



## FORDYPNINGSEMNE HØST 2003

TKP 4720 Prosess-Systemteknikk

PROSJEKTTITTEL:

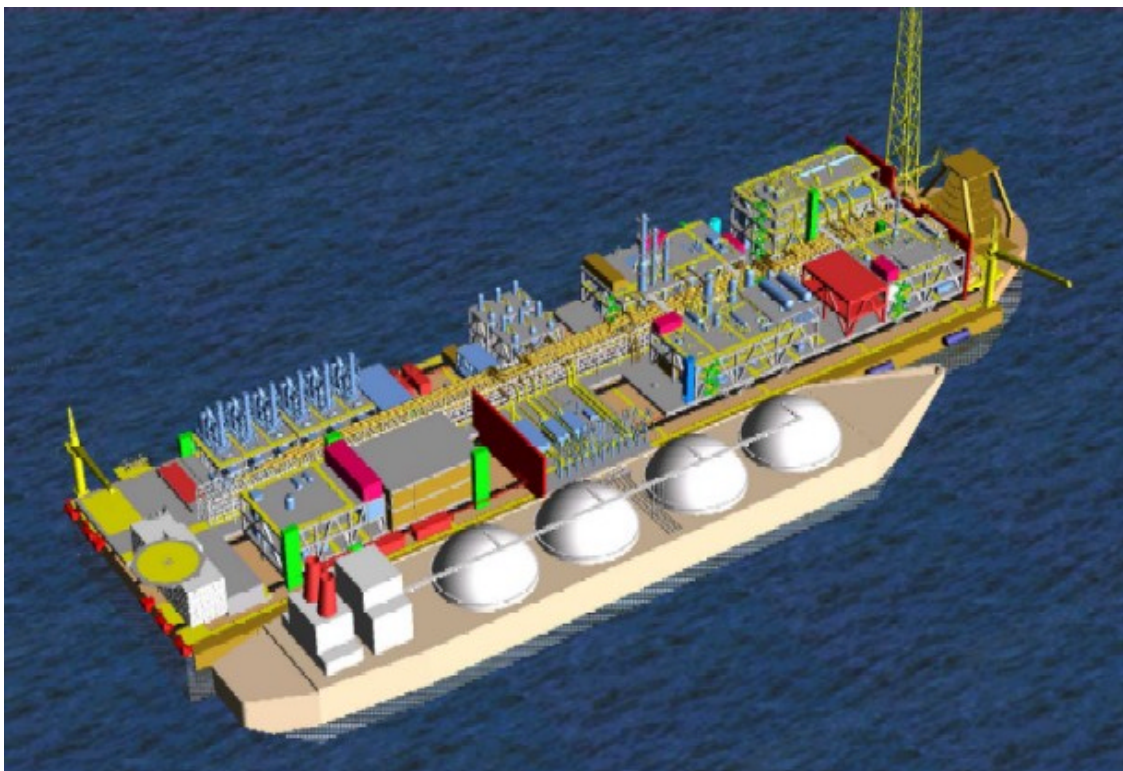
Karbondioksid som forkjølingsmedium  
ved produksjon av LNG på et flytende anlegg

---

av

Ingrid Kristine Wold

---



Veiledere for oppgaven: Sigurd Skogestad og Jostein Pettersen  
Innlevert dato: 01.12.2003

## Forord

Rapporten er et resultat av prosjektarbeid utført høsten 2003 ved Norges Teknisk-Naturvitenskapelige Universitet (NTNU), Institutt for Kjemisk Prosesssteknologi, i samarbeid med Statoil.

Hovedveileder og medveileder ved NTNU har vært henholdsvis Sigurd Skogestad og Jørgen Bauck Jensen. I tillegg har Tore Haug Warberg i stor grad bidratt i forbindelse med termodynamiske beregninger i MatLab.

Jostein Pettersen, kontaktperson og veileder i Statoil, har bidratt til god forståelse av prosessen samt gitt tilgang til nødvendige anleggsdata.

Takk til hver av de ovennevnte, som alle har vært til stor hjelp under arbeidet med prosjektet.

Trondheim 01.12.2003

-----  
Ingrid Kristine Wold

## Sammendrag

Prosjektet inngår i et samarbeid mellom NTNU og Statoil, der målet er å sammenlikne karbondioksid og propan/etan som forkjølingsmedier i en LNG-prosess. Til grunn for oppgaven ligger Statoil og Lindes forskning i forbindelse med produksjon av flytende naturgass til havs, der årlig produksjon er satt til omtrent 7 millioner tonn LNG.

Det er laget en modell i Hysys for tretrinns forkjøling av naturgass med hydrokarboner. En tilsvarende prosess med karbondioksid som forkjølingsmedium er også modellert. Kjølekretsen med karbondioksid vil kreve et relativt stort kraftforbruk på grunn av lavt kritisk punkt og dermed høyt strupetap. Følgende tiltak er innført for å redusere kraftforbruket:

- Mellomkjøling ved kompresjon
- Ekstra kjøletrinn
- Ekspansjon i turbin
- Ekstern underkjøling

Tiltakene ga utslag i ulik grad, og CO<sub>2</sub> viser seg å kunne være et konkurransedyktig kjølemedium på et flytende LNG-anlegg. Det bør imidlertid gjennomføres kostnadsanalyser i forbindelse med innføring av ekstra prosessstyr.

Det er også sett på de to kjølemedienes følsomhet for endrede betingelser som omgivelsestemperatur og virkningsgrad.

Peng-Robinsons tilstandslikning er benyttet i simuleringsprogrammet. Ved hjelp av Span-Wagners tilstandslikning, som beskriver oppførselen til CO<sub>2</sub> godt på en bred temperaturskala, har det vist seg at Peng-Robinsons likning medfører en usikkerhet i beregningene gjort nære kritisk punkt. Avviket er imidlertid svært lite.

# Innhold

<b>Forord</b>	<b>i</b>
<b>1 Innledning</b>	<b>1</b>
<b>2 Bakgrunn</b>	<b>3</b>
2.1 Naturgass . . . . .	3
2.2 Kondensasjon av naturgass . . . . .	3
2.2.1 Mixed Fluid Cascade-prosessen . . . . .	4
2.2.2 Forkjølingskretsen . . . . .	5
2.3 Flytende LNG-anlegg . . . . .	7
2.4 Karbondioksid som kjølemedium . . . . .	7
2.5 Energibruk i forkjølingskretsen . . . . .	11
2.5.1 Mellomkjøling . . . . .	11
2.5.2 Prosess med ekstra trykknivå . . . . .	11
2.5.3 Ekspansjon i turbin . . . . .	12
2.5.4 Ekstern underkjøling . . . . .	13
2.6 Tilstandslikninger . . . . .	14
2.6.1 Peng-Robinson . . . . .	14
2.6.2 Span-Wagner . . . . .	15
2.7 Hysys . . . . .	16
2.8 Matlab . . . . .	16
<b>3 Simulering</b>	<b>17</b>
3.1 Beskrivelse av simuleringene . . . . .	17
3.2 Antagelser . . . . .	22
3.3 Modifikasjoner . . . . .	22
<b>4 MatLab: Beregninger av kraftforbruk</b>	<b>24</b>
4.1 Entalpidifferanse over fordamper . . . . .	25
4.2 Entalpidifferanse over kompressor . . . . .	25
<b>5 Resultater</b>	<b>26</b>
5.1 Hysys . . . . .	26
5.1.1 Strømdata . . . . .	26
5.1.2 Kraftforbruk . . . . .	29
5.1.3 Ideelt kraftforbruk . . . . .	31
5.2 MatLab . . . . .	32
5.2.1 Fordamper . . . . .	32
5.2.2 Kompressor . . . . .	33
5.2.3 pH-diagram . . . . .	34

<b>6</b>	<b>Diskusjon</b>	<b>36</b>
6.1	Hysysmodellene	36
6.1.1	Mellomkjøling	36
6.1.2	Prosess med ekstra trykknivå	36
6.1.3	Ekspansjon i turbin	37
6.1.4	Oppsummering	39
6.1.5	Modellene sett i forhold til en reell prosess	40
6.2	Tilstandsberegninger	42
6.3	Forslag til videre arbeid	43
<b>7</b>	<b>Konklusjon</b>	<b>44</b>
	<b>Referanser</b>	<b>46</b>
<b>A</b>	<b>Span-Wagners tilstandslikning</b>	<b>47</b>
<b>B</b>	<b>Hysys</b>	<b>49</b>
B.1	Simuleringene	49
B.2	Strømdata	49
B.2.1	Modell nr 1: 3P HC SC	50
B.2.2	Modell nr 2: 3P CO2 SC	53
B.2.3	Modell nr 3: 3P CO2 SC IC	56
B.2.4	Modell nr 4: 3P CO2 SC IC EXPliq	59
B.2.5	Modell nr 5: 4P CO2 SC	62
B.2.6	Modell nr 6: 4P CO2 SC IC	65
B.2.7	Modell nr 7: 4P CO2 SC IC EXPliq	68
B.2.8	Modell nr 8: 3P CO2 SC ICpart	71
B.2.9	Modell nr 9: 4P CO2 SC ICpart	74
B.2.10	Modell nr 10: 3P CO2 SC IC EXP	77
B.2.11	Modell nr 11: 3P CO2 IC	80
B.2.12	Modell nr 12: 3P CO2 IC EXP	83
B.2.13	Modell nr 13: 3P CO2 SC IC2 EXP	86
B.2.14	Modell nr 14: 3P HC SC cond20	89
B.2.15	Modell nr 15: 3P CO2 SC IC cond20	92
B.2.16	Modell nr 16: 3P HC SC IC	95
B.2.17	Modell nr 17: 3P HC SC dP	98
B.2.18	Modell nr 18: 3P CO2 SC IC dP	101
B.2.19	Modell nr 19: 3P HC SC IC 75	104
B.2.20	Modell nr 20: 3P CO2 SC IC75	107
B.2.21	Modell nr 21: 3P CO2 SC ICpart EXPliq	110
B.2.22	Modell nr 22: 4P CO2 SC ICpart EXPliq	113

B.2.23 Forkjøling med NG som eneste varme strøm . . . . .	116
<b>C Sammensetning naturgass</b>	<b>119</b>
<b>D Trykk-entalpidiagram for metan</b>	<b>120</b>
<b>E MatLab</b>	<b>122</b>
E.1 Kode . . . . .	122
E.1.1 Fordamper.m . . . . .	122
E.1.2 Kompressor.m . . . . .	125
E.1.3 co2 pr.m . . . . .	127
E.1.4 co2 sw.m . . . . .	131
E.1.5 pH co2 pr.m . . . . .	134
E.1.6 pH co2 sw.m . . . . .	137
E.2 Entalpidifferanser . . . . .	140
E.2.1 Fordamper . . . . .	140
<b>F Strømdata for entalpiavlesninger</b>	<b>145</b>

## Figurer

1.1	NnwaDoro-feltet utenfor Nigerias kyst. . . . .	2
2.1	MFC-prosessen . . . . .	5
2.2	Tretrinns forkjølingsprosess . . . . .	6
2.3	pH-diagram for en tretrinns forkjølingsprosess . . . . .	6
2.4	Metningstrykk[1] . . . . .	8
2.5	Problemer ved høyt trykkforhold . . . . .	9
2.6	Tofaseområdet for CO <sub>2</sub> og propan/etan . . . . .	10
2.7	Strupetap i forkjølingskretsen . . . . .	10
2.8	Mellomkjøling . . . . .	11
2.9	Prosess med ekstra trinn . . . . .	12
2.10	Væskeekspander istedenfor ventil . . . . .	12
2.11	Temperaturprofiler til to ulike kjølemidler i kondensator . . . . .	13
3.1	Forkjøling med propan/etan . . . . .	17
3.2	Forkjøling med karbondioksid . . . . .	18
3.3	Temperaturprofiler, varmeveksler med HC . . . . .	19
3.4	Temperaturprofiler, varmeveksler med CO <sub>2</sub> . . . . .	20
5.1	Kraftforbruk for de ulike prosessene. . . . .	29
5.2	Entalpidifferanse over fordamper, ingen overheting. . . . .	32
5.3	Prosentvis avvik fra Span-Wagner. . . . .	33
5.4	pH-diagram kalkulert med Peng-Robinsons tilstandslikning. . . . .	35
5.5	pH-diagram kalkulert med Span-Wagners tilstandslikning. . . . .	35
6.1	Underkjøling og isentropisk ekspansjon . . . . .	38
6.2	Underkjøling og isentalpisk ekspansjon . . . . .	38
6.3	De viktigste resultatene . . . . .	39
6.4	Alternativ varmeveksler der trykkfall aksepteres . . . . .	41
E.1	Entalpidifferanse over fordamper, ingen overheting. . . . .	140
E.2	Entalpidifferanse over fordamper, overheting: 5K. . . . .	141
E.3	Entalpidifferanse over fordamper, overheting: 10K. . . . .	142
E.4	Entalpidifferanse over fordamper, overheting: 15K. . . . .	143
E.5	Entalpidifferanse over fordamper, overheting: 20K. . . . .	144

## Tabeller

2.1	Fysikalske data for CO <sub>2</sub> [2]	8
5.1	Strømdata, varme strømmer	26
5.2	Strømdata, forkjølingskrets med propan/etan (modell 1)	27
5.3	Strømdata, forkjølingskrets med CO <sub>2</sub> (modell 2)	28
5.4	Energiforbruk i ulike prosesser	30
5.5	Energiforbruk i modifiserte prosesser	30
5.6	Entalpiendring over fordampere	33
5.7	Kompressorarbeid	34
5.8	Temperatur etter kompressor	34
C.1	Sammensetning naturgass. Molprosent	119



## 1 Innledning

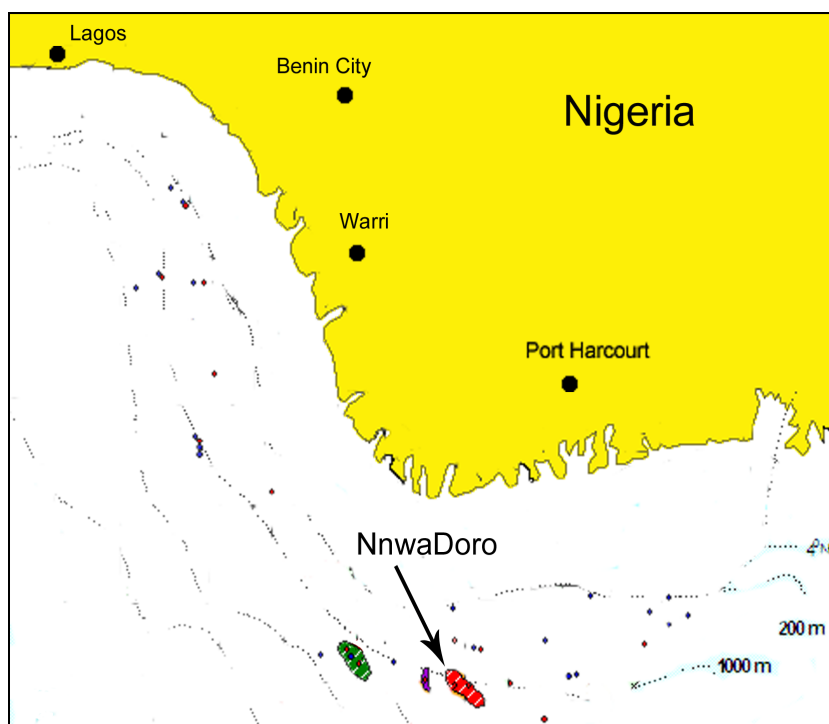
Omtrent en fjerdedel av all naturgass produsert hvert år omsettes som flytende naturgass (LNG). I 2002 tilsvarte dette 120 millioner tonn. LNG distribueres primært fra Nord-Afrika til Europa og USA, og fra Gulfen, Australia, Brunei, Alaska og Indonesia til Korea og Japan. [3][4]

Ubehandlet naturgass fra gassfeltene renses for uønskede komponenter før den prosesseres i selve LNG-anlegget. Her foregår det en kjøleprosess i flere trinn, der produktet er flytende naturgass bestående av over 90% metan i tillegg til noen tyngre hydrokarboner. Flytende naturgass er et rent produkt sammenliknet med mange andre drivstoffer. Ved forbrenning av tyngre og spesielt crackedede drivstoffer, som inneholder en betydelig andel ringforbindelser og umettede hydrokarbonkjeder, vil det slippes ut relativt mye CO<sub>2</sub>, sot og andre giftige gasser. Forbrenning av LNG vil imidlertid resultere i forholdsvis mye vanndamp, siden andelen av hydrogen er høy i de korte hydrokarbonkjedene. Dette er en viktig faktor med tanke på fremtiden og stadig strengere miljømessige krav forbundet med forbrenning av fossile energibærere.

Densiteten til LNG er omtrent 600 ganger så høy som for ubehandlet naturgass. Ved å legge kondensasjonsprosessen til havs, kan derfor store ressurser spares i forbindelse med frakt av naturgassen til land. Det vil være nødvendig å følge strenge retningslinjer for utformingen av et slikt anlegg. Blant annet er det ønskelig å redusere vekten av prosessutstyret. Dette kan gjøres ved å benytte karbondioksid, som har liten volumstrøm, til forkjølingen av naturgassen. CO<sub>2</sub> er i tillegg en sikkerhetsmessig ufarlig gass sammenliknet med hydrokarbonbaserte kjølemedier, som brukes på eksisterende LNG-anlegg.

Statoil og Linde samarbeider om et prosjekt der et flytende LNG-anlegg er tenkt lagt utenfor kysten av Nigeria ved gassfeltet NwaDoro. Et kartutsnitt er vist i figur 1.1 på neste side.

Lekteren vil være over 400 meter lang og 100 meter bred, og designbasis for anlegget er en årlig produksjon på 5,9 millioner tonn LNG.[5]



Figur 1.1: NnwaDoro-feltet utenfor Nigerias kyst.

I forbindelse med NnwaDoro-prosjektet har Statoil et ønske om å studere  $\text{CO}_2$  som forkjølingsmedium i LNG-prosessen. Konseptet til The Linde Statoil LNG Technology Alliance med propan/etan i forkjølingskretsen er utgangspunktet for denne studien. En  $\text{CO}_2$ -krets vil ha et høyere kraftforbruk enn en hydrokarbonkrets, og et mål for oppgaven er å kvantifisere økningen samt å innføre ulike tiltak for å redusere kraftforbruket.  $\text{CO}_2$  vil opereres tett opptil kritisk punkt. Det er derfor interessant å teste følsomheten for eventuelle feil i beregninger som gjøres i simuleringprogrammet.

Innledningsvis gis det en oversikt over teorien som ligger til grunn for studiet samt en beskrivelse av kondensasjonsprosessen. Videre sammenliknes ulike forkjølingsprosesser med  $\text{CO}_2$  og hydrokarboner ved simulering i Hysys. For å evaluere graden av feilberegninger i Hysys, gjøres beregninger av kraftforbruk i prosessen med grunnlag i to ulike tilstandsfunksjoner i MatLab. Resultatene fra simuleringene diskuteres deretter. I tillegg blir antagelsene fra simuleringene vurdert i forhold til en virkelig prosess. Til slutt konkluderes det med bakgrunn i diskusjonen.

## 2 Bakgrunn

En kort innføring i prosessering av naturgass gis i det følgende. Videre beskrives karbondioksid, samt denne gassens verdi som kjølemedium på et flytende anlegg. Energibruk i forkjølingskretsen diskuteres deretter med bakgrunn i termodynamikken. Aktuelle tilstandslikninger samt programmene brukt i simuleringene nevnes til slutt.

### 2.1 Naturgass

Døde planter og dyr fra over 100 millioner år tilbake har blitt dekket av sand og jord som med tiden har hardnet. Når det organiske materialet har blitt utsatt for høye trykk og temperaturer, har det gjennomgått en langsom omdanningsprosess. Produktet er olje og gass, som fungerer som energikilder for mennesker i dag. Andelen av naturgass i produktet avhenger av trykket organismene har blitt utsatt for. Naturgassen består av store deler metan, samt etan, propan, butan og noen tyngre hydrokarboner. Oljen inneholder hovedsakelig tyngre hydrokarboner. Små mengder av karbondioksid, nitrogen, svovel og kvikksølv følger i tillegg med hydrokarbonene, og disse i tillegg til vann fjernes helt eller delvis før videre prosessering.

Naturgass vil i de aller fleste tilfeller brennes. Gassen kan brukes til oppvarming av luft og vann i bygninger, matlaging og drift av gasturbiner i gasskraftverk eller på skip. I tillegg kan naturgass benyttes i forbrenningsmotorer eller til belysning (gasslys).[6]

### 2.2 Kondensasjon av naturgass

Naturgass gjøres flytende under trykk, der trykket avhenger av tilstanden i gassreservoaret. Nødvendig energimengde for kondensasjonsprosessen er mindre ved høyt enn ved lavt trykk. På ulike eksisterende anlegg holder naturgassen et trykk på 50 til 70 bar under væskedannelsen. Temperaturintervallet i kondensasjonsprosessen avhenger av andel hydrokarboner som er tyngre enn metan.

Av økonomiske og sikkerhetsmessige grunner må flytende naturgass transporteres ved atmosfærisk trykk. Dette krever en temperatur lavere enn kokepunktet til metan ( $-161,49^{\circ}\text{C}$ ), og derfor underkjøles den flytende gassen før ekspansjon til atmosfærisk trykk for å hindre fordamping under transport.

Før LNG kan anvendes til energiformål, må den fordampes/varmes opp. Dette kan kombineres med en prosess med kjølebehov, slik at noe av energien brukt ved kondensering av naturgassen kan utnyttes.[5]

### 2.2.1 Mixed Fluid Cascade-prosessen

Det første prosjektet i forbindelse med transport av naturgass i flytende tilstand (*CAMEL*) startet i 1961. Kondensasjon av naturgass var basert på den såkalte konvensjonelle kaskadesyklusen, der flere kjølemedier brukes i serie. Ved å kjøle over flere trinn blir eksergitapet i prosessen<sup>1</sup> mindre fordi temperaturforskjellene i hvert trinn er mindre.[8] En annen fordel med kaskadeprosessen er at ulike typer kjølemedier kan benyttes i hvert trykknivå, slik at muligheten for optimal utnyttelse av kjølemediet er tilstede.

En slik prosess er gunstig når kjøling utover det som kan oppnås med ett medium alene er nødvendig.

I Snøhvit-prosjektet utenfor Hammerfest tas MFC-prosessen (Mixed Fluid Cascade) i bruk, og denne er også grunnlaget i Statoil/Lindes forskning i forbindelse med flytende LNG-anlegg. En skisse av en MFC-prosess med tottrinns forkjøling er vist i figur 2.1 på neste side.

