

HOVEDOPPGAVE 2004

Tittel: Optimal Drift og selvregulerende optimalisering av LNG-anlegg	Emneord: Optimal drift og design, HYSYS, Sammenligning drift/design
Forfatter(e): Tormod Stugu	Utført i tiden: 22/1-2004 – 22/6-2004
Faglærer: Sigurd Skogestad Evt. ekstern veileder: Pål Flatby	Antall sider Hovedrapport: 35 Bilag: 11



Jeg erklærer at arbeidet er utført selvstendig og i samsvar med NTNUs eksamensreglement.

Dato og underskrift:

*Bildet er av to av varmevekslerne som skal brukes (tatt fra Statoils hjemmeside)

Forord

Rapporten er skrevet i forbindelse med diplomoppgaven utført ved Norges Tekniske Naturvitenskapelige Universitetet(NTNU) på institutt for kjemisk prosess teknologi. Oppgaven er også skrevet i samarbeid med Statoils forskningsenter på Rotvoll

Hovedveileder på NTNU har vært Sigurd Skogestad, mens Jørgen B. Jensen og Vidar Alstad har bidratt som medveiledere. Pål Flatby har vært veileder på Statoil

I tillegg vil jeg takke Hallvard Lid for hjelp i det avsluttende arbeid.

Trondheim 22.06.2004

Tormod Stugu

Sammendrag

Utgangspunktet med oppgaven var egentlig å se på optimal drift og selvoptimaliserende regulering. Oppgaven ble vridd litt på underveis og omtaler nå både optimal drift og optimal design av LNG-anlegg, mens delen med selvoptimaliserende regulering har blitt sett vekk fra. Dette grunnet modellene som var tilgjengelige og både egne og Statoil sine ønsker. I tillegg til at tiden ikke strakk helt til og kompleksiteten av problemet.

Til optimaliseringen ved design ble det brukt en modell som er laget ved Statoil. Den er bygget opp av en HYSYSmodell hvor excel er brukt som brukergrensesnitt. Mellom HYSYS og excel er det laget en optimaliseringsrutine i C++. I denne optimaliseringen er det totalt 21 frihetsgrader. Som beskrankninger er det satt at ΔT i varmevekslerne skal være minimum 2 °C.

Når det gjelder optimalisering i drift er HYSYSmodellen fra Statoil modifisert. Nå er arealet i varmevekslerne satt. Optimaliseringsrutinen i C++ fungerer ikke for dette tilfellet, så det her optimalisert manuelt. Det er derfor kuttet ned i frihetsgrader.

Ved både optimaliseringen i drift og ved design er fødemengden gitt og målet er å finne lavest mulig energibruk i kompressorene.

Det er også funnet optimale sammensetninger for kjølemediene i tillegg til optimalt forhold mellom massestrøm til naturgass og kjølemedier ved design.

Det ble også forsøkt å optimalisere fødemengde ved gitt arbeid i kompressorene, men dette arbeidet var ikke vellykket.

Resultatet av optimaliseringen ved design var at det minimalt behøvdtes 618,4 kJ energi per kg naturgass for å skape LNG ved 53,2 bar og -155,4 °C. Utgangspunktet var naturgass ved 59 bar og 12,9 °C.

Det ble også sammenlignet optimaliseringer i design og drift med lik sammensetning i kjølemedier. Resultatet ved forutsetningene som er satt opp er en energibesparelse på 0,54% i drift i forhold til ved design. Dette grunnet at minimumsverdien for ΔT i varmevekslerne ikke lenger trenger å være på 2 °C. Dette tyder på at det kan spares inn en del i drift i forhold til hva som er antatt ved optimalisert modell ved design.

Innhold

Forord.....	i
Sammendrag.....	ii
1 Innledning.....	1
2 Teori.....	3
2.1 Naturgass.....	3
2.2 LNG.....	4
2.3 LNG-prosesser.....	5
2.3.1 SMR	5
2.3.2 PPMR.....	6
2.3.3 Cascade.....	7
2.3.4 MFC.....	8
2.4 Snøhvitprosjektet.....	9
3 Prosessbeskrivelse.....	10
3.1 Forkjøling	10
3.2 Mellomkjøling(kondensering).....	11
3.3 Etterkjøling(underkjøling).....	11
3.4 Flytskjema.....	12
3.5 Varmevekslere.....	13
3.5.1 Plate-finne varmevekslere.....	13
3.5.2 Spiralrørvarmevekslere.....	14
3.6 HYSYS.....	14
4 Case.....	15
4.1 Optimalisere i designmodus.....	15
4.2 Optimalisere ved konstant fødestrøm i driftsmodus.....	15
4.3 Fri fødemengde med faste kompressorarbeider.....	16
5 Modellene.....	17
5.1 Designmodellen.....	17
5.1.1 Kompressorer.....	18
5.1.2 Sjøvannskjølere.....	18
5.1.3 Recycle-operatorer.....	19
5.1.4 Ventiler og turbiner.....	19
5.1.5 Adjust-operatorer.....	19
5.1.6 Set-operatorer.....	19
5.2 Bruk av modellen.....	20
5.3 Modell med gitt UA.....	20
6 Resultater.....	21
6.1 Optimalt energiforbruk i design modellen.....	21
6.2 Optimalisering ved kun bruk av optimaliseringsrutinen.....	23
6.3 Sammenligning av optimalisering i design og drift.....	24
6.4 Oversikt over optimale punkt både i drift og design.....	26
6.5 Optimalisering av fødemengde med konstant kompressorarbeid.....	26
7 Diskusjon.....	27
7.1 Design.....	27
7.1.1 Optimaliseringen.....	27
7.1.2 Optimalisering med tanke på sammensetninger.....	28
7.1.3 Sammensetning og forhold i design.....	28

Optimal drift og selvoptimaliserende regulering av LNG-anlegg

7.2 Drift.....	28
7.2.1 Omgjøring av modellen ved å fastsette areal i varmevekslere.....	28
7.2.2 Optimaliseringsrutinen.....	29
7.2.2 Optimalisering.....	29
7.3 Sammenligning av drift og design.....	29
7.4 Optimalisering ved konstant arbeid i kompressorer.....	30
7.5 Generelt.....	30
8 Konklusjon.....	31
Symboler og forkortelser.....	32
Referanseliste.....	34
Vedleggsliste.....	35

Figurliste

Figur 1 - Skisse av anlegget.....	1
Figur 2 - SMR-prosessen.....	5
Figur 3 - PPMR-prosessen.....	6
Figur 4 - Skjematisk oversikt over cascade prosessen.....	7
Figur 5 - MFC-prosessen.....	8
Figur 6 - Flytskjema over prosessen.....	12
Figur 7 - Produksjonsskisse av plate-finne varmevekslere.....	13
Figur 8 - Spiralarvarmeveksler.....	14
Figur 9 - Sammenligning av forskjellige optimaliseringer.....	25

Tabelliste

Tabell 1 - Optimale verdier ved design.....	21
Tabell 2 - duggpunkt før kompressorer.....	21
Tabell 3 - temperaturforskjell(ΔT) i varmevekslerne.....	21
Tabell 4 - Forhold(Naturgasstrømmen NG som utgangspunkt X/NG).....	22
Tabell 5 - Optimale sammensetninger for kjølemediene.....	22
Tabell 6 - Beskrankninger før kompressorer.....	23
Tabell 7 - Beskrankninger i varmevekslere.....	23
Tabell 8 - Naturgasstrøm.....	24
Tabell 9 - Sammensetning av naturgasstrøm.....	24
Tabell 10 - ΔT i varmevekslerne i design og drift.....	24
Tabell 11 - Energiforbruk i design og drift.....	24

1 Innledning

I år 2002 ble utbyggingen av Snøhvit vedtatt. Anlegget blir Europas første for flytende naturgass (LNG). Feltene Albatross, Snøhvit og Askeladd vil bli utbygget og gass vil bli fraktet i rør til Melkøya 4 km nord for Hammerfest. Her skal det bygges et anlegg som står for produksjonen av LNG.

Det er totalt 190 milliarder kubikkmeter naturgass som kan utvinnes i feltene. Produksjonen av LNG er planlagt startet fra år 2006. Det vil totalt bli sendt ut omtrent 70 skipslaster med LNG i året. Totalt er det investert 45,3 milliarder NOK i anlegget. I tillegg kommer produksjon av LNG-skip. Det vil bli mellom 350 og 400 nye arbeidsplasser i området i forbindelse med anlegg. Rundt 175 av disse ved LNG-anlegget.



