

Fjerning av karbondioksid og tyngre hydrokarboner fra naturgass

Håkon Nordengen

Master i energi og miljø

Innlevert: Juni 2012

Hovedveileder: Even Solbraa, EPT

Medveileder: Knut Arild Maråk, Statoil ASA
Arne Olav Fredheim, Statoil ASA
Efsthios Skouras-Iliopoulos, Statoil ASA

Norges teknisk-naturvitenskapelige universitet
Institutt for energi- og prosesseteknikk

EPT-M-2012- 69

MASTEROPPGAVE

for

Stud.techn. Håkon Nordengen
Vår 2012**Fjerning av karbondioksid og tyngre hydrokarboner fra naturgass***Removal of carbon dioxide and heavy hydrocarbons from natural gas***Bakgrunn**

Komponenter som vann, karbondioksid og tyngre hydrokarboner må fjernes fra naturgass før den kjøles ned og LNG produseres. Årsaken til dette er at disse komponentene vil danne faststoff under nedkjølingen hvis de forefinnes i for høye konsentrasjoner. Faststoff kan igjen danne belegg og bl.a. tette igjen varmevekslere. I tillegg vil også hydrokarboner som fjernes fra gassen benyttes til produksjon av kuldemedium samt selges som egne LPG eller kondensat produkter.

Karbondioksid (CO₂) fjernes ofte med hjelp av en absorpsjons prosess der et kjemikalium (for eksempel amin) benyttes for å separere CO₂ komponentene fra gassen. Ved høye konsentrasjoner av CO₂ i gassen kan også kryogen destillasjon benyttes for fjerning av CO₂.

Tyngre hydrokarboner fjernes ofte ved destillasjons prosess. Dette kalles for en NGL ekstraksjons prosess der gassen først kjøles ned slik at væske komponenter dannes. En NGL ekstraksjonsprosess kan enten integreres som del av nedkjøling og LNG prosessen, eller være frittstående som eget prosess element før LNG produksjonen.

Forenklinger av prosess og prosessutstyr for å lage effektive og fleksible prosesser for fjerning av karbondioksid og tyngre hydrokarboner vil være motivert ut fra både kostnadmessige og miljømessige forhold. Nye og kostnadseffektive konsept for destillasjon, "the dividing wall concept" har tidligere blitt tatt i bruk innenfor andre områder. Slike konsept gir stort potensial for kostnadsreduksjon, men samtidig økt kompleksitet.

Mål

Målet med oppgaven er å se på alternative metoder for kombinert fjerning av både karbondioksid og tyngre hydrokarboner med bruk av kryogen destillasjon samt bruk av nye høy effektive kolonne konsept. Dette forbehandlingskonseptet integreres med nedkjøling av gass for produksjon av LNG.

Oppgaven bearbeides ut fra følgende punkter:

1. Videreføre litteratur søk på bruk av dividing wall (DWC) konseptet i destillasjonskolonner med fokus på praktiske erfaringer fra drift, samt utvikle forbedrede modeller for DWC i Hysys.
2. Etablere en prosess med kombinert NGL ekstraksjon, kryogen CO₂ fjerning og LNG produksjon med integrasjon av DWC destillasjonskolonner. Etablere spesifikasjoner for de forskjellige produktstrømmer fra prosessen.
3. Etablere en Hysys modell for prosessen samt gjennomføre simulering og optimalisering av prosessen basert på en valgt fødekomposisjon og de etablerte produkt spesifikasjoner.
4. Etablere forslag til videreføring av oppgaven.

-- " --

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

Besvarelsen redigeres mest mulig som en forskningsrapport med et sammendrag både på norsk og engelsk, konklusjon, litteraturliste, innholdsfortegnelse etc. Ved utarbeidelsen av teksten skal kandidaten legge vekt på å gjøre teksten oversiktlig og 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 eventuelt figurnummer.

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

Risikovurdering av kandidatens arbeid skal gjennomføres i henhold til instituttets prosedyrer. Risikovurderingen skal dokumenteres og inngå som del av besvarelsen. Hendelser relatert til kandidatens arbeid med uheldig innvirkning på helse, miljø eller sikkerhet, skal dokumenteres og inngå som en del av besvarelsen.

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

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

NTNU, Institutt for energi- og prosesssteknikk, 10. januar.



Olav Bolland
Instituttleder



Even Solbraa
Faglærer/veileder

Medveiledere:

Knut Arild Maråk, Statoil ASA
Arne Olav Fredheim, Statoil ASA
Efstathios Skouras-Iliopoulos, Statoil ASA

Sammendrag

Denne oppgaven har tatt for seg et prosessanlegg for fjerning av karbondioksid og tyngre hydrokarboner ved bruk av lavtemperatur destillasjon, kombinert med en Dividing Wall Column. Målet har vært å undersøke mulighetene og eventuelt fordelene ved bruk av lavtemperatur destillasjon for ulike fødegasser med varierende andel CO₂, og potensialet for bruk av DWC i en slik prosess.

Ryan-Holmes konsept for CO₂-fjerning integrert med LNG produksjon har blitt benyttet som grunnlag for fire ulike konfigurasjoner av prosessanlegget. For å sammenlikne ytelsen til anlegget med en annen teknologi har også et prosessanlegg som benytter aminfjerning av CO₂ blitt modellert. De fem ulike konseptene har blitt simulert og optimalisert i HYSYS, for tre fødegasser med henholdsvis 5,5 %, 20 % og 50 % CO₂. Resultatene fra de forskjellige simuleringene har blitt presentert og diskutert.

Bruk av DWC i en slik prosess har ikke vist seg å gi en betydelig endring i energibruk. Den er derimot lett å regulere og reduserer antall destillasjonskolonner i prosessen med én enhet, samtidig som den overholder krav til renhet for de ulike produktene.

For gasser med fraksjon på 20 % CO₂ eller lavere viser resultatene fra denne oppgaven at amin fjerning av karbondioksid har et lavere forbruk av elektrisitet og varme. Sammenliknet med modellen med aminfjerning var forbruket av elektrisitet 23 % høyere for modellen med DWC, mens forbruket av varme var 3 % høyere.

Fra gassen med 20 % CO₂ til gassen med 50 % CO₂ økte forbruket av elektrisitet med 48 % og forbruket av varme med 405 % for modellen med aminfjerning av CO₂.

For gassen med 50 % CO₂ var forbruket av elektrisitet 7 % høyere for modellen med DWC mens forbruket av varme var 32 % lavere. På grunn av den markante økningen i forbruket av varme for modellen med aminfjerning ble det totale forbruket av energi betydelig lavere for modellene som benytter lavtemperatur destillasjon.

For gasser med høyere fraksjon CO₂ enn 20 % vil lavtemperatur destillasjon kunne være mer lønnsomt, spesielt for tilfeller der tilgangen på varme er begrenset. Denne oppgaven konkluderer med at fjerning av karbondioksid og tyngre hydrokarboner ved bruk av lavtemperatur destillasjon har et stort potensiale for fødegasser med høy fraksjon CO₂.

Abstract

This paper has studied a processing plant for removal of carbon dioxide and heavier hydrocarbons by using low-temperature distillation, combined with a Dividing Wall Column. The aim has been to investigate the feasibility and possible benefits of using low-temperature distillation of various feed gases with increasing amounts of CO₂, and the potential a DWC has in such a process.

Ryan-Holmes concept for CO₂ removal integrated with LNG production has been used as the basis for four different configurations of the process. In order to compare the performance of the plant with a different technology, a processing plant that uses amine CO₂ removal was modeled. The five different concepts have been simulated and optimized in HYSYS for three feed gases with respectively, 5.5%, 20% and 50% CO₂. The results from the various simulations have been presented and discussed.

Use of DWC in such a process has not been shown to cause a significant change in energy use. However, it is easy to regulate and does reduce the number of distillation columns in the process by one unit while it complies with purity requirements for the various products.

For gases with a fraction of 20% CO₂ or less, the results shows that the amine removal of CO₂ has the lowest consumption of electricity and heat. Compared with the model with amine removal of CO₂, consumption of electricity was 23% higher for the model with DWC, while consumption of heat was 3% higher.

From the gas with 20% CO₂ to the gas with 50% CO₂ consumption of electricity increased by 48% and consumption of heat by 405% for the model with amine CO₂ removal.

For the gas with 50% CO₂, consumption of electricity was 7% higher for the model with DWC while consumption of heat was 32% lower. Due to the significant increase in the consumption of heat for the model with amine removal, the total energy consumption was significantly lower for models that used low-temperature distillation.

For gases with a higher fraction of CO₂ than 20% the low-temperature distillation could be more profitable, especially for cases where the supply of heat is limited. This study concludes that the removal of carbon dioxide and heavy hydrocarbons by using low-temperature distillation has a large potential for feed gases with a high fraction of CO₂.

Forord

Denne oppgaven er skrevet i forbindelse med min masteroppgave i TEP4900, Varme- og energiprosesser, ved Institutt for Energi- og Prosessteknikk, NTNU, våren 2012.

Jeg vil gjerne takke mine veiledere for gode og konstruktive møter og en ekstra takk til Even Solbraa for tett oppfølging og støtte gjennom semesteret. Jeg vil også spesielt takke Efstathios Skouras-Iliopoulos for å få CO₂-fjernerer til å virke som den var tiltenkt, og Knut Arild Maråk for hjelp med kaskadeanlegget og modellen med amin fjerning av CO₂. Uten deres hjelp hadde ikke gjennomføringen av simuleringene vært mulig.

Trondheim, 20.06.2012



Håkon Nordengen

Innholdsfortegnelse

Sammendrag	iv
Abstract	v
Forord	vi
Figurliste.....	ix
Tabelliste	xi
Nomenklatur.....	xii
1 Innledning.....	1
2 Teori	3
2.1 Prosessering og kvalitetskrav for LNG	3
2.2 Brennverdi, Lavere brennverdi/Høyere brennverdi (LHV/HHV).....	3
2.3 Reid gasstrykk	4
2.4 Daltons lov.....	4
2.5 Effekt av ulike trykk i flytendegjøringsprosessen	5
2.6 Fordeling av komponenter i naturgass.....	6
2.7 CO ₂ i fødegass	7
2.8 Beregning av UA-verdier	8
3 Destillasjon, ekstraksjon av tyngre hydrokarboner og HYSYS.....	9
3.1 Kort om destillasjon.....	9
3.1.1 Forskjellige produkter produsert ved destillasjon	9
3.2 Ekstraksjon av tyngre hydrokarboner.....	12
3.2.1 Hvorfor NGL må separeres fra gassen	13
3.3 HYSYS, prosessimulering og termodynamikk	16
4 Dividing Wall Column	19
4.1 Besparelse ved konseptet.....	20
4.2 utfordringer ved bruk av Dividing Wall Column	21
4.3 Dividing Wall Column i bruk i dag	21
4.4 Modellering av DWC i Hysys	24
5 Separasjon av CO ₂ ved lave temperaturer.....	26

5.1	Ryan-Holmes konsept for lavtemperatur separasjon av CO ₂	28
5.1.1	Fjerning av vann fra fødegassen.....	30
6	Modellering av anlegget i HYSYS.....	31
6.1	Modell A, Ryan-Holmes konsept med DWC i NGL-ekstraksjonen	34
6.2	Modell B, Ryan-Holmes modell.....	39
6.3	Modell C, Ryan-holmes modell, uten separasjon av etan og propan	43
6.4	Modell D, DWC først, Ryan-Holmes for CO ₂ -fjerning	45
6.5	Modell E, Fjerning av CO ₂ ved bruk av amin, høytemperatur NGL ekstraksjon	48
6.6	Kaskadeanlegg for nedkjøling av naturgassen	51
7	Resultater.....	53
7.1	Forbruk av elektrisk energi og varme	53
7.2	Renhet for de forskjellige produktstrømmene	57
7.3	Gjenvinning av hydrokarboner	59
7.4	Destillasjonskolonner og UA verdier	62
7.5	Utfrysning av CO ₂ i destillasjonskolonnene.....	69
8	Diskusjon.....	73
9	Konklusjon	83
10	Videre arbeid	85
11	Bibliografi	86
	Vedlegg	A
A	Detaljert bilde av en DWC fra Montz	A
B	Binære koeffisienter for Hysys	B
C	Entalpi og tetthet T _C , P _C og aksentrisk faktor	C
D	Tabell over energibruk for de ulike modellene	D
E	Tabell over renhet for produktstrømmene.....	D
F	Tabell over gjenvinning av hydrokarboner	E

Figurliste

Figur 1: Ideell flytendegjøringsprosess for naturgass [4].....	5
Figur 2: Klassifisering av komponenter i naturgass [5]	6
Figur 3: En oversikt over surgassreserver i verden [6]	7
Figur 4: Brennverdier for naturgass i ulike markeder i HHV [1].....	13
Figur 5: Konvensjonell separasjon, Petlyuk og DWC [12].....	19
Figur 6: Prinsippskisse for en Dividing Wall Column [13]	20
Figur 7: DWC modellert i HYSYS	25
Figur 8: Destillasjonsprofil for en C ₁ -CO ₂ gass [21]	26
Figur 9: Azeotrop mellom etan og CO ₂ , 23 bar [22].....	27
Figur 10: Effekten av et n-butan tilsetningsstoff [22]	29
Figur 11: Ryan-Holmes prosess for CO ₂ fjerning integrert med LNG produksjon [23].....	30
Figur 12: Fasekonvolutt for gass 1	33
Figur 13: Fasekonvolutt for gass 2	33
Figur 14: Fasekonvolutt for gass 3	34
Figur 15: Modell A.....	37
Figur 16: Modell A, modifisert	38
Figur 17: Modell B.....	41
Figur 18: Modell B, modifisert	42
Figur 19: Modell C.....	44
Figur 20: Modell D.....	47
Figur 21: Modell E	50
Figur 22: Kaskadeanlegg.....	52
Figur 23: Elektrisk energibruk for 5,5 % CO ₂ modellene.....	54
Figur 24: Forbruk av varme for 5,5 % CO ₂ modellene	54
Figur 25: Elektrisk energibruk for 20 % CO ₂ modellene.....	55
Figur 26: Forbruk av varme for 20 % CO ₂ modellene	55
Figur 27: Elektrisk energibruk for 50 % CO ₂ modellene.....	56
Figur 28: Forbruk av varme for 20 % CO ₂ modellene	56
Figur 29: Renhet til produktstrømmer for 5,5 % modellene	57
Figur 30: Renhet til produktstrømmer for 20 % modellene	58
Figur 31: Renhet til produktstrømmer for 50 % modellene	58

Figur 32: Gjenvinning av hydrokarboner og CO ₂ , 5,5 %	59
Figur 33: Gjenvinning av hydrokarboner og CO ₂ , 20 %	60
Figur 34: Gjenvinning av hydrokarboner og CO ₂ , 50 %	61
Figur 35: Antall kolonner for de ulike modellene	62
Figur 36: Antall trinn for de ulike kolonnene, 5,5 % CO ₂	63
Figur 37: UA verdier for 5,5 % modellene	64
Figur 38: UA verdier for kaskadeanlegget	64
Figur 39: Antall trinn for de ulike kolonnene, 20 % CO ₂	65
Figur 40: UA verdier for 20 % modellene	66
Figur 41: UA verdier for kaskadeanlegget	66
Figur 42: Antall trinn for de ulike kolonnene, 50 % CO ₂	67
Figur 43: UA verdier for 50 % modellene	68
Figur 44: UA verdier for kaskadeanlegget	68
Figur 45: Utfrysning av CO ₂ for gass med 5,5 % CO ₂	69
Figur 46: Utfrysning av CO ₂ for gass med 5,5 % CO ₂ , uten tilsetningsstoff	70
Figur 47: Utfrysning av CO ₂ for gass med 20 % CO ₂	71
Figur 48: Utfrysning av CO ₂ for gass med 20 % CO ₂ , uten tilsetningsstoff	71
Figur 49: Utfrysning av CO ₂ for gass med 50 % CO ₂	72
Figur 50: Utfrysning av CO ₂ for gass med 50 % CO ₂ , uten tilsetningsstoff	72
Figur 51: Elektrisk energibruk for modell A, B og E	74
Figur 52: Forbruk av varmeenergi for modell A, B og E	74
Figur 53: Gjenvinning av etan som funksjon av CO ₂ i gassene	76
Figur 54: Gjenvinning av propan som funksjon av CO ₂ i gassene	77
Figur 55: Antall trinn for kolonnene i de ulike modellene	78
Figur 56: Total UA-verdi for kondenserene til de ulike modellene som funksjon av mengde CO ₂ i gassen	79
Figur 57: Total UA-verdi for kokerne til de ulike modellene som funksjon av mengde CO ₂ i gassen	80
Figur 58: Total UA-verdi for kaskadeanlegget til de ulike modellene som funksjon av mengde CO ₂ i gassen	81
Figur 59: Dividing Wall Column fra Montz [24]	A

Tabelliste

Tabell 1: Kvalitetskrav for LNG [1].....	3
Tabell 2: Komposisjon av naturgass i ulike stadier av prosessering [10]	12
Tabell 3: Brennverdi for ulike rene gasser [1]	14
Tabell 4: Smeltepunkt og kokepunkt for ulike stoff ved atmosfæretrykk [11]	15
Tabell 5: Trykk i destillasjonskolonnene brukt i modellene	17
Tabell 6: De ulike modellene	31
Tabell 7: Komposisjonen til de ulike fødegassene	32
Tabell 8: Initialverdier for fødegassene	32

Nomenklatur

PPMV	Enhet per million volumbasert
LNG	Flytendegjort naturgass
LHV	Lavere brennverdi
HHV	Høyere brennverdi
WI	Wobbe Indeks
UA	Varmeoverføringskoeffisient*overflateareal
NGL	Kondenserbare komponenter i naturgass
LPG	Flytende petroleumsgasser
EoR	Stimulert utvinning av olje
DWC	Dividing Wall Column
BASF	Baden Aniline and Soda Factory
UMIST	University of Manchester Institute of Science and Technology

1 Innledning

Verden trenger stadig mer energi. Økonomisk vekst og forbedret levestandard øker energibruken over hele verden. Samtidig blir miljøkravene til energiproduksjon strengere, og viktigheten av energieffektivitet øker. Destillasjon står for en betydelig del av energibruken i prosessering av naturgass. Det er et stort potensial for energieffektivisering ved bruk av ny energieffektiv destillasjonsteknologi som har blitt utviklet de siste tiårene. Dividing Wall Column er en slik teknologi som har potensialet til å redusere både energibruk og investeringskostnader.

Lett tilgjengelige gassfelt med lav fraksjon CO_2 har vært de mest lønnsomme å utvinne. Det er ingen ting som tyder på at etterspørselen av gass vil forsvinne med det første, og ettersom disse feltene blir tømt tvinges industrien til å rette fokus mot felt som tidligere ikke har vært lønnsomme å utvinne. For å gjøre slike felt lønnsomme må ny teknologi utvikles og tas i bruk, og lavtemperatur destillasjon av CO_2 er en av flere slike teknologier. En kombinasjon av lavtemperatur destillasjon av CO_2 og Dividing Wall Column har potensiale til å redusere både investeringskostnader, størrelsen på anlegget og energibruken til en slik prosess.

Formål og oppbygning

Målet med oppgaven er å undersøke mulighetene og eventuelt fordelene ved bruk av lavtemperatur destillasjon for ulike fødegasser med varierende andel CO_2 , og potensialet for bruk av DWC i en slik prosess.

I kapittel 2 vil teori relatert til prosessering av naturgass bli presentert. Videre vil kapittel 3 ta for seg destillasjon og ekstraksjon av tyngre hydrokarboner, og gi en introduksjon til arbeidet som har blitt utført i HYSYS. Konseptet Dividing Wall Column med virkemåte vil bli presentert i kapittel 4, og destillasjon av CO_2 ved lave temperaturer i kapittel 5.

Oppgaven vil ta for seg fire ulike konfigurasjoner av et prosessanlegg basert på lavtemperatur CO_2 -fjerning, og en konfigurasjon med CO_2 -fjerning i et aminanlegg. De ulike konfigurasjonene vil bli simulert og optimalisert i HYSYS, for tre ulike fødegasser med økende fraksjon CO_2 . De ulike konfigurasjonene vil bli presentert i kapittel 6.

Kapittel 7 gir en grundig sammenlikning av de forskjellige modellene for hver av gassene. Fordeler, ulemper og trender for de forskjellige modellene relatert til energibruk,

komponentbruk, gjenvinning av hydrokarboner og renhet for produktene vil bli belyst og diskutert i kapittel 8, og konklusjonen presentert i kapittel 9.

Dividing Wall Column er ikke oversatt på grunn av manglende teori på norsk, for å opprettholde sporbarhet til eksisterende teori. Alle figurer benyttet i oppgaven er beholdt på originalspråket for å hindre misforståelser som kan oppstå ved oversettelser.

2 Teori

Dette kapittelet tar for seg viktige uttrykk og formler benyttet i oppgaven.

2.1 Prosessering og kvalitetskrav for LNG

Naturgass har kvalitetskrav relatert til urenheter og gasskomposisjon som må overholdes før den kan kjøles ned til LNG. Kravene er satt for å unngå utfrysning av stoffer i kjøleprosessen, forhindre korrosjon og overholde krav til brennverdi og Wobbe indeks. De typiske kravene for naturgassen er gitt i Tabell 1.

Tabell 1: Kvalitetskrav for LNG [1]

Stoff	Maks konsentrasjon
Vann	1 ppmv
CO ₂	50 ppmv
H ₂ S	4 ppmv
Kvikksølv	< 0,01 µg/Nm ³
Aromater og tunge hydrokarboner	1-10 ppmv

2.2 Brennverdi, Lavere brennverdi/Høyere brennverdi (LHV/HHV)

Brennverdien til en gass er definert som energimengden som frigis ved forbrenning. Brennverdi oppgis på to måter: som lavere eller høyere brennverdi. Forskjellen på de to verdiene er at høyere brennverdi (HHV) tar med kondenseringsvarmen, mens lavere brennverdi (LHV) ikke gjør det. LHV og HHV har enheten [kJ/kg], og metan er hydrokarbonet med høyest brennverdi. [2]

Et annet mål på brennverdi er Wobbe Indeks. Wobbe indeks justerer brennverdien i forhold til massetetthet. Wobbe indeks er en viktig parameter ved gassleveranse, fordi gassbrennere har et spekter av Wobbe indeks de kan operere ved.

Wobbe indeks(WI) er gitt av formelen

$$WI = \frac{HHV}{\sqrt{spgr}} \approx \frac{HHV}{\sqrt{\frac{MW}{28,964}}}$$

Der:

HHV er høyere brennverdi [MJ/Sm³].

Spgr er den relative tettheten til gassen [-].

MW er molvekten til stoffet [g/mol].

Metan er hydrokarbonet med lavest Wobbe indeks. [1]

2.3 Reid gasstrykk

Reid gasstrykk (RVP) er et mål på flyktigheten til en gass. Den er definert som det absolutte gasstrykket fra en væske ved 100 °F, og vil være det laveste trykket væsken kan ha før den begynner å fordampe. [3] Ved lagring av kondensat er det viktig at RVP er lavere enn lagringstrykket, ellers kan en fraksjon av kondensatet fordampe.

2.4 Daltons lov

Daltons lov om partialtrykk er en empirisk lov observert av John Dalton i 1801. Den sier at totaltrykket til en gassblanding er lik summen av de individuelle partialtrykkene til hver komponent. [2] Sammenhengen er gitt av likningen:

$$P_{tot} = \sum_{i=1}^n p_i$$

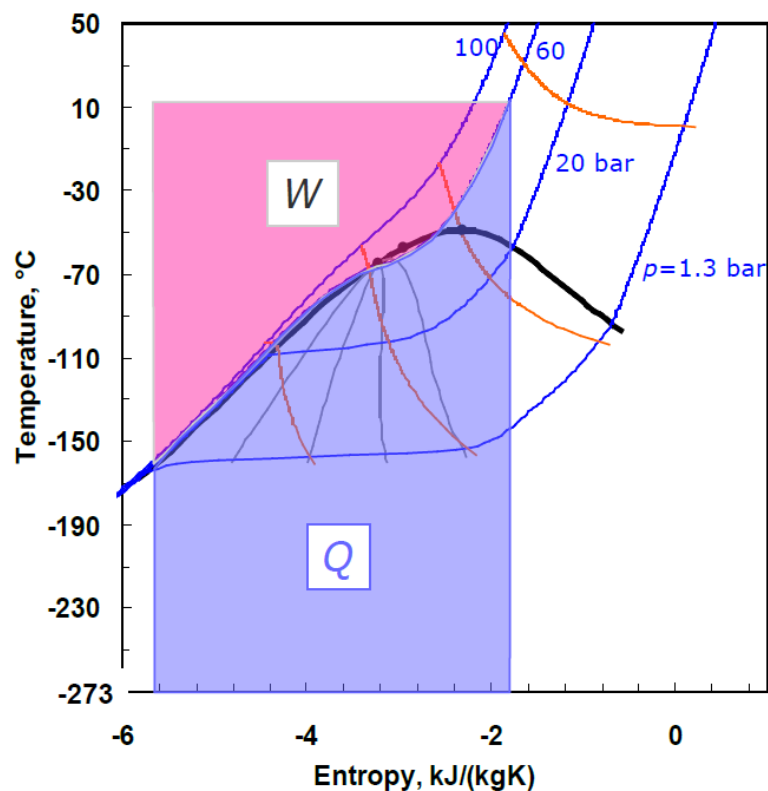
Der

P_{tot} = Totaltrykket til gassblandingen

P_i = Partialtrykket til de individuelle komponentene i gassblandingen

2.5 Effekt av ulike trykk i flytendegjøringsprosessen

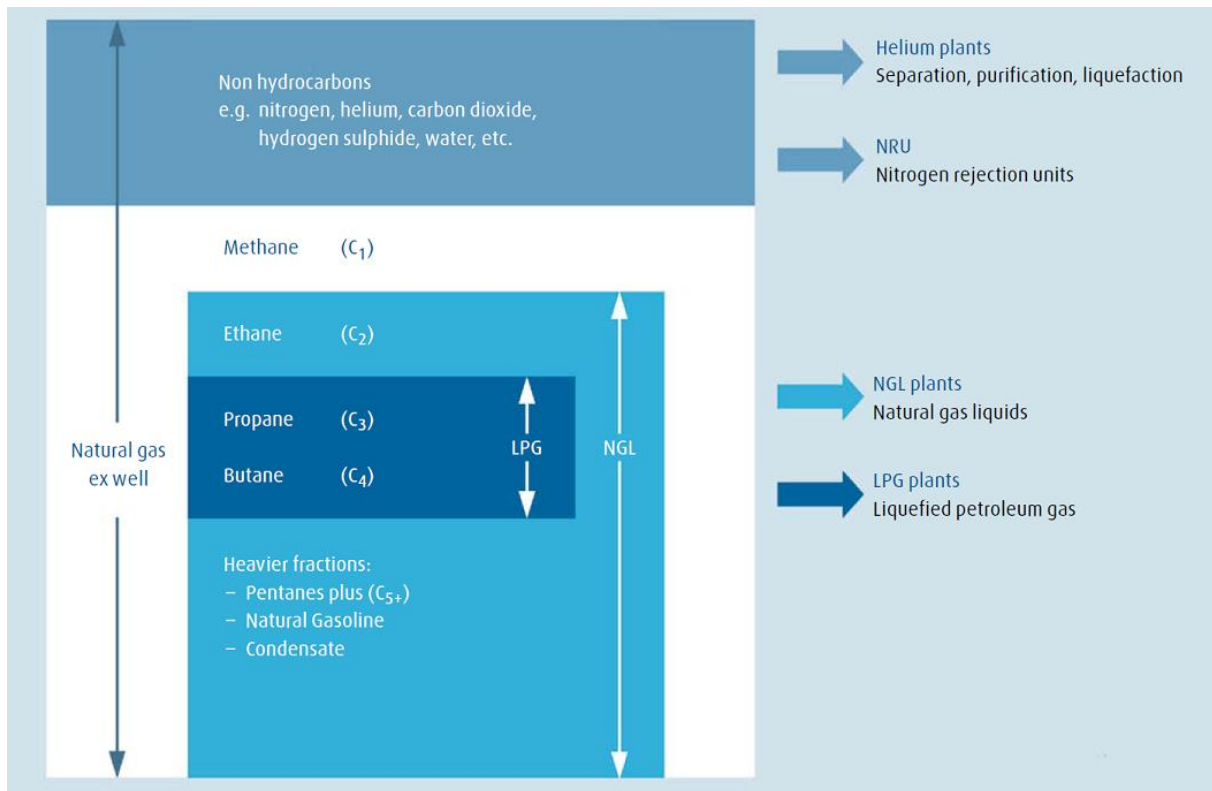
Trykk har stor effekt på energibruk i flytendegjøringsprosessen. Figur 1 viser en skisse av den ideelle flytendegjøringsprosessen. Varme fjernes ved glidende temperatur og omgivelsestemperaturen er 10°C . W er det ideelle arbeidet og Q er varmen som fjernes under flytendegjøringen. Figuren viser et trykk på ca. 60 bar det mest ideelle, da entalpidifferansen er konstant. Kjølprosessen følger metningskurven til naturgassen og arbeidet(W) er relativt lavt sammenliknet med varmemengden(Q) som fjernes. Hvis trykket reduseres vil arbeidet øke og virkningsgraden reduseres. [4]



Figur 1: Ideell flytendegjøringsprosess for naturgass [4]

2.6 Fordeling av komponenter i naturgass

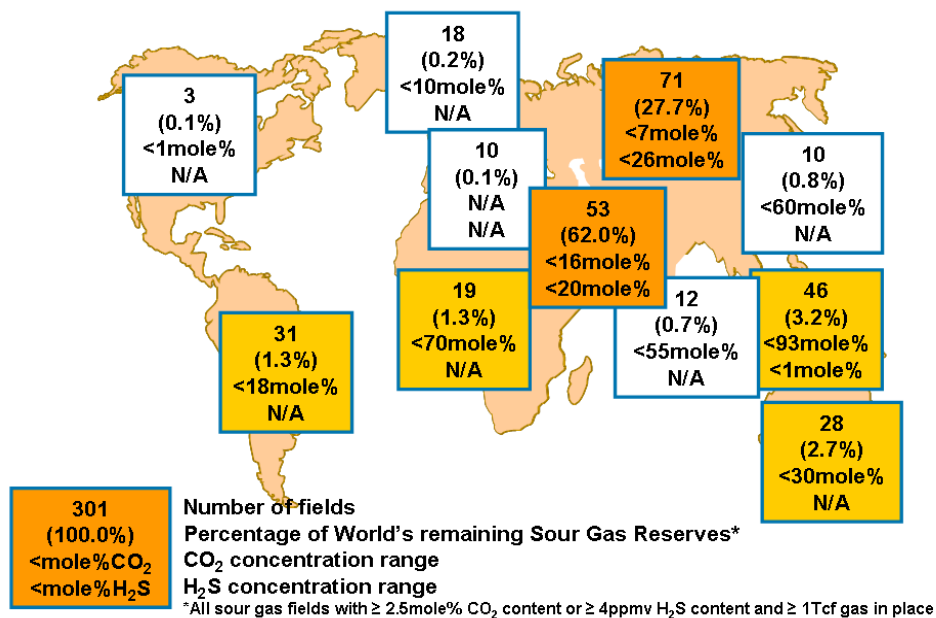
Ubehandlet fødegass rett fra reservoar består av mange ulike komponenter. Figur 2 viser et eksempel på hvilke komponenter en slik fødegass kan bestå av og hvilke produkter de ulike komponentene kan separeres til.



Figur 2: Klassifisering av komponenter i naturgass [5]

2.7 CO₂ i fødegass

Fraksjonen CO₂ i brønngass varierer svært mye over hele verden. Avhengig av hvor stor denne fraksjonen er vil ulike teknologier for CO₂-rensing være mer aktuelle å benytte enn andre. I denne oppgaven vil tre ulike gasser undersøkes og utføres simuleringer med. De har en fraksjon CO₂ på henholdsvis 5,5 %, 20 % og 50 %. Figur 3 viser en oversikt over surgassreservene i verden. De forskjellige tabellene viser antall felt i den enkelte regionen, hvor stor andel av de totale reservene de utgjør og andel CO₂ og H₂S i feltet. Som figuren viser er det i Midtøsten og Russland at de største mengdene av slik gass befinner seg, og at det er flere områder som har tilsvarende CO₂-fraksjon som gassene i denne oppgaven.