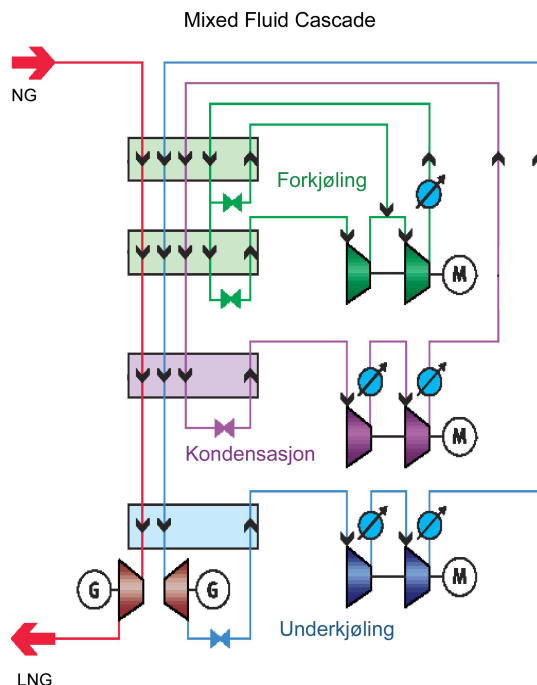
Prosessen involverer tre sykluser med ulike kjølemedier i kaskade. En blanding av propan og etan (hovedsakelig etan) forkjøler naturgassen i to trinn til ca  $-50^{\circ}\text{C}$ . Gassen gjøres deretter flytende under trykk ved ca  $-80^{\circ}\text{C}$  ved hjelp av etan i blanding med noe metan og propan, før den underkjøles med metan, etan og nitrogen til  $-162^{\circ}\text{C}$ .

Fordamping av forkjølingsmediet i de øverste varmevekslerne bidrar til senking av temperaturene til alle kjølemediene i tillegg til naturgassen. I varmeveksleren der naturgassen kondenseres foregår en tilsvarende prosess, slik at kondensasjonsmediet kjøler både naturgass, seg selv og underkjølingsmediet når det fordampes. I den siste kretsen kjøles kun naturgassen i tillegg til underkjølingsmediet selv. Etter at de ulike kjølemediene har fordampet, blir de komprimert og kjølt med vann før de forkjøles i LNG-vekslerne, ekspanderes og igjen sendes gjennom vekslerne for fordampning.

Varmevekslerne i forkjølingskretsen er av typen plate-finne, mens kondensasjon og underkjøling skjer i spiralrørsvekslere. Begge typene har stort spesifikt

---

<sup>1</sup>Eksergi er energiformer som kan omdannes fullstendig til andre energiformer, i dette tilfellet varme som kan tas ut som arbeid. Motsatt er anergi, unyttig energi.[7]



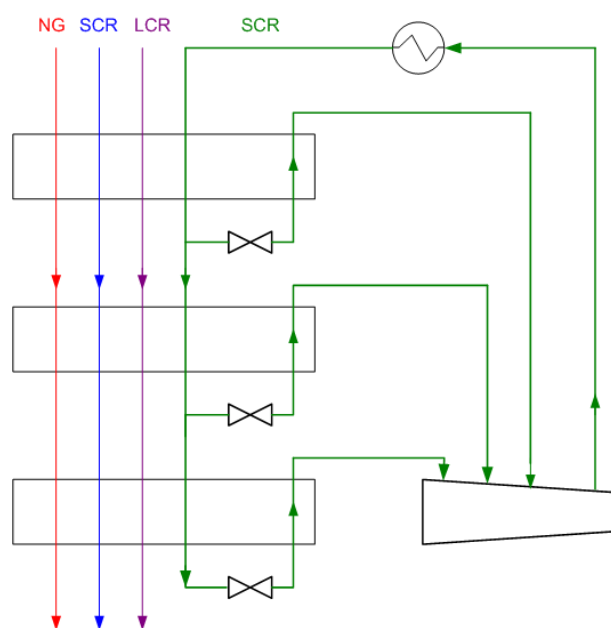
Figur 2.1: MFC-prosessen, utviklet av Linde Statoil LNG Technology Alliance. Her med forkjøling i to trinn.[9]

varmeoverføringsareal og egner seg godt for prosesser der små temperaturforskjeller er nødvendig ved varmeveksling. I tillegg kan flere prosess-strømmer varmeveksles samtidig.[10][9]

### 2.2.2 Forkjølingskretsen

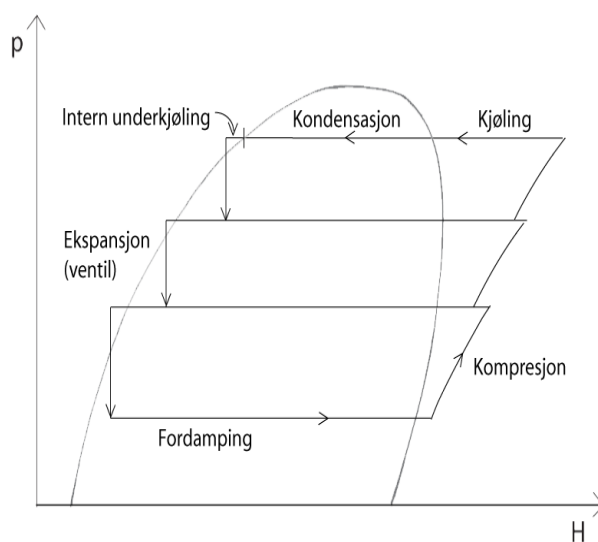
Et flytskjema over en tretrinns forkjølingsprosess er vist i figur 2.2 på neste side.

Forkjølingen skjer over tre trinn med varierende trykk på kjølemediet. Naturgassen (NG) samt mediene i kretsene for kondensasjon (LCR) og underkjøling (SCR) er varme strømmer i tre seriekoblede plate-finnevekslere. I tillegg underkjøles forkjølingsmediet (PCR) før det ekspanderes og sendes tilbake gjennom vekslerne, der det fordampes ved å trekke varme ut av de varme strømmene. Kjølemediet komprimeres deretter og kondenseres ved hjelp av kjølevann før det igjen er klart for å underkjøles.



Figur 2.2: Tretrinns forkjølingsprosess

Prosesen kan beskrives termodynamisk i et trykk-entalpidiagram som vist i figur 2.3.



Figur 2.3: pH-diagram for en tretrinns forkjølingsprosess

### 2.3 Flytende LNG-anlegg

En LNG-lekter på størrelse med for eksempel Snøhvit-anlegget vil bli svært kostbar. I tillegg kan det være vanskelig å håndtere et slikt anlegg ved ekstreme sjøtilstander. Det betyr at et flytende anlegg må være svært kompakt i forhold til et stasjonært, noe som medfører økt økonomisk og praktisk sensitivitet overfor følgende to faktorer: Størrelsen på prosessenhetene og andelen av sikkerhetsmessig ufarlige gasser.

Dersom CO<sub>2</sub> benyttes som kjølemedium istedenfor hydrokarboner, kan størrelsen på prosessutstyr som rør og kompressorer reduseres med omtrent 50% (se avsnitt 2.4 for nærmere forklaring). Dette vil ha betydning for kostnader og bygging av et flytende anlegg, siden modulen for hele kondensasjonsprosessen på en FLNG-lekter utgjør omtrent 20% av total vekt. Det er aktuelt å benytte CO<sub>2</sub> kun i forkjølingen av LNG-prosessen, siden de påfølgende kjøleprosessene krever lavere temperaturer enn smeltepunktet til karbondioksid.

Siden prosessenhetene på et FLNG-anlegg vil stå tett sammen, stilles det strenge krav til sikkerhet. Eksempelvis vil boligblokken på anlegget være plassert nærmere prosessen enn på Snøhvit-anlegget på Melkøya, der boligområdet ligger flere hundre meter fra prosessanlegget. Rømningsmulighetene på et flytende anlegg vil være små sammenliknet med et landanlegg. Et gassutslipp vil derfor være en større trussel på et offshore-anlegg enn på land.

### 2.4 Karbondioksid som kjølemedium

I eksisterende LNG-anlegg på land er hydrokarboner det mest brukte kjølemediet, mens det på et flytende anlegg er ønskelig å bytte ut propan/etangassen i forkjølingen med karbondioksid. En sammenlikning av de fysiske egenskapene til propan og CO<sub>2</sub>, favoriserer CO<sub>2</sub> som kjølemedium til havs. Ved kondensasjon og underkjøling får naturgassen svært lave temperaturer (fra omtrent -50 til -164°C). Her er det ikke aktuelt å benytte CO<sub>2</sub> som kjølemedium fordi fluidet vil gå over i fast form ved temperaturer under -56,6°C (trippelpunktet).

En oversikt over de viktigste fysikalske egenskapene til karbondioksid er gitt i Tabell 2.1 på neste side.

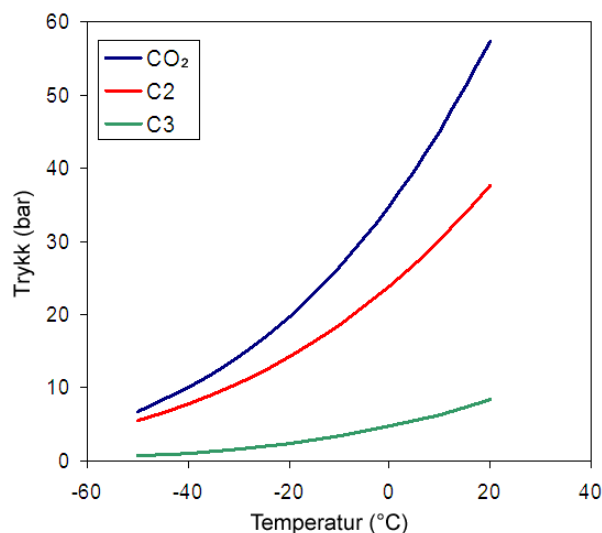
Karbondioksid er en ikke-toksisk gass, og den er heller ikke brennbar. Propan og etan er derimot en lett brennbare og eksplosive gasser.

Tabell 2.1: Fysikalske data for CO<sub>2</sub>[2]

Molar vekt	Frysepunkt	Kritisk temperatur	Kritisk trykk	Asentrisk faktor
M [g/mol]	T <sub>fp</sub> [°C]	T <sub>c</sub> [°C]	P <sub>c</sub> [bar]	$\omega$
44,010	-56,6	30,9	79,0	0,239

Ved utslipp av CO<sub>2</sub> i væskeform, vil deler av mediet fordampe. Resten går over til fast stoff i form av tørris. Gassen er tyngre enn luft og kan ved innånding virke kvelende fordi den fortrenger oksygenet i blodet. Propan er også tyngre enn luft, slik at det ved et eventuelt utslipp vil bli liggende langs bakken istedenfor å strømme til atmosfæren. Hydrokarboner er imidlertid en kilde til brann istedenfor å virke kvelende, som CO<sub>2</sub>. [11]

En kjølekrets med CO<sub>2</sub> vil opereres ved et relativt høyt trykk. For eksempel vil det høyeste trykket i en krets med propan og etan være litt over 20 bar, mens i en CO<sub>2</sub>-krets er det tilsvarende trykket nærmere 50 bar. Dette er fordi metningstrykket til CO<sub>2</sub> er omtrent det dobbelte av en blanding av propan og etan, som vist i figur 2.4. Volumstrømmen av CO<sub>2</sub> i en kjølekrets vil med dette halveres i forhold til en hydrokarbonstrøm, og størrelsen på prosessutstyret vil dermed reduseres tilsvarende. [1]



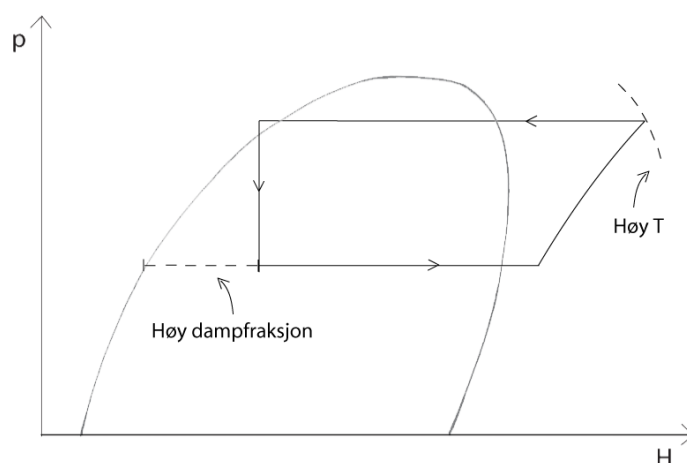
Figur 2.4: Metningstrykk[1]



Det laveste trykket i hydrokarbonkretsen vil være rundt 4 bar, mot tilsvarende 6 bar i en CO<sub>2</sub>-krets. Trykkforholdene i en prosess med CO<sub>2</sub> vil derfor være relativt store. Ved høyt trykkforhold vil følgende to problemer forekomme:

- Ekspansjonen over ventil gir en høy andel damp, noe som er ugunstig med tanke på at gass i liten grad bidrar til kjøling i den påfølgende LNG-veksleren.
- Kompresjonsarbeidet blir høyt og kan i tillegg føre til at den komprimerte strømmen får uønsket høy temperatur.[12]

Dette er vist (for kun ett trinn av prosessen) i figur 2.5 under.

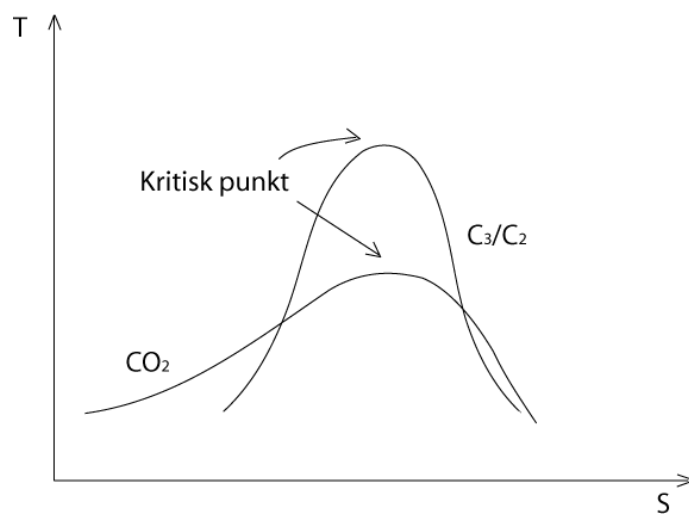


Figur 2.5: Problemer ved høyt trykkforhold

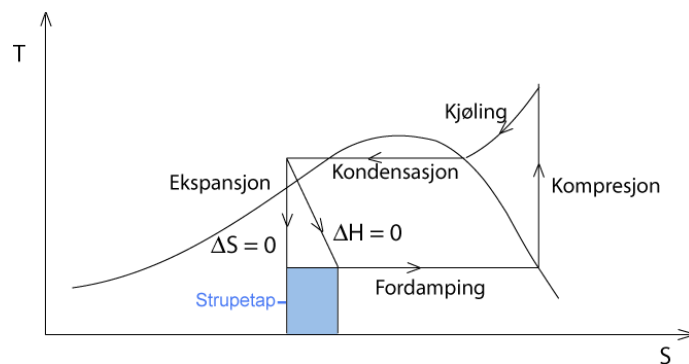
Når en væske ekspanderes over ventil, vil noe av væsken gå over i gassform. For å utnytte mest mulig av kulden i kjølemediet, er det gunstig med så liten fordamping som mulig ved struping. Det er dette som er grunnen til at fluidet underkjøles internt før ekspansjon.

Karbondioksid har en lav kritisk temperatur (31°C), noe som fører til at strupetapet i en CO<sub>2</sub>-kjølekrets blir høyt i forhold til i en propan/etankrets. Ved å studere temperatur-entropidiagram for CO<sub>2</sub> og propan/etan, kan denne sammenhengen forklare nærmere. En prinsippskisse i figur 2.6 på side 10 viser formen på tofaseområdet for de to kjølemediene.

Kurven for CO<sub>2</sub> til venstre i diagrammet er ikke så bratt som den for hydrokarbonene. Dette indikerer en relativt høy spesifikk varmekapasitet,  $C_p$ , for CO<sub>2</sub> i væskeform.

Figur 2.6: Tofaseområdet for CO<sub>2</sub> og propan/etan

Jo høyere varmekapasiteten til væsken er, desto større vil dampandelen etter ekspansjonen bli. Dersom det dannes mye gass under ekspansjonen, blir det mindre å fordampe i den påfølgende varmevekslingen med naturgassen. Resultatet er økt sirkulert mengde av kjølemediet og dermed økt arbeidet, samtidig som at kuldeytelsen reduseres. Tappt energi ved strupetap er vist som det skraverte området i Figur 2.7.[13]



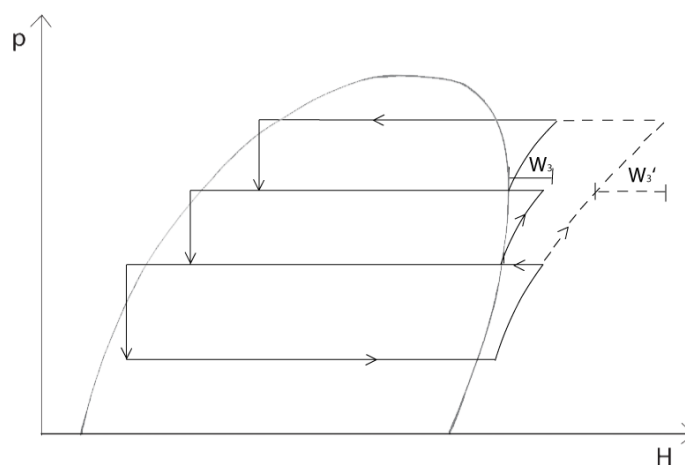
Figur 2.7: Strupetap i forkjølingskretsen

## 2.5 Energibruk i forkjølingskretsen

Som beskrevet i forrige avsnitt, fører lav kritisk temperatur og høyt strupetap i en CO<sub>2</sub>-krets til at kjøleprosessen krever mer energi enn i en propankrets. For å redusere kraftforbruket i kjølekretsen, er det mulig å innføre tiltak som mellomkjøling av gassen under kompresjon, ekstern underkjøling etter kondensasjon, et ekstra kjøletrinn eller ekspansjon i turbin istedenfor strupeventiler. I tillegg kan kjølevannstemperaturen reduseres ved å hente vann fra større dybde.

### 2.5.1 Mellomkjøling

Ved å komprimere CO<sub>2</sub>-gassen til et mellomtrykk og deretter kjøle ned, reduseres kompresjonsarbeidet i det påfølgende trinnet. Dette er vist i figur 2.8. Kompresjonsarbeidet for det tredje trinnet,  $W_3$ , kan sammenliknes med arbeidet som må til i samme trinn dersom gassen komprimeres direkte uten å ha blitt mellomkjølt,  $W'_3$ . Sistnevnte prosess er vist med en stiplet linje i diagrammet.

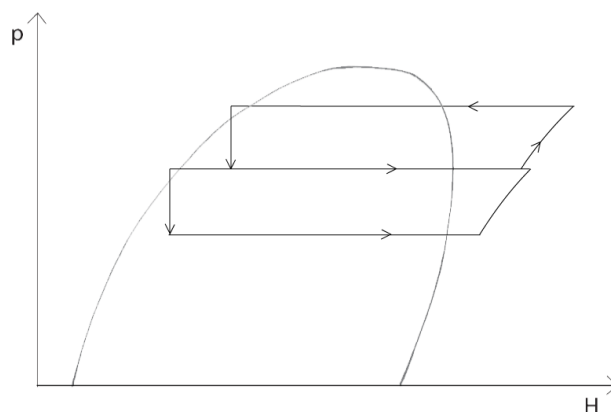


Figur 2.8: Mellomkjøling

### 2.5.2 Prosess med ekstra trykknivå

Det totale kompresjonsarbeidet kan reduseres ved å innføre et ekstra trinn i forkjølingsprosessen, slik at trykkforholdet i hvert trinn vil minke. Prinsippet kan sees ved å sammenlikne Figur 2.5 på side 9, som viser ett trinn, med

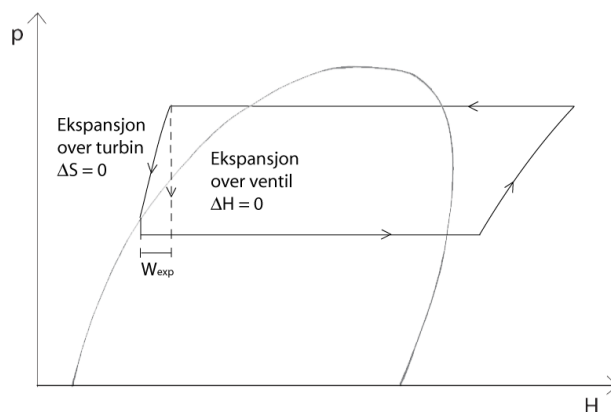
Figur 2.9 under, der prosessen er inndelt i to trinn. En del av strømmen tas ut og fordampes etter ekspansjon til det mellomste trykktrinnet før det komprimeres. I tilfellet på figuren kondenseres resten før videre ekspansjon til laveste trykknivå.



Figur 2.9: Prosess med ekstra trinn

### 2.5.3 Ekspansjon i turbin

Det store eksergitapet over ventilene i kjølekretsen kan til en viss grad gjenvinnes ved å innføre væskeekspandere som tar ut arbeid. Trykkavspenningen vil på denne måten foregå isentropisk istedenfor isentalpisk, slik at kraft kan genereres. Dette ble illustrert i et TS-diagram på side 10. Prinsippet kan også vises i et PH-diagram, som i figur 2.10 under.

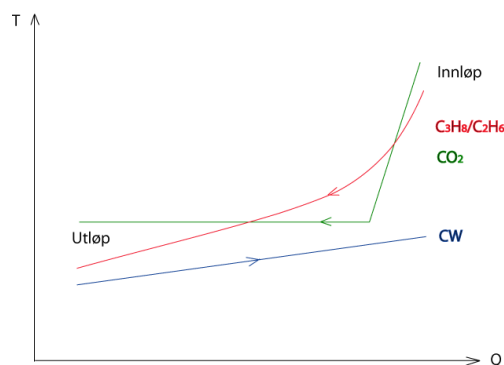


Figur 2.10: Væskeekspander istedenfor ventil

Ekspansjon inn i tofaseområdet kan medføre problemer for drift av turbinen. De fleste turbiner har vanskelig for å håndtere tofasestrømmer (for eksempel kan det oppstå erosjon). Det er derfor ønskelig at turbinen tar væsken ned til trykket ved boblepunktet, mens resten av ekspansjonen foregår over en ventil.

#### 2.5.4 Ekstern underkjøling

Temperaturprofilen i en hydrokarbonkrets ved fordamping eller kondensasjon er henholdsvis jevnt oppadgående eller nedadgående. Karbondioksid, som består av kun én komponent, har imidlertid konstant temperatur under fordamping og kondensasjon. Dette medfører strengere begrensninger for uttemperaturen til CO<sub>2</sub> i kondensasjonsprosessen, som illustrert i prinsipp-skissen i Figur 2.11. Pinch-punktet til CO<sub>2</sub>-prosessen kan sees der profilet til CO<sub>2</sub> blir flatt, det vil si der kjøling av gassen slutter og kondensasjon starter. For propan/etan ligger imidlertid pinch-punktet ved utløpet av kondensatoren, altså ved den laveste temperaturen til hydrokarbonene. For at positiv varmeoverføring fra CO<sub>2</sub> til kjølevannet skal være fysisk mulig, er det nødvendig at kurvene ikke overlapper hverandre ved pinch-punktet, og dermed blir slutt-temperaturen til CO<sub>2</sub> høyere enn for hydrokarbonene.