Figur 1 - Skisse av anlegget

Det vil komme ubehandlet naturgass inn til Melkøya, men før nedkjølingen starter vil en del komponenter bli fjernet. Resten vil bli sendt inn i LNG-anlegget. Her vil det bli produsert 5,67 milliarder Sm^3 LNG i året.

Som oppgavetittelen "Optimal drift og selvoptimaliserende regulering av LNG-anlegg" sier vil hoveddelen av oppgaven være å se på prosessen i drift. I tillegg til dette har det også blitt sett en del på optimalisering av design. Hoveddelen av oppgaven er om både optimal design og drift, mens delen om selvoptimaliserende regulering er blitt sett mer bort i fra.

Rapporten begynner med en teoridel som beskriver en del viktige begreper og forklarer de viktigste og mest brukte LNG-prosessene. Det er lagt hovedvekt på prosessen knyttet til anlegget på Snøhvit. Oppgaven fortsetter videre med en beskrivelse av prosessen som er sett på i oppgaven og en gjennomgang av modellen som er brukt i tillegg til modellen som er laget. Resultater og diskusjon følger så, før konklusjonen runder av rapporten.

Oppgaven bygger på fordypningsemnet som ble skrevet høsten 2003. Det er derfor en del sammenfallende elementer spesielt i teori og prosessbeskrivelsen.

2 Teori

2.1 Naturgass

For flere hundre millioner år siden ble rester av døde organismer fra urtiden utsatt for et enormt trykk uten lufttilførsel og omdannet til olje, kull og gass. Kull, olje og gass er derfor via fotosyntese omdannet solenergi, men regnes som ikke-fornybart siden omdannelsen tar flere hundre millioner år. Kull, olje og gass består for det meste av karbon og hydrogen og er derfor meget energifullt. Gass inneholder mer hydrogen enn olje. I tillegg er det meget små forekomster av svovel og tungmetaller i gass. Om organismene ender som kull, olje eller gass er avhengig av hvilket trykk de blir utsatt for.[1]

Den ubehandlede gassen som kommer fra nordsjøen betegnes rikgass. Den er en blanding av våtgass og tørrgass. Våtgass består i hovedsak av av gassene etan, propan, normal- og isobutan og nafta i forskjellige mengder. En undergruppe av våtgassen er LPG(Liquefied Petroleum Gas), som består av en blanding av propan og butaner. Tørrgass er det som i vanlig dagligtale omtales som naturgass. Tørrgass består i all hovedsak av metan(60-95%), men også etan og små mengder karbondioksid, Nitrogen, kvikksølv og andre komponenter som enten helt eller delvis må fjernes i egne renseprosesser..

Mesteparten av naturgassreservene finnes i tidligere Sovjetunionen(underkant av 40%) og i Midt-Østen(ca. 33%). Siden 1970 har stadig nye gassfunn ført til en jevn økning i verdens gassreserver, men siden 1994/95 har produksjonen vært større enn nye funn, og reservene har blitt noe redusert. Totalt i hele verden er det forventet at gassressursene med dagens forbruk og teknikk vil vare i 60 år. På den norske kontinentalsokkelen er de forventede gassressurser(både oppdagede, uoppdagede og utnyttede) på noe over 7,0 milliarder Sm^3 oljeekvivalenter som tilsvarer ca. 0.8% av de totale reservene i verden. Det er produsert i alt 0,73 milliarder Sm^3 oljeekvivalenter dvs. tilsvarende 10% av de totale ressurser.

Naturgass har to hovedanvendelser: utnyttelse av energi og kjemisk omdannelse av naturgass til andre produkter(f. eks. metanol) som brukes som råstoff i andre produksjonsprosesser. Energien i gassen kan utnyttes direkte til oppvarming og matlaging, til industriformål, til transport og til å lage elektrisitet i et gasskraftverk.

2.2 LNG

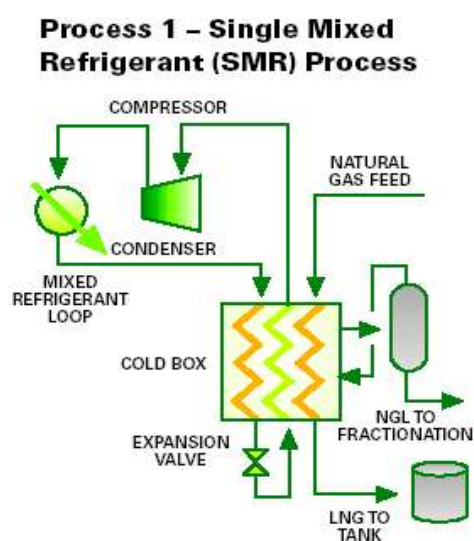
Liquified Natural Gas (LNG) er betegnelsen for flytende, nedkjølt naturgass. Gassen må normalt kjøles ned til under -163°C for å holde seg flytende ved 1 atm trykk. Gassen vil i denne formen ha redusert volumet omtrent 600 ganger. Å nedkjøle gassen er en svært energikrevende prosess og blir derfor bare brukt når gassen skal transporteres over lengre avstander. LNG transporteres gjerne på skip, men kan også transporteres ut til kundene i spesielle tankbiler. Per i dag transporteres rundt 26% av naturgassen som LNG. Over kortere avstander er det vanlig å transportere naturgassen i rørledninger.[2]

2.3 LNG-prosesser

Det er i dag hovedsakelig tre forskjellige kommersielle prosesser for LNG-produksjon. Disse prosessene er *Single Mixed-Refrigerant(SMR)*, *Propane Pre-Cooled Mixed-Refrigerant (PPMR)* og *Cascade*. På Snøhvit skal det benyttes en ny prosess som er utviklet i samarbeid mellom Statoil og Linde, *Mixed Fluid Cascade(MFC)*. [3]

2.3.1 SMR

I denne prosessen brukes det bare et kjølemedie bestående av nitrogen, metan, etan, propan, butan og pentan. Komponentmengdene blir variert for å gi en oppvarmingskurve som best mulig følger kjølekurven til naturgassen. Prosessen blir mer effektiv jo bedre disse følger hverandre. Prosessen er illustrert i Figur 2 Ved rundt -35°C blir gassen sendt til en separator og tyngre komponenter bli fjernet. De lette komponentene, først og fremst metan, blir videre nedkjølt til rundt -163°C .

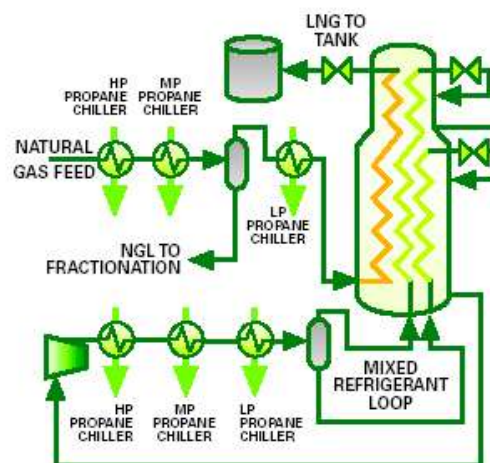


Figur 2 - SMR-prosessen

2.3.2 PPMR

PPMR-prosessen er mye lik SMR. Det blir også her brukt en multikomponent kjølemedie, men med mindre molekylvekt. Kjølemediet består av nitrogen, metan, etan og propan. Naturgassen blir først forkjølt av en separat propankjøler til omtrent -35°C . Ved denne temperaturen blir tyngre komponenter fjernet. Naturgassen blir så sendt til hovedvarmeveksleren hvor den blir videre nedkjølt.