Figur 3: En oversikt over surgassreserver i verden [6]

2.8 Beregning av UA-verdier

For å sammenlikne størrelsen på kondensere og kokere benyttet i de forskjellige modellene vil UA-verdien for de forskjellige komponentene bli beregnet. Måten dette gjøres på er ved bruk av formelen:

$$Q = UA\Delta T_{lm}$$
$$\Delta T_{lm} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \frac{\Delta T_2}{\Delta T_1}}$$

Der:

Q = Overført varmemengde

UA = Varmeoverføringskoeffisient * overflateareal til varmeveksler

ΔT_{lm} = Logaritmisk middeltemperatur i varmeveksleren

ΔT_2 = Differansen T_{ut} for det kalde mediet og T_{inn} for det varme mediet

ΔT_1 = Differansen T_{ut} for det varme mediet og T_{inn} for det kalde mediet

For alle kokerne vil varme på et av to temperaturnivåer bli benyttet, 190 °C eller 250 °C. For alle kokere med temperatur over 170 °C vil 250 °C bli benyttet, mens alle kokere under 170 °C benytter 190 °C som varmemedium.

For alle kondensere med en temperatur på 16 °C eller høyere vil sjøvann med antatt temperatur 6 °C benyttes. For alle kondensere med temperatur lavere enn 16 °C vil $\Delta T_{lm} = 10K$ bli benyttet.

UA-verdien for LNG varmevekslerne benyttet i kaskadeanlegget vil bli beregnet av HYSYS.

3 Destillasjon, ekstraksjon av tyngre hydrokarboner og HYSYS

Dette kapittelet tar for seg destillasjon som konsept, hvorfor tyngre hydrokarboner må fjernes fra naturgassen og gir en kort introduksjon til HYSYS.

3.1 Kort om destillasjon

Destillasjon er en metode som blir brukt til å separere en blanding av ulike komponenter, basert på forskjeller i flyktigheten til stoffene. Daltons lov sier at når det totale damptrykket til en væske blir likt som trykket til omgivelsene vil væsken begynne å koke. Dette kokepunktet vil være felles for alle komponentene i væsken, det vil si at de letteste komponentene aldri vil koke alene. Fordelingen av komponenter i dampen vil tilsvare de individuelle stoffenes andel av det totale damptrykket i væsken. Lettere komponenter har et høyere damptrykk enn de tyngre og vil derfor ha en høyere konsentrasjon i dampen enn i væsken. I motsatt tilfelle, hvis en gassmengde kjøles ned til kokepunktet, vil væsken som kondenseres ut ha en høyere fraksjon av de tyngre komponentene enn gassfasen. Når komponenter kondenseres eller fordampes ut av en blanding vil dette endre komposisjonen, og dermed kokepunktet, til blandingen. Det medfører en glidende kokekurve og er viktig å ta med i beregningene når slike varmevekslere skal designes.

For å øke renheten til damp- eller væskefasen kan produktet kjøres gjennom destillasjonen flere ganger. Det vil ikke være mulig å oppnå 100 % renhet ved destillasjon, fordi det forutsetter at produktet man vil fjerne har null partialtrykk, men man kan oppnå svært høy renhet. [7]

3.1.1 Forskjellige produkter produsert ved destillasjon

En destillasjonsprosess vil kunne produsere ulike sluttprodukter. Avhengig av komposisjon til fødestrømmen må gassen behandles på forskjellige måter. Hvilken destillasjonsmetode benyttet bestemmer sluttproduktet, og noe av de mest vanlige er LNG, NGL, LPG og kondensat.

LNG

LNG, eller flytendegjort naturgass, er en blanding av metan og andre lette hydrokarboner som er i væskefase ved atmosfærisk trykk. For å oppnå væskefase ved atmosfærisk trykk er det nødvendig med svært lave temperaturer. LNG er en kryogen væske, og har en temperatur rundt -162°C . Den nøyaktige komposisjonen av LNG blir bestemt av brennverdien og Wobbe Indeksen kunden krever, men består hovedsakelig av metan, med en fraksjon etan og propan. [1].

LNG produseres for transportformål. Ved å gjøre gassen flytende reduseres volumet betraktelig. 1m^3 LNG tilsvarer ca. 600Sm^3 naturgass [1]. Svært høy volumetrisk energikonsentrasjon gjør det mulig å konkurrere mot transport i rør. Rørledninger er dyrt å legge over lengre avstander, spesielt offshore. LNG vil være mer lønnsomt enn å legge rørledning når transportavstand overstiger ca. 1500km offshore, og ca. 4000km på land [1].

NGL

NGL, flytende naturgass, er en samlebetegnelse for hydrokarboner som blir flytende ved trykkøkning eller temperaturreduksjon [1]. Typiske bestanddeler i en NGL strøm er hydrokarboner fra etan og propan, ned til pentan og tyngre komponenter [8]. NGL spekteret er illustrert i Figur 2.

LPG

LPG, eller flytende petroleumsgass, er i hovedsak propan, butan, propylen og butylen som er gjort flytende [8]. LPG vil være en del av en NGL strøm, illustrert i Figur 2. De har høyt volumetrisk energinivå og blir gjerne brukt som "flaskegass", for eksempel på hytta [1].

Nafta

Nafta, eller naturbensen, er definert som hydrokarbonene som har kokepunkt mellom 30°C og 200°C . Nafta deles inn i to hovedkategorier, lett og tung nafta. Lett nafta er hydrokarbonene som koker mellom 30°C og 90°C , pentan og heksan. Tung nafta er hydrokarbonene som koker mellom 90°C og 200°C , $\text{C}_7 - \text{C}_{12}$.

Kondensat

Kondensat er de tyngste komponentene til naturgassen, og er det som kondenserer ut først i destillasjonen. Kondensat består typisk av C_5+ , altså pentan og tyngre hydrokarboner helt ned til C_{14} [1], illustrert i Figur 2. Kondensat lagres som væske ved atmosfærisk trykk. Hvis komposisjonen i kondensatet er for lett vil noe av væsken fordampe. Dette er ikke ønskelig og

kan skape farlige situasjoner. For å sikre at væsken ikke fordamper må kondensatet tilfredsstille kravet om at Reid gasstrykk (RVP) skal være lavere enn atmosfæretrykket.

Stimulert utvinning av olje

I naturgass finnes det komponenter som må fjernes, for eksempel CO₂. Disse komponentene kan reinjiseres i oljebrønner for å øke trykket i reservoaret, og dermed øke uttaket av olje. Dette kalles stimulert utvinning av olje (EoR). Ved å bruke slike komponenter til EoR kan klimagassutslipp reduseres, ved å redusere behovet for faking eller andre utslipp til atmosfæren.

3.2 Ekstraksjon av tyngre hydrokarboner

Komposisjonen til naturgass varierer fra felt til felt. Felles for de fleste er at gassen for det meste består av metan og etan, med en fraksjon av tyngre hydrokarboner og uønskede komponenter slik som vann, nitrogen, CO₂ og H₂S. Hva slags komposisjon som er ønskelig å oppnå kommer an på hva slags produkt som skal fremstilles. Tabell 2 viser et eksempel på komposisjonen til naturgass for ulike bruksområder. Eksempelet viser en brønnstrøm som blir forbehandlet på plattform før den blir sendt i rørledning til land. Her blir den prosessert videre til salgsgass som sendes i rør til marked. Tabellen inneholder også en komposisjon av LNG produsert på Snøhvit som en sammenlikning [9].

Brønnstrømmen inneholder en del vann og CO₂ i tillegg til hydrokarboner. På plattformen blir gassen tørket, og en del av de tyngste hydrokarbonene blir tatt ut for å tilfredsstille kravene til rikgass transport. På land blir det meste av de tyngre hydrokarbonene fjernet, sammen med en god del CO₂. Resultatet er en gass bestående av 97 % metan og etan, med litt CO₂ og tyngre hydrokarboner. Hvis man sammenlikner rørgassen med komposisjonen til LNG er de svært like. Hovedforskjellen er at kravet til CO₂ og tyngre hydrokarboner er mye strengere for LNG.

Tabell 2: Komposisjon av naturgass i ulike stadier av prosessering [10]

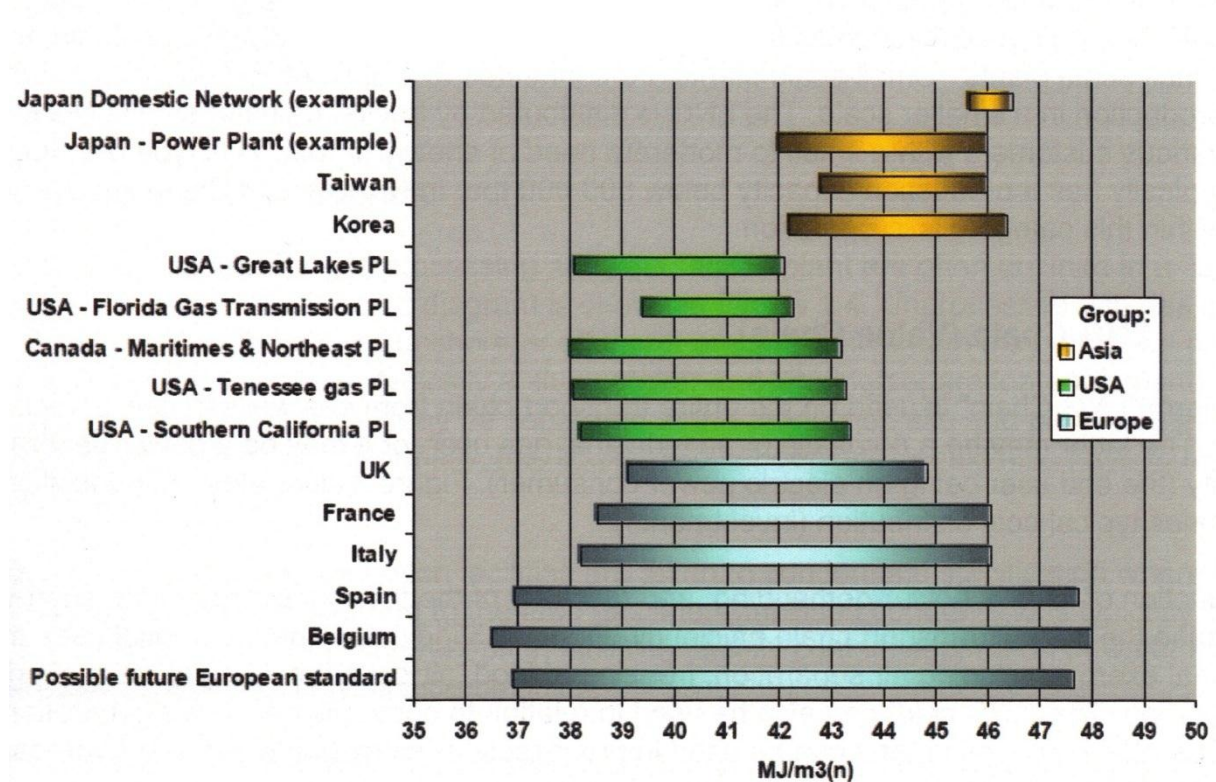
Komponent	Kjemisk Formel	Brønnstrøm %	Rikgass transport %	Salgsgass rørgass %	LNG, Snøhvit %
Vann	H ₂ O	3,00			
Nitrogen	N ₂	0,50	0,58	0,54	0,60
Karbondioksid	CO ₂	3,00	3,71	1,89	0,005
Metan	CH ₄	75,00	79,55	91,37	91,90
Etan	C ₂ H ₆	7,50	9,43	5,52	5,30
Propan	HC ₃ H ₈	4,00	4,49	0,60	1,90
iButan	I-C ₄ H ₁₀	0,60	0,59	0,03	
nButan	N-C ₄ H ₁₀	1,00	1,07	0,04	0,20
iPentan	I-C ₅ H ₁₂	0,30	0,23	0,01	
nPentan	N-C ₅ H ₁₂	0,30	0,22		
Hexan+	C ₆ +	4,80	0,13		

3.2.1 Hvorfor NGL må separeres fra gassen

Dette delkapittelet presenterer de viktigste argumentene for NGL ekstraksjon.

Brennverdi

Brennverdien til gassen er kun avhengig av komposisjonen til gassen. Hydrokarboner har høyere brennverdi jo tyngre de blir. For å holde gassen innenfor spesifikasjonene til kjøperen er det derfor viktig å kontrollere komposisjonen. For stor andel av tyngre hydrokarboner vil øke brennverdien til gassen over maksimalgrensen til kjøperen, og gassen vil ikke kunne selges. Blir andelen for liten vil den kunne havne under den nedre grensen. Figur 4 viser et eksempel på variasjonene i brennverdi(HHV) som tillates for ulike markeder. Europa tillater en relativt stor variasjon av brennverdier i forhold til Asia og USA.



Figur 4: Brennverdier for naturgass i ulike markeder i HHV [1]

En sammenlikning av Figur 4 og Tabell 3 viser hvorfor det er så viktig å kontrollere mengden tyngre hydrokarboner i salgsgassen.

Tabell 3: Brennverdi for ulike rene gasser [1]

Komponent	HHV[MJ/Sm ³]
Nitrogen	0
Metan	37,66
Etan	65,97
Propan	93,90
Butan	121,69
Pentan	149,56

Brennverdien for ren etan ligger allerede høyere enn maksimalgrensen for alle gassmarkedene, og propan ligger langt over dette igjen. Hvis fraksjonen av etan og tyngre komponenter blir for stor vil gassen ikke lenger være salgbar. Grunnen til at markedene har slike spesifikasjoner er at utstyret til sluttbruken av gassen har et toleransenivå for energiinnholdet i gassen, og det er dette nivået som er reflektert i markedsspesifikasjonen.

Utfrysning av tyngre komponenter

En annen svært viktig grunn for å fjerne tyngre hydrokarboner er muligheten for utfrysning ved kryogeniske temperaturer. Dette er spesielt viktig for et prosessanlegg som produserer LNG. I et slikt anlegg vil temperaturene komme ned mot -164 °C. Frysepunktet for en blanding av ulike komponenter er avhengig av komposisjonen til blandingen. Hvis fraksjonen av tyngre hydrokarboner i blandingen øker medfører en høyere frysetemperatur, og en høyere koketemperatur. Tabell 4 viser smeltepunktet for en del av stoffene som er representert i fødegassen. Figuren viser at ren butan og pentan vil fryse før -164 °C, og at stoff som CO₂ og Benzene vil fryse lenge før dette igjen. Det betyr at hvis det er en stor nok konsentrasjon av disse stoffene i gassen, vil de fryse ut i underkjølingsprosessen.

Tabell 4: Smeltepunkt og kokepunkt for ulike stoff ved atmosfæretrykk [11]

Komponent	Frysepunkt[°C]	Kokepunkt[°C]
Metan	-188	-162
Etan	-183	-89
Propan	-188	-42
Butan	-138	0
Pentan	-130	36
CO ₂	-78	-57
Benzene	5,5	80

Produksjon av kjølemedium på anlegget og salg av rene produkter

Prosessanlegg benytter lukkede kjølekretser med ulike kjølemedier for å fjerne varme fra naturgassen. Kjølemediene kan enten være rene fluider som metan, etan, propan og CO₂, blandingsstoffer som R134a og ammoniakk eller blandinger av rene komponenter. Hvis anlegget benytter hydrokarboner som kjølemedier kan dette produseres lokalt ved å skille ut NGL fra naturgassen. Ved å skille ut de individuelle hydrokarbonene og deretter raffinere dem slik at de blir helt rene, unngår man å måtte kjøpe egnede kjølemedier. De rene produktene kan så bli lagret på tanker, og kan også selges. Det kan være mer lønnsomt å skille ut en del av de tyngre hydrokarbonene i stedet for å reinjisere dem i LNG, spesielt hvis fraksjonen av tyngre hydrokarboner er stor.

3.3 HYSYS, prosessimulering og termodynamikk

Dette kapittelet tar for seg ulike konstanter benyttet i HYSYS, hvordan programmet behandler utfrysning av CO₂ og hvordan destillasjonskolonnene har blitt modellert og startet opp.

Tilstandslikning

Tilstandslikningen brukt i modellene i denne oppgaven vil være Soave-Redlich-Kwong. En oversikt over de binære koeffisientene benyttet i modellen er gitt i vedlegg B, og tabeller for kritiske trykk og temperaturer samt aksentrisk faktor, ren komponent parametere, er gitt i vedlegg C. En tabell med metodene benyttet for beregning av entalpi og tetthet er også gitt i vedlegg C sammen med en tabell over ulike antakelser relatert til forskjellige komponenter.

Utfrysning av CO₂

HYSYS har ingen verktøy for å beregne hvorvidt stoffer fryser ut av fluidet i prosessutstyr som destillasjonskolonner. Programmet har et verktøy som viser frysepunktet for CO₂ i en produksjonsstrøm for et gitt trykk, temperatur og komposisjon og om det eksisterer CO₂ som fast stoff i denne strømmen. En simulering i HYSYS vil ikke påvirkes av at det er fast stoff i fluidet, og vil arbeide som om det ikke eksisterer fast stoff i fluidet selv når det gjør det. Det vil si at programmet for eksempel kan simulere en trykkøkning gjennom en pumpe for et frossent fluid. I realiteten vil dette selvsagt ikke være mulig, så for å identifisere mulig utfrysning av CO₂ i prosessutstyret vil det i denne oppgaven bli utført manuell sjekking av utfrysning i de mest utsatte komponentene. I denne oppgaven vil den eneste komponenten der utfrysning av CO₂ kan forekomme være metanfjernerer. For å undersøke om det forekommer utfrysning av CO₂ i denne kolonnen må hvert trinn sjekkes etter tur. Det gjøres ved å hente ut komposisjon, trykk og temperatur for hvert enkelt trinn i kolonnen og sette dem inn i en hjelpestrøm. Deretter benyttes HYSYS sitt eget verktøy til å sjekke om CO₂ forekommer som fast stoff i denne hjelpestrømmen. Dette verktøyet oppgir også det faktiske frysepunktet for CO₂ for den gitte komposisjonen, og dette frysepunktet kan plottes mot temperaturen i kolonnen.

Hvordan destillasjonskolonnene har blitt modellert i HYSYS

For å kunne simulere en kolonne i HYSYS er det en del parameter som må bestemmes.

- Trykket i koker og kondenser må velges sammen med eventuelle trykkfall i kolonnen.
 - I denne oppgaven har alle kolonner blitt modellert uten trykkfall. Dette er en forenkling som ble gjort fordi faktiske tall for trykktap for de ulike kolonnestørrelsene ikke var tilgjengelig. Trykket har blitt satt så høyt som mulig for metanfjerner og CO₂-fjerner for å redusere kompressorarbeid for disse kolonnene. For de øvrige kolonnene har trykket blitt satt som en balanse mellom nødvendig rekomprimering og arbeid nødvendig for å utføre separasjonen. Trykk for de ulike kolonnene er gitt i Tabell 5.

Tabell 5: Trykk i destillasjonskolonnene brukt i modellene

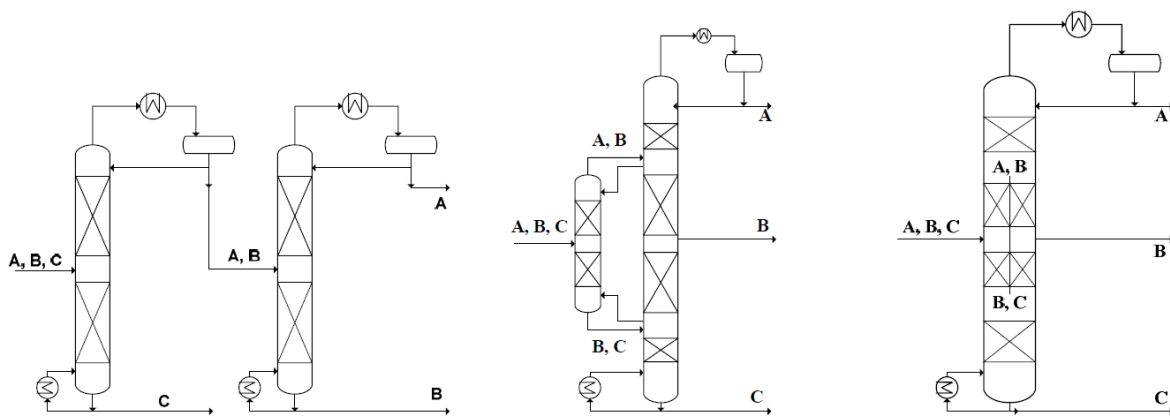
Kolonne	Trykk[bar]
Metanfjerner	44,5
CO ₂ -fjerner	37
Etanfjerner	25
Propanfjerner	11
Butanfjerner	4

- Antall trinn i kolonnen.
 - Antall trinn i kolonnen påvirker energibruken som behøves for å oppnå en ønsket separasjon. Flere trinn reduserer energibruken men gjør det også vanskeligere å simulere kolonnen. I modellene i denne oppgaven har antall trinn blitt satt slik at energibruken har blitt betydelig redusert og ytterlig økning av antall trinn kun vil ha mindre påvirkning på energibruken.
- Tilstanden til produktet ut av kondenseren: gass eller væske
 - Hvorvidt produktet ut av kondenseren skal være gass eller væske bestemmes av hva produktet skal brukes til senere. Hvis produktet hentes ut som væske medfører det et høyere kjølearbeid enn hvis produktet er gass, fordi gassen må flytendegjøres. Hvis produktet er ønsket som væske vil det være naturlig å flytendegjøre det i kondenseren i stedet for i en ekstra varmeveksler, for å redusere antall varmevekslere i systemet. I modellene i denne oppgaven har produktet i hovedsak blitt hentet ut som gass, med unntak av butan og CO₂. Butan brukes som tilsetningsstoff i væskeform, og CO₂ skal reinjiseres i reservoar som en væskestrøm.

- Spesifikasjoner for produktene ut av kolonnen.
 - For å kunne simulere en kolonne må det etableres et sett med spesifikasjoner som kolonnen skal konvergere mot. Antallet spesifikasjoner er lik antallet produkter kolonnen produserer, så for en normal kolonne med et produkt i toppet og et i bunn kreves to spesifikasjoner. Spesifikasjonene kan settes på svært mange forskjellige parametere. I modellene i denne oppgaven har hovedsakelig renhet til topp- og bunnproduktet og tilbakeløpsforhold i kondenser vært spesifikasjonene som har blitt benyttet.
- Nyttige triks for å gjøre oppstarten av kolonner enklere
 - Et høyt antall trinn og strenge spesifikasjoner gjør det svært vanskelig å oppnå konvergens av kolonner i HYSYS. Det er derimot relativt enkelt å justere en kolonne som allerede har oppnådd konvergens. Ved å sette antall trinn til et lavt antall og spesifikasjonene milde kan kolonnen oppnå konvergens. Har den først konvergert kan antall trinn økes, og spesifikasjonene strammes inn. Det er viktig at dette gjøres gradvis, blir forandringene for store kan konvergens forsvinne. Er kolonnen ekstra vanskelig å konvergere, for eksempel ved svært høye trykk, kan også trykket reduseres for å oppnå konvergens. Når konvergens er oppnådd kan trykket gradvis økes tilbake til ønsket trykk for kolonnen.

4 Dividing Wall Column

Destillasjon er en svært energikrevende prosess. Den normale fremgangsmåten for å separere en strøm av ulike komponenter er å bruke destillasjonskolonner med koker og kondenser. Antallet kolonner avhenger av hvor mange produkter destillasjonen skal produsere. Ideelt sett vil antallet kolonner være lik antallet produkter som produseres minus én. En skisse av en konvensjonell separasjon til tre produkter er vist til venstre i Figur 5. Denne sammensetningen krever to kolonner, med en koker og kondenser til hver kolonne. [12]

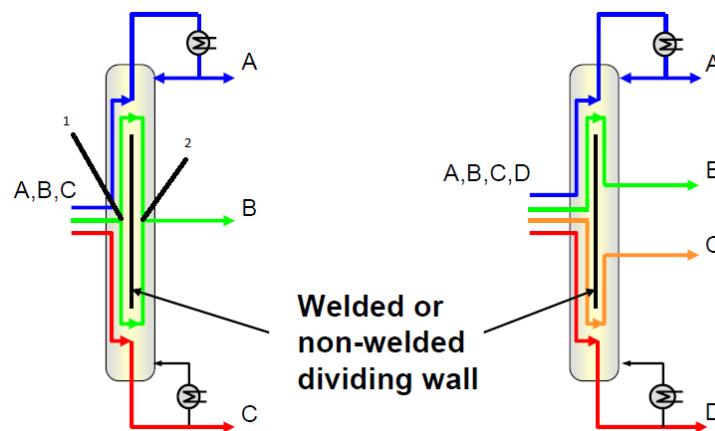


Figur 5: Konvensjonell separasjon, Petlyuk og DWC [12]

Konvensjonell separasjon kan videreføres som en såkalt Petlyuk kolonne, og består av et prefraksjoneringstårn som er termokoblet med en destillasjonskolonne. Denne konfigurasjonen trenger kun en koker og en kondenser, ikke to slik den konvensjonelle metoden krever. En skisse av en Petlyuk kolonne er vist i midten av Figur 5.

DWC er en destillasjonskolonne som gjør separasjon av tre eller flere komponenter mulig. Den er termodynamisk ekvivalent med Petlyuk kolonnen og benytter kun en koker og kondenser, men til forskjell fra Petlyuk har DWC prefraksjoneringstårn og destillasjonskolonne innenfor samme skall. Figur 6 og det venstre bildet i Figur 5 viser den grunnleggende oppbygningen av DWC som en destillasjonskolonne med en vertikal vegg i midten av kolonnen. Veggen skiller prefraksjoneringsdelen av kolonnen fra destillasjonsdelen. En mer detaljert fremstilling av kolonnen kan sees i vedlegg A. Figur 6 viser hvordan en blanding av ulike komponenter blir separert i DWC. Prefraksjonatoren skiller komponentene med størst forskjell i flyktighet, de letteste komponentene, A, som

topprodukt og de tyngste komponentene, C, som bunnprodukt. De resterende produktene, B, fordeler seg mellom A og C.



Figur 6: Prinsippskisse for en Dividing Wall Column [13]

Blandingen av A og B kommer så inn i den øvre delen av destillasjonskolonnen til DWC. Her skilles A og B fra hverandre slik som i en normal kolonne. A hentes ut som toppprodukt i gassform mens B kondenserer. Blandingen av B og C sendes inn på den nedre delen av destillasjonskolonnen til DWC. Her skilles B og C fra hverandre. C hentes ut i bunnen av kolonnen i væskeform, mens B fordampes. Stoff B fra toppen og bunnen hentes ut som en sidestrøm i midten av DWC.

En væskestrøm returnerer til prefraksjonatoren fra samme trinn som blandingen av A og B ble introdusert på. En dampstrøm returnerer til prefraksjonatoren fra samme trinn som blandingen av B og C ble introdusert på. Dampen og væsken danner koking og reflux for prefraksjonatoren. Bildet i midten av Figur 5 viser konseptet med reflux og koking for prefraksjonatoren.

4.1 Besparelse ved konseptet

Dividing Wall Column består av en stor destillasjonskolonne med prefraksjonator bygd inn i kolonnen. Dette gir et svært kompakt system og er plassbesparende. DWC benytter kun én koker og én kondenser. Til sammen reduserer dette kapitalkostnaden for installasjonen betydelig. Ideelt sett er virkningsgraden for Petlyuk kolonnen og DWC betydelig høyere enn for den konvensjonelle separasjonsprosessen. Energimengden som kreves er lik den største energimengden brukt i en av kolonnene ved en konvensjonell separasjon [14]. Det vil si at

energien brukt i de(n) andre konvensjonelle destillasjonskolonnen(e) ikke blir brukt med dette oppsettet, og man oppnår en betydelig energibesparelse.

DWC er designet slik at komposisjonen i toppproduktet til prefraksjonatoren er lik som komposisjonen i trinnet i hoved kolonnen som toppproduktet føres inn i, og tilsvarende for bunnproduktet. Det eliminerer entropiproduksjon som ville oppstått som følge av miksing av ulike komposisjoner [14]. En lavere entropiproduksjon reduserer energibruken, og dermed driftskostnadene.

4.2 utfordringer ved bruk av Dividing Wall Column

En konvensjonell destillasjonsprosess med to kolonner kan tilføre og fjerne varme på to ulike temperaturnivåer. DWC benytter kun en kondenser og koker og må derfor tilføre all varme ved den høyeste temperaturen påkrevd i den konvensjonelle prosessen, og fjerne all varme ved den laveste. Det vil si at hjelpesystemene bruker dyrere varme og kjøling enn en konvensjonell kolonne, og temperaturdifferansen mellom topp og bunn øker. Et annet problem er at en DWC jobber på ett trykk. En prosess med to kolonner har mulighet til å regulere trykket uavhengig av hverandre, noe som kan gjøre prosessen lettere å kontrollere.

4.3 Dividing Wall Column i bruk i dag

Antallet installerte Dividing Wall Columns har passert 100 (2009) og dekker et vidt spekter av bruksområder og størrelser. De fleste er tre-produkts kolonner, men det finnes også flere som produserer fire produktstrømmer. Mange av kolonnene er i bruk i kjemisk industri der reduksjon av energibruk er ikke hovedformålet for at DWC er tatt i bruk, men enklere design og spare investeringskostnader. [15]

I starten ble DWC først og fremst benyttet i situasjoner hvor man ønsket å separere ut komponenten med et middels kokepunkt fra små fraksjoner av komponenter med høyere og lavere kokepunkt. Hovedproduktet ble dermed skilt ut som sidestrømmen, mens de uønskede produktene ble skilt ut i toppen og bunnen av DWC. I dag benyttes DWC både til separasjon av et vidt spekter av produkter og såkalte hybridprosesser som ekstraksjonsdestillasjon, adsorberende separasjon og reaktiv destillasjon [16].

Det finnes mange eksempler på bruk av DWC i dag. Et eksempel er alkengjenvinningsprosessen utviklet av BASF. Den benytter DWC til å separere en blanding

av tetrahydrofuran, γ -butyrolactane og 1,4-butandiol. Et annet eksempel er en prosess for gjenvinning av 1,6-heksan, 1,5-pentandiol og kaprolaktam fra en ubehandlet fødegass. [16]

Praktisk erfaring fra drift

Et av målene med oppgaven var å utføre et litteratursøk på bruk av DWC, med fokus på praktiske erfaringer fra drift i industrien. Slik litteratur har vist seg svært vanskelig å oppdrive. Bedriftene som benytter seg av slike kolonner på anleggene sine har ikke publisert noe av verdi for en slik problemstilling, og holder erfaringene de har opparbeidet seg hemmelig. Det har derimot vært mulig å finne forskningsartikler publisert som følge av arbeid med fullskala forskningskolonner. Jens Strandberg leverte i februar 2011 sin doktorgrad om drift av DWC [17], ved NTNU. Han gjorde også et forsøk på å finne publisert data fra drift av DWC i industrien, men var ikke i stand til å finne noe:

"There are not many published data from laboratory experiments with dividing wall columns available and even less from operating columns in the industry. Nevertheless, there are some academic groups that have developed pilot plant columns and published results from their experiments."

I oppgaven blir tre ulike publikasjoner trukket fram: Mutalib et al. ved UMIST, Adrian et al. ved BASF sitt forskningsanlegg i Ludwigshafen og Niggemann et al. ved universitetet i Hamburg.

M. Mutalib, A. Zeglarn og R. Smith publiserte i 1998 en artikkel om kontroll av DWC for UMIST, universitetet i Manchester [18]. I denne avhandlingen benyttet de to-punkts temperaturkontroll for å justere sluttproduktene fra kolonnen. Hvor justeringspunktene for temperaturen skulle være ble funnet med to ulike kontrollkonfigurasjoner.