Figur 2.11: Temperaturprofiler til to ulike kjølemidler i kondensator

For å oppnå like lav temperatur for CO<sub>2</sub> som propan/etan inn på naturgasskjølerne, kan en ekstra varmeveksler innføres. Denne vil dermed fungere som en ekstern underkjøler for CO<sub>2</sub>-væsken før den interne underkjølingen i plate-finnevekslerne.

Alternativene over fører alle til redusert energiforbruk. Graden av nytte må imidlertid diskuteres i forhold til kostnadene det ekstra prosessutstyret medfører. [12][13][14]

## 2.6 Tilstandslikninger

En tilstandslikning beskriver forholdet mellom ulike makroskopiske målbare egenskaper til et system. For å beregne en fysisk tilstand til et fluid, relateres trykk, temperatur, volum og antall atomer til hverandre. Den ideelle gasslov er gitt ved

$$PV = nRT \quad (2.1)$$

der  $P$  er trykk,  $V$  er volum,  $n$  er moltall,  $R$  er gasskonstanten og  $T$  er temperatur.

Reelle gasslover forsøker å beskrive den virkelige oppførselen til en gass bedre enn den idelle gasslov, ved å ta hensyn til tiltrekkende og frastøtende krefter mellom molekylene. Tilstandslikningene er bestemt empirisk eller fra modeller, og det finnes mange ulike typer som er sterke på hver sine områder.[15]

### 2.6.1 Peng-Robinson

Peng-Robinsons kubiske tilstandslikning er ofte brukt som grunnlag i termodynamiske beregninger for hydrokarboner.

Den generelle formen for kubiske tilstandslikninger er gitt i likning (2.2)

$$P = \frac{RT}{V - b} - \frac{a}{V^2 + ubV + wb^2} \quad (2.2)$$

der  $P$  er trykk,  $T$  temperatur,  $R$  gasskonstanten og  $V$  volum.  $u$  og  $w$  er konstanter:

$$u = 2$$

$$w = -1$$

Parametrene  $a$  og  $b$  er gitt ved:

$$b = \frac{0.07780RT_c}{P_c}$$

$$a = \frac{0.45724R^2T_c^2}{P_c} [1 + f\omega(1 - T_r^{1/2})]^2$$

der

$$f\omega = 0.37464 + 1.54226\omega - 0.26992\omega^2$$

$\omega$  er asentrisk faktor:

$$\omega = -\log P_r^{sat}(T_r = 0.7) - 1.000$$

Man trenger altså redusert damptrykk ( $P^{sat} = P_r^{sat} P_c$ ) ved  $T_r = T/T_c$  for å beregne  $\omega$ . Asentrisk faktor øker med molekylær vekt og polaritet. [16]

### 2.6.2 Span-Wagner

Span-Wagners tilstandlikning er av typen empirisk multiparameter og har en optimalisert funksjonell form. I takt med de siste 20 årenes utvikling av optimaliseringsalgoritmer, har anvendelsen av denne typen likninger økt.

I forhold til eldre formuleringer, der den funksjonelle formen ikke er optimalisert, er disse tilstandslikningene suverene når det gjelder nøyaktighet, oppførsel i kritiske områder, ekstrapolering og pålitelighet angående egenskaper som enten er vanskelig å beskrive eller mangler data. Utviklingen av den funksjonelle formen er imidlertid tidkrevende på grunn av at likningene er svært numerisk fleksible og dermed trenger store og konsistente datasett. Dette medfører at tilstandslikninger med en optimalisert funksjonell form er tilgjengelige kun for et begrenset antall substanser.

Span og Wagners tilstandslikning har imidlertid grunnlag i en optimeringsalgoritme som tar for seg datasett for ulike substanser simultant. Dermed kan en tilstandslikning utviklet fra for eksempel data for polare fluider, benyttes til å beskrive oppførselen til et polart fluid som i utgangspunktet har et mangelfullt datasett.

Tilstandslikningen på redusert, trykkesplisitt form er gitt i likning (2.3).

$$\frac{p}{\rho RT} = \sum_{i=1}^{I_{Pol}} n_i \tau^{t_i} \delta^{d_i} + \sum_{i=I_{Pol}+1}^{I_{Pol}+I_{Exp}} n_i \tau^{t_i} \delta^{d_i} \exp(-\gamma \delta^2) \quad (2.3)$$

Her er  $\tau$  invers redusert temperatur  $T_c/T$ ,  $\delta$  er redusert tetthet  $\rho/\rho_c$  og  $R$  gasskonstanten.  $I_{Pol}$ ,  $I_{Exp}$ ,  $t_i$  og  $d_i$  er funksjonelle former og  $n_i$  er substansspesifikke koeffisienter.  $\gamma$  er i de fleste tilfeller lik 1.

En videre beskrivelse av tilstandslikningen er gitt i Vedlegg A. Her er i tillegg den generelle formen for polare fluider gitt. For ytterligere informasjon om Span-Wangers tilstandslikning, henvises det til R.Span Multiparameter Equations of State.[17] Data for CO<sub>2</sub> er hentet fra DIPPR[18].

## 2.7 Hysys

Hysys REF er et program for modellering og simulering av prosesser. Bruker grensesnittet er grafisk, der forhåndsdefinerte enhetsoperasjoner kan kombineres til ønsket prosess. Det er også mulig å velge ulike termodynamiske modeller som grunnlag for simuleringene.[19] Hysys brukervennlig på grunn av god hjelp-funksjon og enkle prosedyrer for komponering av prosesser. Det er imidlertid en ulempe at det ikke er mulig å kontrollere hva som egentlig skjer i simuleringene fordi endel parametre er forhåndsdefinerte og utilgjengelige for brukeren.

## 2.8 Matlab

Matlab står for Matrix Laboratory og er et interaktivt program med tekstbasert grensesnitt. Det brukes til tekniske numeriske beregninger og har mulighet for visualisering av resultater. Fordelen med et slikt program er muligheten til selv å ha full kontroll over simuleringen, siden alle parametre må defineres av brukeren og alle funksjoner kan bygges opp fra grunnen. Det finnes i tillegg ferdig utviklede pakker som kan forenkle implementasjonen.[20]

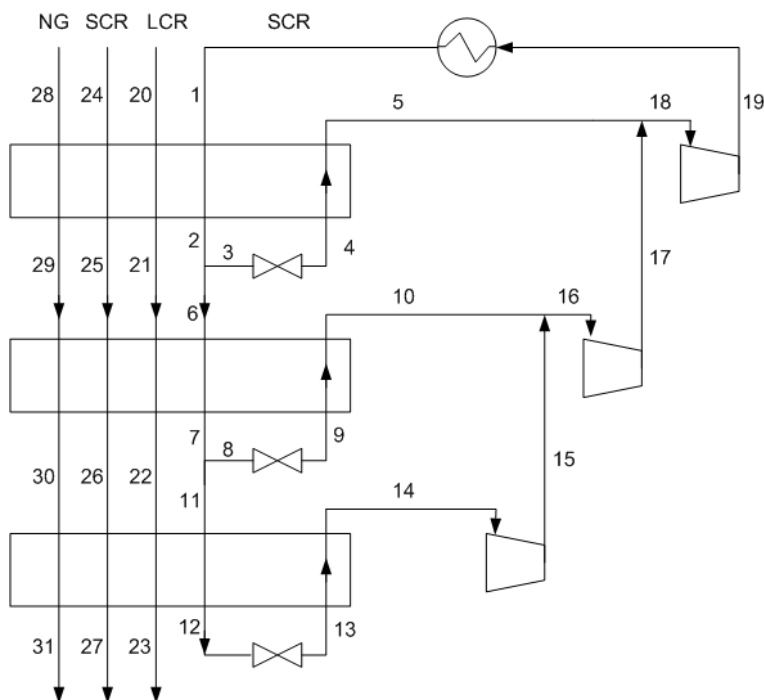


### 3 Simulering

Det er tatt utgangspunkt i Statoil/Lindes konsept med MFC (Mixed Fluid Cascade process), der propan/etan brukes i en forkjølingskrets med tre trykknivåer. Hydrokarbonene er byttet ut med ren CO<sub>2</sub>, og ulike tiltak for å redusere det totale energiforbruket er prøvd ut. Produksjonen er satt til 800 tonn LNG per time, det vil si i underkant av 7 millioner tonn per år.

#### 3.1 Beskrivelse av simuleringene

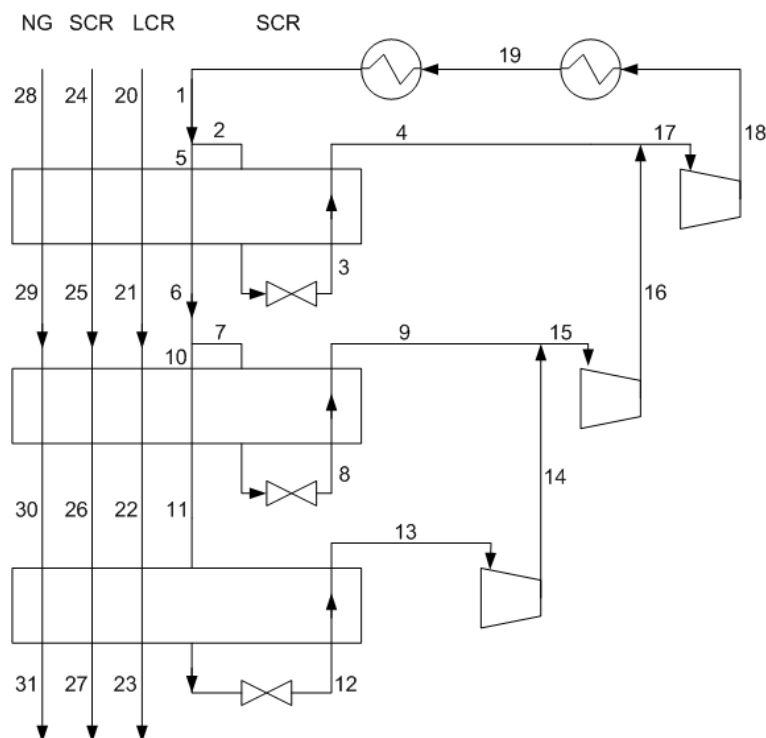
Figur 3.1 viser flytskjema for hydrokarbonkretsen simulert i Hysys. Modellen er beskrevet i nærmere detalj i vedlegg B.1 på side 49. Hele forkjølingsstrømmen underkjøles i LNG-vekslerne (intern underkjøling) før væsken ekspanderes og fordampes.



Figur 3.1: Forkjøling med propan/etan

En tilsvarende CO<sub>2</sub>-krets er simulert slik at kun den delen av kjølemediet som går videre til neste LNG-veksler underkjøles. Dette er vist i Figur 3.2 på side 18. Siden CO<sub>2</sub> består av kun én komponent, har det ingen termodynamisk betydning om prosessen er bygd opp slik eller som en HC-prosess, så lenge

ventiler benyttes til trykkavspenning. Ved turbinekspansjon er forholdene annerledes. Dette er kommentert nærmere i avsnitt 6.1.3. Valg av struktur har imidlertid betydning med tanke på økonomi og vekt, siden minst mulig areal i varmevekslerne er ønskelig. Et anlegg med CO<sub>2</sub> vil derfor bli utformet med bakgrunn i samme prinsipp som figuren for CO<sub>2</sub>-kjøling, der kun deler av kretsen underkjøles fullstendig. [13]



Figur 3.2: Forkjøling med karbondioksid

I eksisterende LNG-prosesser med propan/etan som forkjølingmedium ligger logaritmisk midlere temperaturdifferanse,  $\Delta T_{lm}$ , i plate-finnevekslerne på omtrent 4,5°C [5]. I hysysmodellen med HC-kjøling er kjølemediets temperatur ved innløpet til LNG-vekslerne satt slik at  $\Delta T_{lm}$  får tilsvarende verdi. Dette er tilfelle når temperaturdifferansen på kald side,  $\Delta T_{kald}$ , er ca 2,5°C.

I CO<sub>2</sub>-kretsen er  $\Delta T_{kald}$  satt til 1°C, noe som gir en  $\Delta T_{lm}$  på rundt 6°C.  $\Delta T_{lm}$  blir altså større for en krets med CO<sub>2</sub> enn propan/etan, tross i at  $\Delta T_{kald}$  er mindre. Dette kommer av at temperaturprofilen til CO<sub>2</sub> er flatt under fordampning, om nevnt i avsnitt 2.5.4. Det vil være ulønnsomt å minke  $\Delta T_{kald}$  ytterligere fordi det vil medføre en betraktelig økning i størrelsen varmevekslerne.

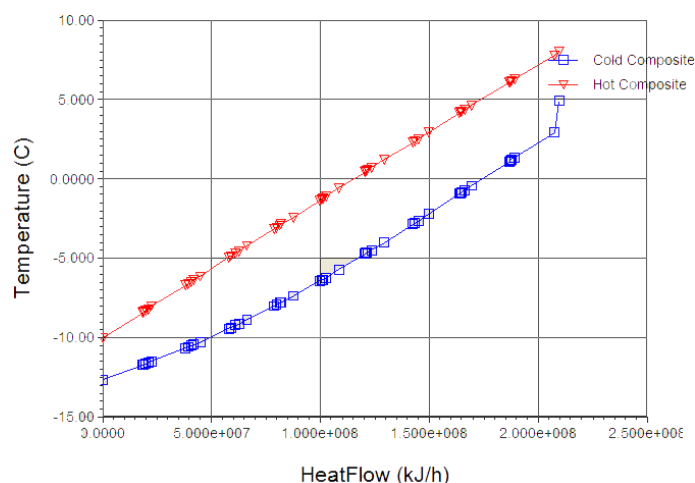
En lav  $\Delta T_{lm}$  krever stort areal i varmeveksleren. Det kan sees av likning 3.1

$$Q = UA\Delta T_{lm} \quad (3.1)$$

der  $Q$  er overført varme,  $U$  er varmeovergangstall og  $A$  er areal.

På grunn av økt eksergitap ved høye temperaturforskjeller, er det imidlertid ønskelig med lav  $\Delta T_{lm}$ .

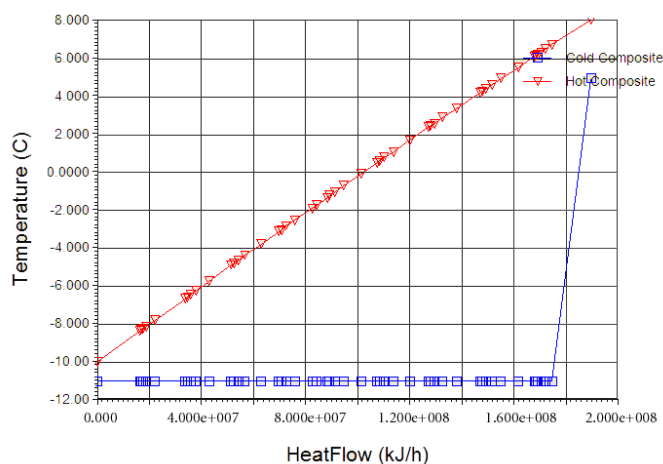
Det er antatt en kjølevannstemperatur på  $5^\circ\text{C}$  og inntemperaturer for de varme strømmene (NG, SCR og LCR) tre grader over denne. Utløpstemperatur ved kondensasjon ble i første omgang også satt til å ligge på  $8^\circ\text{C}$  for begge kjølemediene. Det antas imidlertid at kjølevannstemperaturen stiger til  $10^\circ\text{C}$  etter kondensasjonsprosessen, og dermed er det fysisk umulig med en kondenseringstemperatur på  $8^\circ\text{C}$  for  $\text{CO}_2$ . (Dette kan som på forrige side forklares med flatt temperaturprofil for  $\text{CO}_2$  under kondensasjon). I Figur 3.3 og 3.4 er temperaturprofilene i den øverste LNG-veksleren vist.



Figur 3.3: Temperaturprofiler i varmeveksler med propan/etan som kjølemedium. Figuren er hentet fra Hysys.

For å oppnå en  $\Delta T_{lm}$  for  $\text{CO}_2$  over kondensatoren som er mest mulig lik den for propan/etan, ble uttemperaturen satt til  $13^\circ\text{C}$  [5] for  $\text{CO}_2$ . Dette medfører et høyere kondenseringstrykk og dermed økt energiforbruk i  $\text{CO}_2$ -kretsen. En ekstra væskekjøler er satt inn etter kondensatoren for å senke  $\text{CO}_2$ -temperaturen til  $8^\circ\text{C}$ .

Temperaturnivåene i prosessen er valgt slik at LNG-vekslerne senker temperaturen til de varme strømmene med rundt  $20^\circ\text{C}$ , det vil si at den totale



Figur 3.4: Temperaturprofiler i varmeveksler med  $\text{CO}_2$  som kjølemedium. Figuren er hentet fra Hysys.

temperaturendringen er inndelt lineært. For å tape minst mulig eksergi, burde denne oppdelingen vært optimalisert med tanke på at mer eksergi går tapt ved lave temperaturer enn ved høye. Det vil med andre ord lønne seg å ha et større temperaturintervall i den øverste varmeveksleren (den i det høyeste trykknivået) enn i de lenger nede. Siden det først og fremst er interessant å se på forskjellen mellom de ulike modellene og alle modellene har lineær temperaturinndeling, er det ikke fokusert på en slik optimalisering.

En utseparasjon av tyngre hydrokarboner fra naturgassen vil bli gjort enten i løpet av forkjølingsprosessen eller rett etterpå. Med bakgrunn i flytskjemaer fra Linde, er det antatt at utseparasjonen skjer underveis i forkjølingen. Denne prosessen er ikke simulert, men den er tatt hensyn til ved at sammensetningen av naturgassen er satt lik gjennomsnittet av strømmene inn og ut av hele kjøleprosessen[5]. Sammensetningen er gitt i Vedlegg C.

I første omgang ble følgende prosesser simulert:

- 1) 3P HC SC Tretrykks hydrokarbonkrets med intern underkjøling (som vist i Figur 3.1).
- 2) 3P CO<sub>2</sub> SC Tretrykks CO<sub>2</sub>-krets med underkjøling (Figur 3.2).
- 3) 3P CO<sub>2</sub> SC IC Tretrykks CO<sub>2</sub>-krets med underkjøling og mellomkjøling.
- 4) 3P CO<sub>2</sub> SC IC EXPLiq Tretrykks CO<sub>2</sub>-krets med underkjøling, mellomkjøling og turbiner ved trykk-avspenning i væskeområdet.
- 5) 4P CO<sub>2</sub> SC Firetrykks CO<sub>2</sub>-krets med underkjøling.
- 6) 4P CO<sub>2</sub> SC IC Firetrykks CO<sub>2</sub>-krets med underkjøling og mellomkjøling.
- 7) 4P CO<sub>2</sub> SC IC EXPLiq Firetrykks CO<sub>2</sub>-krets med underkjøling, mellomkjøling og væskeekspandere.

Ved mellomkjøling ble kjølemediets temperatur senket til 8°C etter kompresjon.

I modell nummer 4 og 7 ekspanderes CO<sub>2</sub> i væskeform fram til boblepunktet<sup>2</sup> ved hjelp av turbiner. Videre ekspansjon inn i tofaseområdet skjer isentalpisk over ventiler.

---

<sup>2</sup>Boblepunktet ble funnet med utgangspunkt i et trykk-entalpidiagram, ved å følge en isentrop fra tilstanden i strømmen før ekspansjon til væskelinjen. Trykket på denne linjen ble avlest og brukt som startverdi. Riktig trykk ble funnet ved iterasjon i Hysys inntil dampfraksjonen ikke lenger var null.

### 3.2 Antagelser

En oversikt over antagelsene gjort i simuleringene følger under:

- Null trykktap i alle deler av prosessen
- 100% virkningsgrad i kompressorer og turbiner
- Lav kjølevannstemperatur (5°C)
- Tilnærmet lineær temperaturinndeling for naturgassen i kjøle-nivåene
- Sammensetningen av naturgassen er konstant gjennom forkjølings-prosessen

Betydningen av de tre første antagelsene er vurdert de modifiserte prosessene. Temperaturinndelingen er ikke undersøkt nærmere. Det er heller ikke sammensetningen av naturgassen, som sees på som en lite betydelig feilkilde.

### 3.3 Modifikasjoner

De syv ulike prosessene vist i kapittel 3.1 er modifisert med bakgrunn i energimessige, praktiske og økonomiske betraktninger. Modellene er bygd opp som beskrevet i forrige kapittel. Begrunnelser for valg av ulike tiltak blir diskutert i kapittel 6.

Følgende modeller er resultatet av modifikasjonene:

- |     |                              |                                                                                                                              |
|-----|------------------------------|------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| 8)  | 3P CO <sub>2</sub> SC ICpart | Tretrykks CO <sub>2</sub> -krets med intern underkjøling og mellomkjøling i de to øverste trinn.                             |
| 9)  | 4P CO <sub>2</sub> SC ICpart | Firetrykks CO <sub>2</sub> -krets med intern underkjøling og mellomkjøling i de to øverste trinn.                            |
| 10) | 3P CO <sub>2</sub> SC IC EXP | Tretrykks CO <sub>2</sub> -krets med intern underkjøling, mellomkjøling og turbiner istedenfor ventiler ved trykkavspenning. |

- |                             |                                                                                                                                |
|-----------------------------|--------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------------|
| 11) 3P CO2 IC               | Tretrykks CO <sub>2</sub> -krets med mellomkjøling, ingen intern underkjøling.                                                 |
| 12) 3P CO2 IC EXP           | Tretrykks CO <sub>2</sub> -krets med mellomkjøling og turbiner istedenfor ventiler, ingen intern underkjøling.                 |
| 13) 3P CO2 SC IC2 EXP       | Tretrykks CO <sub>2</sub> -krets med full intern underkjøling (som HC-prosess), mellomkjøling og turbiner istedenfor ventiler. |
| 14) 3P HC SC cond20         | Firetrykks HC-krets med underkjøling, mellomkjøling og turbiner istedenfor ventiler ved trykkaavspenning.                      |
| 15) 3P CO2 SC IC cond20     | Tretrykks CO <sub>2</sub> -krets med intern underkjøling, mellomkjøling og kjølevannstemperatur økt med 12°C.                  |
| 16) 3P HC SC IC             | Tretrykks HC-krets med intern underkjøling og mellomkjøling.                                                                   |
| 17) 3P HC SC dP             | Tretrykks HC-krets med intern underkjøling og trykktap i rør.                                                                  |
| 18) 3P CO2 SC IC dP         | Tretrykks CO <sub>2</sub> -krets med intern underkjøling, mellomkjøling og trykktap i rør.                                     |
| 19) 3P HC SC IC 75          | Tretrykks HC-krets med intern underkjøling og mellomkjøling og 75% virkningsgrad i kompressorer.                               |
| 20) 3P CO2 SC IC75          | Tretrykks CO <sub>2</sub> -krets med intern underkjøling og mellomkjøling og 75% virkningsgrad i kompressorer.                 |
| 21) 3P CO2 SC ICpart EXPliq | Tretrykks CO <sub>2</sub> -krets med intern underkjøling, mellomkjøling i de to øverste trykknivåene og væskeekspandere.       |
| 22) 4P CO2 SC ICpart EXPliq | Firetrykks CO <sub>2</sub> -krets med intern underkjøling, mellomkjøling i de to øverste trykknivåene og væskeekspandere.      |

## 4 MatLab: Beregninger av kraftforbruk

Hysys er satt til å bruke Peng-Robinsons kubiske tilstandslikning i de termodynamiske beregningene. I tillegg til at denne likningen generelt beskriver oppførselen til hydrokarboner godt, opereres kretsen med propan/etan ved trykk og temperaturer langt unna kjølemediets kritiske punkt (97°C for propan og 32°C for etan. HC-blandingens kritiske punkt vil ligge et sted i mellom). Fluiders reelle oppførsel nær kritisk punkt er avvikende fra teoretiske beregninger i større grad enn ved lavere trykk og temperaturer. Karbondioksidet foreligger i tilstander tett opptil kritisk punkt (31°C), og dette gjør energiberegningene usikre sett i forhold til tilsvarende beregninger for propan/etan.