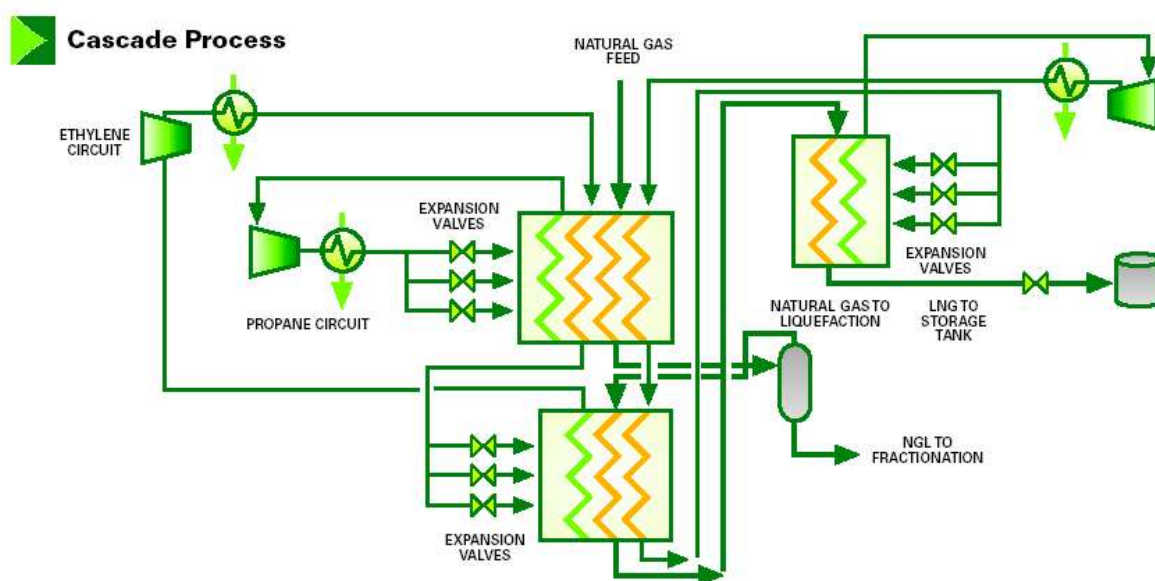
Process 2 – Propane Pre-Cooled Mixed Refrigerant (PPMR) Process



Figur 3 - PPMR-prosessen

2.3.3 Cascade

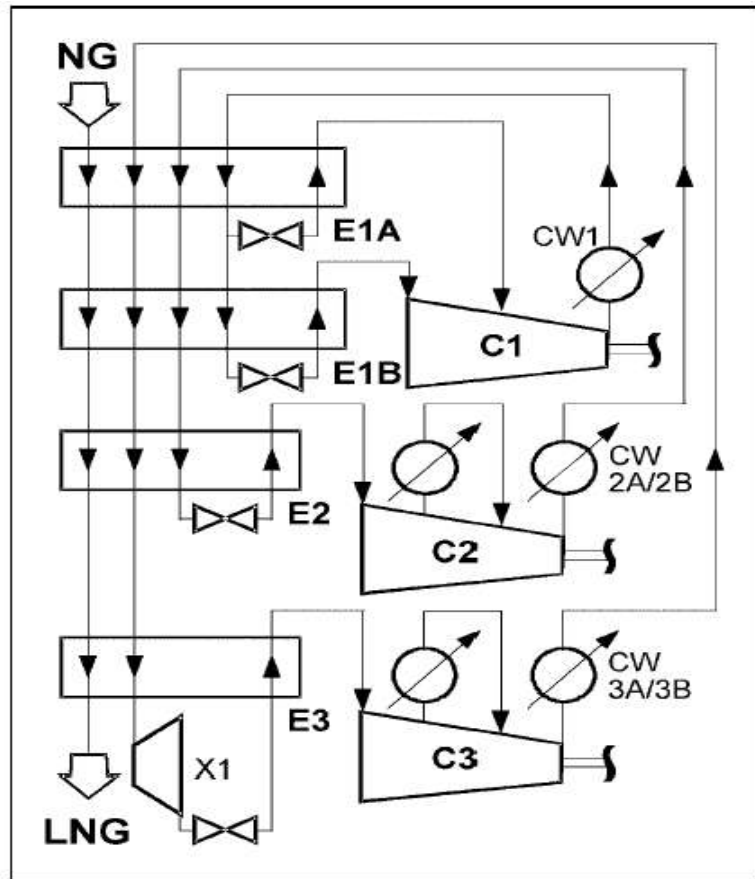
Prosessen består av 3 kjølekretser, alle bestående av rene komponenter. Komponentene er propan, etylen og metan. Kjølekretsene kjøler ned både naturgassen og de kjølemediene med lavere kokepunkt. Også her blir de tyngre komponentene(NGL) fjernet ved rundt -35°C etter at naturgassen har vært gjennom propankjøleren. Dette er den første LNG-prosessen som ble tatt i bruk.



Figur 4 - Skjematisk oversikt over cascade prosessen

2.3.4 MFC

I juni 1996 dannet Statoil og Linde AG, Linde-Statoil Technology Alliance. Målet for alliansen var å redusere kostnadene og effektivisere LNG-produksjonen. Etter noen år kom de frem til MFC-prosessen og flere ledsagende patenter. Det er denne prosessen som skal bli tatt i bruk når LNG-produksjonen på Snøhvit starter i år 2006. I likhet med i Cascade-prosessen blir kjølemediene brukt både til å kjøle naturgassen og kjølemedier med lavere kokepunkt. I tillegg brukes noe av kjølekapasiteten i lavtrykkstrømmen til kjøling av høytrykksiden i tilsvarende syklus.



Figur 5 - MFC-prosessen

Se Figur 5 og kapittel 3 for nærmere forklaring.

2.4 Snøhvitprosjektet

Snøhvit blir Europas første anlegg for produksjon av flytende naturgass(LNG). Utvinning og ilandføring av gass vil komme fra i alt 20 brønner fra feltene Snøhvit, Albatross og Askeladd.

De totale ressursene for alle feltene er på 190 milliarder kubikkmeter naturgass, 17,9 millioner kubikkmeter kondensat og 5,1 millioner tonn flytende våtgass (NGL). Ilandføringen vil foregå gjennom en 143 km lang ledning med en indre diameter på 65,5 centimeter. Mottaksanlegget ligger på Melkøya, rett nord for Hammerfest.

Strømmen som kommer i land vil bestå av tre faser, hydrokarbon gass, hydrokarbon væske og vann/glykol væske. I innløpsfasilitetene separeres disse. Fasen bestående av hydrokarbon gass blir så rensset og først og fremst karbondioksid blir skilt ut. Karbondioksiden blir komprimert og sendt tilbake i et parallelt liggende rør for deponering på havbunnen. Også kvikksølv og vann vil bli fjernet her. Gassen går så inn i en fraksjoneringsprosess. Her blir det fraksjonert ut rent metan, etan og propan som skal brukes til LNG-prosessen. Det blir også tatt ut LPG slik at kravene til brennverdi av LNG blir tilfredsstilt. Herfra blir gassen sendt videre til LNG-prosessen.[4]

3 Prosessbeskrivelse

Figur 6(2 sider fremover) er den delen av prosessen som blir tatt for seg i denne diplomoppgaven. Flytskjemaet over hele prosessen er illustrert i vedlegg 9. Etter HX2(Siste kjølingen naturgassen går gjennom i prosessen som er tatt for seg her) blir naturgassen kjølt ned videre. Ved endt nedkjøling har naturgassen en temperatur på omtrent -163°C . Den blir også trykkavspent til en atmosfæres trykk. LNG-prosessen er da fullført. LNG'en kan da lagres og er klar til frakt.

Naturgassen som kommer inn i prosessen består av rundt 60% metan, 37% etan. Det resterende er mindre deler av nitrogen, karbondioksid, propan og butan. Gassen har nå et trykk på omkring 59 bar og en temperatur på rundt 13°C . Naturgassen går først inn i en forkjølingsprosess.

I alle varmevekslerne er det et visst trykkfall. Se vedlegg 5.

3.1 Forkjøling

Kjølemediet(FK) består av etan og propan og en liten del med med pentan. Mediet kommer inn i varmeveksler HG1 ved et trykk på 17,76 bar og en temperaturen er satt til 4°C . Mediet blir i veksleren kjølt ned til litt i overkant av -24°C . Kjølemediet blir så splittet i FKA og FKB. FKA blir trykkavspent i ventil V1 til rundt 8 bar og videre brukt til kjøling i veksler HG1. FKB blir videre avkjølt i veksler HG2 til i underkant av -50°C før mediet blir trykkavspent i ventil V2 til omkring 3 bar, og brukt til kjøling i varmeveksler HG2. FKB blir videre komprimert til 8 bar i kompressor KOMP2 før den blir ført sammen med FKA igjen. Etter å ha blitt ført sammen blir mediet igjen komprimert og kjølt ned til opprinnelig tilstand gjennom henholdsvis KOMP1 og SK1. Strømmen kan nå samles og sendes til tank og er dermed klar for en ny runde i prosessen. I Figur 6 er ikke tanken tegnet inn.

