan E. Hustad
Instituttleder



Truls Gundersen
Faglærer/veileder

Medveiledere/kontaktpersoner:

Geir Owren, StatoilHydro (gaow@statoilhydro.com)

Even Solbraa, StatoilHydro (esol@statoilhydro.com)

Forord

Denne oppgaven er skrevet som det avsluttende arbeid i tiende og siste semester av sivilingeniørutdanningen Produktutvikling og produksjon, ved Institutt for Energi- og Prosessteknikk, NTNU, våren 2008.

Målet med oppgaven er å evaluere kryogene renseprosesser for CO₂ med tanke på teknologisk modenhet og praktisk egenhet i forhold til LNG-anlegget på Melkøya i forbindelse med et Snøhvit Tog II.

Jeg vil gjerne takke mine veiledere, spesielt Truls Gundersen ved NTNU for god oppfølging gjennom semesteret. Jeg vil også takke PhD-student Rahul Anantharaman for hjelp og opplæring i HYSYS, og til Petter Neksa og Robert Olsen i SINTEF Energiforskning for å la meg få tilgang til samlet litteratur i prosjektet: "Freeze out processes of CO₂ from natural gas".

Trondheim, 13.06.2008

Astrid M. Østerbø

Sammendrag

Snøhvit Tog I på Melkøya er verdens første LNG-anlegg hvor kjølekompressorene drives elektrisk, med kraft produsert fra et kraftvarmeverk. Det vurderes nå utbygging av et Snøhvit Tog II hvor kjølekompressorene skal drives med elektrisitet fra nettet.

I den forbindelse ble det høsten 2007 skrevet en prosjektoppgave for å kartlegge de største varmeforbrukerne, samt finne alternative prosesser med lavere varme- og totalt energiforbruk. CO₂-fjerningen viste seg å være den desidert største varmeforbrukeren i anlegget, og ulike alternativer til denne ble vurdert. Kryogene prosesser ble vurdert som det mest aktuelle alternativet til dagens CO₂-fjerning med aminer.

Denne oppgaven tar for seg ulike kryogene prosesser gjennom et litteraturstudie for å velge den best egnede kryogene CO₂-fjerningsprosessen til Snøhvit LNG-anlegg. Ryan-Holmes ble vurdert som den best egnede, både på grunn av teknologisk modenhet og dens separasjons-egenskaper.

Ryan-Holmes prosessen ble simulert i HYSYS, hvor de ulike varme- og kjølebehovene og massebalansen ble funnet. Integrasjon i flytendegjøringsprosessen ble diskutert. Konklusjonen ble at varmebehovet vil reduseres noe, samtidig som muligheten for varmeintegrasjon øker betydelig i forhold til Tog I. Ved total varmeintegrasjon vil varmebehovet i Tog II bli 70 MW, mot ca. 123 MW ved full varmeintegrasjon i Tog I. Kraftforbruket vil øke med omtrent 54 MW i forhold til Tog I.

Til slutt ble en CO₂ balanse satt opp ved ulike energiløsninger. Ved elektrisk drift av kjølekompressorene vil alle de vurderte løsningene redusere CO₂-utslippet med 50% eller mer i forhold til dagens Tog I. Varmeintegrasjon gir lavere utslipp. Gasskjel vil gi større reduksjon enn kraftvarmeverk. Biobrensel og elektrisitet til oppvarming kan antas utslippsfri.

Innhold

FORORD	I
SAMMENDRAG	II
INNHold	III
FIGURLISTE.....	V
TABELLER	VI
1 INNLEDNING	1
2 SNØHVIT LNG-ANLEGG	2
3 KRYOGENE PROSESSER	4
3.1 RYAN-HOLMES.....	6
3.1.1 <i>Prosessbeskrivelse</i>	7
3.1.2 <i>Modenhet</i>	8
3.2 CFZ	10
3.2.1 <i>Prosessbeskrivelse</i>	11
3.2.2 <i>Modenhet</i>	12
3.3 CRYEX.....	13
3.3.1 <i>Prosessbeskrivelse</i>	13
3.3.2 <i>Modenhet</i>	15
3.4 CRYOCELL	16
3.4.1 <i>Prosessbeskrivelse</i>	16
3.4.2 <i>Modenhet</i>	17
3.5 ANDRE PROSESSER.....	18
3.5.1 <i>CNG-prosessen</i>	18
3.5.2 <i>Sprex CO₂</i>	19
3.5.3 <i>Twister</i>	19
3.6 VALG AV PROSESS.....	20
4 MODELLERING	24
4.1 DESTILLASJON	24
4.1.1 <i>CO₂-metan separasjon</i>	25
4.1.2 <i>CO₂-etan separasjon</i>	26
4.1.3 <i>Tilstandsligninger</i>	28

4.2 RYAN-HOLMES SIMULERING	30
4.2.1 Metankolonna.....	32
4.2.2 CO ₂ -splitteren.....	33
4.2.3 Etan, LPG, og butankolonna.....	35
4.3 VARME/MASSEBALANSE.....	35
4.3.1 Varmebehov.....	36
4.3.2 Kjøle- og kraftbehov	39
4.3.3 Massebalanse	44
5 INTEGRASJON I FLYTENDEGJØRINGEN.....	45
5.1 VARMEINTEGRASJON	46
5.1.2 Varmepumper.....	50
6 CO₂-BALANSE VED ULIKE ENERGILØSNINGER.....	53
6.1 FYRING MED NATURGASS	54
6.2 FYRING MED BIOBRENSSEL.....	55
6.3 ELEKTRISK OPPVARMING	57
6.4 KRAFTVARMEVERK.....	58
7 OPPSUMMERING OG RESULTAT AV TOG II.....	60
8 DISKUSJON	63
8.1 KRYOGENE PROSESSER.....	63
8.2 MODELLERING.....	64
8.2.1 Ryan-Holmes simulering.....	65
8.2.2 Varme/massebalanse	66
8.3 INTEGRASJON I FLYTENDEGJØRINGEN	67
8.4 CO ₂ -BALANSE VED ULIKE ENERGILØSNINGER	68
8.5 VIDERE ARBEID.....	69
9 KONKLUSJON	70
REFERANSER	71
BIBLIOGRAFI	80
VEDLEGG A - DIVERSE	A
VEDLEGG B – SNØHVIT TOG I	D
VEDLEGG C – SNØHVIT TOG II.....	I
VEDLEGG D- BEREGNING AV UTSLIPP OG GASSMENGDER.....	M

Figurliste

Figur 1: Flytskjema over Ryan-Holmes prosessen til CO ₂ -utskilling.....	7
Figur 2: Prosessdiagram CFZ kryogen CO ₂ -utskilling	11
Figur 3: CRYEX-prosessen	15
Figur 4: CryoCell-kolonna.....	17
Figur 5: Destillasjonskolonne med en enkelt føde og to produktstrømmer.....	24
Figur 6: Trykk-temperatur-diagram for CO ₂ og metan	26
Figur 7: (a) Kokepunktsdiagram for ideell blanding.....	27
Figur 7: (b) Kokepunktsdiagram for positiv azeotrop.....	27
Figur 8: Valgt konfigurasjon på Ryan-Holmes prosessen.....	31
Figur 9: Kjølekrets til forkjøling og metankondenser	41
Figur 10: Fraksjonering og flytendegjøring, Snøhvit Tog I	45
Figur 11: Ryan-Holmes integrert i flytendegjøringen.....	46
Figur 12: Varmeoverskuddskurve Tog II	47
Figur 13: Integrasjon av kokere i hovedprosessen.....	49
Figur 14: Energistrømmer i en varmepumpe	51
Figur 15: Lukket varmepumpeprosess	51
Figur 16: Kraftvarmeverk	58

Tabeller

Tabell 1: Oversikt over Ryan-Holmes anlegg	9
Tabell 2: Oversikt over CFZ-anlegg	12
Tabell 3: Oversikt over Cryex-anlegg	15
Tabell 4: Oversikt over Cryex-anlegg	17
Tabell 5: Konstanter i de kubiske tilstandsligningene RK, SRK og PR	28
Tabell 6: Varmebehov Tog II med Ryan-Holmes.....	37
Tabell 7: Utslipp fra gasskjel, Tog I.....	37
Tabell 8: Varmebehov Ryan-Holmes vs. Tog I med avgassrensing	38
Tabell 9: Kjølebehov Tog II med Ryan-Holmes.....	39
Tabell 10: Reelt kjølebehov Tog II Ryan-Holmes	42
Tabell 11: Kraftbehovet Tog II med Ryan-Holmes	43
Tabell 12: Massebalanse i Tog I vs. Tog II	44
Tabell 13: Ryan-Holmes kokere	48
Tabell 14: Varmebehov Ryan-Holmes, med vs. uten varmeintegrasjon.....	50
Tabell 15: CO ₂ -utslipp ved varmeanskaffelse fra gasskjel.....	55
Tabell 16: Teoretisk brennverdi for ulike faste biobrensler	56
Tabell 17: Forbruk av gass og utslipp fra kraftvarmeverk	59
Tabell 18: Varme- og kraftbehov Tog I vs Tog II	61
Tabell 19: CO ₂ -utslipp ved gasskjel og kraftvarmeverk	61

1 Innledning

Snøhvit LNG-anlegg på Melkøya er verdens nordligste, og Europas første eksportanlegg for flytende naturgass (LNG). Det er det første LNG-anlegget i verden der kjølekompressorene drives elektrisk, med kraft generert fra gassturbiner på anlegget.

Det vurderes nå et Tog II, hvor kjølekompressorene drives med elektrisitet fra nettet. Et LNG-anlegg krever både kraft og termisk energi for å kunne produsere LNG med ønsket kvalitet. Drift av kjølekompressorene med elektrisitet fra nettet gir en ekstra utfordring med tanke på fremskaffelse av varme til anlegget, og det vil derfor være ønskelig å redusere dette. Et nytt anlegg bør dessuten gi lave utslipp og generelt liten miljøbelastning.

Det har i forkant av denne oppgaven vært utført et arbeid, som konkluderer med at kryogene prosesser vil være det mest gunstige og energibesparende alternativet til dagens CO₂-fjerningsprosess med aminer. Det vil i de neste kapitlene gjennomgås et litteraturstudie som tar for seg kryogene CO₂-fjerningsprosesser, samt en diskusjon av hvilken prosess som antas best egnet på Snøhvit-LNG anlegg.

For å kunne gjennomføre oppgaven på en tilfredsstillende måte, ble det i samarbeid med veiledere og interesserte i StatoilHydro bestemt at en simulering av prosessen ville være nødvendig. Det vil derfor gjøres en simulering av Ryan-Holmes prosessen i HYSYS, og varme/masse-balansen vil finnes fra denne. Integrering i flytendegjøringsprosessen vil skisseres og diskuteres. Til slutt vil ulike energiløsninger beskrives kort, og en CO₂-balanse over disse settes opp. Punktet om økonomisk egnethet er utelatt i samråd med veiledere.

Mange forenklinger og antagelser har vært nødvendig for å kunne svare på oppgaven, blant annet konstant fødekonsentrasjon og mengde, samt konstant trykk i destillasjonskolonnene. Det er samtidig antatt ingen temperaturvariasjoner i løpet av året.

2 Snøhvit LNG-anlegg

Snøhvit LNG-anlegg er et storskala LNG-anlegg som produserer 4,3 millioner tonn LNG per år [1]. For å drive et LNG-anlegg trengs mye energi til kjøling og oppvarming; til selve flytendegjøringen, og alle hjelpesystemene som er nødvendig for å oppnå ønsket renhet og kvalitet. På Snøhvit Tog I genereres kraft av 5 LM600PD gassturbiner, som i tillegg har et stort varmeoverskudd. Dette kan benyttes til å dekke det totale varmebehovet i anlegget.

Ved å bruke elektromotorer vil man få et fleksibelt anlegg som kan være i drift selv om en turbin skulle stoppe. Ved direkte drift der kompressor og turbin står på samme aksling ville man hatt behov for betydelig større turbiner for å drive hver enkelt kompressor. Denne løsningen ville i tillegg være sårbar for stans i anlegget.

Prosessen som brukes til flytendegjøring av naturgass på Melkøya er et kjøleanlegg som er bygget på teknologi utviklet i samarbeid mellom Statoil og Linde [1]. Denne prosessen krever vesentlig mindre energi enn tilsvarende anlegg andre steder fordi man på Melkøya har relativt lave temperaturer på sjøvann og luft hele året [2]. Ved lave temperaturer på kjølevannet får man dessuten høyere effekt og virkningsgrad på turbiner og generatorer

Dagens anlegg på Melkøya er det mest miljøvennlige LNG-anlegget i verden. Lavt CO₂-utslipp på grunn av valgt energiløsning, samt høy energieffektivitet bidrar til dette. I tillegg reduseres utslippet ved at innfanget CO₂ fra naturgassrensingen komprimeres og injiseres i en akvifer formasjon under gassfeltet. Hovedutslippet fra anlegget skyldes dagens energianlegg.

Det vurderes nå et Tog II på Melkøya hvor elektrisitet fra nettet vil drive kjølekompressorene. Ved å unngå å brenne gass til kraftproduksjon på anlegget vil man i tillegg til reduksjon av de globale utslippene også redusere forurensingen lokalt, ved reduserte utslipp av NO_x og andre eksosgasser.

I dag finnes det en 132 kV kraftlinje til anlegget, men det er igangsatt planlegging av en 420 kV kraftlinje fra Balsfjord til Hammerfest som skal gjøre det mulig å importere store nok mengder kraft til Melkøya [3].

Ved drift med elektrisitet fra nettet får man en utfordring med å skaffe til veie varmebehovet man har i anlegget. I denne sammenheng ble det høsten 2007 skrevet en prosjektoppgave om dette temaet, som et forarbeid til denne hovedoppgaven. Denne tok for seg varme- og kraftbehovet på Snøhvit LNG-anlegg på Melkøya, hvordan varmebehovet kan reduseres og hvordan man kan skaffe til veie varmen som trengs på anlegget [4].

Det ble konkludert med at CO₂-fjerningen er den desidert største varmekonsumeren, med ca 50% av totalt varmebehov, og at det derfor var naturlig å fokusere på denne ved reduksjon i varmebehovet. Videre ble det konkludert med at kryogene prosesser vil være de mest energibesparende alternative prosessene [4].

3 Kryogene prosesser

I dette kapitlet kommer en beskrivelse av de ulike kryogene prosessene som er vurdert. Deretter kommer en diskusjon av hvilken prosess som vil være best egnet på Snøhvit Tog II.

Før flytendegjøring av naturgass er det nødvendig å fjerne komponenter som vil fryse ut ved de lave temperaturene man vil få under kjøling og flytendegjøring av gassen. Utfrysing av komponenter vil kunne føre til skader på, og plugging av prosessutstyr. Det er derfor viktig at gassen har tilstrekkelig renhet. Kravet til CO₂-innhold i LNG er 50 ppmv (parts per million, volum), mot 2,5 mol% ved rørtransport [5]. I tillegg har man noe H₂S som må fjernes. Denne mengden er imidlertid så liten at den antagelig vil kunne fjernes sammen med CO₂, uten ekstra prosessutstyr. CO₂ innholdet i Snøhvit gassen antas å være konstant lik 5,2 mol%.

Det finnes flere prosesser som kan benyttes for å skille CO₂ fra naturgass. Tradisjonelle teknologier opereres normalt for å fjerne CO₂ ned til kravet for rørledningstransport, og er ofte basert på løsningsmidler som fanger CO₂ med et kjemisk, fysikalsk eller hybrid løsemiddel [6]. De strenge kravene til CO₂-innhold ved LNG-produksjon, sammen med et ønske om et lavest mulig varmeforbruk introduserer ekstra utfordringer i valg av prosess.

På Snøhvit LNG-anlegg er det i dag valgt å benytte et amin, aMDEA, for fjerning av CO₂. Dette fungerer godt til fjerning av CO₂ ned til LNG-krav, men krever store mengder varme til regenerering av aminet, før det så går tilbake til renseprosessen.

På Snøhvit LNG-anlegg transporteres utskilt CO₂ via en 150 km lang rørledning tilbake til gassfeltet, hvor den injiseres i en akvifer formasjon (Tubåen formasjonen) [7]. På grunn av de korrosive egenskapene til CO₂ sammen med vann, samt problemer ved utfrysning og hydratdannelse i rørene, er det viktig med relativt lavt innhold av vann og hydrokarboner. Om innholdet av metan er for høyt vil en også kunne trenge et høyere brønnehodetrykk siden

lavere tetthet fører til lavere statisk trykk [8]. Ved bruk av amin-rensesprosesser vil gassen mettes med vann, slik at det er stort behov for dehydrering av gass og CO₂ før videre prosessering. Vann fjernes i dag ved hjelp av molsiever før transport og reinjeksjon. I kryogene vil man ikke mette gassen med vann slik man gjør ved amin-rensing, slik at behovet for tørking av gassen vil reduseres, noe som fører til en ytterligere reduksjon i varmebehovet.

En prosess kan kalles kryogen når temperaturen er under omtrent -73 °C [9]. På grunn av ekstremt trege kjemiske reaksjoner ved så lave temperaturer er kryogen separasjon helt og holdent fysisk, og følger de samme prinsippene som separasjon av hydrokarboner ved omgivelsestemperatur. Slik separasjon er vanligvis enklere og mer effektivt enn aminprosesser [10]. Det som skiller kryogene systemer fra konvensjonelle separasjonssystemer er et kjølesystem for å få gassen ned i temperatur, samt effektiv isolasjon for å hindre varmetap. Kryogene prosesser installeres ofte en cold-box, som er en "ramme" fylt med isolasjonsmateriale [9].

Kryogene prosesser benyttes ofte i såkalte EOR prosjekter. Dette er prosjekter hvor gass som følger oljeproduksjonen (assosiert gass) renses for CO₂, som så reinjiseres i brønnen for økt oljeproduksjon. I EOR prosjekter er CO₂-innholdet svært høyt, fra over 10-15 mol% og helt opp til 90 mol% CO₂. CO₂-konsentrasjonen vil øke over tid. Metaninnholdet er gjerne under 60%, og reduseres over tid. [9] [11]. I EOR må en kunne i tillegg til å takle varierende strømmer og sammensetninger også takle en raskt økende fødestrøm. Et slikt anlegg må derfor bygges for å tåle svært varierende innhold av både CO₂ og hydrokarboner.

I EOR-prosjekter er det en fordel om CO₂ leveres flytende og under høyt trykk, slik at mindre kraft kreves for rekompresjon. Spesifikasjonen til CO₂ for reinjeksjon er gjerne under 4% metan og 100 ppm H₂S. Et trykk over 140 bar på CO₂ til reinjeksjon er vanligvis nødvendig.

Kryogene prosesser er kapital- og energieffektive prosesser for å behandle gass med høye konsentrasjoner av CO₂ [12], og har et betydelig potensiale til å redusere driftskostnadene og øke den termiske virkningsgraden i forhold til aminprosesser [10].

Kryogene prosesser har en rekke fordeler sammenlignet med aminprosesser for CO₂-utskilling. Man unngår bruk av løsemidler, og dermed problemer med skumming, korrosjon, tap av løsemidler og høyt energibehov til regenerering [11]. Behovet for dehydrering av gassen vil dessuten reduseres.

Felles for kryogene prosesser er at de i ulik grad kan integreres i flytedegjøringprosessen.

De ulike kryogene prosesser som vil presenteres er som følger:

- Ryan Holmes
- CFZ
- Cryex
- CryoCell

I tillegg vil det kort nevnes noen andre prosesser som av ulike grunner ikke har blitt vurdert som aktuelle på Snøhvit LNG-anlegg.

3.1 Ryan-Holmes

Ryan-Holmes er en kryogen destillasjonsprosess som benytter hjelpestoffer for utskilling av CO₂ og H₂S fra naturgass. Bruksområdet til Ryan Holmes har i likhet med de fleste andre kryogene renseprosesser i hovedsak vært til rensing av CO₂ i EOR-prosjekter.

Ryan-Holmes kan behandle svært varierende strømningsrater. Den kan rense gass som inneholder hvilken som helst konsentrasjon av CO₂ og svovelholdige komponenter ned til 50 ppm CO₂ og 1 ppm H₂S [13], og samtidig ha svært lavt tap av tyngre hydrokarboner [14]. Ryan-Holmes er attraktiv som renseprosess i tilfeller hvor man har lavt CO₂-innhold og lav til moderate mengder C₂₊ [15]. Ved lave konsentrasjoner av CO₂ vil etan-gjenvinningen komme opp i 90% eller mer, mens gjenvinning av C₃₊ (propan og tyngre hydrokarboner) vil være ca 100% [11]. Prosessen kan dessuten integreres i flytedegjøringsprosessen. I de aller fleste tilfeller eliminerer Ryan-Holmes behovet for resirkulerende systemer for fjerning av surgass.

Fordeler med Ryan-Holmes CO₂-fjerningsprosess er at den er fleksibel og pålitelig, har lavt behov for dehydrering, unngår problemer med korrosjon og skumming, ingen bruk av kjemikalier, CO₂ produseres tørr og ved høyt trykk samt høy NGL (Natural Gas Liquids) gjenvinning. I tillegg skal prosessen være økonomisk lønnsom [11]. Fordeler med denne prosessen er spesielt tydelig når den integreres i et LNG-anlegg [10].

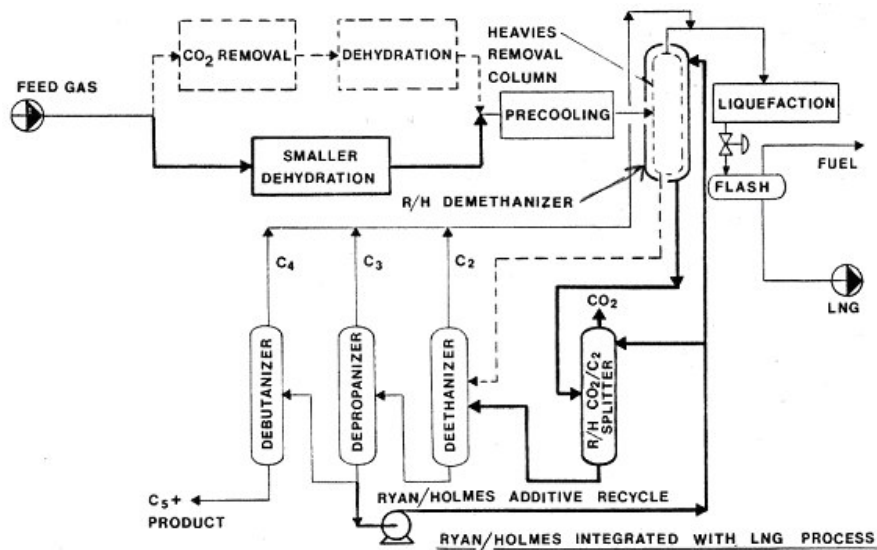
En annen fordel er at utstyret som benyttes ikke er patentbeskyttet, det vil si at Ryan-Holmes kan bygges med standard utstyr for et gass-anlegg som operatøren er kjent med, slik som pumper, kompressorer og destillasjonskolonner [16].

3.1.1 Prosessbeskrivelse

Hjelpestoffet som har vist seg mest fordelaktig på grunn av dets tilgjengelighet og blandbarhet med naturgass, er NGL [13]. Bruk av hjelpestoff har den fordelen at den reduserer utfrysningstemperaturen slik at man unngår utfrysning av CO₂, i tillegg til å øke relativ flyktighet mellom metan og CO₂. Bruk av hjelpestoffer vil heve driftstemperaturen, noe som reduserer kjølebehovet til prosessen. De vil også bidra til at prosessen tillater høyere driftstrykk [17]. En annen fordel er at man unngår introduksjon av nye stoffer i systemet, og at NGL kan tas fra LNG-prosessen. En ulempe ved bruk av hjelpestoffer er at det krever ekstra kolonner og pumping for resirkulering av hjelpestoff.

Ryan-Holmes kan benyttes i flere ulike konfigurasjoner, både med to, tre eller fire kolonner. Prosessen kan tilpasses det enkelte behov, og designes etter hvilke produkter og renheter man ønsker å få ut. CO₂ tas ut flytende eller i gassform. I begge tilfeller tas CO₂ ut med høyt trykk, noe som er gunstig med tanke på rekompresjon. Den kan også bygges i moduler slik at den kan utvides ved senere behov.

Figur 1 [13] viser en mulig konfigurasjon av Ryan-Holmes, benyttet i LNG-rensing. De stiplede linjene viser den opprinnelige prosessen, mens de heltrukne linjene viser Ryan Holmes integrert i flytendegjøringen. Denne konfigurasjonen egner seg godt ved lave CO₂-innhold [13].



Figur 1: Flytskjema over Ryan-Holmes prosessen til CO₂-utskilling

Kilde: Holmes og O'Brien, 1983.

Fødegassen tørkes og forkjøles før tyngre hydrokarboner (C₂₊) og CO₂ skilles fra metan i et metantårn. NGL tilføres for å holde temperaturen nede, og metan tas ut i toppen med CO₂-innhold under 50 ppm.

Bunnproduktet går videre til CO₂-splitteren. Denne tar ut CO₂ i toppen, mens hydrokarbonene går til et fraksjoneringsystem som tar ut etan, LPG og kondensat fra gassen. Deler av bunnproduktet fra propantårnet resirkuleres som hjelpestoff. Topp-produktene i fraksjoneringsstårnene kan blandes med metanet som går til flytendegjøringen, eller tas ut som egne produkter.

Denne prosessen krever få komponenter for å kunne fjerne CO₂ fra fødegassen, men flytendegjørings-prosessen vil bli noe mer kompleks. Metantårnet må modifiseres betraktelig, de andre fraksjonstårnene må også redesignes på grunn av en økt sirkulerende strøm og økt C₂₊ (etan og tyngre hydrokarboner) uttak fra metantårnet. Ryan-Holmes opererer ved trykk på 24 til 45 bar, og temperaturer fra -84 til +4°C [13].

Ryan-Holmes prosessen er tørr, og vil ha lav korrosjonsrate, likevel vil en stållegering være påkrevd for å tåle de kryogene temperaturene man vil få i kolonnene [12].

3.1.2 Modenhhet

Ryan Holmes er patentert av Koh Process Systems Inc., og er en relativt moden og velprøvd prosess. Det første pilotanlegget ble bygd ved Atlantic Richfields (ARCO) gassprosesseringsanlegg i Oklahoma i 1981 [18] [11], hvor flere ulike gass-sammensetninger ble testet; CO₂-innhold fra 10 til 90%, samt ulike innhold av NGL og tilstedeværelse av H₂S. Pilot-anlegget bidro til å demonstrere separasjon av CO₂, og ble siden flyttet til Koch's Corpus Christie raffineri i Texas, hvor videre testing av separasjon og studier over kolonnas indre ble utført [11] [19].

I pilotanlegget greide man å oppnå høye renheter og svært lave tap både av metan, CO₂ og etan. Renheter ned til 10 ppm CO₂ i metan ble oppnådd, samt tap av metan ned til lavt ppm-nivå. Så å si helt ren CO₂, opp til 98% gjenvinning av etan, og ned til 0,05 mol% CO₂ i tyngre hydrokarboner [19] ble demonstrert. Hvis H₂S er fraværende kan CO₂ innholdet i C₂₊ spesifiseres; typisk 0,1 eller mindre i et LNG-anlegg hvor C₂, C₃ og C₄ reinjiseres i metanet [19].

I 1990 var det 8 lisenser for Ryan-Holmes prosessen, i størrelser fra 1 180 til 342 000 Sm³/h [14]. I 1992 var antall lisenser økt til 9 [9].

Ifølge en studie utført av Statoil angående CO₂-fjerning på Statpipe/Kårstø [20], skal det i dag være rundt 20 anlegg som benytter Ryan-Holmes teknologien i verden. Dette er imidlertid ikke bekreftet av andre kilder, selv om litteraturen antyder at det ligger flere slike EOR-anlegg i vest-Texas, som har den største tettheten av EOR prosjekt i verden [21]. I USA er det er i dag over 80 EOR-prosjekter, hvor CO₂ i stor grad kommer fra geologiske lagre med store mengder ren CO₂ [22]. Tabell 1 [23] [19] [20] viser de Ryan-Holmes anleggene som har blitt avdekket i dette prosjektet, alle i USA.

Alle anleggene som er listet opp i tabell 1 er EOR anlegg for behandling av assosiert gass for reinjeksjon av CO₂. *The Willard unit Wasson Field* i West Texas benytter seg av en 3-kolonner-konfigurasjon, bestående av en metankolonne, CO₂-splitter, og en NGL/hjelpstoff-kolonne [24].

The Seminole San Andres unit (SSAU) består av tre tog som i likhet med *The GMK South Field* benytter en 4-kolonners-konfigurasjon [23]. Seminole var det første kommersielle anlegget med Ryan-Holmes [25], og er designet for å kunne behandle gass med opp til 77 mol% CO₂ [19]. På det meste blir over 236 000 Sm³/h CO₂ reinjisert inn i feltet.

Tabell 1: Oversikt over Ryan-Holmes anlegg

Type	Operatør	År	Størrelse Sm ³ /h	Sted / anlegg
Pilotanlegg	ARCO Oil and Gas	1981	708	Covington, Oklahoma
EOR-prosjekt	Shell Oil	1983	165 000	Wasson Denver unit, Texas
EOR-prosjekt	ARCO Oil and Gas	1984	86 000	Willard unit Wasson Field, Texas
EOR-prosjekt	Amerada Hess Corp.	1984	3x141 500	Seminole San Andres unit, Texas
EOR-prosjekt	Mobil Producing Texas and New Mexico Inc.	-*	-*	GMK South Field, Texas
EOR-prosjekt	Mitchell Energy	1986	8 600	The Alvord South Caddo Conglomerate Unit, Texas
EOR-prosjekt	Williams Field Services	-*	-*	Dry Trail Gas Plant, Texas
+ flere ukjente anlegg				

* ukjent

Kilder: Schaffert og Ryan, 1985. Holmes og O'Brien, 1983. Presentasjon/møte StatoilHydro, 11 feb 08.

The Alvord South Caddo Conglomerate Unit (ASCCU) var den første Ryan-Holmes anlegget som benyttet gjenvinning av C₃+ i et EOR-prosjekt. Mye av utstyret var overskuddsutstyr fra andre EOR prosjekt [26].

Williams Field Services' (WFS) anlegg gjenvinner NGL og brenngass for salg. CO₂ til reinjeksjon har i motsetning til de andre anleggene relativt lav renhet, med rundt 10% metan og etan [16].

Felles for anleggene i tabell 1 er at de fungerer bra og leverer ved spesifikasjonene, selv ved variasjoner i sammensetning og fødestrøm over kort og lang sikt [26] [25].

3.2 CFZ

I motsetning til de fleste andre CO₂-fjerningsprosesser benytter CFZ seg av utfrysning av CO₂ for rensing av gass. Fjerning av CO₂ fra metan kan gjøres i ett enkelt steg, uten behov for hjelpestoffer eller aminer. Denne prosessen kan fjerne CO₂ ved høye konsentrasjoner og ned til LNG spesifikasjoner [6].

Introduksjon av gasser i fast form vil ofte kreve spesialutstyr. I CFZ-prosessen forgår all utfrysning i en lukket seksjon, og faste stoffer vil verken komme inn, eller forlate denne. Dette eliminerer behovet for prosessutstyr som kan takle faste stoffer.