1. Den første metoden er basert på analyse av temperaturprofilen til kolonnen, som skal være den mest populære metoden i industrien. I denne metoden blir de beste områdene for temperaturkontroll funnet ved å studere responsen til temperaturprofilen i kolonnen som følge av justeringer på væske- og gasstrømmene. Deretter prioriteres de områdene som viser symmetrisk respons når de utsettes for like endringer i positiv og negativ retning i væske- og gasstrømmene.
2. Den andre metoden som ble benyttet er langt mer analytisk enn den første. Den benytter en avansert analytisk metode kalt "Singular Value Decomposition Method" for å finne de beste justeringspunktene.

Først utførte de dynamiske simuleringer på punktene fra de konfigurasjonene, før de ble testet ut i en fullskala testkolonne med en fødegass bestående av ekvimolare mengder metanol, isopropanol og butanol.

Resultatene fra forsøkene de utførte viser at de oppnådde tilfredsstillende kontroll over sluttproduktene med to-punkts temperaturkontroll, med begge kontrollkonfigurasjonene. De fant også ut at produktkomposisjonen endret seg med endringer i fødekomposisjonen og konkluderte med at å kontrollere temperaturen i to punkter i kolonnen ikke er en garanti for at produktkomposisjonen holdes til spesifikasjonene. En kjent løsning på dette problemet er å øke refluxen i kolonnen. Dette vil sikre at produktene holdes på spesifikasjonene, men det vil også øke energibruken. [18]

T. Adrian, H. Schienmakers og M. Boll publiserte en artikkel om kontroll av DWC for Mannheim universitet i Tyskland, i samarbeid med BASF [19]. I denne avhandlingen sammenliknet de bruk av PI-kontroller (Proportional-integral kontroller) og en MP-kontroller (Model predictive kontroller) på en DWC.

Kolonnen som ble brukt til eksperimentene var en fullskala testkolonne hos BASF, med en fødegass bestående av 15 % butanol, 70 % pentanol og 15 % hexanol.

Resultatene deres viste at MP-kontrolleren egner seg godt til å kontrollere integrerte systemer slik som en DWC. MP-kontrolleren viste seg langt bedre egnet enn PI-kontrolleren, og tillot restriksjoner på systemet for å holde prosessen unna uønskede forhold. MP-kontrolleren var mer arbeidskrevende enn PI-kontrolleren, estimert til tre ganger mer arbeidskrevende for å starte opp en slik prosess. MP-kontrollere gjør det mulig å operere slike prosesser nærmere sitt energimessig optimale arbeidspunkt, og avhandlingen konkluderer med at innføring av slike MP-kontrollere skal føre til betydelige økonomiske besparelser.

G. Niggemann, C. Hiller og G. Fieg publiserte i 2010 en artikkel for Hamburg universitet i Tyskland som har som formål å tilføre kunnskap om DWC til den åpne litteraturen [20]. Ved hjelp av en fullskala testkolonne supplert av Montz separerer de en fødegass bestående av hexanol(C6), octanol(C8) og decanol(C10) til tre produktstrømmer med 99 % renhet.

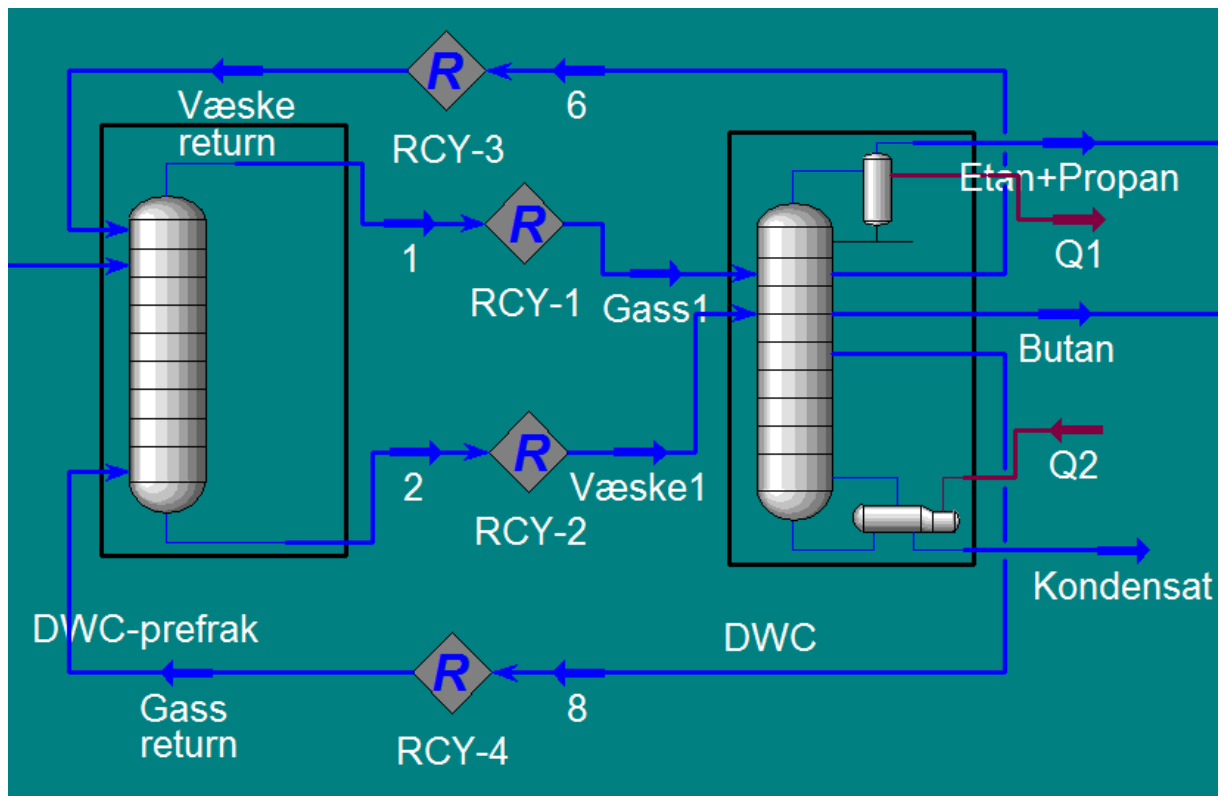
Artikkelen gir omfattende analyser av DWC basert både på simuleringer og eksperimentelt arbeid, og viser gode sammenhenger mellom simulering og eksperiment. Resultatene viser at DWC er i stand til å behandle ulike variasjoner av fødegassen og beholde

produktspesifikasjonene på 99 % renhet ved stabile forhold. I følge artikkelen vil fremtidig arbeid ta for seg oppstart av DWC og utvikling av oppstartsprosedyrer.

De ulike publikasjonene har tatt for seg forskjellige måter å kontrollere DWC på og viser at god kontroll av DWC er fullt mulig og sammenliknbart med konvensjonelle destillasjonskolonner. For at DWC skal kunne arbeide i området der de er økonomisk mest gunstige er det nødvendig med kontrollsystemer slik som en MP-kontroller for å behandle variasjoner i fødegassen. Disse kontrollerne er mer arbeidskrevende enn for eksempel PI-kontrollere, men gir også langt bedre resultater når de blir brukt riktig. Som vist eksperimentelt er en DWC i stand til å produsere tre produkter med høy renhet fra en tertiær fødegass.

4.4 Modellering av DWC i Hysys

Dividing Wall Column er en kolonne hvor en prefraksjonator og en destillasjonskolonne befinner seg innenfor samme skall, skilt av en vegg. Denne enheten finnes ikke i biblioteket til Hysys, og må derfor konstrueres av andre eksisterende enheter. Dette kan gjøres ved å benytte en absorber sammen med en destillasjonskolonne, vist i Figur 7. Gass hentes ut fra toppen av absorberen og sendes inn i øvre del og væske fra bunnen som sendes inn i nedre del av destillasjonskolonnen, strøm 1 og 2 i Figur 7. Posisjonen gassen og væsken sendes inn på vil tilsvare starten og slutten av veggen inne i DWC. For å simulere at gass fra kokeren og væske fra kondenseren kommer tilbake i prefraksjonatoren hentes det ut gass fra samme nivå som væsken ble sendt inn på og væske fra samme nivå som gassen ble sendt inn på, strøm 8 og 6. Disse strømmene føres så tilbake til henholdsvis bunnen og toppen av absorberen, og det er de som driver destillasjonen i absorberen. Det kommer tre produktstrømmer ut av DWC: et lett produkt i gassform i toppen, et litt tyngre produkt i væskeform i midten og et tungt produkt i væskeform i bunnen.



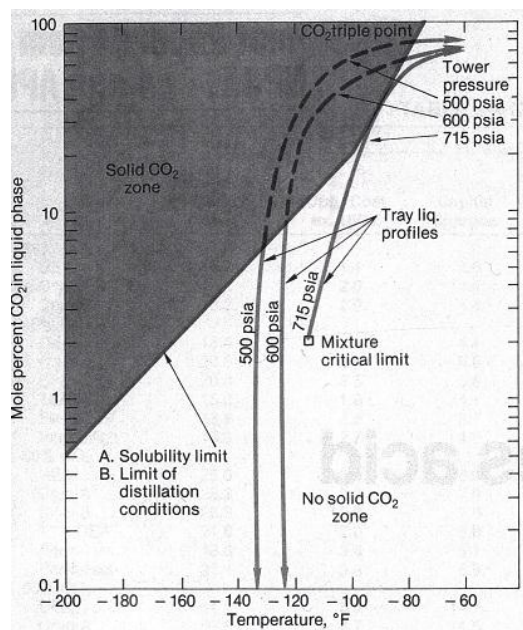
Figur 7: DWC modellert i HYSYS

5 Separasjon av CO₂ ved lave temperaturer

I dette kapitlet blir lavtemperatur separasjon av CO₂ presentert.

Utfordringer med å skille Metan og CO₂

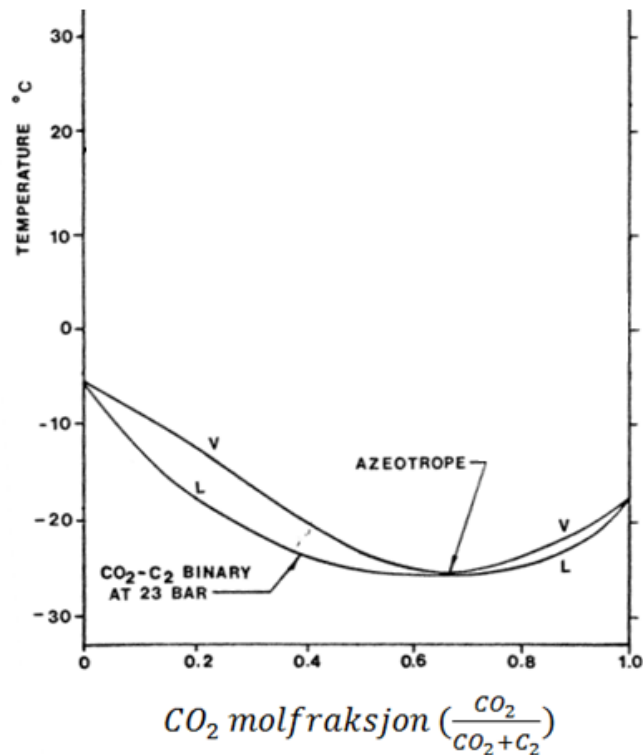
Selv om den relative flyktigheten til metan og CO₂ er svært forskjellige, tilnærmet 5:1 ved normale forhold i en metanfjerner, er det ikke mulig å benytte ordinær destillasjon for å skille stoffene. Hvis det er tilstrekkelige mengder CO₂ i gassen eksisterer CO₂ både som gass og fast stoff. Utfrysning av CO₂ vil etter hvert blokkere kolonnen og effektivt stoppe driften av hele anlegget. Figur 8 viser destillasjonsprofilen til en gassblanding av CO₂ og metan. Det mørke området viser skillet hvor CO₂ befinner seg som fast stoff i væsken. De kurvede linjene som er tegnet inn viser beregninger for væskefasen steg for steg gjennom kolonnen, ved ulike trykk i destillasjonskolonnen. For alle trykk under 715 psi (~50 bar) vil destillasjonen passere gjennom området der CO₂ opptrer som fast stoff. Operasjon på eller over 715 psi kan unngå dannelsen av CO₂ som fast stoff, men renheten til metanproduktet ut av destillasjonskolonnen vil være bestemt av det kritiske punktet for blandingen. I dette tilfellet ligger det på ca. 2 % CO₂ ("Mixture critical limit" i Figur 8). [21]



Figur 8: Destillasjonsprofil for en C₁-CO₂ gass [21]

Etan og CO₂

Destillasjon av etan fra CO₂ er begrenset av azeotropen som dannes mellom de to stoffene. Azeotropen har en komposisjon på ca. 67 % CO₂ og 33 % etan og er relativt uavhengig av trykk. Figur 9 viser en illustrasjon av azeotropen mellom etan og CO₂ for 23 bar. Den øvre linjen viser metningskurven for gass, mens den nedre linjen viser metningskurven for væske. Mellom linjene er tofase området for blandingen. Azeotropen er punktet der begge linjene møtes. Her vil dampfraksjonen og væskefraksjonen av blandingen ha den samme komposisjonen, noe som gjør det umulig å øke renheten til et av stoffene videre ved destillasjon.



Figur 9: Azeotrop mellom etan og CO₂, 23 bar [22]

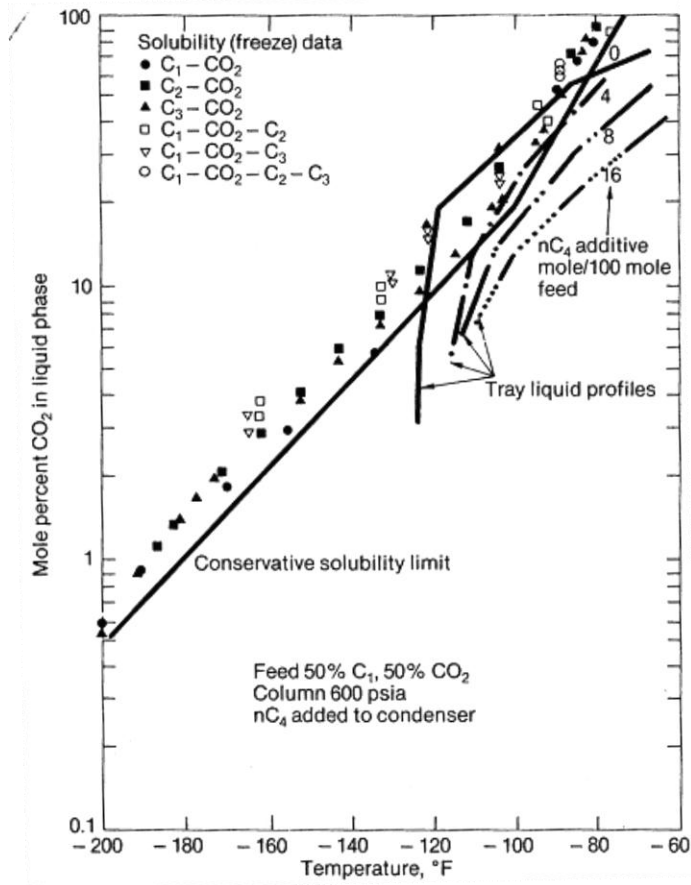
5.1 Ryan-Holmes konsept for lavtemperatur separasjon av CO₂

Ryan-Holmes er en destillasjonsprosess for fjerning av CO₂ fra naturgass ved lave temperaturer, basert på bruk av NGL som tilsetningsstoff for å muliggjøre separasjon av CO₂ fra metan og etan. Prosessen kan i teorien rense gassen til en hvilken som helst konsentrasjon av CO₂. Fordelen med å benytte NGL som tilsetningsstoff er at det ikke er behov for å gjenvinne tilsetningsstoffet på samme måte som i en aminprosess. Tilsetningsstoffet vil følge de tyngre bestanddelene av naturgassen, og kan gjenvinnes i samme kolonne.

Tilsetningsstoffet kan produseres lokalt på anlegget. [21]

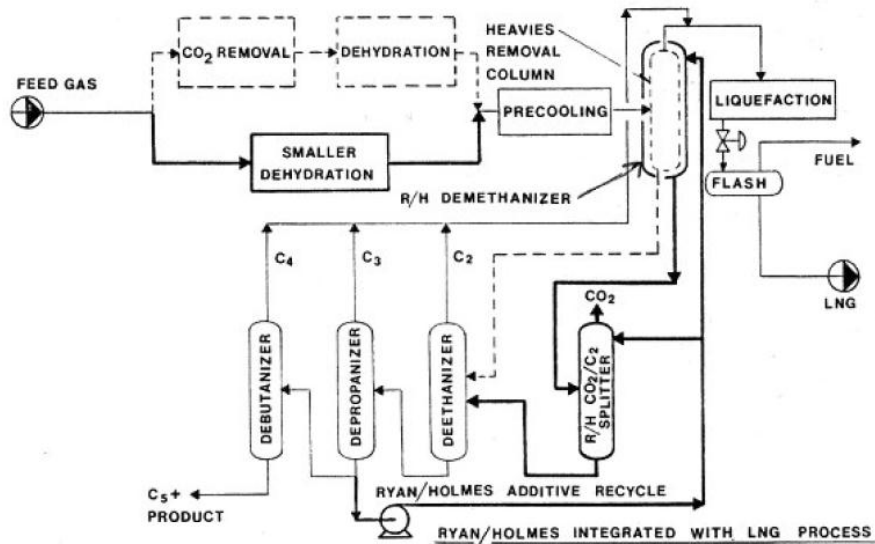
Beskrivelse av prosessen

Tilsetningsstoffet benyttet i Ryan-Holmes prosessen består som regel av en blanding av C₄₊. Mengden og sammensetningen vil avhenge av komposisjonen til fødegassen og må bestemmes ut ifra destillasjonsprofilen. Figur 10 viser en 50 % metan og 50 % CO₂ blanding, og hvordan destillasjonsprofilen endrer seg ved bruk av et rent n-butan tilsetningsstoff. Den diagonale linjen viser skillet mellom området der CO₂ opptrer som fast stoff, og der det ikke finnes fast stoff. De ulike kurvene tegnet inn er destillasjonsprofiler for metan/CO₂ blandingen med varierende mengde av tilsetningsstoff. Som figuren viser vil bruk av 8 mol/100 mol føde være tilstrekkelig til å forhindre utfrysning av CO₂. Hvor stor denne mengden trenger å være avhenger av komposisjonen til føden, men i teorien vil det alltid være mulig å benytte denne metoden til å separere metan og CO₂.



Figur 10: Effekten av et n-butan tilsetningsstoff [22]

Figur 11 viser hvordan Ryan-Holmes kan integreres i et LNG anlegg. Stiplede linjer viser delene fra den originale prosessen som ikke lenger brukes, mens tykke svarte linjer er det nye utstyret som kreves i stedet for det originale. Tynne heltrukne linjer er de delene som forblir uendret. Som figuren viser blir bunnproduktet fra propanfjernereren brukt som et tilsetningsstoff i metanfjernereren og etan/CO₂ splitteren for å skille henholdsvis metan og CO₂ og etan og CO₂. [21]



Figur 11: Ryan-Holmes prosess for CO₂ fjerning integrert med LNG produksjon [23]

5.1.1 Fjerning av vann fra fødegassen

Ryan-Holmes har også tatt høyde for fjerning av vann fra gassen. Som vist i Figur 11 vil en tørkeprosess bli benyttet først i prosessen for å fjerne vann fra fødegassen. Her vil vann bli fjernet ned til ønsket ppm spesifikasjon før den sendes videre til forkjøling.

6 Modellering av anlegget i HYSYS

Dette kapittelet tar for seg de ulike modellene som har blitt utviklet i HYSYS i arbeidet med denne oppgaven. Spesifikasjoner for kolonnene og andre komponenter vil bli presentert og bakgrunnen for valg av komponentene vil bli gitt. Hver modell vil få en bokstav som vil bli brukt til å referere til den spesifikke modellen senere i oppgaven, vist i Tabell 6.

Tabell 6: De ulike modellene

Modell	Egenskaper
A	Basert på Ryan-Holmes konsept for CO ₂ -fjerning og LNG produksjon, men bruker en DWC i NGL ekstraksjonen i stedet for konvensjonelle destillasjonskolonner
B	Tilsvarende Ryan-Holmes konsept for CO ₂ -fjerning og LNG produksjon
C	Tilsvarende Ryan-Holmes konsept for CO ₂ -fjerning og LNG produksjon, men separerer ikke etan og propan
D	En variasjon av modell A som benytter en DWC først i prosessen i stedet for til sist. CO ₂ -fjerningen gjøres tilsvarende Ryan-Holmes konsept
E	Et anlegg for CO ₂ -fjerning, NGL ekstraksjon og LNG produksjon der CO ₂ fjerningen skjer med en amin rensesprosess

De ulike modellene har blitt designet med samme mål: Å separere metan, etan, propan, butan, CO₂ og kondensat fra hverandre med høy renhet, og produsere LNG av de letteste hydrokarbonene.

Alle modellene har blitt optimalisert med hensyn på elektrisk energibruk til kompressorene. For å gi et realistisk tall på energibruken til kjøleprosessen har et kaskadeanlegg for nedkjøling blitt modellert og integrert med de ulike modellene. Kaskadeanlegget vil bli presentert senere i dette kapittelet.

Alle destillasjonskolonnene har blitt simulert uten trykkfall i kolonnen og kondenser/koker.

For å undersøke konsekvensene av ulike fødegasser har tre forskjellige brønnstrømmer blitt benyttet i denne oppgaven. Tabell 7 viser komposisjonen til de ulike gassene, og initialverdiene er gitt i Tabell 8. En fasekonvolutt for hver gass er gitt i Figur 12, Figur 13 og Figur 14. Spesifikke detaljer fra de ulike strømmene er å finne i de vedlagte HYSYS filene.

Gassene som blir benyttet i denne oppgaven inneholder ikke vann, så de ulike modellene har ikke en tørkeprosess som beskrevet i kapittel 5.1.1. Hvis en gass med vann skal testes for de ulike modellene kan de med enkelhet modifiseres til å fjerne vann. En tørkeprosess vil bli plassert før innløpsseparatoren, og fjerne vann ned til ønsket spesifikasjon.

Tabell 7: Komposisjonen til de ulike fødegassene

Komponent	Komposisjon (mol %)		
	Gass 1	Gass 2	Gass 3
CO ₂	5,50	20,00	50,00
Nitrogen	2,50	1,00	0,50
Metan	81,00	71,00	43,50
Etan	5,00	3,00	1,50
Propan	2,50	1,50	1,00
i-Butan	0,40	0,40	0,40
n-Butan	0,80	0,80	0,80
i-Pentan	0,30	0,30	0,30
n-Pentan	0,30	0,30	0,30
n-Hexan	0,30	0,30	0,30
Benzen	0,08	0,08	0,08
n-Heptan	0,40	0,40	0,40
Toluen	0,09	0,09	0,09
n-Oktan	0,30	0,30	0,30
n-Nonan	0,15	0,15	0,15
n-Decan	0,38	0,38	0,38

Tabell 8: Initialverdier for fødegassene

Trykk[bar]	Temperatur[K]	Volumstrøm[M ³ Sm ³ /dag]
70	278,15	20

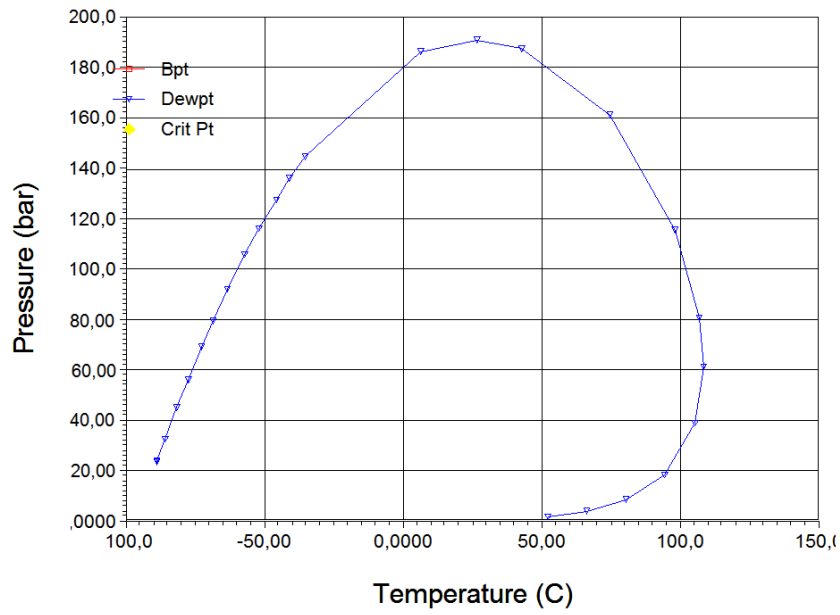


Figure 12: Fasekonvolutt for gass 1

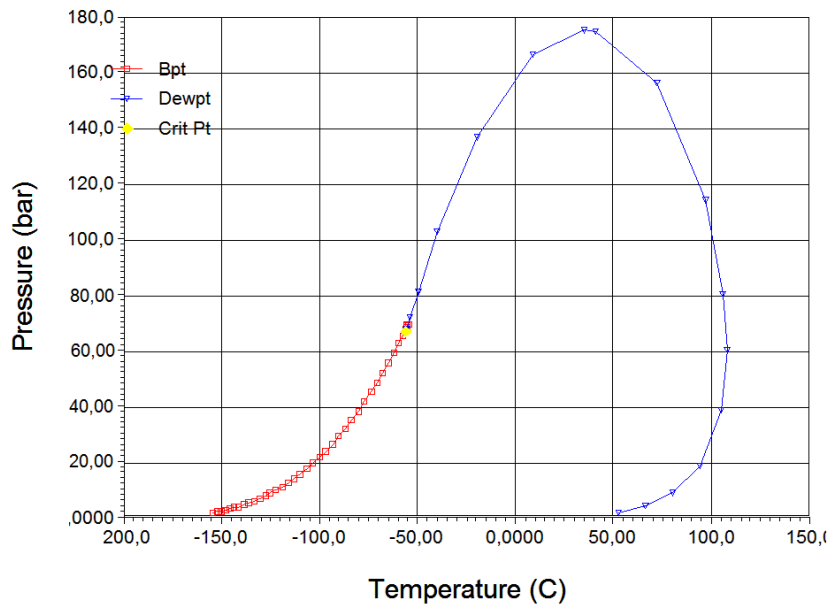
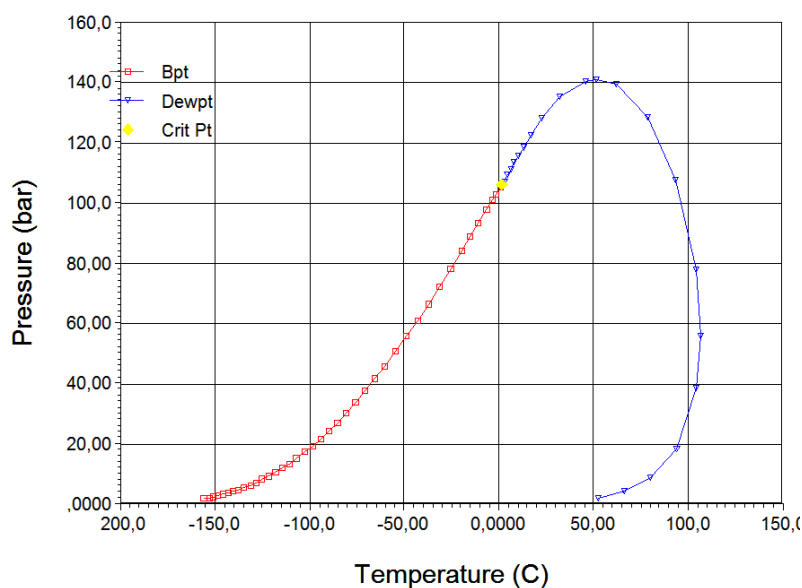


Figure 13: Fasekonvolutt for gass 2



Figur 14: Fasekonvolutt for gass 3

6.1 Modell A, Ryan-Holmes konsept med DWC i NGL-ekstraksjonen

Den første modellen er basert på Ryan-Holmes konsept for kombinert CO₂ fjerning, NGL ekstraksjon og LNG produksjon, gitt i Figur 11 i kapittel 5.1. Modellen er identisk med dette konseptet frem til NGL ekstraksjonen. Her er kolonnene for etan og propanfjerning byttet ut med en DWC. En skisse av modellen er vist i Figur 15.

Beskrivelse av prosessen

Fødegassen blir først sendt inn på en innløpsseparator. Gassen herifra blir kjølt til -32 °C og sendt inn på en væskefjerner før innløpsekspanderer senker trykket til 44,5 bar. Etter innløpsekspanderer fjerner en ny væskefjerner restene av C₅₊. Væsken fra innløpsseparatoren og væskefjernerene blir strupet til 20 bar og sendt inn på en destillasjonskolonne som skiller ut pentan og tyngre komponenter til en kondensatstrøm. Topproduktet fra denne kolonnen, som inneholder C₁-C₄, blir rekomprimert til 44,5 bar, kjølt ned til -47 °C og blandet med gassen fra innløpsekspanderer. Denne blandingen blir så sendt inn på metanfjerner.

Metanfjernerer har 70 trinn og opererer med et trykk på 44,5 bar. Kondenseren har en temperatur på -83 °C og kokeren 46 °C. I denne kolonnen blir metan med 40 ppm CO₂ skilt ut som gass i toppen sammen med nitrogen, og de resterende produktene i bunnen som væske. For å gjøre separasjonen av metan og CO₂ ned til ppm nivå mulig blir det tilsatt butan i væskeform i kondenseren til kolonnen. Mengden butan er 5,7 mol/100 mol fødegass og er i tråd med Ryan-Holmes konseptet beskrevet i kapittel 5.1.

Bunnproduktet fra metanfjernereren blir strupet til 37 bar og kjølt ned til 10 °C før det blir sendt inn på CO₂-fjernereren. Dette er den største kolonnen i anlegget. Den har 110 trinn og opererer på 37 bar. Kondenseren har en temperatur på 0 °C og kokeren 104 °C. I denne kolonnen blir CO₂ med renhet på 99 % skilt ut som væske i toppen, og C₂₊ med 40 ppm CO₂ som væske i bunnen. For å gjøre separasjonen av etan og CO₂ mulig blir det i tråd med Ryan-Holmes konseptet tilsatt butan i væskeform også i denne kolonnen. For å forhindre at for mye butan havner i toppproduktet blir butanet tilsatt på trinn 5 i kolonnen. Mengden butan er 35mol/100mol føde.

Bunnproduktet fra CO₂-fjernereren blir strupet til 25 bar før det blir sendt inn på en DWC. Oppbygningen av DWC og virkemåten er beskrevet i kapittel 4. Denne kolonnen har 70 trinn og opererer med et trykk på 25 bar. Kondenseren har en temperatur på 5 °C og kokeren 122 °C. Prefraksjonatoren har 30 trinn og er plassert mellom trinn 15 og 45 i kolonnen. I denne kolonnen blir etan med renhet på 97 % skilt ut som gass i toppen, propan som væske med 96 % renhet ved trinn 28 og butan som væske i bunnen.

En stor del av butanet blir brukt som hjelpestoff i metanfjernereren og CO₂-fjernereren. Resten av butanet blir pumpet opp til 60 bar. Trykket til etanet og propanet fra DWC økes også til 60 bar, og blandes med butanet. Denne produktstrømmen kjøles ned til -47 °C og blandes så med metanet fra metanfjernereren som har blitt rekomprimert til 60 bar. Denne blandingen av C₁-C₄ blir så kjølt ned til -155 °C ved 60 bar og deretter ekspandert til atmosfærisk trykk, før den sendes inn på en væske/gass separator. Væsken fra denne separatoren er LNG klar til lagring på tank. Gassen fra separatoren blir ikke behandlet i modellene i denne oppgaven.