Naturgassen blir som kjølemediene først avkjølt til i overkant av -24°C i HG1 og så til i underkant av -50°C i HG2.

3.2 Mellomkjøling(kondensering)

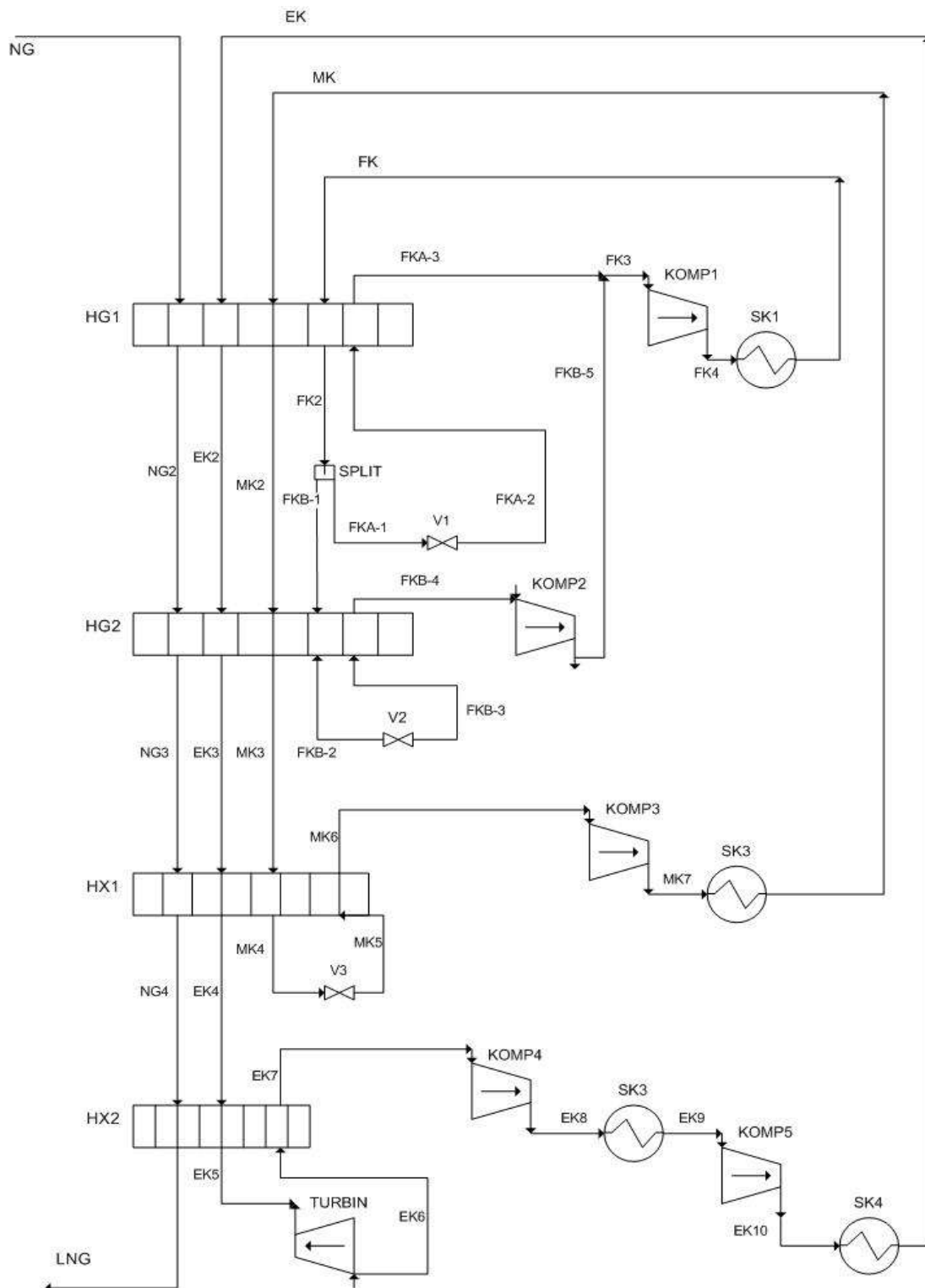
I mellomkjølingen består kjølemediet(MK) hovedsakelig av etan(rundt 90%) og små mengder nitrogen, karbondioksid, metan propan og etan. Mediet kommer inn i prosessen ved et trykk på 19,77 bar og på en temperatur på 10°C og blir så kjølt ned ved hjelp ved hjelp av veksler HG1 og HG2 til i underkant av -50°C. Strømmen blir videre kjølt ned til rundt -77°C i veksler HX1 før den blir trykkavspent til 3 bar i ventil V3 og brukt til kjøling av naturgass og kuldemedium i samme veksler. Strømmen blir igjen komprimert til opprinnelig trykk og opprinnelig temperatur på 10°C. Naturgassen blir under mellomkjølingen nedkjølt fra -50°C til rundt -77°C.

3.3 Etterkjøling(underkjøling)

Kjølemediet(EK) her består av mest metan(rundt 55%) og etan(rundt 35%). De resterende prosentene består hovedsakelig av nitrogen i tillegg til litt karbondioksid og propan. Mediet har et trykk på rundt 54,50 bar og en temperatur på 11°C før det blir kjølt ned gjennom for- og mellomkjølingsvekslere til rundt -77°C. Mediet blir videre kjølt ned i veksler HX2, trykkavspent gjennom en turbin til rundt 3 bar før den varmeveksles med naturgassen og sin egen strøm. Strømmen blir så komprimert til rundt 55 bar og kjølt ned til 11°C gjennom to kompressorer og to sjøvannkjølere og er da klar til gjenbruk.

Naturgassen har nå en temperatur på mellom -155°C og -156°C og er nesten klar til frakting.

3.4 Flytskjema



Figur 6 - Flytskjema over prosessen

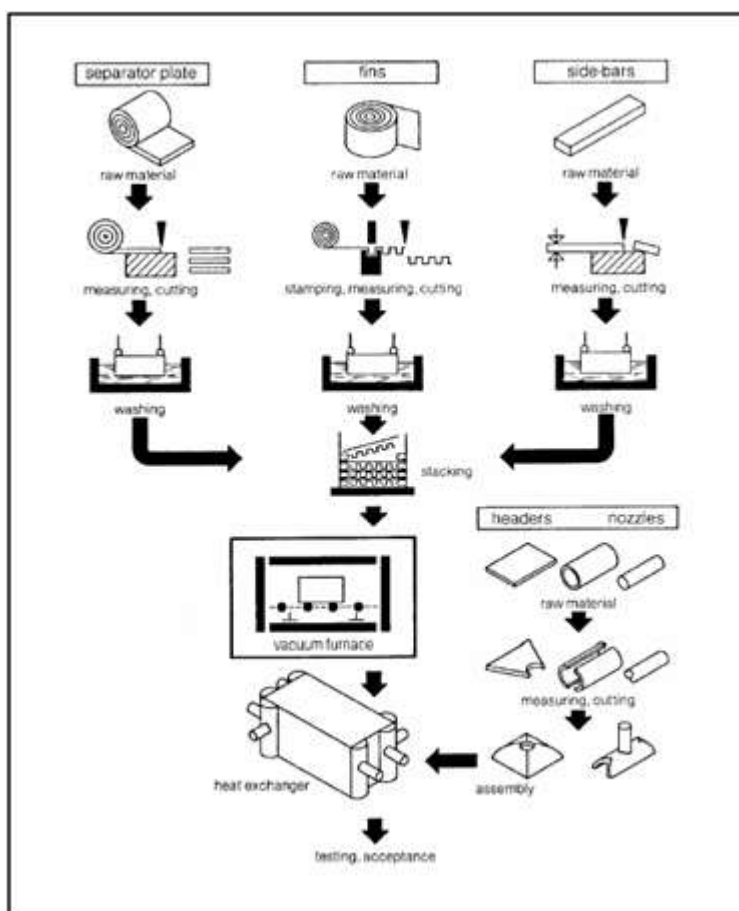
3.5 Varmervekslere

Det brukes to typer varmervekslere i LNG-prosessen. Plate-finne varmervekslere og spiralrørvarmervekslere. varmervekslerne installeres i et stort innebygget tårn med varmeisolerings som kalles Cold Box og som har dimensjoner 12 x 17 x 48 meter. Isoleringen som Cold Box'en blir fylt med er perlite, et naturlig varmebehandlet tetningsstoff. [9]