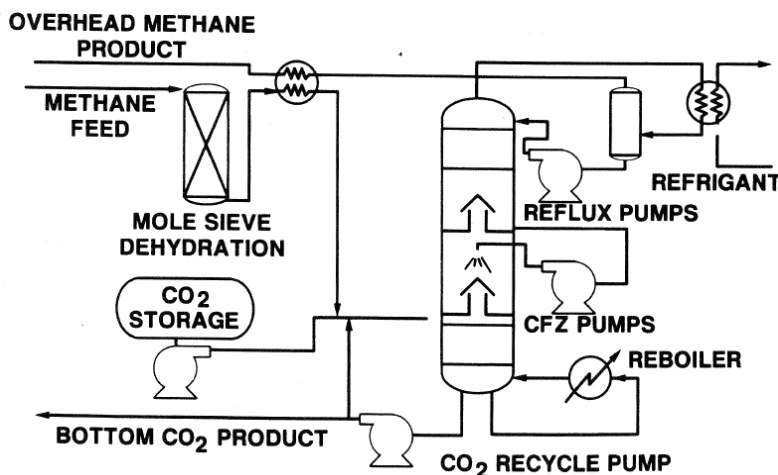
Fordeler ved bruk av CFZ-kolonna er mange. Den trenger svært lite prosessvarme, noe som reduserer forbruket av brensel og kan eliminere behovet for et dampsystem [27] i selve CO₂-fjerningen. Gassen mettes ikke av vann. Dette reduserer behovet for tørking av gassen. CO₂-fjerningskolonna kan integreres i LNG-prosessen [28], og CO₂ produseres tørr og ved høyt trykk. Kun én kolonne er nødvendig for å fjerne CO₂ fra metan. Prosessen benytter ingen kjemikalier. Man unngår dermed kostnaden, kompleksiteten og miljøbelastningen som bruk av løsningsmidler (aminer) gir.

CFZ er beregnet på rensing av gass-strømmer med høyt CO₂-innhold (> 10%). Jo høyere CO₂-innhold, jo større er fordelene med CFZ-prosessen sammenlignet med andre CO₂-fjerningsprosesser [6].

3.2.1 Prosessbeskrivelse

CFZ-prosessen benytter seg av destillasjon, utfrysning og smelting for å separere CO₂ fra naturgass. CFZ-kolonna består av tre seksjoner; en bunnseksjon, en midtseksjon og en toppseksjon, se figur 2 [27]. Forkjølt fødegass blir introdusert i bunnseksjonen hvor metan skilles fra flytende CO₂, NGL (Natural Gas Liquids) og H₂S ved konvensjonell destillasjon. Gassen stiger så oppover til midtseksjonen hvor utfrysning og smelting av CO₂ foregår. I toppseksjonen stiger damp opp fra midtseksjonen, og fjerner CO₂ og tyngre komponenter fra topp-produktet i flere trinn etter hvor rent produkt man ønsker. Dampen avkjøles når den går oppover i tårnet, og deler av den kondenseres. Den kondenserte gassen renner så ned i bunnen av toppseksjonen. Denne relativt CO₂-magre, kalde væsken pumpes gjennom en sprederdyse ut i midtseksjonen og blandes med CO₂-rik gass som stiger opp fra bunnseksjonen. Dette fører til utfrysning av CO₂ som så faller ned i det varme flytende laget i bunnen og smelter.

CFZ-prosessen opererer vanligvis ved konstant trykk. Trykket kan optimaliseres, avhengig av trykket på fødegassen, salgsgass, tårnstørrelse og kjølekrav. Driftstemperaturer vil bestemmes av fødesammensetning og produktspesifikasjoner, og vil variere med kolonnetrykket. Høyere trykk vil øke kondensasjonstemperaturen, mens den reduseres ved lavere CO₂-konsentrasjon. Ved en fødegass på 40 bar med 17 mol% CO₂ vil temperaturen på topp-produktet være -87 °C, CO₂ fra bunnen av kolonna vil holde ca 0°C [27]. Temperaturområdet i midtseksjonen/utfrysningsseksjonen vil være i området -57 til -79 °C [6].



Figur 2: Prosesdiagram CFZ kryogen CO₂-utskilling

Kilde: Thomas og Potts, 1989.

CFZ er som nevnt utviklet for å kunne behandle en fødegass med relativt høy CO₂-konsentrasjon. For at man skal få utfelling av fast stoff fra dampfasen i kolonna kreves en CO₂-konsentrasjon på over 5 mol% på dampen fra bunnseksjonen [27]. Bunnproduktet er flytende og avhengig av fødesammensetningen kan dette reinjiseres direkte, selges, eller gå videre til et fraksjoneringsystem. CFZ egner seg best når CO₂ skal reinjiseres, og HK-recovery ikke er nødvendig. Sett bort i fra fraksjoneringsdelen, vil denne prosessen kreve mindre kraft enn ved solvents til å fjerne CO₂ [29].

3.2.2 Modenhet

CFZ-teknologien ble utviklet ved *Exxon production Research* i 1983, og patentert i 1985. I 1986 ble det bygd et storskala pilotanlegg ved Exxons Clear Lake gas plant i Texas. Dette anlegget testet ut varierende strømningsrater, og 15-65 mol% CO₂ i føden [29] [30] [6]. Clear Lake var det første anlegget som vellykket demonstrerte utfrysning og smelting av CO₂ som en del av naturgassprosesseringen [6].

Anlegget ble testet ved varierende trykk, fra 37,8 til 41,4 bar [6]. Selv om anlegget var designet til å levere gass med rør-spesifikasjoner, ble det demonstrert med renheter helt ned til LNG-kvalitet [6]. Tap av metan i bunnproduktet var mellom 0,5-2%. Anlegget ble driftet i ett år, med gode resultater som viste at CFZ-konseptet fungerte, også ned til renheter for videre kryogen prosessering [30].

På tross av at teknologien er relativt tilårskommen, er det foreløpig ingen kommersielle anlegg i drift. I 2007 begynte imidlertid planleggingen av et kommersielt demonstrasjonsanlegg i på *Shute Creek gas treating facility* (SCFT) i LaBarge i USA. Byggingen planlegges påbegynt sommeren 2008 [31], og anlegget er planlagt å settes i drift sent i 2009. Målet er at anlegget skal demonstrere høye gassvolumer med varierende innhold av CO₂ og H₂S, under ulike driftsbetingelser i løpet av ett til to år [31].

Tabell 2: Oversikt over CFZ-anlegg

Type	Operatør	År	Størrelse Sm ³ /h	Sted / anlegg
Pilotanlegg	Exxon-Mobil	1986	236 000-708 000	Clear Lake gas plant
Demonstrasjonsanlegg	Exxon-Mobil	2009	825 900	Shute Creek gas treating facility

*ulike kilder sier ulike ting, 0,6MMSCFD eller 600 MMSCFD

Kilder: Haut, Denton og Thomas, 1989. Victory og Valencia, 1987. Valencia og Howard, 2008.

3.3 Cryex

Cryex (CRYogenic EXtraction) er en separasjonsprosess utviklet av Chicago Bridge and Iron Company (CBI), og benytter utfrysning for å separere CO₂ fra naturgass.

Cryex integreres veldig tett med flytendegjøring av LNG, samtidig som den reduserer behovet for forbehandling før flytendegjøringen. Systemet er svært kompakt, og kan være gunstig å ta i bruk på anlegg der man har begrenset med plass, for eksempel offshore.

Cryex er ikke så følsom overfor store endringer i CO₂-innhold som andre systemer [32].

Graden av flytendegjøring (mengden gass som flytendegjøres delt på gass inn) ved en økning i CO₂-innholdet i fødegassen påvirkes i liten grad. Siden gassleveringen i de fleste områder er forventet å øke i CO₂ innhold, er dette en svært gunstig egenskap ved langsiktig drift [33].

Cryex-prosessen kan benyttes til å behandle og rense gass med relativt lave CO₂-innhold, opp til 5 mol% CO₂. Man kan oppnå LNG med et CO₂-innhold på ca 350 ppm CO₂. Dette betyr at det vil være små faste partikler i væsken. Siden disse partiklene er svært små, og gassen ikke skal videre inn i LNG-varmevekslere utgjør ikke dette noe problem [33]. CO₂ tas ut med lav renhet og tapet av metan er stort.

Energibehovet til kjøling vil øke noe ved å benytte Cryex på grunn av stort avdampningstap av LNG. Totalt energibehov vil likevel reduseres på grunn av at en eliminerer behovet for regenereringssystemer, samt reduserer behovet for rør og ventiler til separate CO₂-systemer.

Fordeler med Cryex-prosessen er blant annet at det ikke er behov for forbehandling av gassen slik det vanligvis er ved flytendegjøring av naturgass, samt at den krever mindre nedetid for vedlikehold [33]. Tilgjengeligheten er svært høy, og man unngår bruk av aminer. Det at Cryes integreres så tett i flytendegjøringen, gjør dessuten at kompleksiteten og kostnaden til anlegget reduseres [32].

3.3.1 Prosessbeskrivelse

Fødegassen tørkes og flytendegjøres under trykk, før underkjølt gass strupes gjennom en Joule-Thompson (JT) ventil inn i en beholder ved omtrent atmosfærisk trykk [34] [35]. Når gassen strupes ned i trykk, faller samtidig temperaturen, og CO₂ felles ut som fast stoff.

Gassen flytendegjøres mens den fortsatt inneholder all CO₂. Trykket ved flytendegjøring må derfor være så høyt at føden kan flytendegjøres uten at utfrysning oppstår. Ved en binær blanding med 5 mol% CO₂, resten metan, må trykket minst være 41,5 bar for å unngå utfrysning under flytendegjøringen [32].

Cryex-beholderen har et konisk formet kammer i bunnen, hvor en slurry av CO₂ og LNG legger seg. Dette kammeret minimerer turbulens i væsken (LNG) over. JT-ventilen befinner seg inne i et rør som stikker ned i kammeret, og ned under den flytende overflaten for å unngå "carryover" av fast stoff. Renset LNG tas ut i en overløpskant som går langs hele tanksiden. Dette gjør at bevegelser ikke vil påvirke mengden LNG som tas ut [32]. Alt materialet som kommer i kontakt med utfrost CO₂ er elektropolert rustfritt stål slik at CO₂-krystaller ikke henger seg på veggene i beholderen [32].

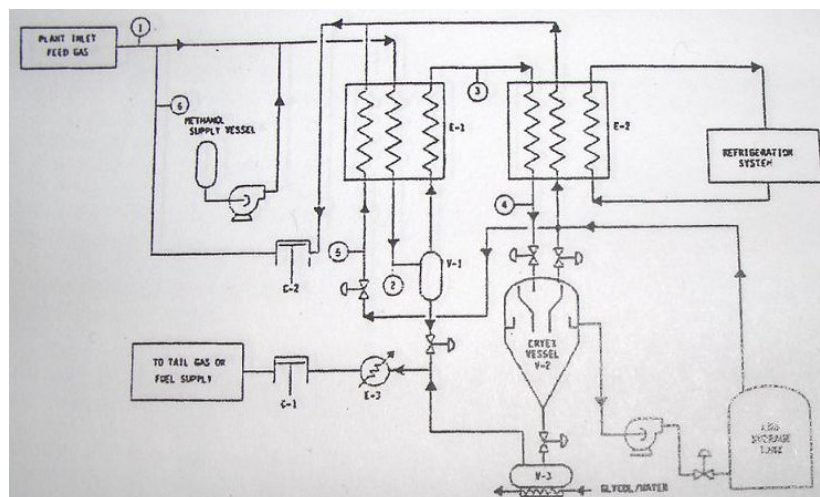
Cryex gir stort tap av LNG. CO₂-slurren består av maksimalt 28 mol% CO₂ [34], resten LNG, og tas ut i bunnen av beholderen gjennom ventiler. En av årsakene til at CO₂-innholdet i slurrien er så lavt er at blandingen vil flyte for dårlig ved høyt CO₂ innhold [34]. Etter at slurrien er tatt ut fordampes den ved å varmeveksle mot en lavtemperatur varmekilde. Den avdampede slurrien benyttes vanligvis til brensel. Det kan være nødvendig med en væske/fast stoff-separator for å gjenvinne noe LNG fra slurrien.

Ved struping gjennom JT-ventilen vil en del gass dampes av. Denne gassen, sammen med damp fra lagertanken brukes som kjøling til føden, før den komprimeres og tilsettes fødestrømmen til flytendegjøring.

Siden flytendegjøring skjer ved høyt trykk, og forholdsvis høye temperaturer, vil det ikke være nødvendig med svært lave duggpunkt i flytendegjøringsdelen av prosessen. I Cryex-systemet kan det derfor være aktuelt å benytte metanol til dehydrering av gassen. Metanol benyttes for å senke frysepunktet til vann som befinner seg i gassen, og tas ut i væskeform etter forkjølingen, se figur 3. Kun hydrokarboner som kan skape problemer under flytendegjøringen fjernes. Denne metoden benyttes i alle dagens Cryex-anlegg [32].

Cryex-systemet som er beskrevet her kan benyttes til å behandle og rense gass-strømmer med opp til 5 mol% CO₂, ned til en renhet på omtrent 350 ppm CO₂ i LNG. Ved høyere CO₂-konsentrasjoner på fødegassen kan det være aktuelt å bruke en modifisert, patentert versjon av Cryex. Partikler med svært lav diameter (<19µm) fjernes ikke helt, på grunn av den store beholder-diameteren som da ville kreves [33]. LNG som pumpes til lagertanken inneholder

derfor en høyere CO₂-konsentrasjon enn som er løselig i LNG. De faste CO₂-partiklene i LNG'en er svært små, og kan ikke observeres med det blotte øye. På grunn av konvekktive strømmer vil de "sveve" rundt i væsken, og derfor ikke føre til skader på utstyr [33].



Figur 3: CRYEX-prosessen

Kilde: Selcukoglu, Gallagher og Dortwegt, 1980.

3.3.2 Modenhhet

Cryex brukes helst i relativt små peak shaving anlegg. Dette er anlegg for flytendegjøring av overskuddsgass i perioder hvor gassbehovet ikke er så stort, med avdamping og levering til gassnettet når etterspørselen er større enn leveringen. Cryex-prosessen har så lang blitt installert og driftet i fire kommersielle peak shaving anlegg i USA (1990), se tabell 3 [32] [33] [36] [37]. Minst to av disse, anleggene i Trussville og Nevada, er fortsatt i drift.

Tabell 3: Oversikt over Cryex-anlegg

Type	Operatør	År	Størrelse Sm ³ /h	Sted / anlegg
Peak shave	Northwest natural gas company	1977	7 433	Newport, Oregon
Peak shave	Pinnacle LNG	1978	23 144*	Trussville, Alabama
Peak shave	Southwest Gas Company/ Paiute	1980	3 378*	Lovelock, Nevada
Peak shave	**	1980**	**	Racine, Wisconsin

* regnet om fra Therm til Sm³, med antatt brennverdi på 49 MJ/kg

** ukjent. Anlegget i Racine, senere enn 1980

Kilde: Selcukoglu, Gallagher og Dortwegt, 1980. Brendeng. AllBusiness.com, februar 2003. SEC Info, 2008.

Det første anlegget som benyttet seg av CRYEX-prosessen var Newport LNG-anlegg i Oregon, USA. Byggingen av anlegget var ferdig i 1977 [35], og det viste seg å være et vellykket prosjekt; fjerning av slurry skapte ikke problemer i form av plugging, vel og merke

etter små modifikasjoner. Fødegassen inneholdt 0,4 mol% CO₂, og slurryen til fordampning representerte 2,9% av kjøleeffekten i anlegget [33].

3.4 CryoCell

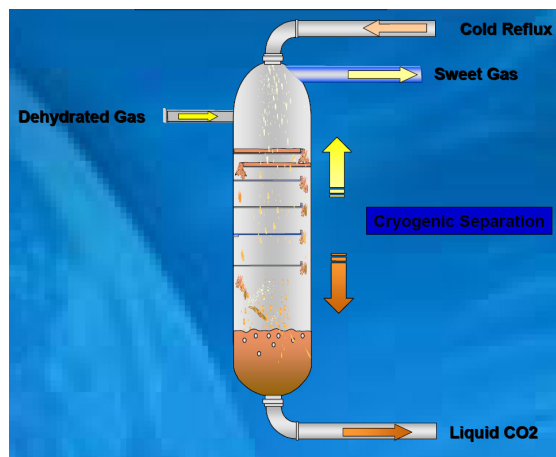
CryoCell er en kryogen CO₂-fjerningsprosess, utviklet og patentert av Core Laboratories Pty Ltd og Curtin University of Technology. I februar 2005 ble patentet overtatt av Cool Energy [38], som jobber videre med å utvikle teknologien.

Cryocell er utviklet for å fjerne CO₂ fra fødegass ned til rørledningspesifikasjoner. Renheter ned til 200 ppm er imidlertid oppnådd, og videre utvikling av teknologien forventes å kunne møte kravene for LNG-produksjon [39] [38].

Denne prosessen er mindre kompleks, og behovet for utstyr og energi til reinjeksjon er relativt lav i forhold til konvensjonelle anlegg for CO₂-utskilling [38]. CO₂ kan fjernes fra gass med høye CO₂-konsentrasjoner, og tas ut i flytende form slik at den kan pumpes opp i trykk. En fordel med denne teknologien i likhet med de andre kryogene prosessene, er at behovet for forbehandling (dehydrering) av gassen reduseres i forhold til konvensjonelle prosesser. Dehydrering før prosessen reduserer dessuten behovet for vedlikehold på grunn av korrosjonsproblemer. CryoCell benytter ikke kjemikalier, og vil være en integrert del av flytendegjøringen ved LNG-produksjon. CryoCell skal kunne prosessere gass ved lavere kostnader enn konvensjonelle renseprosesser [38].

3.4.1 Prosessbeskrivelse

Cryocell består av en kolonne som er designet til å takle CO₂ i fast form. For å levere riktig rørledningspesifikasjon reduserer cryocell gasstemperaturen stegvis før den går gjennom en JT-ventil, hvor trykket reduseres, temperaturen synker og CO₂ fryser ut. Fast CO₂ faller i bunnen av kolonna og separeres fra dampstrømmen. I bunnen av kolonna tilføres varme slik at fast CO₂ smelter. Flytende CO₂ kan deretter pumpes opp i trykk for reinjeksjon, se figur 4 [40].



Figur 4: CryoCell-kolonna
Kilde: Cool Energy Limited, 2006.

3.4.2 Modenhet

Cool Energy har siden overtagelsen i 2005 arbeidet med å videreutvikle Cryocell for kommersialisering [39], og det har blitt gjennomført ulike prosjekter og studier for å nå dette målet.

I mai 2006 strømmet den første gassen til et demonstrasjonsanlegg ved ARC Energy's anlegg Xyris i Perth Basin, Australia [39] [41]. Prosjektet besto av ulike faser, hvor ulike CO₂-konsentrasjoner i gassen ble testet. Den siste fasen ble fullført i august 2007 [39]. Prosjektet testet også anleggets pålitelighet over lang tids drift [40].

Tabell 4: Oversikt over Cryex-anlegg

Type	Operatør	År	Størrelse Sm ³ /h	Sted / anlegg
Demonstrasjons-anlegg	ARC Energy	2006	-	Xyris field, Perth Basin, AU
Kommersielt testanlegg	Great Artesian Oil and Gas og Beach Petroleum	*	70 800	Cooper Basin, AU

*foreløpig ikke i drift

Kilde: Cool Energy, 2006, 2008. Great Artesian Oil and Gas Limited, 2007.

I 2007 bekreftet en studie muligheten for kommersielt å benytte CryoCell i et gassprosesseringsanlegg [42]. I desember samme år inngikk Cool Energy en kontrakt med Great Artesian Oil and Gas og Beach Petroleum [43] for å utføre et prosjekt hvor CryoCell benyttes i et gassprosesseringsanlegg i sør-Australia. Anlegget skal kunne

prosessere 70 800 Sm³/h rågass hver dag. Det vil levere naturgass med rørspefikasjoner, LPG og NGL [43] [44].

3.5 Andre prosesser

Ryan-Holmes, Exxon CFZ, Cryex og CryoCell er alle kryogene prosesser som i varierende grad har blitt testet ut på det kommersielle markedet. I tillegg til disse finnes det noen prosesser som bør nevnes, men som ikke vil vurderes videre i denne rapporten.

- CNG
- Sprex
- Twister

3.5.1 CNG-prosessen

CNG benytter seg av en slurry av fast CO₂ og en flytende organisk væske til å fjerne H₂S og CO₂. CNG var opprinnelig utviklet for surgassfjerning fra syntesegass ved gassifisering av kull, men kan også benyttes til rensing av naturgass i EOR prosjekter [45]. Prosessen er ment for gass med CO₂-konsentrasjoner over 25%, og ved trykk opp til ca 21 bar [46]. Denne prosessen egner seg ikke ved lave CO₂-konsentrasjoner [45].

Vann og noe CO₂ fjernes etter nedkjøling av fødegassen, før flytende CO₂ benyttes til absorpsjon av H₂S, CO₂ og andre urenheter i gassen. CO₂ som tas ut fra absorberer sendes til en krystallisator som produserer svært ren CO₂ i flytende- og gassform.

Flytende CO₂ benyttes til å rense gassen for CO₂ i absorberer, mens CO₂ i gassform blir sluppet ut i atmosfæren. Ca 14% CO₂ er igjen i gassen etter absorberer. Dette fjernes i en ny absorber ved hjelp av en slurry av CO₂ og en organisk væske. Absorpsjonsvarmen til CO₂ smelter CO₂-krystallene som da bidrar til kjøling for gassen. Den organiske væska fra den andre absorberer regenereres ved å flashe av CO₂ slik at den krystalliserer seg, og ny slurry dannes [46].

Fordeler med denne prosessen er at den vil fjerne alle svovelforbindelser og små urenheter i fødegassen. Den har lave strømningsrater av løsningsmidler, og lavt energiforbruk [46]. Ut av prosessen fås i tillegg til en rensert fødestrøm, en gass-strøm som er rik på H₂S, og produksjon av ren CO₂.

CNG-prosessen er ikke kommersialisert og har heller ingen referanseanlegg.

3.5.2 Sprex CO₂

Sprex (Simple PRe-Extraction) er utviklet av det franske oljeselskapet Total i samarbeid med IFP (The French Petroleum Institute) Sprex var i utgangspunktet utviklet for å separere H₂S, for å kunne gjøre felt i midtøsten med høyt innhold av H₂S mer lønnsomme [47].

Det har nå blitt utviklet en ny versjon, Sprex CO₂, som kan behandle gass med CO₂-konsentrasjoner [48] helt opp til 75%, muligens også sammen med høye konsentrasjoner av H₂S [47]. CO₂ og H₂S tas ut flytende, og ved høyt trykk (50 to 70 bar) [47], noe som er gunstig for reinjeksjon.

Prosessen kan redusere CO₂-innholdet ned til 10-20%, H₂S ned til 2-3% [47], og må derfor kombineres med en aminprosess for å nå rør- eller LNG-spesifikasjoner. Temperaturen kan bli så lav som -60 til -70 °C, uten at krystallisering av CO₂ og H₂S oppstår [47] [48]. For å unngå hydratdannelse ved de lave temperaturene må gassen dehydreres før den føres inn på kolonna.

Sprex har foreløpig ikke blitt testet i noe prosessanlegg.

3.5.3 Twister

Twister er en prosess som er utviklet for separasjon av vann og hydrokarboner fra naturgass, ved hjelp av ekspansjon, en syklonseparator og rekompresjon [49]. Grunnen til at denne prosessen nevnes er dens potensiale til videreutvikling for separasjon av CO₂, og andre komponenter [50].

Trykk omformes til kinetisk energi (bevegelsesenergi), og på den måten oppnås en temperaturreduksjon som bidrar til at væske felles ut [49]. Svært lav oppholdstid hindrer hydratproblemer, eliminerer behovet for kjemikalier og regenereringssystemer. Det er en enkel prosess uten bevegelige deler, og som har høy tilgjengelighet [50].

Fullskala testing av separasjon av vann og hydrokarboner har blitt gjort ved fire gass-anlegg i Nederland, Norge og Nigeria. Den første kommersielle offshore Twister-anvendelsen ble startet opp i Malaysia i 2003 [50].

3.6 Valg av prosess

Ulike kriterier spiller inn når en skal foreta valg av en prosess. Et endelig valg bør baseres på omfattende beregninger og simuleringer av de aktuelle prosessene. I denne oppgaven er hovedvekten lagt på følgende kriterier: muligheter for å behandle aktuell fødegass ned til ønsket renhet, høy renhet på CO₂, gjenvinning av tyngre hydrokarboner, muligheter for integrasjon med flytendegjøringsprosessen, samt prosessens modenhet. Valget vil basere seg på informasjon fra litteraturen som er skaffet til veie. Kostnader i forbindelse med installasjon og drift vil ikke vurderes. Vurderingene gjøres med Tog I som utgangspunkt; sammensetning på fødegass, trykk og temperaturer antas som i Tog I.

Kryogene prosesser har flere fordeler i forhold til konvensjonelle metoder for CO₂-utskilling. De har lavt varmebehov og kan integreres i kjøleprosessen. De fleste prosessene som er omtalt, eliminerer også behovet for løsningsmidler (aminer). En viktig grunn til å velge bort aminer er at det er svært kostbart, samtidig som det er svært giftig og krever håndtering som spesialavfall. Som nevnt tidligere i kapitlet vil man ved eliminering av aminer unngå problemer med blant annet skumming [11]. Behovet for dehydrering av gassen vil dessuten reduseres fordi gassen ikke mettes med vann slik den gjør ved bruk av aminer. Dehydrering kan dermed gjøres før CO₂-fjerningen. Dette vil redusere vedlikehold fordi man får få eller ingen korrosjonsproblemer i prosessen.

Alle de vurderte prosessene sies å kunne levere gass med LNG-kvalitet. Hvor mye CO₂-som godtas i LNG, er imidlertid ulikt vurdert i de forskjellige prosessene. Ryan Holmes kan fjerne CO₂ ned til LNG-spesifikasjoner, 50 ppm, ved svært variable konsentrasjoner og strømningsrater [13]. CFZ kan også rense gass med høyt CO₂-innhold ned til 50 ppm CO₂. De to øvrige prosessene, Cryex og CryoCell vil kunne rense gass ned til hhv. 350 og 200 ppm. Ved Snøhvit Tog I leveres LNG med et CO₂-innhold lavere enn 50 ppm. Det antas at dette vil være nødvendig også i et Tog II. Cryex og Cryocell vil derfor ikke være aktuelle kandidater i denne sammenheng. De øvrige kriteriene vil likevel diskuteres, også for disse prosessene.

En prosess bør ikke gi store tap, verken av metan eller tyngre hydrokarboner. Ved reinjeksjon av CO₂ bør en dessuten ha høy renhet på CO₂. Ryan-Holmes prosessen vil kunne levere svært ren CO₂, gi lavt tap av etan og tilnærmet ingen tap av tyngre hydrokarboner. Etan kan reinjiseres i metanet for å nå riktig LNG-spesifikasjon, eller selges som eget produkt. LPG og lett kondensat (NGL) selges som separate produkter.

En kryogen prosess vil ha høye hydrokrontap med mindre det er en prosess for gjenvinning av disse etterpå [12]. Ryan-Holmes er utviklet for å gjenvinne disse hydrokarbonene, i motsetning til CFZ og CryoCell som er beskrevet som renseprosesser til gasser hvor gjenvinning ikke er interessant. Ved bruk av disse på Snøhvit Tog II, vil det imidlertid være nødvendig å rense bunnproduktet videre. Dette kan tenkes utført på tilsvarende måte som hos Ryan-Holmes prosessen. Man vil da kunne få et rent CO₂-produkt, og lavt tap av tyngre hydrokarboner. Man vil imidlertid få behov for hjelpestoffer i CO₂-splitteren, slik som beskrevet for Ryan-Holmes.

I Cryex-prosessen tas hydrokarboner, vann og metanol ut som væske etter forkjøling av gassen. CO₂-slurryen som tas av fra Cryex-beholderen vil inneholde maksimalt 28% CO₂. Det vil derfor være et stort tap av LNG (metan). Slurry varmes opp og fordampes, og brukes vanligvis som brensel sammen med væskeblandingen fra forkjølingen. Væskeblandingen kan tenkes separert videre. Denne blandingen vil imidlertid inneholde forholdsvis mye CO₂. Ved reinjeksjon av CO₂, og høyere gjenvinning av metan, vil det være nødvendig med en ytterligere renseprosess.

Ryan Holmes, CFZ, og Cryocell kan integreres i hovedprosessen ved å erstatte dagens HHC-kolonne og fraksjoneringsystem for uttak av tyngre hydrokarboner (HHC). Kolonna vil levere kald metan fra toppen, klar for videre kjøling og flytendegjøring. CO₂ og tyngre hydrokarboner tas ut i bunnen, og kan i CFZ benyttes til kjøling av f.eks fødestrøm. Kjølesystemet til LNG prosessen kan også benyttes for kjøling av kolonnene.

Ved fraksjonering av bunnstrømmen vil prosessene bestå av en rekke kolonner som kan tenkes varmeintegrert med resten av anlegget. For å redusere mengden kjølemedium kan CO₂ fra CO₂-splitteren benyttes til forkjøling av fødegass eller kjølemedier før de går til videre nedkjøling.

Fødetrykket på gassen inn til anlegget er omtrent 70 bar [51]. For å minimere kraftbehovet foregår flytendegjøringen på Melkøya i dag ved høyest mulig trykk, ved ca 60 bar [51]. Høyt trykk øker kondensasjonstemperaturen, og man behøver mindre kraft, se figur i vedlegg A. Kryogene kolonner, slik som Ryan-Holmes, CFZ, og CryoCell kan ikke operere ved trykk høyere enn kritisk trykk for blandingen. Trykket må derfor reduseres før CO₂-utskilling. En kan videre velge å flytendegjøre gassen ved kolonnetrykk, eller den kan rekomprimeres til 60

bar. Begge deler vil gi økt kraftbehov i forhold til Tog I. Disse tre prosessene vil i tillegg gi et høyt behov for elektrisk kraft til kjøling av kolonnene.

Cryex er basert på et annet prinsipp enn de andre tre prosessene, og vil ikke fjerne CO₂ før flytendegjøring av gassen. Den flytendegjøres under høyt trykk slik at fast stoff ikke felles ut, og CO₂ fjernes under struping. Dette gjør at denne prosessen er den som tettest kan integreres i LNG-prosessen. Ulempen er høy avdamping av LNG ved struping, og tap av LNG til CO₂. Det er mulig at CO₂-innholdet i Snøhvit-gassen er i overkant høyt til at denne kan benyttes.

Teknologien i en prosess bør være utprøvd og verifisert i tilsvarende bruk før en eventuell vurdering av prosessen integrert i flytendegjøringen på Snøhvit LNG-anlegg. Ryan Holmes kan sier å være den modneste prosessen av de fire som er vurdert. Den er kommersielt tilgjengelig, og har vært i bruk i flere anlegg siden 1980-tallet. Alle disse anleggene er imidlertid EOR-prosjekter, og kan ikke sammenlignes direkte med anlegget på Melkøya. Selv om Ryan-Holmes mangler referanseanlegg med LNG-produksjon, så er den imidlertid hevdet å kunne benyttes i et slikt anlegg [13].

Cryex er en moden prosess som har vært benyttet i fire peak-shave anlegg for LNG siden 1977. CFZ er en relativt gammel prosess, men som i likhet med den ferske CryoCell foreløpig ikke blitt kommersialisert. Begge disse har demonstrasjonsanlegg under oppføring, med håp om kommersialisering.