Modifikasjon av modellen

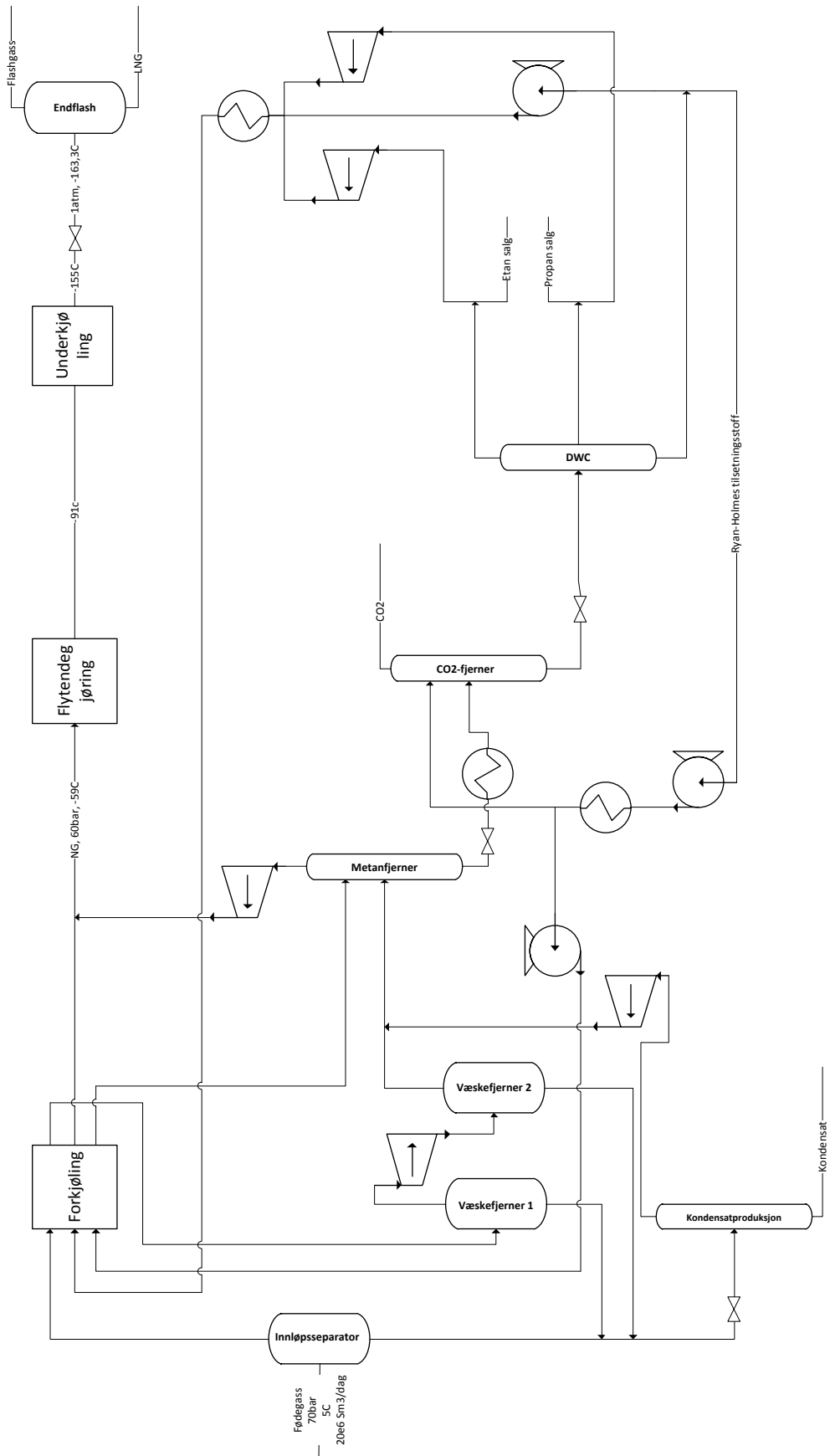
For gass 2 og 3 ble mengden butan tilsatt i metanfjernereren og CO₂-fjernereren svært høy. For gass 2 består bunnproduktet av 78 % butan, og for gass 3 90 % butan. Det gjør separasjonen av etan som toppprodukt, propan som midtprodukt og butan som bunnprodukt fra DWC svært energikrevende. For å løse dette ble modellen modifisert, vist i Figur 16.

Fødegassen blir først sendt inn på en innløpsseparator. Gassen herifra blir kjølt til -32 °C og sendt inn på en væskefjerner før innløpsekspanderen senker trykket til 44,5 bar. Væsken fra innløpsseparator og væskefjerner blir blandet, strupet til 44,5 bar og sendt inn på metanfjernereren sammen med gassen fra innløpsekspanderen.

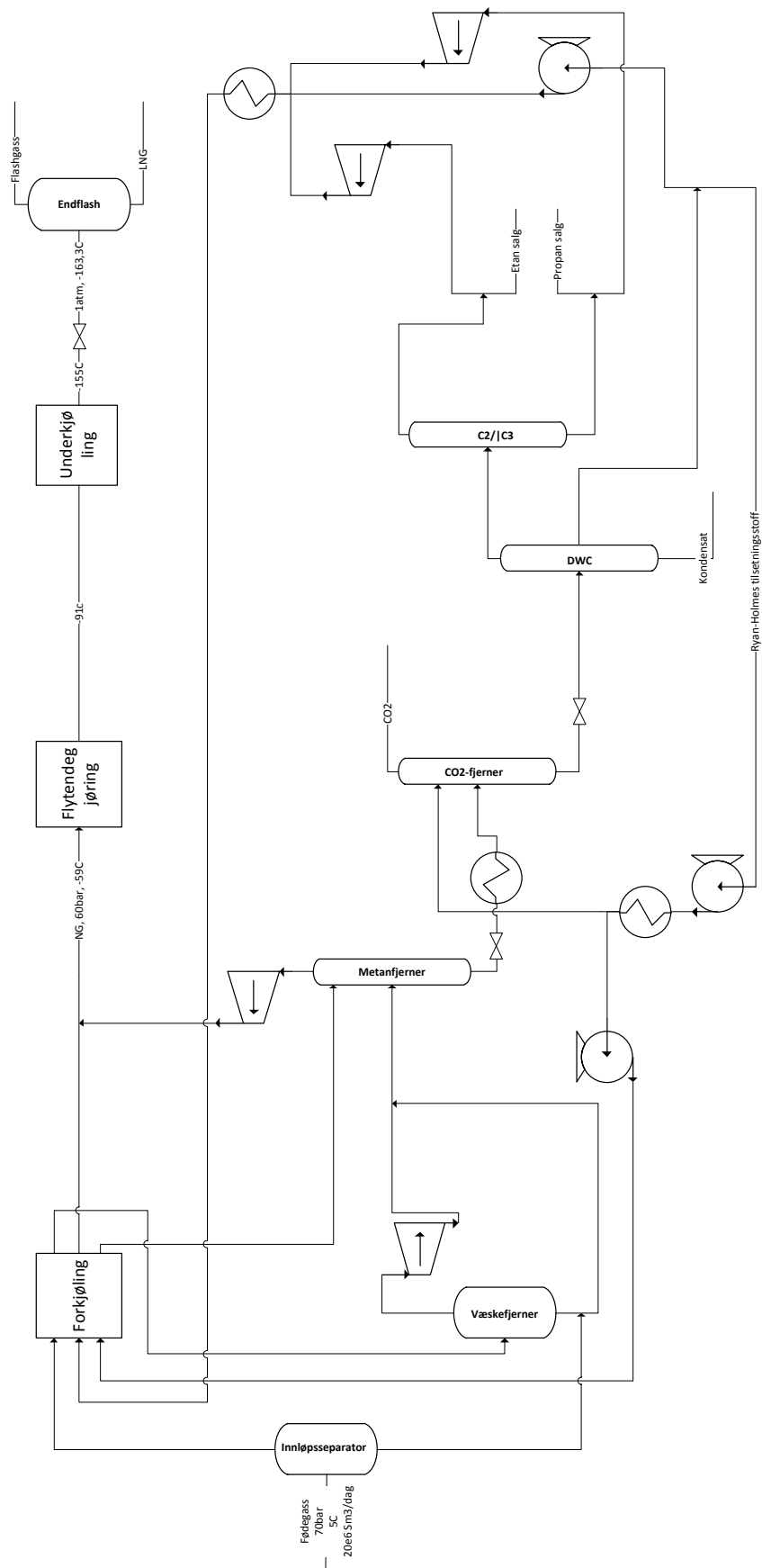
Prosessen fra innløpet til metanfjernerer og til utløpet av CO₂-fjernerer er nå identisk som for gass 1. Bunnproduktet fra CO₂-fjernerer blir strupet til 20 bar før det blir sendt inn på en DWC. Denne kolonnen har 70 trinn og opererer med et trykk på 20 bar. Kondenseren har en temperatur på 25 °C og kokeren 228 °C. Prefraksjonatoren har 30 trinn og er plassert mellom trinn 15 og 45 i kolonnen. I denne kolonnen blir etan og propan med renhet på 99 % skilt ut som gass i toppen, butan som væske med 99 % renhet ved trinn 28 og kondensat som væske i bunnen.

Blandingen av etan og propan blir sendt til en kolonne som skiller de to komponentene fra hverandre. Den har 35 trinn og opererer på 20 bar, og skiller ut etan som gass med 99 % renhet i toppen og propan som væske med 96 % renhet i bunn. Kondenseren har en temperatur på -8 °C og kokeren 57 °C.

Resten av modellen er identisk med originalmodellen.



Figur 15: Modell A



Figur 16: Modell A, modifisert

6.2 Modell B, Ryan-Holmes modell

Modell A er en modifikasjon av Ryan-Holmes konseptet, ved bruk av DWC. For å undersøke om bruken av DWC i en slik setting var fordelaktig var det nødvendig å modellere den originale prosessen. Denne modellen er derfor identisk med Ryan-Holmes konsept for kombinert CO₂ fjerning, NGL ekstraksjon og LNG produksjon, gitt i Figur 11 i kapittel 5.1. En skisse av modellen er vist i Figur 17.

Beskrivelse av prosessen

Denne modellen er hovedsakelig lik modell A. Innløpsbehandlingen, metanfjernerens og CO₂-fjernerens er identisk og beskrivelsen av disse komponentene er allerede gitt i kapittel 6.1.

Bunnproduktet fra CO₂-fjernerens blir strupet til 25 bar og sendt inn på etanfjernerens. Denne kolonnen består av 50 trinn, og opererer med et trykk på 25 bar. Kondenseren har en temperatur på 3,7 °C og kokeren 112 °C. Etan med 98 % renhet blir skilt ut som gass i toppen og propan+ som væske i bunn.

Bunnproduktet fra etanfjernerens blir strupet til 11 bar og sendt inn på propanfjernerens. Denne kolonnen har 40 trinn og opererer med et trykk på 11 bar. Kondenseren har en temperatur på 31 °C og kokeren 78 °C. Propan med 96 % renhet blir skilt ut som væske i toppen og butan som væske i bunn.

Som for modell A blir en stor del av butanet brukt som hjelpestoff i metanfjernerens og CO₂-fjernerens. Resten av butanet blir pumpet opp til 60 bar. Trykket til etanet og propanet økes også til 60 bar og blandes med butanet. Denne produktstrømmen kjøles ned til -47 °C og blandes så med metanet fra metanfjernerens, som har blitt rekomprimert til 60 bar. Denne blandingen av C₁-C₄ blir så kjølt ned til -155 °C ved 60 bar og deretter ekspandert til atmosfærisk trykk, før den sendes inn på en væske/gass separator. Væsken fra denne separatoren er LNG klar til lagring på tank. Gassen fra separatoren blir ikke behandlet i modellene i denne oppgaven.

Modifikasjon av modellen

For gass 2 og 3 ble det store forskjeller i energibruk mellom modell A og B. For å undersøke om konfigurasjonen av modell B var årsaken ble en modifisert utgave av modell B laget, vist i Figur 18.

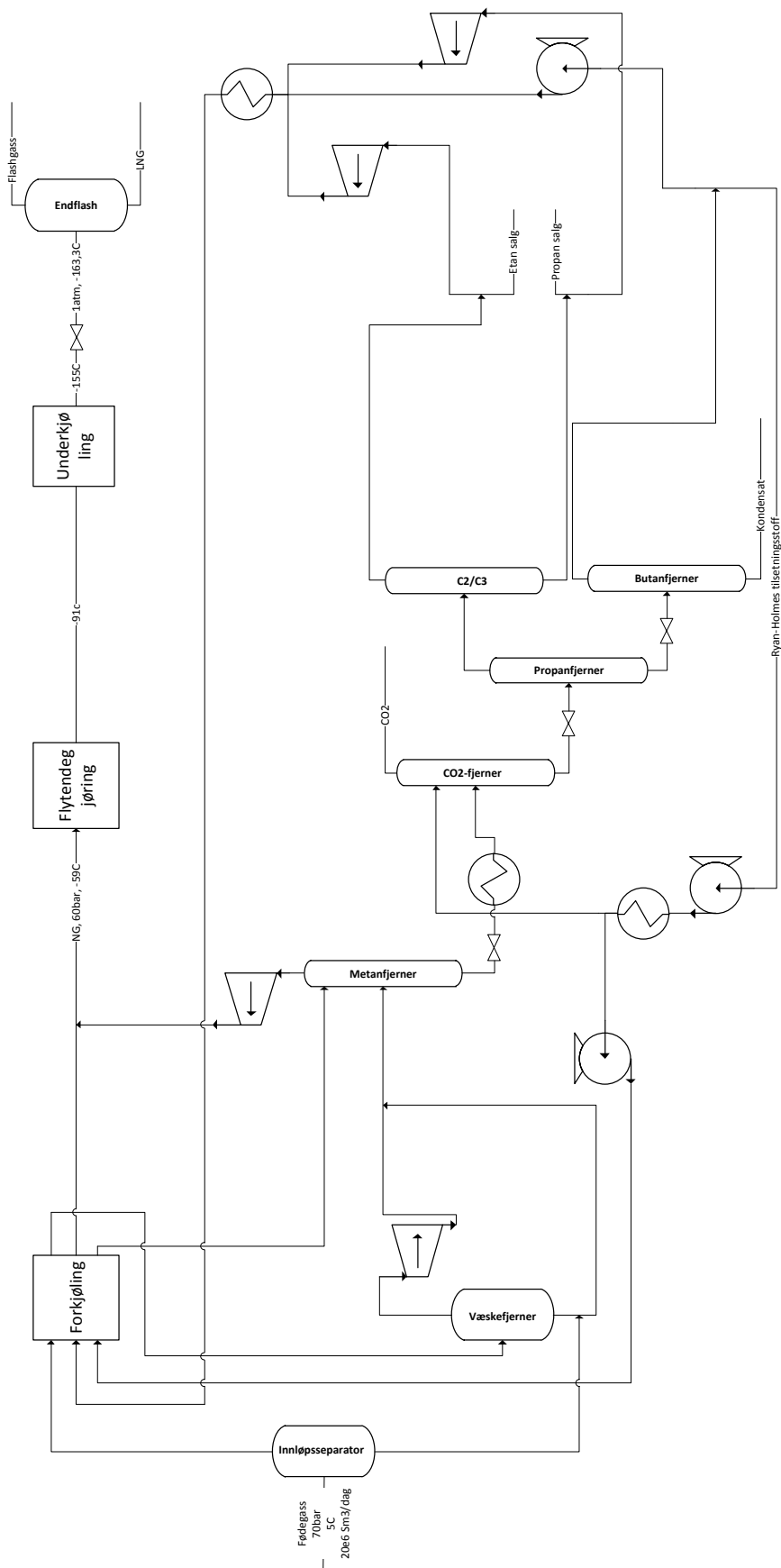
Fødegassen blir først sendt inn på en innløpsseparator. Gassen herifra blir kjølt til $-32\text{ }^{\circ}\text{C}$ og sendt inn på en væskefjerner før innløpsekspanderen senker trykket til 44,5 bar. Væsken fra innløpsseparator og væskefjerner blir blandet, strupet til 44,5 bar og sendt inn på metanfjerner sammen med gassen fra innløpsekspanderen.

Prosessen fra innløpet til metanfjerner og til utløpet av CO_2 -fjerner er nå identisk som for gass 1. Bunnproduktet fra CO_2 -fjerner blir strupet til 20 bar og sendt inn på en propanfjerner. Denne kolonnen har 50 trinn og opererer med et trykk på 20 bar. Kondenseren har en temperatur på $37\text{ }^{\circ}\text{C}$ og kokeren $114\text{ }^{\circ}\text{C}$. Etan og propan med 98 % renhet blir skilt ut som gass i toppen og butan+ som væske i bunn.

Blandingen av etan og propan blir sendt til en kolonne som skiller de to komponentene fra hverandre. Den har 40 trinn og opererer på 20 bar, og skiller ut etan som gass med 99 % renhet i toppen og propan som væske med 94 % renhet i bunn. Kondenseren har en temperatur på $-7\text{ }^{\circ}\text{C}$ og kokeren $57\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Bunnproduktet fra propanfjerner blir strupet til 4 bar og sendt til en butanfjerner. Den har 39 trinn og opererer på 4 bar, og skiller ut butan som væske med 99 % renhet i toppen og kondensat som væske med i bunn. Kondenseren har en temperatur på $37\text{ }^{\circ}\text{C}$ og kokeren $124\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Resten av modellen er identisk med originalmodellen.



Figur 18: Modell B, modifisert

6.3 Modell C, Ryan-holmes modell, uten separasjon av etan og propan

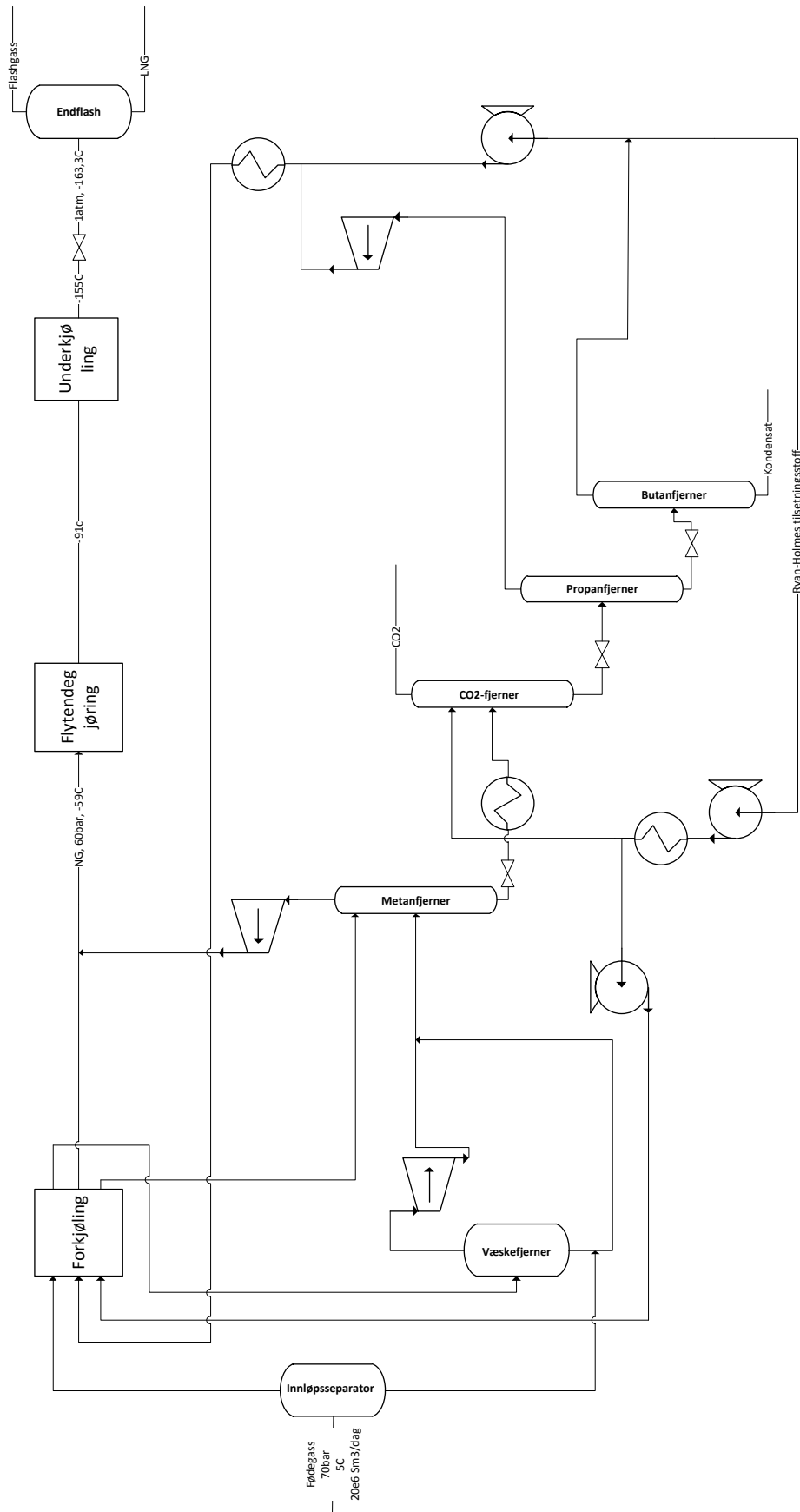
Modell B separerer etan og propan, for deretter å blande dem sammen igjen og produsere LNG. Den modellen gir mulighet for å tappe av etan og propan som rene produkter, men hvis formålet kun er produksjon av LNG er separasjonen av stoffene bortkastet arbeid. For å undersøke forskjellen i energibruk med og uten denne separasjonen ble denne modellen laget. En skisse av modellen er gitt i Figur 19.

Beskrivelse av prosessen

Fra innløp og fram til etanfjerner er denne modellen identisk med modell B, og er beskrevet i kapittel 6.2.

I stedet for en etanfjerner, har denne modellen en kolonne som separerer ut etan og propan samlet som gass i toppen av kolonnen, og butan som væske i bunn. Kolonnen har 50 trinn og opererer med trykk 25 bar. Kondenseren har en temperatur på 33 °C og kokeren 121 °C, og topp- og bunnproduktet har en renhet på 99 %.

Som for modell A og B blir en stor del av butanet, 93 %, brukt som hjelpestoff i metanfjerner og CO₂-fjerner. Resten av butanet blir pumpet opp til 60 bar. Etan og propanblandingen komprimeres til 60 bar, og blandes med butanet. Denne produktstrømmen kjøles ned til -47 °C og blandes så med metanet fra metanfjerner, som har blitt rekomprimert til 60 bar. Denne blandingen av C₁-C₄ blir så kjølt ned til -155 °C ved 60 bar og deretter ekspandert til atmosfærisk trykk, før den sendes inn på en væske/gass separator. Væsken fra denne separatorene er LNG klar til lagring på tank. Gassen fra separatorene blir ikke behandlet i modellene i denne oppgaven.



Figur 19: Modell C

6.4 Modell D, DWC først, Ryan-Holmes for CO₂-fjerning

Modell A benytter en DWC i NGL ekstraksjonen til prosessen. For å undersøke om bruk av DWC er mulig andre steder i prosessen ble modell D satt opp. Modellen benytter seg av en DWC som første destillasjonskolonne, og Ryan-Holmes konseptet for separasjon av CO₂ og etan. En skisse av prosessen er gitt i Figur 20.

Beskrivelse av prosessen

Fødegassen blir først sendt inn på en innløpsseparator. Gassen herifra blir kjølt til -32 °C og sendt inn på en væskefjerner før innløpsekspanderen senker trykket til 42 bar. Etter innløpsekspanderen fjerner en ny væskefjerner restene av C₅₊. Væsken fra innløpsseparatoren og væskefjernerene blir strupet til 20 bar og sendt inn på en destillasjonskolonne som skiller ut pentan og tyngre komponenter til en kondensatstrøm. Topproduktet fra denne kolonnen, som inneholder C₁-C₄, blir rekomprimert til 42 bar, kjølt ned til -47 °C og blandet med gassen fra innløpsekspanderen. Denne blandingen blir så sendt inn på en DWC.

Denne DWC har 60 trinn og opererer med et trykk på 42 bar. Kondenseren har en temperatur på -85 °C og kokeren 132 °C. Prefraksjonatoren har 20 trinn og er plassert mellom trinn 13 og 33 i kolonnen. I denne kolonnen blir metan med 40ppm skilt ut som gass i toppen, etan og CO₂ som væske med 87 % renhet ved trinn 23 og C₃₊ som væske i bunnen. For å gjøre separasjonen av metan og CO₂ ned til ppm nivå mulig blir det tilsatt butan i væskeform i kondenseren til kolonnen. Mengden butan er 7,9mol/100mol fødegass.

Blandingen av etan og CO₂ blir strupet til 37 bar og sendt inn på en CO₂-fjerner. Den har 100 trinn og opererer med trykk på 37 bar. Kondenseren har en temperatur på -6 °C og kokeren 83 °C. For å gjøre separasjonen av etan og CO₂ mulig blir det tilsatt butan i væskeform også i denne kolonnen. For å forhindre at for mye butan havner i topproduktet blir butanet tilsatt på trinn 5 i kolonnen. Mengden butan er 42mol/100mol føde. I denne kolonnen blir CO₂ med 95 % renhet skilt ut som væske i toppen, og etan og butan som væske i bunnen av kolonnen.

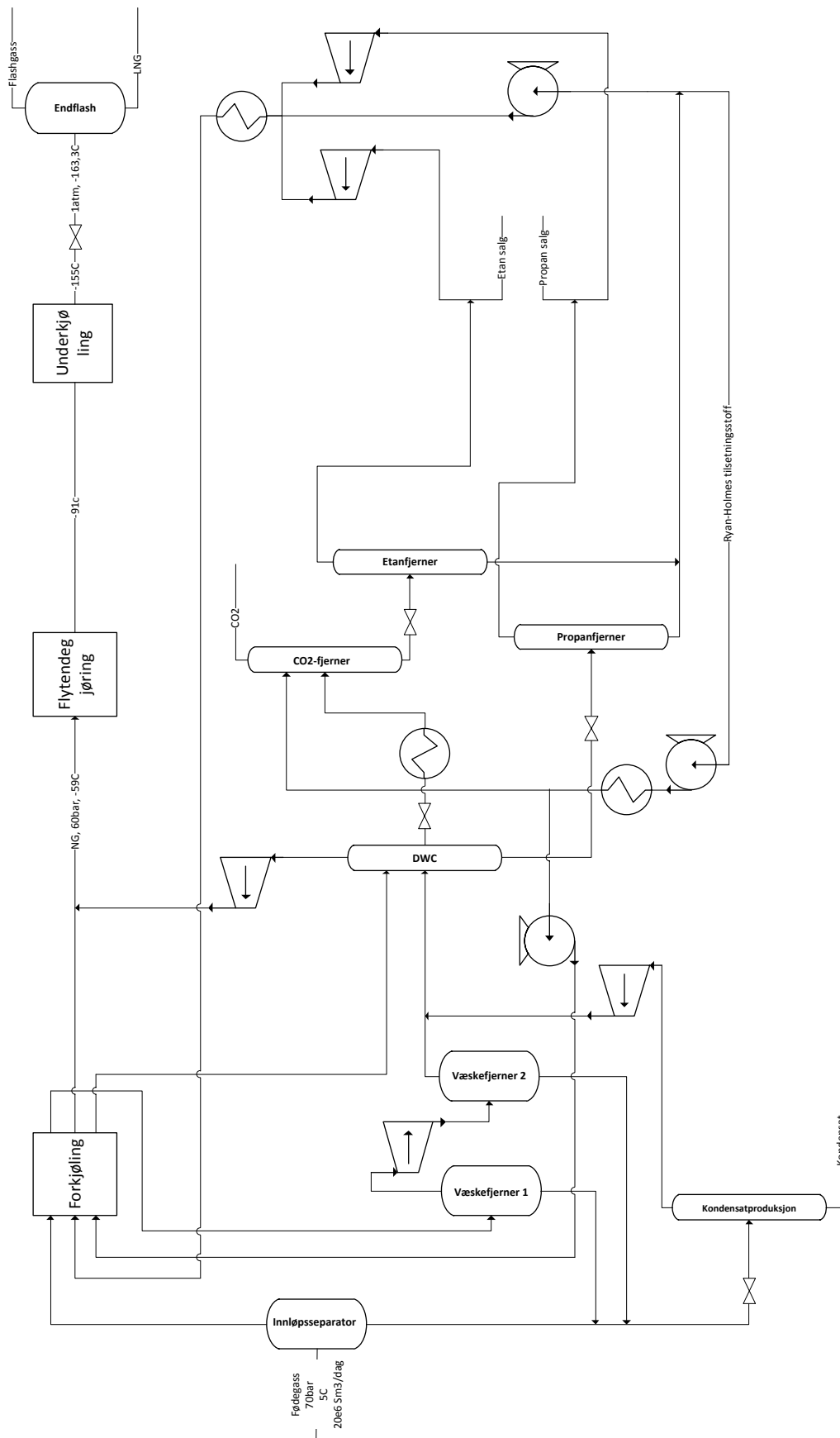
Bunnproduktet fra CO₂-fjernereren blir sendt direkte inn på en etanfjerner. Denne kolonnen har 40 trinn og opererer med et trykk på 25 bar. Kondenseren har en temperatur på 5 °C og kokeren 123 °C. Etan blir skilt ut i toppen som gass med 99 % renhet og butan som væske i bunn.

Bunnproduktet fra DWC blir strupet til 25 bar og sendt til propanfjernereren. Denne kolonnen har 45 trinn og et trykk på 25 bar. Kondenseren har en temperatur på 46 °C og kokeren 123

°C. Propan blir skilt ut som væske i toppen med 98 % renhet, og butan som væske i bunn. Bunnproduktene fra etanfjernereren og propanfjernereren blir blandet til en felles butanstrøm.

Som for de andre modellene blir en stor del av butanet brukt som hjelpestoff i metanfjernereren og CO₂-fjernereren. Resten av butanet blir pumpet opp til 60 bar. Trykket til etanet og propanet økes også til 60 bar, og blandes med butanet. Denne produktstrømmen kjøles ned til -47 °C og blandes så med metanet fra metanfjernereren, som har blitt rekomprimert til 60 bar. Denne blandingen av C₁-C₄ blir så kjølt ned til -155 °C ved 60 bar og deretter ekspandert til atmosfærisk trykk, før den sendes inn på en væske/gass separator. Væsken fra denne separatorene er LNG klar til lagring på tank. Gassen fra separatorene blir ikke behandlet i modellene i denne oppgaven.

Denne modellen viste seg å ha store svakheter. Den ene strømmen fra DWC bestod av CO₂ og etan. For å skille de to stoffene ble de sendt til en CO₂-fjerner. Her blir butan tilsatt i kolonnen og produktene blir derfor CO₂ i toppen og en blanding av etan og butan i bunn. For å produsere rent etan trengs dermed en ekstra destillasjonskolonne for å skille ut etanet fra butan. Dermed bruker den totale prosessen like mange destillasjonskolonner som den originale Ryan-Holmes modellen som ikke benytter DWC. Bruk av DWC først i prosessen ble også energikrevende. På bakgrunn av disse ulempene ble denne modellen forkastet for gass 2 og gass 3.



Figur 20: Modell D

6.5 Modell E, Fjerning av CO₂ ved bruk av amin, høytemperatur NGL ekstraksjon

For å undersøke ytelsen til de fire første modellene var det interessant å sammenlikne dem med en modell basert på et annet konsept for CO₂-fjerning. Det naturlige valget her ble et anlegg som benytter Amin teknologi for CO₂-fjerning. Det er en kjent teknologi som er i bruk blant annet på Snøhvit.

Denne modellen ble bygd opp på en annen måte enn de fire forrige. Selve CO₂-fjerningen antas utført først i prosessen, det samme med dehydreringen. Denne delen vil ikke bli modellert i Hysys. I stedet vil et overslag for varmebruk og elektrisk energibruk bli regnet ut med et internt Statoil verktøy, ved Knut Arild Maråk. Gassen antas å være helt fri for CO₂ etter dette med de samme startverdiene som de andre gassene, det vil si 5 °C, 70 bar.

Mengden gass blir redusert tilsvarende mol mengden CO₂ som er fjernet fra gassen. En skisse av prosessen er vist i Figur 21.

Beskrivelse av prosessen

På forhånd har all CO₂ blitt fjernet fra gassen, og den er fullstendig dehydrert. Gassen blir kjølt ned til -32 °C og sendt inn på en absorber med koker. Denne kolonnen har 30 trinn og et trykk på 69,4 bar. Topproduktet består hovedsakelig av metan med en del etan og propan, og spor av tyngre stoffer helt ned til dekan. Gassen blir kjølt videre ned til -47 °C og kjørt inn på en væskefjerner. Væsken består av de tyngre komponentene som opprinnelig var i gassen, og sendes tilbake til absorbereren som reflux.