3.5.1 Plate-finne varmervekslere.

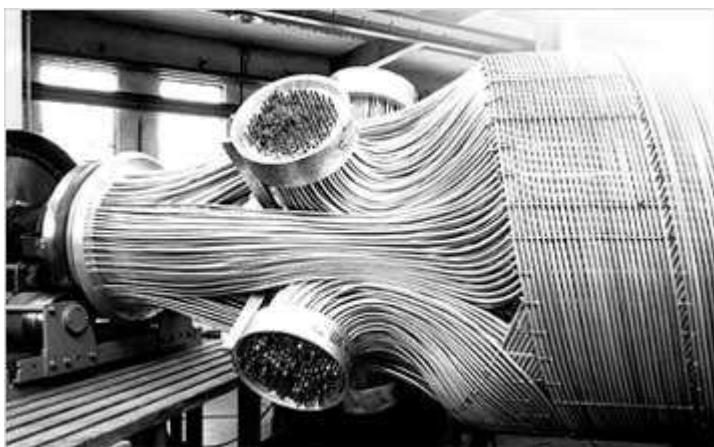
Denne typen varmervekslere blir brukt til forkjølingsprosessen. Figuren viser en skisse av hvordan plate-finne varmervekslerne blir produsert. De er stort sett produsert i aluminium. Varmervekslerne settes sammen i blokker som vist i figuren. Dette gjør at mekanisk rengjøring ikke er mulig. På grunn av sammenføyningene er det øvre begrensninger i både trykk og temperatur.

Strømmene er adskilt med plater hvor det er stemplet ut finner. Dette gjør at arealet blir stort i forhold til volumet og vekten på varmervekslerne, noe som gjør de velegnet for prosesser hvor lave temperaturdifferanser er nødvendig.[5]



Figur 7 - Produksjonsskisse av plate-finne varmervekslere

3.5.2 Spiralarørvarmevekslere



Figur 8 - Spiralarørvarmeveksler

Varmevekslerne til etter -og mellomkjøling er av denne typen. Til LNG-prosesser blir disse stort sett laget i aluminium. Som man ser av Figur 8 består den av mange mindre rør som er tvinnet tett rundt hverandre. Den spesielle geometrien gjør at det er mulig og ha mange medier vekslet mot hverandre og denne typen vekslere passer dermed bra til MFC-prosessen. Den høye tettheten av

varmeovergangsareal tillater et kompakt design, sånn at varmevekslere med varmeovergangsflate fra noen få kvadratmeter til omtrent 10.000 m² kan installeres i en apparatur. Denne typen varmevekslere er også gunstig når det skal overføres mye varme ved små temperaturdifferanser. Andre fordeler er at de er robuste ved oppstart og avslutning og at transient oppførsel kan ignoreres. [6]

3.6 HYSYS

HYSYS er et prosess-simuleringsprogram med grafisk brukergrensesnitt. Brukeren kan velge forhåndsdefinerte enhetsoperasjoner fra et bibliotek og sette disse sammen til ønsket prosess. Komponenter og termodynamisk modell velges ut fra prosessen som skal simuleres. Det er HYSYS versjon 3-1 som er brukt i denne oppgaven. [7]

4 Case

4.1 Optimalisere i designmodus

Her vil fødemengden være gitt. Målet blir da å minimalisere det totale energiforbruket i prosessen.

Objektfunksjonen blir er:

$$J = \sum W_{KOMP} - W_{TURBIN} \quad 1$$

Målet blir dermed å minimalisere J. Fokuset blir på å få arbeidet i kompressorene lavest mulig.

Energien det er mulig å få ut av turbinen er minimal i forhold.

I optimaliseringsrutinen som blir brukt til dette formålet er det totalt 21 frihetsgrader som blir tatt i betraktning. Det er 9 beskrankninger som må overholdes i optimaliseringen. Foran hver kompressor blir det beregnet en duggpunktstemperatur som må overholdes. Det er i tillegg satt en sikkerhetsmargin på 5°C for å garantere at det ikke kommer væske i kompressorene. Dette er beregnet ved en ekstrafunksjon satt inn i HYSYS. Det er også satt at temperaturforskjellen(ΔT) mellom varm og kald strøm i varmevekslerne er minimum 2°C.

Temperaturen på naturgassen ut av prosessen skal ligge på -155.4°C.

4.2 Optimalisere ved konstant fødestrøm i driftsmodus

Objektfunksjonen blir lik som før:

$$J = \sum W_{KOMP} - W_{TURBIN} \quad 2$$

Her blir det optimalisert manuelt i HYSYS. Dette gjør at antall frihetsgrader er blitt redusert. De variablene som blir brukt her er fødemengdene i de tre kjølemediene, splitten i forkjølingsmediet, i tillegg til 5 sugetrykk før kompressorene. Totalt 9 frihetsgrader. Her har vi bare 5 beskrankninger som må tilfredsstilles og det er de 5 duggpunktstemperaturene før kompressorene. Temperaturen på naturgassen ut av prosessen skal som før ligge på -155.4°C.

4.3 *Fri fødemengde med faste kompressorarbeider*

Her vil kompressorarbeidet være konstant i alle kompressorene. Målet i optimaliseringen vil da være å produsere mest mulig LNG ved disse forutsetningene. Også her skal det optimaliseres ved konstant areal i varmevekslerne. Temperaturen på naturgassen ut av prosessen skal være på $-155,4^{\circ}$ C.

5 Modellene

5.1 Designmodellen

Modellen(vedlegg 6) som er brukt er laget av Statoil. Den er bygget opp av en HYSYSmodell hvor et regneark i Microsoft Excel er brukt som brukergrensesnitt.

Mellom HYSYSmodellen og Excel er det programmert i C++. Inne i denne programmeringen er det lagt inn en optimaliseringsrutine og et skript som overfører data frem og tilbake fra Excel og HYSYS.

Modellen til Statoil er beregnet på design. Dette betyr at temperaturforskjellen(ΔT) mellom kald og varm side er satt til et minimum. Arealet på varmevekslerne vil da variere med dataene for de forskjellige strømmene. I HYSYS er det $U \cdot A$ som bli beregnet. U er en varmegjennomgangskoeffisient som er konstant. Denne er avhengig av sammensetningene av mediene som varmeveksles og av materialet til varmeveksleren. A er arealet til varmeveksleren. $U \cdot A$ kan beregnes ut fra disse formlene:

$$Q = m_c C_{p,c} (T_{c,ut} - T_{c,inn}) \quad 3$$

$$Q = m_h C_{p,h} (T_{h,inn} - T_{h,ut}) \quad 4$$

Her er Q overført varme, m_h og m_c er massestrøm for henholdsvis varm og kald massestrøm, C er varmekapasiteten til mediet, T_c og T_h er temperaturer ut og inn av varmeveksleren for henholdsvis kalde og varme strømmer.

$$Q = UA * \Delta T_{lm} F \quad 5$$

F er en faktor som korrigerer fra avvik fra ideell motstrøm. ΔT_{lm} er:

$$\Delta T_{lm} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)} \quad 6$$

ΔT_1 og ΔT_2 er temperaturdifferansene mellom varm og kald side ved de to endene av varmeveksleren.[10]

I HYSYS blir det beregnet UA for hvert pass i varmeveksleren. Det vil si at det blir beregnet en egen UA for for eksempel NG-NG1(Figur 6). Går ut i fra at UA 'ene blir beregnet iterativt.

5.1.1 Kompressorer

Det er totalt 5 kompressor i prosessen. 2 i forkjølingsprosessen, 1 i mellomkjølingen og 2 i etterkjølingen. LNG-prosessen er veldig energikrevende. De fem kompressorene til sammen krever rundt 3 PJ i året. Dette er omtrent 0,5% av det totale norske energiforbruk[8]. I modellen er trykket ut av kompressorene konstant. Arbeidet i kompressorene beregnes ut i fra andre variable i prosessen. Kompressor KOMP1 og KOMP5 er de som krever klart mest energi.