Fra de 5 kriteriene for best egnet prosess, kommer det som nevnt frem at Cryex og Cryocell ikke vil egne seg på Snøhvit LNG-anlegg på grunn av at disse ikke kan rense gassen ned til høy nok renhet. Cryocell er i tillegg en umoden prosess, som bør kommersialiseres før den eventuelt benyttes i et slikt anlegg.

CFZ skal kunne rense naturgass ned til LNG-spesifikasjoner. Det kreves imidlertid en CO₂-konsentrasjon på over 5 mol% på dampen fra bunnseksjonen for utfelling av fast stoff [27]. Separasjon ved lave CO₂-konsentrasjoner (fra ca 4 mol% [27]) vil skje ved konvensjonell destillasjon i CFZ-kolonna. Det er derfor usikkert om CFZ-prosessen vil fungere tilfredsstillende med fødestrømmen på Melkøya, som har en CO₂-konsentrasjon på 5,2 mol%, samt noe tyngre hydrokarboner. Ved lavere konsentrasjoner kan det tenkes at rent CO₂ kan injiseres i kolonna for å drive prosessen.

Man vil måtte behandle bunnproduktet i CFZ-kolonnen, siden dette vil inneholde alle tyngre hydrokarboner i føden. Prosessering av bunnproduktet fra metankolonnen vil bli rimelig lik den i Ryan-Holmes prosessen; det vil være behov for separasjon av CO₂ og C₂₊, og en kolonne for separasjon av NGL og LPG. Det vil også være behov for hjelpestoff i CO₂-splitteren. Dette gjør at denne prosessen blir noe komplisert, spesielt med tanke på å kanskje måtte resirkulere CO₂ for å trigge utfrysningen. Ryan-Holmes vil dessuten være noe enklere med tanke på at en slipper å benytte patentert og relativt komplisert utstyr for å ta ut metan. I tillegg er denne, i motsetning til CFZ, en moden og kommersialisert prosess.

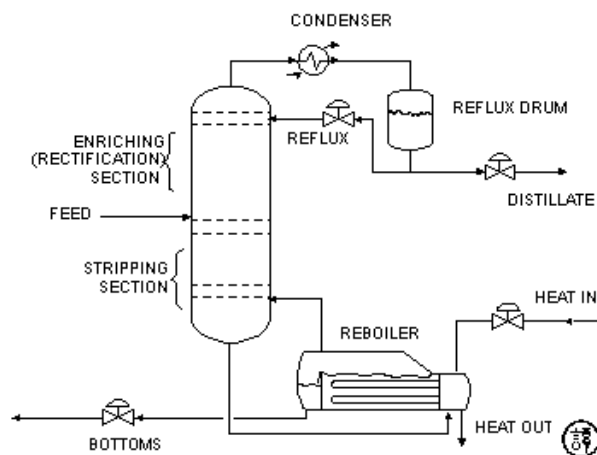
Med bakgrunn i disse vurderingene er tre av fire prosesser uaktuelle for videre vurdering. Cryex og CryoCell når ikke LNG-kravet på 50 ppm, mens CFZ kan bli noe mer komplisert enn ønskelig. CFZ er heller ikke kommersialisert, noe som er viktig for utbygging av prosessen på Snøhvit LNG-anlegg. Ryan-Holmes vil derfor være den kryogene prosessen som best vil egne seg for CO₂-utskilling på Snøhvit Tog II; den når LNG-kravet til CO₂-innhold, den har lavt tap av hydrokarboner, høy renhet på CO₂, kan integreres i flytendegjøringen, og er en kommersielt moden prosess. Den er dessuten ekstremt fleksibel med tanke på design og drift.

4 Modellering

Ryan-Holmes CO₂-fjerningsprosess består av flere destillasjonskolonner. I dette kapitlet vil destillasjon, og ulike utfordringer knyttet til denne typen prosess gjennomgås, før en varme og massebalanse settes opp gjennom en simulering i HYSYS.

4.1 Destillasjon

Destillasjon er den mest brukte separasjonsteknikken i gassprosesseringsindustrien. Forskjell i flyktighet/kokepunktstemperatur benyttes for å separere ulike komponenter. Damp stiger oppover tårnet og blir beriket med de lette og mest flyktige-, mens væske renner nedover tårnet og blir beriket med de minst flyktige, og tyngre komponentene.



Figur 5: Destillasjonskolonne med en enkelt føde og to produktstrømmer

Kilde: Tham, 2006.

Figur 5 [52] viser en typisk destillasjonskolonne, med en fødestrøm og to produkt-strømmer. Den består blant annet av en koker og en kondenser, som mottar hhv. varme og kjøling. Damp

fra kokeren tilsettes i bunnen av kolonna, mens væske fra kondenseren tilsettes i toppen. Væske fra kondenseren kalles reflux. Høy reflux vil gi renere topp-produkt. Inne i kolonna benyttes såkalte skåler, eller trinn, for å øke separasjonen [52]. Antall trinn i kolonna vil påvirke graden av separasjon. Jo flere trinn, jo bedre separasjon kan man oppnå.

Det ligger ulike utfordringer i å separere ulike blandinger. Dette vil diskuteres i kapittel 4.1.1 og 4.1.2. I kapittel 4.1.3 vil valg av tilstandsligning gjennomgås.

4.1.1 CO₂-metan separasjon

En metankolonne for separasjon av en gass-strøm vil ta ut metan som topp-produkt, og andre, tyngre komponenter som bunnprodukt. Er det nitrogen i gassen vil denne følge metanet ut.

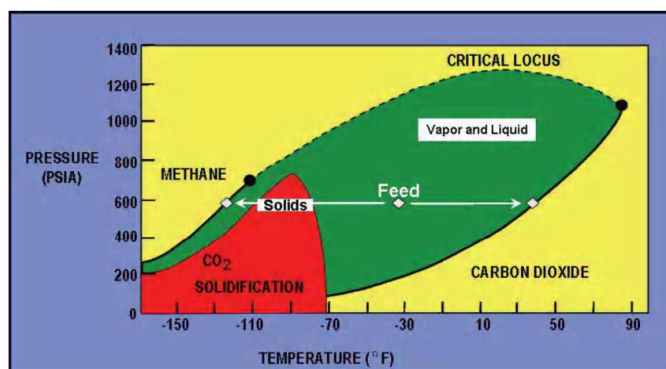
Relativ flyktighet, α , er et begrep på hvor lett en blanding vil la seg separere ved å sammenligne damptrykkene til komponentene. Ved relativ flyktighet større enn 1 vil separasjon la seg gjøre. Økende α vil gjøre separasjonen stadig lettere, mens relativ flyktighet lik 1 vil gjøre separasjon umulig. Separasjon av metan og CO₂ burde være enkelt med tanke på at relativ flyktighet mellom disse ligger på rundt 1 til 5 i en typisk metankolonne [17]. Utfrysning av CO₂ kan imidlertid gi problemer.

Trippelpunktet til CO₂ er så høyt som 5,1 bar og -56 °C [53]. Blir CO₂-konsentrasjonen høy og temperaturen lav nok, vil CO₂ kunne fryse ut i enkelte deler av kolonna [17]. Dette kan føre til en opphopning av CO₂ og ødeleggelse av utstyr.

Trykk-temperaturdiagrammet for CO₂ og metan viser noe av utfordringen ved å skille disse komponentene ved destillasjon, se figur 6 [6]. Diagrammet viser kokepunktsskurven for de to rene komponentene, opp til kritisk punkt (46 bar, -83 °C for metan, 73,8 bar, 31 °C for CO₂). Videre (stiplet linje) vises kurven over kritisk punkt til blandinger av komponentene. Det grønne området er der en gass-væske-likevekt mellom CO₂ og metan eksisterer. Det røde området representerer området hvor en vil få utfrysning av CO₂. Det er her likevekt mellom en binær dampfase og fast CO₂ [6].

I føden som er tegnet opp i figur 6 vil ikke destillasjon mot et rent CO₂-produkt i bunnen av kolonna være noe problem. Destillasjon mot rent metan vil derimot begrenses av fasekurven for utfrysning av CO₂. Utfrysning av CO₂ vil skje før tilstrekkelig rent metan oppnås.

Toppen av det røde området ligger høyere enn kritisk trykk for metan. Ved destillasjon over 715 psia (ca 49 bar) kan en unngå utfrysning av CO₂, men man vil ikke få høyere separasjon enn til 5-15% CO₂ [17]. Ved trykk over kritisk trykk vil ulikheten mellom gass- og væske-fase bli utydelig, og det vil derfor bli vanskelig å skille disse fra hverandre. For å unngå utfrysning av CO₂ kan det derfor være nødvendig å tilsette en liten mengde hjelpestoff i kolonna. Dette vil senke frysepunktstemperaturen til CO₂, samtidig som relativ flyktighet mellom metan og CO₂ vil øke. Hjelpestoffer vil også heve driftstemperaturen i kolonna noe [45].



Figur 6: Trykk-temperatur-diagram for CO₂ og metan

Kilde: Valencia og Howard, 2008.

4.1.2 CO₂-etan separasjon

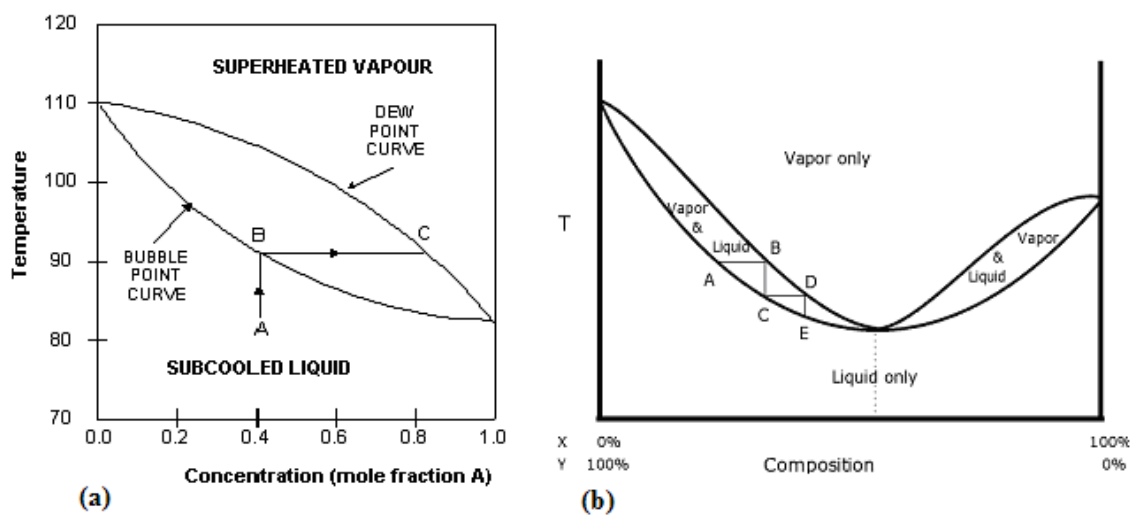
I den såkalte CO₂-splitteren foregår separasjon av CO₂ fra C₂₊. Utfordringen her er å skille CO₂ fra etan. Disse har relativt like kokepunkt, og kan danne en azeotrop blanding.

En azeotrop blanding er en blanding av to eller flere komponenter som ikke kan separeres ved enkel destillasjon. Azeotropen koker i motsetning til andre blandinger ved konstant temperatur. Kokepunktstemperaturen er enten lavere (positiv azeotrop) eller høyere (negativ azeotrop) enn kokepunktene til alle komponentene i blandingen. Dampen som kokes av vil ha samme sammensetning som væsken [54], og separasjon vil dermed ikke skje. CO₂ og etan vil danne en positiv azeotrop som oppstår ved en sammensetning på omtrent 67% CO₂ og 33% etan [17]. Denne azeotropen endres ikke nevneverdig i sammensetning ved trykkendring [54] [55].

For å demonstrere hvordan destillasjon hindres av en azeotrop, kan en se på kokepunkts-diagrammet for en ideell blanding av to komponenter, og for en positiv azeotrop, se figur 8 [52] [56]. Diagrammene viser koke- og duggpunktstemperaturene ved ulike blandings-

forhold, ved konstant trykk. Til høyre og venstre i diagrammene finnes kokepunktene til de rene komponentene, mellom kurvene vil det være en blanding av væske og damp.

En ideell blanding vil ha glidende koke- og kondenseringstemperaturer, som endrer seg ved ulike blandingsforhold slik som vist i figur 8 (a). En azeotrop blanding vil oppføre seg noe annerledes, og i dette tilfellet vil azeotropens kokepunkt være lavere enn for begge komponentene. Azeotropen oppstår i punktet der koke- og duggpunktskurven berører hverandre. Som vist i figur vil en ved destillasjon (A-B-C-D-E) få problemer når en nærmer seg azeotropen. Dampen vil da få sammensetning mer og mer lik væsken, slik at en ikke oppnår et renere produkt ved å dampe av de lette komponentene.



Figur 7: (a) Kokepunktsdiagram for ideell blanding (b) Kokepunktsdiagram for positiv azeotrop
 Kilde: Tham, 2006 (a) Kilde: Wikipedia, 2008 (b)

CO₂ vil berikes oppover i kolonna, samtidig som temperaturen synker. Når CO₂-konsentrasjonen øker, reduseres relativ flyktighet mellom CO₂ og etan. For å unngå dette tilsettes hjelpestoffer, som igjen øker relativ flyktighet mellom komponentene og hindrer dannelse av en azeotrop [17] [19]. Butan og tyngre hydrokarboner vil som nevnt i kapittel 3.1.1 egne seg spesielt godt som hjelpestoff. Hjelpestoff vil tilsettes noen trinn fra toppen av kolonna. Kolonne-seksjonen som befinner seg over tilsetningspunktet vil fungere som en sone for å redusere mengden hjelpestoff i CO₂-produktet [17]. Hjelpestoffer vil i tillegg til å hjelpe separasjonen, bidra til at kolonnetemperaturen kan økes [45].

På grunn av utfordringen med separasjon mellom etan og CO₂, vil etankolonna behøve mye energi til reflux og koker, samt mye hjelpestoff. Den vil dessuten ha behov for mange trinn i

kolonna og stort tverrsnittsareal per enhet føde [26]. For å oppnå tilstrekkelig separasjon mellom CO₂ og etan, kan mengden hjelpestoff komme opp i over 40% [26]. Lavere mengde vil være effektivt for å separere ut propan, men vil ikke øke relativ flyktighet mellom CO₂ og etan tilstrekkelig. For å regulere innholdet av CO₂ i bunnproduktet, øker eller senker man kokertemperaturen. Økt temperatur gir renere bunnprodukt.

4.1.3 Tilstandsligninger

En destillasjonskolonne er vanligvis modellert med flere likevektstrinn, hvor væske og damp er i likevekt. For å kunne utføre modelleringen må tilstandslikning (EOS, Equation Of State) velges. Hvilken ligning som velges vil påvirke resultatet betydelig.

En tilstandslikning beskriver tilstanden til en blanding under gitte fysiske betingelser, det vil si trykk, temperatur og volum. En av de enkleste tilstandslikningene er ideell gasslov, $PV = nRT$, som stemmer rimelig bra for gasser ved lavt trykk [57]. Denne likningen egner seg imidlertid ikke for å beregne kondensasjon av gass.

Kubiske tilstandsligninger (tredjegradslikninger) kan beskrive både damp og væske-atferden, samtidig som de er relativt enkle [57]. To av de mest brukte kubiske tilstandsligningene i dag er SRK (Soave Redlich Kwong) og PR (Peng Robinson), som begge er modifikasjoner av Redlich Kwong (RK) ligningen. SRK og PR er designet for å mer nøyaktig kunne beregne damptrykk for rene væsker.

Alle kubiske tilstandsligninger inneholder den felles ligningen (1) [57], [58], [59], [60].

$$P = \frac{RT}{V_i - b_i} - \frac{a_i(T)}{(V_i - \epsilon b_i)(V_i + \sigma b_i)} \quad (1)$$

Hvor:

$$a_i(T) = \Psi \frac{\alpha(T_{ri})R^2T_{ci}^2}{P_{ci}} \quad (2)$$

$$b_i = \Omega \frac{RT_{ci}}{P_{ci}} \quad (3)$$

Tabell 5 gir verdiene til de ulike konstantene i de tre ligningene RK, SRK og PR [58], [57], [59], [60].

Tabell 5: Konstanter i de kubiske tilstandsligningene RK, SRK og PR

	$\alpha(T_{ri})$	σ	ε	Ω	Ψ
RK	$T_r^{-1/2}$	1	0	0,08664	0,42748
SRK	$[1 + (0,480 + 1,574\omega_i - 0,176\omega_i^2)(1 - T_{ri}^{1/2})]^2$	1	0	0,08664	0,42747
PR	$[1 + (0,37464 + 1,54226\omega_i - 0,26992\omega_i^2)(1 - T_{ri}^{1/2})]^2$	$1 + \sqrt{2}$	$1 - \sqrt{2}$	0,07780	0,45724

Kilde: Smith, 2005. AspenTech 2006. Smith, Van Ness og Abbot, 2001. Twu og Coon.

T_r står for redusert temperatur. Denne finnes fra forholdet mellom fluidets temperatur, T , og kritisk temperatur, T_r . ω_i er asentrisk faktor. Denne parameteren defineres for hver kjemiske komponent i blandingen ved følgende ligning:

$$\omega = -\log P_{r,sat} \text{ ved } T_r = 0,7 \quad (4)$$

Resultater fra studier som sammenligner eksperimentelle data med beregninger utført med SRK og PR, har vist at ligningene har vanskeligheter med å beregne utfrysning ved høyt CO_2 -innhold. Ved lave CO_2 -innhold viste ligningene seg å være rimelig nøyaktige [61].

Det azeotrope CO_2 /etan-systemet i CO_2 -splitteren setter ytterligere krav til tilstandsligningen som benyttes. Ifølge Wei, Brown, Kidnay og Sloan (1995) [62] matcher kalkulasjoner med PR godt eksperimentelle data for damp-væskelikevekten ved lave trykk, også ved azeotropisk trykk for CO_2 -etan. Ved trykk nær det kritiske området for metan- CO_2 avviker de imidlertid betydelig fra eksperimentelle data. Dette er et typisk trekk ved enkle tilstandsligninger når det gjelder hydrokarboner i blanding med CO_2 [62]. SRK og PR gir tilnærmet like gode resultater, og gode prediksjoner av dampfase-sammensetningen. I denne oppgaven ble det valgt å simulere kolonnene ved hjelp av SRK-ligningen.

For å kunne benytte disse tilstandsligningene til beregning av prosesser med multi-komponente blandinger, må man også velge binære interaksjonsparametre. Valg av disse er svært viktig for å oppnå gode resultater. Feil parametre kan gi store avvik fra virkelige tall. Dessverre er binære interaksjonsparametre svært vanskelig å finne. De er vanligvis hentet fra eksperimentelle damp-væske-likevektsdata for binære systemer [60]. I denne oppgaven benyttes HYSYS' standardverdier for interaksjonsparametre mellom de ulike komponentene, med forbehold om resultatet er noenlunde i samsvar med eksperimentelle data fra litteraturen. Både med tanke på rensegrad og utfrysingsdata i kolonnene.

4.2 Ryan-Holmes simulering

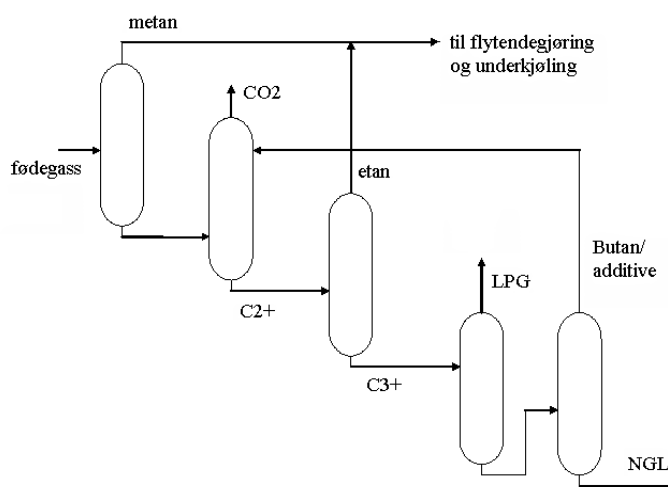
For å besvare oppgaven er det nødvendig å utvikle en masse- og energibalanse for prosessen. Det ble raskt klart at en simulering av prosessen var nødvendig for å oppnå tilfredsstillende resultater. Simuleringen forgikk ved hjelp av HYSYS, som er et simuleringsprogram som svært ofte benyttes i prosess-, og olje- og gassindustrien. HYSYS kan benyttes til å simulere de aller fleste kjemiske prosesser, også kryogene- og ikke-ideelle azeotrope destillasjonskolonner. Programmet simulerer de fleste tenkelige enhetsoperasjon i en prosess, og beregner masse og energibalanser for alle strømmer inn og ut av disse.

Destillasjonskolonner representerer den mest komplekse enhetsoperasjonen som HYSYS kan simulere [58]. I dette tilfellet skal det sees på kontinuerlige, multi-komponent kolonner. Det vil si at føden inneholder mer enn to komponenter, og separasjonen foregår kontinuerlig gjennom hele kolonna. En stor utfordring ved modellering av slike kolonner er at en liten endring i kolonna, for eksempel temperatur, trykk eller mengde hjelpestoff vil gi en endring i fødesammensetning til neste kolonne. Små endringer i føden kan påvirke design av neste kolonne betydelig. Slike endringer må derfor gjøres med forsiktighet.

Modelleringen ble utført i hovedsak for å finne ut om Ryan-Holmes CO₂-fjerningsprosess kan være aktuell i forbindelse med bygging av et Tog II på Melkøya. Mange av dagens prosesssimuleringsprogrammer kan ha stor unøyaktighet ved beregning av frysepunkt for de ulike komponentene i blandingen. For å bekrefte og underbygge resultatene ble det derfor forsøkt en validering gjennom litteratur om emnet. Eksisterende Ryan-Holmes anlegg er imidlertid installert i EOR-anlegg, noe som vil gi en helt annen føde, og er dermed ikke direkte sammenlignbart. Det finnes lite eksperimentelle data om damp-væskelikevekter ved aktuelle trykk og temperaturer, om hvordan flytende CO₂ går over til fast form ved nedkjøling, eller termodynamiske data om blandinger med CO₂ lik den som er på Snøhvit LNG-anlegg.

Det ble valgt en tre-kolonners Ryan-Holmes konfigurasjon, med metankolonne, CO₂-kolonne, og en kolonne for gjenvinning av C₂ (etan) fra tyngre komponenter, se figur 8. I tillegg er det behov for to kolonner til å skille tyngre hydrokarboner i LPG (i hovedsak C₃ og C₄), NGL (i hovedsak C₅+), og butan til bruk som hjelpestoff. Etanet blandes med metan før dette går til flytendegjøring. LPG og NGL kan gå direkte til lagertank

Ved modellering av kolonner er det flere variable som må velges eller spesifiseres. Variable som *må* velges er for eksempel antall trinn, trykk, fødemengde osv. Andre verdier kan spesifiseres for å få det resultatet som ønskes, for eksempel renhet på produktene, destillasjonsrate, mengde bunnprodukt, og så videre. Antall spesifikasjoner avhenger av antall frihetsgrader i kolonna. Antall frihetsgrader til et system er antall uavhengige parametre som må spesifiseres for å finne en tredje parameter. I denne oppgaven har alle kolonnene to frihetsgrader. Hvilke som spesifiseres avhenger blant annet av kravene til produktene, se vedlegg C for en mer detaljert oversikt.



Figur 8: Valgt konfigurasjon på Ryan-Holmes prosessen

Antall separasjonstrinn i kolonnene velges ut fra hvor mange som er nødvendig for å oppnå tilstrekkelig renhet, flere trinn kan legges til for å få så lave energistrømmer som mulig i koker og kondenser. Det antas ideelle trinn med en virkningsgraden lik 1. Det vil derfor være teoretisk antall trinn som oppgis i denne rapporten.

For å finne virkelig antall trinn må teoretisk antall trinn deles på trinnvirkningsgraden, η . Virkningsgraden ligger typisk mellom 0,5 og 0,7 [52] og påvirkes blant annet av begroing, slitasje og korrosjon. Ratene disse skjer ved avhenger av egenskapene til de kjemiske komponentene som inngår [52]. Det vil i denne oppgaven ikke tas stilling til hvilken type plater som skal benyttes eller virkningsgraden til disse.

Kompressortyper, pumpetyper og variable forbundet med disse vil ikke diskuteres i denne rapporten. Det antas at disse velges slik at de kan levere aktuell gass/væske-strøm opp til ønsket trykk. Det tas heller ikke stilling til om det trengs kjøling mellom eventuelle kompresjonstrinn for å redusere kompresjonsarbeidet.

4.2.1 Metankolonna

I metankolonna velges et trykk på 40 bar. En slik destillasjonskolonne kan ikke operere ved trykk høyere enn det kritiske trykk for blandingen, noe som betyr at metankolonna ikke kan operere ved trykk over 47 bar (HYSYS). Siden trykket inn til anlegget er rundt 70 bar, må føden ekspanderes før den entrer kolonna. Metan tas ut i gassform fra kondenseren. Fullstendig kondensasjon vil gi et svært høyt kjølebehov. Dette gjør dessuten at kondenseren fungerer som et separasjonstrinn, hvor dampfasen har høyere renhet enn væskefasen.

Rekompresjon før flytendegjøring vil kreve ekstra kraft. Dette kan løses ved å benytte en såkalt kompannder. Denne består av en turbin som ekspanderer gass, for så å benytte arbeidet som dannes til å drive en kompressor direkte. Turbinen kan plasseres før metankolonna, mens kompressoren kan plasseres etter metankolonna (topp-produktet).

Trippelpunktet til en komponent er den temperatur og det trykk hvor den finnes i alle tre faser samtidig. Gass, væske og fast form. Siden trippelpunktet til CO₂ er så høyt som 5,1 bar og -56,7 °C [53], er det fare for utfrysning av CO₂ i systemer som opererer i dette temperaturområdet. Utfrysning av CO₂ vil være kritisk spesielt med tanke på skade av aluminiums-varmevekslere under flytendegjøring. Før ekspansjon kan LNG inneholde mer enn 400 ppm CO₂ uten å få utfrysning [58]. Også i LNG-tankene kan CO₂-innholdet være noe høyere enn 50 ppm uten at utfrysning oppstår. Kravet på 50 ppm er satt for å ha en viss sikkerhetsmargin til utfrysning skjer, og er kravet for eksport blant annet til USA. Dette er derfor også den renhet det tas sikte på i denne oppgaven.

Ved gitt fødestrøm og kolonnetrykk vil en lett kunne oppnå 50 ppm CO₂ i metanet. Det ble oppnådd renheter helt ned i 10 ppm, uten bruk av hjelpestoffer. Dette gjør at CO₂-kolonna blir mindre kritisk med tanke på CO₂-innhold i bunnproduktet/etanet, og at man dermed kan godta noe tap av CO₂ i neste kolonne. En ulempe med å rense metanet til så høy renhet kan være at en får noe høyere tap av metan i bunnproduktet, som så vil følge CO₂ til reinjeksjon. Det kan også føre til at en tar ut noe etan som ellers ville fulgt med metanet ut, slik at en må bruke mer energi på å gjenvinne etan før reinjeksjon i metan til flytendegjøring. Endelig løsning ble valgt med 22 ppm CO₂ i metanet, og dette oppnås altså uten bruk av hjelpestoffer.

Når gassen går oppover kolonna vil den bli beriket med metan, og tyngre komponenter vil kondensere når gassen blir kaldere. Øverst i metankolonna har vi kun C₁ (metan), N₂ og CO₂. Nitrogen vil heve frysetemperaturen noe, men ikke nevneverdig, slik at blandingen i toppen

av kolonna kan sees på som en binær blanding av CO₂ og C₁. Beregninger i HYSYS stemmer godt overens med de eksperimentelle data som finnes for C₁-CO₂, men ved høye trykk og lave temperaturer finnes ingen eksperimentelle data å sammenligne med.

Gassen vil også få lavere innhold av CO₂ når den stiger oppover kolonna. Det kritiske punktet for utfrysning vil være et stykke under midten, hvor CO₂-innholdet er høyt og temperaturen lav. CO₂-innholdet i toppen vil være meget lavt, og differansen mellom utfrysningstemperaturen og trinntemperaturerne rimelig stor. For å unngå utfrysning kan dermed føden ikke tilsettes for langt ned i kolonna, selv om dette viser seg å gi lavere energistrømmer i koker- og kondenser. Ved å tilsette føden over det mest kritiske området, holdes temperaturen høy nok til å unngå utfrysning, samtidig som utfrysningstemperaturen synker ved introduksjon av hydrokarboner. Føden tilsettes derfor i trinn 26 av 50 i metankolonna.

En forutsetning for å kunne sløyfe hjelpestoff er at temperaturdifferansen mellom beregnet temperatur og utfrysningstemperatur er så stor at en er sikker på å unngå utfrysning, selv med driftsmessige variasjoner i kolonnetemperaturen. Ved simuleringer i HYSYS viser det seg at den minste temperaturdifferansen som regel opptrer rett over fødetrinnet, og at jo høyere opp fødetrinnet ligger, jo større blir ΔT . Ulempen er at jo høyere føden kommer inn, jo høyere blir behovet for kjøling i kondenseren, noe som betyr mer kraftbehov til kjøling.

Utfrysningsskurven over kolonna ble tegnet opp sammen med beregnede kolonnetemperaturer, se vedlegg C. Den minste temperaturdifferansen i metankolonna er på ca 5 °C. Det antas at dette er nok sikkerhetsavstand til utfrysning. Det er lite litteratur å finne om utfrysning av CO₂. Disse ble derfor sammenlignet med frysepunkt beregnet i NeqSim, et program utviklet av Even Solbraa i StatoilHydro. Disse verdiene stemte rimelig bra overens med HYSYS-beregningene: De tyngre hydrokarbonene i føden vil senke frysepunktstemperaturen nok til at utfrysning unngås, til tross for at det ville ha frosset med en ren binær blanding av metan og CO₂ [63].

4.2.2 CO₂-splitteren

Den største utfordringen i simulering av Ryan-Holmes er CO₂-splitteren. CO₂ og etan kan danne en azeotrop, og er svært vanskelig å separere. I denne kolonna tilsettes hjelpestoff for å løse azeotropen og bedre separasjonen. Det velges butan med en renhet på 97% som hjelpestoff. Butan med høyere renhet vil ha store energibehov, se kapittel 4.2.3.

Trykket i CO₂-kolonna ble valgt til 37 bar. I likhet med metan tas denne ut i gassform. Ved lavere trykk vil kondensertemperaturen bli lavere, og muligheten for at en azeotrop oppstår vil øke. For mange azeotrope systemer, inkludert etan-CO₂-systemet, er trykket azeotropen oppstår ved en eksponential funksjon av temperaturen, se ligning (5) [64].

$$\ln P = -1793,5/T + 7,9339 \quad (5)$$

Fra ligning (5) kan vi finne at ved 37 bar vil en azeotrop oppstå ved ca -2,3°C, noe som stemmer godt overens med andre kilder [64] [65].

I Tog I er sammensetningen på CO₂ til reinjeksjon minimum 99,7 mol% CO₂ [66], maksimum 50 ppm H₂O, 100 ppm H₂S, samt noe hydrokarboner og nitrogen [67]. Siden det ikke finnes noen "slippstrømmer" ut kan det likevel aksepteres hydrokarboner i moderate mengder til reinjeksjon [67]. Om innholdet av metan er for høyt vil en imidlertid kunne trenge et mye høyere brønnehodetrykk siden lavere tetthet fører til lavere statisk trykk [8]. En annen, og kanskje enda viktigere grunn til at renheten på CO₂ bør være høy er at tap av metan og etan er kostbart.