Bunnproduktet fra absorbereren kjøles ned til 11 °C og ekspanderes til 44,5 bar før det sendes inn på metanfjernereren. Denne kolonnen har 46 trinn og opererer med trykk 44,5 bar.

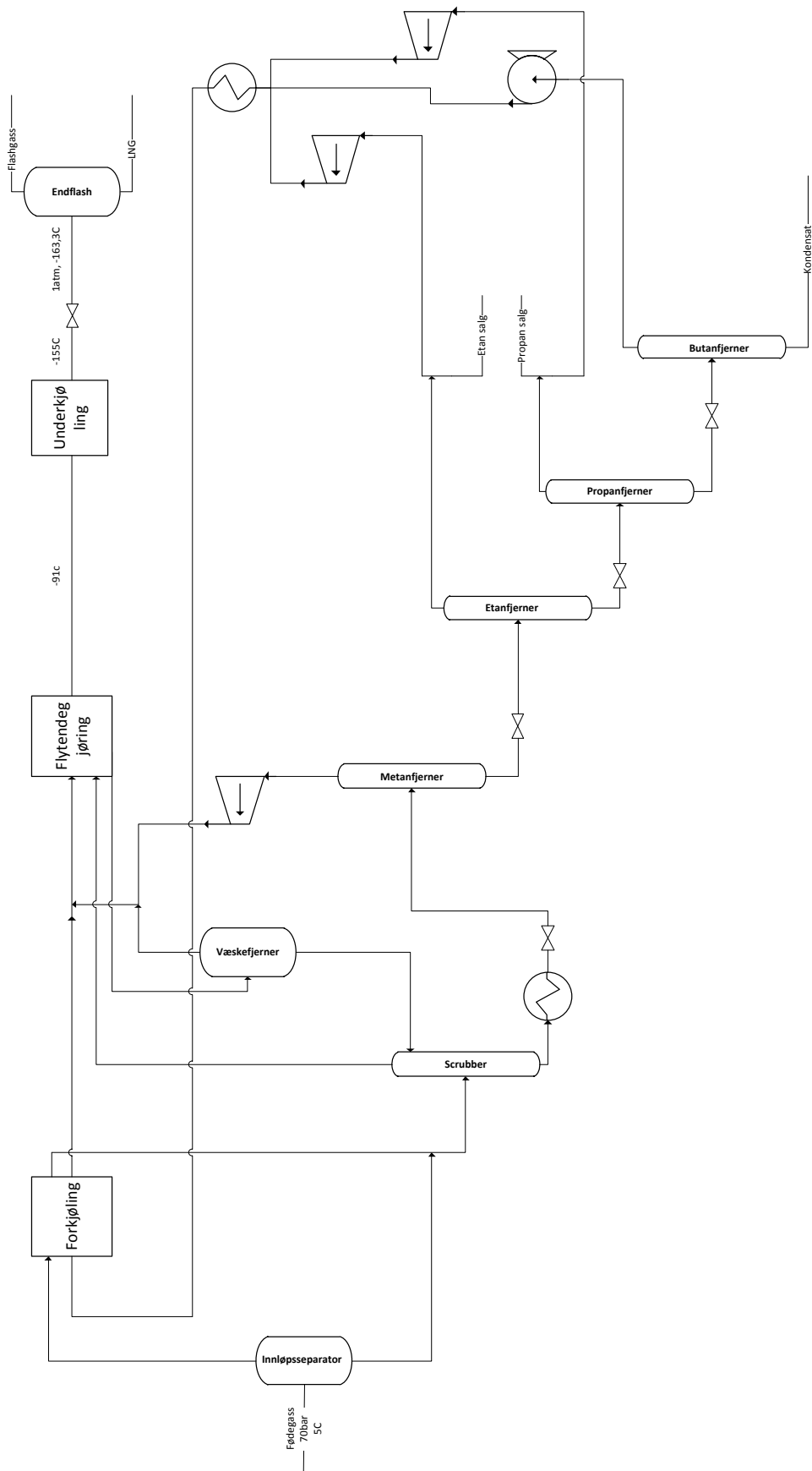
Kondenseren har en temperatur på -84 °C og kokeren 146 °C. Metan skilles ut som gass med 99,9 % renhet i toppen, resten av fødegassen går ut som væske i bunn.

Bunnstrømmen blir strupet til 25 bar og sendt inn på etanfjernereren. Denne kolonnen har 50 trinn og trykk 25 bar. Kondenseren holder en temperatur på 1 °C og kokeren 142 °C. Etan skilles ut som gass med 98 % renhet, de tyngre komponentene som væske i bunn.

Videre blir væsken strupet til 11 bar og sendt inn på propanfjernereren. Denne kolonnen har 40 trinn og trykk 11 bar. Kondenseren har en temperatur på 28 °C og kokeren 135 °C. Propan blir skilt ut som væske med 99 % renhet i toppen, og butan+ som væske i bunn.

Til slutt blir C_{4+} strupet til 4 bar og sendt til butanfjernereren. Den har 40 trinn og trykk 4 bar. Kondensertemperaturen er 36 °C og kokeren 126 °C. Butan med 99 % renhet blir skilt ut som væske i toppen og bunnstrømmen bestående av C_{5+} kan lagres som kondensat på tank.

Metan, etan, propan og butan sammen med gassen fra absorbereren blir blandet ved 60 bar og kjølt ned til -155 °C. Deretter strupes trykket til 1 atmosfære og en væskefjerner skiller gass og LNG.

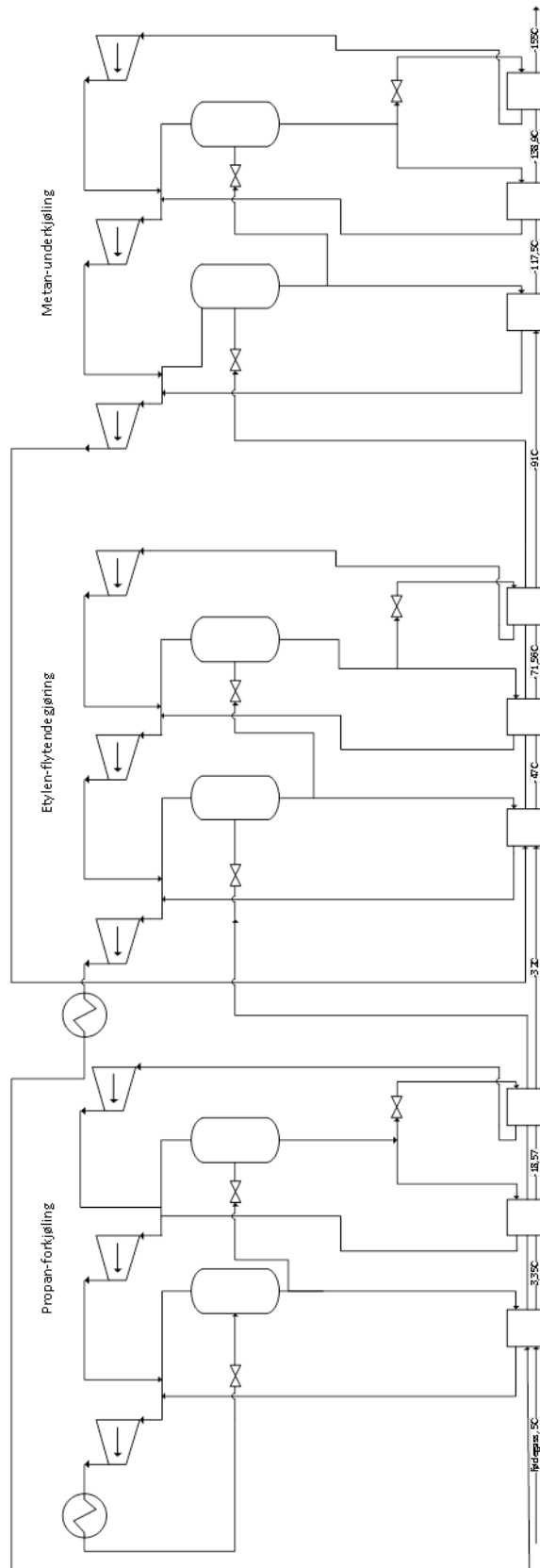


Figur 21: Modell E

6.6 Kaskadeanlegg for nedkjøling av naturgassen

For å gi et realistisk tall for energibruken til nedkjølingsprosessene i modellene ble et kaskadeanlegg for nedkjøling av naturgassen laget. En skisse av kaskaden er gitt i Figur 22.

Kaskaden består av ni LNG-varmevekslere med tre arbeidsmedier. De tre første varmevekslerne er forkjølingen til prosessen, og benytter propan til å senke temperaturen på naturgassen til $-32\text{ }^{\circ}\text{C}$. De neste tre stegene benytter etylen til å flytendegjøre naturgassen og underkjøle den til $-91\text{ }^{\circ}\text{C}$. De siste stegene benytter metan til å senke temperaturen til $-155\text{ }^{\circ}\text{C}$.



Figur 22: Kaskadeanlegg

7 Resultater

I dette kapittelet vil alle resultater fra simuleringene bli presentert. Resultatene fra de ulike fødegassene vil bli presentert separat, og sammenlikninger vil bli gjort i kapittel 8. Tabellene til de forskjellige figurene vist i dette kapittelet er vedlagt i vedlegg D, E og F.

I resultatene til gass 2 og 3 er modell D utelatt. Konfigurasjonen av modellen gjorde det nødvendig med en ekstra destillasjonskolonne for å skille butanet som tilsettes i CO₂-fjernerer fra etanet. Modell D var jevnt over den dårligste av modellene for den første gassen, og forsøk på simuleringer av gass 2 med denne modellen gav ekstremt dårlige resultater. For å spare tid ble denne modellen forkastet for gassene med høyere konsentrasjon av CO₂ fordi den uansett ikke ville gi fornuftige resultater.

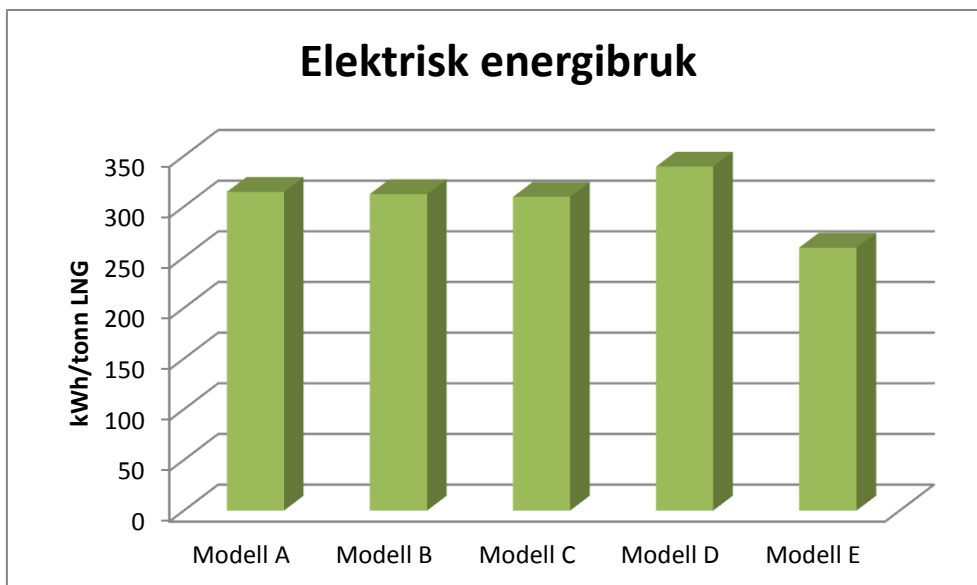
I resultatene til gass 3 er også modell C utelatt. Modell C var ulik de andre ved at den ikke produserte rent propan og etan, og har blitt utelatt for kun å sammenlikne modeller som utfører nøyaktig samme operasjon.

7.1 Forbruk av elektrisk energi og varme

En av de viktigste faktorene for å sammenlikne ytelsen til de ulike modellene er forbruket av elektrisitet og varme.

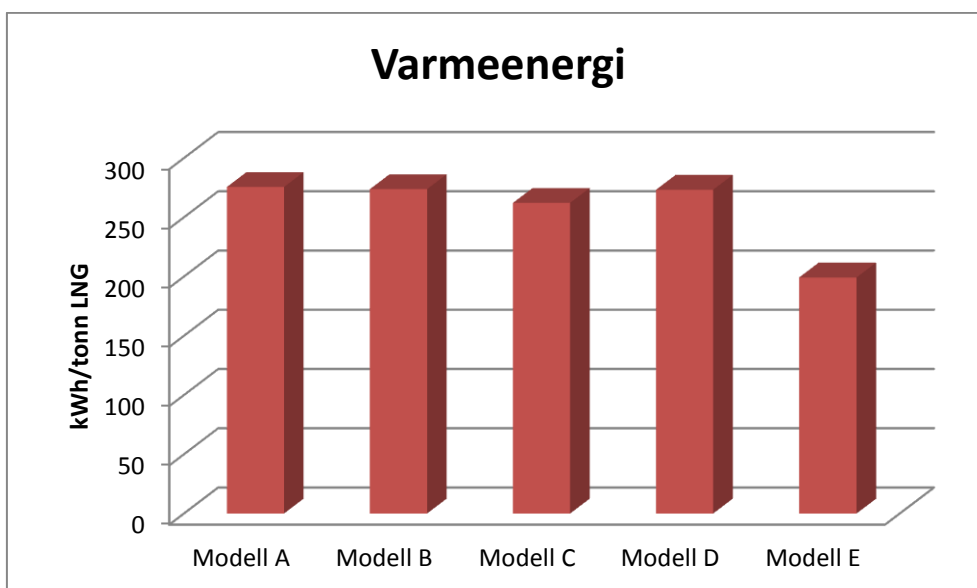
Gass 1

Figur 23 viser det elektriske energiforbruket til de forskjellige modellene. Det inkluderer all elektrisitet benyttet på anlegget, fra kompressor- og pumpearbeid i selve prosessanlegget, til kompressorarbeidet i kaskadeanlegget. Som figuren viser har modell E klart lavest energibruk, mens modell D har det høyeste. Differansen mellom A, B og C er neglisjerbart.



Figur 23: Elektrisk energibruk for 5,5 % CO₂ modellene

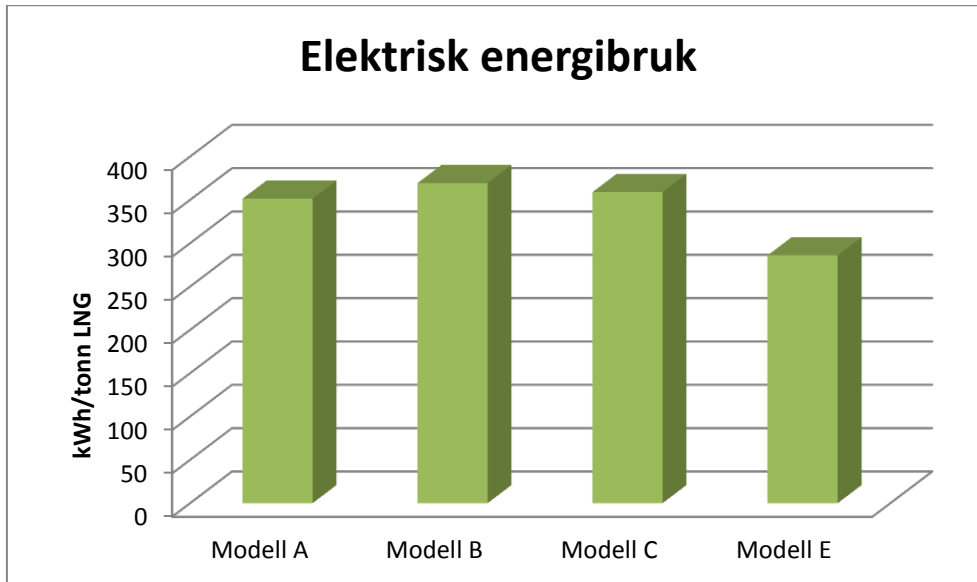
Figur 24 viser det totale forbruket av varme for de forskjellige modellene, benyttet i kokerne til destillasjonskolonnene. Som figuren viser har igjen modell E det klart laveste energiforbruket, mens de fire andre modellene omtrent har likt forbruk.



Figur 24: Forbruk av varme for 5,5 % CO₂ modellene

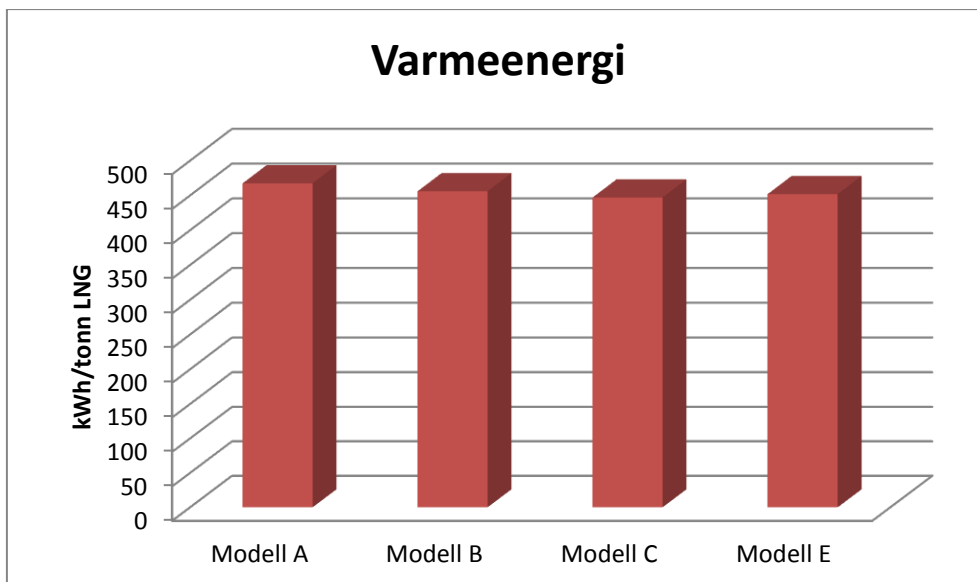
Gass 2

Figur 25 viser det elektriske energiforbruket til de forskjellige modellene. Som figuren viser har modell E klart lavest energibruk, mens differansen mellom A, B og C er neglisjerbart.



Figur 25: Elektrisk energibruk for 20 % CO₂ modellene

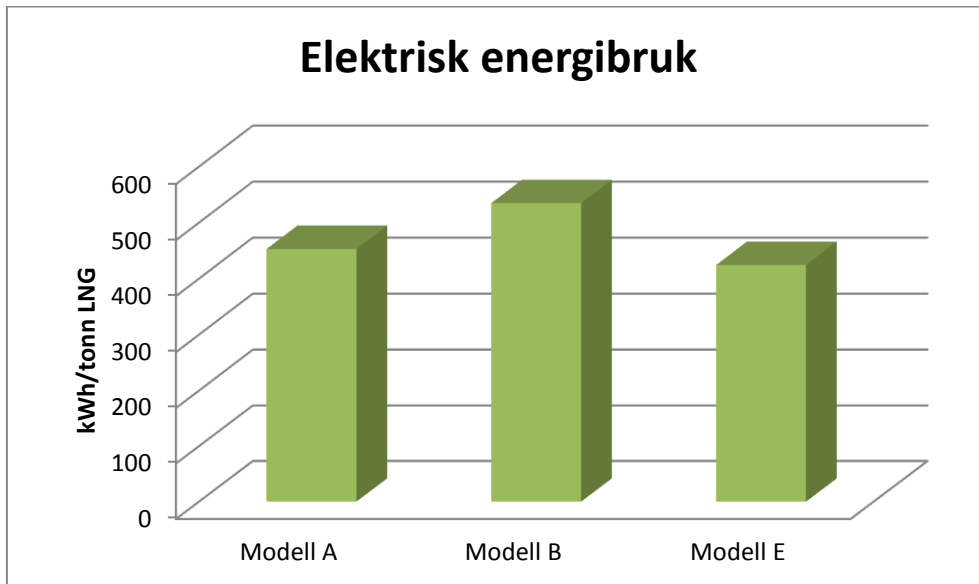
Figur 26 viser det totale forbruket av varme for de forskjellige modellene. Her er for første gang ikke modell E det laveste forbruket, som er marginalt høyere enn for modell C. Modell A og B er også svært nærme, og differansen fra best til dårligst er kun 20 kWh/tonn LNG.



Figur 26: Forbruk av varme for 20 % CO₂ modellene

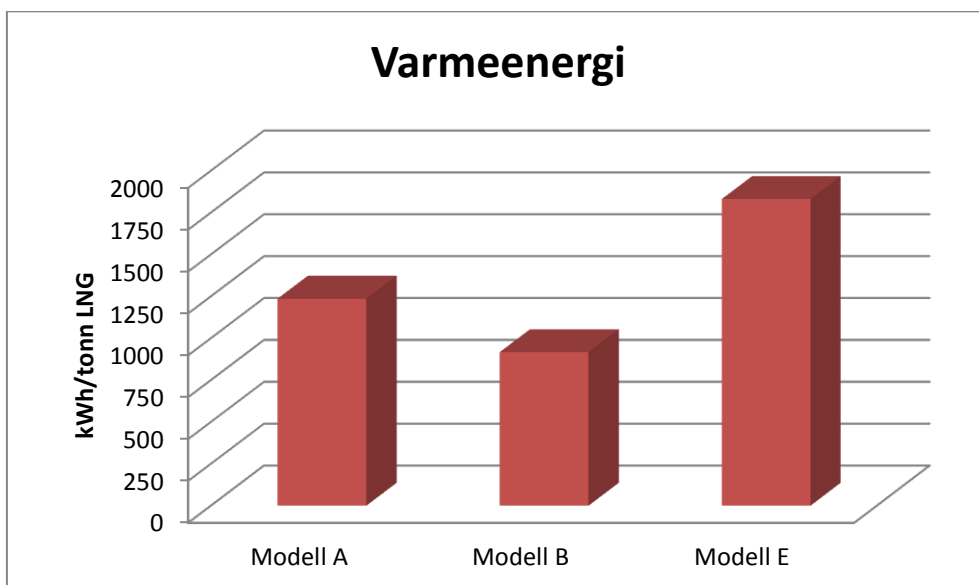
Gass 3

Figur 27 viser det elektriske energiforbruket til de forskjellige modellene. Fremdeles har modell E det laveste forbruket av elektrisitet, men forskjellen til modell A er mindre enn før. Modell B har et vesentlig høyere forbruk enn de to andre.



Figur 27: Elektrisk energibruk for 50 % CO₂ modellene

Figur 28 viser det totale forbruket av varme for de forskjellige modellene. Som figuren viser har modell E nå et svært mye høyere forbruk enn A og B. Forskjellen er faktisk så mye som 48 % høyere enn modell A, og 100 % høyere enn modell B.



Figur 28: Forbruk av varme for 20 % CO₂ modellene

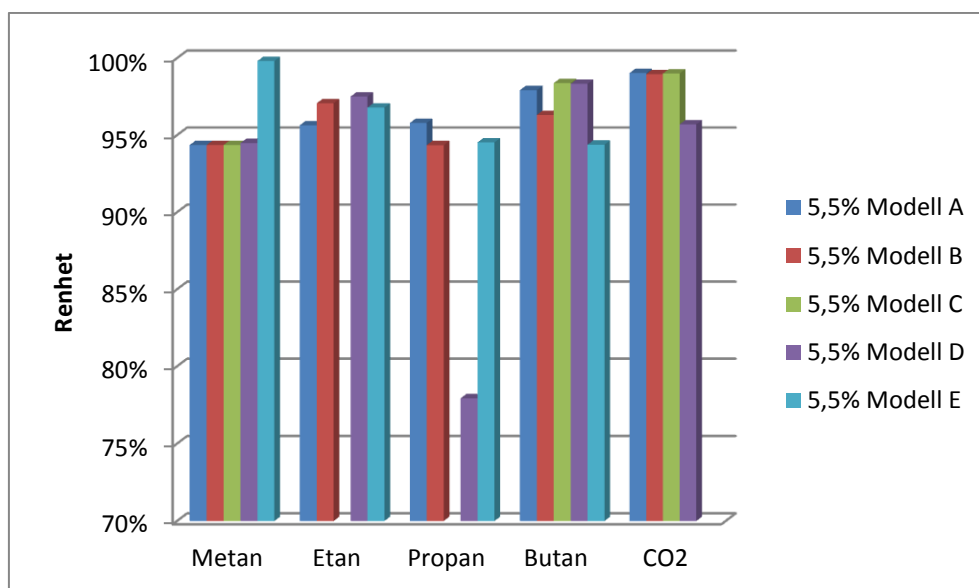
7.2 Renhet for de forskjellige produktstrømmene

De ulike modellene produserer rene produktstrømmer som deretter blandes og kjøles ned til LNG. Hvis det er ønskelig, kan en andel av slike strømmer hentes ut til bruk i kjøleanlegget. For slik bruk er det viktig at produktene er rene slik at de senere må gjennom minst mulig raffinering før de kan benyttes i kjøleanlegget.

Det er viktig å merke seg at modell C ikke skiller etan og propan, og har derfor ikke en spesifisering for disse produktene. Siden CO₂ fjerningen i modell E ikke blir utført i selve Hysys simuleringen er renheten for denne strømmen ukjent. Denne modellen har også en absorber med koker som skiller ut en blanding av metan, etan, propan og butan før metanfjernerer. Her vil også all nitrogen i gassen bli fjernet, noe som gjør at renheten til metanet fra metanfjernerer er kunstig høyt.

Gass 1

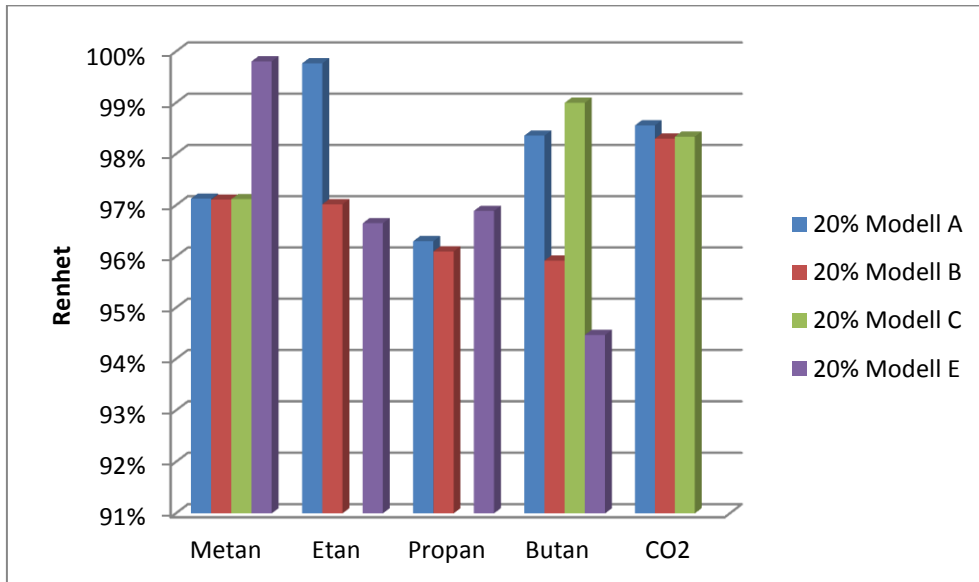
Figur 29 viser renheten til de individuelle strømmene av metan, etan, propan, butan og CO₂. Som figuren viser er renheten høy for alle produktstrømmer i alle modellene. Det eneste unntaket er propanet i modell D som har en renhet under 80 %.



Figur 29: Renhet til produktstrømmer for 5,5 % modellene

Gass 2

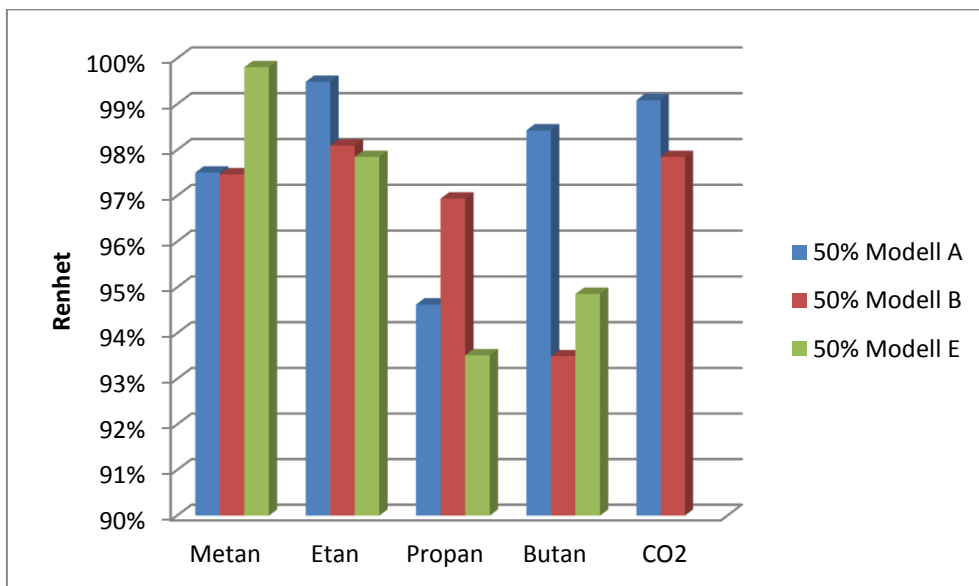
Figur 30 viser renheten til de individuelle strømmene av metan, etan, propan, butan og CO₂. Som figuren viser er renheten høy for alle produktstrømmer i alle modellene, med samtlige produktstrømmer over 94 vekt % renhet.



Figur 30: Renhet til produktstrømmer for 20 % modellene

Gass 3

Figur 31 viser renheten til de individuelle strømmene av metan, etan, propan, butan og CO₂. Som figuren viser er renheten høy for alle produktstrømmer i alle modellene, med samtlige produktstrømmer over 93 vekt % renhet.



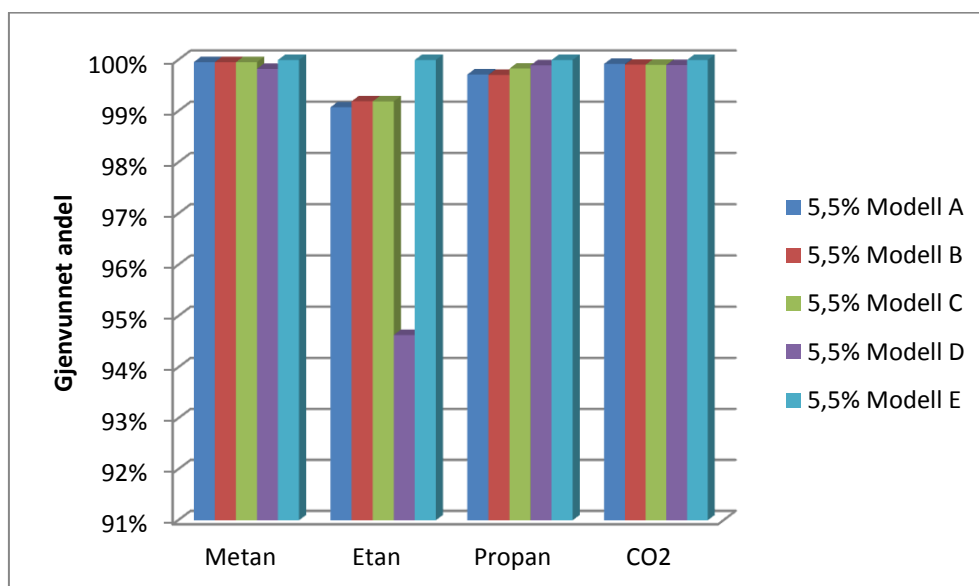
Figur 31: Renhet til produktstrømmer for 50 % modellene

7.3 Gjenvinning av hydrokarboner

En annen viktig faktor er hvor godt modellen er i stand til å gjenvinne de lette hydrokarbonene, og hvor mye CO₂ den er i stand til å fjerne fra gassen. Måten gjenvinningsgraden har blitt beregnet i denne oppgaven er ved å sammenlikne mengden av de forskjellige hydrokarbonene i fødegassen, med mengden av de samme stoffene i blandingen som går til flytendegjøring og underkjøling. Gjenvinningen av CO₂ beregnes ved å sammenlikne mengde CO₂ i fødegassen med mengde CO₂ i produktet som går til CO₂ lagring.