Betydningen av dette avviket kan kalkuleres. Span-Wagners empirisk multi-parameter tilstandslikning anses for å være den som best beskriver oppførselen til CO<sub>2</sub>. Denne likningen kan ikke velges som grunnlag i Hysys, men ved å sammenlikne beregninger gjort med Peng-Robinsons og Span-Wagners tilstandslikning i MatLab, er det mulig å få et inntrykk av graden av usikkerhet Hysys-beregningene medfører.

For å foreta en vurdering av eventuelle feilberegninger i Hysys, er entalpidifferanser i prosessen beregnet i Matlab med grunnlag i de to ulike tilstandslikningene. Til dette kalles rutinene `co2 sw.m` og `co2 sw.m`[21], som ved å ta inn temperatur, volum og moltall genererer matriser med de deriverte av Helmholtz energi. Entalpien finnes deretter ved hjelp av likning 4.1. Rutinene er vist i Vedlegg E.1.3 og E.1.4. Her er også en kort beskrivelse av virkemåte gitt. Data for CO<sub>2</sub> er hentet fra databasen DIPPR 1996[18].

$$H = TS + \mu N \quad (4.1)$$

der  $H$  er entalpi,  $S$  entropi,  $\mu$  kjemisk potensiale og  $N$  moltall.  $S$  og  $\mu$  finnes fra Helmholtz energi ved likning 4.2 og 4.3.

$$S = \left(\frac{\delta A}{\delta T}\right)_{V,N} \quad (4.2)$$

$$\mu = \left(\frac{\delta A}{\delta N}\right)_{T,V} \quad (4.3)$$

hvor  $A$  er Helmholtz energi.



## 4.1 Entalpidifferanse over fordamper

Siden entalpien er konstant over strupeventilene i prosessen, kan entalpi i kjølemediet før fordampning beregnes ved hjelp av de gitte verdiene for trykk og temperatur før ventilene. Ved dannelse av tørrmettet damp, holdes temperaturen til CO<sub>2</sub> konstant over fordamperen. Temperaturen etter trykkavspenningen, det vil si fordampningstemperaturen, er kjent. Entalpien for CO<sub>2</sub> etter fordampning er beregnet for tørrmettet damp ved denne temperaturen. Metningstilstanden er funnet med skriptet Fordamper.m, som kaller pH co2 pr.m og pH co2 sw.m. Her benyttes en stabilitetssjekk for å avjøre når væskefasen forsvinner. Metningstilstanden er med andre ord ikke konvertert, noe som medfører at entalpien beregnet etter fordampning gjelder for en tilstand rett utenfor metningstilstanden, i gassfaseområdet. Denne feilen er imidlertid marginal. For mer informasjon henvises det til [22]. Utskrift fra MatLabkoden kan sees i Vedlegg E.1.1, E.1.5 og E.1.6.

I tillegg er entalpidifferansen funnet når dampen overhetes i ulik grad. Dette er gjort ved først å kalkulere Helmholtz energi ved metningstilstanden slik at riktig trykknivå finnes. Deretter økes temperaturen med 5, 10, 15 og 20°C, og Helmholtz energi beregnes på ny ved samme trykk.

## 4.2 Entalpidifferanse over kompressor

Innløpstilstanden til kompressor er gitt ved trykk og temperatur. Ved utløpet er trykket kjent, og i tillegg er det brukt at kompresjonen skjer isentropisk. Isentropisk er synonymt med adiabatisk kombinert med reversibel, noe som gir energibalansen[23]

$$W_s = \Delta H \quad (4.4)$$

Entalpidifferansen kalkuleres med Fordamper.m, som kaller skriptene for generering av Helmholtz energi med henholdsvis Peng-Robinsons og Span-Wagners tilstandslikning. Utskrift fra koden kan sees i Vedlegg E.1.2.

## 5 Resultater

Resultater etter simulering i Hysys og MatLab er gitt i det følgende.

### 5.1 Hysys

Strømdata for modell nummer 1 og 2 er gjengitt. Videre presenteres resultatene for totalt kraftforbruk i prosesser med ulik struktur.

#### 5.1.1 Strømdata

De tre varme strømmene (naturgassen og kjølemediene for kondensasjon og underkjøling) har konstante strømdata, uavhengig av forkjølingsmediet. Disse er oppsummert i tabell 5.1. I tabell 5.2 på side 27 er de viktigste strømdata for forkjølingskretsen med propan/etan (modell nr 1) vist. Data for en tilsvarende CO<sub>2</sub>-krets (modell nr 2) er gitt i tabell 5.3 på side 28. Nummereringen av strømmene referer til Figur 3.1 og 3.2 i avsnitt 3.1 for henholdsvis CO<sub>2</sub>- og propan/etan-kjøling.

En fullstendig oversikt med flytskjema og strømdata for hver av prosessene over er gitt i vedlegg B.2.

Tabell 5.1: Strømdata, varme strømmer

Type strøm	Strøm nummer	Flow [kg/h]	Temp [°C]	Trykk [bar]	Gass-fraksjon
LCR	20	6,20e5	8,00	16,4	0
	21	6,20e5	-10,0	16,4	0
	22	6,20e5	-30,0	16,4	0
	23	6,20e5	-50,0	16,4	0
SCR	24	5,50e5	8,00	53,0	1
	25	5,50e5	-10,0	53,0	1
	26	5,50e5	-30,0	53,0	0.82
	27	5,50e5	-50,0	53,0	0.40
NG	28	8,00e5	8,00	70,0	1
	29	8,00e5	-10,0	70,0	1
	30	8,00e5	-30,1	70,0	1
	31	8,00e5	-50,0	70,0	1

Tabell 5.2: Strømdata, forkjølingskrets med propan/etan (modell 1)

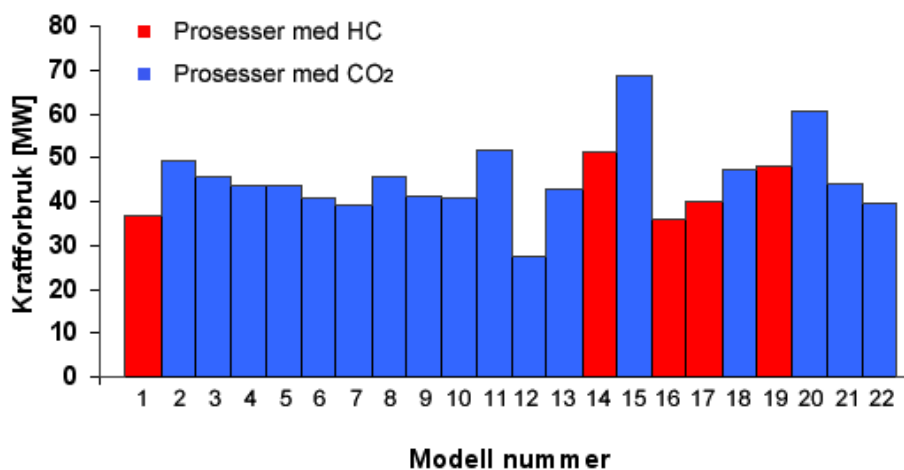
Strømnummer	Flow [kg/h]	Temp [°C]	Trykk [bar]	Gassfraksjon
1	2,05e6	8,00	21,0	0
2	2,05e6	-10,0	21,0	0
3	5,40e5	-10,0	21,0	0
4	5,40e5	-12,6	12,7	0,022
5	5,40e5	5,00	12,7	1
6	1,51e6	-10,0	21,0	0
7	1,51e6	-30,0	21,0	0
8	1,02e6	-30,0	21,0	0
9	1,02e6	-33,0	7,10	0,022
10	1,02e6	-13,0	7,10	1
11	4,98e5	-30,0	21,0	0
12	4,98e5	-50,0	21,0	0
13	4,98e5	-52,7	3,65	0,019
14	4,98e5	-32,8	3,65	1
15	4,98e5	-4,90	7,10	1
16	1,15e6	-10,0	7,10	1
17	1,15e6	17,7	12,7	1
18	2,05e6	14,3	12,7	1
19	2,05e6	41,0	21,0	1

Tabell 5.3: Strømdata, forkjølingskrets med CO<sub>2</sub> (modell 2)

Strømnummer	Flow [kg/h]	Temp [°C]	Trykk [bar]	Gassfraksjon
1	2,76e6	8,00	48,3	0
2	8,01e5	8,00	48,3	0
3	8,01e5	-11,0	25,3	0,19
4	8,01e5	4,95	25,3	1
5	1,96e6	8,00	48,3	1
6	1,96e6	-10,0	48,3	0
7	1,33e6	-10,0	48,3	0
8	1,33e6	-31,0	13,4	0,15
9	1,33e6	-13,0	13,4	1
10	6,32e5	-10,0	48,3	0
11	6,32e5	-30,0	48,3	0
12	6,32e5	-51,0	6,32	0,12
13	6,32e5	-33,2	6,32	1
14	6,32e5	14,2	13,4	1
15	1,96e6	-4,28	13,4	1
16	1,96e6	40,4	25,3	1
17	2,76e6	29,9	25,3	1
18	2,76e6	81,3	48,3	1
19	2,76e6	13,0	48,3	0

### 5.1.2 Kraftforbruk

Totalt energiforbruk i prosessene samt forbruk relativt til hydrokarbonkretsen er oppsummert i tabell 5.4. Energiforbruket for de modifiserte modellene er gitt i tabell 5.5. En samlet oversikt er gitt i figur 5.1.



Figur 5.1: Kraftforbruk for de ulike prosessene.

Dataene er hentet fra vedlegg B.2, der arbeidet til hver av kompressorene og turbinene er spesifisert i tillegg.

Kompresjonsarbeidet øker med hele 34% når hydrokarbonene erstattes med karbondioksid i samme prosess. Dersom strømmen kjøles mellom hver kompresjon, er økningen bare 24%. Ved innføring av ekspandere i tillegg, reduseres arbeidet ytterligere, slik at den totale økningen i forhold til HC-kretsen er i underkant av 20%.

En firetrykksprosess med CO<sub>2</sub> uten mellomkjøling bruker nærmere 20% mer energi enn en tretrykks propan/etan-krets. Dersom både mellomkjøling<sup>3</sup> og turbiner anvendes i prosessen, vil nødvendig arbeid ligge på omtrent 7% mer enn for HC-kretsen.

<sup>3</sup>Temperaturen etter kompresjon i det første trinnet er -9,6°C, og varmeveksling mot sjøvann på 8°C vil dermed være energimessig ugunstig for denne strømmen. Kjøling mellom første og andre trykknivå er derfor utelatt.

Tabell 5.4: Energiforbruk i ulike prosesser

Modell nummer	Prosess-navn	Totalt kraftforbruk [MW]	Økning i forhold til HC-krets(nr 1) [%]
1	3P HC SC	36,6	0,00
2	3P CO2 SC	49,0	33,8
3	3P CO2 SC IC	45,5	24,3
4	3P CO2 SC IC EXPliq	43,7	19,5
5	4P CO2 SC	43,8	19,7
6	4P CO2 SC IC	41,0	12,0
7	4P CO2 SC IC EXPliq	39,1	6,92

Tabell 5.5: Energiforbruk i modifiserte prosesser

Modell nummer	Prosess-navn	Tot forbruk [MW]	Økn fra nr 1 [%]	Økn fra nr 3 [%]
8	3P CO2 SC ICpart	45,7	24,9	0,4
9	4P CO2 SC ICpart	41,2	12,6	
10	3P CO2 SC IC EXP	41,0	12,1	
11	3P CO2 IC	51,8	41,6	
12	3P CO2 IC EXP	27,4	-25,1	
13	3P CO2 SC IC2 EXP	42,8	16,8	
14	3P HC SC cond20	51,5	40,6	
15	3P CO2 SC IC cond20	69,1	88,8	51,9
16	3P HC SC IC	35,9	-1,99	
17	3P HC SC dP	39,9	8,98	
18	3P CO2 SC IC dP	47,3	29,3	4,0
19	3P HC SC IC 75	48,1	31,3	
20	3P CO2 SC IC75	60,7	65,8	33,4
21	3P CO2 SC ICpart EXPliq	43,9	20,0	
22	4P CO2 SC ICpart EXPliq	39,4	7,53	

### 5.1.3 Ideelt kraftforbruk

Det ideelle kraftforbruket i en prosess for kjøling av bare naturgass er gitt ved:

$$W_s^{id} = \Delta B = \Delta H - T_o \Delta S \quad (5.1)$$

der  $\Delta B$  er eksergitap,  $T_o$  er omgivelsestemperatur og  $\Delta H$  og  $\Delta S$  er entalpi- og entropiendring for naturgassen. Omgivelsestemperaturen tilsvarer kjølevannstemperaturen på 5°C. Endring i entalpi og entropi finnes ved avlesning i et trykk-entalpidiagram.

Med inn -og uttemperatur på henholdsvis 8 og -50°C, konstant trykk på 70 bar og en gjennomstrømning av naturgass på 800 tonn/h, blir minimum arbeid omtrent 5MW. Dette er vist i Vedlegg [D.\[23\]\[24\]](#)

Dette er kun et estimat, først og fremst fordi det er brukt et diagram for ren metan, mens naturgassen inneholder fler komponenter. I tillegg kan avlesningene være unøyaktige.

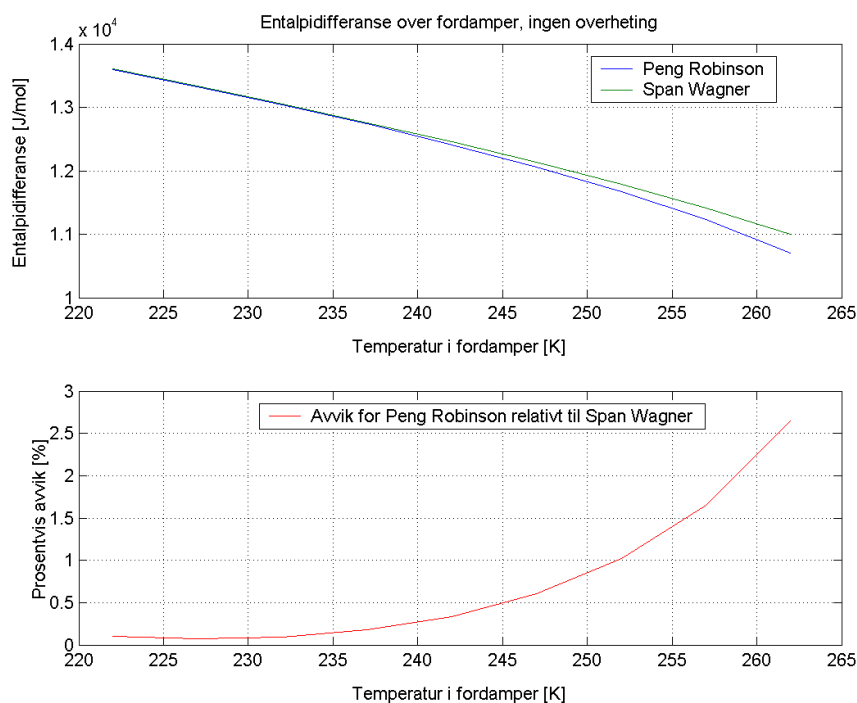
For kunne å sammenlikne med resultatene fra Hysys, er det kjørt en simulering med modellen for HC-kjøling (nummer 1), der gjennomstrømningen for de to andre varme (SCR og LCR) strømmene satt lik null. Totalt kraftforbruk blir i dette tilfellet i overkant av 10MW. Dette gir en virkningsgrad på omtrent 50%, og tapene kan assosieres med irreversible varmeoverføringer og ekspansjonstap. Data fra Hysys kan sees i Vedlegg [B.2.23](#).

## 5.2 MatLab

Det er gjort beregninger av endringer i entalpi over to ulike deler av prosessen.

### 5.2.1 Fordamper

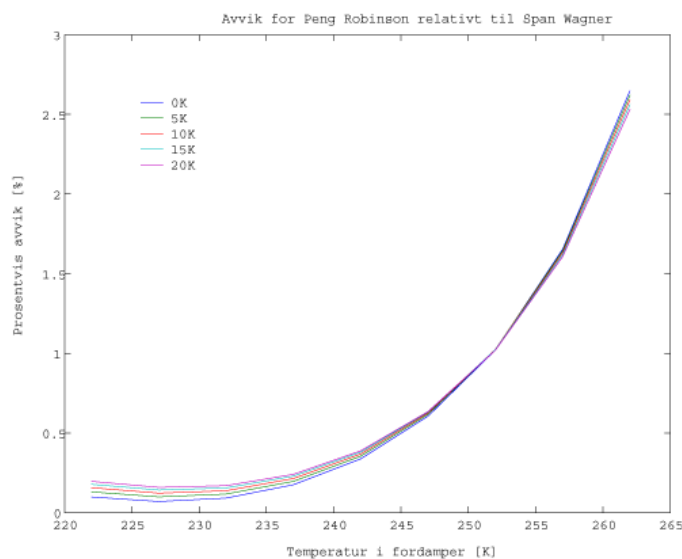
Entalpidifferansen for  $\text{CO}_2$  ved ulike temperaturer over fordamper er beregnet med både Peng-Robinsons og Span-Wagners tilstandslikning. Resultatet for tilfellet uten overheting er vist i figur 5.2.



Figur 5.2: Entalpidifferanse over fordamper, ingen overheting.

Trenden er tilsvarende ved overheting. Resultatene for de ulike tilfellene med overheting er vist i vedlegg E.2.1. Prosentvis avvik for entalpidifferanser funnet med Peng-Robinson i forhold Span-Wagner er vist samlet for alle tilfellene i Figur 5.3 på neste side. Avviket mellom de to tilstandslikningene er større ved høyere temperaturer, det vil si nærmere kritisk punkt. I temperaturintervallet testet her, er avviket imidlertid ikke mer enn 2,7% på det meste. Det vil sannsynligvis bli mer betydelig ved enda høyere temperaturer.





Figur 5.3: Prosentvis avvik fra Span-Wagner.

Med utgangspunkt i modell 3 (Tretrykks CO<sub>2</sub>-kjøling med intern underkjøling og mellomkjøling), er entalpiendring over fordampner beregnet for alle trykknivåene. Overheting er i dette tilfellet satt tilsvarende overhetingen i Hysys-modellen. Resultatene er vist i Tabell 5.6. Tilstandene 1 og 2 refererer til før og etter ventil, mens 3 gjelder etter fordamping. Trykket før ekspansjon er 48,30 bar i alle tre tilfeller. Endring i entalpi beregnet i Hysys er også gjengitt. Disse verdiene er funnet ved å lese av molar entalpi oppgitt for hver strøm, se vedlegg F.

Tabell 5.6: Entalpiendring over fordampner

Ekspansjon til trykknivå nr	$T_1$ [K]	$T_2$ [bar]	$T_3$ [K]	Entalpiendring [MW]			PR avvik fra SW [%]
				SW	PR	Hysys	
1	8,000	-11,00	4,950	59,49	58,21	52,66	2,1
2	-10,00	-31,00	-12,60	110,0	109,6	105,4	0,39
3	-30,00	-51,00	-33,19	56,77	56,66	56,30	0,19

### 5.2.2 Kompressor

Kompressorarbeidet er beregnet for alle trykknivåene på samme måte som for fordampnerberegningene (utgangspunkt i modell 3). Resultatene er fram-

stilt i Tabell 5.7. Tallene fra Hysys er funnet ved å lese av kraftforbruket i hver kompressor. Også i dette tilfellet beregner Peng-Robinson mindre entalpidifferanser enn Span-Wagner.

Tabell 5.7: Kompressorarbeid

$p_{f\ddot{o}r}$ [bar]	$T_{f\ddot{o}r}$ [K]	$p_{etter}$ [bar]	Entalpiendring [MW]			PR avvik fra SW [%]
			SW	PR	Hysys	
25,29	7,113	48,30	23,12	22,95	22,86	0,74
13,42	-5,988	25,29	16,73	16,65	16,60	0,48
6,32	-33,19	13,42	6,095	6,095	6,055	0,00

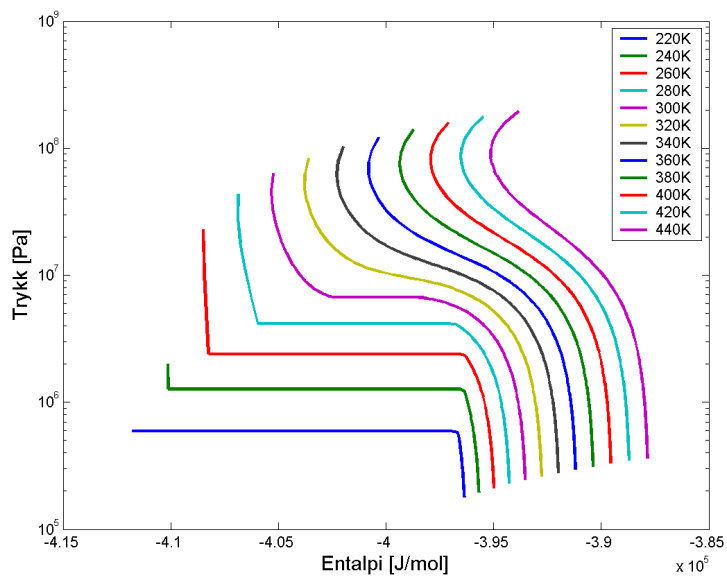
I tillegg er temperaturene etter kompressor kalkulert for de ulike tilfellene, som vist i tabell 5.8. For Peng-Robinson og Span-Wagner er dette er gjort med skriptet Kompressor.m.