Det er vanskelig å få begge kravene oppfylt i CO₂-splitteren: lavt tap av CO₂ til bunnproduktet og over 99% CO₂ i toppproduktet. CO₂ som tapes i bunnen vil følge etan ut i neste kolonne. Metan inneholder 22 ppm CO₂, for ikke å overskride LNG-kravet på 50 ppm kan tap av CO₂ til bunnproduktet derfor ikke være høyere enn 180 ppm. Ved disse verdiene fås en renhet på opp til 96-98% CO₂ på toppproduktet. Ved 98% trengs svært mange ekstra trinn og svært høyt energibehov for å komme opp de ekstra få prosentene. Endelig renhet på CO₂ ble derfor satt til 97%, resten er i hovedsak etan, samt noe metan og butan.

CO₂-stripperen i denne oppgaven kjøres som nevnt ved 37 bar. Ifølge ligning (5) vil en azeotrop ved dette trykket først oppstå ved -2,3 °C. For å unngå azeotropdannelse og oppnå en tilstrekkelig separasjon, vil CO₂-splitteren ha behov for 1800 kmol hjelpestoff per time. Dette tilsvarer 35% av total føde på molbasis, eller 50% på massebasis. Det vil være ønskelig med et så lavt behov for hjelpestoff som mulig, i denne kolonna viste det seg imidlertid vanskelig å rense til høy nok renhet ved en lavere mengde hjelpestoff. En lavere mengde hjelpestoff vil redusere kondensertemperaturen, og gi økt sannsynlighet for azeotropdannelse.

Hjelpestoff tilsettes i tredje trinn. Dette er høyt nok opp i kolonna for å hjelpe separasjonen mellom CO₂ og etan, men likevel lavt nok til å unngå at for mye hjelpestoff følger med CO₂

ut. Ved gjeldende føde, hjelpestoffmengde og renheter, blir temperaturen i toppen av kolonna ca 1,7 °C. Dette betyr at det ikke vil oppstå noen azeotrop i kolonna. Før trinnet hvor hjelpestoff tilsettes er likevel separasjonen svært langsom. Det vil derfor være behov for mange trinn (her: 121 trinn) for å oppnå høy nok renhet.

4.2.3 Etan, LPG, og butankolonna

Etankolonna ble modellert med et trykk på 27 bar. Etan blir tatt ut som væske fra kondenseren. Grunnen til at dette trykket ble valgt er at en da har lavt nok trykk til at separasjonen går rimelig lett, samtidig som kondensertemperaturen er høy nok til å kunne benytte sjøvann som kjølemedium. Når etan tas ut som væske kan denne lett pumpes opp i trykk før flytendegjøring, uten et alt for stort kraftbehov.

Etanet tas ut med en renhet på omtrent 77%, resten består av propan og butan, samt noe CO₂ og H₂S. Sammensetningen og brennverdien til LNG når dette blandes med metanet tilsvarer den i Tog I.

LPG-kolonna tar ut LPG i toppen og C₃+ i bunnen. Bunnproduktet går videre til butankolonna som tar ut butan til bruk som hjelpestoff i toppen og NGL i bunnen. Disse kolonnene opererer ved hhv. 10 og 8 bar. Ved lavere trykk på LPG-kolonna vil mer butan følge toppproduktet, og det vil da være fonuftig å ta ut hjelpestoff fra dette. Totalt varme- og kjølebehov vil ikke påvirkes betydelig, men ved trykk lavere enn 5 bar i butan-kolonna vil temperaturen i kondenseren bli svært lav, og kreve kjøling fra en kjølekrets.

LPG-produktet er relativt likt som i Tog I, bortsett fra et lavere innhold av C₅+. NGL inneholder en mye høyere mol% pentan. Dette har ingen stor betydning, siden disse produktene ikke har noen strenge produktspesifikasjoner; LPG bør inneholde lite C₅+ (pentan og tyngre hydrokarboner), og NGL lite C₄- (butan og lettere hydrokarboner). NGL skal dessuten blandes på tank med kondensat fra forbehandling av gassen.

4.3 Varme/massebalanse

I dette delkapitlet kommer en oversikt over varme- og kjølebehovet, samt kraftbehovet på Snøhvit Tog II med Ryan-Holmes integrert i prosessen. I kapittel 4.3.3 finnes en oversikt over massebalansen i anlegget. Tabeller over Tog I finnes i vedlegg B.

4.3.1 Varmebehov

Ved modellering har det vært et ønske om et lavest mulig varmebehov, samtidig som kravene til renhet oppnås i de ulike produktstrømmene. I denne oppgaven fokuseres det på minimering av varmebehovet for å åpne for import av kraft. Det tas ikke hensyn til økonomiske og praktiske hensyn med tanke på kolonnestørrelse etc.

De dominerende varme- og kjølebehovene i en destillasjonskolonne skapes i koker og kondenser. Varmebehovet er betydelig, og vesentlig høyere enn i fraksjoneringskolonnene i Tog I. Dette er i hovedsak på grunn av økt massestrøm som går til separasjon og fraksjonering. Ved bruk av Ryan-Holmes vil likevel det totale varmebehovet reduseres noe i forhold til Tog I.

For å redusere energibehovet og lette separasjonen i prosessen er flere endringer forsøkt. Antall trinn i kolonnene ble økt. Trykk og mengde hjelpestoff ble forsøkt minimert. Ved å senke trykket i kolonnene forenkles separasjonen, og temperaturen reduseres i koker og kondenser. Minimum trykk kan imidlertid begrenses av blant annet minimum temperatur og azeotrop-dannelse i kolonnene, se kapittel 4.2.

I metankolonna er det ikke behov for hjelpestoff, da føden inneholder en så stor mengde tyngre komponenter at utfrysningstemperaturen senkes under kolonnetemperaturen. I CO₂-splitteren er det behov for en relativt høy prosentandel hjelpestoff for å få tilstrekkelig separasjon av CO₂ fra etan. Ulike mengder ble forsøkt. Konklusjonen ble at en strøm på 1800 kmol per time vil være nødvendig for å oppnå tilstrekkelig renhet på CO₂. Ved lavere mengder vil separasjonen bli vanskeligere, og man vil behøve mange flere trinn i kolonna for å oppnå samme renhet på CO₂. Ved høyere mengder hjelpestoff ble ikke vesentlig bedre separasjon oppnådd, energibehovet ble derimot noe høyere. Mye hjelpestoff gir økt varmebehov i kokeren, både i gjeldende og etterfølgende kolonner. Ved store mengder hjelpestoff vil man dessuten få noe høyere kjølebehov i prosessen.

Varmebehovet i Tog II, er listet opp i tabell 6. Resultatet i tabellen er imidlertid før en eventuell varmeintegrasjon er vurdert. Dette vil diskuteres i kapittel 5.

HHC-fjerningskolonnen og fraksjoneringskolonnene i Tog I er erstattet med Ryan-Holmes kolonnene. Som en forenkling er det antatt at varmebehovet til dehydrering er redusert omtrent like mye som vanninnholdet i gassen i forhold til Tog I. Kryogen CO₂-utskilling vil

ikke mette gassen med vann slik en aminprosess gjør. Dehydreringen vil foregå før CO₂-utskillingen, og gassen vil inneholde 0,0197 mol% vann mot 0,0693 mol% [68] inn til tørkekolonnene i Tog I.

Tabell 6: Varmebehov Tog II med Ryan-Holmes

Ryan-Holmes	Qr [MW]
Metankolonne	25,0
CO ₂ -splitter	28,9
Etankolonne	15,8
LPG-kolonna	25,7
Butankolonna	15,6
Dehydrering	3,0
Andre varmekonsumenter	36,0
SUM	150,0

Oppvarming av brenngass er ikke tatt med i tabell 6. Ved import av elektrisitet vil denne reduseres betydelig, eller elimineres. Dette avgjøres av hvordan varmen skaffes.

Varmeanskaffelse fra forbrenning av gass redusere brenselbehovet i forhold til Tog I, ved bruk av biobrensel eller elektrisitet vil behovet for brenngass elimineres.

Varmebehovet er i denne oppgaven sammenholdt med varmebehovet i Tog I, hvor kraft og varme fås fra et kraftvarmeverk. Kraftanskaffelsen i Tog II antas å være utslippsfri. For at dette skal bli sammenlignbart bør en se på et tog likt Tog I med tenkt elektrisk drift, og et Tog I med CO₂-rensing av røykgassen. CO₂-rensing vil gi både høyere varme- og kraftbehov.

I tabell 7 [69] finnes en oversikt over utslipp fra energianlegget i Tog I. Rensing av CO₂ fra avgass kan gjøres ved hjelp av aminer, f.eks MEA løst i vann. Denne teknologien er tilgjengelig i dag, og kan redusere CO₂ utslippet fra avgassen med opp til 90% [70].

Ytterligere rensing vil også være mulig, men vil være svært kostbart per prosent høyere renhet.

Tabell 7: Utslipp fra energianlegget, Tog I

	CO₂ (full last)
CO ₂ [tonn/år]	940 500
NO _x [tonn/år]	790
CO [tonn/år]	485

Kilde: Justert søknad om anleggskonsesjon, 2002.

CO₂-rensing av røykgass krever store mengder varme til regenerering av aminet, i tillegg til et økt kraftbehov og høyt forbruk av kjølevann. Et slikt renseanlegg vil dessuten føre til betydelige kostnader. Ifølge Snøhvit Energianleggs konsekvens-utredning (2002) [70] vil

avgassrensing på Snøhvit Tog I gi et varmebehov på omtrent 130 MW, samt et kraftbehov på 22 MW. En del av varmebehovet (ca 80MW) kan skaffes fra overskuddsvarme + eksosvarme fra den femte gasturbinen i energianlegget. Resten kan skaffes fra en en sjette gasturbin, som da må bygges [70]. En viktig og fordyrende forskjell mellom Melkøya og et naturkraft-anlegg, er at melkøya får 5-6 separate eksoskilder, mens et naturkraft-anlegg kun har en enkel eksosstrøm. Deler av CO₂ anlegget må derfor lages i 5 deler istedenfor 1 [70].

Avgassrensing vil kreve store gassmengder for å levere nødvendige kraft og varme, anslått til 215 tonn gass pr. dag [70]. Dette medfører at anleggets totalvirkningsgrad reduseres. Det mekaniske effektbehovet kan eventuelt dekkes ved import av elektrisk kraft.

Tabell 8 [69] [70] viser en oversikt over totalt varmebehov i Tog I og Tog II. Varmebehovet i Tog II reduseres med 5 MW i forhold til tenkt elektrisk drift av Tog I. Ved avgassrensing i Tog I vil varmebehovet bli betydelig høyere enn Tog II, selv før varmeintegrasjon er vurdert.

Tabell 8: Varmebehov Ryan-Holmes vs. Tog I med avgassrensing

Tog I	Q [MW]
Sum varmeforbruk, hovedprosess	155,0*
Avgassrensing	130,0
SUM	285,0
Ryan-Holmes	Qr [MW]
Sum varmeforbruk, hovedprosess	150,0
SUM	150,0

* Uten administrasjonsbygg og avising av veier

Kilde: Konsekvensutredning, 2002. Justert søknad om anleggskonsesjon, 2002.

I Tog I skal CO₂ fra brønnstrømmen separeres ut, komprimeres, tørkes og transporteres tilbake til feltet i rør og reinjiseres i en akvifer formasjon. Det antas at CO₂ fra røykgass kan injiseres sammen med CO₂ fra fødegass. På Tog I lagres det omtrent 700 000 tonn CO₂ i året [71], ved avgassrensning vil dette øke til over det dobbelte. CO₂-rørledningen skal være dimensjonert for å takle en større CO₂-mengde, men dette krever også høyere kapasitet i brønnen. Sannsynligvis må trykket i rørledningen økes for å få den økte mengden CO₂ ned i reservoaret [70].

4.3.2 Kjøle- og kraftbehov

Kjøle- og kraftbehovet til prosessen har en direkte sammenheng, fordi kjølebehovet i kryogene prosesser dekkes ved hjelp av kjølemedier som går i syklus mellom ekspansjon og kompresjon. I tillegg kreves noe kraft til pumping av sjøvann.

I tabell 9 finnes en oversikt over kjølebehovet i Tog II. Temperaturene i de ulike delprosessene er svært forskjellige, og tabellen forteller dermed ikke hva totalt kjølebehov vil være. Kjøling ved lave temperaturer vil kreve sirkulasjon av kjølemedium. Kjølekretsen fungerer som en motsatt varmpumpe; den tar varme fra prosessen (kald), og leverer den ved omgivelsestemperatur (varm). En slik kjølekrets krever kraft til kompresjon, og kjøling til kondensasjon av kjølemediet. Dette kan avvike fra avkjølingsbehovet i tabell 9.

Tabell 9 gir informasjon om hvilke prosesser som krever kjølemedier, og hvilke som kan kjøles direkte ved hjelp av sjøvann. Oversikt over Tog I finnes i vedlegg B. Det antas at alle kjølebehov over 10 °C kan benytte sjøvann direkte til kjøling. Sjøvannstemperaturen antas konstant lik 6 °C [70].

Tabell 9: Kjølebehov hovedprosess, Tog II med Ryan-Holmes

Beskrivelse	Kjølebehov [MW]	T inn [°C]	T ut [°C]
Temperert kjølevann	29,3	22,5	10,0
CO ₂ tørking og kompresjon	4,7	133,1	21,4
Behandlet gass, forkjøler	6,6	25,8	12,9
Forkjøling	25,7	-9,1	-50,0
Flytendegjøring og underkjøling	75,9	-60,6	-155,4
Stabilisert kondensat	6,3	140,5	17,0
Kondenser metankolonne	43,2	-88,5	-88,9
Kondenser CO ₂ -stripper	13,4	2,5	1,7
Kondenser etankolonne	15,0	31,2	16,3
Kondenser LPG-kolonna	32,9	52,1	41,0
Kondenser butankolonna	16,3	69,3	68,9
Hjelpestoff	4,6	71,6	10,0
SUM	273,9		

Nedenfor følger en kort beskrivelse av de ulike endringene som er gjort i forhold til Tog I:

- Aminkjøleren er fjernet siden aminer ikke lenger inngår i prosessen.

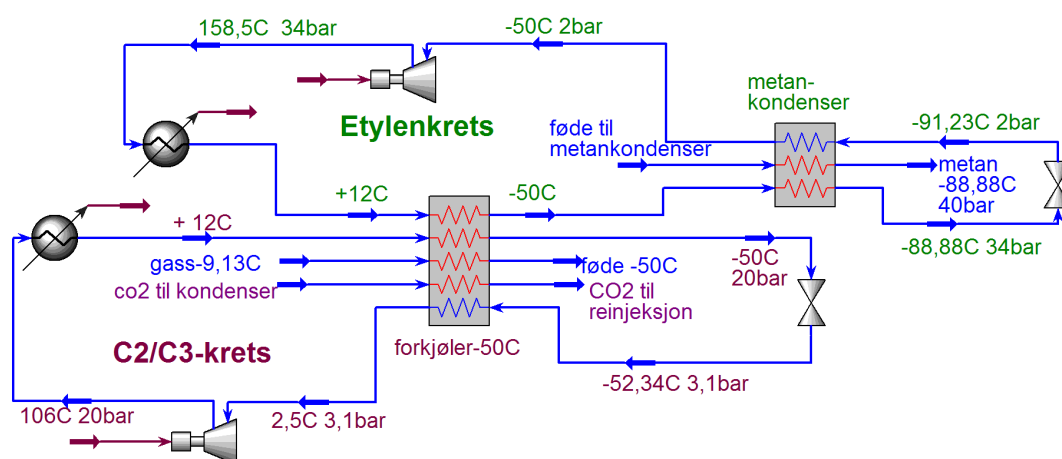
- Temperert kjølevann antas å ta opp mindre varme fra regenerering av molsieveene, tilsvarende reduksjon i varmen som tilføres ved dehydrering, se kapittel 4.3.1.
- Kjølebehov til tørking og kompresjon av CO₂ er redusert fordi CO₂ leveres tørr, ved høyt trykk og lav temperatur.
- Sjøvannskjøler for behandlet gass til flytendegjøring er 0,4 MW høyere enn i Tog I. Dette kan komme av at simuleringen i HYSYS har noe høyere fødemengde.
- Forkjøling til -50 °C er noe lavere i Tog II fordi gassen ekspanderes før metankolonna. I ekspanderen reduseres temperaturen fra 12,9 til -9,1°C.
- I tabell 9 er kjølebehovet til flytendegjøring og underkjøling lavere enn i Tog I. Dette er fordi metankolonna leverer gass ved lav temperatur.
- Metankolonna har svært høyt kjølebehov; den har en svært stor fødestrøm som skal separeres i forhold til metankolonna i Tog I, og med svært høy renhet på produktet.
- De øvrige kolonnene er som metankolonna resultat av en endret prosess på grunn av integrering av Ryan-Holmes.

Flytendegjøringsprosessen som benyttes på Snøhvit-Tog I, er en såkalt ”mixed fluid cascade”- prosess. Den består av tre kjølekretser som tar seg av hhv forkjøling, flytendegjøring og underkjøling av naturgassen, før den så strupes ned til atmosfæretrykk og føres inn på lagertank, se figur i vedlegg B.

I forkjølingen brukes vanligvis ren propan for å unngå glidende kondenseringstemperatur av kjølemediet. Omgivelses/kjøle-temperatur på et anlegg ligger ofte på rundt 20 °C. På Melkøya har en lave temperaturer, og kjølevannet antas å ha konstant temperatur på 6 °C. I Tog I kan en derfor benytte en blanding av etan og propan i forkjølingen, uten å måtte komprimere opp til svært høyt trykk for kondensering mot sjøvann. Forkjølingen gjøres dermed helt ned til -52 °C, mot ca -40 °C, som ville vært grensen ved propankjøling [72]. Undertrykk i kjølekretsen er ikke ønskelig, siden lekkasjer vil føre til inntak av luft i systemet.

For å beregne omtrentlig kraftbehov til Tog II simuleres en kjølekrets for forkjøling av fødegass, samt metankolonna og CO₂-splitterens kondenser. I kjøling av metankondenseren kan verken propan eller metan benyttes, siden disse har normalkokepunkt på hhv -88,5 og -41,9 °C [72]. Kondenseren har en temperatur på -88,9 °C. Etylen har et normalkokepunkt på -103,6 °C [72], og vil i dette tilfellet være det kjølemediet som er best egnet.

Etylen benyttes altså til kjøling i metankondenseren. En etan/propan-blanding benyttes slik som i Tog I til forkjøling. Forkjølingskretsen vil også bidra til kjøling av etylenkretsen og CO₂-splitterens kondenser. Etylen komprimeres og kjøles ned til 12 grader ved hjelp av sjøvann. Forkjølingskretsen kjøler etylen videre ned til -50 °C, før den varmeveksles mot kald etylen-strøm. Deretter strupes den ned i trykk, og går tilbake inn på varmeveksler for varmeveksling mot metankondenseren, se figur 9. Fordelen med en slik to-steps-kjølekrets er at man får reduserte termodynamiske tap i kompressoren på grunn av at trykkforholdet i kompressorene er små. Ulempen er et større behov for utstyr og dermed større kompleksitet, samt en ekstra temperaturdifferanse i prosessen.



Figur 9: Kjølekrets til forkjøling og metankondensering

En simulering av flytendegjøringen og underkjølingen vil være meget omfattende, og er derfor ikke gjort i denne oppgaven. Disse antas å kunne beregnes ut fra Tog I, ved hjelp av enkle antagelser.

I tabell 10 finnes en oversikt over totalt kjølebehov. Som forventet øker kjølebehovet betydelig til sammenligning med tabell 9, hvor kjølekretsene ikke er medregnet. Forkjølingsmediet benyttes i Tog I til nedkjøling av de øvrige kjølemediene til om lag -50 °C. I Tog II er nedkjøling av flytendegjørings- og underkjølings-kretsen som en forenkling beregnet til å være 60% av totalt kjølebehov til forkjølingskretsen i Tog I. Dette er prosentvis lik antall mol forkjølingsmedium som bidrar til nedkjøling av flytendegjørings- og underkjølings-mediene i forhold til total molstrøm forkjølingsmedium. Alle kjølebehovene i tabell 10 kan dekkes ved hjelp av sjøvannskjøling.

Kjøling til underkjølings-kretsen antas å øke noe i forhold til Tog I på grunn av økt gassstrøm, og beregnes som en forenkling lik prosentvis økning i gass til flytendegjøring.

Flytendegjøringen (etter rekompresjon) reduseres noe, og antas lik 88,2% av flytendegjøringskretsen i Tog I. Dette er prosentvis lik forholdet mellom ideell nedkjøling fra -59,3, som er den temperaturen gassen har etter rekompresjon, mot total flytendegjøringskjøling (-52,8 til -77°C) i Tog I. I tillegg fås en økning på grunn av økt gass-strøm til flytendegjøring lik den for underkjølingskretsen.

Tabell 10: Kjølebehov hovedprosess og kjølekretser, Tog II med Ryan-Holmes

Ryan-Holmes	Qr [MW]
Temperert kjølevann	29,3
LPG-flytendegjøring og kompresjon	4,7
Forkjøling m sjøvann fra 26,9 til 12,9 C	6,6
Kjøling, etylen	30,2
Kjøling LPG/LPG	132,3
Kjøling av flytendegjørings, og underkjølingsmedier	123,3
Flytendegjøringskompressor, etterkjøler	13,3
Underkjølingskompressor, mellomkjøler	14,0
Underkjølingskompressor, etterkjøler	29,6
Stabilisert kondensat	6,3
Kondenser etankolonner	15,0
Kondenser LPG-kolonner	32,9
Kondenser butankolonner	16,3
Hjelpestoff	4,6
SUM	458,3

I tabell 11 finnes en oversikt over kraftbehovet i Tog II ved Ryan-Holmes integrert i prosessen. Tilsvarende kraftbehov i Tog I, fase I, vil være 192 MW [69]. Med røykgassrening vil kraftbehovet på Tog I bli 22 MW høyere, totalt 214 MW. For en mer detaljert oversikt over Tog I, se tabell i vedlegg B. Kraftbehovet antas konstant, uavhengig av ekstra pumpearbeid o.l som varmeintegrasjon vil medføre.

Produksjon av gass på Snøhvit skjer ved trykkavlastning; det høye trykket i brønnen bidrar til å presse gassen opp og inn til anlegget på Melkøya. Trykket vil etter hvert reduseres, og det vil bli behov for å komprimere gassen før den går inn til behandling. I fase II vil man derfor få et økt kraftbehov på 23 MW [73]. Varmebehovet vil holdes tilnærmet konstant.

I Tog II antas det som nevnt i kapittel 4.2.1 at en komprimerer gir nødvendig kraft til rekompresjon før flytendegjøring. Denne er ikke medregnet i tabell 11. Ifølge modellen i HYSYS vil det imidlertid være noe overskudd av kraft fra komprimereren, ca 1,8 MW. Dette kan gjøres om til elektrisitet og være med å dekke noe av kraftbehovet i resten av anlegget.

Tabell 11: Kraftbehov Tog II med Ryan-Holmes

Ryan-Holmes	[MW]
Forkjøling, metankondenser, CO ₂ -kondenser	75,4
Flytendegjøring	20,5
Underkjøling	53,9
Kjøling av flytendegjørings- og underkjølingsmediene	32,8
CO ₂ -kompressor	0,7
CO ₂ -pumpe	0,4
Sjøvannspumpe	10,7
Pumping etan til 60bar	0,2
Pumping av hjelpestoff	0,2
Andre forbrukere (felles for Tog I og II)	51,6
SUM fase I	246,3
Kompresjon fødegass, fase II	23,0
SUM fase II	269,3

Ved redusert fødestrykk kan en enten velge å komprimere fødegassen inn til anlegget til 60 bar og la prosessen gå som før, eller en kan la forbehandlingen skje ved 40 bar slik at ytterligere rekompresjon vil skje før flytendegjøring. Det siste tilfellet vil sannsynligvis gi noe lavere kraftbehov, men lavere trykk inn til dehydrering gjør at man får bruk for større molsiever [16]. Lavere trykk vil også gi lavere kondensasjonstemperatur på fødegassen, slik at en vil få noe høyere gass-strøm inn til metankolonnen. Ekstra kraftbehov i fase II antas som i Tog I å være 23 MW.

En del forenklinger har vært nødvendig for å kunne beregne kraftbehovet i Tog II. Der hvor andre data ikke er tilgjengelig, er de derfor beregnet med utgangspunkt i Tog I.

Kraftbehovet til forkjøling og kjøling av metankondenser og CO₂-kondenser er beregnet i HYSYS. Kraftbehovet til flytendegjøring og underkjøling er beregnet som prosentvis likt økende kjølebehov i Tog II i forhold til Tog I.

Nedkjøling av flytendegjøring- og underkjølingsmediene antas å være prosentvis lik antall mol som går til denne varmeveksleren i forhold til total molstrøm av forkjølingsmedium. I Tog II vil kraftbehovet i tillegg øke noe på grunn av en økt mengde gass til flytendegjøring. Dette kraftbehovet antas prosentvis lik økning i gassmengde til flytendegjøring (1,03).

CO₂-kompressor vil behøve betydelig mindre kraft enn i Tog I på grunn av at CO₂ tas ut ved høyt trykk. CO₂ komprimeres til 60 bar før den så varmeveksles med sjøvann og flytendegjøres. Videre pumpes flytende CO₂ opp til 150 bar for reinjeksjon.

Sjøvannspumpene vil få noe økt kraftbehov på grunn av at kjølebehovet øker. Kraftbehovet til pumping av sjøvann beregnes som i Tog I ganger prosentvis økning i kjølebehov, se tabell 10. Oversikt over Tog I finnes i vedlegg B. Denne vil imidlertid reduseres noe ved varme-integrasjon. Det øvrige kraftbehovet antas likt for Tog I og Tog II, og vil være på 51,6 MW.

4.3.3 Massebalanse

For at Ryan-Holmes prosessen skal kunne sammenlignes med Tog I, og det varme- og kraftforbruk som finnes der, må også mengden gass som flytendegjøres være i samme størrelsesorden. En bør ikke ha for store tap, verken av metan eller etan.

Som en kan se fra tabell 12 [51], så er føden til forkjøler noe høyere ved Ryan-Holmes enn i Tog I. Dette kommer av at CO₂ allerede er fjernet fra føden i Tog I. Molstrømmen inn til metan- og etankolonnen er som forventet atskillig større i Tog II enn i Tog I. I Tog I tas tyngre hydro-karboner ut under forkjølingen. Dette fødes til metankolonnen, hvor lette komponenter gjenvinnes. Dette kan forklare noe av de høye varme og kjølebehovene i kokere og kondensere ved bruk av Ryan-Holmes. I simuleringene som er gjort er det beregnet et tap på totalt 2,6% etan, hvorav 2,4% er tapt til CO₂. Tap av metan går kun til CO₂-strømmen, og vil være på 0,03%. Sammensetningen til hovedstrømmene finnes i vedlegg C.

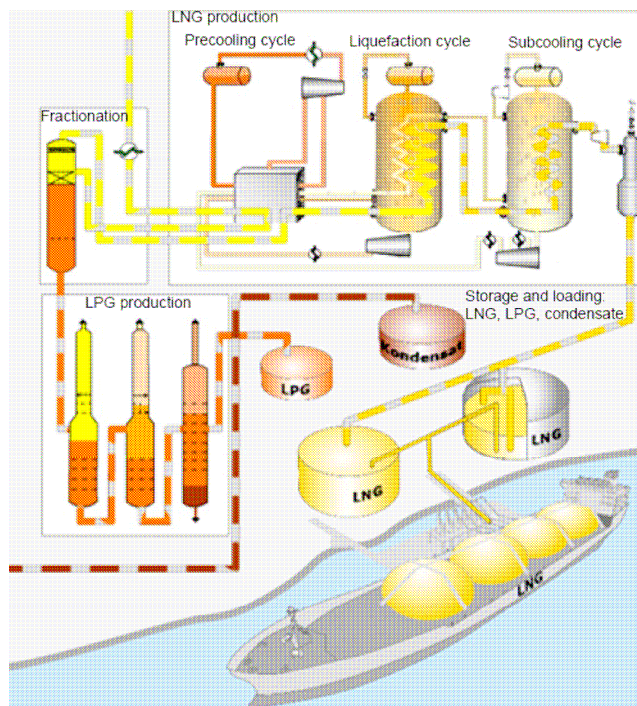
Tabell 12: Massebalanse i Tog I vs. Tog II

Strøm	Molstrøm Tog I [kmol/h]	Molstrøm Tog II [kmol/h]
Fødestrøm forkjøler	32 947	34 000
Fødestrøm flytendegjøring og underkjøling/ LNG	30 200	31 210
Fødestrøm metankolonnen	2 279	34 000
Hjelpstoff metankolonnen	-	-
Fødestrøm CO ₂ -splitter	-	5 056
Hjelpstoff CO ₂ -splitter	-	1 800
CO ₂ til reinjeksjon	1824	1878
Fødestrøm etankolonnen	1 676	4 979
Fødestrøm propankolonnen	1 743	-
Fødestrøm LPG-kolonnen	-	2 710
Fødestrøm butankolonnen	-	1 986
LPG-produkt	883	724
NGL-produkt fra propankolonnen(Tog I)/butankolonnen	157	178

De øvrige føde- og produktstrømmer avviker ikke betydelig fra Tog I. I Tog I tas noe metan og etan av til bruk som kjølemedier. I simuleringen er det ikke tatt hensyn til dette.

5 Integrasjon i flytendegjøringen

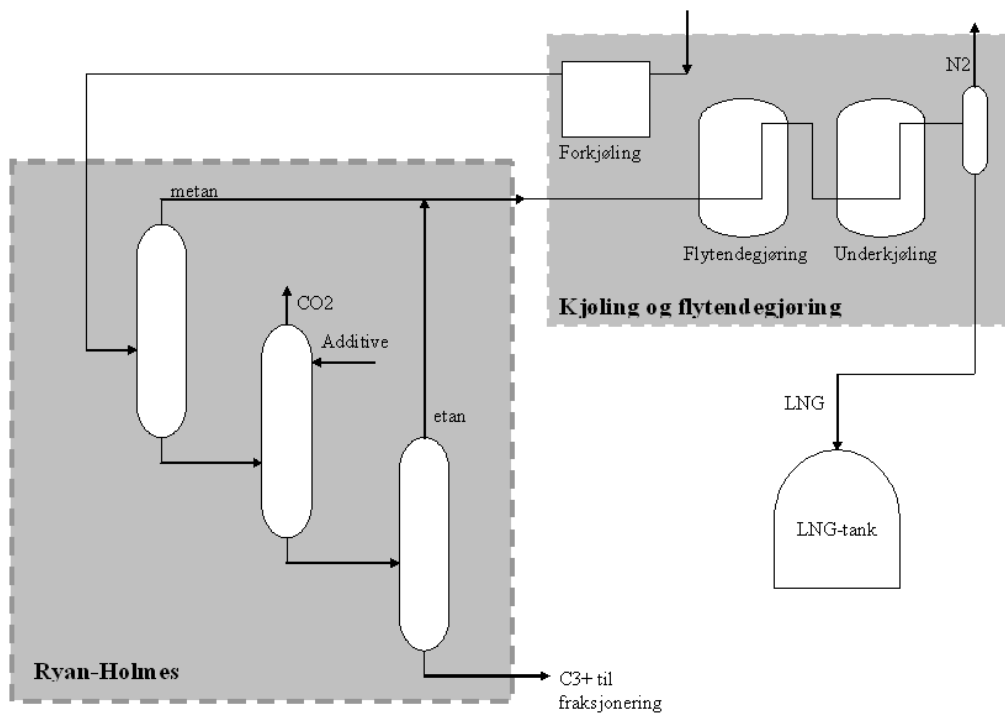
I dagens LNG-anlegg på Melkøya fjernes CO₂ før tørking og kvikksølvfjerning. Gassen går så til forkjøling, hvor den kjøles ned til ca -23 °C før tyngre hydrokarboner i væskefase tas ut. Deretter kjøles gassen ned til ca -52 °C før den går til flytendegjøring og underkjøling i to varmevekslere, se figur 10 [5].