Gass 1

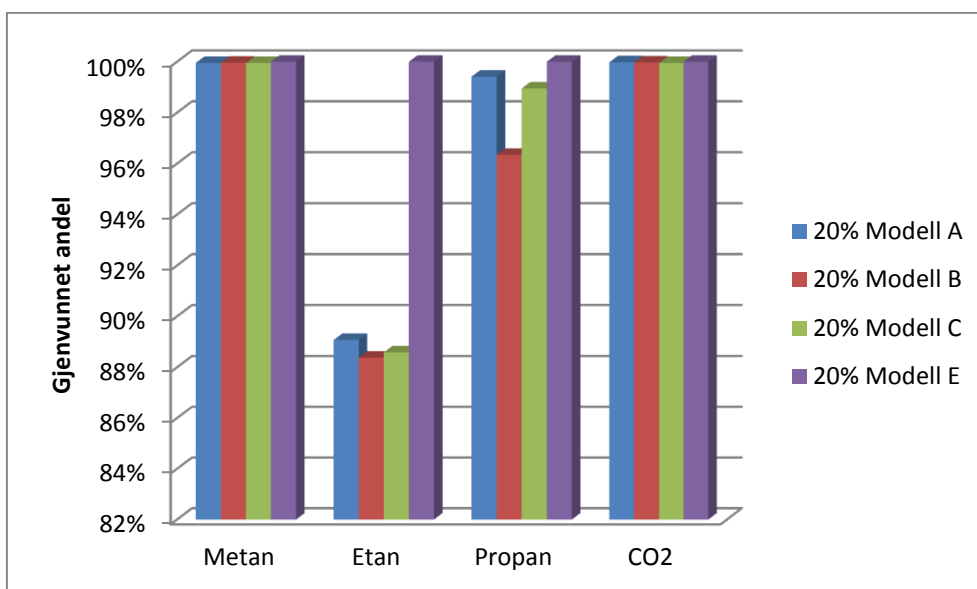
Figur 32 viser gjenvinningsgraden av metan, etan, propan og CO₂ for de forskjellige modellene. Som figuren viser er alle modellene i stand til å gjenvinne over 99 % av de ulike komponentene. Det eneste unntaket er gjenvinningen av etan i modell D, som ligger på omtrent 94,5 %.



Figur 32: Gjenvinning av hydrokarboner og CO₂, 5,5 %

Gass 2

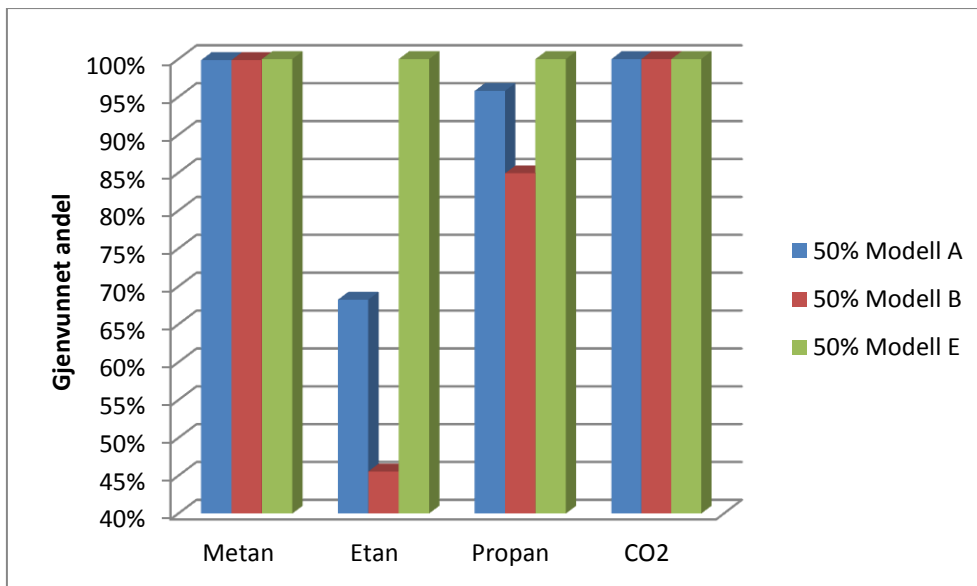
Figur 33 viser gjenvinningsgraden av metan, etan, propan og CO₂ for de forskjellige modellene. Som figuren viser er alle modellene i stand til å gjenvinne tilnærmet 100 % av metan og CO₂, og minst 96 % av propanet. For etanet er det en vesentlig forskjell. Her er gjenvinningsgraden nede i 88 % for modellene som benytter Ryan-Holmes konseptet. Det resterende etanet havner sammen med CO₂ i topproduktet fra CO₂-fjernereren.



Figur 33: Gjenvinning av hydrokarboner og CO₂, 20 %

Gass 3

Figur 34 viser gjenvinningsgraden av metan, etan, propan og CO₂ for de forskjellige modellene. Som figuren viser er alle modellene i stand til å gjenvinne tilnærmet 100 % av metan og CO₂. Modell A gjenvinner 96 % av propanet, mens modell B gjenvinner 85 %. For etanet er det en vesentlig forskjell. Her er gjenvinningsgraden nede i 68 % for modell A og 46 % for modell B. Det resterende etanet havner sammen med CO₂ i topproduktet fra CO₂-fjernereren.

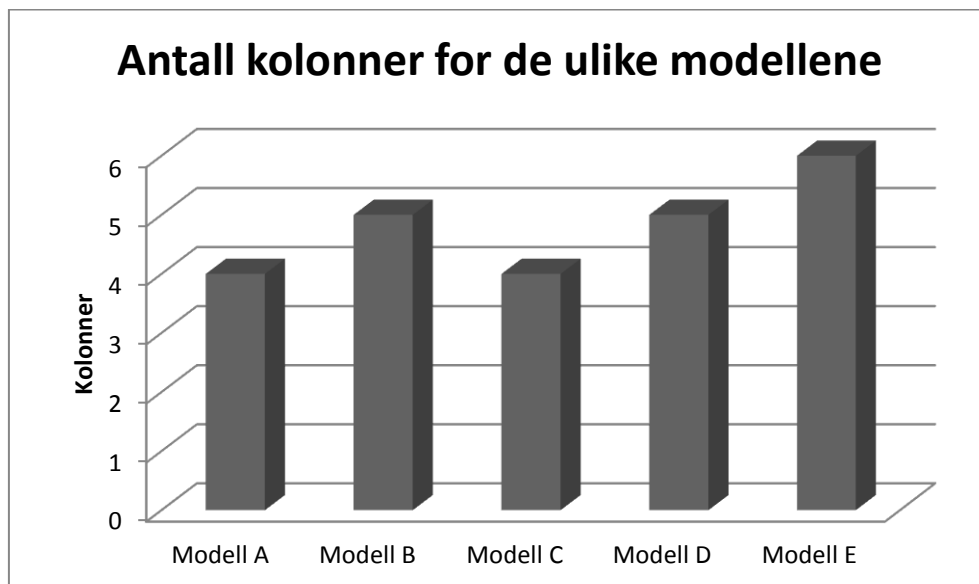


Figur 34: Gjenvinning av hydrokarboner og CO₂, 50 %

7.4 Destillasjonskolonner og UA verdier

Når ulike modeller skal sammenliknes er det ikke nok å fokusere på energibruk og renheten til produktene. Et lavt forbruk av energi kommer sjelden gratis, og som oftest gir dette utslag på størrelsen på, og mengden av, utstyr brukt i anlegget. For å undersøke dette har antallet og størrelsen til destillasjonskolonnene benyttet i hver modell blitt kartlagt.

Figur 35 viser antallet destillasjonskolonner som blir benyttet i de ulike modellene, og er det samme for de tre ulike gassene. Aminanlegget for fjerning av CO₂ i modell E er tatt med som en enkelt destillasjonskolonne. Som figuren viser har modell A og C fire kolonner, modell B og D har fem og modell E har seks. Modell C produserer ikke like mange rene produkter som de andre, se kapittel 6.3, så modell A er den som benytter færrest kolonner for å utføre den samme oppgaven.



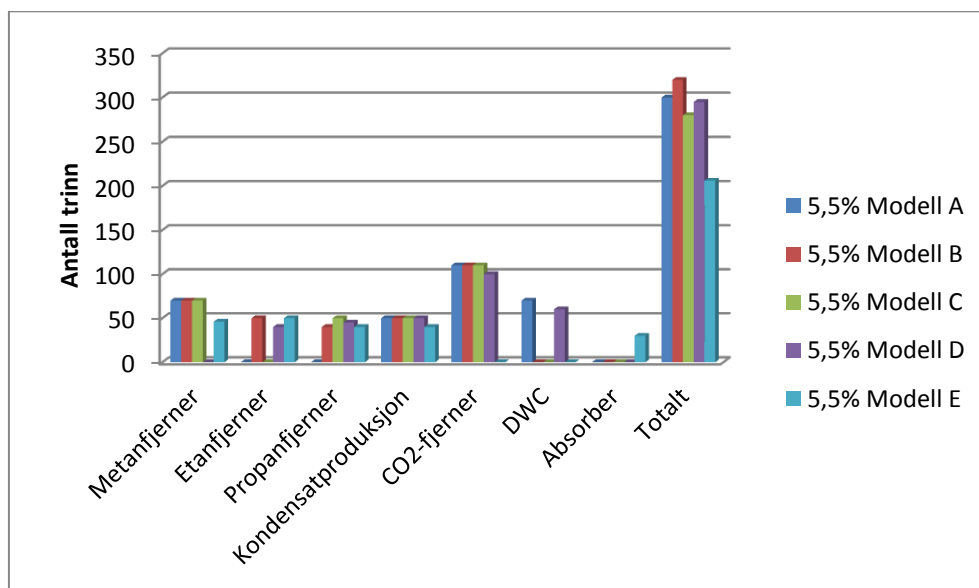
Figur 35: Antall kolonner for de ulike modellene

Det er ikke bare antallet destillasjonskolonner som er interessant å undersøke. Størrelsen er også viktig med tanke på kostnader og hvor mye plass som kreves.

Det er viktig å merke seg at kondenseren til aminanlegget i modell E ikke er tatt med i grafen. Det var ikke mulig å få informasjon angående temperatur og varmemengde som fjernes i aminprosessen, så dette har derfor blitt utelatt. Dette medfører at tallene for kondensere til modell E er mye lavere enn de skal. Kokerne er derimot fullstendig inkludert og kan sammenliknes med de andre modellene. Måten UA-verdiene er beregnet er beskrevet i kapittel 2.8.

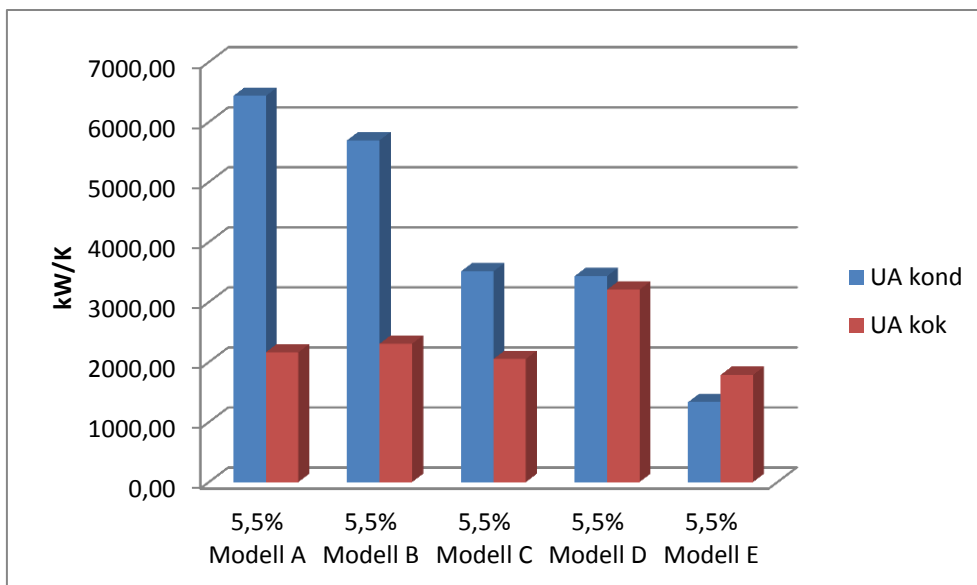
Gass 1

Figur 36 viser antall trinn for de forskjellige kolonnene modellene benytter, og det totale antall trinn for alle kolonnene. Som figuren viser er de ulike kolonnene relativt like i størrelse for de forskjellige modellene. Det skyldes at kolonnene utfører de samme oppgavene og har derfor blitt gjenbrukt i flere modeller. Det totale antallet trinn er klart lavest for modell E. Det skyldes hovedsakelig at informasjon om antall trinn i kolonnen benyttet i aminanlegget ikke var tilgjengelig. Tallet for modell E er dermed lavere enn det vil være i praksis. Figuren viser også at variasjonen mellom modell A til D er liten.

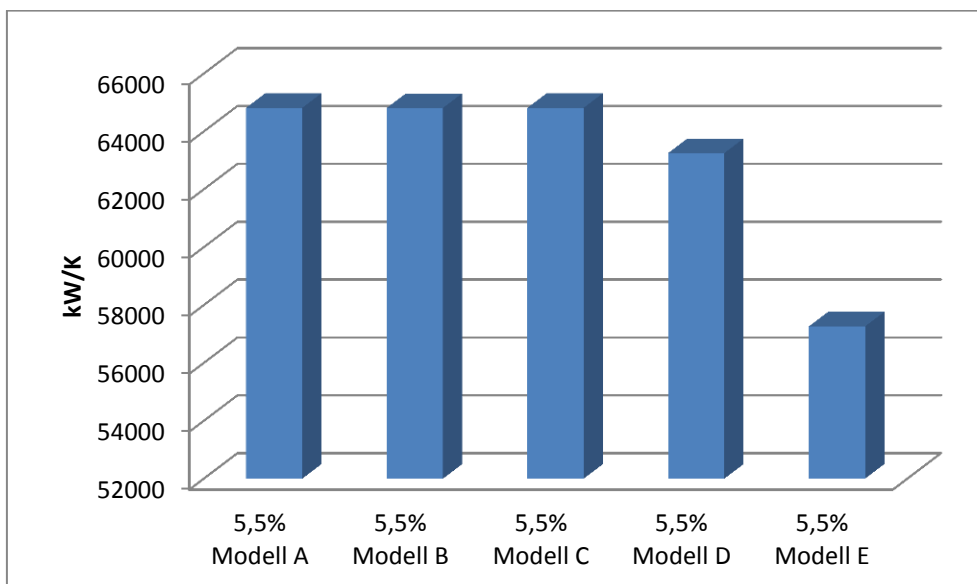


Figur 36: Antall trinn for de ulike kolonnene, 5,5 % CO₂

Størrelsen på heteflater i kondenserene og kokerne til destillasjonskolonnene innvirker på den totale investeringskostnaden til utstyret. Figur 37 viser UA verdiene for modellene med 5,5 % CO₂. Som figuren viser er UA verdien for de ulike kokerne relativt like, med unntak av modell D som er vesentlig større. For kondenserene er situasjonen svært forskjellig. Her har modell A og B dobbelt så høy UA verdi som C og D, og seks ganger så høy som modell E. Som nevnt tidligere er tallet for modell E urealistisk, fordi tall på kjølingen i aminanlegget ikke var tilgjengelig. Sammenliknes UA verdiene fra kondenserene med UA verdiene fra kaskadeprosessen, vist i Figur 38, ser man at UA verdiene til kaskaden er i en helt annen størrelsesorden. Også her har modell E den laveste UA verdien men forskjellen er mye mindre enn for kondenserene. Den samme trenden vises for modell A til D, som nå har tilnærmet identisk verdi.



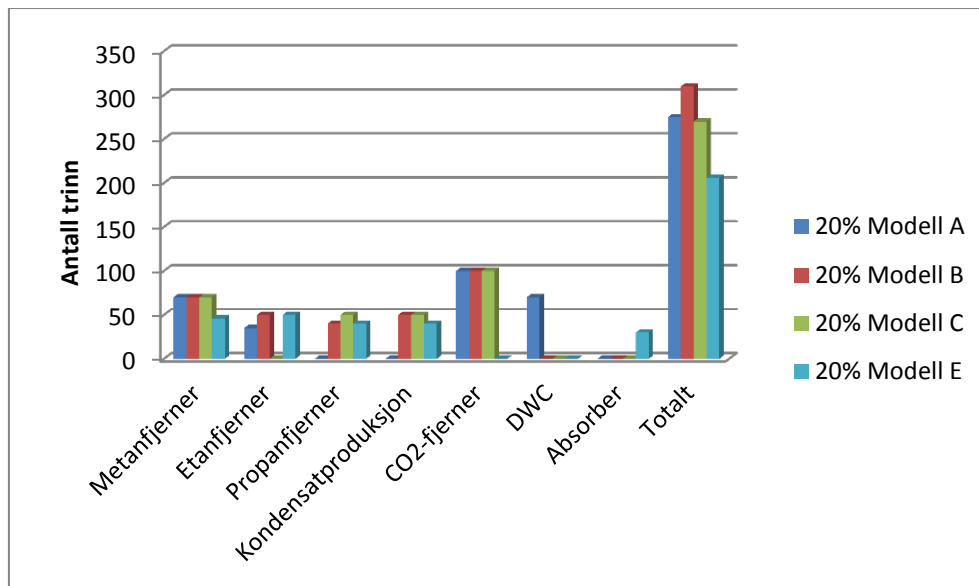
Figur 37: UA verdier for 5,5 % modellene



Figur 38: UA verdier for kaskadeanlegget

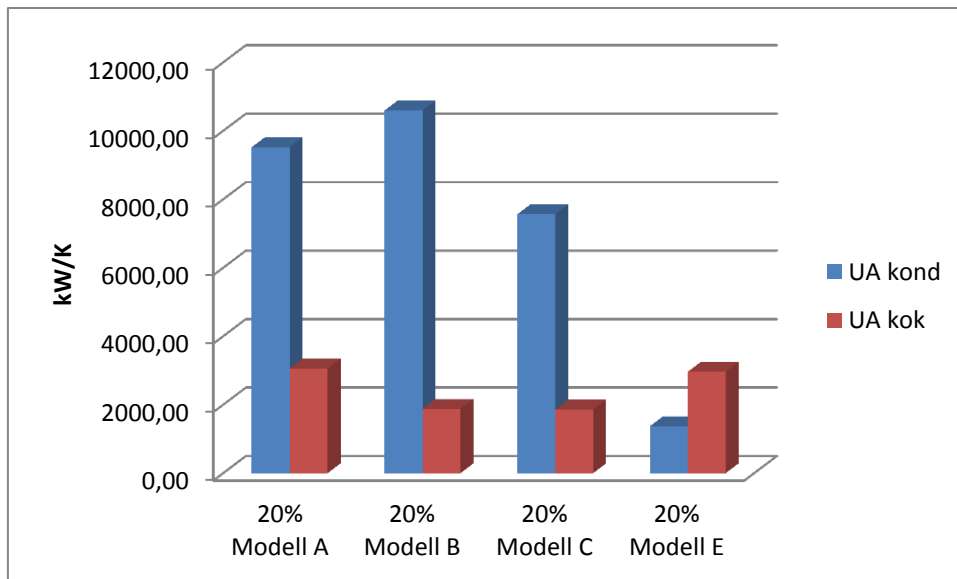
Gass 2

Figur 39 viser antall trinn for de forskjellige kolonnene modellene benytter, og det totale antall trinn for alle kolonnene. Som figuren viser er de ulike kolonnene relativt like i størrelse for de forskjellige modellene. Det totale antallet trinn er klart lavest for modell E. Som nevnt tidligere skyldes det hovedsakelig at informasjon om antall trinn i kolonnen benyttet i amineranlegget ikke var tilgjengelig. Figuren viser også at variasjonen mellom modell A, B og C er liten, men at modell B har et høyere tall enn A og C.

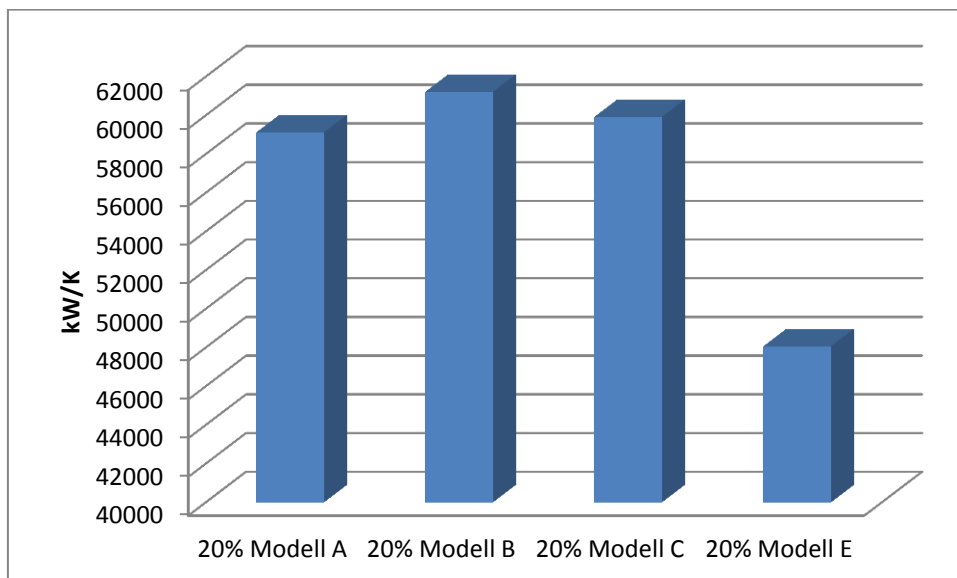


Figur 39: Antall trinn for de ulike kolonnene, 20 % CO₂

Figur 40 viser UA verdiene for modellene med 20 % CO₂. Som figuren viser er UA verdien for de ulike kokerne relativt like, med A og E litt større enn B og C. Igjen er situasjonen svært forskjellig for kondenserene. Her har modell A, B og C svært mye høyere UA verdi enn modell E. Sammenliknes UA verdiene fra kondenserene med UA verdiene fra kaskadeprosessen, vist i Figur 41, ser man at også her har modell E den laveste UA verdien men igjen er forskjellen mye mindre enn for kondenserene.



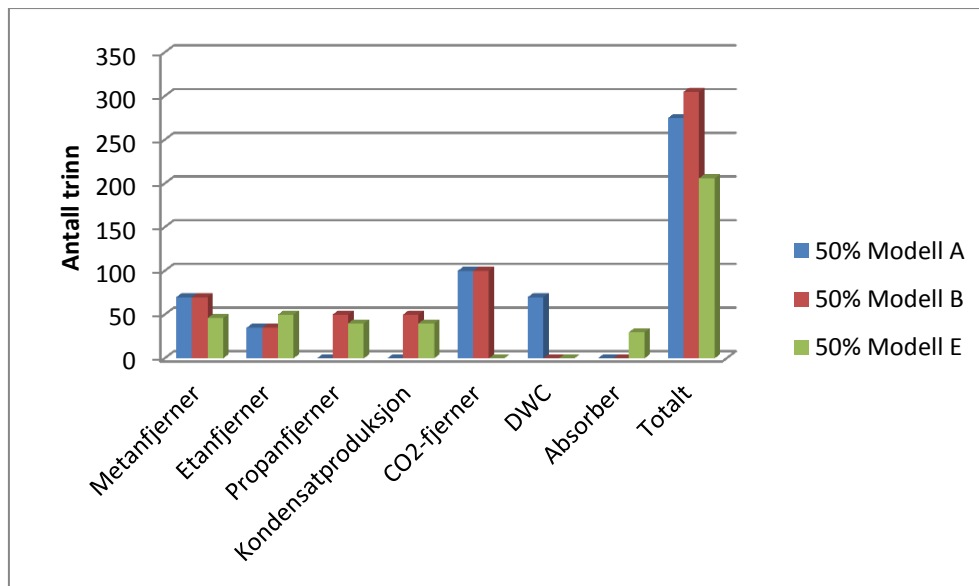
Figur 40: UA verdier for 20 % modellene



Figur 41: UA verdier for kaskadeanlegget

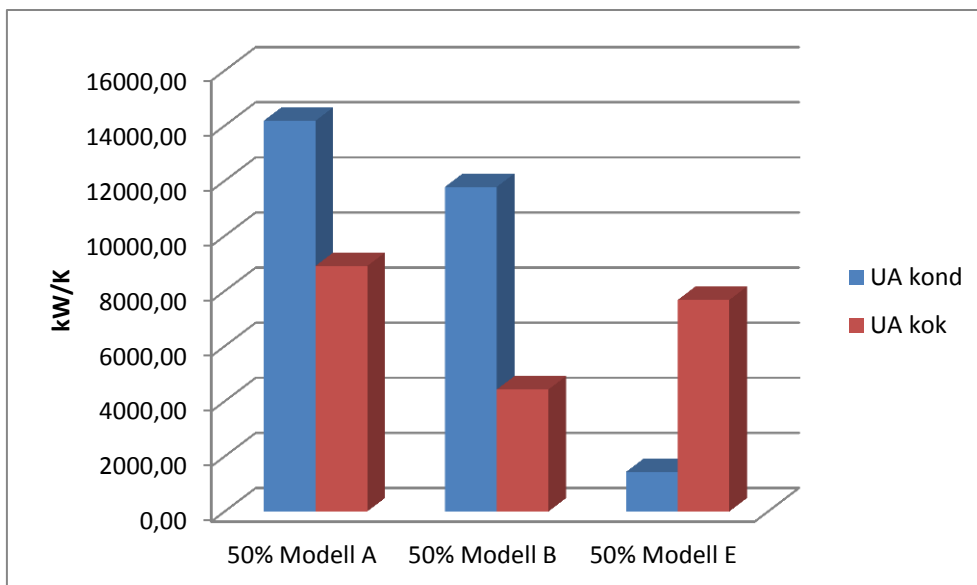
Gass 3

Figur 42 viser antall trinn for de forskjellige kolonnene modellene benytter, og det totale antall trinn for alle kolonnene. Som figuren viser er de ulike kolonnene relativt like i størrelse for de forskjellige modellene. Det totale antallet trinn er klart lavest for modell E. Som nevnt tidligere skyldes det hovedsakelig at informasjon om antall trinn i kolonnen benyttet i amineranlegget ikke var tilgjengelig. Figuren viser også at variasjonen mellom modell A og B er liten, men at modell B har et noe høyere tall.

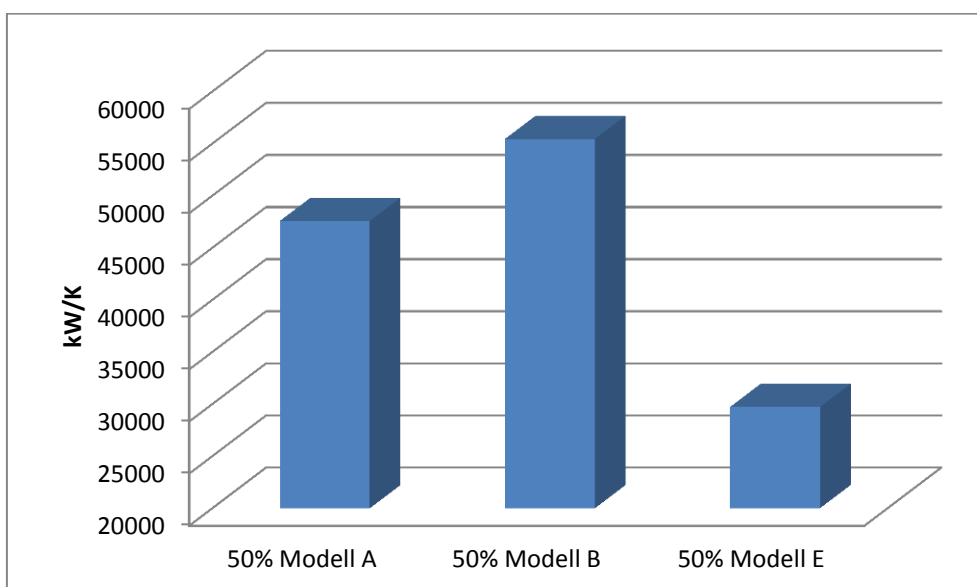


Figur 42: Antall trinn for de ulike kolonnene, 50 % CO₂

Figur 43 viser UA verdiene for modellene med 50 % CO₂. Som figuren viser er UA verdien for kokeren til modell A og E relativt like, med modell B vesentlig lavere. Som for de to forrige gassene er situasjonen svært forskjellig for kondenserene. Her har modell A og B svært mye høyere UA verdi enn modell E. Sammenliknes UA verdiene fra kondenserene med UA verdiene fra kaskadeprosessen, vist i Figur 44, ser man at også her har modell E den laveste UA verdien.



Figur 43: UA verdier for 50 % modellene



Figur 44: UA verdier for kaskadeanlegget

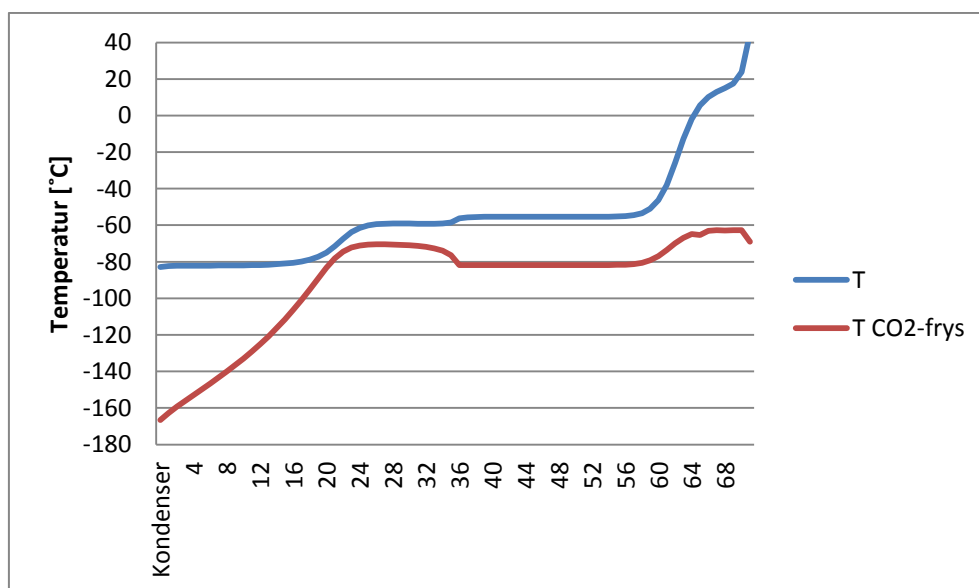
7.5 Utfrysning av CO₂ i destillasjonskolonnene

Utfrysning av CO₂ skjer når temperaturen på et gitt trinn i en destillasjonskolonne er lavere enn frysepunktet for CO₂ for den gitte komposisjonen på det samme trinnet. Hvis dette skjer vil fast stoff av CO₂ dannes og feste seg på prosessutstyr. Hvis en slik situasjon fortsetter vil det til slutt tette igjen utstyret og stoppe opp hele prosessen.

I modellene benyttet i denne oppgaven er det kun metanfjernerer som har lave nok temperaturer til at muligheten for utfrysning av CO₂ er til stedet, og er derfor den eneste kolonnen som vil bli undersøkt. Metanfjernerer i modell A, B og C er tilnærmet identiske slik at det holder å undersøke metanfjernerer i en av modellene for hver av fødegassene.