5.1.2 Sjøvannskjølere

Det er totalt 4 sjøvannskjølere i prosessen. En i forkjølingsdelen, en i mellomkjølingen og to til etterkjølingen. Temperaturen ut av sjøvannskjølerne er satt som konstante og effekten her blir dermed ikke sett på som en variabel. Det er et visst trykkfall i noen av kjølerne. Disse kjølerne vil produsere store mengder varmt sjøvann. Det ligger mye energi i dette sjøvannet, men det er vrient å ta den i bruk. Denne energien er derfor neglisjert i det totale energiforbruket.

5.1.3 Recycle-operatorer

I modellen er det satt inn fire recycle-operatorer (skrå kvadrater med blå R inni). Disse har ikke noe med selve prosessen å gjøre. Det er regneoperatorer som i denne modellen finner temperaturen etter ventilene. Det er på forhånd lagt inn antatte temperaturer. Operatoren beregner så den riktige verdien iterativt.

5.1.4 Ventiler og turbiner

Det er tre ventiler og en turbin i modellen. Årsaken til at det er bare en turbin er et det bare er der trykkfallet er stort nok til at det er energimessig lønnsomt. Også her blir det tatt ut forholdsvis lite energi i forhold til hva som blir brukt i kompressorene

5.1.5 Adjust-operatorer

Har brukt adjust-operatorene i HYSYS til å regulere naturgasstrømmene. Knytter her objektet som skal justeres med målet, i dette tilfellet naturgasstrømmene. Setter så en målverdi på disse strømmene og operatorene prøver da å iterere seg frem til riktig justert verdi. I denne sammenheng er dette bare brukt til å holde LNG-temperaturen på $-155,4^{\circ}\text{C}$.

5.1.6 Set-operatorer

Set-operatorer er brukt i HYSYS for å holde forholdet mellom strømmer konstant.

5.2 Bruk av modellen

Modellen brukes stort sett fra Microsoft Excel. Fra excel har du muligheten til å legge inn diverse variable som blir satt enn i HYSYSmodellen. Variablene du kan forandre på er sugetrykk inn til kompressorene(5 variable), temperaturen på den kalde siden av de tre første varmevekslerne(3 variable)(temperaturen ut av den siste er satt) og sammensetningen til kuldemediene(12 variable) i tillegg til splitfaktoren i forkjølingsmediet(SPLIT i Figur 6). Totalt 21 variable. Etter at variablene er satt kan simuleringen i HYSYSmodellen settes i gang. Dette gjøres ved knappetrykk i Excel. Når simuleringen er ferdig blir det sendt data tilbake til Excel og det som trengs kan hentes ut derfra. Det viktigste er energiforbruket i kompressorene og data for beskrankningene. Beskrankningene er ΔT i varmevekslerne og duggpunktet i strømmene før kompressorene. Alle data blir lagret i case i et annet excelark.

Fra Excel kan det også settes i gang en optimaliseringsrutine(laget av Jørgen Opdal på Statoil). Denne er laget i C++. Her er målet og finne optimale verdier for variablene og dermed minimere energiforbruket i kompressorene ved gitt fødemengde av naturgass. Resultatene av rutinen kan leses i excel.

Det viktigste som man må inn i selve HYSYSmodellen for å endre på er dataene for naturgassen (fødemengde, temperatur m.m). Men også andre ting må endres inne i HYSYS.

5.3 Modell med gitt UA

Det er blitt laget en modell hvor alle arealene og dermed UA-verdiene til varmevekslerne er gitt. UA-verdiene er beregnet i HYSYS ut i fra designmodellen. Det er som beskrevet tidligere en UA-verdi for hvert pass i alle varmevekslerne. Dataene som modellen er laget fra er gitt i vedlegg 1. Alle UA-verdiene ligger i vedlegg 10.

6 Resultater

6.1 Optimalt energiforbruk i design modellen.

Den beste optimaliseringen er oppnådd ved en fødestrøm på 550 tonn i timen. Det er her det er oppnådd å bruke minst energi per fødestrømsenhet. Optimaliseringen er gjennomført ved et inntrykk på 59 bar og inn -og uttemperatur på henholdsvis 12,9°C og -155,4°C. Har gjennomført en rekke optimaliseringer. Den beste er beskrevet i tabellen som OPT1. En som ikke er fulgt så vellykket er også med i tabellene for sammenligning, OPT2. Forskjellen på optimaliseringene er at de er startet med forskjellige verdier for variablene. Ellers er de gjennomført ganske likt.

Data er gitt i vedlegg 2 og 3.

<i>Nummer</i>	<i>Fødestrøm [tonn/time]</i>	<i>Energi [MW]</i>	<i>Energi/fødestrøm [kJ/kg]</i>
OPT1	550	94,47	618,4
OPT2	550	94,71	619,9

Tabell 1 - Optimale verdier ved design

Nedenfor er beskrankningene for de to optimaliseringene vist.

<i>Nummer</i>	<i>KOMP1[°C]</i>	<i>KOMP2[°C]</i>	<i>KOMP3[°C]</i>	<i>KOMP4[°C]</i>	<i>KOMP5[°C]</i>
OPT1	5,09	6,14	5,02	5,86	55,48
OPT2	5,00	4,99	5,05	9,59	56,93

Tabell 2 - duggpunkt før kompressorer

<i>Nummer</i>	<i>HG1[°C]</i>	<i>HG2[°C]</i>	<i>HX1[°C]</i>	<i>HX2[°C]</i>
OPT1	2,00	2,63	2,00	2,00
OPT2	2,00	2,74	2,00	2,00

Tabell 3 - temperaturforskjell(ΔT) i varmevekslerne

Ser at i OPT2 ligger 3 av ΔT 'ene på skranke i tillegg til at 3 av duggpunktstemperaturene så og si ligger på skranke. Dette gjør at optimaliseringrutinen står fast og ikke klarer å nå fram til lavere energibruk. Beskrankningene er sterkt knyttet opp til hverandre at hvis du prøver å senke en av de som ikke er på skranke vil en av de andre bryte beskrankningene. Dette gjør at optimaliseringsrutinen ikke kommer lenger. Men i OPT1 er variablene forskjellige i det optimaliseringen blir satt i gang og optimaliseringsrutinen finner et punkt med lavere energibruk fordi den går en annen vei i optimaliseringen.

Ved endring av massestrømmen i NG har det vist seg at den beste måten å optimalisere på er å bruke resultatet i OPT1 og endre kjølemediestrømmene proporsjonalt med endring i fødestrøm. Det er laget en HYSYSmodell på grunnlag av dette. Den er vist i vedlegg 7.

Tabellen under viser forhold mellom naturgasstrøm og kjølemediestrømmene

Strøm	EK	MK	FK	FKB
Forhold	0,7223	0,5800	2,5969	1,0063

Tabell 4 - Forhold(Naturgasstrømmen NG som utgangspunkt X/NG)

I OPT1 er det funnet optimale sammensetninger for kjølemediene. De er også brukt i modellen. Optimale sammensetninger er vist her:

Strøm	Metan	Etan	Propan	i-butan	n-butan	n-pentan	Nitrogen	CO₂
FK	0,00000	0,54147	0,45337	0,00000	0,00082	0,00435	0,00000	0,00000
MK	0,08643	0,86985	0,04140	0,00034	0,00173	0,00000	0,00020	0,00003
EK	0,56558	0,33175	0,00707	0,00000	0,00000	0,00000	0,09552	0,00006

Tabell 5 - Optimale sammensetninger for kjølemediene

6.2 Optimalisering ved kun bruk av optimaliseringsrutinen.

Har undersøkt hvor bra optimaliseringsrutinen fungerer ved endringer i fødemengde.

Her er et eksempel vist ved fødemengde 495 tonn/time, 59 bar og 12,9°C. Utgangspunktet for optimaliseringen er en annen optimalisering som er utført med samme temperatur og trykk, men med en fødemengde på 550 tonn/time. Variablene er med andre ord ganske langt fra optimal verdi når optimaliseringen starter. Det er her brukt fem iterasjoner og med maksimalt fem linjesøk.