Figur 10: Fraksjonering og flytendegjøring, Snøhvit Tog I

Kilde: TEP 06 Gassprosessering og LNG, høst 2007

I et Tog II med Ryan-Holmes integrert vil ikke CO₂-rensingen foregå før dehydrering, men integreres i kjøle- og fraksjoneringsdelen av anlegget. Etter tørking og kvikksølvfjerning forkjøles gassen ned til -50°C før den går inn på metankolonnen, som tar ut metan i toppen og C₂₊ i bunnen. Bunnproduktet går så til videre fraksjonering, se figur 11.



Figur 11: Ryan-Holmes integrert i flytendegjøringen

For å finne gevinstene ved å benytte Ryan-Holmes prosessen i et Tog II, vil det være nødvendig å se på muligheter for varmeintegrasjon med hovedprosessen. Varmebehovet til Tog II er beregnet til å være ca 150 MW, fordelt på ulike prosesser og temperaturnivåer. Dette er imidlertid varmebehovet før en varmeintegrasjon har blitt vurdert. Ved varmeintegrasjon kan eksternt energibehov og energikostnadene [57] ventes å bli noe lavere. Kapitalkostnadene påvirkes også når prosessen endres [57].

Det vil i dette kapitlet vurderes hvordan Ryan-Holmes kan varmeintegreres i hovedprosessen, for å se hvor mye eksternt energibehov kan reduseres. Det vil også vurderes om varmpumper kan tenkes brukt for å skaffe nødvendig varme.

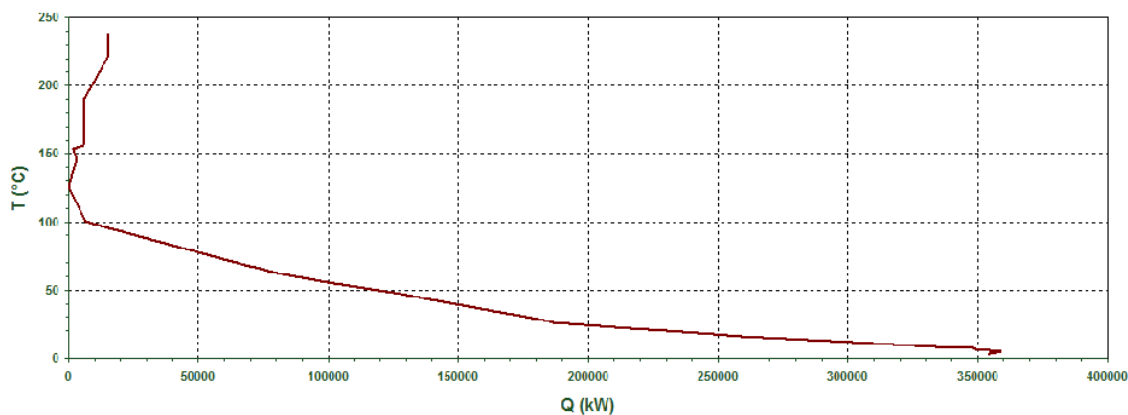
5.1 Varmeintegrasjon

Varmeoverskuddskurven er et nyttig verktøy for å avdekke muligheter for integrasjon av destillasjonskolonner i hovedprosessen. Kurven viser eksternt oppvarmings- og nedkjølingsbehov i en prosess når maksimal varmeintegrasjon er oppnådd. Ved å tegne opp varmeoverskuddskurven får man god oversikt over ved hvilke temperaturer det vil være hensiktsmessig å tilføre eller fjerne varme. De kan også benyttes til å finne ut om

varmepumper kan tenkes brukt for å skaffe nødvendig varme. Varme bør i denne prosessen kunne leveres ved 145°C eller høyere, med varmeopptak ved temperaturer under 100°C. Før varmepumper vurderes bør imidlertid en fullstendig varmeintegrasjon av kolonnene gjøres.

Det finnes flere dataprogrammer som kan benyttes for å utføre pinch-analyser, og tegne opp varmeoverskuddskurvene til industrielle prosessanlegg. PRO_PI1 er et eksempel på et enkelt program utviklet av Industriell Energianalys AB ved Chalmers Industriteknikk i Gøteborg. Denne versjonen har kun analyse-delen og kan ikke benyttes til å etablere eller designe varmevekslernetverk.

I figur 12 er varmeoverskuddskurven for hovedprosessen i Tog II plottet, med en antatt ΔT_{\min} på 10 °C for varmeoverføring mellom varme og kalde strømmer. Destillasjonskolonnene er ikke medregnet, siden kolonnene og eventuelle endringer i disse vil kunne endre kurvene betydelig. Den globale temperaturdifferansen, ΔT_{\min} , defineres fordi man alltid vil ha en temperaturdifferanse mellom strømmene inn og ut av en varmeveksler. Lav temperaturdifferanse vil føre til redusert eksternt kjøle- og varmebehov, men stort varmevekslerareal. Ved ΔT_{\min} lik null vil arealet bli uendelig stort. Det er derfor nødvendig å fastsette en minimum temperaturdifferanse mellom varm og kald strøm som vil gjelde i hele varmeveksleren. ΔT_{\min} er en økonomisk parameter som definerer avveiningen mellom drifts- og investeringskostnader.



Figur 12: Varmeoverskuddskurve Tog II

Pinch-punktet er punktet der minste tillatte temperaturforskjell, ΔT_{\min} , oppstår. Dette punktet vil være begrensende med tanke på å minimere eksternt energibehov [74]. En destillasjonskolonne bør integreres over eller under pinch, og ikke med koker og kondenser på hver sin side av pinch-punktet. Hvis både koker og kondenser er integrert i prosessen kan dette dessuten gjøre kolonna vanskelig å starte opp og regulere [57]. Over pinch kan kondenseren

integreres, mens kokeren mottar varme fra hjelpesystemer i anlegget. Under pinch kan kokeren integreres, mens kondenseren mottar kjøling fra for eksempel kjølevann.

Hovedprosessen i Tog II har pinch-punkt ved 125 °C. Fra varmeoverskuddskurven blir det klart at eksternt varmebehov er relativt lavt og ved relativt høy temperatur ved maksimal varmeintegrasjon. Kolonnene i prosessen ligger alle under pinch, noe som betyr at kondenserne har for lave temperaturer til å varmeveksles med hovedprosessen. Det kan imidlertid være muligheter for integrasjon av kokere, eller kokere og kondensere kan varmeintegrerer med hverandre.

Ryan-Holmes kolonnene består blant annet av 5 kokere. Disse er listet opp i tabell 13.

Tabell 13: Ryan-Holmes kokere

Koker til kolonne:	Qr [MW]	T [C]
Metankolonne	25,0	18,9
CO ₂ -splitter	28,9	82,1
Etankolonne	15,8	122,2
LPG-kolonne	25,7	82,0
Butankolonne	15,6	119,2
Totalt	111,0	

Kokeren i etankolonna og butankolonna holder relativt høy temperatur, og nær pinch-temperaturen på 125°C. Disse kolonnene vil ikke kunne integreres i hovedprosessen, siden prosessen har svært lite varme ”til overs” ved disse temperaturene. CO₂-splitteren og LPG-kolonna har en temperatur på 82 °C, og metankolonna har en temperatur på 19,7 °C. Disse tre kolonnene kan vurderes for varmeintegrasjon med hovedprosessen.

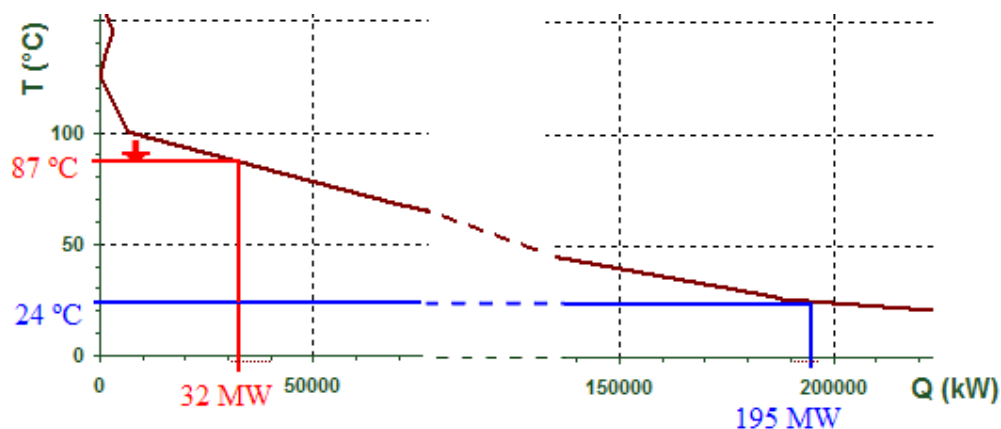
For å senke temperaturene i kolonnene og øke muligheten for varmeintegrasjon, kan trykket i kolonnene senkes. I CO₂-splitteren og etankolonna er det ikke aktuelt å redusere trykket på grunn av lav temperatur i kondenseren. I CO₂-splitteren er mulighetene for azeotropdannelse også begrensende. I LPG- og butankolonna kan det være aktuelt, men dette vil også endre energibehovet i kolonnene. Temperaturen vil dessuten måtte reduseres til under 80 °C for å kunne nyttiggjøre seg varme fra prosessen.

Langs Y-aksen til varmeoverskuddskurven finnes modifisert temperatur, T'. Siden varmeoverføringen må skje med en minimum global temperaturdifferanse på ΔT , må en legge til $\frac{1}{2} \Delta T_{\min}$ til de kalde strømmene, og trekke fra $\frac{1}{2} \Delta T_{\min}$ fra de varme strømmene. Hvis

temperaturen ved et punkt er 120°C, må varme tilføres ved minimum 120°C + ½ ΔT_{min} for at kravet om ΔT_{min} skal opprettholdes.

Varmeoverskuddskurven er som nevnt tegnet med ΔT lik 10 °C. Ved en ΔT på 10 °C mellom strømmene, og en kokertemperatur på 82 °C, vil T' bli 87 °C. Fra figur 13 kan en da se at omtrent 32 MW kan benyttes til varmeintegrasjon med kokerne. Kokerne i CO₂-splitteren og LPG-kolonnen har et totalt varmebehov på 54,6 MW. Det vil si at en kan få dekket litt under halvparten av varmebehovet i disse ved varmeintegrasjon. Resten må skaffes eksternt.

I figur 13 er det også avmerket hvor kokeren til metankolonnen kan integreres. Ved 19 °C har en veldig mye varme tilgjengelig, og all varmen kan her dekkes ved varmeintegrasjon.



Figur 13: Integrasjon av kokere i hovedprosessen

Med kokerne integrert i hovedprosessen reduseres eksternt varmebehov med totalt 57 MW. Kokerne som ikke kan varmeintegreres vil utgjøre 54 MW. Hvis en i tillegg varmeintegrerer hovedprosessen maksimalt, vil en få et eksternt varmebehov på omtrent 15,5 MW til hovedprosessen, se figur 12. Totalt varmebehov blir da 69,5 MW.

Varmeoverskuddskurven benyttes i utgangspunktet for å finne eksternt kjøle og varmebehov når maksimal varmeintegrasjon er oppnådd. Ved å sette opp varmeoverskuddskurven kun for kjølebehovet i prosessen kan en finne ved hvilke temperaturer prosessen avgir varme, uten at maksimal varmeintegrasjon er tatt hensyn til. På denne måten kan en finne hvor mye kolonnene kan integreres uten først å varmeintegrere innad i hovedprosessen. En får da noe mer varme avgitt ved høyere temperatur. Kolonnene kan da integreres med ca 6 + 39 + 25 MW, slik at eksternt varmebehov vil bli ca 80 MW, se figur C-4 i vedlegg C.

I tabell 14 er det satt opp en oversikt over eksternt varmebehov ved ulike grad av varmeintegrasjon. Mange av varmekildene og varmeslukene er imidlertid små, slik at maksimal varmeintegrasjon i praksis kan bli vanskelig. Maksimal varmeintegrasjon kan gi et svært komplekst og uoversiktlig anlegg, kan føre til problemer med drift, vedlikehold og oppstart av anlegget [57].

Tabell 14: Varmebehov Ryan-Holmes, med vs. uten varmeintegrasjon

	Q [MW]
Ingen varmeintegrasjon	150,0
Varmeintegrasjon kokere	80,0
Maksimal varmeintegrasjon, hovedprosess + Varmeintegrasjon kokere	69,5

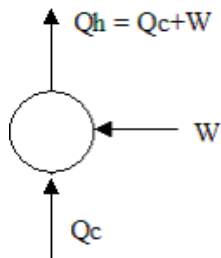
Kjølebehovet i prosessen vil reduseres like mye som varmebehovet ved varmeintegrasjon. Dette vil ikke påvirke kraftbehovet på annen måte enn at behovet for kjølevann blir noe lavere, samt noe økt kraftbehov til pumping mellom prosessene.

Kondensere som ikke kan varmeintegreres i hovedprosessen kan vurderes til bruk andre steder på anlegget, for eksempel til oppvarming av administrasjonsbygg eller avising av veier. Dette varmebehovet er i dag på 12 MW, og dekkes av Tog I. Ved oppføring av et Tog II, kan det imidlertid tenkes at nye påbygg av administrasjonsbygg vil være nødvendig. Et slikt oppvarmingsbehovet kan vurderes dekt av Tog II's kondensere, for eksempel ved å varme vann for vannbåren varme.

5.1.2 Varmepumper

Etter at prosessen er vurdert for varmeintegrasjon kan det være naturlig å se på om varmen som trengs kan skaffes ved hjelp av varmpumper. Bruk av varmpumper i industrien kan være en viktig løsning for å redusere utslipp av CO₂ og andre drivhusgasser, samt øke effektiviteten i et anlegg. De muliggjør utnyttelse av lavtemperatur overskuddsvarme, og er en av de mest effektive teknikker innen energisparing og effektiv bruk av energi.

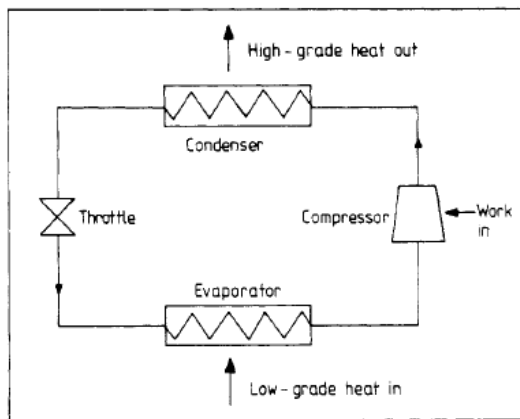
Varme strømmer naturlig fra varmt til kaldere område. En varmpumpe kan ved lav energibruk tvinge varmestrømmen i motsatt retning. Teoretisk varme levert vil være lik summen av varme tatt opp fra varmekilden, pluss mengden energi tilført for å drive prosessen [75], se figur 14.



Figur 14: Energistrømmer i en varmepumpe

Det finnes ulike typer varmepumper som kan tenkes brukt. Som nevnt tidligere i kapitlet bør varme kunne leveres ved 145°C eller høyere, med varmeopptak ved temperaturer under 100°C. Dette begrenser muligheten for bruk av flere typer varmepumper. Et for stort temperaturløft vil gi lav virkningsgrad, og vil derfor ikke kunne forsvare investeringene i forhold til å benytte effekten til direkte oppvarming [76].

En ideell CCC-varmepumpe (lukket kompresjonsvarmepumpe) er en reversert carnotprosess, hvor ekspansjonen skjer i en strupeventil, som vist i figur 10 [77]. Kjølemediet strupes ned til lavt trykk hvor det fordampes ved lav temperatur og tar varme fra omgivelsene. Dampen komprimeres og avgir varme ved kondensasjon ved høyt trykk og temperatur.



Figur 15: Lukket varmepumpeprosess

Kilde: Bertinat, 1988

Denne varmepumpen kan levere varme med temperaturer opp til 120-130°C [75], avhengig av hvilket arbeidsmedium som velges. Pinch-punktet bør være under 120°C. Denne varmepumpen vil derfor ikke være særlig egnet i dette anlegget.

Varmetransformatorer er en type absorpsjonsvarmepumpe, og kan levere varme ved maksimalt 150°C ved en varmekilde på 86°C [78]. Følgende ligning viser også at ved 145 °C kan varme tas opp ved minimum 83°C [78]:

$$T_h - T_m < 0,8(T_m - T_l) \quad (6)$$

T_h – varmen levert ved høy temperatur

T_m – temperaturen på varmekilden

T_l – Varmen levert ved lav temperatur

Kokerne i kolonnene bør varmeintegreres med prosessen før varmepumper eventuelt vurderes. Kokeren til CO₂-splitteren og LPG-kolonna tar opp varme ved 82 °C. Hvis laveste temperatur for varmekilden til en varmepumpe ligger på 83 °C, betyr dette at det ikke finnes mer varme å hente ut til varmegjenvinning. Lavere temperatur på varmekilden betyr lavere temperatur på levert varme, så dette vil heller ikke være aktuelt. Bruk av varmepumper vil derfor ikke kunne benyttes til varmeanskaffelse ved Ryan-Holmes som CO₂-renseprosess.

6 CO₂-balanse ved ulike energiløsninger

Det vil i dette kapitlet sees på ulike muligheter for varmeanskaffelse, med tanke på gassforbruk og CO₂-utslipp for Snøhvit Tog II, basert på elektrisk drift fra nettet.

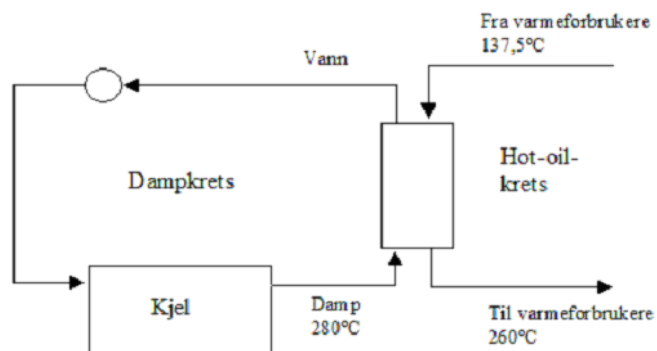
På Snøhvit Tog I er det valgt å distribuere varmen ved hjelp av en hetolje-krets som tar opp overskuddsvarme fra røykgass på 450°C ut fra gassturbinene i anlegget. Hetoljen varmes opp til 260°C, og går så i en lukket krets ut til varmekonverterne før den returnerer til nytt varmeopptak ved 140°C [70].

Varmedistribusjon ved hjelp av hetolje gjør det nødvendig å levere varmen ved høyere temperaturer enn ved kondensasjon av damp. Årsaken til at det er valgt å distribuere varmen ved hjelp av hetolje istedenfor damp er at damp vil fryse ved stopp i anlegget på kalde vinterdager. Dette medfører et stort behov for varmekabler rundt damprørene, noe som vil fordyre prosessen [79].

Ved å benytte elektrisitet fra nettet, må man finne alternative måter å skaffe varmen som trengs i anlegget. Alternativer for å skaffe varmen som behøves kan være forbrenning av gass eller biobrensel, eller direkte bruk av elektrisitet. Både biobrensel og elektrisitet kan antas å være CO₂-nøytrale. Dette forutsetter imidlertid at biobrenselet ikke benytter energikrevende metoder til foredling, og at elektrisiteten er produsert i kraftverk med CO₂-rensing eller fra fornybare kilder som for eksempel vannkraft.

Uten kraftproduksjon i anlegget, kan forbrenning av gass eller biobrensel foregå i en kjel. Energigjenvinning foregår ved at den varme røykgassen avkjøles mot oppvarming av et medium, ofte vann, før den ledes ut gjennom en skorstein. Temperaturen på røykgassen kan bli svært høy, over 1000°C. Det kan være et problem å varmeveksle røykgassen direkte mot hetoljen, fordi den har en selvantennelsestemperatur på 348°C [80]. En løsning for å minimere

behovet for elektrisk røroppvarming og faren for antennelse av hetoljen, kan være å fordampe vann under høyt trykk i kjelen, før den så kondenseres mot hetoljen, se figur 16. Dette vil imidlertid gi behov for flere varmevekslere. En annen løsning kan være å produsere noe kraft, med hovedmål om å dekke varmebehovet i anlegget.



Figur 16: Oppvarming av hetolje fra dampkjel

Videre i rapporten antas det at varmekorbrukerne mottar varme fra hetolje ved de samme temperaturnivå som i Tog I, se vedlegg B. Det vil ikke tas hensyn til varmetap i varmevekslere, kjel og rør, slik at all varmen som produseres ved forbrenning av gass vil kunne utnyttes til oppvarming i anlegget. Det forutsettes dessuten like forbrenningsforhold i gassturbin og kjel slik at utslippet kun avhenger av virkningsgrad og mengde brensel. Det vil ikke tas hensyn til gasskostnader og lignende ved de ulike energisystemene.

6.1 Fyring med naturgass

Fyring med naturgass er renere enn bruk av andre former for fossilt brensel, men vil gi noe utslipp i form av CO_2 , NO_x og andre forurensende gasser og partikler. En fordel med valg av naturgass som brensel for å skaffe nødvendig varme på Melkøya er at man har gassen tilgjengelig, og behøver ikke anlegge ny infrastruktur for transport.

Brennverdien på brenngassen er 41,8 MJ/kg [70]. I Tog I brennes ca 10 tonn gass i timen [51] i hver av de fem gassturbinene for å gi en innfyrt effekt på 578 MW [70]. Når anlegget ikke skal generere kraft, vil innfyrt effekt reduseres betraktelig.

Typisk termisk virkningsgrad med gassfyring i kjel er rundt 90-95%. Med en termisk virkningsgrad på 90% vil en ved et behov på 150 MW redusere behovet for brensel til 14,4 tonn i timen. Dette tilsvarer en reduksjon på over 71%. Hvis en antar en tilsvarende reduksjon

i CO₂-utslipp på anlegget vil det reduseres fra 940 500 tonn per år ved full produksjon [69] til 271 200 tonn per år.

I tabell 15 er utslipp fra anlegget listet opp ved de ulike eksterne varmebehov. Tog I er oppført i første kolonne. Tog I med avgassrensing og Tog I med elektrisk drift er vist i 2. og 3. kolonne. I parentes vises varmebehovet som skal dekkes av den aktuelle energikilden. Alt kraftbehov antas hentet fra nettet, og denne antas CO₂-fri. NO_x-utslippet er ikke beregnet, men vil bli noe lavere ved omgjøring fra gassturbiner til kjel. For en mer detaljert oversikt med beregninger, se vedlegg D.

Tabell 15: CO₂-utslipp ved varmeanskaffelse fra gasskjel

Energiløsning	Energianlegget Tog I (full last)	Tog I avgass- rensing	Tog I elektrisk drift (150MW)	Tog II Ingen varmeintegr. (150 MW)	Varmeintegr. kokere (80 MW)	Varmeintegr. kokere og hovedprosess (69,5)
CO ₂ [tonn/år]	940 500*	94 000	280 000	271 200	144 600	125 600
Gassforbruk [tonn/år]	394 416	465 366	117 500	113 692	60 600	52 700

*Kilde: Justert søknad om anleggskonsesjon, 2002

Ved full last i Tog I, vil man få noe overskudd av kraft som kan mates inn på linjenettet eller benyttes i Tog II. En slik løsning er imidlertid ikke en del av operatørens planer for anlegget [69]. Utslipet i Tog I vil ved normal last, hvor produsert kraft er lik kraftbehovet, derfor være noe lavere enn listet opp i tabell.

6.2 Fyring med biobrensel

Det har vært en stigende interesse for biobrensel de senere årene. Biobrensel kan antas å være CO₂-nøytralt, siden det tar opp like mye CO₂ ved produksjon som det avgir under forbrenning. En biobrenselkjel antas å ha en noe lavere virkningsgrad enn gassfyring.

Det finnes mange typer biobrensel, både i fast, flytende og gassform. I fast form kan brensel være foredlet eller ufooredlet. Foredlet brensel kan være i form av pellets, briketter og så videre, og har lavere transportkostnad på grunn av større energitetthet enn ufooredlet brensel. Ufooredlet brensel kan for eksempel være flis som har lavere bearbeidingskostnader. I praksis vil det være en avveining mellom bearbeidings- og transportkostnader og mottakerens mulighet for å håndtere ulike brenselstyper som avgjør bearbeidingsgrad.

I tabell 16 [81] er teoretisk brennverdi for noen ulike typer biobrensel gjengitt.

Tabell 16: Teoretisk brennverdi for ulike faste biobrensler

Energibærer	Teoretisk brennverdi [MJ/kg]
Ved (1)	16,8
Halm	14,6
Avlut (2)	14,0
Treavfall (3)	16,8

Kilde: Norsk Petroleumsinstitutt, 2006.

1) Brennverdien er beregnet med basis i TØRR ved.

2) og 3) Varierer mye.

Et alternativ som kan være aktuelt på Melkøya, er bruk av treavfall fra nærområdet. Treavfall er et samlebegrep for bark, flis, avkapp, trespon, trepulver eller annet ubearbeidet biologisk brensel fra trebearbeidende industri og skogbruk. Det kreves at tilgangen er stor nok, og at transport over lengre avstand ikke er nødvendig.

Alt trevirke vil inneholde en del fuktighet. Vann i brenselet reduserer energimengden en kan få ut av brenselet fordi en del av energiinnholdet går med til å fordampe vannet. Effektiv brennverdi angir mengden varme som kan utnyttes fra brenselet etter at vannet er fordampet, og defineres ved følgende ligning [82]:

$$EHV = (1-VI) \times LHV - VI \times FV \quad (7)$$

EHV - effektiv brennverdi

LHV - nedre brennverdi

FV - fordampningsvarmen

VI - vanninnhold i brenselet

Rått treavfall kan inneholde 50-60% vann, mens tørt treavfall (industriflis) kan inneholde under 10% vann [83]. Ved forbrenning av treavfall med nedre brennverdi på 16,8 MJ/kg, og en fuktighet på 50%, vil effektiv brennverdi være lik 7,16 MJ/kg.

Prisene for biobrensel vil variere. For foredlet brensel og ved fungerer et marked, men med lokale variasjoner. For flis har råstofftilgang, transport og opparbeiding mye å si for prisen [83]. Når den effektive brenselkostnaden skal beregnes, er virkningsgraden til anlegget av stor betydning. Virkningsgraden vil være avhengig av brenselstyper, kjeletyper, driftsforhold, vedlikehold og dimensjonering. Biobrensel inneholder en del komponenter som kan skape beleggdannelse og korrosjon på heteflatene, spesielt ved høye temperaturer, og vil dermed gi

noe redusert virkningsgrad i forhold til forbrenning av gass [84]. Dette kan reduseres ved å bruke renere brensler, men dette vil igjen gi en høyere pris.

Det finnes ikke noe tilsvarende biovarmeanlegg i Norge i dag. Det største kommersielle bioanlegget i drift i Norge ligger på Gardermoen, og er basert på flis og bark. Det ble utvidet i 2005, og har en total produksjonsevne på 13 MW, eller 51 GWh per år [85].

6.3 Elektrisk oppvarming

Elektrisitet kan ses på som CO₂-fri energi om den kommer fra CO₂-frie kilder som for eksempel vannkraft. Den kan brukes til oppvarming av hetolje for distribusjon av varme rundt i anlegget, eller til direkte oppvarming der det trengs. Direkte oppvarming i hver enkelt forbruker vil redusere varmetapet i varmevekslere og rør.

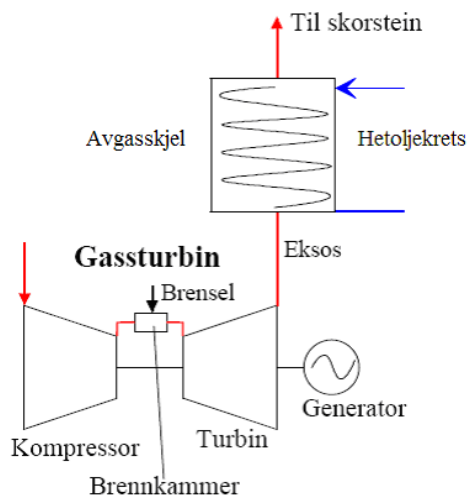
Elektrisitet er høyverdig energi, mens varme er såkalt lavverdig energi. Høyverdig energi er en energiform der en stor del av energien kan omdannes til nyttig arbeid, i motsetning til lavverdi energi som ikke kan utnyttes på samme måte. Bruk av elektrisitet til oppvarming vil derfor mange anse som sløsing av energi med høy kvalitet.

Gjennomføring av et Tog II med elektrisitet fra linjenettet avhenger av nok kraftforsyning og leveringssikkerhet til anlegget. Det samlede elektriske energibehovet vil være i størrelsesorden 1,2 TWh, noe som omtrent tilsvarer det totale energiforbruket i Finnmark [70]. I dag finnes det en 132 kV kraftlinje til anlegget, men det er igangsatt planlegging av en 420 kV kraftlinje fra Balsfjord til Hammerfest som skal gjøre det mulig å importere store nok mengder kraft til Melkøya [3].

Et moment som bør vurderes før eventuell bruk av elektrisitet til å dekke kraftbehovet, eventuelt også varmebehovet, er hvilke kilder den kommer fra. Ved netto import av elektrisitet til Norge vil bruk av elnettet i praksis også medføre økte CO₂-utslipp globalt, siden deler av kraften da sannsynligvis vil komme fra forbrenning av kull eller olje. Ved utbygging av en 420 kV ledning til Melkøya kan det bli aktuelt med både vindkraft og gasskraft i Troms og Finnmark. Det er søkt konsesjon på vindkraftprosjekter på totalt 3100 MW i dette området [3]. Et 100 MW gasskraftverk med CO₂-rensing i Finnmark er også under planlegging [3].

6.4 Kraftvarmeverk

Et kraftvarmeverk er et anlegg som forbrenner for eksempel naturgass for å produsere både elektrisitet og varme, se figur 17. Ved utnyttelse av både kraft og varme kan 80-90% av energien som finnes i brenselet utnyttes. Det finnes også eksempler på at virkningsgraden kan komme opp i over 90%. Ved økende varmeleveranse vil den totale virkningsgraden øke, mens kraftproduksjonens virkningsgrad reduseres.



Figur 17: Kraftvarmeverk

Kilde: TEP 06 Gassprosessering og LNG, høst 2007 (noe endret)

Ved bruk av elektrisitetsnettet kan man iblant oppleve et øyeblikks opphold i elektrisitetsleveringen. Slike "blink" kan bidra til at produksjonen i et industrielt anlegg stopper, og det kan ta dager å få produksjonen i full gang igjen. En fordel med å skaffe nødvendig varme fra et kraftvarmeverk er at man får en mengde elektrisitet som kan bidra som en sikkerhet til at anlegget holdes i gang ved slike hendelser. Kraften som leveres fra dette anlegget vil også kunne gi en liten mengde nødstrøm ved lengre strømbrudd.