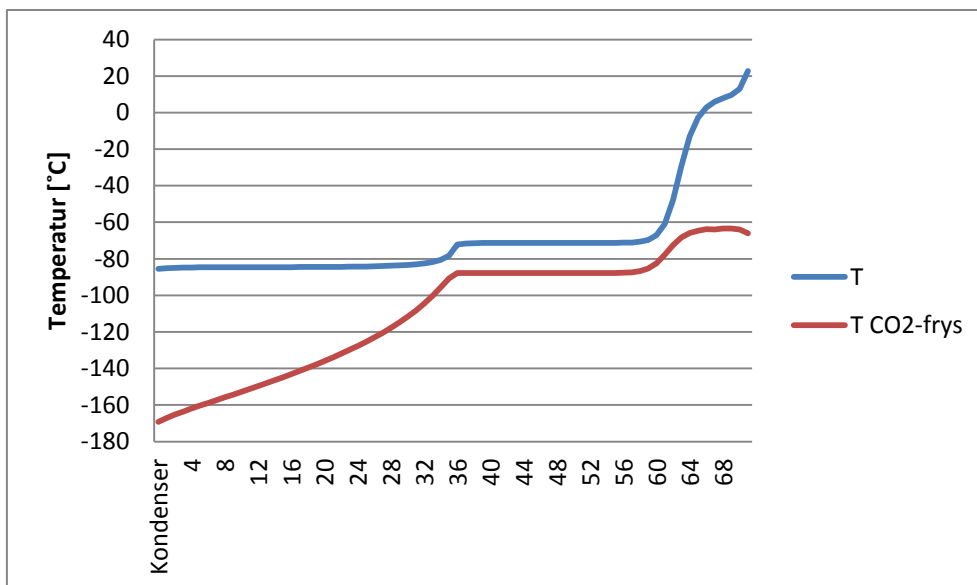
Gass 1

Figur 45 viser metanfjernerer til modell A for den første gassen. Den blå grafen er temperaturen inne i destillasjonskolonnen, mens den røde grafen viser frysepunktet til CO₂ for den gitte komposisjonen. Som figuren viser ligger frysepunktet for CO₂ alltid lavere enn temperaturen i kolonnen slik at CO₂ i fast stoff ikke dannes. Den laveste forskjellen mellom frysepunkt og kolonnetemperatur, dT_{\min} , er 6,6°C og opptrer ved trinn 21 i kolonnen.



Figur 45: Utfrysning av CO₂ for gass med 5,5 % CO₂

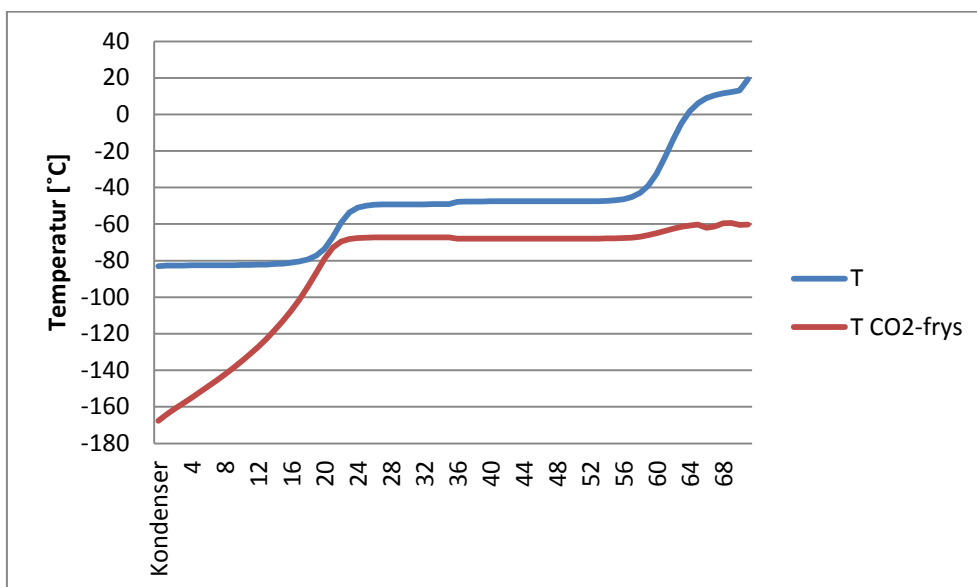
For å undersøke hva som skjer med frysepunktet hvis Ryan-Holmes tilsetningsstoffet fjernes ble en simulering uten bruk av tilsetningsstoff utført. Figur 46 viser metanfjernerer for modell A uten bruk av tilsetningsstoff. Også her ligger frysepunktet for CO₂ lavere enn kolonnetemperaturen for alle trinn i kolonnen, men her har dT_{\min} steget til 12,5°C og opptrer ved trinn 35.



Figur 46: Utfrysning av CO₂ for gass med 5,5 % CO₂, uten tilsetningsstoff

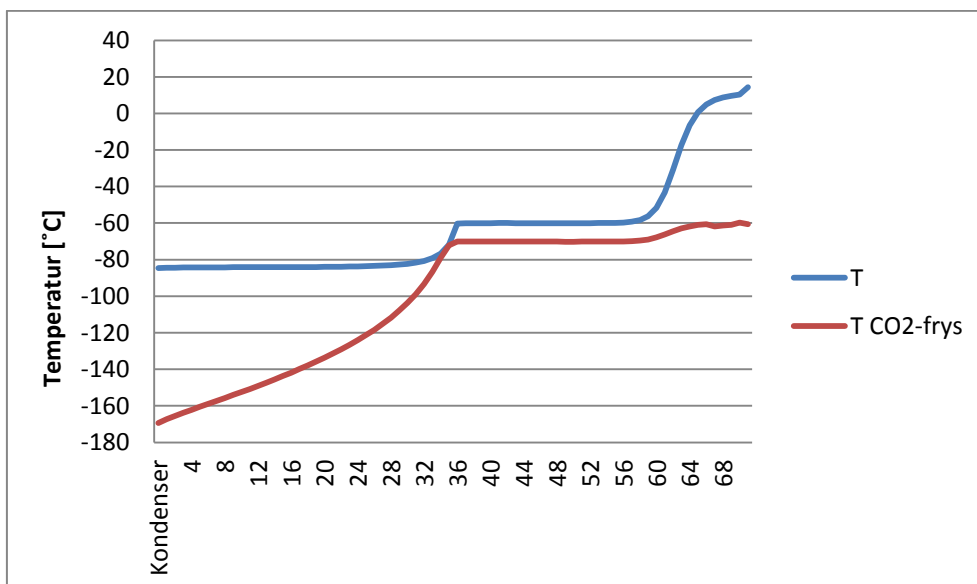
Gass 2

Figur 47 viser metanfjernerer til modell A for den andre gassen. Som figuren viser ligger frysepunktet for CO₂ også her alltid lavere enn temperaturen i kolonnen slik at CO₂ i fast stoff ikke dannes. Den laveste forskjellen mellom frysepunkt og kolonnetemperatur, dT_{\min} , er 5,4°C og opptrer ved trinn 20 i kolonnen.



Figur 47: Utfrysning av CO₂ for gass med 20 % CO₂

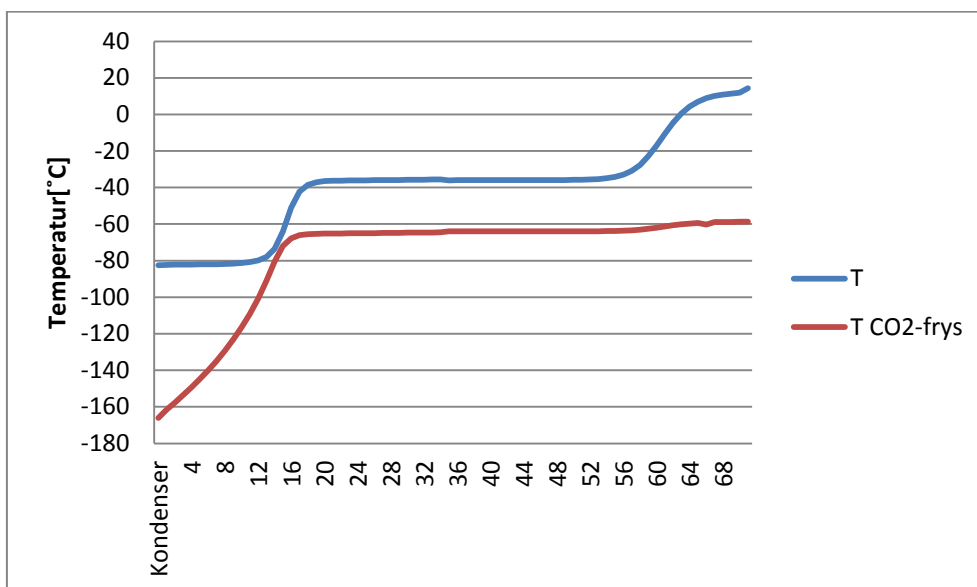
Figur 48 viser metanfjernerer for modell A uten bruk av tilsetningsstoff. Også her ligger frysepunktet for CO₂ lavere enn kolonnetemperaturen for alle trinn i kolonnen, men her er dT_{\min} kun 0,5°C og opptrer ved trinn 35.



Figur 48: Utfrysning av CO₂ for gass med 20 % CO₂, uten tilsetningsstoff

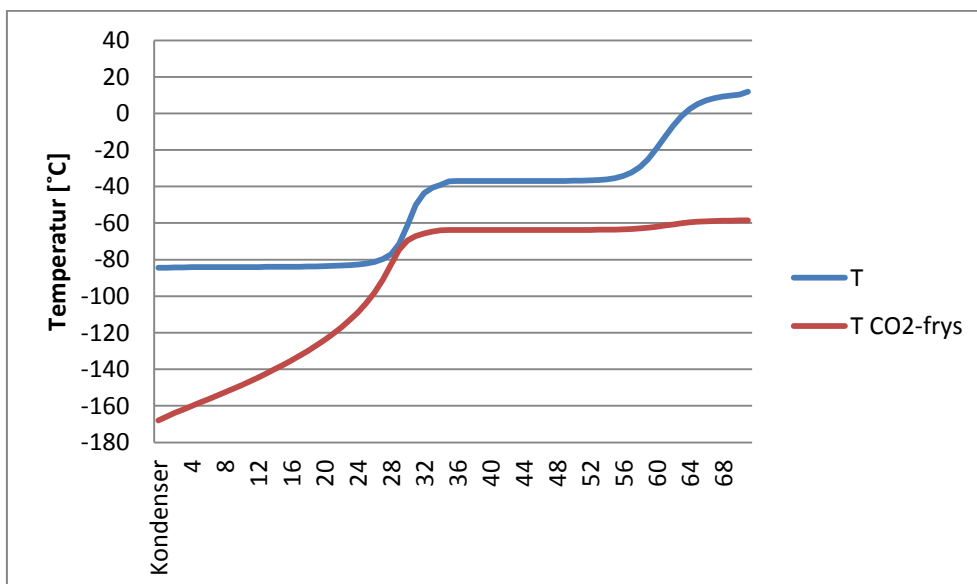
Gass 3

Figur 49 viser metanfjernerer til modell A for den tredje gassen. Som for de to foregående gassene viser figuren at frysepunktet for CO₂ alltid ligger lavere enn temperaturen i kolonnen slik at CO₂ i fast stoff ikke dannes. Den laveste forskjellen mellom frysepunkt og kolonnetemperatur, dT_{\min} , er 7,0°C og opptrer ved trinn 14 i kolonnen.



Figur 49: Utfrysning av CO₂ for gass med 50 % CO₂

Figur 50 viser metanfjernerer for modell A uten bruk av tilsetningsstoff. Også her ligger frysepunktet for CO₂ lavere enn kolonnetemperaturen for alle trinn i kolonnen, men her er dT_{\min} kun 3,2°C og opptrer ved trinn 29.



Figur 50: Utfrysning av CO₂ for gass med 50 % CO₂, uten tilsetningsstoff

8 Diskusjon

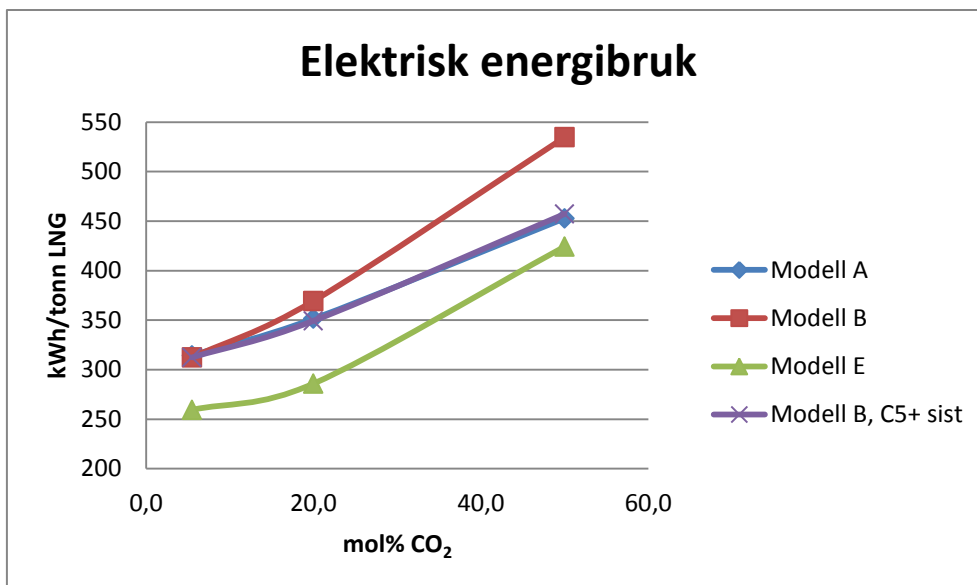
I denne oppgaven har fire ulike modeller for lavtemperatur CO₂ fjerning, NGL ekstraksjon og LNG produksjon blitt utviklet og modellert i Hysys. En modell som benytter amin rensesprosess for CO₂ fjerning har også blitt modellert. Målet med oppgaven har vært å undersøke om kombinert fjerning av CO₂ og tyngre hydrokarboner ved lavtemperatur destillasjon kan være fordelaktig i forhold til mer konvensjonelle metoder slik som amin fjerning av CO₂. For å kunne undersøke forholdet mellom de ulike modellene har oppgaven tatt for seg tre fødegasser med varierende komposisjon. Resultatene for de ulike gassene har blitt presentert hver for seg i kapittel 7 og vil bli videre sammenliknet og diskutert i dette kapitlet.

Forbruk av elektrisk energi og varme

I kapittel 7.1 ble forbruket av energi for de ulike gassene presentert. Som nevnt i det kapitlet ble ikke modell D videreført til gass 2 og 3 på grunn av dårlig yteevne for gass 1, og modell C ble ikke benyttet for gass 3 fordi den produserte ulike sluttprodukter enn de andre modellene og kunne dermed ikke sammenliknes direkte med de tre gjenværende modellene.

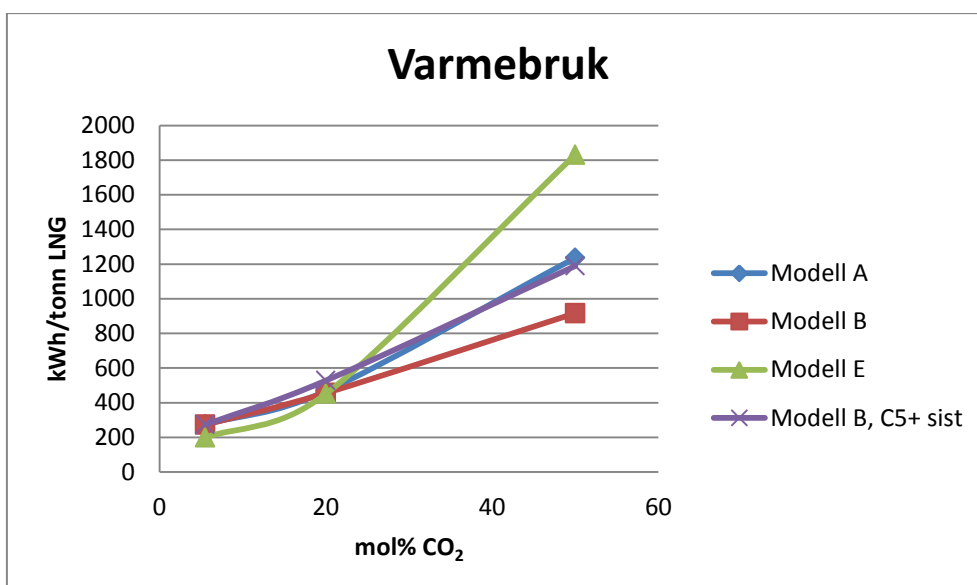
Figur 51 viser det elektriske energibruket for de tre gjenværende modellene, som en funksjon av mengden CO₂ i fødegassen. For gass 1 har modell A og B det samme forbruket mens modell E har et klart lavere forbruk. Det samme gjelder for gass 2, men her har modell B et noe høyere forbruk enn A. Det skyldes at modell A for gass 2 og 3 ikke behøver å rekomprimere en del av gassen som skal inn på metanfjerner, beskrevet i kapittel 6.1.

Overgangen fra gass 2 til 3 viser en interessant trend. Mens modell A og B har en tilnærmet lineær progresjon fra gass 1 til 3 får modell C en kraftigere stigning. Det gjør at forskjellen mellom modell A og C er langt mindre for gass 3 enn for de to forrige gassene. Samtidig øker forskjellen fra A og C til B. For å få bekreftet at rekompresjon av en del av gassen var grunnen til det forhøyede energiforbruket for modell B ble en modifisert utgave av modell B utviklet, se kapittel 6.2. Resultatet fra denne modifikasjonen, vist i Figur 51, viser tydelig at dette var grunnen. Den modifiserte modell B har nå tilnærmet identisk forbruk av elektrisitet som modell A for de tre forskjellige gassene.



Figur 51: Elektrisk energibruk for modell A, B og E

For forbruket av varmeenergi er trenden svært forskjellig fra forbruket av elektrisitet. Figur 52 viser forbruket av varmeenergi som en funksjon av mengden CO₂ i gassen. For gass 1 er modell E bedre enn A og B, mens for gass 2 er forbruket tilnærmet identisk for alle tre modellene. Fra gass 2 til 3 er det derimot en svært interessant utvikling. Modell E bruker nå dobbelt så mye varmeenergi som modell B, og 50 % mer enn modell A. Resultatet fra den modifiserte versjonen av modell B er også tatt med her. Den hadde en betydelig reduksjon i forbruket av elektrisitet i forhold til originalmodellen, noe som gjør det naturlig å forvente en økning i forbruket av varmeenergi. Som Figur 52 viser er forbruket av varmeenergi høyere enn for originalmodellen for gass 2 og 3, og tilnærmet identisk med modell A.



Figur 52: Forbruk av varmeenergi for modell A, B og E

Beregningene av energibruk gir klare indikasjoner på at en prosess basert på amin CO_2 fjerning er fordelaktig for gasser med lav til moderat fraksjon CO_2 .

For gass 1 hadde modell E både det laveste forbruket av elektrisitet og varmeenergi. De andre modellene hadde liten variasjon seg imellom, men felles for alle var at de hadde et langt høyere forbruk enn modell E.

Også for gass 2 var forbruket til modell E lavest både for elektrisitet og varmeenergi. Forskjellen for denne gassen var at forbruket av varmeenergi nå var svært likt for alle modeller. For forbruket av elektrisitet var det større variasjon mellom modell A og B enn for gass 1, noe som skyldes måten modell B er konfigurert på. En modifisert versjon av modell B som skiller ut kondensat sist i NGL toget slik modell A gjør hadde et lavere forbruk av elektrisitet enn modell B, tilnærmet det samme forbruket som modell A. Denne modellen fikk samtidig et langt høyere forbruk av varmeenergi enn noen av de originale modellene for gass 2.

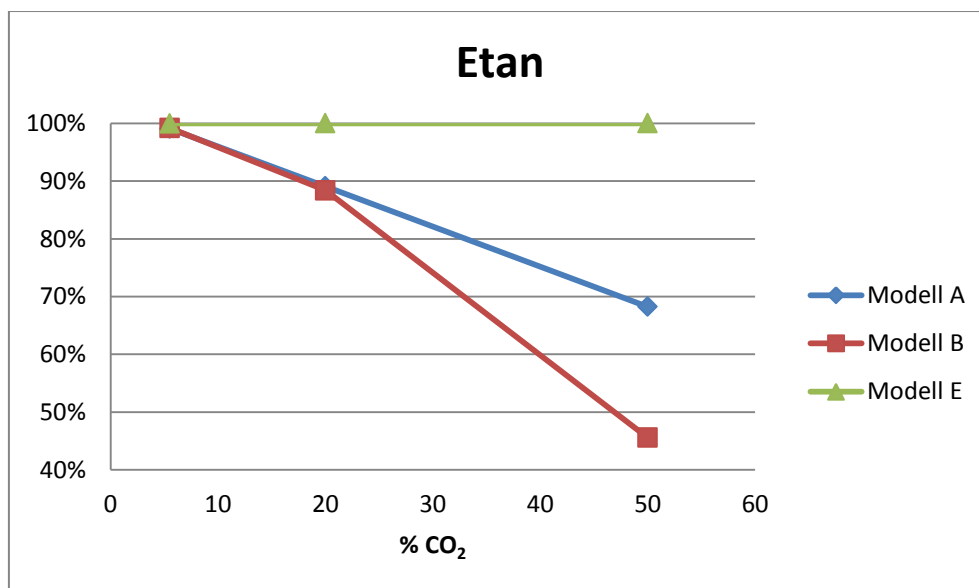
For gass 3 var forbruket av elektrisitet fremdeles lavest for modell E, men varmebruken for denne modellen var nå ekstremt mye høyere enn for modell A og B. Modell B har halvparten av varmebruken til modell E, men forbruket av elektrisitet er 25 % høyere. Modell A har vesentlig lavere varmebruk enn modell E, og under 10 % høyere forbruk av elektrisitet. Forskjellen mellom A og B skyldes igjen konfigurasjonen til B, og den modifiserte versjonen av B har tilnærmet like verdier for denne gassen som modell A.

Modell E har alltid det laveste forbruket av elektrisitet, men forskjellen blir liten for gass 3. Samtidig øker forbruket av varmeenergi voldsomt fra gass 2 til 3. Energimessig tilsier dette at modellene basert på lavtemperatur fjerning av CO_2 vil kunne være et bedre valg som prosesskonfigurasjon når andelen CO_2 i gassen blir høy. Akkurat hvor krysningpunktet for lønnsomhet går er umulig å si noe om ut ifra disse tallene, men det er klart at slike prosesser vil være et bedre valg på anlegg der tilgangen på varmeenergi er begrenset.

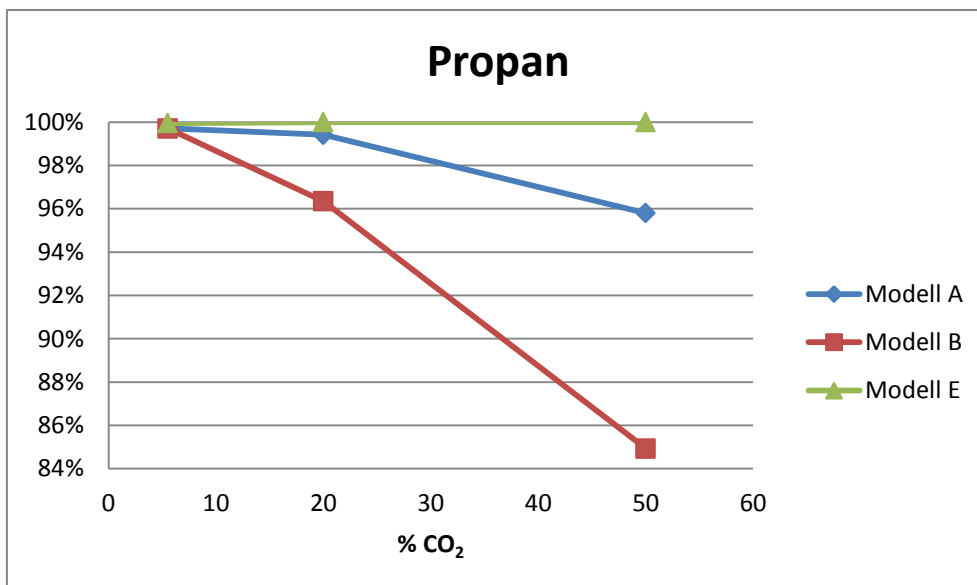
Renhet for de forskjellige produktstrømmene og gjenvinning av hydrokarboner

I kapittel 7.2 ble renheten til de ulike produktstrømmene produsert fra de forskjellige prosessene presentert. Som figurene i kapittel 7.2 viser kan modell A, B og E produsere produkter med tilsvarende høy renhet for de tre ulike gassene. Komposisjonene til de ulike produktene kan også endres i modellene uten større vanskeligheter.

For gjenvinningen av de ulike hydrokarbonene er forskjellene mellom de ulike modellene større. Som figurene i kapittel 7.3 viser kan modell A, B og E alle gjenvinne tilnærmet 100 % metan og CO₂ for de tre ulike gassene. For etan og propan er situasjonen annerledes. Figur 53 og Figur 54 viser gjenvinningen av etan og propan som funksjon av CO₂ i gassen. For gass 1 kan alle modellene gjenvinne tilnærmet 100 % etan og propan. For gass 2 har gjenvinningen sunket til 90 % etan og henholdsvis 96 % og 99 % propan for modell A og B, mens E fremdeles har 100 %. For gass 3 er gjenvinningen av etan nede på 45 % for modell B og 70 % for modell A, og for propan 85 % og 95 %.



Figur 53: Gjenvinning av etan som funksjon av CO₂ i gassene



Figur 54: Gjenvinning av propan som funksjon av CO₂ i gassene

Etanet og propanet som ikke blir gjenvunnet ender opp sammen med CO₂ i toppproduktet til CO₂-fjernerens. For gassen med høyest konsentrasjon av CO₂ er mengden etan og propan i fødegassen svært lav, kun 2,5 mol % totalt. Det gjør at gjenvinningsgraden blir lav selv om det er små mengder etan og propan som forsvinner sammen med CO₂.

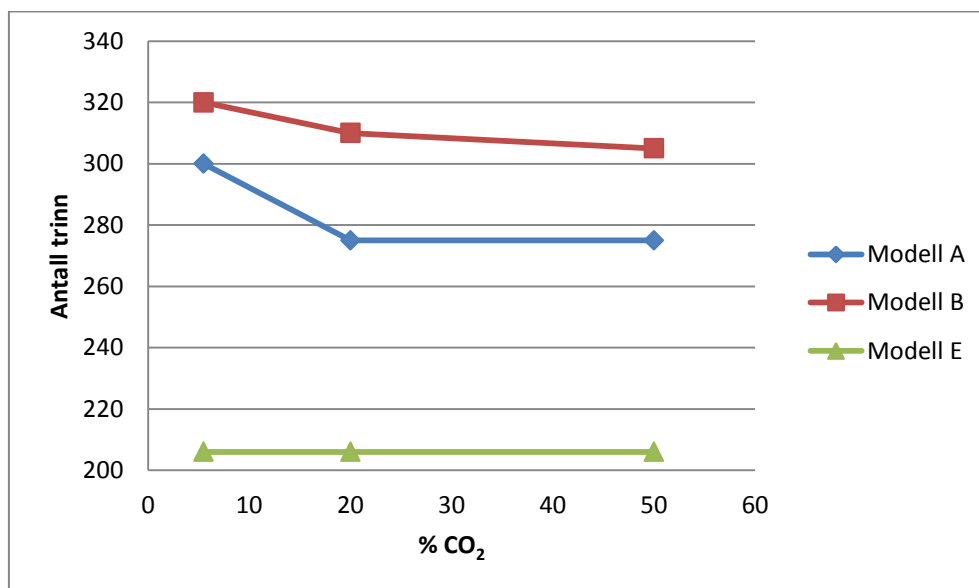
De ulike modellene har samme egenskap til å produsere rene produktstrømmer, men gjenvinningsgraden for de ulike hydrokarbonene er forskjellig. Gjenvinningsgraden til modell E er 100 % for alle hydrokarbonene. Det var ikke mulig å få et tall på hydrokarboner tapt i CO₂ fjerningen for denne modellen. Tallene for denne modellen er derfor basert på en antakelse om null tap av hydrokarboner i CO₂. Modell A og B er ikke i stand til å gjenvinne all etan og propan når fraksjonen CO₂ blir høy. For gass 3 ble forholdet mellom CO₂ og etan tilnærmet 50:1 på vektbasis inn på CO₂-fjernerens. Det gjorde separasjonen av CO₂ og etan svært vanskelig slik at en fraksjon av etan forble sammen med CO₂. Modell A var bedre på gjenvinning av hydrokarboner enn modell B. Bruken av DWC i NGL ekstraksjonen viste seg å være fordelaktig for renheten til butanet. Med over 98 % rent butan som tilsetningsstoff til CO₂-fjernerens var det mulig å oppnå et renere CO₂-produkt, og dermed høyere gjenvinning av etan og propan, enn for modell B som hadde 93 % rent butan.

Under forutsetning av at de antakelser som har blitt gjort angående tap av hydrokarboner i en amin CO₂-fjerning står, indikerer disse resultatene at amin fjerning av CO₂ gir høyere

gjenvinning av hydrokarboner. For renheten til de ulike produktstrømmene viser tallene ingen signifikante forskjeller mellom de ulike metodene for CO₂ fjerning.

Destillasjonskolonner og UA-verdier

Kapittel 7.4 presenterte størrelsen og antallet destillasjonskolonner benyttet i de forskjellige modellene. Som vist i Figur 35 benytter modell E flest kolonner, to flere enn modell A. Det skyldes at modell E benytter en todelt metanfjerner, og at modell A benytter en DWC som reduserer antallet kolonner. Størrelsen på kolonnene benyttet i de ulike modellene er forskjellige, spesielt for modell E i forhold til de fire andre modellene. Figur 55 viser totalt antall trinn for de forskjellige modellene som funksjon av mengden CO₂ i fødegassen. Som figuren viser har modell E betydelig færre trinn enn de to andre. Det skyldes hovedsakelig at størrelsen på utstyret benyttet i CO₂-fjerningen i modell E er ukjent, og antall trinn her satt til null. I realiteten vil derfor antall trinn for modell E være høyere enn grafen viser, men hvor mye høyere er uvisst. Størrelsen på de individuelle kolonnene i modell A og B, vist i kapittel 7.4, er tilnærmet identiske og forskjellen mellom antall trinn for modell A og B skyldes den ekstra kolonnen benyttet i modell B.



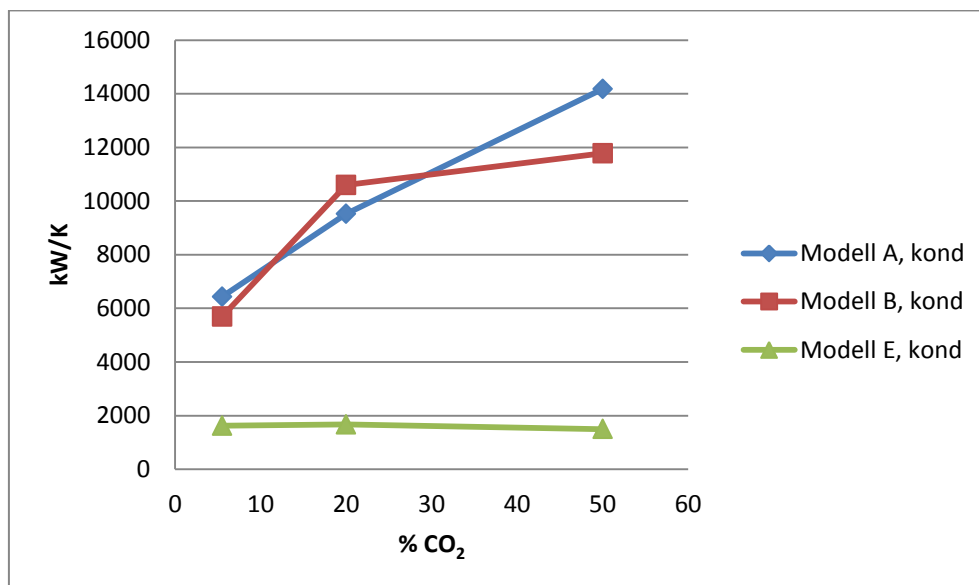
Figur 55: Antall trinn for kolonnene i de ulike modellene

Figur 55 viser også en trend der antall trinn går ned med høyere konsentrasjon CO₂ i gassen. For modell A skyldes dette at CO₂-fjernerer kunne reduseres i størrelse og konfigurasjonen ble endret mellom gass 1 og 2, vist i kapittel 6.1. For modell B er endringen mindre og et resultat av at CO₂-fjernerer kunne reduseres i størrelse for gass 2 og 3. Den lavere mengden

etan og propan som finnes i gassen reduserte også størrelsen på de respektive kolonnene som skal fjerne disse produktene.