Tabell 5.8: Temperatur etter kompressor

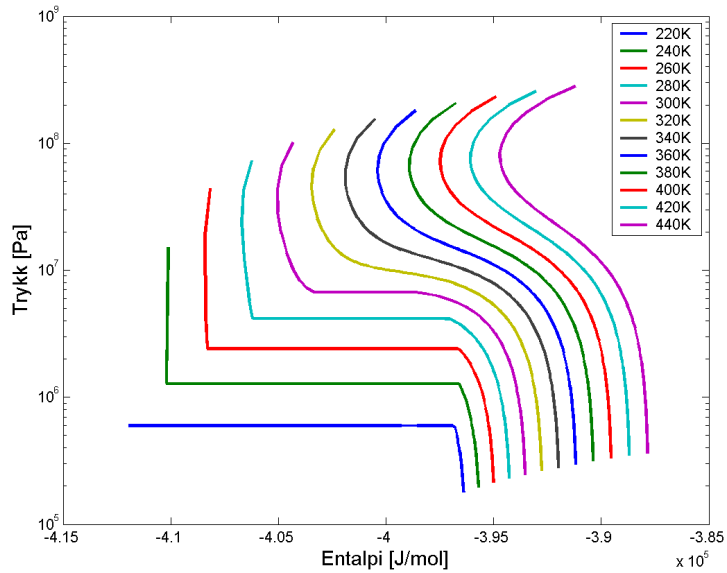
$p_{etter}$ [bar]	$T_{etter}$ [K]		
	SW	PR	Hysys
48,30	55,3	58,0	57,1
25,29	38,1	39,8	38,6
13,42	15,0	16,5	14,2

### 5.2.3 pH-diagram

For å se nærmere på ulikhetene mellom Peng-Robinson og Span-Wagners tilstandslikning, er isotermer i to trykk-entalpidiagrammer for CO<sub>2</sub> generert i MatLab. Dette er gjort med pH co2 pr.m og pH co2 sw.m, ved å sette inn en temperaturvektor istedenfor én temperatur. Resultatene er vist i figur 5.4 og 5.5 på neste side. Bortsett fra at Peng-Robinson genererer noe brattere isotermer i høytrykksregionen, ser diagrammene svært like ut. Dette bekrefter resultatene fra entalpiberegningene i MatLab.



Figur 5.4: pH-diagram kalkulert med Peng-Robinsons tilstandslikning.



Figur 5.5: pH-diagram kalkulert med Span-Wagners tilstandslikning.

## 6 Diskusjon

Resultatene fra simuleringene i Hysys og MatLab vil i dette avsnittet bli diskutert fortløpende.

### 6.1 Hysysmodellene

De ulike tiltakene for energisparing ga utslag i ulik grad. Det henvises underveis til resultatene vist i tabell 5.4 og 5.5 (avsnitt 5.1.2).

#### 6.1.1 Mellomkjøling

Mellomkjøling av CO<sub>2</sub> vil være den enkleste måten å redusere energiforbruket i en forkjølingskrets på. Hverken størrelsen eller kostnadene de ekstra varmevekslerne medfører vil utgjøre en stor del av anlegget totalt. Kjølevann er dessuten lett tilgjengelig fra sjøen siden anlegget er flytende.

I en tretrinnsprosess er nytten av mellomkjøling relativt liten for det nederste trykknivået, siden temperaturen her er lavere enn ved høyere trykk. Ved å utelate kjøling etter første kompresjon (modell 8), øker det nødvendige arbeidet i prosessen med bare 0,4% i forhold til en prosess med full mellomkjøling (modell 3). Kostnadene ved full mellomkjøling vil derfor bli svært høye relativt til den nytten det gir, og en prosess med kjøling kun mellom de to høyeste trykkene vil være det beste alternativet i en tretrykksprosess. Modell nummer 9 viser at tilsvarende gjelder for en firetrykksprosess; kraftforbruket øker med 0,5% i forhold til modell nummer 6, som har to mellomkjølinger.

Hver varmeveksler vil medføre et økt trykktap i prosessen, noe som øker kraftforbruket. Dette er ikke simulert, men vil gi utslag i en virkelig prosess, og er dermed en faktor som taler mot full mellomkjøling. Modell nummer 8 og 9 vil derfor foretrekkes framfor nummer 3 og 6.

#### 6.1.2 Prosess med ekstra trykknivå

Det ekstra prosessutstyret som kreves ved å utvide prosessen fra tre til fire trinn, gir store kostnader i forhold til kostnadene med mellomkjøling. Kraftforbruket minker imidlertid relativt mye, slik at et ekstra prosesstrinn kan være økonomisk (investeringsmessig) lønnsomt. Prosess 5, som har fire trinn uten mellomkjøling, illustrerer dette. Kraftforbruket er 20% høyere enn for

tilsvarende HC-prosess med tre trinn, mens en tretrinns CO<sub>2</sub>-prosess bruker 34% mer energi enn HC-prosessen.

### 6.1.3 Ekspansjon i turbin

Turbiner for væskeekspansjon gir relativt liten energibesparing. Prosess nummer 4 har turbiner og bruker 20% mer kraft enn prosess nummer 1. Tilsvarende prosess uten turbiner (nr 3) bruker 24 % mer kraft enn modell 1. Sannsynligvis vil det være aktuelt med turbin kun ned til det nederste trykknivået. Her er det totale trykkfallet høyt og temperaturen lav, og dermed er det mulig med et relativt høyt trykkfall i turbin før de første gassboblene dannes. Det er ikke satt opp en modell med turbin kun til det nederste trykknivået, slik at forskjellen til full væskeekspansjon kan sees. Ved å vurdere energistrømmene fra de tre forskjellige turbinene, er det allikevel mulig å få et inntrykk av bidragene de ulike tilfører. Det er ikke gått nærmere inn på dette her, men en oversikt over ekspansjonsarbeid kan sees i energistrømmene til prosess 4 og 7 i Vedlegg B.2.4 og B.2.7.

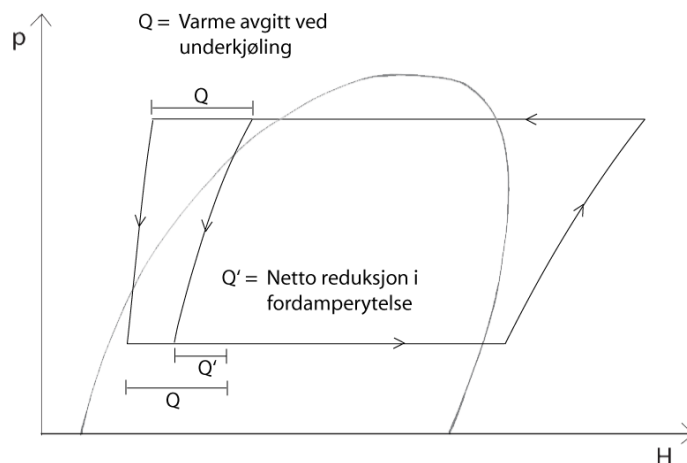
Dersom det er mulig å benytte turbiner som takler videre ekspansjon inn i to-faseområdet, kan enda mer kraft tas ut i trykkavspenningen. Modell nummer 3, som har full mellomkjøling og underkjøling, bruker som nevnt 24% mer energi enn den opprinnelige hydrøkarbonprosessen (modell 1). I modell nummer 10 er alle ventiler er byttet ut med ekspandere, noe som gir et forbruk som er 12% mer enn modell 1.

Jo større andel gass strømmen inneholder etter ekspansjon, desto mer verdi-full vil en eventuell tofaseekspansjon over turbin være. Dette har sammenheng med at isentropene i et trykk-entalpidiagram er brattere jo lenger til venstre man befinner seg i diagrammet. Dette kan sees i Figur 6.2.

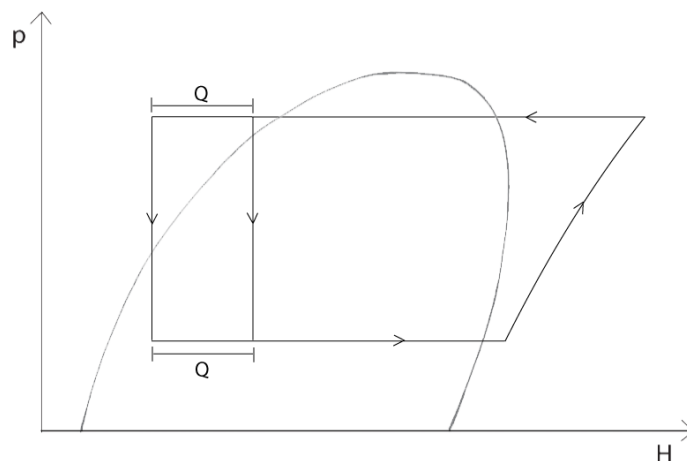
Ovenstående faktum medfører at verdien av underkjøling synker dersom turbinene har mulighet for tofaseekspansjon. Ved å sammenlikne modell nummer 11 og 12, understrekes dette. I prosess 11 er det ingen underkjøling, kun mellomkjøling, og det kreves 42% mer energi enn i modell nummer 1. Dersom ekspandere settes inn, synker imidlertid energiforbruket slik at det er nødvendig med 25% *mindre* kraft enn i HC-prosessen. Sammenliknet med en CO<sub>2</sub>-prosess *med* underkjøling er altså avviket mellom ekspansjon med og uten turbin stor.

Den samme tendensen kan sees i prosess nummer 13. Her er hele CO<sub>2</sub>-strømmen underkjølt, som i en HC-prosess, ikke bare den delen som går videre til neste trinn (se side 17 for flytskjema). Siden kjølemediet kun har

én komponent, har denne forskjellen fra prosess nummer 3 ingen termodynamisk betydning så lenge ventiler benyttes til trykkavspenning. (Varmen som avgis ved underkjøling er lik den som tas opp ved fordampning). Dersom ekspansjonen skjer isentropisk, vil imidlertid fordamperytelsen reduseres dersom væsken underkjøles før ekspansjon. Figur 6.2 og 6.1 på neste side viser dette.



Figur 6.1: Underkjøling og isentropisk ekspansjon



Figur 6.2: Underkjøling og isentalpisk ekspansjon

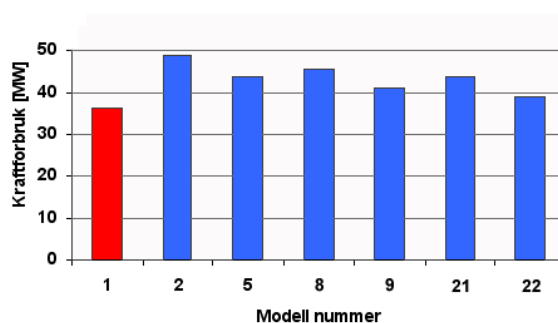
Underkjøling kan altså medføre to negative konsekvenser: Ekspansjonsarbeidet minker fordi vi befinner oss lenger til venstre i p-H-diagrammet der isentropene er brattere, og fordamperytelsen reduseres. Siden turbiner i realiteten takler tofaseekspansjon dårlig, kan imidlertid underkjøling være positivt fordi det medfører at større andel av strømmen kan ekspanderes før boblepunktet. Denne effekten har langt større betydning enn det minkende

arbeidet, noe som kan sees fra prosess nummer 11, der ingen underkjøling er brukt. Strømmene før ventilene er omtrent på boblepunktet. Dermed er det ingenting å hente på ekspansjon av væsken i turbiner i dette tilfellet. Det betyr at modellene 3, 12 og 13, som har ekspansjon i tofaseområdet, ikke vurderes som alternativer for forkjøling av naturgass, mens nummer 4 og 7 er mer realistiske mål.

#### 6.1.4 Oppsummering

Mellomkjøling gir store reduksjoner i kraftforbruket, og vil være det enkleste alternativet. Innføring av et ekstra kjøletrinn medfører vel så store energibeparinger, men i forhold til mellomkjøling, kreves det mer plass og flere prosessenheter. Ekspansjon i turbiner vil gi svært store reduksjoner i kraftforbruket dersom intern underkjøling utelates kombinert med tofaseekspansjon. Ekspansjon av fluidet utover væskeområdet er imidlertid urealistisk med tanke på hva turbinene tåler, og dermed er kun modellene med væsketurbiner alternative forkjølingsprosesser.

Modell nummer 8 og 9 beskriver dermed de prosessene det er verdt å se videre på med tanke på mellomkjøling, mens for turbineekspansjon gjelder tilsvarende for modellene 4 og 7. (8 og 4 har tre kjøletrinn, 9 og 7 har fire). Verdien av fire kjøletrinn kan sees ved å sammenlikne modell nummer 5 med nummer 2. En samlet oversikt over kraftforbruket til de mest sentrale prosessene er gitt i Figur 6.3.



Figur 6.3: De viktigste resultatene

Modell nummer 21 og 22, med henholdsvis tre og fire trykknivåer, viser prosesser med intern og ekstern underkjøling, væskeekspandere i tillegg til ventiler for tofaseekspansjon, samt mellomkjøling i de to øverste trykknivåene.

Kraftforbruker ligger på henholdsvis 20 og 7,5% over forbruket i det opprinnelige HC-kretsen. Full mellomkjøling samt turbinekspanjon i tofaseområdet er utelatt. Det vil si at i disse modellene er alle foreslåtte tiltak innført i den grad det er realistisk, og de kan gi en indikasjon på hvor mye det er mulig å minke kraftforbruket i en virkelig prosess med CO<sub>2</sub> som forkjølingsmedium.

### 6.1.5 Modellene sett i forhold til en reell prosess

Siden denne oppgaven har gått ut på å sammenlikne modeller av CO<sub>2</sub>-kretser og en hydrokarbonkrets, er betingelsene for de to ulike modelltypene med tanke på trykktap, virkningsgrader og omgivelser holdt konstante. Det er ikke tatt hensyn til forholdene i en reell prosess. For eksempel er virkningsgraden til kompressorer og turbiner er satt til 100%, noe som ikke vil være tilfelle på et virkelig anlegg. I tillegg er det antatt null trykktap over varmevekslere, kjølere og rør. Kondensatortemperaturen på 8°C er også urealistisk lav, siden slike forhold krever en kjølevannstemperatur på under 8°C.

En mer reell kondensatortemperatur vil imidlertid ha større innvirkning på CO<sub>2</sub> som kjølemedium enn propan/etan, siden man i utgangspunktet opererer med betingelser tett opptil kritisk punkt. Strupetapet i kretsen vil med andre ord øke relativt mer for CO<sub>2</sub> enn hydrokarboner ved økt kjølevannstemperatur. Ved å øke temperaturen etter kondensasjon og ekstern underkjøling til 20°C, øker energiforbruket med 52% i en CO<sub>2</sub>-krets med mellomkjøling (modell nr. 15) mot 41% i en tilsvarende<sup>4</sup> hydrokarbonkrets (modell nr. 14). At CO<sub>2</sub>-kjølingen er mer sensitiv for mellomkjøling enn HC-systemet, kan også sees ved å sammenlikne de to modellene uten mellomkjøling (nr. 1 og 2 for henholdsvis HC og CO<sub>2</sub>) med to mellomkjølte prosesser (nr. 3 og 16). Kraftforbruket minker relativt mer for CO<sub>2</sub> enn for propan/etan.

Et gitt trykktap i kretsen vil ha en motsatt effekt, siden CO<sub>2</sub> har et høyere trykk enn propan/etan. Ved å simulere et tap på 0,5 bar i rørledningen mellom LNG-vekslerne og kompressor, øker energiforbruket med 4% (modell nr. 18). Tilsvarende gir 9% økning for propan/etan (modell nr. 17). På grunn av høyere trykk i CO<sub>2</sub>-kretsen, er det mulig trykktapet vil bli noe høyere her enn i en hydrokarbonkrets. Dermed kan utgangspunktet med likt simulert trykktap for de to prosessene virke noe misvisende. Trykktapet avhenger imidlertid også av faktorer som design på prosessutstyret, og det krever en

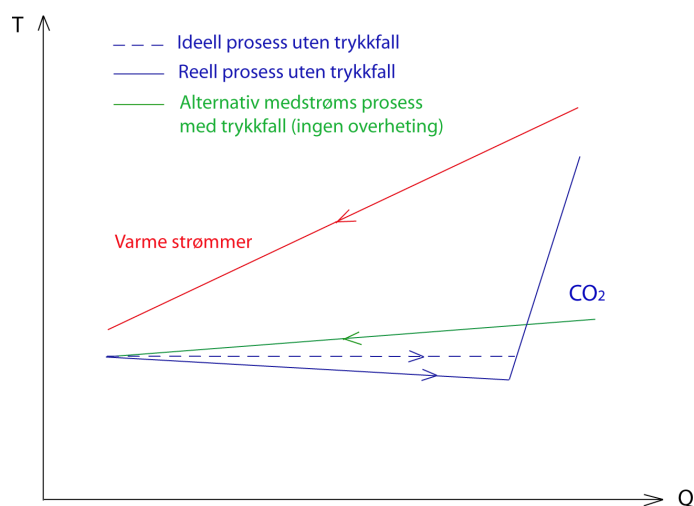
---

<sup>4</sup>Utgangspunktet er en krets med mellomkjøling, men der temperaturen etter kompresjon overstiger kondensatortemperaturen, er kjølingen fjernet. Dette medfører at CO<sub>2</sub>-kretsen kun har én mellomkjøling og HC-kretsen har ingen.



mer detaljert analyse dersom det er ønskelig å få et mer realistisk bilde av de ulike prosessenes oppførsel på dette området.

Temperaturene til CO<sub>2</sub> og propan/etan etter fordamping er omtrent like. Tilstanden til CO<sub>2</sub> er imidlertid lenger unna metningskurven enn den er for hydrokarbonene. Det betyr at CO<sub>2</sub> er mer overhettet enn propan/etan etter fordamping. Det er valgt å overhete karbondioksidet i så stor grad at en kan unngå å inkludere tanker før kompressorene. Tankene ville fungert som sikkerhet mot væske inn på kompressorene. I en reell prosess vil imidlertid overheting føre til økt trykktap fordi det krever større varmevekslere. For å unngå et slikt problem, kan en alternativ type varmeveksler med fysisk medstrøm og termisk motstrøm uten overheting brukes. På denne måten kan et høyere trykktap aksepteres i tillegg til at  $\Delta T_{lm}$  vil bli mindre. Prinsippet er vist i Figur 6.4.



Figur 6.4: Alternativ varmeveksler der trykkfall aksepteres

En mer reell virkningsgrad i kompressorer og turbiner vil ha omtrent samme betydning for energiforbruket i de to ulike kretsene. Ved å minke adiabatisk virkningsgrad fra 100% til 75% i to prosesser med mellomkjøling, øker forbruket med 33% og 31% for henholdsvis karbondioksid og propan/etan (modell 19 og 20).

## 6.2 Tilstandsberegninger

Beregninger med Peng-Robinson over fordamperen gir en mindre entalpiendring enn Span-Wagner, som antas å regne riktigere. Det samme gjelder for kompressoren.

For liten beregnet endring i entalpi over fordamperen vil resultere i for stor sirkulert mengde i forkjølingskretsen, og dermed høyere beregnet kraftforbruk enn realiteten. I kompressoren får for liten entalpiendring motsatt effekt, og vil til en viss grad motvirke den overestimerte massestrømmen. Siden forskjellen mellom Peng-Robinson og Span-Wagner er relativt stor i fordamperen, vil imidlertid effekten her ha større innvirkning enn ved kompressoren. I tillegg kalkulerer Hysys med enda litt lavere entalpiendring enn Peng-Robinson i MatLab, slik at det overestimerte kraftforbruket forsterkes ytterligere. Grunnen til at Hysys ikke gir de samme resultatene som MatLab, kan være at verdiene for varmekapasitet og asentrisk faktor brukt i Hysys ikke er kjent for CO<sub>2</sub>. Disse verdiene er forsøkt funnet ved å kontakte Hyprotech uten å lykkes .

For å forsøke å oppnå bedre forståelse av de avvikende entalpiberegningene, ble temperaturene til det komprimerte kjølemediet kalkulert med grunnlag i Peng-Robinson og Span-Wagner i MatLab og sammenliknet med avleste verdier fra Hysys. Resultatet viser at Peng-Robinson i MatLab beregner en høyere temperatur enn Hysys og Span-Wagner. I de to øverste trykknivåene ligger temperaturen fra Hysys mellom verdiene fra MatLab, mens den er lavere enn begge ved det laveste trykknivået. En klar tendens utpeker seg med andre ord ikke. I tillegg stemmer de kalkulerte temperaturene svært dårlig overens med entalpiberegningene. Beregningene er gjort kun for tre ulike tilfeller (de tre trykknivåene), og grunnlaget for å trekke konklusjoner er mangelfullt. For å forstå de ulike temperaturene, kreves det en mer systematisk analyse.

En klar trend sees imidlertid i avviket mellom entalpiberegningene gjort med Span-Wagner og Peng-Robinson (både i MatLab og Hysys for sistnevnte). I avsnitt 5.2.1 kan dette sees fra figur 5.2. Avviket blir større ved høyere temperaturer. Dette bekrefter at Peng-Robinsons tilstandslikning medfører usikkerhet når den anvendes på CO<sub>2</sub> nær det kritiske punkt. Ulik grad av overheting har svært liten betydning for avviket mellom Span-Wagner og Peng-Robinson. Ved lavere temperaturer er avviket mellom Peng-Robinson og Span-Wagner tilnærmet null. Fra omtrent 225K og nedover ser det ut til at avviket øker noe igjen. Dette kan komme av at CO<sub>2</sub> her nærmer seg tripelpunktet. Peng-Robinsons tilstandslikning er generert fra empiriske data

funnet når  $\text{CO}_2$  er over trippelpunktet og under kritisk punkt, og vil derfor beskrive  $\text{CO}_2$  relativt dårlig i fast fase og superkritisk tilstand. Span-Wagner er imidlertid mindre følsom for slike ekstreme tilstander.

Avviket mellom de to tilstandsfunksjonene begrenser seg til 2-3% prosent på det meste, og bruk av Peng-Robinsons tilstandslikning for  $\text{CO}_2$  medfører derfor ingen stor usikkerhet.

### 6.3 Forslag til videre arbeid

I dette prosjektet er det sett på mange ulike modeller uten at det er foretatt en grundig analyse av de få prosessene det er verdt å undersøke nærmere. I videre arbeid kan det være interessant å optimalisere disse modellene med tanke på trykknivåer og temperaturinndeling. Betydningen av de ulike antagelsene bør også vurderes mer systematisk, slik at det kan gis et klarere bilde av hvordan  $\text{CO}_2$  vil oppføre seg i forhold til propan/etan i et virkelig anlegg. Det bør også sees nærmere på betydningen av turbinekspansjon til de ulike trinnene. I denne oppgaven er det ikke satt opp noen modell med turbin i kun ett av kjølenivåene.

Manglende opplysninger i simuleringsprogrammet har ført til usikkerhet knyttet til forståelsen av enkelte resultater. Ved å kjenne beregningsgrunnlaget for alle simuleringer, kunne sannsynligvis flere slike usikkerhetsmomenter vært unngått. Dette gjelder spesielt avvikende temperaturer entalpiverdier beregnet i Hysys og MalLab med grunnlag i samme tilstandslikning (Peng-Robinson). De to programmene har benyttet samme verdier for konstantene i tilstandslikningen, men varmekapasiteter og asentriske faktor benyttet i Hysys er ukjente. Det bør legges mer arbeid i å finne disse verdiene slik at avvikende resultater forhåpentligvis kan forklares.

Siden det er vanskelig å få oversikt over hva som faktisk skjer under simuleringsprosessen i Hysys, er det ønskelig å sette opp en modell av forkjølingskretsen i MatLab. Her er det mulig å ha fullstendig kontroll på verdiene både for tilstandslikninger og varmekapasiteter.

Når det gjelder beregningen av tilstanden til  $\text{CO}_2$  etter fordampingen, bør det genereres en rutine som konvergerer metningstilstanden istedenfor skrittvis prøving og feiling. Dette kan være et ledd i oppbygningen av en modell i MatLab.

## 7 Konklusjon

Det er satt opp en modell i Hysys for tretrinns forkjøling av naturgass med hydrokarboner. En tilsvarende prosess med karbondioksid som forkjølingsmedium er også modellert. Denne prosessen bruker 34% mer kraft enn den opprinnelige HC-prosessen. Ulike tiltak for å redusere kraftforbruket er innført.