Et anlegg med høyest mulig virkningsgrad vil være ønskelig. Det antas et anlegg med 90% totalvirkningsgrad, 60% termisk virkningsgrad og 30% elektrisk virkningsgrad for å skaffe den varmen som trengs, samt noe elektrisitet.

I tabell 17 finnes en oversikt over brenselmengder og utslipp i Tog II med og uten varme-integrasjon, samt oversikt over kraft som produseres og restbehov i anlegget. Det antas at det brennes nok gass til at varmebehovet dekkes. Brennverdien til brenngassen antas som i Tog I. Det antas også at kraftvarmeverket, i likhet med LNG-anlegget, vil være i drift 330 dager i

året. Til sammenligning finnes Tog I i kolonne 1. Siden kraftleveringen til et Tog II med el-import kan antas utslippsfri vil det være fornuftig å sammenligne dette med Tog I med avgassrensing, og med elektrisk drift av et tog likt Tog I. Disse finnes hhv. i kolonne 2 og 3.

Ved full last i Tog I vil kraftvarmeverket levere noe mer kraft enn det er behov for. Denne kraften kan leveres til linjenettet eller benyttes i Tog II for å dekke deler av kraftbehovet. Full drift er, som nevnt i kapittel 6.1, ikke en del av operatørens opprinnelige planer for energianlegget [69]. Utslipet i Tog I vil derfor være noe lavere enn listet opp i tabell 17.

Som forventet går gassforbruk og CO₂-utslipp ned når elektrisitet hentes fra nettet, og reduseres ytterligere ved redusert varmebehov. Ved 150 MW varme dekket av kraftvarmeverket, vil kraftleveringen være ca 30% av totalt kraftbehov i fase I. Hvor mye kraft en trenger som eventuell reserve bør vurderes før et endelig valg av energiløsning tas.

Tabell 17: Forbruk av gass og utslipp fra kraftvarmeverk

Energiløsning	Energi-anlegget Tog I (full last)	Tog I Avgass- rensing	Tog I Elektrisk drift (155MW)	Tog II Ingen varmeintegr. (150 MW)	Tog II Varmeintegr. kokere (80 MW)	Varmeintegr. kokere og hovedpros. (69,5 MW)
CO ₂ [tonn/år]	940 500	94 000	420 200	406 600	216 900	188 500
Gassforbruk [tonn/år]	394 400	465 400	176 200	170 500	91 000	79 000
Kraft levert [MW]	229	229	77,5	75	40	34,7
Restbehov kraft, fase I [MW]	-37	-15	114,5	172,5	206,3	212,8
Restbehov kraft, fase II [MW]	-14	7	137,5	195,5	229,3	235,8

7 Oppsummering og resultat, Tog II

Kryogen destillasjon ble antatt å være et energibesparende alternativ til CO₂-utskilling ved hjelp av aminer. I denne rapporten har varme, kjøle- og kraftbehovet blitt beregnet gjennom simulering i HYSYS, og gjennom beregninger med utgangspunkt i Tog I. Disse har vist at et Tog II med Ryan-Holmes som CO₂-fjerningsprosess vil ha noe lavere varmebehov, men høyere kraftbehov enn dagens Tog I.

Om man skal unngå CO₂-rensing i energianlegget forutsettes det et Tog II med lavest mulig CO₂-utslipp. Ved bygging av et anlegg tilsvarende Tog I vil det være krav om avgassrensing. Kraftleveringen til Tog II med elektrisk drift av kjølekompressorene kan antas utslippsfri. Dette gjør det fornuftig å sammenligne Tog II med avgassrensing i Tog I, og også med elektrisk drift av et anlegg likt Tog I.

I tabell 18 finnes resultatene fra beregningene av varme- og kraftbehovet i Tog II, samt en oversikt over Tog I med og uten avgassrensing, og ved elektrisk drift. Varmebehovet til Tog II med Ryan-Holmes som renseprosess vil ha et 5 MW lavere varmebehov enn dagens Tog I, og betydelig lavere ved varmeintegrasjon med prosessen. Ved total varmeintegrasjon i hovedprosessen, samt varme-integrasjon av kolonnenes kokere i hovedprosessen vil varmebehovet bli hele 85,5 MW lavere i Tog II enn i dagens Tog I. Det bør nevnes at temperaturen som varme avgis ved reduseres med Ryan-Holmes som CO₂-renseprosess. Tog II har derfor et høyere potensiale for varme-integrasjon enn med dagens aminanlegg. Ved maksimal varmeintegrasjon i Tog I ville eksternt varmebehov bli over 123 MW, se figur 2 i vedlegg B.

Kraftbehovet i Tog II vil bli 54,3 MW høyere enn i Tog I, men bare 32,3 MW høyere med avgassrensing i Tog I.

I tabell 19 finnes en oversikt over CO₂-utslipp og gassforbruk ved forbrenning av gass i kjel og gassturbin ved ulike varmebehov. Som en kan se vil CO₂-utslippet variere noe. Det vil reduseres vesentlig ved import av elektrisk kraft, og reduseres ytterligere ved varme-integrasjon. Gasskjel vil gi større reduksjon enn gassturbiner, mens biobrensel og elektrisitet kan antas utslippsfri.

Ved maksimal varmeintegrasjon i både Tog II og et anlegg med aminrensing slik som Tog I, vil totalt energibehov (kraft og varme) bli hhv. 315,8 og 316 MW. Uten varmeintegrasjon i Tog II vil totalt behov bli 396,3 MW, mot 347 MW i dagens Tog I. Tog II vil få et høyere kraftbehov til fordel for lavere varmebehov. Ryan-Holmes vil derfor redusere CO₂-utslipp og gassforbruk i forhold til Tog I.

Tabell 18: Varme- og kraftbehov Tog I vs Tog II

	Varmebehov [MW]	Kraftbehov (fase I/fase II)
Ryan-Holmes	150,0	246,3 / 269,3
Ryan-Holmes, varmeintegrasjon kokere	80,0	246,3 / 269,3
Ryan-Holmes, maksimal varmeintegrasjon, hovedprosess + Varmeintegrasjon kokere	69,5	246,3 / 269,3
Tog I*	155,0	192,0 / 215,0
Tog I* med avgassrensing	285,0	214,0 / 237,0

* uten administrasjonsbygg og avising av veier

Tabell 19: CO₂-utslipp ved gasskjel og kraftvarmeverk

Energiløsning		Energianlegget	Tog I Avgassrensing	Tog I Elektrisk drift (155MW)	Tog II Ingen varmeintegr. (150 MW)	Varmeintegr. kokere (80 MW)	Varmeintegr. kokere og hovedpros. (69,5 MW)
		Tog I (full last)					
Gasskjel	Gassforbruk [tonn/år]	-	-	117 500	113 692	60 600	52 700
	CO ₂ -utslipp [tonn/år]	-	-	280 000	271 200	144 600	125 600
Kraftvarmeverk	Gassforbruk [tonn/år]	394 416	465 366	176 200	170 500	91 000	79 000
	CO ₂ -utslipp [tonn/år]	940 500	94 000	420 200	406 600	216 900	188 500

*antatt 90% fanget opp i avgassrensingen

Forbrenning av gass har få problemer med beleggdannelse og korrosjon, og vil gi liten eller ingen sotdannelse [86]. Dette reduserer behovet for vedlikehold og gir høy virkningsgrad. Eksosgassen fra forbrenningen vil i tillegg til CO₂ inneholde noe NO_x, CO, SO₂ og ubrente hydrokarboner. Ved å benytte kjeler istedenfor gassturbiner reduseres NO_x-utslippet

betraktelig [70] i tillegg til at man trenger mindre brensel for å levere en gitt varmemengde. Naturgass vil gi høy leveringssikkerhet, og ved bruk av gassturbiner vil en produsere en mengde kraft som gjør at en ikke er like sårbar overfor strømbrydd som ved valg av andre energikilder. De økonomiske betraktningene av dette er ikke vurdert i denne oppgaven, men vil være et sentralt spørsmål ved endelig valg av rensesprosess og energiløsning i Tog II.

Biobrensel og elektrisitet kan antas utslippsfri, og ved bruk av disse til oppvarming vil brenngass falle bort som varmekonverterer i anlegget. Dette er en liten forbruker, og vil ikke påvirke mulighetene for varmeintegrasjon i anlegget.

Elektrisitet vil være den aller mest miljøvennlige energikilden forutsatt at denne kommer fra vannkraft eller andre fornybare kilder. Elektrisitet gir ingen form for utslipp, og gir redusert behov for tilsyn og vedlikehold ved direkte oppvarming av de ulike forbrukerne. Biobrensel kan antas CO₂-nøytral, men vil gi lokal forurensing ved utslipp av NO_x og partikler, samt dannelse av store mengder aske. Beleggdannelse og korrosjon på heteflatene på grunn av ulike komponenter i brenselet vil gi en lavere virkningsgrad. En beregning av utslipp fra ulike biobrensler er ikke foretatt i denne oppgaven. Ved vurdering av total miljøpåvirkning ved bruk av biobrensler må også behandlingen av brenselet vurderes, slik som utslipp av CO₂ ved dyrking, uttak, transport og foredling.

Alle energiløsningene vil ha noe energitap. Det vil derfor være et noe større behov for gass, biobrensel og elektrisitet enn det som er beregnet.

Anbefaling av energiløsning

Ved endelig valg av energisystem bør det i tillegg til gassforbruk og CO₂-utslipp også tas hensyn til energikostnader, leveringssikkerhet, infrastruktur, investerings- og driftskostnader, vedlikehold osv. Disse kriteriene er så langt det er mulig med på å avgjøre hvilket energisystem som anbefales.

Et kraftvarmeverk vil gi det største CO₂-utslippet av de vurderte alternativene, men vil likevel gi en betydelig reduksjon sammenlignet med Tog I. Naturgass vil gi høyest leverings-sikkerhet, og man er ikke like sårbar overfor strømbrydd om man har en liten reserve. Naturgass har relativt lite utslipp av NO_x i forhold til biobrensel, og få problemer med beleggdannelse og korrosjon på heteflatene. En god løsning vil derfor være et kraftvarmeverk som skaffer nødvendig varme, samt en liten mengde kraft.

8 Diskusjon

I dette kapitlet vil det gås gjennom de ulike deler av rapporten, og ulike aspekter rundt disse vil diskuteres.

8.1 Kryogene prosesser

Valg av CO₂-fjerningsprosess påvirkes av mange ting. Valg av prosess har vært gjort ut i fra noen valgte kriterier. Modenhet og rensegrad var de kriteriene som hadde størst betydning. Modenhet vil være viktig fordi det at en prosess er utprøvd og verifisert kan minske risikoen for feil og uventede produksjonsstans i anlegget. Produksjonsstopp vil føre til lavere produksjon, og dermed et økonomisk tap. Rensegrad er viktig både når det gjelder gass til flytendegjøring og CO₂ til reinjeksjon. Disse bør være av så stor renhet at prosessen ikke må kombineres med en annen renseprosess for å nå kravene, slik at behovet for aminer elimineres. Prosessen som velges bør i tillegg ha lavere energibehov enn ved aminrensing.

Andre faktorer som også bør vurderes, men som ikke er gjennomgått i denne rapporten er installasjons- og driftskostnader, tilgjengelighet, levetid, behov for tilsyn og vedlikehold, osv. Disse faktorene kan i ytterste fall bidra til å endre valg av delprosess.

De prosessene som var mest aktuelle å gå videre med var Ryan-Holmes og CFZ. Begge prosessene var i utgangspunktet designet for høye CO₂-konsentrasjoner. I CFZ-kolonnen kan lave CO₂-konsentrasjoner føre til at man ikke får utfrysning i midtseksjonen, og prosessen vil da fungere som en vanlig destillasjonskolonne. En mulighet kan være å resirkulere noe CO₂ fra bunnen av kolonna, slik at man setter i gang utfrysingsprosessen. På Snøhvit LNG-anlegg vil dette føre til en konstant resirkulasjon av CO₂.

Integrasjon av en kryogen prosess i flytendegjøringsprosessen vil medføre endringer i forhold til den etablerte kjøleprosessen som benyttes på Melkøya i dag. Dette vil føre til et økt behov for spesialister, siden man får to ulike flytendegjøringsprosesser på samme anlegg. Kanskje vil det være en fordel å ha like prosesser i begge togene for å redusere behovet for ingeniører på ulike områder.

8.2 Modellering

Modelleringen er gjort i HYSYS, og det har tatt noe tid å bli kjent med programmet. Ryan-Holmes prosessen som ble valgt er rimelig lik en Ryan-Holmes konfigurasjon til LNG-rensing, foreslått av Holmes og O'Brien, 1983 [13]. Fraksjoneringskolonnene i Tog II er imidlertid endret for å kunne oppnå ønsket uttak av hjelpestoff, LPG og NGL. Flere andre konfigurasjoner er foreslått i litteraturen, men disse er designet for EOR-anlegg. Andre konfigurasjoner vil kanskje endre varme- og kraftbehovet noe.

Ved modellering har det vært antatt at ett tog vil være nok for å rense aktuell gassmengde ned til kravene. I praksis kan det vise seg å være nødvendig med to eller flere tog. Ryan-Holmes har tidligere vært vurdert for CO₂-fjerning på Kårstø/Statpipe. En strøm på 27 mol% CO₂ skulle renses ned til 1,5 mol% CO₂ [87]. Ved en fødestrøm på 23,7 MSm³ per dag, ville det da vært behov for 2-3 tog [20]. På Seminole San Andres unit i Texas var det nødvendig med tre tog for å separere den aktuelle mengde gass. LNG anlegget på Melkøya har en mye lavere CO₂-konsentrasjon i føden enn begge disse anleggene, men rensekravet på metan er svært høyt (50 ppm CO₂). Fødestrømmen er noe lavere enn på Kårstø, 19,7 MSm³ per dag [51].

I Ryan-Holmes prosessen vil kolonnene ha høyt energibehov. Høy varmeoverføring vil resultere i store reboilere og kondensere. Det vil forårsake høye damprater og krever store kolonnediametre. Dette kan gi behov for mer enn ett tog for CO₂-rensing. Ved behov for to eller flere tog kan totalt varmebehov antas å øke minimalt. En vil derimot få behov for mer utstyr. Dette vil føre til større kapitalkostnader, flere prosesser å overvåke osv.

Ryan-Holmes ble ikke valgt som CO₂-renseprosess på Kårstø. Grunnen var delvis at Ryan-Holmes ble konkludert med å være lønnsom først ved en CO₂ konsentrasjon på over 50%. Det ble ikke sett på varmeintegrasjon med resten av prosessen, noe som kanskje kunne endret konklusjonen [20].

Modelleringen er gjort ved å anta konstant fødestrøm og fødesammensetning. Det finnes imidlertid to felt til som etter hvert skal tas inn på anlegget. Føden vil dermed endre seg, og kan variere over tid. CO₂-innholdet kan øke, og Ryan-Holmes bør derfor testes også ved andre sammensetninger og føderater før en endelig avgjørelse om bruk av prosessen tas. I simulering av destillasjonskolonner er det vanlig å starte med en antagelse om ideelle kolonner med trinnvirkningsgrader på 1. Dette er også gjort i denne oppgaven. Ikke ideelle kolonner vil behøve flere trinn, men dette er imidlertid ikke ventet å påvirke energibehovet nevneverdig.

Det er antatt konstant trykk i kolonnene. I virkeligheten vil det være et visst trykktap. Dette vil imidlertid ha liten betydning for energibehovet i kolonnene.

De relativt enkle tilstandsligningene SRK og PR vil avvike betydelig fra eksperimentelle data nær kritisk trykk, og ved høye CO₂-innhold. Ved lavere trykk og lave CO₂-innhold vil ligningene stemme rimelig godt overens med eksperimentelle data, også ved azeotrop blanding. Kritisk trykk for fødegassen er i HYSYS beregnet til å være ca 47 bar. Kritisk trykk for toppproduktet i metankolonna er 46 bar. Trinnene i kolonna som er nærmest utfrysning har relativt lavt CO₂-innhold. Ved å kjøre kolonna på trykk godt under kritisk trykk kan en derfor anta at simuleringene stemmer rimelig godt med virkelige data.

8.2.1 Ryan-Holmes simulering

Ifølge Stone, Jones og Denton [28] (1995) egner destillasjon seg best ved rensing ned til 15% CO₂. Ved lavere konsentrasjoner vil en kunne få utfrysning av CO₂. Dette er imidlertid ved gasser som i utgangspunktet inneholder svært mye CO₂, og svært lite tyngre hydro-karboner. På Snøhvit LNG vil en derimot ha noe høyere innhold av HHC. Dette vil senke frysepunktet, og har vist seg å kunne hindre utfrysning og bruk av hjelpestoffer.

Det har vært forsøkt å optimalisere resultatene ved å endre refluxforhold, antall trinn, osv. i kolonnene. En endring kan imidlertid bidra både til positive og negative effekter, slik at en må finne det ”gyldne middel” for hva som er ønskelig og oppnåelig. Forsøk på å redusere varmebehovet i metankolonna førte i ett tilfelle til at en fikk utfrysning av CO₂. Dette kunne vært løst ved å tilsette hjelpestoff, men det ville igjen ført til høyere energibehov, både i metankolonna og til kjøling av hjelpestoffer. For å unngå bruk av hjelpestoff ble føden tilsatt lenger opp i kolonna, hvor de tyngre hydrokarbonene i gassen bidrar til å hindre utfrysning.

I CO₂-splitteren ble flere ulike mengder og sammensetninger av hjelpestoff forsøkt. For å få et rimelig lavt energibehov samtidig med akseptabel renhet på CO₂-produktet vil 1800 kmol per time være nødvendig. For å ikke få for høyt energibehov i butankolonna ble det valgt 97% butan som hjelpestoff. LPG eller NGL kan også benyttes som hjelpestoff. Dette vil ikke endre CO₂-splitteren eller energibehovet til denne nevneverdig. Kolonnene nedstrøms CO₂-splitteren vil imidlertid endres noe. Ved bruk av NGL eller LPG vil man kunne fjerne butankolonna, men man vil antagelig trenge en tilsvarende kolonne for å ta ut hjelpestoff med riktig sammensetning. Ved å ta hjelpestoff direkte fra LPG-kolonna kan en lett få små variasjoner i hjelpestoff-sammensetningen, noe som igjen vil påvirke og bidra til endring i kolonnene.

Kolonnene for uttak av hjelpestoff ble forsøkt satt sammen på flere måter. Som beskrevet i kapittel 4.2.3, vil lavere trykk i disse kolonnene føre til at butan lettere tas ut i toppen. Det vil da være fornuftig å ta ut butan fra LPG-kolonnas topp-produkt. Totalt varme-og kraftbehov vil ikke påvirkes betydelig av dette. Ved trykk lavere enn 5 bar i butankolonna vil imidlertid temperaturen i kondenseren bli så lav at kjøling ved hjelp av kjølemedium vil være nødvendig, noe som vil kreve noe høyere kraftbehov i prosessen.

I fødegassen til Melkøya har en for lite C₄₊ til at dette alene kan dekke behovet for hjelpestoff. Nødvendig mengde hjelpestoff må derfor skaffes eksternt. Ifølge simuleringen vil alt hjelpestoffet kunne resirkuleres, slik at en vanligvis ikke vil trenge tilførsel av hjelpestoff. Likevel bør det være en buffertank tilgjengelig på anlegget for bruk ved eventuelle problemer med renhet eller sammensetning på hjelpestoffet, samt ved oppstart av anlegget.

Ved simuleringen er ikke tatt hensyn til å nå LNG-kravet på 4 ppm H₂S [5]. Føden vil inneholde ca 5 ppm H₂S [51], og nesten all H₂S vil følge etanet til flytendegjøring. Dette medfører at H₂S-innholdet i LNG blir ca. 5,5 ppm, altså over kravet. En mulighet kan være å benytte et rensesteg for å fjerne H₂S. En annen mulighet er å endre kolonnene slik at H₂S presses ut i bunnen av etankolonna. H₂S har et høyere normalkokepunkt enn etan, og en skulle derfor tro at H₂S ville følge bunnstrømmen ut av etankolonna. Hvordan dette løses bør drøftes ved videre vurdering av prosessen.

8.2.2 Varme/massebalanse

Varmebehovet til Tog II før en eventuell varmeintegrasjon med hovedprosessen er beregnet til å være 5 MW lavere enn dagens Tog I. Kraftbehovet er betydelig økt, med 54 MW i

forhold til dagens anlegg. Dette kommer i hovedsak fra det høye kjølebehovet til metan-
kolonnens kondenser, som ikke vil være til å unngå ved denne type prosess. Beregningene av
kraftbehovet til flytendegjøring- og underkjølingskjølekretsen er meget forenklet, og vil
avvike fra et virkelig anlegg. De vil likevel gi en pekepinn på hva kraftbehovet vil bli ved en
slik prosess. Kjølekretsen for forkjøling og kjøling i metankondenseren kan antagelig tenkes
optimalisert for å benytte noe mindre kraft. Erfaringsmessig vil det dukke opp flere parametre
som påvirker energibehovet ved videre analyser og vurderinger.

I massebalansen kommer det frem at mengden gass som strømmer gjennom systemet er noe
høyere i simuleringen enn i Tog I. Dette betyr at energibehovet kan tenkes å være noe lavere i
Tog II enn beregnet. En enkel beregning i HYSYS har vist at reduksjonen vil bli på 4-5 MW.
Dette vil altså ikke ha særlig stor betydning for sluttresultatet.

CO₂-reinjeksjonstrykk er i dag på 150 bar. Som nevnt i kapittel 5.2.2 vil et for høyt innhold av
metan og andre lette komponenter kunne føre til behov for et høyt brønnehodetrykk, og
dermed et større kraftbehov til prosessen. Tettheten til CO₂ for reinjeksjon er i Tog I lik 751,7
kg/m³, mens det i Tog II er lik 721,1 kg/m³ ved samme betingelser. Endring i tetthet, selv
med noe lavere renhet på CO₂, vil derfor anses som neglisjerbar. Reinjeksjonstrykket og
brønnehodetrykket kan derfor antas som i Tog I.

Det er ikke tatt hensyn til detaljerte spørsmål angående kompressorer og pumper i denne
oppgaven. Ved beregning av kjølekretsen i kapittel 4.3.2 er kun ett kompressortrinn beregnet,
tross stort kompresjonsforhold og høy volumstrøm. Utløpstemperaturen til en kompressor
begrenses av tetningsoljesystemet. I i etylenkompressoren er denne på 158,5 °C , i
forkjølingskompressoren 106 °C (HYSYS). Generelt krav er at maks utløpstemperatur til
kompressor skal være 180°C. Ved bruk av såkalt buffergass kan temperaturen økes til 220°C
[88]. Det kan derfor tenkes at ett trinn kan være tilstrekkelig. Ved flere kompressortrinn med
mellomkjøling kan totalt kraft eller kjølebehov endres noe.

8.3 Integrasjon i flytendegjøringen

Det er ikke tatt hensyn til praktisk gjennomføring av varmeintegrasjon i prosessen. Dette bør
utredes før en slik prosess eventuelt vurderes videre. Ved å gå inn i prosessen og vurdere de
enkelte strømmer, kan det også tenkes at åpne varmpumper kan benyttes til å komprimere

prosesstrømmer til høyere temperatur før varmeveksling. Dette kan imidlertid endre pinch-punktet for prosessen, og bør ses i sammenheng med hele systemet.

Ved analyse av et varmevekslernetverk bør man ta hensyn til beliggenheten til de ulike systemene. Det er allerede noe varmegjenvinning i Snøhvit Tog I, og ytterligere varmegjenvinning vil kunne gjøre anlegget uoversiktelig. På Melkøya ligger hele anlegget på et forholdsvis lite område, men avstanden mellom de ulike systemer kan likevel bli for stor til at det vil la seg gjøre å varmeveksle eller varmepumpe mellom de.

Rent fysisk vil en integrasjon av Ryan-Holmes endre anlegget noe i forhold til dagens anlegg på Melkøya. Det er antatt at temperaturene inn til forkjølingen er som i Tog I. Dette vil i praksis vil gi behov for å varme gassen før dehydrering, eller la tørking og kvikksølvfjerning foregå ved noe lavere temperatur. Ved oppvarming av gassen før tørking vil varmebehovet i prosessen øke noe, men ved så lav temperatur at varmeintegrasjon vil være mulig. Totalt vil da minimum eksternt kjølebehov reduseres noe. Reduksjon i kraftbehovet vil være neglisjerbart. Ved lavere temperatur på forbehandlingen vil behovet for sjøvannskjøling av fødegassen reduseres noe. Dette vil imidlertid ikke påvirke kraftbehovet nevneverdig.

8.4 CO₂-balanse ved ulike energiløsninger

95% av CO₂ utslippet på anlegget kommer fra energianlegget, resten kommer fra fakling av gass. Dette betyr at totalt utslipp vil bli noe høyere enn beregnet i kapittel 6, hvor fakling ikke er medregnet. Fakling gjøres av sikkerhetshensyn i forbindelse med oppstart, nedstegning og ulike tester på anlegget. Som en forenkling kan fakling antas å stå for 5% av totalt CO₂-utslipp fra Tog I ved full last. Dette vil da bli på 49 500 tonn per år, se vedlegg D. Dette vil ikke påvirkes nevneverdig ved elektrisk drift, eller valg av energiløsning. Rensing av fakkeltgass vil ikke være aktuelt.

Beregning av CO₂-utslipp er gjort gjennom å anta at utslippet er direkte avhengig av virkningsgrad og mengde gass som forbrennes. Det er ikke tatt hensyn til varmetap ved forbrenning og varmedistribusjon i anlegget. Resultatene vil derfor avvike noe fra en virkelig prosess implementert på Melkøya.

Noe som også bør tas med i en vurdering av Tog II og valg av energiløsning er hvorvidt den eksisterende CO₂-rørledningen takler en økende injeksjonsmengde. Ved legging av ny

rørledning vil både kostnadsnivået og arbeidsmengden økes betraktelig. Dagens reinjeksjonstrykk er på om lag 150 bar, mens pumpa skal kunne levere CO₂ ved 215 bar [89]. Dette betyr at mengden CO₂ til reinjeksjon kan økes en god del. Om det er tilstrekkelig, også ved en eventuell CO₂-rensing av avgass fra Tog I, bør utredes hvis dette blir aktuelt.

8.5 Videre arbeid

Før det tas et endelig valg av CO₂-fjerningsprosess og energiløsning på Melkøya bør det gjøres videre arbeid for å verifisere eller korrigere de resultater som er oppnådd i denne oppgaven. Et videre arbeid bør gå mer i dybden når det gjelder blant annet varmeintegrasjon og CO₂-utslipp. Erfaringsmessig vil det dukke opp flere uventede faktorer som for eksempel økt CO₂-utslipp, blant annet ved oppstart av anlegget.

Det bør gjøres en videre analyse angående praktisk gjennomføring av varmeintegrasjon i prosessen, for å se hvor mye eksternt varmebehov kan reduseres uten at prosessen blir for uoversiktlig og uten å medføre store problemer ved oppstart og drift.

En optimalisering av kjølekretsene til Tog II bør gjøres for å finne ut om kraftbehovet kan reduseres noe i forhold til det som er beregnet i denne oppgaven. En viss mulighet for videre optimalisering av kolonnene kan nok også være mulig, selv om dette antagelig vil gi begrenset reduksjon i kjøle- og varmebehovet. Eksperimentelle tester eller ytterligere simuleringer bør gjøres for å verifisere og kontrollere at utfrysning ikke oppstår i metankolonna. En kan også se på valg av binære interaksjonsparametre eller nyere versjoner av SRK-ligningen for eventuelt å kunne gjøre beregningene mer nøyaktige. Ryan-Holmes bør dessuten simuleres ved varierende fødekomposisjon, for å se hvordan dette påvirker prosessen.

I simuleringen som er utført inneholder LNG 1,5 ppm H₂S mer enn kravet tillater. Før en Ryan-Holmes prosess kan implementeres i anlegget må det sees på hvordan kravet på 4 ppm kan nås, samt hvilke energibehov, utslipp og kostnader dette vil medføre.

Videre bør det utføres en kostnadsestimering som blant annet sammenligner lønnsomhet ved kraftvarmeverk med eller uten CO₂-rensing, mot de ulike energiløsningene for varmeanskaffelse ved elektrisk drift av kjølekompressorene.

9 Konklusjon

Snøhvit Tog I på Melkøya er verdens første LNG-anlegg med elektrisk drift av kjølekompressorene. Kraft skaffes fra 5 gassturbiner som også har varmeoverskudd nok til å dekke varmebehovet i anlegget. StatoilHydro vurderer nå et Tog II med elektrisitet fra linjenettet, med tanke på å redusere CO₂-utslippet fra prosessen.

Ved import av elektrisk kraft til kjølekompressorene får man en utfordring med å skaffe nødvendig varme til anlegget. Det er derfor ønskelig å redusere varmebehovet. Dagens aminanlegg er anleggets største varmeforbruker, med nær 50% av totalforbruket. Fire kryogene CO₂-renseprosesser er vurdert som alternativ til denne; Ryan-Holmes, CFZ, Cryex og CryoCell. Ryan-Holmes ble vurdert til å være den mest egnede prosessen på Snøhvit LNG-anlegg.

Varme-og massebalansen over prosessen ble satt opp gjennom en simulering i HYSYS, og kraftbehovet i anlegget ble beregnet. Varmebehovet til Tog II ble beregnet til å være 5 MW lavere enn i Tog I, og hele 135 MW lavere ved avgassrensing i Tog I. Temperaturen som varmen avgis ved vil imidlertid reduseres, og muligheten for varmeintegrasjon vil dermed øke i forhold til Tog I. Ved total varmeintegrasjon vil eksternt varmebehov i Tog II være 70 MW mot ca. 123 MW ved total varmeintegrasjon i et tog med aminrensing. Kraftbehovet i anlegget vil øke ved omgjøring til Ryan-Holmes. Økningen vil være på 54 MW sammenlignet med dagens anlegg. Ved avgassrensing i Tog I bli økningen på 32 MW.

CO₂-utslipp fra anlegget reduseres betydelig ved importert kraft fra nettet. Alle de vurderte energiløsningene vil redusere CO₂-utslippet med 50% eller mer i forhold til Tog I. Mye varmeintegrasjon gir lavere utslipp. Gasskjel vil gi høyere reduksjon enn kraftvarmeverk. Biobrensel og elektrisitet til oppvarming kan antas utslippsfri.