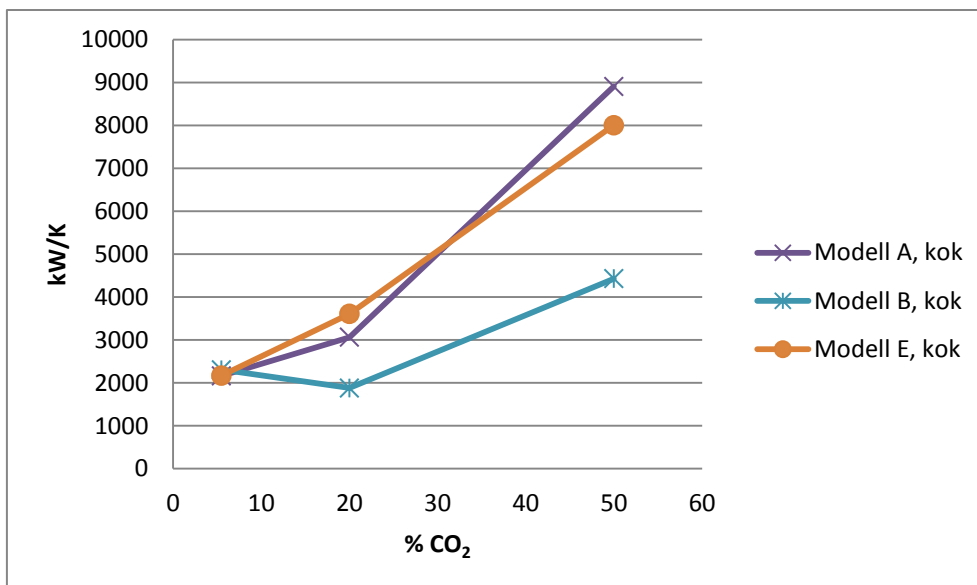
UA-verdiene for kolonnene en viktig faktor når ytelsen til ulike modeller skal sammenliknes. Som tidligere nevnt i kapittel 7.4 er det viktig å merke seg at informasjon om kondenseren til aminanlegget i modell E ikke var mulig å oppdrive, og gir derfor et uriktig bilde av UA-verdien.

Figur 56 viser den totale UA-verdien for kondenserene til de ulike modellene. Som figuren viser har modell E den klart laveste UA-verdien for kondenserene for alle tre gassene. Kjølearbeidet i denne modellen er lavere enn for de andre modellene og det er derfor en naturlig konsekvens at UA-verdien er lavere. For modell A og B øker kjølearbeidet hele veien fra gass 1 til 3, mens modell E har en liten reduksjon.



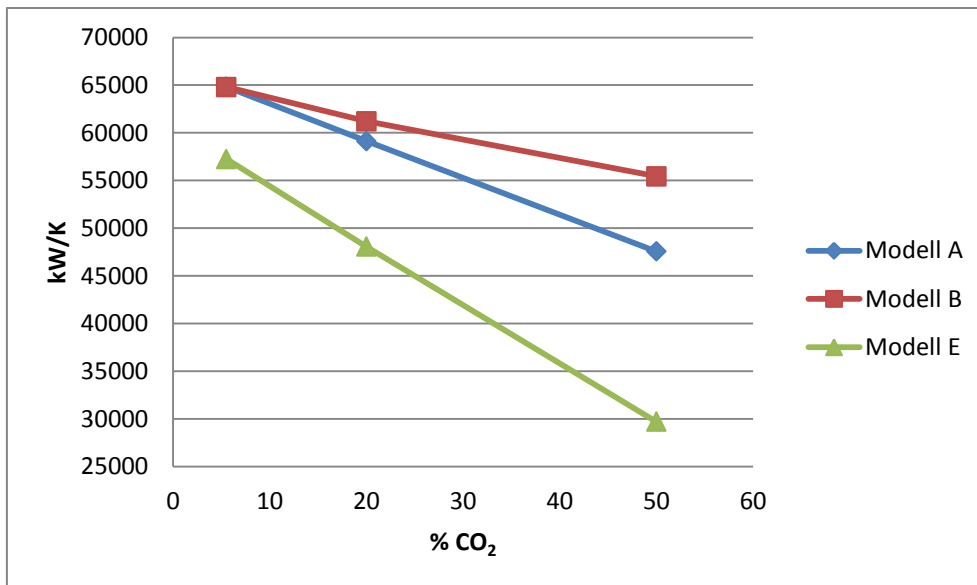
Figur 56: Total UA-verdi for kondenserene til de ulike modellene som funksjon av mengde CO₂ i gassen

For UA-verdien til kokerne brukt i de forskjellige kolonnene er situasjonen annerledes enn for kondenserene. Som Figur 57 viser har modell A og E relativt like verdier, mens modell B har vesentlig lavere verdier for gass 2 og 3. Forskjellen mellom modell A og B skyldes hovedsakelig bruken av DWC i modell A. Bunnproduktet fra DWC er kondensat med høy temperatur. Det gir en lav temperaturdifferanse til varmemediet noe som igjen gir en høy UA-verdi, se kapittel 2.8. For modell E skyldes den økte UA-verdien at anlegget for amin CO₂-fjerning bruker enorme mengder varme for høye konsentrasjoner av CO₂.



Figur 57: Total UA-verdi for kokerne til de ulike modellene som funksjon av mengde CO₂ i gassen

Kaskadeanlegget i de ulike modellene benytter ni LNG-varmevekslere med ulik størrelse. For å gi en enkel sammenlikning viser Figur 58 den totale UA-verdien for de ulike modellene som funksjon av CO₂ i gassen. Som figuren viser har modell E den laveste UA-verdien, noe som skyldes at gassen ikke inneholder CO₂. Massestrømmen blir dermed redusert i forkjøling og kjølingen til metanfjernerer i forhold til modell A og B, og UA-verdien går dermed ned. Dette er også grunnen til at modell E har en kraftigere reduksjon ved høyere andel CO₂ i gassen enn A og B. Fordi modell B må rekomprimere og kjøle ned topproduktet fra kolonnen som produserer kondensat, blir kjølearbeidet høyere for denne modellen enn for modell A. Mengden gass som sende tilbake fra denne kolonnen øker med økt mengde CO₂ i gassen, og det er dette som gjør at modell B har en mindre reduksjon av UA-verdien enn modell A for gasser med høyere fraksjon CO₂. Alle modellene har en reduksjon av UA-verdi for gasser med større fraksjon CO₂. Det er et resultat av at mengden naturgass som sendes til flytendegjøring og underkjøling blir vesentlig mindre. Det reduserer nødvendig kuldeytelse som igjen reduserer UA-verdien.



Figur 58: Total UA-verdi for kaskadeanlegget til de ulike modellene som funksjon av mengde CO₂ i gassen

Modellene som benytter Ryan-Holmes konsept for CO₂-fjerning benytter færre destillasjonskolonner enn amin CO₂-fjerning, og med bruk av DWC i en slik prosess blir antallet ytterligere redusert. Det kan være med på å gjøre anlegget mer kompakt og på den måten spare plass. Samtidig viser modellene at destillasjonskolonnene benyttet i Ryan-Holmes konseptet kan bli svært store, spesielt kolonnen for CO₂-fjerning. Informasjon om størrelsen på anlegget for amin rensing var ikke tilgjengelig, noe som gjorde en fullstendig sammenlikning av anleggene umulig. Resultatene indikerer likevel at et anlegg med amin rensing vil bestå av flere mindre kolonner, mens et anlegg med Ryan-Holmes konsept vil ha færre men større kolonner.

UA-verdiene for kokerne benyttet i de ulike modellene favoriserer modell B, mens A og E har omtrent dobbelt så store verdier som B. For kondensere er modell E langt bedre enn modell A og B, men som tidligere nevnt er ikke UA-verdien til utstyret for amin fjerning av CO₂ tatt med, da de ikke var tilgjengelige. UA-verdiene for kaskadeanlegget er også betydelig lavere for modell E. Totalt sett viser modell E seg å ha den desidert laveste UA-verdien, mens A og B har omtrent den samme verdien. Størrelsen på varmevekslerne benyttet i prosessen med amin rensing er altså minst, men samtidig har den flere kokere og kondensere enn de andre modellene. En stor varmeveksler kan være billigere enn to små, noe som vil gjøre dette til et rent kostnadsmessig spørsmål.

Utfrysning av CO₂

Metanfjernerer i modell A-D har potensiale for dannelse av CO₂ som fast stoff.

Temperaturer ligger ned mot -85°C og all CO₂ i fødegassen passerer gjennom denne kolonnen. Som beskrevet i kapittel 5.1 benytter disse modellene butan som tilsetningsstoff for å forhindre at CO₂ fryser ut i kolonnen. I kapittel 7.5 ble en temperaturprofil for metanfjernerer til modell A for de ulike gassene presentert. Som grafene viser vil aldri CO₂ opptre som fast stoff i kolonnene, og de ulike gassene har relativt lik dT_{\min} .

For å undersøke effekten tilsetningsstoffet har på kolonnen ble det utført tre nye simuleringer hvor metanfjernerer opererer uten bruk av tilsetningsstoff, vist i kapittel 7.5. For gass 1 økte dT_{\min} fra 6,6°C til 12,5°C, for gass 2 ble dT_{\min} redusert fra 5,4°C til 0,5°C og for gass 3 gikk dT_{\min} fra 7,0°C til 3,2°C.

For gass 2 og 3 var endringen som forventet. Uten tilsetningsstoff ble dT_{\min} betydelig redusert, og spesielt for gass 2 er den nå så lav at faren for utfrysning av CO₂ er betydelig. For gass 1 var endringen uventet ved at dT_{\min} fikk en vesentlig økning. Samtidig gikk energibruken til kolonnen opp med nesten 50 %. Akkurat hva dette skyldes er uklart, men det er tydelig at selv om temperaturen i kolonnen kommer nærmere frysepunktet for CO₂ ved bruk av tilsetningsstoff er det fordelaktig for energibruken. Liknende tendenser i energibruken ble også observert for gass 2 og 3, men effekten for gass 3 var svært liten i forhold til de to første gassene.

For å tvinge utfrysning i kolonnen ble det utført en simulering for gass 1 og 2 med redusert trykk. Med 30 bar i kolonnen og uten tilsetningsstoff ble det store områder der CO₂ vil opptre som fast stoff, spesielt for gass 1. Dette tilsier at det høye trykket i kolonnen er med på å hindre utfrysning av CO₂, noe som er støttet av teorien om Ryan-Holmes konseptet. Som Figur 8 i kapittel 4 viser er det en direkte sammenheng mellom trykk og utfrysning.

For at tilsetningsstoffet skal være strengt nødvendig for å hindre utfrysning av CO₂ for de gitte fødegassene må trykket være lavere i kolonnen. Resultatene viser tydelig at uten tilsetningsstoff vil temperaturen være kaldere lenger ned i kolonnen enn med tilsetningsstoff, slik at bruk av tilsetningsstoff i modellene i denne oppgaven gir en ekstra sikkerhetsmargin mot utfrysning av CO₂. I tillegg gir bruk av tilsetningsstoff en betydelig reduksjon av energibruken til kolonnen.

9 Konklusjon

Denne oppgaven har tatt for seg et prosessanlegg for fjerning av karbondioksid og tyngre hydrokarboner ved bruk av lavtemperatur destillasjon, kombinert med en Dividing Wall Column. Anlegget har blitt integrert med nedkjøling av gass for produksjon av LNG.

Med utgangspunkt i Ryan-Holmes konsept for CO₂-fjerning kombinert med LNG produksjon har fire ulike konfigurasjoner av prosessanlegget blitt modellert i HYSYS. For å sammenlikne ytelsen til disse modellene mot en annen teknologi ble også et anlegg med amin rensing av CO₂ modellert i HYSYS. For å undersøke virkningen av mengde CO₂ i fødegassen har tre gasser med henholdsvis 5,5 %, 20 % og 50 % CO₂ blitt benyttet i hver modell. De ulike modellene har blitt optimalisert individuelt for hver gass med hensyn på energibruk, og resultatene har blitt presentert og diskutert.

Alle de ulike modellene er i stand til å produsere produktstrømmer med tilsvarende renhet, og gjenvinningen av CO₂, metan, etan og propan er høy. Det eneste unntaket er gjenvinning av etan for gass 3, som er nede på 68 % for modell A og 46 % for modell B. Dette skyldes at fraksjonen av etan er svært lav i forhold til fraksjonen CO₂ og utgjør et svært lavt massetap totalt sett. Modellene basert på Ryan-Holmes konseptet benytter en destillasjonskolonne mindre enn anlegget med amin rensing, og ved å bruke en Dividing Wall Column i NGL ekstraksjonen til anlegget kan antall kolonner reduseres ytterligere med en enhet.

Energibruken til de ulike modellene hadde en interessant utvikling mellom de forskjellige gassene. For gass 1 hadde anlegget med amin rensing, modell E, vesentlig lavere forbruk av elektrisitet og varme enn de andre modellene. For gass 2 var også forbruket av elektrisitet lavere for modell E, men for denne gassen var forbruket av varme relativt likt for alle modellene. For gass 3 var forbruket av elektrisitet fremdeles litt mindre for modell E, men forbruket av varme var ekstremt mye høyere enn for de andre modellene.

Den høye varmebruken for modell E er et resultat av prosessen i aminanlegget som skiller amin og CO₂ fra hverandre ved koking. Dette medfører et stort forbruk av varme, spesielt for gasser med høy andel CO₂. Tilsvarende har modellene med lavtemperatur CO₂-fjerning et høyere kjølebehov, primært i metanfjerner og CO₂-fjerner. Det gir et økt kompressorarbeid og dermed et høyere forbruk av elektrisitet.

Modell A og D benyttet en DWC, mens B og C kun benyttet konvensjonelle destillasjonskolonner. For modell D skulle DWC separere metan i toppen, CO₂ og etan i midten og propan+ i bunn, noe den viste seg å være i stand til. For å skille CO₂ og etan fra hverandre ble et tilsetningsstoff av butan brukt i tråd med Ryan-Holmes konseptet. Det medførte at bunnproduktet fra CO₂-fjerner bestod av en blanding av etan og butan. For å produsere rent etan trengtes det dermed en ekstra destillasjonskolonne. Målet med DWC er blant annet å redusere antall komponenter noe konfigurasjonen av modell D ikke tillot, og den ble derfor forkastet. Modell A benyttet DWC i NGL ekstraksjonen, et sted det viste seg å være langt mer fordelaktig å bruke den. DWC hadde ingen problemer med å produsere de ønskede produktstrømmene med høy renhet for alle de tre gassene. Denne konfigurasjonen av modellen reduserte også antall kolonner med én slik den var tiltenkt. Spesielt viste DWC seg å være lettere å kontrollere for gassene med høy fraksjon CO₂. DWC ble konfigurert til å produsere en miks av etan og propan som toppprodukt, butan i midten og kondensat i bunn for gass 2 og 3. Her ble mengden butan tilsatt i metanfjerner og CO₂-fjerner høy i forhold til mengden etan, propan og pentan+ i gassen. Som en veldig generell tommelfingerregel opererer DWC best når forholdet i masse mellom topp, midt og bunn er omlag 15/70/15, og fraksjonene for de to siste gassene kom nærme dette forholdet. Energimessig var det liten forskjell mellom de ulike modellene med og uten DWC. Det skyldes at mesteparten av elektrisitet og varme ble forbrukt i metanfjerner og CO₂-fjerner, som var identiske for de forskjellige modellene.

Denne oppgaven konkluderer med at fjerning av karbondioksid og tyngre hydrokarboner ved bruk av lavtemperatur destillasjon har et stort potensiale for fødegasser med høy fraksjon CO₂. For gasser med fraksjon på 20 % CO₂ eller lavere viser resultatene fra denne oppgaven at amin fjerning av karbondioksid har et lavere forbruk av elektrisitet og varme. For gasser med høyere fraksjon CO₂ enn 20 % vil lavtemperatur destillasjon kunne være mer lønnsomt, spesielt for tilfeller der tilgangen på varme er begrenset. Det finnes gassfelt med svært høy konsentrasjon av CO₂ som foreløpig ikke har vært lønnsomme å drive. Ny teknologi kan gjøre disse feltene lønnsomme å drive, og lavtemperatur destillasjon kan være med på å gjøre dette mulig.

10 Videre arbeid

Arbeidet med denne oppgaven har tatt for seg mange ulike aspekter ved de forskjellige metodene og modellene og fått gode resultater for de utførte undersøkelsene. Hvor bredt oppgaven har favnet har blitt begrenset av tiden som har vært til rådighet, og noen punkter har blitt utelatt eller ikke tilstrekkelig dekket.

Et av punktene er utfrysning av andre komponenter enn CO_2 . I modellene basert på lavtemperatur destillasjon vil temperaturen enkelte steder bli svært lav. Tester har blitt utført for å undersøke om CO_2 fryser ut på prosessutstyr, men ikke for andre stoffer. Fødegassen består av hydrokarboner helt ned til C_{10} , og hvordan disse blir påvirket av den lave temperaturen er ikke blitt undersøkt i denne oppgaven.

Fødegassene i denne oppgaven har ikke inneholdt vann. Det er normalt at brønnstrømmer inneholder en fraksjon vann som må fjernes, men for målet til denne oppgaven har ikke det vært nødvendig. Modellene har en tiltenkt plassering av en enhet for vannfjerning før forkjølingen. Å teste om dette faktisk lar seg gjøre uten å modifisere på resten av modellen hadde vært interessant å få undersøkt.

Det har blitt utført undersøkelser med hensyn på UA-verdiene til de forskjellige modellene. Sammenlikningene her har ikke latt seg gjøre fullstendig, fordi tall for kjølingen i aminanlegget ikke har vært tilgjengelige. Temperaturforskjell i kondensereene som ikke blir kjølt av sjøvann har blitt satt til $10\text{ }^\circ\text{C}$, noe som gjør UA-verdiene svært høye. En mer detaljert metode for hvordan denne temperaturforskjellen kan bestemmes vil gi et riktigere svar for UA-verdiene her. Det samme gjelder for valg av temperatur for mediet i kokerne. Denne oppgaven har benyttet to temperaturnivåer mediet kan levere varme på, og satt minste temperaturforskjell til $20\text{ }^\circ\text{C}$. Også her vil en mer detaljert metode for valg av temperaturnivå gi et mer riktig tall for UA-verdi.

Denne oppgaven har tatt for seg Ryan-Holmes konsept for CO_2 -fjerning og amin fjerning av CO_2 . Andre nye teknologier vil også kunne ha et potensiale for kostnadseffektiv fjerning av CO_2 og det vil være interessant å sammenlikne hvordan de yter i forhold til teknologiene i denne oppgaven.

11 Bibliografi

- [1] J. Pettersen, TEP4185 Industrial Process and Energy Technology, Compendium LNG Technology, Trondheim: NTNU, 2010.
- [2] Michael J. Moran, Howard N. Shapiro, Fundamentals of Engineering Thermodynamics, Jogn Wiley & Sons, 2007.
- [3] A. S. f. T. a. Materials, «ASTM D323 - 08 Standard Test Method for Vapor Pressure of Petroleum Products (Reid Method),» ASTM, [Internett]. Available: <http://www.astm.org/Standards/D323.htm>. [Funnet 18 November 2011].
- [4] J. Pettersen, «Itslearning, TEP08 Natural Gas Liquefaction,» 2011. [Internett]. Available: <https://www.itslearning.com/file/download.aspx?FileID=2444282&FileVersionID=-1>. [Funnet 12 Desember 2011].
- [5] Linde, «Linde Engineering,» [Internett]. Available: <http://www.linde-engineering.com/>. [Funnet 5 Desember 2011].
- [6] E. Solbraa, «Acid gas treating and CO2 storage,» NTNU, Trondheim, 2010.
- [7] Wikipedia, «Destillasjon,» [Internett]. Available: <http://en.wikipedia.org/wiki/Distillation>. [Funnet 22 November 2011].
- [8] C. S. Barbara, «NGL Transportation,» County of Santa Barbara, Planning and Development, Energy Division, [Internett]. Available: <http://www.countyofsb.org/energy/mitigation/ngltransportation.asp>. [Funnet 22 November 2011].
- [9] P. M. Einang, «Alternative drivstoff - LNG Tilgang og prisutvikling,» Høgskolen i Ålesund, Ålesund, 2011.
- [10] A. O. Fredheim, Off-shore gas conditioning for rich gas transport TEP4185, Trondheim: NTNU, 2010.

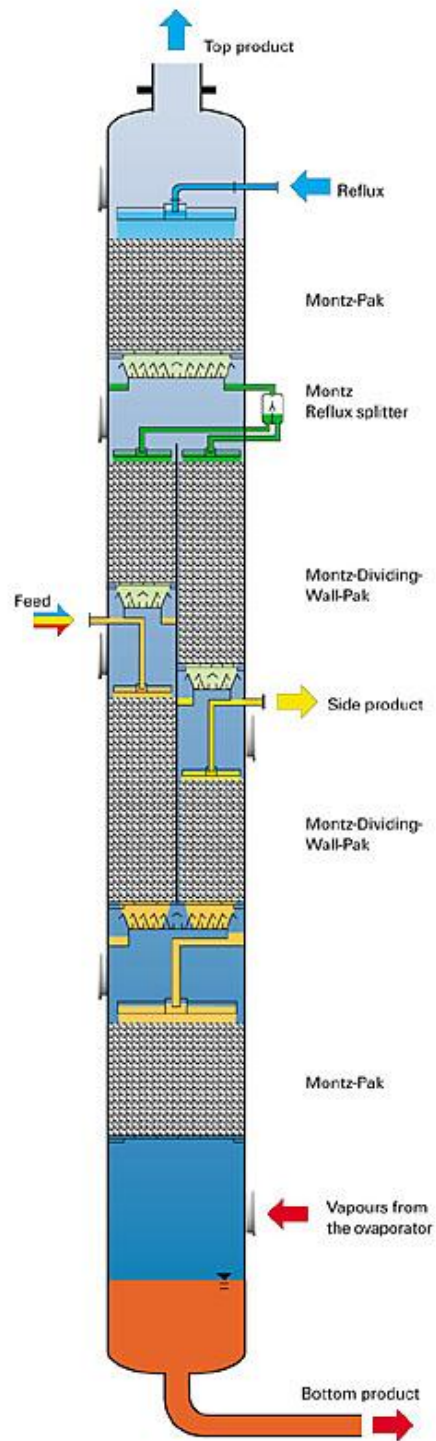
- [11] Wikipedia, «Frysepunkter,» [Internett]. Available: <http://en.wikipedia.org>. [Funnet 15 Desember 2011].
- [12] Igor Dejanovic, Ljubica Matijasevic, Zarko Olujic, «Dividing wall column application for platformate splitter - A case study,» [Internett]. Available: <http://www.aidic.it/escape20/webpapers/298Dejanovic.pdf>. [Funnet 5 September 2011].
- [13] B. Kaibel, H. Jansen, T. Rietfort, E. Zich, «Unfixed Wall: The key to a breakthrough in Dividing Wall Column Technology,» [Internett]. Available: <http://www.tudelft.nl/live/binaries/94590e77-d106-43f7-bc85-0d31af37e77e/doc/Presentation%20Montz-Kaibel.pdf>. [Funnet 5 September 2011].
- [14] I. J. Halvorsen, Minimum Energy Requirements in Complex Distillation Arrangements, Trondheim: Department of Chemical Engineering, Norwegian University of Science and Technology, 2001.
- [15] Ivar J. Halvorsen, Sigurd Skogestad, «Energy Efficient Distillation,» [Internett]. Available: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1875510011000576>. [Funnet 14 Desember 2011].
- [16] I. Dejanovic, Lj. Matijasevic, Z. Olujic, «Dividing wall column-A breakthrough towards sustainable distilling,» [Internett]. Available: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0255270110000814>. [Funnet 14 Desember 2011].
- [17] J. Strandberg, «Optimal operation of dividing wall columns,» NTNU, Trondheim, 2011.
- [18] M.I.Abdul.Mutalib, A.O.Zeglam, R.Smith, «Operation and Control of Dividing Wall Distillation Columns: Part 2: Simulation and Pilot Plant Studies Using Temperature Control,» 4 August 1997. [Internett]. Available: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0263876298716491>. [Funnet 13 April 2012].
- [19] Till Adrian, Hartmut Schoenmakers, Marco Boll, «Model predictive control of integrated unit operations control of a divided wall column,» 14 Juli 2010. [Internett]. Available: <http://www.nt.ntnu.no/users/skoge/prost/proceedings/distillation02/dokument/34-1.pdf>.

[Funnet 13 April 2012].

- [20] Gerit Niggemann, Christoph Hiller, Georg Fieg, «Experimental and Theoretical Studies of a Dividing-Wall Column Used for the Recovery of High-Purity Products,» 18 Juni 2010. [Internett]. Available: <http://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/ie1003416>. [Funnet 13 April 2012].
- [21] A. S. Holmes and J. M. Ryan, «Process improves acid gas separation,» i *Hydrocarbon Processing*, Mai, 1982, pp. 131-136.
- [22] Arthur S. Holmes, John V. O'Brien, «Ryan/Holmes Cryogenic Acid gas/Hydrocarbon separations provide economic benefits for LNG production,» *7th International Conference on Liquefied Natural Gas*, pp. Session II, Paper 10, mai 1983.
- [23] A. M. Østerbø, «LNG anlegg drevet av kraft fra nettet,» NTNU, Trondheim, 2008.
- [24] Montz, «Montz dividing columns, separation technology takes off,» Montz, [Internett]. Available: <http://www.montz.de/sites/products/dividing.html>. [Funnet 9 Desember 2011].

Vedlegg

A Detaljert bilde av en DWC fra Montz



Figur 59: Dividing Wall Column fra Montz [24]

B Binære koeffisienter for Hysys

	CO2	N2	C1	C2	C3	nC4	iC4	nC5	iC5	nC6	Benzene	nC7	Toluene	nC8	nC9	nC10
CO2																
N2	-0,017		0,096	0,140	0,137	0,137	0,137	0,141	0,130	0,135	0,142	0,080	0,109	0,098	0,135	0,134
C1	0,096	0,031		0,032	0,089	0,132	0,132	0,060	0,093	0,094	0,165	0,100	0,080	0,180	0,080	0,128
C2	0,140	0,032	0,002		0,007	0,013	0,013	0,012	0,018	0,018	0,023	0,013	0,029	0,055	0,034	0,044
C3	0,137	0,089	0,007	0,001		0,005	0,005	0,004	0,007	0,008	0,011	0,028	0,015	0,030	0,019	0,023
nC4	0,137	0,132	0,013	0,005	0,001		0,001	0,000	0,003	0,003	0,005	0,020	0,008	0,015	0,011	0,014
iC4	0,141	0,060	0,012	0,004	0,001	0,000		0,000	0,000	0,001	0,002	0,000	0,003	0,010	0,005	0,009
nC5	0,130	0,093	0,018	0,007	0,003	0,000	0,000		0,000	0,000	0,000	0,000	0,001	0,005	0,003	0,006
iC5	0,135	0,094	0,018	0,008	0,003	0,000	0,000	0,001	0,000		0,000	0,021	0,001	0,005	0,003	0,006
nC6	0,142	0,165	0,023	0,011	0,005	0,002	0,002	0,002	0,000	0,000		0,011	0,000	0,000	0,001	0,003
Benzene	0,080	0,100	0,013	0,028	0,020	0,000	0,000	0,000	0,000	0,021	0,011		0,002	0,001	0,004	0,010
nC7	0,109	0,080	0,029	0,015	0,008	0,003	0,003	0,004	0,001	0,000	0,002	0,002		0,008	0,000	0,002
Toluene	0,098	0,180	0,055	0,030	0,015	0,010	0,010	0,010	0,005	0,005	0,000	0,001	0,008	0,003	0,005	0,010
nC8	0,135	0,080	0,034	0,019	0,011	0,005	0,005	0,006	0,003	0,003	0,001	0,004	0,000	0,003		0,001
nC9	0,135	0,080	0,039	0,023	0,014	0,007	0,007	0,008	0,004	0,004	0,002	0,007	0,001	0,005	0,000	0,000
nC10	0,134	0,128	0,044	0,027	0,017	0,009	0,010	0,010	0,006	0,006	0,003	0,010	0,002	0,010	0,001	0,000

C Entalpi og tetthet T_c , P_c og aksentrisk faktor

Parameter	Metode
Entalpi	Property Package EOS
Tetthet	Costald

	T_c [C]	P_c [kPa]	w (aksentrisk faktor)
CO2	30,95001	7370	0,238940001
N2	-146,956	3394,37	4,00E-02
C1	-82,451	4640,68	1,15E-02
C2	32,27801	4883,85	9,86E-02
C3	96,74801	4256,66	0,152400002
nC4	134,946	3647,62	0,18479
iC4	152,049	3796,62	0,201000005
nC5	187,248	3333,59	0,222240001
iC5	196,45	3375,12	0,253890008
nC6	234,748	3031,62	0,300700009
Benzene	288,948	4924,39	0,215000004
nC7	267,008	2736,78	0,349790007
Toluene	318,649	4100,04	0,259600013
nC8	295,448	2496,62	0,401800007
nC9	321,448	2300,07	0,445490003
nC10	344,448	2107,55	0,488480002

Parameter	Antakelse
Omgivelsestemperatur (vann)	5 °C
Fødegassvariable	70 bar, 5 °C, 20 millioner Sm^3/dag
Trykktap i LNG varmevekslere	0,2 bar
Trykktap i andre varmevekslere	0 bar
Polytropisk virkningsgrad for roterende utstyr	83 %

D Tabell over energibruk for de ulike modellene

	kWh/tonn LNG					
	Elektrisk energibruk			Varmeenergi		
	5,50 %	20 %	50 %	5,50 %	20 %	50 %
Modell A	315	351	453	276	467	1236
Modell B	312	369	535	274	456	917
Modell C	310	359		262	447	
Modell D	340			273		
Modell E	259	286	424	199	452	1831
Modell B, C5+ sist		349	457		528	1189

E Tabell over renhet for produktstrømmene

	masse %				
	Metan	Etan	Propan	Butan	CO2
5,5 % Modell A	94 %	96 %	96 %	98 %	99 %
5,5 % Modell B	94 %	97 %	94 %	96 %	99 %
5,5 % Modell C	94 %			98 %	99 %
5,5 % Modell D	94 %	98 %	78 %	98 %	96 %
5,5 % Modell E	100 %	97 %	95 %	94 %	
20 % Modell A	97 %	100 %	96 %	98 %	99 %
20 % Modell B	97 %	97 %	96 %	96 %	98 %
20 % Modell C	97 %			99 %	98 %
20 % Modell E	100 %	97 %	97 %	94 %	
50 % Modell A	98 %	99 %	95 %	98 %	99 %
50 % Modell B	97 %	98 %	97 %	94 %	98 %
50 % Modell E	100 %	98 %	94 %	95 %	

F Tabell over gjenvinning av hydrokarboner

	%			
	Metan	Etan	Propan	CO2
5,5 % Modell A	100 %	99 %	100 %	100 %
5,5 % Modell B	100 %	99 %	100 %	100 %
5,5 % Modell C	100 %	99 %	100 %	100 %
5,5 % Modell D	100 %	95 %	100 %	100 %
5,5 % Modell E	100 %	100 %	100 %	100 %
20 % Modell A	100 %	89 %	99 %	100 %
20 % Modell B	100 %	88 %	96 %	100 %
20 % Modell C	100 %	89 %	99 %	100 %
20 % Modell E	100 %	100 %	100 %	100 %
50 % Modell A	100 %	68 %	96 %	100 %
50 % Modell B	100 %	46 %	85 %	100 %
50 % Modell E	100 %	100 %	100 %	100 %