	HYSYS- betegnelse			Enhet
Før KOMP1	HP_PC_Dew	Temperatur	29,83	°C
Før KOMP2	LP_PC_Dew	Temperatur	6,56	°C
Før KOMP3	LC_Dew	Temperatur	24,95	°C
Før KOMP4	LP_SC_Dew	Temperatur	41,76	°C
Før KOMP5	HP_SC_Dew	Temperatur	61,09	°C

Tabell 6 - Beskrankninger før kompressorer

Navn	HG1	HG2	HX1	HX2
$\Delta T[^\circ\text{C}]$	-4,31	4,29	-9,35	-24,79

Tabell 7 - Beskrankninger i varmevekslere

Ser at optimaliseringsrutinen har store problemer med å komme fram til fornuftig svar hvis den ikke får oppgitt startverdier som ligger i noenlunde nærhet til optimalt punkt.

6.3 Sammenligning av optimalisering i design og drift

Optimalisering med konstant fødemengde. De to tabellen nedenfor viser data for naturgasstrømmen ved optimaliseringene:

<i>Navn</i>	<i>Fødemengde</i> <i>[tonn/time]</i>	<i>Trykk</i> <i>[bar]</i>	<i>Temperatur inn</i> <i>[°C]</i>	<i>Temperatur ut</i> <i>[°C]</i>
NG	533,5	59	12,9	-155,4

Tabell 8 - Naturgasstrøm

Sammensetning fødestrøm i prosent:

<i>Navn</i>	<i>metan</i>	<i>etan</i>	<i>propan</i>	<i>nitrogen</i>	<i>i-butan</i>	<i>n-butan</i>	<i>CO₂</i>
NG	0,59844	0,36982	0,01767	0,01883	0,00067	0,00040	0,00007

Tabell 9 - Sammensetning av naturgasstrøm

Sammenligning av ΔT i varmevekslerne i design og drift. I design er ΔT satt til minimum 2 °C.

<i>Navn</i>	<i>HG1</i>	<i>HG2</i>	<i>HX1</i>	<i>HX2</i>
ΔT [°C] Design	2,060	2,844	1,998	1,998
ΔT [°C] Drift	1,322	1,786	1,868	1,545

Tabell 10 - ΔT i varmevekslerne i design og drift

Energiforbruk i design og drift:

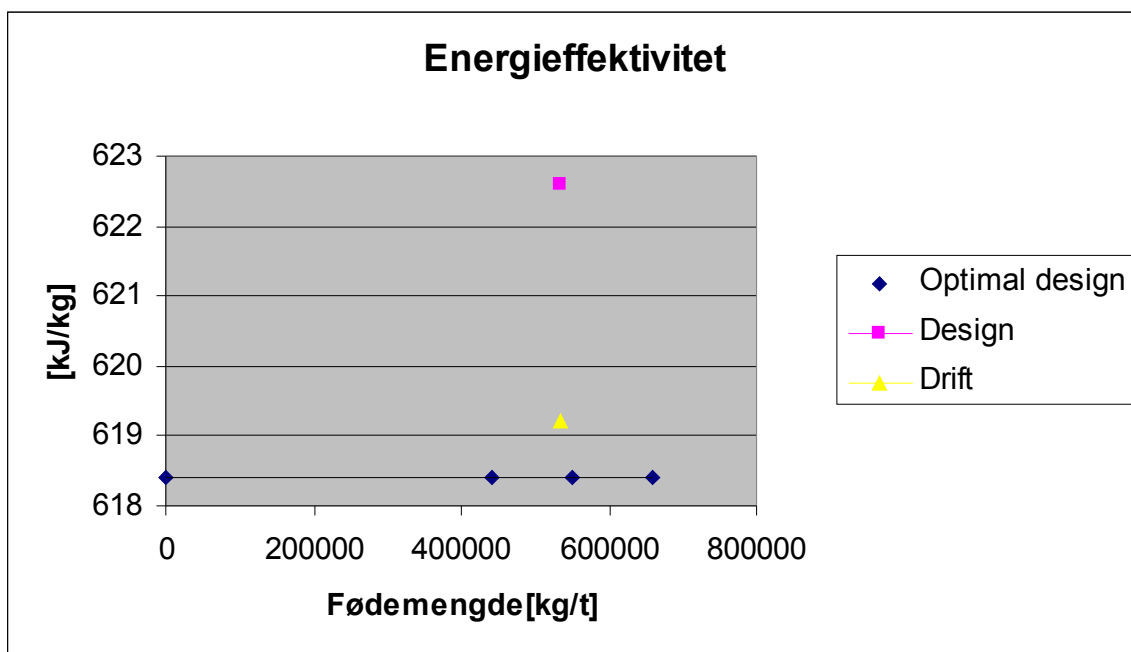
	<i>Design</i>	<i>Drift</i>
Energiforbruk[MW]	92,26	91,76

Tabell 11 - Energiforbruk i design og drift

Forskjellen i energiforbruk ved optimaliseringen er altså 0,50 MW. Dette betyr at det kan spares 0,54% i drift i forhold til det det er optimalisert for i design.

Andre data og andre beskrankninger som er brukt i optimaliseringen er gitt i vedlegg 4.

6.4 Oversikt over optimale punkt både i drift og design.



Figur 9 - Sammenligning av forskjellige optimaliseringer

Her illustrerer streken optimalt energiforbruk ved design for forskjellige fødestrømmer. Den gule prikken illustrerer optimalt driftspunkt uten sammensetning av kjølemedier som variable. Den rosa er også optimalisert uten sammensetninger som variable. Dette viser at sammensetning er en ganske viktig del av optimaliseringen og at det er mulig å spare mye energi ved og også optimalisere med sammensetninger som variable.

6.5 Optimalisering av fødemengde med konstant kompressorarbeid.

Har ved dette problemet ikke fått systemet til å konvergere.

7 Diskusjon

7.1 Design

7.1.1 Optimaliseringen

Som oppgavetittelen sier var det i utgangspunktet planlagt å se på optimalisering og selvoptimaliserende regulering i drift. Men siden modellen i utgangspunktet var for design ble det også sett på optimalisering av design. Systemet som ble sett på i design er komplekst og har totalt 21 frihetsgrader(variable) som kan stilles på. Optimaliseringsrutinen som er laget tar for seg alle frihetsgradene. Optimaliseringsrutinen fungerer tilfredsstillende når verdien til variablene ikke ligger alt for langt unna det optimale, men som resultat 6.2 viser har rutinen problemer når verdien til variablene ikke er i nærheten av de optimale verdiene.

For å frem lavest mulig energibruk ble det forsøkt å optimalisere fra flere forskjellige startverdier. Etter å ha kjørt en optimaliseringsrutine måtte man inn å justere på noen variable for at alle beskrankninger skulle være fulgt før man igjen kjørte en ny optimalisering. På denne måten ble det gjort mange justeringer manuelt i tillegg til at optimaliseringsrutinen ble kjørt flere ganger før resultatene var endelige.

Siden man ofte fikk forskjellig resultat ut fra hvor man begynte optimaliseringen er det ikke garantert at dette resultatet er det mest energibesparende som er mulig å få ut i fra denne modellen. Det finnes sikkert muligheter som ikke er prøvet ut. Men langt unna optimalt er det nok ikke. I tillegg til de to resultatene som er vist her er det også som tidligere sagt gjort en rekke andre tilnærminger mot optimum. Disse er det ikke beskrevet her. Det viktigste er at det beste resultatet er tatt med, og det andre resultatet er tatt med for å illustrere fremgangsmåte.

7.1.2 Optimalisering med tanke på sammensetninger

Ut fra Figur 9 kan man se at det er mye å tjene på å optimalisere med tanke på sammensetning i kjølemediene. I det ene tilfellet var ikke sammensetningene med som variabel og i det tilfellet er energiforbruket 0,7% høyere. Oversikten over sammensetningene i de to tilfellene er vist i vedlegg 8. Det er ikke gjort nøye undersøkelser rundt dette. Det ville blitt et ganske tidskrevende arbeid med mange variable å forholde seg til. Men at det er mye å spare på å optimalisere på sammensetningene er sikkert. Her er det muligheter for videre arbeid.

7.1.3 Sammensetning og forhold i design

Som vist i resultat 6.1 er den enkleste måten å overholde optimale verdier på, ved endringer i naturgassens massestrøm, å endre kjølemediene proporsjonalt. Da holdes beskrankninger og variable på samme nivå. Sammensetningene i tabell 5 er først og fremst funnet ved optimaliseringsrutinen, og det er ikke garantert at det ikke finnes bedre metoder å blande kjølemediene på. Men en viss indikasjon på hvordan forholdet mellom stoffene i hver kjølestrøm burde være gir den. Forholdstallene i tabell 4 er tatt fra den beste optimaliserte og bør gi en god indikasjon på hvordan forholdet mellom kjølestrømmer og naturgasstrømmen bør være.