Referanser

- [1] Statoils hjemmeside [online]. Tilgjengelig fra: <http://www.statoil.com/snohvit> [Lastet ned: 27.januar 2008]
- [2] Statoil, *Energibrosjyre/Snøhvits energianlegg på Melkøya* [online]. Tilgjengelig fra: <http://www.statoil.com/snohvit> [Lastet ned: 29.januar 2008]
- [3] Statnett, juni 2007, *420 kV-ledning Balsfjord – Hammerfest* [online]. Tilgjengelig fra: http://www.nve.no/admin/FileArchive/309/200702890_2.pdf [Lastet ned: 19.mai 2008]
- [4] Østerbø, A. LNG anlegg drevet av kraft fra nettet - Varmeanskaffelse og redusert varmebehov (Prosjektoppgave, Institutt for Energi og Prosessteknikk, Norges Teknisk-Naturvitenskapelige Universitet, NTNU, høst 2007)
- [5] *TEP 30 –Lecture 11/9-2006, Gas Treating; Hammerfest LNG process og Gasskraft* (Pensum i faget TEP 06, Gassprosessering og LNG, høst 2007, Institutt for Energi og Prosessteknikk, Norges Teknisk-Naturvitenskapelige Universitet, NTNU).
- [6] Valencia, J. A., Howard, R., The controlled freeze zone technology™ for lower cost processing of high CO₂ and H₂S gas, *4th International Conference, Sour Oil & Gas Advanced Technology (SOGAT)*, s. 263, Abu Dhabi, April 2008.
- [7] Solbraa, E., StatoilHydro. Telefonsamtale 11. oktober 2007.
- [8] Trygve Maldal /Owren G. A., (GAOW@StatoilHydro.com), 9.oktober 2007, RE: *CO2-konsentrasjon*. E-mail til A. Østerbø (astridme@stud.ntnu.no).
- [9] Kohl, A. L. og Nielsen, R. B., *Gas purification*. 5th ed. Houston, Texas: Gulf Publishing Company, 1997.
- [10] Denton, R. D. og Rule, D. D., Combined Cryogenic Processing of Natural Gas, *Energy Progress*, Vol.5, No.1, s.40-44, mars 1985.
- [11] Ryan, J. M. og Schaffert, F. W., CO₂ Recovery by the Ryan/Holmes Process, *Chemical Engineering Progress (CEP)*, s. 53-56, oktober 1984].

- [12] Stone, J. B., Jones, G. N. og Denton R.D, Selection of an acid gas removal process for an LNG plant, *Proceedings of the 75th Annual Convention of the Gas Processors Association*, s. 267-271, Denver, USA, Mars 1996.
- [13] Holmes, A. S., og O'Brien, J. V., Ryan/Holmes cryogenic acid gas/hydrocarbon separations provide economic benefits for LNG production, *7th International Conference on Liquefied Natural Gas*, Jakarta; Indonesia, mai 1983.
- [14] Gas process Handbook '90, Ryan/Holmes, *Hydrocarbon Processing*, Vol.69, No.4, april 1990.
- [15] Northrop, P. S. og Bialek R. F., *Cryogenic sour Gas Process Attractive for Acid Gas Injection Applications*, ExxonMobil PowerPoint presentasjon, november 2004 [online]. Tilgjengelig fra: <http://www.gpacanada.com/docs/Presentations/CO2/Scott%20Northrop.ppt> [Lastet ned: 25. januar 2008]
- [16] Brown, B. D. og O'Brien, J. V., Use of Ryan Holmes Technology for CO₂ and NGL Recovery, *Proceedings of the 77th GPA Annual Convention*, s. 238-241, Mars 1998
- [17] Holmes, A.S., Ryan, J. M., Price, B. C. og Styring, R. E., Process improves acid gas separation, *Hydrocarbon Processing*, Vol.61, No.5, s.131-136, mai 1982.
- [18] Holmes, A. S., Ryan, J. M., Price, B. C. og Styring, R.E. Jr., Pilot tests prove out cryogenic acid-gas/hydrocarbon separation processes, *Oil & Gas Processing*, Vol.81, No.26, s.85-86, 89-91, juni 1983.
- [19] Holmes, A. S., og O'Brien, J. V., Ryan/Holmes cryogenic acid gas/hydrocarbon separations provide economic benefits for LNG production, *7th International Conference on Liquefied Natural Gas*, Jakarta, Indonesia, mai 1983.
- [20] Solbraa, E., StatoilHydro. Samtale/møte 11.februar 2008.
- [21] *12th Annual CO₂ Conference and CO₂ Conference Week*, Texas, USA, desember 2006 [online]. Tilgjengelig fra: <http://www.spe-pb.org/attachments/contentmanagers/226/2006ConferencerewriteupSM4%5B2%5D.doc> [Lastet ned: 14.februar 2008]
- [22] ZERO, oktober 2007, *CO₂ til EOR (meroljeproduksjon), USA* [online]. Tilgjengelig fra: <http://www.zero.no/fossil/co2/prosjekter/eksisterende> [Lastet ned: 21. februar 2008]

- [23] Schaffert, F. W. og Ryan, J. M., Ryan/Holmes Technology lands EOR projects, *Oil & Gas Journal*, Vol.83, No.4, s.133-134, 136, januar 1985.
- [24] Price, B. C., Looking at CO₂ recovery in enhanced oil recovery projects, *Oil & Gas Journal*, Vol.82, No.52, s.48-53, desember 1984.
- [25] Wood, N. V., O'Brien, J. V. og Schaffert, F. W., Seminole CO₂-flood gas plant has successful early operations, *Oil & Gas Journal*, Vol.84, No.46, s.50-52, 54, november 1986.
- [26] McCann, P., Ryan, J. M. og O'Brien, J. V., Propane Recovery: The Ryan/Holmes Process, *Energy Progress*, Vol.7, No.4, s.230-240, desember 1987.
- [27] Thomas, E. R., og Potts, W. A., Cryogenic Integration of CO₂ Removal and Methane Liquefaction, *Ninth International Conference on Liquefied Natural Gas*, Nice, Frankrike, oktober 1989.
- [28] Stone, J.B., Jones, G.N. og Denton, R. D., Selection of an Acid-Gas Removal Process for an LNG Plant, 11th *International Conference on Liquefied Natural Gas*, Birmingham, Great Britain, 1995.
- [29] Haut, R. C., Denton, R. D. og Thomas, E.R., Development and application of the controlled freeze zone process, *SPE Production Engineering*, august 1989.
- [30] Victory, D. J. og Valencia, J. A., Methane-CO₂ fractionation, *Hydrocarbon Processing*, Vol.66, No.5, s. 44-46, mai 1987.
- [31] Pinedale Online [online]. Tilgjengelig fra: <http://www.pinedaleonline.com> [Lastet ned. 9.mai 2008]
- [32] Heiersted, R. S. og Selcukoglu, Y. A., *Offshore LNG production based on cryogenic extraction of impurities*, 1990.
- [33] Selcukoglu, Y. A., Gallagher, T. A. og Dortwegt, R. J., The Cryex System for Liquefaction of Natural Gas with Removal of Carbon Dioxide By Freeze Separation, *Chemical Abstract Journal*, januar 1980.

- [34] Brendeng, E. *Cryex-prosessen for utskilling av CO2 fra naturgass*. Trondheim: SINTEF Energiforskning.
- [35] Gullberg, R. W., NWNG's Newport LNG Facility, First user of Cryex purification, *Pipeline and Gas Journal*, Vol.206, No.13, s.40, 42, 44, 48, 1979.
- [36] AllBusiness.com, februar 2003. *Pinnacle LNG Announces Open Season* [online]. Tilgjengelig fra: <http://www.allbusiness.com/energy-utilities/oil-gas-industry-oil-processing-products/5681712-1.html> [Lastet ned: 11.mai 2008]
- [37] SEC Info [online]. Tilgjengelig fra: <http://www.secinfo.com/drdbh.6Xc.htm> [Lastet ned 11.mai 2008]
- [38] SPE international, Cool Energy: CO2 storage and gas sweetening breakthrough, *SPE News*, No.108, s.16-18, september 2007 [online]. Tilgjengelig fra: http://www.coolenergy.com.au/instant_news/attachments/SPE_News_Sep07.pdf [Lastet ned: 13.februar 2008]
- [39] Coolenergy's hjemmeside [online]. Tilgjengelig fra: <http://www.coolenergy.com.au/> [Lastet ned: 5.mars 2008]
- [40] Cool Energy Limited, *CryoCell® Technology*, Coolenergy PowerPoint presentasjon, mai 2006 [online]. Tilgjengelig fra: http://www.nido.com.au/files/presentations/Cool_Energy_Presentation_General_300506.pdf [Lastet ned: 12.mai 2008]
- [41] Cool Energy, *Media Release: Cool Energy celebrates commissioning of innovative gas processing plant*, mai 2006 [online]. Tilgjengelig fra: <http://www.energyventures.com.au/investorRelations/documents/067CoolEnergyCommissionsPlant.pdf> [Lastet ned: 19.april 2008]
- [42] Cool Energy Limited, Great Artesian Oil and Gas Limited og Beach Petroleum Limited, *Media Announcement; Clean Gas Plant joint venture welcomes Coalition support for CryoCell® Carbon Capture Storage Technology project*, November 2007 [online]. Tilgjengelig fra: <http://www.nido.com.au/files/asxannounce/coolenergy%20-%20221107.pdf> [Lastet ned: 13.februar 2008]
- [43] Great Artesian Oil and Gas Limited, *Media announcement; Great Artesian and Cool Energy to conduct FEED for a new initiative 'green' gas plant*, desember 2007 [online].

Tilgjengelig fra: http://www.coolenergy.com.au/instant_news/attachments/press%20release.pdf [Lastet ned: 13.februar 2008]

[44] The Petroleum Exploration Society of Australia (PESA), Great Artesian Study On CryoCell® Plant, *Pesa News*, No.92, februar/mars 2008 [online]. Tilgjengelig fra: http://www.pesa.com.au/publications/pesa_news/feb_mar_08/pesanews_9213.html [Lastet ned: 12.mai 2008]

[45] Department Of Energy (DOE), *Acid Gas Removal Processes*, s.298-409, 1984 [online]. Tilgjengelig fra: http://www.fischer-tropsch.org/DOE/DOE_reports/GRI/gri-86_0009-1/86_0009-1,%20Part%204,%20Pages%20298%20-%20409.pdf [Lastet ned: 28.januar 2008]

[46] Kohl, A. og Riesenfeld, F., *Gas purification*, 4th ed. s.818, Houston, Texas: Gulf publishing Company, 1985.

[47] Lallemand, F., Rocher, A. og Aimard, N., Sour Gas Production: Moving From Conventional to Advanced Environmentally Friendly Schemes, *SPE International Oil & Gas Conference and Exhibition*, Beijing, Kina, desember 2006 [online]. Tilgjengelig fra: [http://www.china-drilling.com/spe2006\(beijing\)/spe103802.pdf](http://www.china-drilling.com/spe2006(beijing)/spe103802.pdf) [Lastet ned: 13.mai 2008]

[48] Total, *The know-how series: Sour gas, a history of expertise*, mars 2007.

[49] Twister BV's hjemmeside [online]. Tilgjengelig fra: <http://twisterbv.com/> [Lastet ned: 29.april 2008]

[50] Schinkelshoek, P. og Epsom, H., Supersonic Gas Conditioning-Low Pressure Drop TWISTER™ for NGL Recovery, *Offshore Technology Conference*, Texas, USA, 2006.

[51] Owren G. A., (GAOW@StatoilHydro.com), 2.oktober 2007, *Oppdaterte PDF'er*. E-mail til A. Østerbø (astridme@stud.ntnu.no).

[52] Tham, M. T., 2006, *Distillation* [online]. Tilgjengelig fra: <http://lorien.ncl.ac.uk/ming/distil/distil0.htm> [Lastet ned: 14.mars]

[53] Pande, J. O. og Hegerland, G., juni 2004. *CO₂-håndtering; kondensering, mellomlagring og transport* [online]. Langesund: Project Invest AS. Tilgjengelig fra: <http://www.zero.no/fossil/co2/200409121620/200501151728> [Lastet ned: 15.februar]

- [54] Hilmen, E. K., *Separation of Azeotropic Mixtures: Tools for Analysis and Studies on Batch Distillation Operation* (Doktoravhandling, Norges Teknisk- Naturvitenskapelige Universitet, NTNU, 2000)
- [55] Fredenslund, A. og Mollerup, J., *Measurement and Prediction of Equilibrium Ratios for the C₂H₆+CO₂ system*, Lyngby, Danmark: Technical University of Denmark, oktober 1973.
- [56] Wikipedia, mai 2008, *Image:PositiveAzeotropePhaseDiagram.png* [online].
Tilgjengelig fra: <http://en.wikipedia.org/wiki/Image:PositiveAzeotropePhaseDiagram.png>
[Lastet ned: 14.mai 2008]
- [57] Smith, R., *Chemical Process Design and Integration*. Chichester: Wiley, 2005.
- [58] AspenTech HYSYS 2006, WinHelp 2000.
- [59] Smith J. M., Van Ness, H.C. og Abbot, M.M., *Chemical engineering thermodynamics, 6th edition*. New York: McGraw-Hill, 2001.
- [60] Twu, C. H. og Coon, J. E., A Short Cut Method for Estimating Binary Interaction Parameters Between Pseudo-components for Use in Cubic Equations of State, California, USA: Simulation Sciences Inc. [online]. Tilgjengelig fra: <http://www.simsci-esscor.com/NR/rdonlyres/0A469F92-3166-43C1-ADE5-D18BFD134D84/0/Mixruly1.pdf>
[Lastet ned: 30.april 2008]
- [61] Jarret, F. W., Fundamentals of acid gas fractionation, *Hydrocarbon Processing*, s.67-70, April 1983.
- [62] Wei, M. S. W., Brown, T. S., Kidnay, A. J. og Sloan E. D., Vapor + Liquid Equilibria for The ternary system Methane + Ethane + Carbon Dioxide at 230 K and Its Constituent Binaries at Temperatures form 207 to 270 K, *Journal of Chemical engineering Data*, No. 40, s.726-731, 1995.
- [63] Owren G. A., (GAOW@StatoilHydro.com), 14. april 2008, RE: *Utfrysning av CO₂*. E-mail til A. Østerbø (astridme@stud.ntnu.no).
- [64] Brown, T. S., Kidnay, A. J. og Sloan, E. D., Vapor-liquid equilibria in the carbon dioxide-ethane system, *Fluid Phase Equilibria*, No.40, s.169-184, 1988.

- [65] Nagahama, K, Konishi, H., Hoshino, D. Og Hirata, M., Binary vapor-liquid equilibria of carbon dioxide-light hydrocarbons at low temperature, *Journal of Chemical Engineering of Japan*, Vol.7, No. 5, januar 1974.
- [66] Lund, A. B., (ARLU@StatoilHydro.com), 5.oktober 2007, RE: *Elektrisk drift LNG-anlegg*. E-mail til A. Østerbø (astridme@stud.ntnu.no)
- [67] Lund, A. B./Nordhasli, S., (SVENO@StatoilHydro.com), 8.oktober 2007, FW: *CO2-konsentrasjon*. E-mail til A. Østerbø (astridme@stud.ntnu.no)
- [68] Owren G. A., (GAOW@StatoilHydro.com), 5. oktober 2007, *Material Balance*. E-mail til A. Østerbø (astridme@stud.ntnu.no).
- [69] Statoil/Snøhvitprosjektet, *Justert søknad om anleggskonsesjon - Snøhvit Energianlegg*. NVE, 2002.
- [70] Nesse, S., *Hammerfest LNG - Energianlegg, Konsekvensutredning*. OED, 2002.
- [71] StatoilHydro, april 2008, *Nyheter; CO2.lagring på Snøhvit startet* [online]. Tilgjengelig fra: <http://www.statoilhydro.com/no/NewsAndMedia/News/2008/Pages/CarbonStorageStartedOnSn%C3%B8hvit.aspx> [Lastet ned: 24. mai 2008]
- [72] Reid, R. C.; Prausnitz, J. M.; Sherwood, T. K. *The properties of gases and liquids*. 3rd edition. McGraw-Hill: New York. 1977.
- [73] Owren G. A., (GAOW@StatoilHydro.com), 31. august 2007, *Heat and Power*. E-mail til A. Østerbø (astridme@stud.ntnu.no).
- [74] Gundersen, T., *Short course on Process Integration and Pinch Analysis; Process Integration and the Systems Level with Focus on Pinch Analysis*. (Teknisk rapport, 2006, Institutt for Energi- og Prosessteknikk, NTNU)
- [75] IEA Heat Pump Centre [online]. Tilgjengelig fra: http://www.heatpumpcentre.org/About_heat_pumps/ [Lastet ned: 22.april 2008]
- [76] Brendeng, E. (Einar.Brendeng@sintef.no), 21.november 2007, RE: *prosjektoppgave varmepumper*. E-mail til A. Østerbø (astridme@stud.ntnu.no).

- [77] Bertinat, M. P., 1988. *High-Temperature Heat-Pump fluids* [online]. Capenhurst: Electr. Council Research Centre. Tilgjengelig fra: <http://www.iop.org/EJ/abstract/0305-4624/19/3/I03> [Lastet ned: 22.april 2008]
- [78] IEA Heat Pump Centre, Chalmers Industriteknik, RCG/Hagler Bailly, inc., *Industrial Heat Pumps: experiences, potential and global environmental benefits*, IEA Heat Pump programme, Annex 21, 1995.
- [79] Owren G. A., (GAOW@StatoilHydro.com), 13.november 2007, RE: *Elektrisk drift av LNG-anlegg*. E-mail til A. Østerbø (astridme@stud.ntnu.no).
- [80] Pettersen, J., (jospet@statoil.com), 7. september 2007, *Operating manual system 50*. E-mail til A. Østerbø (astridme@stud.ntnu.no).
- [81] Norsk petroleumsinstitutt, *Teoretisk energiinnhold*, 2007 [online]. Tilgjengelig fra: <http://www.np.no/index.php?ID=3&KID=29&SID=47&page=ART> [Lastet ned: 22.april 2008]
- [82] Svanæs, J., *Bioenergi*, Norsk treteknisk institutt, NTI, 2002 [online]. Tilgjengelig fra: http://www.trefokus.no/document/Bioenergi_b6zS2.pdf.file [Lastet ned: 22.april 2008]
- [83] Skogbrukets Kursinstitutt, *Gardsvarmeanlegg- En byggeveileder* [online]. Tilgjengelig fra: <http://www.skogkurs.no/Prosjekter/byggeveileder/pdf/Energib%BErere.pdf> [Lastet ned: 22.april 2008]
- [84] Sweco Grøner, *Fornybar energi 2007*, kapittel 4 Bioenergi [online]. Tilgjengelig fra: <http://www.fornybar.no/file.axd?fileID=4> [Lastet ned: 22.april 2008].
- [85] Lind, O., Bioenergi mer attraktivt; Hafslund varmesentral på gardermoen utvides med 6 MW bioanlegg. *Norsk Energi*, Nr 3, 2005, s.10-13.
- [86] Olje- og Energidepartementet, *NOU 1998: 11; 24.3 Ulike energianvendelser av fossile energikilder* [online]. Tilgjengelig fra: <http://www.regjeringen.no/nb/dep/oed/dok/NOU-er/1998/NOU-1998-11/25/3.html?id=349256> [Lastet ned: 24.april 2008]
- [87] Johannessen, E., (EIJOH@StatoilHydro.com), 15.februar 2008, RE: *Ryan Holmes*. E-mail til A. Østerbø (astridme@stud.ntnu.no).

- [88] Øverli, J. M., Stømningsmaskiner; Bind 3, side 194 (Pensum TEP 4190 Prosjektering av Prosessanlegg, vår 2007, Institutt for Energi og Prosessteknikk, Norges Teknisk-Naturvitenskapelige Universitet, NTNU).
- [89] Solbraa, E./ Svenning, M., (ESOL@StatoilHydro.com), 30.mai 2008, Kapasitet på CO₂-rør. E-mail til A. Østerbø (astridme@stud.ntnu.no).

Bibliografi

- Amin, R., Jackson, A. og Kennaird, T., *Micro-cell technology: a novel co2 capture and separation process.*
- Amin, R., Jackson, A. og Kennaird, T., The Cryocell: An Advanced Gas-Sweetening Technology, *International Petroleum Technology Conference*, Doha, Qatar, 2005.
- Bach, W. A., Developments in the Mixed Fluid Cascade Process (MFCP) for LNG Baseload Plants*, *Reports on science and technology*, No.63, 2002.
- Brown, T. S., Niesen, V. G., Sloan, E. D. og Kidnay A. J., Vapor-liquid equilibria for the binary system of nitrogen, carbone dioxide, and n-butane at temperatures from 220 to 334 K, *Fluid Phase Equilibria*, No.53, s.7-14, 1989.
- Chiu, C. H., Advances in gas separation, *Hydrocarbon Processing*, Vol.69, No.1, s.69-72, januar 1990.
- Chiu, C., Evaluate separation for LNG Plants, *Hydrocarbon Processing*, s.266-272, september 1978.
- Clarke, D. S., Gas Treating Akternatives for LNG plants, *Proceedings of the 77th GPA Annual Convention*, s.185-190, Mars 1998.
- Clodic, D. og Younes, M., A new method for CO₂-capture: frosting co₂ at atmospheric pressure, *6th International Conference on Greenhouse Gas Control Technologies*, s.155-160, Oxford, 2003
- Cole, E. T., Thomas, E. R. og Bowen, R. R., Process for liquefying natural gas stream containing at least one freezable component, *United States Patent*, September 1999.
- Denton, R. D. og Rule, d. D., Integrated Low Temperature Processing of Sour Natural gas, *Proceedings of the 64th Annual Convention of the Gas Processors Association*, s. 53-56, oktober 1984.
- Denton, R. D. og Rule, D. D., Two Combined Cryogenic Processes cut Sour Natural-Gas Cost, *Oil & Gas Journal*, Vol.83, No.33, s.120-122, 124, august 1985.

- Dun, P. W., Innovation in the process and resource industry, *The thirteenth Australian Chemical Engineering Conference*, Perth, Australia, august 1985.
- Eggeman, T. og Chafin, S., Pitfalls of CO₂ freezing prediction, *82nd Annual Convention of the Gas Processors Association*, mars 2003.
- Habibullah, A. Alaska North Slope LNG project considers various CO₂ removal processes. *Oil & Gas Journal*, Vol.100, No.22, s. 46-50, juni 2002 [online]. Tilgjengelig fra: http://www.ogj.com/articles/save_screen.cfm?ARTICLE_ID=145231 [Lastet ned: 15. februar 2008]
- Hamam, S. E. M. Og Lu, B. C. Y., vapor-Liquid Equilibrium in the Ethane-Carbon Dioxide System, *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, Vol.52, s.283-286, april 1974.
- Hlavinka, M. W., Hernandez, V. N. og McCartney, D., *Proper Interpretation of freezing and hydrate prediction results from process simulation*, Bryan research & Engineering, 2006
- Johnson, J. E., Tzap, S. J., Kelley, R. E. og Laczko, L. P., H₂S in EOR-1: Gas processing for CO₂ EOR involves sulfur removal, *Oil & Gas Journal*, Vol.91, No.46, s.61-63, 66-67, November 1993.
- Kerry, F.G., *Industrial Gas Handbook: Gas Separation and purification*, Boca Raton. CRC Press, 2007.
- Koros, W. J., og Mahajan, R., Pushing the limits on possibilities for large scale gas separation. Which strategies? *Journal of Membrane Science*, 175, s.181-196, 2000.
- Kurimura, H., Rochelle, G.T. og Sepehrnoorit, K., An expert system to select acid gas treating processes for natural gas processing plants, *Gas Separation & Purification*, Vol.7, No.3, 1993.
- Northrop, P. S. og Bialek R. F., *Cryogenic sour Gas Process Attractive for Acid Gas Injection Applications*, ExxonMobil PowerPoint presentasjon, november 2004 [online]. Tilgjengelig fra: <http://www.gpacanada.com/docs/Presentations/C02/Scott%20Northrop.ppt> [Lastet ned: 25. januar 2008]
- Northrop, P. S. og Bialek R. F., *Cryogenic sour Gas Process Attractive for Acid Gas Injection Applications*, Proceedings Annual Convention - Gas Processors Association, mars 2004.

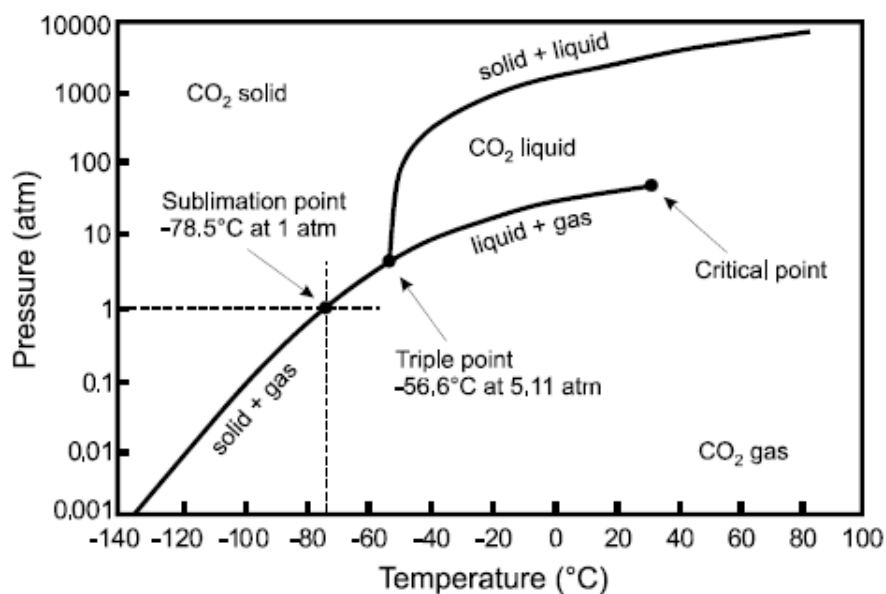
- Ohgaki, K. og Katayama, T., Isothermal vapor-liquid equilibrium data for the ethane-carbon dioxide system at high pressures, *Fluid Phase Equilibria*, No.1, s.27-32, 1977.
- Olsen, R., *Freeze out processes of CO₂ from natural gas*. Trondheim: SINTEF Energiforskning, 2007.
- Ryberg, T., *Utfrysning i hydrokarbonblandinger og CO*. (Hovedoppgave, Norges Teknisk-Naturvitenskapelige Universitet, NTNU, 2003)
- Schendel, R., Process can efficiently treat gases associated with CO₂ miscible flood, *Oil & Gas Journal*, Vol.81, No.29, s.82-86, juli 1983.
- Schendel, R. L., Using Membranes for the separation of acid gases and hydrocarbons, Vol.80, No.50, s. 39-43, mai 1984.
- Shakhashiri, Februar 2008, *Chemical of the week; Carbon Dioxide, CO₂* [online]. Tilgjengelig fra: <http://scifun.chem.wisc.edu/> [Lastet ned: 10.mars]
- Shibata, S. K. og Sandler, S. I., High Pressure Vapor-Liquid Equilibria Involving Mixtures of Nitrogen, Carbon Dioxide, and n-Butane, *Journal of Chemical Engineering Data*, No. 34, s.291-298, 1989.
- Siwajek, L. A. Og Kuehn, L., 1995 Low Quality Natural Gas Sulfur Removal/Recovery; contract information, *Natural Gas RD&D Contractor's Review Meeting* [online]. Louisiana, USA. Tilgjengelig fra: <http://www.osti.gov/bridge/servlets/purl/70796-YBX2Te/webviewable/70796.pdf> [Lastet ned: 17. februar 2008]
- Stead, A. Q. og Stead, K., (Vapor+liquid) phase equilibria of binary, ternary and quaternary mixtures of CH₄, C₂H₆, C₃H₈, C₄H₁₀ and CO₂, *Journal of Chemical Engineering Data*, No.20, s.413-428, 1988.
- Sulung, G., Impact of Carbon Dioxide on Arun LNG Plant Operation, *International Conference in Liquefied Natural Gas*, Vol.1, s. 12, 1983.
- Statoil, 2002, *Snøhvit LNG- Søknaad om Utslippstillatelse* [online]. Tilgjengelig fra: [http://www.snohvit.com/STATOILCOM/snohvit/svg02699.nsf/Attachments/Utslippssoknad.pdf/\\$FILE/Utslippssoknad.pdf](http://www.snohvit.com/STATOILCOM/snohvit/svg02699.nsf/Attachments/Utslippssoknad.pdf/$FILE/Utslippssoknad.pdf) [Lastet ned: 7.mai 2008]

Vedlegg A - Diverse

Tabell A- 1: Kritisk trykk, kritisk temperatur, og normalkokepunkt for ulike komponenter

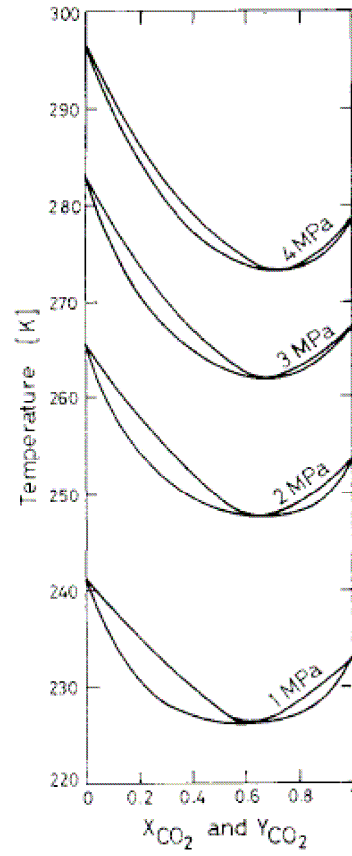
	Tc [°C]	Pc [bar]	NK [°C]	NF [°C] (normalfrysepunkt)
Metan:	-82,55	49,20	-161,30	-182,45
Etan:	-32,25	48,80	-88,50	-183,25
Etylen:			-103,60	-169,15
Propan:	-96,65	42,25	-41,90	-187,65
i-Butan:			-11,70	-159,55
n-butan:	-152,05	38,00	-0,30	-138,35
H ₂ S:			-60,35	-85,55
CO ₂ :	-31,05	73,80	-78,45	-56,4

Kilde: Reid, Prausnitz og Sherwood, 1977.



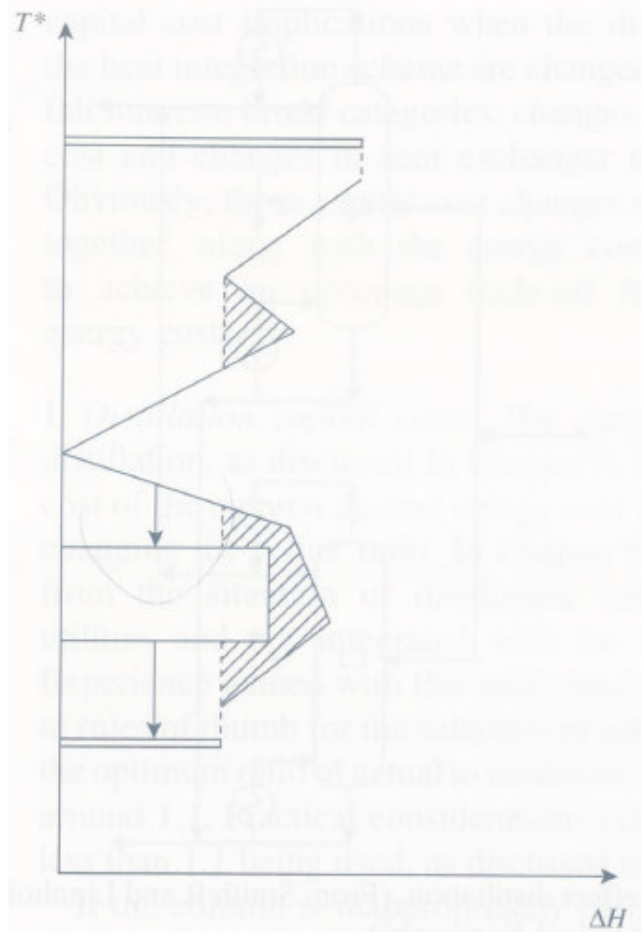
Figur A- 1: P-T diagram for CO₂

Kilde: Shakhshiri, Februar 2008.



Figur A- 2: Beregnede T-X-Y verdier for CO₂-etan-systemer

Kilde: Hamam, 1987



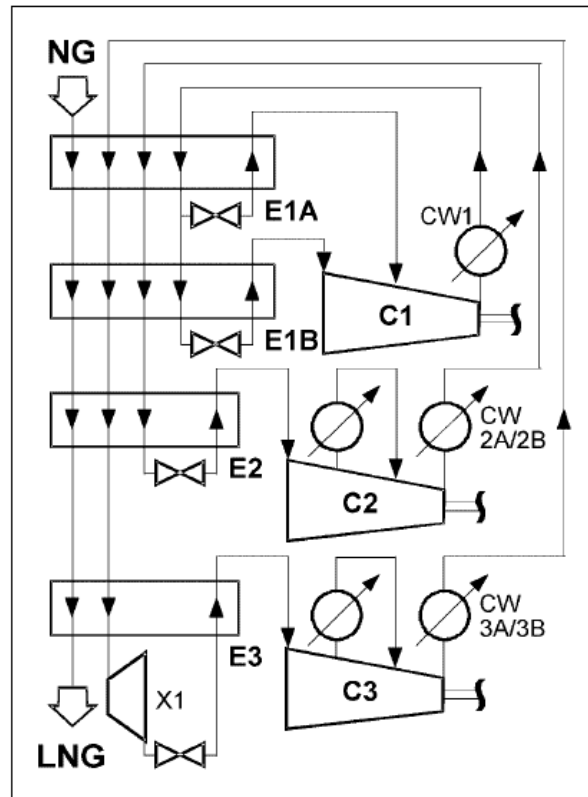
Figur A- 3: Koker i kolonne integrert under pinch-punktet.

Kondenser mottar kjøling fra utility-system

Kilde: Smith, 2005.

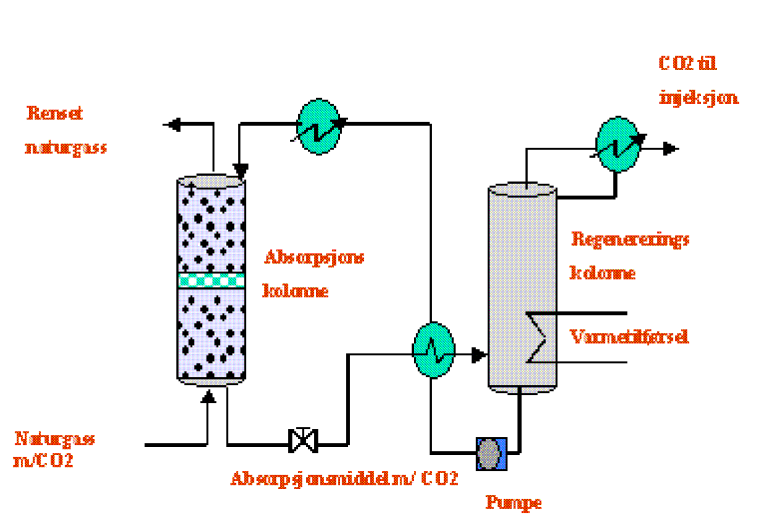
Vedlegg B – Snøhvit Tog I

Fødestrøm Melkøya: 820 431,4 Sm³/h eller 19,7 MSm³/dag.
 Kilde: Owren, G. 2.oktober 2007.



Figur B- 1: Flytendegjøringsprosessen på Snøhvit Tog I, mixed fluid cascade process

Kilde: Bach, 2002.



Figur B- 2: Aminrensprosessen på Tog I

Kilde: Statoil, 2002, *Snøhvit LNG- Søknad om Utslippstillatelse*

Tabell B- 1: Typiske grenser for urenheter i LNG

Komponent	Grense	
CO2	50	ppm
Vann	1	ppm
H ₂ S	4	ppm
Kvikksølv	<0,01	µg/Nm ³
Aromatiske forbindelser og tyngre hydrokarboner	1-10	ppm

Kilde: Gas Treating; Hammerfest LNG process, TEP 06, høst 2007

Tabell B- 2: Komposisjon naturgass inn til Melkøya

Komponent	mol%
Nitrogen	2,51
Metan	80,02
Etan	4,97
Propan	2,5
i- og n- Butan	1,22
i- og n- Pentan	0,58
C ₆₊	1,62
Aromater	0,23
CO ₂	5,2
H ₂ S	0,0005
Vann	0,81
MEG	0,35
	100

Kilde: Owren, G., 5.oktober 2007.

Tabell B- 3: Varmebehov Tog I

System	Hetolje		
	260 °C [MW]	192 °C [MW]	150 °C [MW]
Kondensatfraksjonering, 3xkoker	23		
Dehydrering	10		
Kondensatstabilisering, koker	8,7		
CO ₂ -separasjon, koker strippekolonne		76,5	
MEG-gjenvinning, koker		11,2	
HHC-fjerningskolonne, koker		7,1	
Hydratkontroll			10,3
Kondensatstabilisering			5,2
Brenngass			2,4
MEG oppvarming (rich MEG)			0,9
Totalt	155 MW		
Totalt med avgassrensing	285 MW		

Kilde: Justert søknad om anleggskonsesjon, Snøhvit energianlegg, 2002

Tabell B- 4: Detaljert varmebehov i Tog II

Beskrivelse	Hot-oil			Temp. gass inn i varmeveksler [°C]	Temp. gass ut av varmeveksler [°C]	ΔT i VV [°C]
	260 °C [MW]	192 °C [MW]	150 °C [MW]			
Kondensatfraksjonering 3 x reboiler	23					
demethanizer	6,4			108,4	108,7	0,3
deethanizer	7,6			112,0	117,1	5,1
depropanizer	9,0			137,9	142,2	4,3
Dehydrering	10			27,5	233,0	205,5
Kondensatstabilisering, reboiler	8,7			185,6	217,5	31,9
CO₂-separasjon, reboiler strippekolonne		76,5		113,0	113,0	0,0
MEG-gjenvinning, 2 x reboiler regen. column lon removal package		11,2				
		3,9		149,1	151,1	2,0
		7,3		120,0	130,0	
HHC removal column, reboiler		7,1		56,8	99,1	42,3
Hydratkontroll inlet gas preheater			10,3	-1,6	2,2	3,8
Kondensatstabilisering inlet HC preheater			5,2	-2,1	38,9	41,0
Brenngass fuel gas heater/ superheater			2,4			
			1,0	1,5	30,0	28,5
			1,4	24,9	70,0	45,1
MEG oppvarming (rik MEG)			0,9	22,0	42,0	20,0
Totalt	155,3					

Kilde: Justert søknad om anleggskonsesjon, Snøhvit energianlegg, 2002

Tabell B- 5: Kjølebehov, hovedprosess, Tog I

Beskrivelse	Kjølebehov [MW]	T inn [°C]	T ut [°C]
Mager aminkjøler	35,8	81,1	44,1
Temperert kjølevann	35,1	22,5	10,0
CO ₂ tørking og kompresjon	6,8	133,1	21,4
Behandlet gass, forkjøler	6,2	26,9	12,9
forkjøling	43,6	12,9	-52,6
Flytendegjøring og underkjøling	80,3	-52,6	-155,4
Stabilisert kondensat	6,3	140,5	17,0
Kondenser metankolonna	3,2	-48,9	-48,9
Kondenser etankolonna	7,0	3,3	3,3
Kondenser propankolonna	6,7	28,2	28,2
SUM	231,0		
Sum sjøvannskjøling Tog I	409,0		

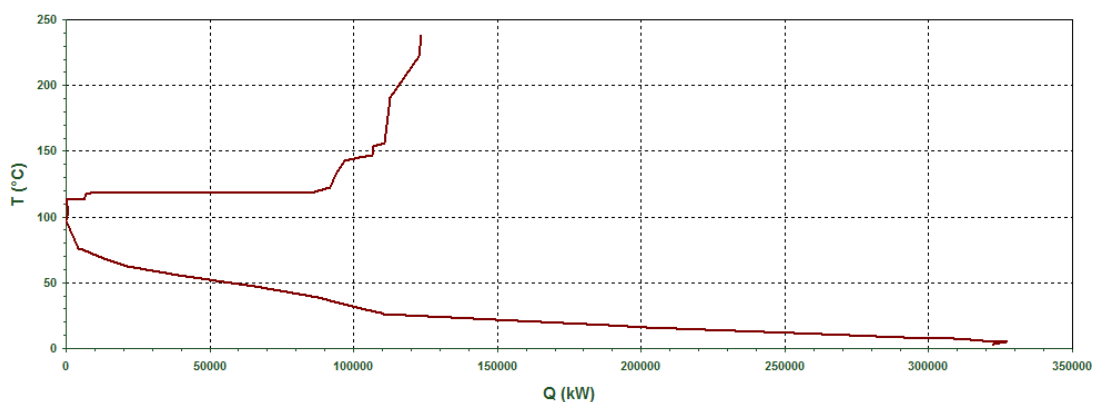
Kilde: Owren, 3.september, 2002. Justert søknad om anleggskonsesjon, Snøhvit energianlegg, 2002.

Tabell B- 6: Oversikt over kraftbehovet i Tog I

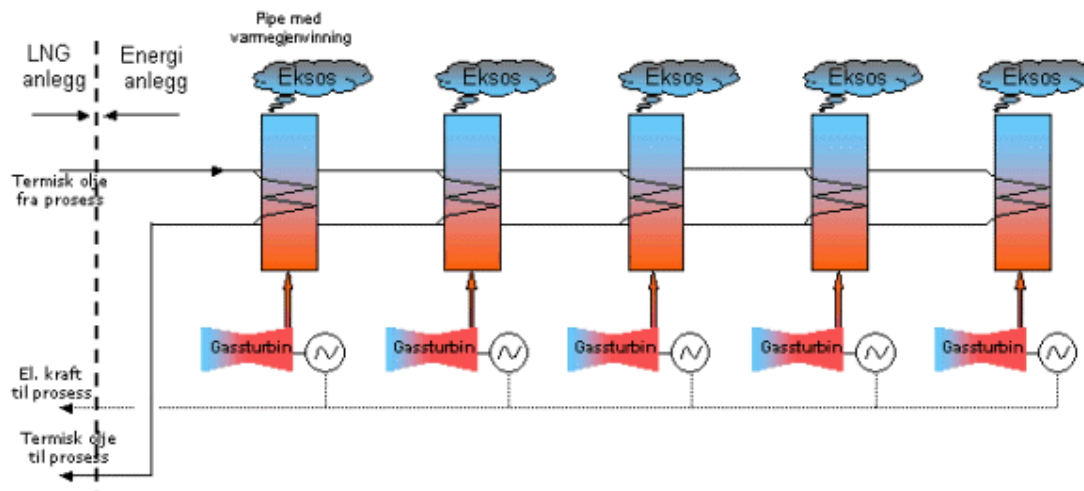
Forbruker	Kraftforbruk [MW]
Kompressor, stabilisert kondensatgass*	5,86
Hovedpumpe, MDEA	1,57
CO ₂ -kompressor	9,92
Kompressor, forkjølingskrets	53,20
Kompressor, flytendegjøringskrets	25,22
Kompressor, underkjølingskrets	52,00
N ₂ /CH ₄ kompressor*	14,93
Sjøvannspumper *	9,52
Luftkompressor*	1,98
CO ₂ -pumpe	0,40
Totalt	172,60
Andre forbrukere*	19,10
Lastepumper LNG*	2,81
Krafttilskudd fra ekspandere*	-2,17
Totalt fase I	192,00
Totalt fase I med avgassrensing	214,00
Fødegasskompresjon*	23,00
Totalt fase II	215,00
Totalt fase II med avgassrensing	237,00

*Felles for Tog I og Tog II

Kilde: Owren, 3.september, 2002. Justert søknad om anleggskonsesjon, Snøhvit energianlegg, 2002.

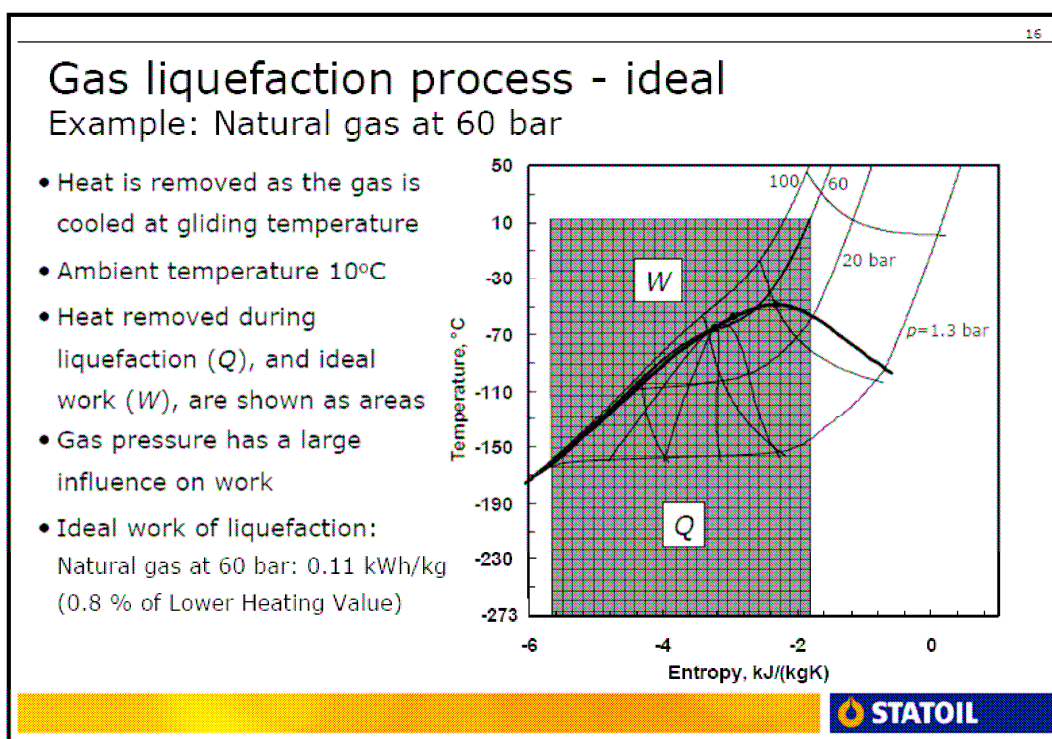


Figur B- 3: Varmeoverskuddskurven Tog I



Figur B- 4: Energianlegget på snøhvit Tog I

Kilde: statoil.com/snohvit



Figur B- 5: Flytendegjøring ved ulike trykk

Kilde: TEP 4185 Industriell prosess- og energiteknikk, vår 2007.

Vedlegg C – Snøhvit Tog II

Tabell C- 1: Sammensetning fødestrøm

Komponent	Molfraksjon
Metan	0,825990
Etan	0,052900
Propan	0,025600
i-butan	0,003910
n-butan	0,007660
C5+	0,004835
CO2	0,053600
N2	0,025500
H2S	0,000005

Tabell C- 2: Sammensetning LNG til flytendegjøring

Komponent	Molfraksjon
Metan	0,899470
Etan	0,056104
Propan	0,014444
i-butan	0,000663
n-butan	0,001454
C5+	0,000003
CO2	0,000049
N2	0,027808
H2S	0,000005

Tabell C- 3: Sammensetning CO₂ til reinjeksjon

Komponent	Molfraksjon
Metan	0,004575
Etan	0,023042
Propan	-
i-butan	0,000126
n-butan	0,002556
C5+	-
CO2	0,969699
N2	-
H2S	-

Tabell C- 4: Sammensetning LPG

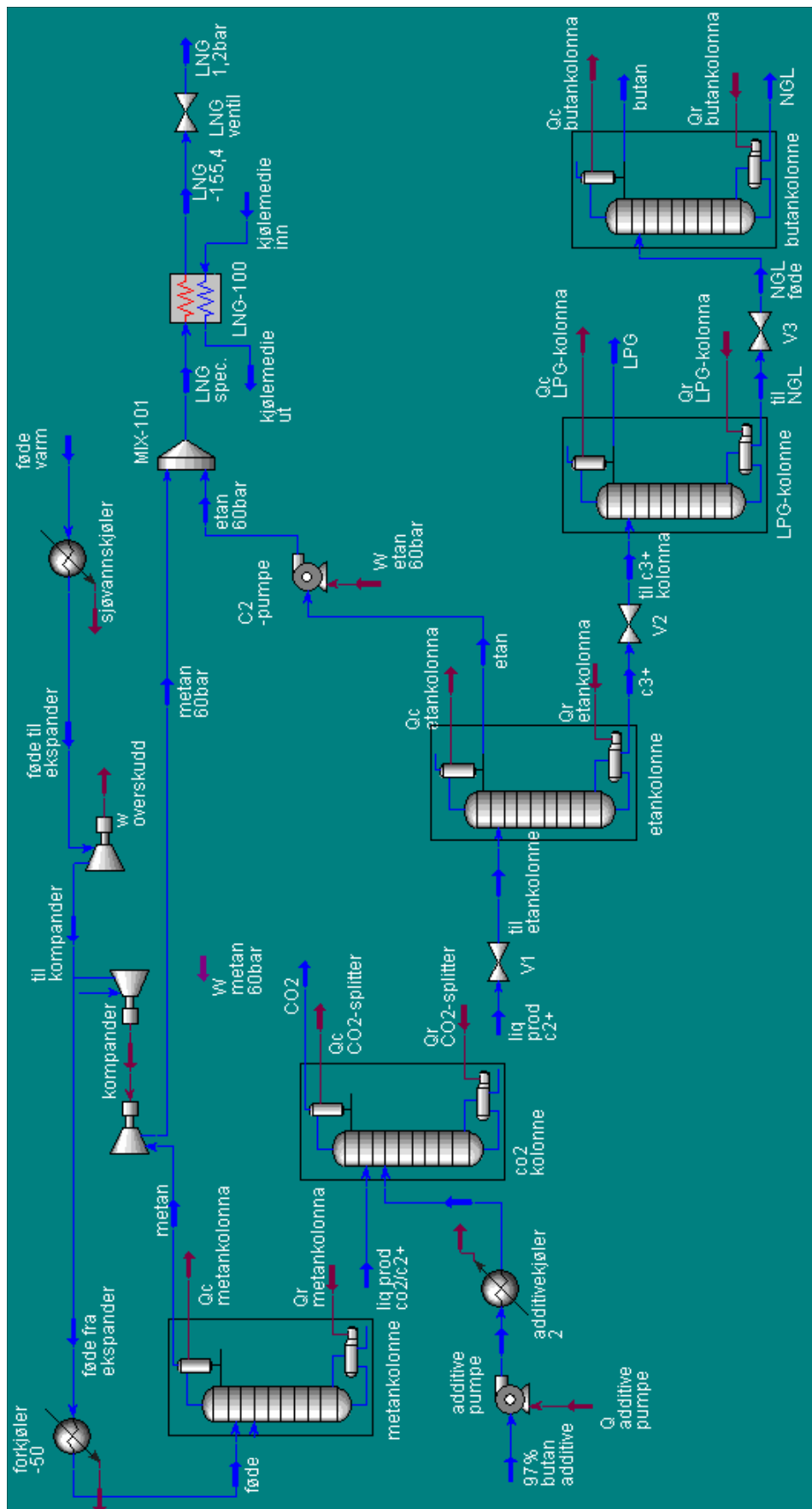
Komponent	Molfraksjon
Metan	-
Etan	0,005235
Propan	0,579359
i-butan	0,145401
n-butan	0,270005
C5+	-
CO2	-
N2	-
H2S	0,000001

Tabell C- 5: Sammensetning NGL

Komponent	Molfraksjon
C3-	-
i-butan	0,000013
n-butan	0,036742
i-pentan	0,351381
n-pentan	0,315130
n-hexane	0,182178
n-heptane	0,083330
n-octane	0,025478
n-nonane	0,005747
CO2	-
N2	-
H2S	

Tabell C- 6: Sammensetning butan/hjelpstoff

Komponent	Molfraksjon
C3-	-
i-butan	0,021962
n-butan	0,970138
i-pentane	0,006164
n-pentane	0,001736
C6+	-
CO2	-
N2	-
H2S	-



Figur C-1: Figur over simuleringsprosessen

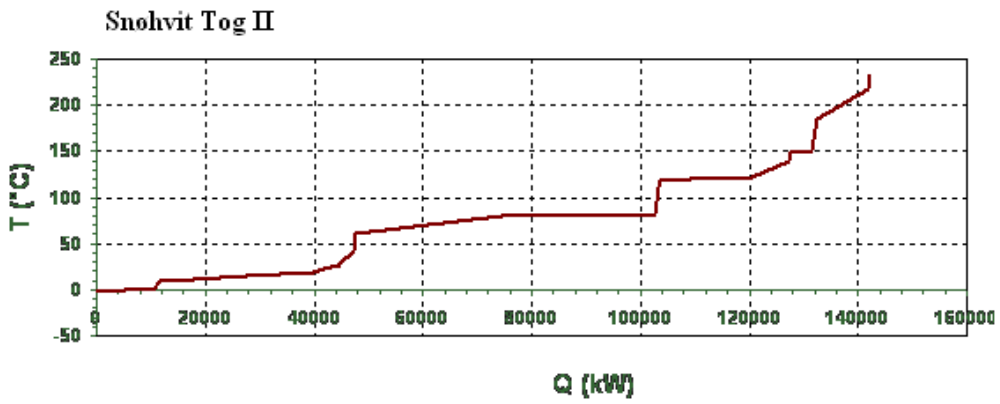
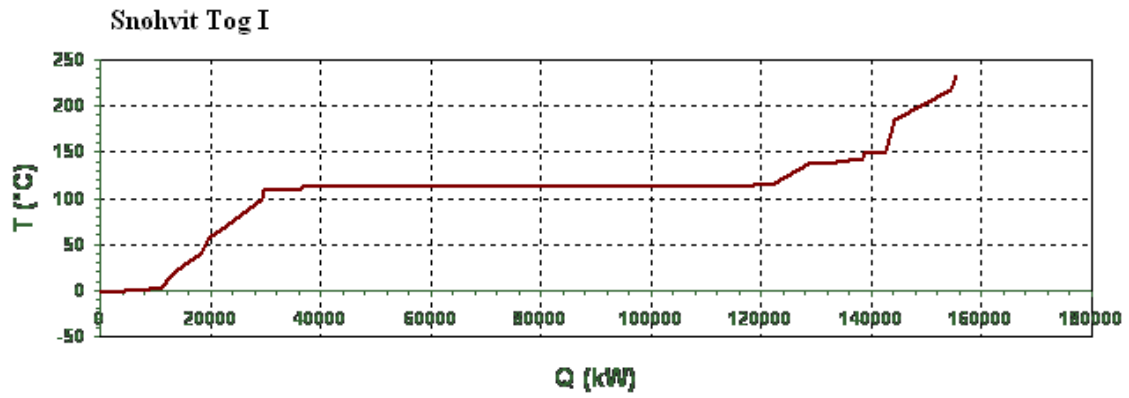
Tabell C- 7: Spesifikasjoner, temperaturer, trykk og duties i kolonnene

		Metan- kolonna	CO ₂ - splitter	Etan- kolonna	LPG- kolonna	Butan- kolonna
Spesifikasjoner		CO ₂ topp, 22 ppm	Etan topp, molfraksjon. 0,023	Butan topp, molfraksjon 0,02	n-butan topp, molfraksjon 0,27	Reflux rate, kgmole/h: 1400,0
		Metan bunn, molfraksjon 0,0017	CO ₂ bunn , molfraksjon 0,00018	Etan bunn, molfraksjon 0,0014	i-butan bunn, molfraksjon 0,02	Butan bunn, molfraksjon 0,036721
Temperatur [°C]	Koker	18,92	82,10	122,20	89,98	119,20
	Kondenser	-88,88	1,67	16,38	41,02	68,90
Duties [MW]	Koker	24,98	28,93	15,80	25,67	15,60
	Kondenser	43,17	13,43	14,96	32,86	16,32
Antall trinn		50	121	40	60	30
Fødetrinn		26	93	26	29	14
Hjelpestoff trinn		-	3	-	-	-
Refluksforhold*		2,0	2,6	1,3	8,5	0,8

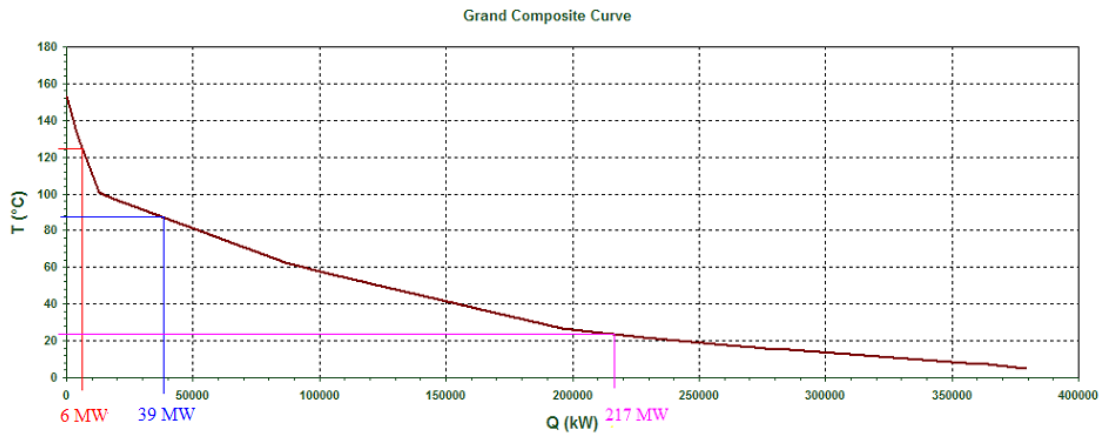
*Refluksforhold = refluks/topp-produkt



Figur C-2: Utfrysningstemperatur vs. kolonnetemperatur i metankolonna. Føde i trinn 26.



Figur C-3: Varmekurvene til Tog I og Tog II. Viser ved hvilken temperatur varmebehovet ligger.



Figur C-4: Kjølekurven til Tog II med Ryan-Holmes. Uten varmeintegrasjon

Vedlegg D- Beregning av utslipp og gassmengder

Tog I:

Det antas null tap, slik at all energi overført til hetolje eller vann/damp kan avgis til varmemeforbrukerne.

229 MW elektrisitet generert ved full produksjon på 5 gassturbiner [69], 39,6 % virkningsgrad på gassturbin [69] gir:

$$229/0,396 = 578\text{MW innfyrt effekt.}$$

Brennverdien på brenngassen er 41,797 MJ/kg [70]

$$\text{Dette gir: } 578\ 000\ \text{kW} \cdot 3600\ \text{s/h} / 41797\ \text{kJ/kg} = 49,8\ \text{tonn/h} = 394\ 416\ \text{tonn/år}$$

CO₂-utslipp Tog I:

For snøhvit tog I, bidrar energianlegget med ca 95% av CO₂-utslippene [70]

Utslipp fra energianlegget i tog I: 990 000 [69]* 0,95 = 940 500 tonn/år

Kan anta at resten av utslippet holdes konstant for både Tog I og Tog II, dvs (990 000 – 940 500) 49 500 tonn/år.

Beregning av gassmengde og CO₂-utslipp fra gasskjel

Antas 330dager i året at anlegget er i drift [70], også varmeanlegget

Utslipp av CO₂, CO og NO_x antas å reduseres på lik linje med brenngassforbruket. Dvs at utslippet regnes som prosent reduksjon ganger utslipp i Tog I.

Elektrisk drift av Tog I (155 MW):

Antas 90% termisk virkningsgrad i kjel/varmeveksler: 155/0,9= 172,22 MW må fyres inn.

$$172,22\ \text{MW}/41,797\ \text{MJ/kg} = 4,12\ \text{kg/s} = 14,83\ \text{tonn/h} = 117\ 482\ \text{tonn/år}$$

Dette er en reduksjon på (49,8 tonn/h-14,83 tonn/h)/49,8 tonn/h = 70,22% i forhold til tog I.

Ingen varmeintegrasjon (150 MW):

Antas 90% termisk virkningsgrad i kjel/varmeveksler: $150/0,9 = 166,67$ MW må fyres inn.

$166,67 \text{ MW}/41,797 \text{ MJ/kg} = 3,99 \text{ kg/s} = 14,36 \text{ tonn/h} = 113\,692 \text{ tonn/år}$

Dette er en reduksjon på $(49,8 \text{ tonn/h} - 14,36 \text{ tonn/h})/49,8 \text{ tonn/h} = 71,16 \%$ i forhold til tog I.

Varmeintegrasjon reboilere (80 MW):

90% termisk virkningsgrad i kjel/varmeveksler: $80/0,9 = 88,89$ MW må fyres inn.

$88,89 \text{ MW}/41,797 \text{ MJ/kg} = 2,13 \text{ kg/s} = 7,66 \text{ tonn/h} = 60\,636 \text{ tonn/år}$

Dette er en reduksjon på $(49,8 - 7,66)/49,8 = 84,62 \%$ i forhold til tog I.

Varmeintegrasjon reboilere og hovedprosess (69,5):

90% termisk virkningsgrad i kjel/varmeveksler: $69,5/0,9 = 77,22$ MW må fyres inn.

$77,22 \text{ MW}/41,797 \text{ MJ/kg} = 1,85 \text{ kg/s} = 6,65 \text{ tonn/h} = 52\,700 \text{ tonn/år}$

Dette er en reduksjon på $(49,8 - 6,65)/49,8 = 86,65 \%$ i forhold til tog I.

Elektrisitet:

Omgjøring fra MW til kWh:

152 MW tilsvarer: $(152\,000 * 330 * 24)/3,6 = 1,2$ TWh

Beregning av kraftvarmeverk

Elektrisk drift av Tog I (155 MW)

varmebehov 155 MW. Termisk virkningsgrad på 60% gir at 258,33 MW må fyres inn. Antar null tap i brennkammer.

$258,33 \text{ MW}/41,797 \text{ MJ/kg} = 6,18 \text{ kg/s} = 22,25 \text{ tonn/h} = 176\,223 \text{ tonn/år}$

Dette er en reduksjon på $(49,8 - 22,25)/49,8 = 55,32\%$ i forhold til tog I.

Levert kraft: $155 * 0,3 = 77,5$ MW

Ingen varmeintegrasjon (150 MW):

varmebehov 150 MW. Termisk virkningsgrad på 60% gir at 250 MW må fyres inn. Antar null tap i brennkammer.

$250 \text{ MW} / 41,797 \text{ MJ/kg} = 5,98 \text{ kg/s} = 21,53 \text{ tonn/h} = 170\,500 \text{ tonn/år}$

Dette er en reduksjon på $(49,8 - 21,53) / 49,8 = 56,77 \%$ i forhold til tog I.

Levert kraft: $250 * 0,3 = 75 \text{ MW}$

Varmeintegrasjon reboilere (80 MW):

Varmebehov 80 MW. Termisk virkningsgrad på 60% gir at 133,33 MW må fyres inn. Antar null tap i brennkammer.

$133,33 \text{ MW} / 41,797 \text{ MJ/kg} = 3,19 \text{ kg/s} = 11,48 \text{ tonn/h} = 90\,954 \text{ tonn/år}$

Dette er en reduksjon på $(49,8 - 11,48) / 49,8 = 76,95 \%$ i forhold til tog I.

Levert kraft: 40 MW

Varmeintegrasjon reboilere og hovedprosess (69,5):

Varmebehov 69,5 MW. Termisk virkningsgrad på 60% gir at 115,83 MW må fyres inn. Antar null tap i brennkammer.

$115,83 \text{ MW} / 41,797 \text{ MJ/kg} = 2,77 \text{ kg/s} = 9,98 \text{ tonn/h} = 79\,000 \text{ tonn/år}$

Dette er en reduksjon på $(49,8 - 9,98) / 49,8 = 79,96 \%$ i forhold til tog I.

Levert kraft: 34,7 MW