7.2 Drift

7.2.1 Omgjøring av modellen ved å fastsette areal i varmevekslere

Har også sett på optimalisering på flere tilfeller i drift. Dette har på mange måter vært et mer tungvint arbeid. HYSYS er først og fremst et designverktøy. Det fungerer også til å illustrere visse ting i drift, men modellene blir mye mer følsomme for endringer.

For å bestemme UA i varmevekslerne ble det brukt data fra designmodellen. Det egentlige arealet i varmevekslerne er ikke brukt. Vet heller ikke om de er endelig bestemt. Til beregningen er data fra modellen visst i vedlegg 1 brukt. Her er også oversikten over de viktigste dataene. Dette er den modellen som først ble sett på og den som er utgangspunktet for videre arbeid. Fødestrømmen ligger i nærheten av det som vil bli kjørt i anlegget ved vanlig drift og arealet i varmevekslerne

stemmer nok ganske bra. Har satt inn UA-verdiene herfra istedenfor temperaturbestemmelsen som lå inne i varmevekslerne fra før av.

7.2.2 Optimaliseringsrutinen

Optimaliseringsrutinen som er laget i C++ fungerer ikke for driftsmodellen. Det er derfor optimalisert i drift manuelt i HYSYS. Det har naturlig nok ikke vært litt vanskeligere å optimalisere da, men resultatet er tilfredsstillende. Selv om optimaliseringsrutinen ikke har fungert har det fungert å sende data fram og tilbake mellom HYSYS og excel. Dette har ihvertfall gjort det mer praktisk.

7.2.2 Optimalisering

Et problem med optimaliseringen med bestemt areal er følsomheten i HYSYS ved slike beregninger. Hvis det blir gjort for store endringer i data vil ikke HYSYS konvergere og man må starte på nytt igjen. Dette har vært ganske tidkrevende og gjort at optimaliseringen bare er gjort på et driftspunkt. Det er forsøkt å optimalisere ved flere andre driftspunkt også. Spesielt ved driftspunkt som har store avvik i fødestrøm, i forhold til det arealet er beregnet fra, er det vanskelig å få til å konvergere. Statoil har også hatt problemer med HYSYSmodeller i drift, men nye modeller er på vei.

7.3 Sammenligning av drift og design

Resultat 6.3 viser likevel at det er markant forskjell på energibruken ved optimalisering i drift i forhold til ved design. Energibruken blir 0,54% mindre i drift. Årsaken til dette er at ΔT i varmevekslerne ikke lenger trenger å overholdes. Ser at ΔT har minsket i drift i forhold til design i alle vekslerne. ΔT er satt som en sikkerhetsmargin i designmodellen, men i drift trenger ikke dette lenger og overholdes. Dette viser at det optimaliserte tilfellet i design ikke nødvendigvis er det beste i drift. Så her kan det ligge en del besparelser som man kanskje ikke i utgangspunktet regner med. Både i drift og i design er sammensetning holdt utenfor i optimaliseringen.

7.4 Optimalisering ved konstant arbeid i kompressorer.

Fikk ikke dette til å fungere i HYSYS. Når jeg fastsatte arbeidet i kompressorene ville ikke modellen konvergere. Grunnen til det kan være følsomheten til systemet når arealet er satt i varmevekslerne. Det kan også hende at HYSYS ikke er beregnet for å gjøre denne type utregninger.

7.5 Generelt

Det har ikke blitt tid til å se på biten med selvoptimaliserende regulering i drift. Det er isteden sett en del på design av prosessen. Dette i samsvar med ønsker fra Statoil. Å se på selvoptimaliserende regulering i drift ville også blitt vanskelig med de verktøyene som er blitt brukt.

8 Konklusjon

I oppgaven har det vært sett både på optimal design og optimal drift av LNG-prosesser. I den delen hvor det er sett på design har det blitt brukt en modell som er gitt fra Statoil som hjelpemiddel til optimaliseringen. Til optimalisering i drift er det blitt laget en modifisert modell av Statoils hvor areal i varmevekslere er bestemt.

Optimaliseringen i design ble gjort ved gitt fødestrøm. Målet var å senke energibruken i kompressorene. ΔT i de fire varmevekslerne var spesifisert til minimum 2 °C. Det var totalt 21 frihetsgrader det ble optimalisert over. Resultatet ble at det minimalt trengtes 618,4 kJ per kg naturgass for å danne LNG ved -155,4 °C og 53,2 bar. Utgangspunktet var naturgass ved 12,9 °C og 59 bar

Ved optimalisering i drift var det også gitt fødestrøm. Her var ikke sammensetninger med i optimaliseringen og frihetsgradene var derfor redusert til sugetrykk før kompressorer og massestrøm av kjølemedier. Det ble gjort en sammenligning av optimaliseringen i design og i drift med like sammensetninger i kjølemediene. Her viste det seg at det trengtes 0,54% mindre energi i drift. Årsaken til dette ligger i at ΔT ikke lenger trenger å ligge på minimum 2 °C.

Det er også i oppgaven funnet den optimale sammensetningen av kjølemediene i tillegg til optimale forhold mellom massestrømmen til naturgass og massestrømmen til kjølemediene ved design.

Det ble forsøkt å optimalisere fødestrømmen med konstant arbeid i kompressorene, men det viste seg å bli for vanskelig med de verktøyene som var tilgjengelig.

Symboler og forkortelser

<i>Symbol/Forkortelse</i>	<i>Forklaring</i>
c	Cold
C++	Programmeringsspråk
ΔT	Temperaturforskjell, varmeveksler
ΔT_{lm}	Midlere temperaturforskjell
EK	Etterkjøling
F	Faktor <1
FK	Forkjøling
FKA	Forkjøling split A
FKB	Forkjøling split B
h	Hot
HG1	Forkjølingsveksler 1
HG2	Forkjølingsveksler 2
HX1	Mellomkjølingsveksler
HX2	Etterkjølingsveksler
inn	Inn i varmeveksler
J	Objektfunksjon
kg	Kilogram
kJ	Kilojoule
KOMP	Kompressor
LNG	Liquified Natural Gas
LPG	Liquefied Petroleum Gas
m	Massestrøm
m ²	kvadratmeter
MFC	Multi Fluid Cascade
MK	Mellomkjøling
MW	Megawatt
NG	NaturGass
NGL	Cryogenic natural gas liquid
OPT1	Optimalisering nr. 1
OPT2	Optimalisering nr. 1

<i>Symbol/Forkortelse</i>	<i>Forklaring</i>
PJ	PetaJoule 10^{15}
Q	Varme
R	Gasskonstant 8,314 J/(Kmol)
SK	SjøvannKjøler
Sm ³	Standard kubikkmeter
SMR	Single Mixed Refrigerant
SPLIT	Splitter strøm
SRK	Soave-Redlich-Kwong
T	Temperatur
t	Time
UA	Varmeovergangskoeffisient*Areal
ut	Ut av varmeveksler
V	Ventil
W	Arbeid

Referanseliste

- [1] **Enova.no**,
www.enova.no
- [2] **Energifakta.no**,
www.energifakta.no
- [3] **Berger, Forg, Heiersted, Paurola**,
The Snøhvit Project ,
Linde technology 1/2003
- [4] **Statoil.no**,
Snøhvit,
www.statoil.no/snøhvit
- [5] *Developments in the Mixed Fluid Cascade Process(MFCP) for LNG Baseload Plants* Bach,
63/2003 Reports on science and technology
- [6] **Linde**,
<http://www.linde-process-engineering.com/en/p0064/p0071/p0073/p0003.jsp>
- [7] **Hysys** ,
www.hysys.com
- [8] **Statistisksentralbyrå**,
www.ssb.no
- [9] **Jørgen B Jensen**
Diplomoppgave 2003
- [10] **Sigurd Skogestad**
Prosessteknikk. Masse- og energibalanser Februar 1999

Vedleggsliste

1. Verdier for beregning av UA
2. Optimalt design1
3. Optimalt design2
4. Drift vs design
5. Trykkfall vekslere
6. Opprinnelig modell
7. Modell med forhold
8. Sammensetninger
9. Flytskjema hele prosessen
10. UA-verdier