I modell nummer 22 er alle foreslåtte tiltak anvendt i den grad det er realistisk. Det vil si at den har fire kjøletrinn, væskeekspansjon i turbiner og mellomkjøling i de to øverste nivåene i tillegg til ekstern underkjøling. Denne prosessen vil bruke 7-8% mer kraft enn den opprinnelige kjølekretsen med propan/etan. Tatt i betraktning den reduserte vekten på prosessutstyret en CO<sub>2</sub>-krets medfører, samt økt sikkerhet ved bruk av CO<sub>2</sub> framfor hydrokarboner, er dette et resultat som viser at CO<sub>2</sub> kan være et konkurransedyktig kjølemedium på et flytende LNG-anlegg. Det er imidlertid nødvendig å foreta en nærmere undersøkelse av kostnadene de ulike tiltakene medfører, for å få en indikasjon på lønnsomhet.

Karbondioksid er mer følsom overfor kjølevannstemperaturen enn propan/etan, og økningen i kraftforbruket vil være høyere for CO<sub>2</sub>-kretsen dersom temperaturen i omgivelsene øker. Trykktap i kretsen har imidlertid motsatt effekt, mens redusert virkningsgrad påvirker de to prosessene i lik grad.

Peng-Robinsons tilstandslikning er benyttet i simuleringsprogrammet. Ved hjelp av Span-Wagners tilstandslikning, som beskriver oppførselen til CO<sub>2</sub> godt på en bred temperaturskala, har det vist seg at Peng-Robinsons likning medfører en usikkerhet i beregningene gjort nære kritisk punkt. Avviket er imidlertid svært lite.

## Referanser

- [1] Jostein Pettersen. *Carbon dioxide as a primary refrigerant*. Bidrag til Institute of Refrigeration. Centenary Conference, 1999, London.
- [2] B. Armstrong S. Angus, K. M. De Reuck. *Carbon Dioxide. International Thermodynamic Tables of the Fluid State*. IUPAC Project Centre, Imperial College, London, 3 edition.
- [3] Wolfgang Förg. Natural gas trade routes and liquefaction processes. *Linde Technology*, (1):4–11, 2003.
- [4] <http://amchouston.home.att.net/lngc.htm>.
- [5] The Linde Statoil LNG Technology Alliance.
- [6] [www.statoil.com](http://www.statoil.com).
- [7] Jostein Pettersen. *Termodynamisk grunnlag, Termisk Kraft/Varmeproduksjon*. Institutt for Energi og Prosessteknikk, NTNU, 2003.
- [8] E. Brendeng. *Kuldeprosesser i prosessindustrien*. 1994.
- [9] [www.linde.com/en/p0002/p0008a/download/61\\_a.pdf](http://www.linde.com/en/p0002/p0008a/download/61_a.pdf).
- [10] J. M. Coulson og J. F. Richardson. *Chemical Engineering*. Butterworth-Heinemann, 3 edition, 2000.
- [11] Gustav Lorentzen. Revival of carbon dioxide as a refrigerant. *Int. J. Refrig.*, 17(5):292–301, 1994.
- [12] J. Løvland. *Applied Chemical Thermodynamics, part II*. Department of Chemical Engineering NTNU, 2002.
- [13] Statoil Jostein Pettersen.
- [14] M. J. Morah og H. N. Shapiro. *Fundamentals of Engineering Thermodynamics, SI-version*. Wiley, 3 edition.
- [15] [http://www.ccl.net/cca/documents/dyoung/topics-orig/eq\\_state.html](http://www.ccl.net/cca/documents/dyoung/topics-orig/eq_state.html).
- [16] Poling Reid, Prausnitz. *The properties of gases and Liquids*. McGraw-Hill Book Company, 1 edition.
- [17] R. Span. *Multiparameter Equation of State. An Accurate Source of Thermodynamic Property Data*. Springer, 2002.

- [18] [www.tds.tds.com](http://www.tds.tds.com). *Dippr (Design Institute for Physical Properties Research)/Technical Database Services*.
- [19] Hysys Process 3.1. Hyprotech.
- [20] [www.mathworks.com/products/matlab](http://www.mathworks.com/products/matlab).
- [21] NTNU Tore Haug Warberg.
- [22] Tore Haug Warberg. *Den termodynamiske arbeidsboken*. 2003.
- [23] Sigurd Skogestad. *Prosessteknikk. Masse- og energibalanser*. Tapir, 2 edition, 2003.
- [24] NTNU Sigurd Skogestad.

## A Span-Wagners tilstandslikning

Span-Wagners likning uttrykt ved redusert Helmholtz energi er gitt i likning (A.1).

$$\frac{a(T, \rho)}{RT} = \frac{a^\circ(T, \rho) + a^r(T, \rho)}{RT} = \alpha^\circ(\tau\delta) + \alpha^r(\tau\delta) \quad (\text{A.1})$$

Det første leddet ( $\alpha^\circ$ ) beskriver oppførselen til en hypotetisk ideell gass ved gitt temperatur og tetthet.  $\alpha^\circ(\tau\delta)$  kan finnes ved å integrere varmekapasiteten til ideell gass,  $c^\circ(T)$ . Det andre ( $\alpha^r$ ) er residualleddet, det vil si Helmholtz energi til det reelle fluidet.

Ved bruk av Spans simultane optimeringsprosedyre blir uttrykket for  $\alpha^r$  som vist i likning (A.2).

$$\begin{aligned} \frac{a^r(T, \rho)}{RT} &= \alpha^r(\tau, \delta) = \sum_{i=1}^{I_{Pol}+I_{Exp}} A_i(\tau, \delta) \\ &= \sum_{i=1}^{I_{Pol}} n_i \tau^{t_i} \delta^{d_i} + \sum_{i=I_{Pol}+1}^{I_{Pol}+I_{Exp}} n_i \tau^{t_i} \delta^{d_i} \exp(-\delta^{p_i}) \end{aligned} \quad (\text{A.2})$$

Den endelige formen etter optimalisering av de funksjonelle formene  $I_{Pol}$  og  $I_{Exp}$  er som vist i (A.3).

$$\begin{aligned} \alpha^r(\tau, \delta) &= \sum_{i=1}^8 \sum_{j=-8}^{12} n_{i,j} \delta^i \tau^{j/8} + \sum_{i=1}^5 \sum_{j=-8}^{24} n_{i,j} \delta^i \tau^{j/8} e^{-\delta} \\ &+ \sum_{i=1}^5 \sum_{j=16}^{56} n_{i,j} \delta^i \tau^{j/8} e^{-\delta^2} + \sum_{i=2}^4 \sum_{j=24}^{38} n_{i,j} \delta^i \tau^{j/2} e^{-\delta^3} \end{aligned} \quad (\text{A.3})$$

Resultatet for polare fluider er som følger:

$$\begin{aligned}
\alpha(\tau, \delta) &= \alpha^\circ(\tau, \delta) + \alpha^r(\tau, \delta) \\
&= \alpha^\circ(\tau, \delta) + n_1 \delta^1 \tau^{0.250} + n_2 \delta^1 \tau^{1.250} + n_3 \delta^1 \tau^{1.500} \\
&\quad + n_4 \delta^3 \tau^{0.250} + n_5 \delta^7 \tau^{0.875} + n_6 \delta^1 \tau^{2.375} e^{-\delta} \\
&\quad + n_7 \delta^2 \tau^{2.000} e^{-\delta} + n_8 \delta^5 \tau^{2.125} e^{-\delta} + n_9 \delta^1 \tau^{3.500} e^{-\delta^2} \\
&\quad + n_{10} \delta^1 \tau^{6.50} e^{-\delta^2} + n_{11} \delta^4 \tau^{4.75} e^{-\delta^2} \\
&\quad + n_{12} \delta^2 \tau^{12.5} e^{-\delta^3}
\end{aligned} \tag{A.4}$$



## B Hysys

### B.1 Simuleringene

Følgende er satt i simuleringene (Strømmenes nummerering referer til modell nummer 1):

- Massestrøm, temperatur og trykk til alle varme strømmer (strøm nr 20-31)
- Temperatur til kalde strømmer inn i LNG-vekslerne (nr 4, 9 og 13)
- Massestrøm, temperatur og gassfraksjon (lik 0) til forkjølingsmediet etter kondensasjon (strøm 1)
- Ved miksing av strømmer (MIX-100, -101 og 102), er trykkene satt til å være like
- Null trykktap over varmevekslere og vannkjølere
- 50% åpning på ventiler
- 100% virkningsgrad i kompressorer
- Peng-Robinsons tilstandslikning er brukt som grunnlag i termodynamiske beregninger

Strømsplittene etter underkjøling av kjølemediet bestemmes ved sammenlikning av inntemperaturen til naturgassen (strøm 28, 29 og 30) og uttemperaturen til kjølemediet (strøm 5, 10 og 14). Til dette brukes adjust-blokker i Hysys, der offset er  $-3^{\circ}\text{C}$ .

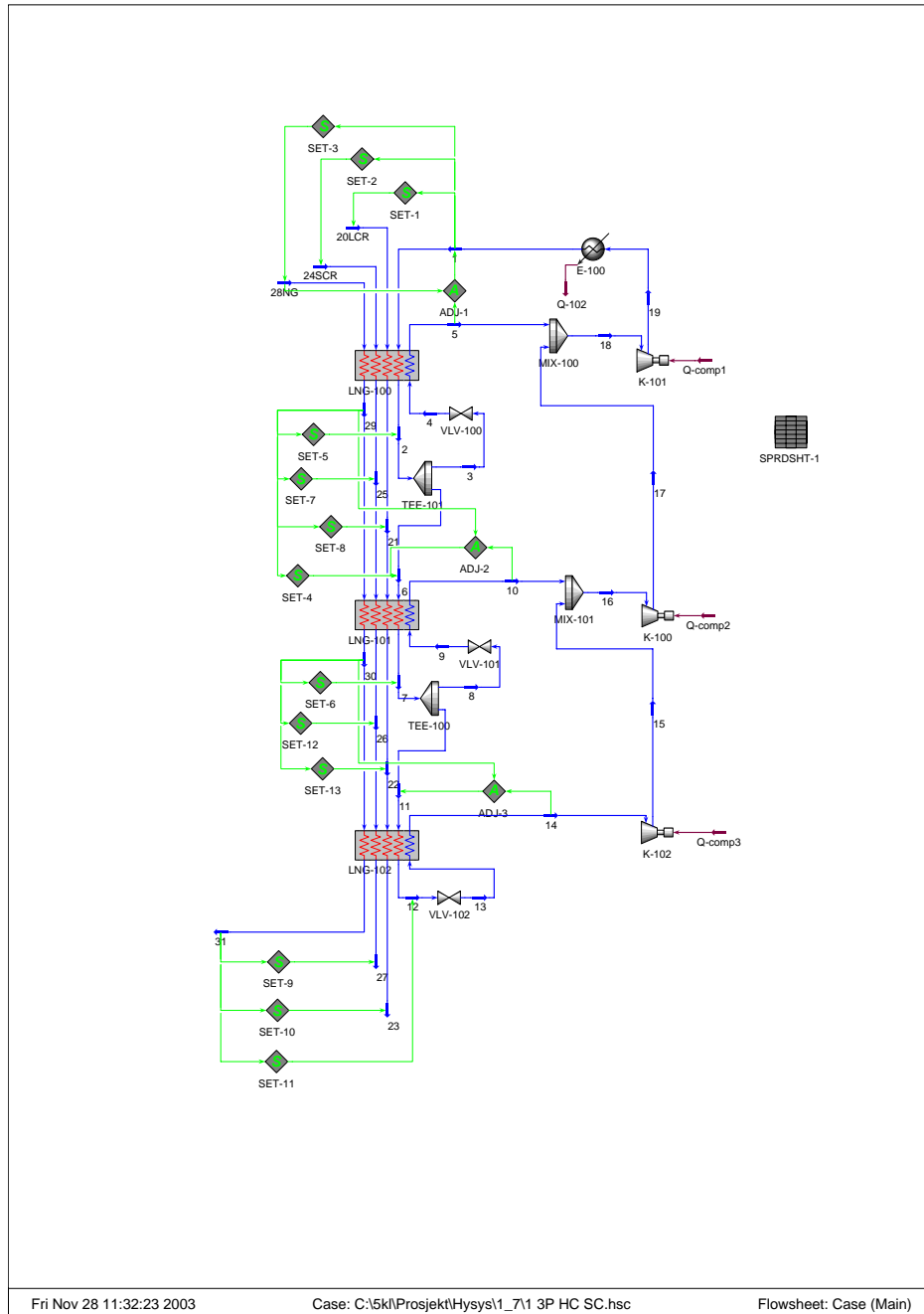
Set-blokker er brukt for å sette temperaturer på kjølte strømmer.

### B.2 Strømdata

Masse- og energistrømmer er gitt i det følgende. Flytskjema med nummererte strømmer er vedlagt for hver modell.

B.2.1 Modell nr 1: 3P HC SC

Tretrykks hydrokarbonkrets med intern underkjøling





NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5KL\PROSJEKTHYSYS1\_71 3P HC SC.HSC

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 10:57:15 2003

## Workbook: Case (Main)

### Material Streams

Name	28NG	1	20LCR	24SCR	6
Vapour Fraction	1.0000	0.0000 *	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	8.000	8.000 *	8.000	8.000	-10.00
Pressure (kPa)	7000 *	2101	1640 *	5300 *	2101
Molar Flow (kgmole/h)	4.628e+004	6.016e+004 *	2.083e+004	2.515e+004	4.435e+004 *
Mass Flow (kg/h)	8.000e+005 *	2.054e+006	6.200e+005 *	5.500e+005 *	1.514e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	2588	5129	1711	1579	3781
Heat Flow (kJ/h)	-3.619e+009	-6.252e+009	-1.815e+009	-1.881e+009	-4.695e+009
Name	2	4	29	25	21
Vapour Fraction	0.0000	0.0216	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-10.00	-12.60 *	-10.00 *	-10.00	-10.00
Pressure (kPa)	2101	1268	7000	5300	1640
Molar Flow (kgmole/h)	6.016e+004	1.581e+004	4.628e+004	2.515e+004	2.083e+004
Mass Flow (kg/h)	2.054e+006	5.396e+005	8.000e+005	5.500e+005	6.200e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	5129	1348	2588	1579	1711
Heat Flow (kJ/h)	-6.369e+009	-1.673e+009	-3.663e+009	-1.908e+009	-1.838e+009
Name	7	9	10	5	17
Vapour Fraction	0.0000	0.0223	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-30.00	-33.00 *	-13.05	5.000	17.65
Pressure (kPa)	2101	709.6	709.6	1268	1268
Molar Flow (kgmole/h)	4.435e+004	2.976e+004	2.976e+004	1.581e+004	4.435e+004
Mass Flow (kg/h)	1.514e+006	1.016e+006	1.016e+006	5.396e+005	1.514e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	3781	2538	2538	1348	3781
Heat Flow (kJ/h)	-4.779e+009	-3.207e+009	-2.772e+009	-1.464e+009	-4.071e+009
Name	18	19	30	22	26
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	0.0458	0.8196
Temperature (C)	14.33	40.95	-30.00 *	-30.00	-30.00
Pressure (kPa)	1268	2101	7000	1640	5300
Molar Flow (kgmole/h)	6.016e+004	6.016e+004	4.628e+004	2.083e+004	2.515e+004
Mass Flow (kg/h)	2.054e+006	2.054e+006	8.000e+005	6.200e+005	5.500e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	5129	5129	2588	1711	1579
Heat Flow (kJ/h)	-5.535e+009	-5.473e+009	-3.718e+009	-2.079e+009	-1.963e+009
Name	3	23	27	31	8
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.3986	1.0000	0.0000
Temperature (C)	-10.00	-50.00	-50.00	-50.00 *	-30.00
Pressure (kPa)	2101	1640	5300	7000	2101
Molar Flow (kgmole/h)	1.581e+004	2.083e+004	2.515e+004	4.628e+004	2.976e+004
Mass Flow (kg/h)	5.396e+005	6.200e+005	5.500e+005	8.000e+005	1.016e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	1348	1711	1579	2588	2538
Heat Flow (kJ/h)	-1.673e+009	-2.123e+009	-2.042e+009	-3.797e+009	-3.207e+009
Name	11	12	13	14	16
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0194	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-30.00	-50.00	-52.70 *	-32.83	-10.03
Pressure (kPa)	2101	2101	365.3	365.3	709.6
Molar Flow (kgmole/h)	1.459e+004 *	1.459e+004	1.459e+004	1.459e+004	4.435e+004
Mass Flow (kg/h)	4.980e+005	4.980e+005	4.980e+005	4.980e+005	1.514e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	1244	1244	1244	1244	3781
Heat Flow (kJ/h)	-1.572e+009	-1.597e+009	-1.597e+009	-1.369e+009	-4.122e+009
Name	15				
Vapour Fraction	1.0000				
Temperature (C)	-3.895				
Pressure (kPa)	709.6				
Molar Flow (kgmole/h)	1.459e+004				
Mass Flow (kg/h)	4.980e+005				
Liquid Volume Flow (m3/h)	1244				
Heat Flow (kJ/h)	-1.351e+009				



NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5KL\PROSJEKT\HYSYS\1\_71 3P HC SC.HSC

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 10:59:08 2003

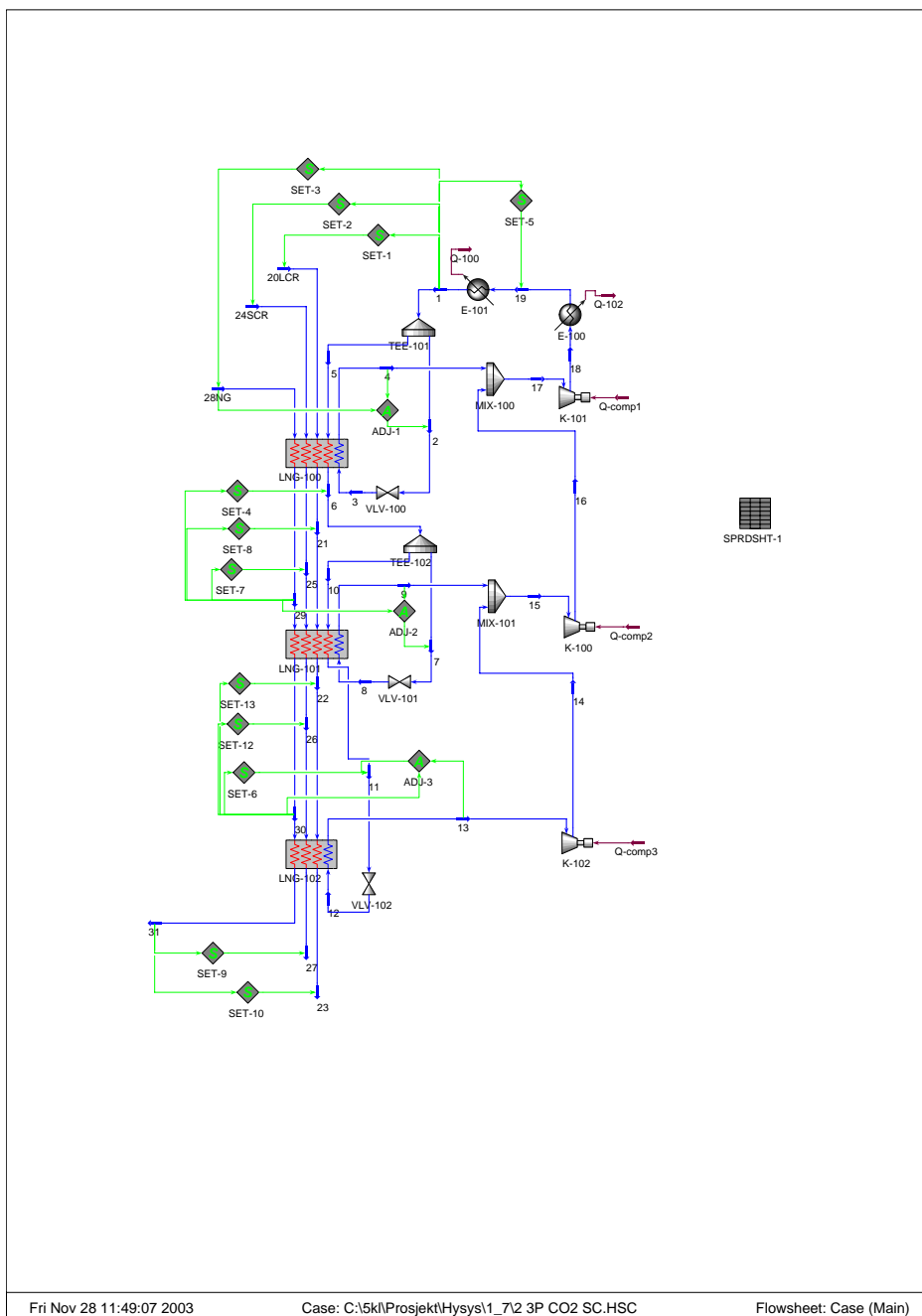
## Workbook: Case (Main)

### Energy Streams

Name	Q-comp2	Q-comp1	Q-102	Q-comp3	
Heat Flow (kJ/h)	5.137e+007	6.169e+007	7.786e+008	1.871e+007	

### B.2.2 Modell nr 2: 3P CO2 SC

Tretrykks CO<sub>2</sub>-krets med underkjøling.





NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name:	M:\5kl\Projekt\Hysys\1_7\2 3P CO2 SC.HSC
Unit Set:	SI
Date/Time:	Mon Dec 01 11:00:36 2003

## Workbook: Case (Main)

### Material Streams

Name	28NG	1	20LCR	24SCR	6
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	8.000	8.000 *	8.000	8.000	-10.00
Pressure (kPa)	7000 *	4830	1640 *	5300 *	4830
Molar Flow (kgmole/h)	4.628e+004	6.277e+004	2.083e+004	2.515e+004	4.458e+004
Mass Flow (kg/h)	8.000e+005 *	2.763e+006	6.200e+005 *	5.500e+005 *	1.962e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	2588	3347	1711	1579	2377
Heat Flow (kJ/h)	-3.619e+009	-2.551e+010	-1.815e+009	-1.881e+009	-1.821e+010
Name	5	3	29	25	21
Vapour Fraction	0.0000	0.1861	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	8.000	-11.00 *	-10.00 *	-10.00	-10.00
Pressure (kPa)	4830	2529	7000	5300	1640
Molar Flow (kgmole/h)	4.458e+004	1.819e+004	4.628e+004	2.515e+004	2.083e+004
Mass Flow (kg/h)	1.962e+006	8.005e+005	8.000e+005	5.500e+005	6.200e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	2377	969.9	2588	1579	1711
Heat Flow (kJ/h)	-1.812e+010	-7.391e+009	-3.663e+009	-1.908e+009	-1.838e+009
Name	11	8	9	4	16
Vapour Fraction	0.0000	0.1454	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-30.00	-31.00 *	-13.00	4.955	40.40
Pressure (kPa)	4830	1342	1342	2529	2529
Molar Flow (kgmole/h)	1.436e+004 *	3.022e+004	3.022e+004	1.819e+004	4.458e+004
Mass Flow (kg/h)	6.320e+005	1.330e+006	1.330e+006	8.005e+005	1.962e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	765.7	1612	1612	969.9	2377
Heat Flow (kJ/h)	-5.894e+009	-1.235e+010	-1.197e+010	-7.202e+009	-1.758e+010
Name	17	18	30	22	26
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	0.0458	0.8196
Temperature (C)	29.88	81.31	-30.00 *	-30.00	-30.00
Pressure (kPa)	2529	4830	7000	1640	5300
Molar Flow (kgmole/h)	6.277e+004	6.277e+004	4.628e+004	2.083e+004	2.515e+004
Mass Flow (kg/h)	2.763e+006	2.763e+006	8.000e+005	6.200e+005	5.500e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	3347	3347	2588	1711	1579
Heat Flow (kJ/h)	-2.478e+010	-2.468e+010	-3.718e+009	-2.079e+009	-1.963e+009
Name	2	23	27	31	7
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.3986	1.0000	0.0000
Temperature (C)	8.000	-50.00	-50.00	-50.00 *	-10.00
Pressure (kPa)	4830	1640	5300	7000	4830
Molar Flow (kgmole/h)	1.819e+004 *	2.083e+004	2.515e+004	4.628e+004	3.022e+004 *
Mass Flow (kg/h)	8.005e+005	6.200e+005	5.500e+005	8.000e+005	1.330e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	969.9	1711	1579	2588	1612
Heat Flow (kJ/h)	-7.391e+009	-2.123e+009	-2.042e+009	-3.797e+009	-1.235e+010
Name	12	13	15	14	10
Vapour Fraction	0.1200	1.0000	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	-51.00 *	-33.16	-4.277	14.24	-10.00
Pressure (kPa)	632.2	632.2	1342	1342	4830
Molar Flow (kgmole/h)	1.436e+004	1.436e+004	4.458e+004	1.436e+004	1.436e+004
Mass Flow (kg/h)	6.320e+005	6.320e+005	1.962e+006	6.320e+005	6.320e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	765.7	765.7	2377	765.7	765.7
Heat Flow (kJ/h)	-5.894e+009	-5.692e+009	-1.764e+010	-5.670e+009	-5.867e+009
Name	19				
Vapour Fraction	0.0000 *				
Temperature (C)	13.00				
Pressure (kPa)	4830				
Molar Flow (kgmole/h)	6.277e+004				
Mass Flow (kg/h)	2.763e+006				
Liquid Volume Flow (m3/h)	3347				
Heat Flow (kJ/h)	-2.546e+010				



NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5kl\Projekt\Hysys\1\_7\2 3P CO2 SC.HSC

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:00:11 2003

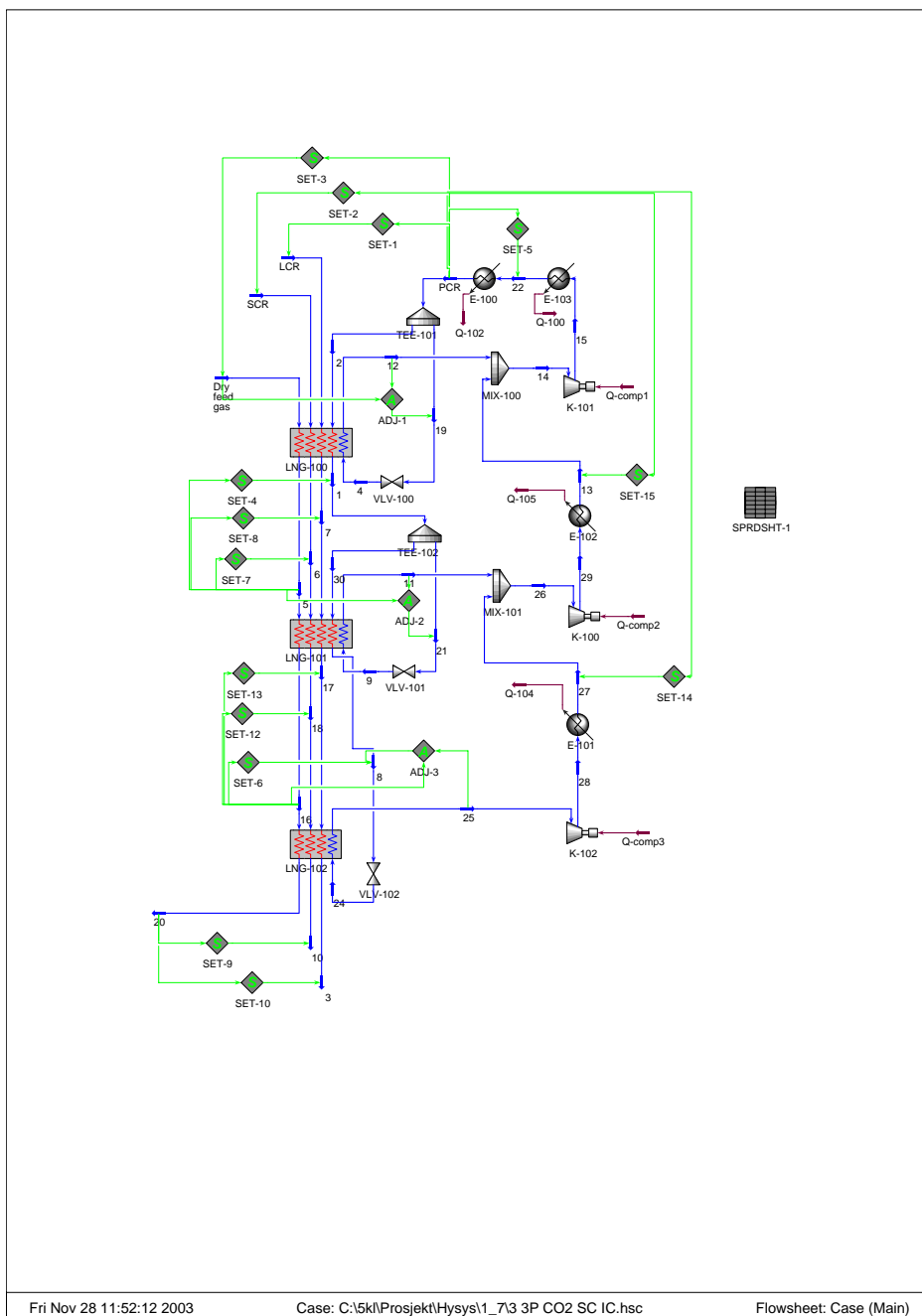
## Workbook: Case (Main)

### Energy Streams

Name	Q-comp2	Q-comp1	Q-102	Q-comp3	Q-100
Heat Flow (kJ/h)	6.036e+007	9.415e+007	7.726e+008	2.180e+007	5.053e+007

### B.2.3 Modell nr 3: 3P CO2 SC IC

Tretrykks CO<sub>2</sub>-krets med underkjøling og mellomkjøling.







NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5KL\PROSJEKTHYSYS1\_73 3P CO2 SC IC.HSC

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:02:27 2003

## Workbook: Case (Main)

### Material Streams

Name	Dry feed gas	PCR	LCR	SCR	1
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	8.000	8.000 *	8.000	8.000	-10.00
Pressure (kPa)	7000 *	4830	1640 *	5300 *	4830
Molar Flow (kgmole/h)	4.628e+004	6.272e+004	2.083e+004	2.515e+004	4.454e+004
Mass Flow (kg/h)	8.000e+005 *	2.760e+006	6.200e+005 *	5.500e+005 *	1.960e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	2588	3345	1711	1579	2375
Heat Flow (kJ/h)	-3.619e+009	-2.549e+010	-1.815e+009	-1.881e+009	-1.820e+010
Name	2	4	5	6	7
Vapour Fraction	0.0000	0.1861	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	8.000	-11.00 *	-10.00 *	-10.00	-10.00
Pressure (kPa)	4830	2529	7000	5300	1640
Molar Flow (kgmole/h)	4.454e+004	1.818e+004	4.628e+004	2.515e+004	2.083e+004
Mass Flow (kg/h)	1.960e+006	8.002e+005	8.000e+005	5.500e+005	6.200e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	2375	969.5	2588	1579	1711
Heat Flow (kJ/h)	-1.810e+010	-7.388e+009	-3.663e+009	-1.908e+009	-1.838e+009
Name	8	9	11	12	13
Vapour Fraction	0.0000	0.1454	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-30.00	-31.00 *	-12.60	4.950	8.000
Pressure (kPa)	4830	1342	1342	2529	2529
Molar Flow (kgmole/h)	1.436e+004 *	3.018e+004	3.018e+004	1.818e+004	4.454e+004
Mass Flow (kg/h)	6.320e+005	1.328e+006	1.328e+006	8.002e+005	1.960e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	765.7	1609	1609	969.5	2375
Heat Flow (kJ/h)	-5.894e+009	-1.233e+010	-1.195e+010	-7.198e+009	-1.763e+010
Name	14	15	16	17	18
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	0.0458	0.8196
Temperature (C)	7.113	57.11	-30.00 *	-30.00	-30.00
Pressure (kPa)	2529	4830	7000	1640	5300
Molar Flow (kgmole/h)	6.272e+004	6.272e+004	4.628e+004	2.083e+004	2.515e+004
Mass Flow (kg/h)	2.760e+006	2.760e+006	8.000e+005	6.200e+005	5.500e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	3345	3345	2588	1711	1579
Heat Flow (kJ/h)	-2.483e+010	-2.474e+010	-3.718e+009	-2.079e+009	-1.963e+009
Name	19	3	10	20	21
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.3986	1.0000	0.0000
Temperature (C)	8.000	-50.00	-50.00	-50.00 *	-10.00
Pressure (kPa)	4830	1640	5300	7000	4830
Molar Flow (kgmole/h)	1.818e+004 *	2.083e+004	2.515e+004	4.628e+004	3.018e+004 *
Mass Flow (kg/h)	8.002e+005	6.200e+005	5.500e+005	8.000e+005	1.328e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	969.5	1711	1579	2588	1609
Heat Flow (kJ/h)	-7.388e+009	-2.123e+009	-2.042e+009	-3.797e+009	-1.233e+010
Name	24	25	26	27	28
Vapour Fraction	0.1200	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-51.00 *	-33.19	-5.988	8.000	14.20
Pressure (kPa)	632.2	632.2	1342	1342	1342
Molar Flow (kgmole/h)	1.436e+004	1.436e+004	4.454e+004	1.436e+004	1.436e+004
Mass Flow (kg/h)	6.320e+005	6.320e+005	1.960e+006	6.320e+005	6.320e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	765.7	765.7	2375	765.7	765.7
Heat Flow (kJ/h)	-5.894e+009	-5.692e+009	-1.762e+010	-5.674e+009	-5.670e+009
Name	29	30	22		
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000 *		
Temperature (C)	38.55	-10.00	13.00		
Pressure (kPa)	2529	4830	4830		
Molar Flow (kgmole/h)	4.454e+004	1.436e+004	6.272e+004		
Mass Flow (kg/h)	1.960e+006	6.320e+005	2.760e+006		
Liquid Volume Flow (m3/h)	2375	765.7	3345		
Heat Flow (kJ/h)	-1.756e+010	-5.867e+009	-2.544e+010		



NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5KL\PROSJEKT\HYSYS\1\_73 3P CO2 SC IC.HSC

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:02:51 2003

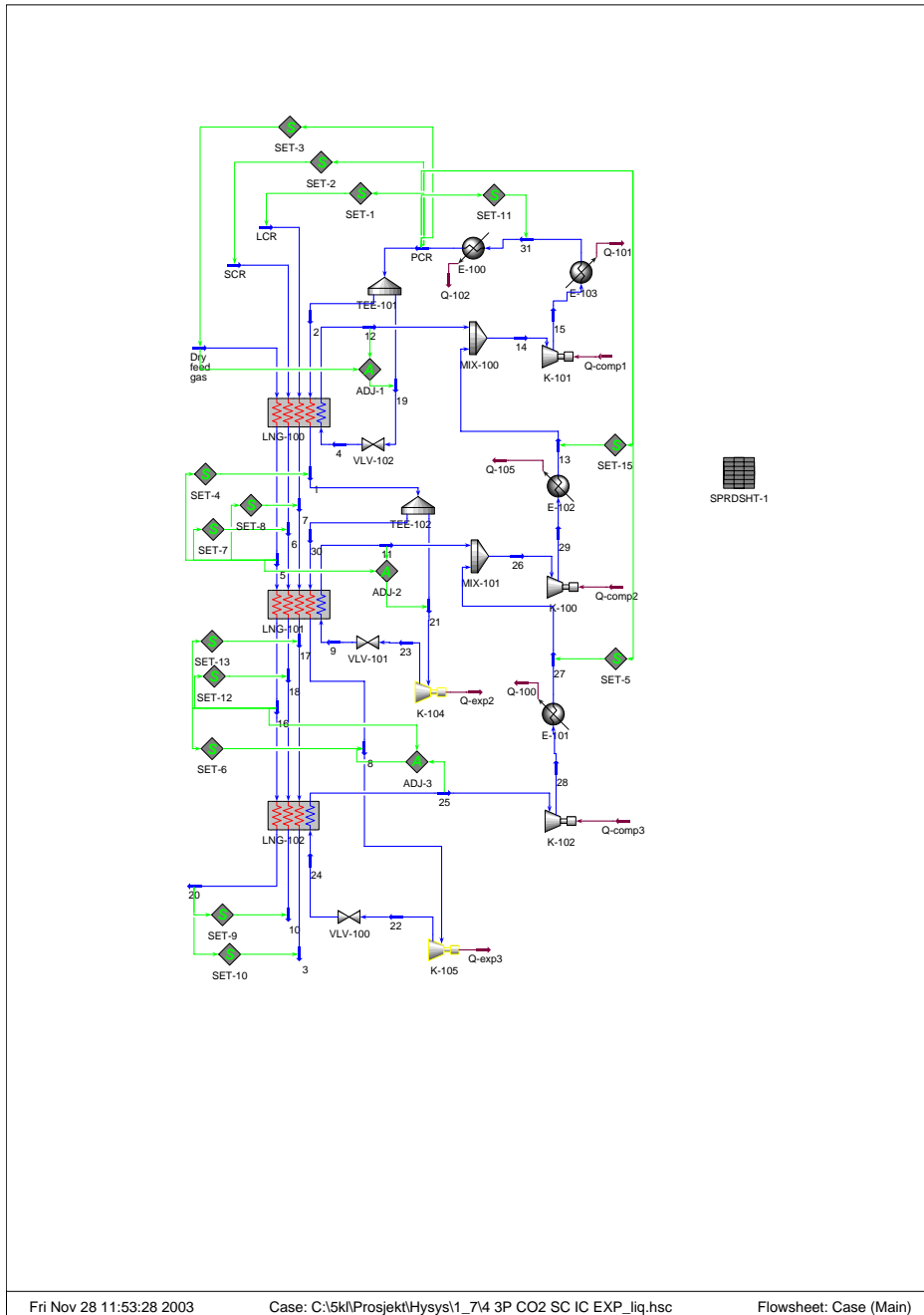
## Workbook: Case (Main)

### Energy Streams

Name	Q-comp2	Q-comp1	Q-102	Q-comp3	Q-104
Heat Flow (kJ/h)	5.976e+007	8.229e+007	5.049e+007	2.180e+007	3.737e+006
Name	Q-105	Q-100			
Heat Flow (kJ/h)	6.401e+007	6.924e+008			

**B.2.4 Modell nr 4: 3P CO2 SC IC EXPliq**

Tretrykks CO<sub>2</sub>-krets med underkjøling, mellomkjøling og turbiner ved trykkavspenning i væskeområdet.





NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5kl\Projekt\Hysys\1\_74 3P CO2 SC IC EXP\_liq.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:04:11 2003

## Workbook: Case (Main)

### Material Streams

Name	Dry feed gas	PCR	LCR	SCR	1
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	8.000	8.000 *	8.000	8.000	-10.00
Pressure (kPa)	7000 *	4830	1640 *	5300 *	4830
Molar Flow (kgmole/h)	4.628e+004	6.226e+004	2.083e+004	2.515e+004	4.416e+004
Mass Flow (kg/h)	8.000e+005 *	2.740e+006	6.200e+005 *	5.500e+005 *	1.943e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	2588	3320	1711	1579	2355
Heat Flow (kJ/h)	-3.619e+009	-2.530e+010	-1.815e+009	-1.881e+009	-1.804e+010
Name	2	4	5	6	7
Vapour Fraction	0.0000	0.1861	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	8.000	-11.00 *	-10.00 *	-10.00	-10.00
Pressure (kPa)	4830	2529	7000	5300	1640
Molar Flow (kgmole/h)	4.416e+004	1.810e+004	4.628e+004	2.515e+004	2.083e+004
Mass Flow (kg/h)	1.943e+006	7.967e+005	8.000e+005	5.500e+005	6.200e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	2355	965.3	2588	1579	1711
Heat Flow (kJ/h)	-1.794e+010	-7.356e+009	-3.663e+009	-1.908e+009	-1.838e+009
Name	8	9	11	12	13
Vapour Fraction	0.0000	0.1380	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-30.00	-31.00 *	-12.86	4.946	8.000
Pressure (kPa)	4830	1342	1342	2529	2529
Molar Flow (kgmole/h)	1.422e+004 *	2.994e+004	2.994e+004	1.810e+004	4.416e+004
Mass Flow (kg/h)	6.257e+005	1.318e+006	1.318e+006	7.967e+005	1.943e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	758.1	1597	1597	965.3	2355
Heat Flow (kJ/h)	-5.836e+009	-1.223e+010	-1.186e+010	-7.167e+009	-1.748e+010
Name	14	15	16	17	18
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	0.0458	0.8196
Temperature (C)	7.109	57.11	-30.00 *	-30.00	-30.00
Pressure (kPa)	2529	4830	7000	1640	5300
Molar Flow (kgmole/h)	6.226e+004	6.226e+004	4.628e+004	2.083e+004	2.515e+004
Mass Flow (kg/h)	2.740e+006	2.740e+006	8.000e+005	6.200e+005	5.500e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	3320	3320	2588	1711	1579
Heat Flow (kJ/h)	-2.464e+010	-2.456e+010	-3.718e+009	-2.079e+009	-1.963e+009
Name	19	3	10	20	21
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.3986	1.0000	0.0000
Temperature (C)	8.000	-50.00	-50.00	-50.00 *	-10.00
Pressure (kPa)	4830	1640	5300	7000	4830
Molar Flow (kgmole/h)	1.810e+004 *	2.083e+004	2.515e+004	4.628e+004	2.994e+004 *
Mass Flow (kg/h)	7.967e+005	6.200e+005	5.500e+005	8.000e+005	1.318e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	965.3	1711	1579	2588	1597
Heat Flow (kJ/h)	-7.356e+009	-2.123e+009	-2.042e+009	-3.797e+009	-1.223e+010
Name	24	25	26	28	29
Vapour Fraction	0.1110	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-51.00 *	-33.03	-6.174	14.37	38.35
Pressure (kPa)	632.2	632.2	1342	1342	2529
Molar Flow (kgmole/h)	1.422e+004	1.422e+004	4.416e+004	1.422e+004	4.416e+004
Mass Flow (kg/h)	6.257e+005	6.257e+005	1.943e+006	6.257e+005	1.943e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	758.1	758.1	2355	758.1	2355
Heat Flow (kJ/h)	-5.837e+009	-5.635e+009	-1.747e+010	-5.613e+009	-1.741e+010
Name	30	22	23	27	31
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000 *
Temperature (C)	-10.00	-31.72	-11.77	8.000	13.00
Pressure (kPa)	4830	1320 *	2502 *	1342	4830
Molar Flow (kgmole/h)	1.422e+004	1.422e+004	2.994e+004	1.422e+004	6.226e+004
Mass Flow (kg/h)	6.257e+005	6.257e+005	1.318e+006	6.257e+005	2.740e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	758.1	758.1	1597	758.1	3320
Heat Flow (kJ/h)	-5.808e+009	-5.837e+009	-1.223e+010	-5.617e+009	-2.525e+010



NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5kl\Projekt\Hysys\1\_7\4 3P CO2 SC IC EXP\_liq.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:03:52 2003

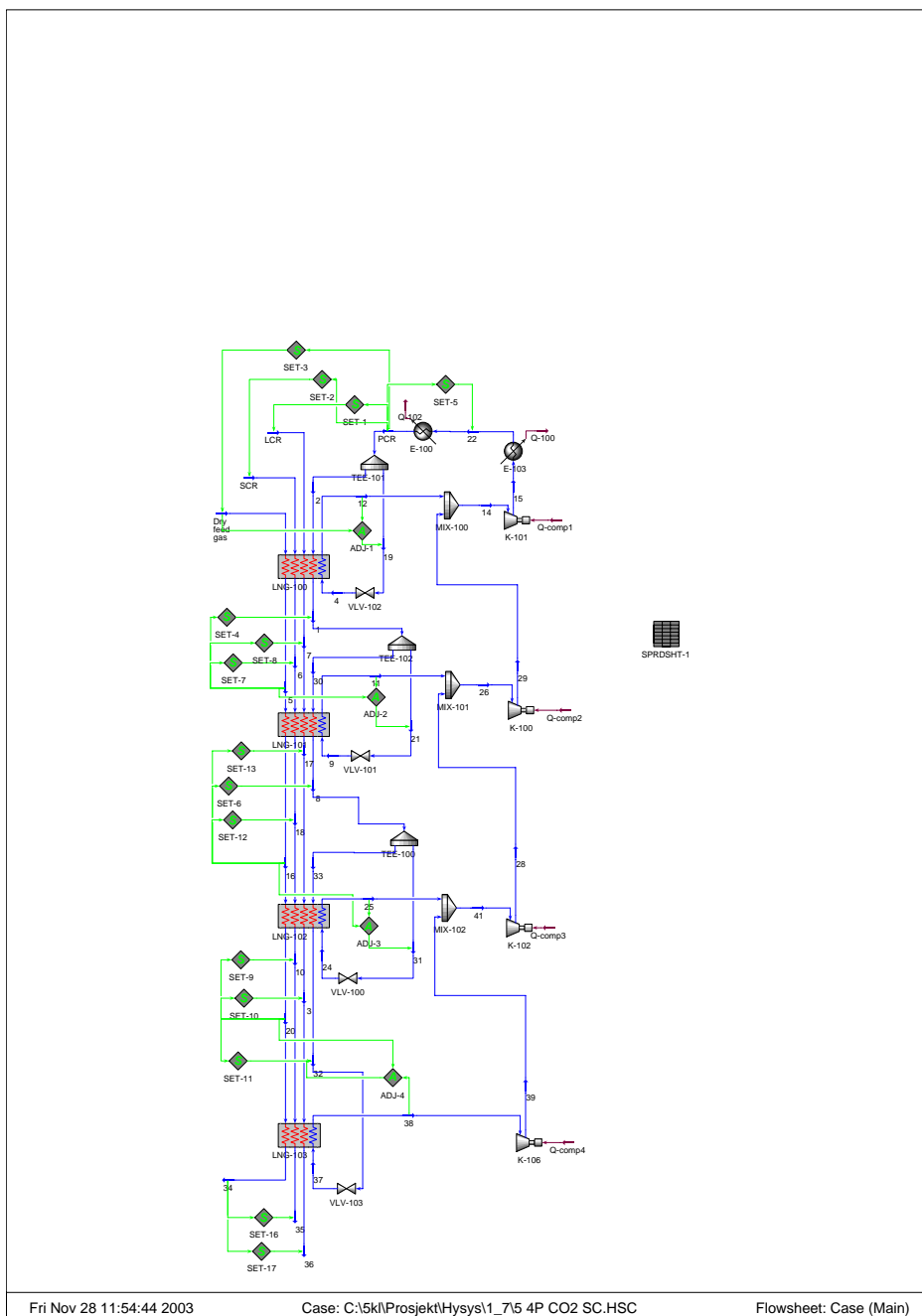
## Workbook: Case (Main)

### Energy Streams

Name	Q-comp2	Q-comp1	Q-102	Q-comp3	Q-105
Heat Flow (kJ/h)	5.919e+007	8.168e+007	5.012e+007	2.160e+007	6.305e+007
Name	Q-exp2	Q-exp3	Q-100	Q-101	
Heat Flow (kJ/h)	3.051e+006	1.955e+006	3.804e+006	6.873e+008	

B.2.5 Modell nr 5: 4P CO2 SC

Firetrykks CO<sub>2</sub>-krets med underkjøling.





NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name:	M:\5kl\Projekt\Hysys\1_7\5 4P CO2 SC.HSC
Unit Set:	SI
Date/Time:	Mon Dec 01 11:04:57 2003

## Workbook: Case (Main)

### Material Streams

Name	Dry feed gas	PCR	LCR	SCR	1
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	8.000	8.000 *	8.000	8.000	-7.000
Pressure (kPa)	7000 *	4830	1640 *	5300 *	4830
Molar Flow (kgmole/h)	4.628e+004	6.384e+004	2.083e+004	2.515e+004	4.775e+004
Mass Flow (kg/h)	8.000e+005 *	2.809e+006	6.200e+005 *	5.500e+005 *	2.101e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	2588	3404	1711	1579	2546
Heat Flow (kJ/h)	-3.619e+009	-2.594e+010	-1.815e+009	-1.881e+009	-1.949e+010
Name	2	4	5	6	7
Vapour Fraction	0.0000	0.1633	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	8.000	-8.000 *	-7.000 *	-7.000	-7.000
Pressure (kPa)	4830	2759	7000	5300	1640
Molar Flow (kgmole/h)	4.775e+004	1.609e+004	4.628e+004	2.515e+004	2.083e+004
Mass Flow (kg/h)	2.101e+006	7.080e+005	8.000e+005	5.500e+005	6.200e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	2546	857.9	2588	1579	1711
Heat Flow (kJ/h)	-1.940e+010	-6.537e+009	-3.655e+009	-1.903e+009	-1.834e+009
Name	8	9	11	12	14
Vapour Fraction	0.0000	0.1198	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-22.00	-23.00 *	-10.00	4.940	27.02
Pressure (kPa)	4830	1750	1750	2759	2759
Molar Flow (kgmole/h)	2.373e+004	2.402e+004	2.402e+004	1.609e+004	6.384e+004
Mass Flow (kg/h)	1.044e+006	1.057e+006	1.057e+006	7.080e+005	2.809e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	1265	1281	1281	857.9	3404
Heat Flow (kJ/h)	-9.724e+009	-9.803e+009	-9.513e+009	-6.372e+009	-2.521e+010
Name	15	16	17	18	19
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.2461	1.0000	0.0000
Temperature (C)	71.41	-22.00 *	-22.00	-22.00	8.000
Pressure (kPa)	4830	7000	1640	5300	4830
Molar Flow (kgmole/h)	6.384e+004	4.628e+004	2.083e+004	2.515e+004	1.609e+004 *
Mass Flow (kg/h)	2.809e+006	8.000e+005	6.200e+005	5.500e+005	7.080e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	3404	2588	1711	1579	857.9
Heat Flow (kJ/h)	-2.514e+010	-3.694e+009	-2.024e+009	-1.928e+009	-6.537e+009
Name	3	10	20	21	24
Vapour Fraction	0.0000	0.6633	1.0000	0.0000	0.1007
Temperature (C)	-37.00	-37.00	-37.00 *	-7.000	-38.00 *
Pressure (kPa)	1640	5300	7000	4830	1047
Molar Flow (kgmole/h)	2.083e+004	2.515e+004	4.628e+004	2.402e+004 *	1.481e+004
Mass Flow (kg/h)	6.200e+005	5.500e+005	8.000e+005	1.057e+006	6.517e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	1711	1579	2588	1281	789.7
Heat Flow (kJ/h)	-2.100e+009	-1.993e+009	-3.741e+009	-9.803e+009	-6.068e+009
Name	25	26	28	29	30
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	-25.27	2.068	14.48	34.76	-7.000
Pressure (kPa)	1047	1750	1750	2759	4830
Molar Flow (kgmole/h)	1.481e+004	4.775e+004	2.373e+004	4.775e+004	2.373e+004
Mass Flow (kg/h)	6.517e+005	2.101e+006	1.044e+006	2.101e+006	1.044e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	789.7	2546	1265	2546	1265
Heat Flow (kJ/h)	-5.869e+009	-1.889e+010	-9.375e+009	-1.884e+010	-9.688e+009
Name	31	32	33	34	35
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.3986
Temperature (C)	-22.00	-37.00	-22.00	-50.00 *	-50.00
Pressure (kPa)	4830	4830	4830	7000	5300
Molar Flow (kgmole/h)	1.481e+004 *	8923 *	8923	4.628e+004	2.515e+004
Mass Flow (kg/h)	6.517e+005	3.927e+005	3.927e+005	8.000e+005	5.500e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	789.7	475.8	475.8	2588	1579
Heat Flow (kJ/h)	-6.068e+009	-3.668e+009	-3.656e+009	-3.797e+009	-2.042e+009



NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5kl\Projekt\Hysys\1\_7\5 4P CO2 SC.HSC

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:05:12 2003

## Workbook: Case (Main)

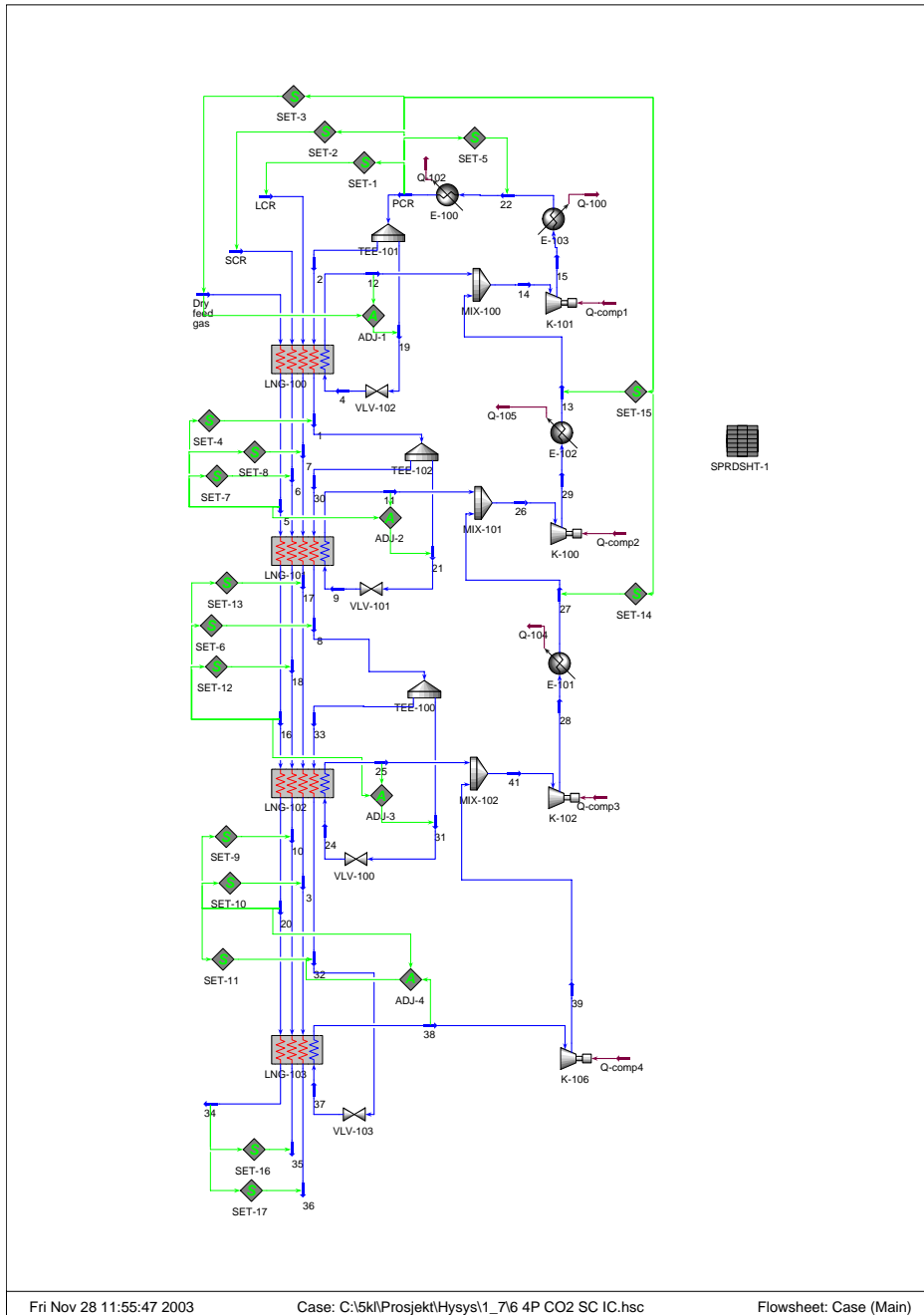
### Energy Streams

Name	Q-comp2	Q-comp1	Q-102	Q-comp3	Q-comp4
Heat Flow (kJ/h)	4.526e+007	7.949e+007	5.139e+007	2.450e+007	8.529e+006
Name	Q-100				
Heat Flow (kJ/h)	7.532e+008				



### B.2.6 Modell nr 6: 4P CO2 SC IC

Firetrykks CO<sub>2</sub>-krets med underkjøling og mellomkjøling.





NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5kl\Projekt\Hysys\1\_7\6 4P CO2 SC IC.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:06:41 2003

## Workbook: Case (Main)

### Material Streams

Name	Dry feed gas	PCR	LCR	SCR	1
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	8.000	8.000 *	8.000	8.000	-7.000
Pressure (kPa)	7000 *	4830	1640 *	5300 *	4830
Molar Flow (kgmole/h)	4.628e+004	6.384e+004	2.083e+004	2.515e+004	4.775e+004
Mass Flow (kg/h)	8.000e+005 *	2.809e+006	6.200e+005 *	5.500e+005 *	2.101e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	2588	3404	1711	1579	2546
Heat Flow (kJ/h)	-3.619e+009	-2.594e+010	-1.815e+009	-1.881e+009	-1.949e+010
Name	2	4	5	6	7
Vapour Fraction	0.0000	0.1633	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	8.000	-8.000 *	-7.000 *	-7.000	-7.000
Pressure (kPa)	4830	2759	7000	5300	1640
Molar Flow (kgmole/h)	4.775e+004	1.609e+004	4.628e+004	2.515e+004	2.083e+004
Mass Flow (kg/h)	2.101e+006	7.080e+005	8.000e+005	5.500e+005	6.200e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	2546	857.9	2588	1579	1711
Heat Flow (kJ/h)	-1.940e+010	-6.537e+009	-3.655e+009	-1.903e+009	-1.834e+009
Name	8	9	11	12	13
Vapour Fraction	0.0000	0.1198	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-22.00	-23.00 *	-10.00	4.940	8.000
Pressure (kPa)	4830	1750	1750	2759	2759
Molar Flow (kgmole/h)	2.373e+004	2.402e+004	2.402e+004	1.609e+004	4.775e+004
Mass Flow (kg/h)	1.044e+006	1.057e+006	1.057e+006	7.080e+005	2.101e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	1265	1281	1281	857.9	2546
Heat Flow (kJ/h)	-9.724e+009	-9.803e+009	-9.513e+009	-6.372e+009	-1.890e+010
Name	14	15	16	17	18
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	0.2461	1.0000
Temperature (C)	7.225	50.61	-22.00 *	-22.00	-22.00
Pressure (kPa)	2759	4830	7000	1640	5300
Molar Flow (kgmole/h)	6.384e+004	6.384e+004	4.628e+004	2.083e+004	2.515e+004
Mass Flow (kg/h)	2.809e+006	2.809e+006	8.000e+005	6.200e+005	5.500e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	3404	3404	2588	1711	1579
Heat Flow (kJ/h)	-2.528e+010	-2.521e+010	-3.694e+009	-2.024e+009	-1.928e+009
Name	19	3	10	20	21
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.6633	1.0000	0.0000
Temperature (C)	8.000	-37.00	-37.00	-37.00 *	-7.000
Pressure (kPa)	4830	1640	5300	7000	4830
Molar Flow (kgmole/h)	1.609e+004 *	2.083e+004	2.515e+004	4.628e+004	2.402e+004 *
Mass Flow (kg/h)	7.080e+005	6.200e+005	5.500e+005	8.000e+005	1.057e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	857.9	1711	1579	2588	1281
Heat Flow (kJ/h)	-6.537e+009	-2.100e+009	-1.993e+009	-3.741e+009	-9.803e+009
Name	24	25	26	27	28
Vapour Fraction	0.1007	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-38.00 *	-25.27	-1.114	8.000	14.48
Pressure (kPa)	1047	1047	1750	1750	1750
Molar Flow (kgmole/h)	1.481e+004	1.481e+004	4.775e+004	2.373e+004	2.373e+004
Mass Flow (kg/h)	6.517e+005	6.517e+005	2.101e+006	1.044e+006	1.044e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	789.7	789.7	2546	1265	1265
Heat Flow (kJ/h)	-6.068e+009	-5.869e+009	-1.889e+010	-9.382e+009	-9.375e+009
Name	29	30	31	32	33
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	31.42	-7.000	-22.00	-37.00	-22.00
Pressure (kPa)	2759	4830	4830	4830	4830
Molar Flow (kgmole/h)	4.775e+004	2.373e+004	1.481e+004 *	8923 *	8923
Mass Flow (kg/h)	2.101e+006	1.044e+006	6.517e+005	3.927e+005	3.927e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	2546	1265	789.7	475.8	475.8
Heat Flow (kJ/h)	-1.885e+010	-9.688e+009	-6.068e+009	-3.668e+009	-3.656e+009



NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5kl\Projekt\Hysys\1\_7\6 4P CO2 SC IC.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:06:25 2003

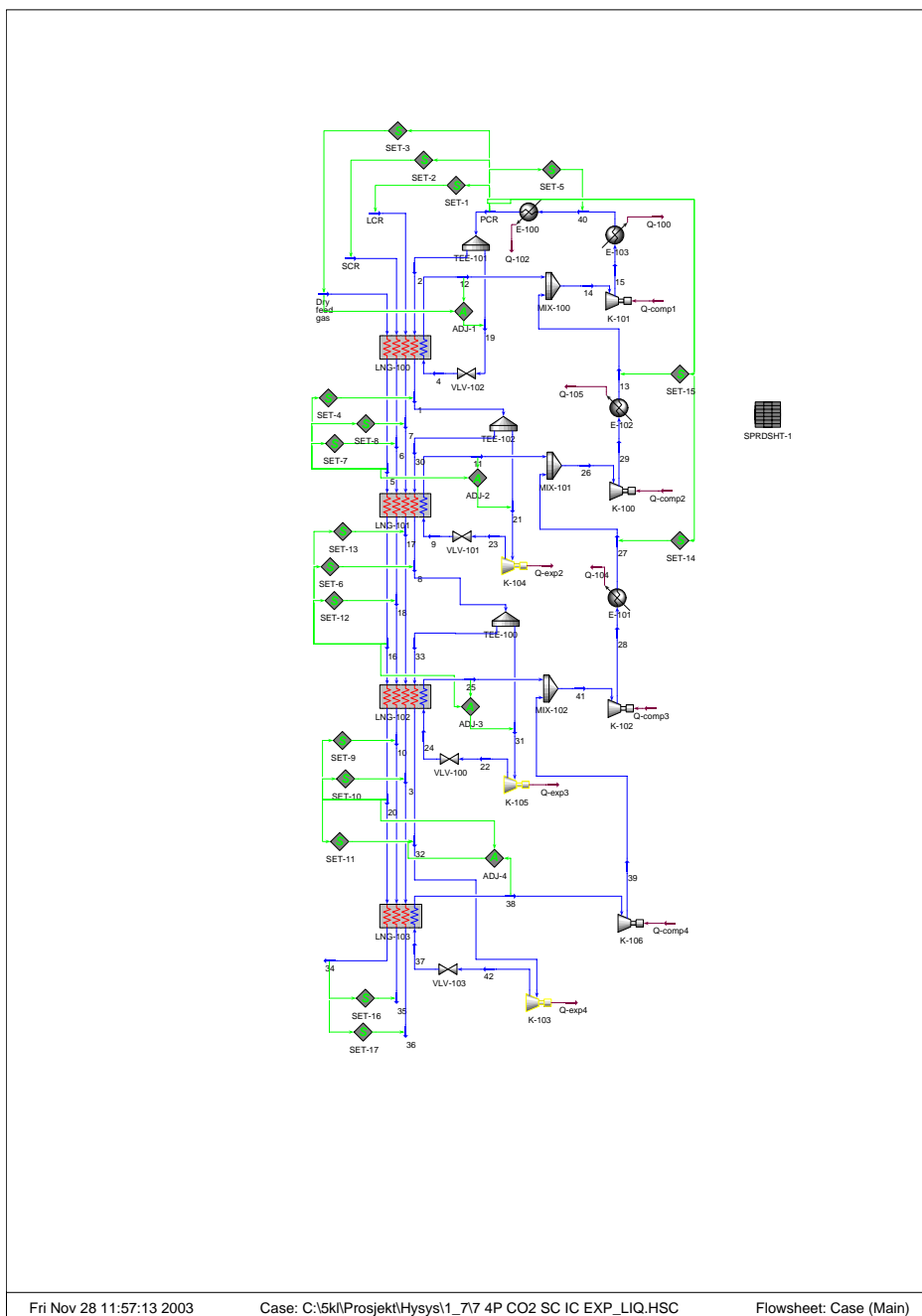
## Workbook: Case (Main)

### Energy Streams

Name	Q-comp2	Q-comp1	Q-102	Q-comp3	Q-104
Heat Flow (kJ/h)	4.446e+007	7.010e+007	5.139e+007	2.450e+007	6.734e+006
Name	Q-105	Q-comp4	Q-100		
Heat Flow (kJ/h)	5.453e+007	8.529e+006	6.818e+008		

B.2.7 Modell nr 7: 4P CO2 SC IC EXPliq

Firetrykks CO<sub>2</sub>-krets med underkjøling, mellomkjøling og væskeekspondere.





NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5kl\Projekt\Hysys\1\_7\7 4P CO2 SC IC EXP\_LIQ.HSC

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:07:30 2003

## Workbook: Case (Main)

### Material Streams

Name	Dry feed gas	PCR	LCR	SCR	1
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	8.000	8.000 *	8.000	8.000	-7.000
Pressure (kPa)	7000 *	4830	1640 *	5300 *	4830
Molar Flow (kgmole/h)	4.628e+004	6.330e+004	2.083e+004	2.515e+004	4.729e+004
Mass Flow (kg/h)	8.000e+005 *	2.786e+006	6.200e+005 *	5.500e+005 *	2.081e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	2588	3375	1711	1579	2522
Heat Flow (kJ/h)	-3.619e+009	-2.572e+010	-1.815e+009	-1.881e+009	-1.931e+010
Name	2	4	5	6	7
Vapour Fraction	0.0000	0.1633	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	8.000	-8.000 *	-7.000 *	-7.000	-7.000
Pressure (kPa)	4830	2759	7000	5300	1640
Molar Flow (kgmole/h)	4.729e+004	1.601e+004	4.628e+004	2.515e+004	2.083e+004
Mass Flow (kg/h)	2.081e+006	7.044e+005	8.000e+005	5.500e+005	6.200e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	2522	853.5	2588	1579	1711
Heat Flow (kJ/h)	-1.922e+010	-6.504e+009	-3.655e+009	-1.903e+009	-1.834e+009
Name	8	9	11	12	13
Vapour Fraction	0.0000	0.1127	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-22.00	-23.00 *	-10.03	4.943	8.000
Pressure (kPa)	4830	1750	1750	2759	2759
Molar Flow (kgmole/h)	2.349e+004	2.380e+004	2.380e+004	1.601e+004	4.729e+004
Mass Flow (kg/h)	1.034e+006	1.048e+006	1.048e+006	7.044e+005	2.081e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	1253	1269	1269	853.5	2522
Heat Flow (kJ/h)	-9.624e+009	-9.719e+009	-9.429e+009	-6.339e+009	-1.872e+010
Name	14	15	16	17	18
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	0.2461	1.0000
Temperature (C)	7.223	50.61	-22.00 *	-22.00	-22.00
Pressure (kPa)	2759	4830	7000	1640	5300
Molar Flow (kgmole/h)	6.330e+004	6.330e+004	4.628e+004	2.083e+004	2.515e+004
Mass Flow (kg/h)	2.786e+006	2.786e+006	8.000e+005	6.200e+005	5.500e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	3375	3375	2588	1711	1579
Heat Flow (kJ/h)	-2.506e+010	-2.499e+010	-3.694e+009	-2.024e+009	-1.928e+009
Name	19	3	10	20	21
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.6633	1.0000	0.0000
Temperature (C)	8.000	-37.00	-37.00	-37.00 *	-7.000
Pressure (kPa)	4830	1640	5300	7000	4830
Molar Flow (kgmole/h)	1.601e+004 *	2.083e+004	2.515e+004	4.628e+004	2.380e+004 *
Mass Flow (kg/h)	7.044e+005	6.200e+005	5.500e+005	8.000e+005	1.048e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	853.5	1711	1579	2588	1269
Heat Flow (kJ/h)	-6.504e+009	-2.100e+009	-1.993e+009	-3.741e+009	-9.717e+009
Name	24	25	26	27	28
Vapour Fraction	0.0919	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-38.00 *	-25.09	-1.136	8.000	14.59
Pressure (kPa)	1047	1047	1750	1750	1750
Molar Flow (kgmole/h)	1.465e+004	1.465e+004	4.729e+004	2.349e+004	2.349e+004
Mass Flow (kg/h)	6.449e+005	6.449e+005	2.081e+006	1.034e+006	1.034e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	781.4	781.4	2522	1253	1253
Heat Flow (kJ/h)	-6.006e+009	-5.807e+009	-1.871e+010	-9.286e+009	-9.279e+009
Name	29	30	22	23	31
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	31.39	-7.000	-23.79	-8.711	-22.00
Pressure (kPa)	2759	4830	1723 *	2749 *	4830
Molar Flow (kgmole/h)	4.729e+004	2.349e+004	1.465e+004	2.380e+004	1.465e+004 *
Mass Flow (kg/h)	2.081e+006	1.034e+006	6.449e+005	1.048e+006	6.449e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	2522	1253	781.4	1269	781.4
Heat Flow (kJ/h)	-1.867e+010	-9.589e+009	-6.006e+009	-9.719e+009	-6.004e+009



NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5kl\Projekt\Hysys\1\_7\7 4P CO2 SC IC EXP\_LIQ.HSC

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:07:51 2003

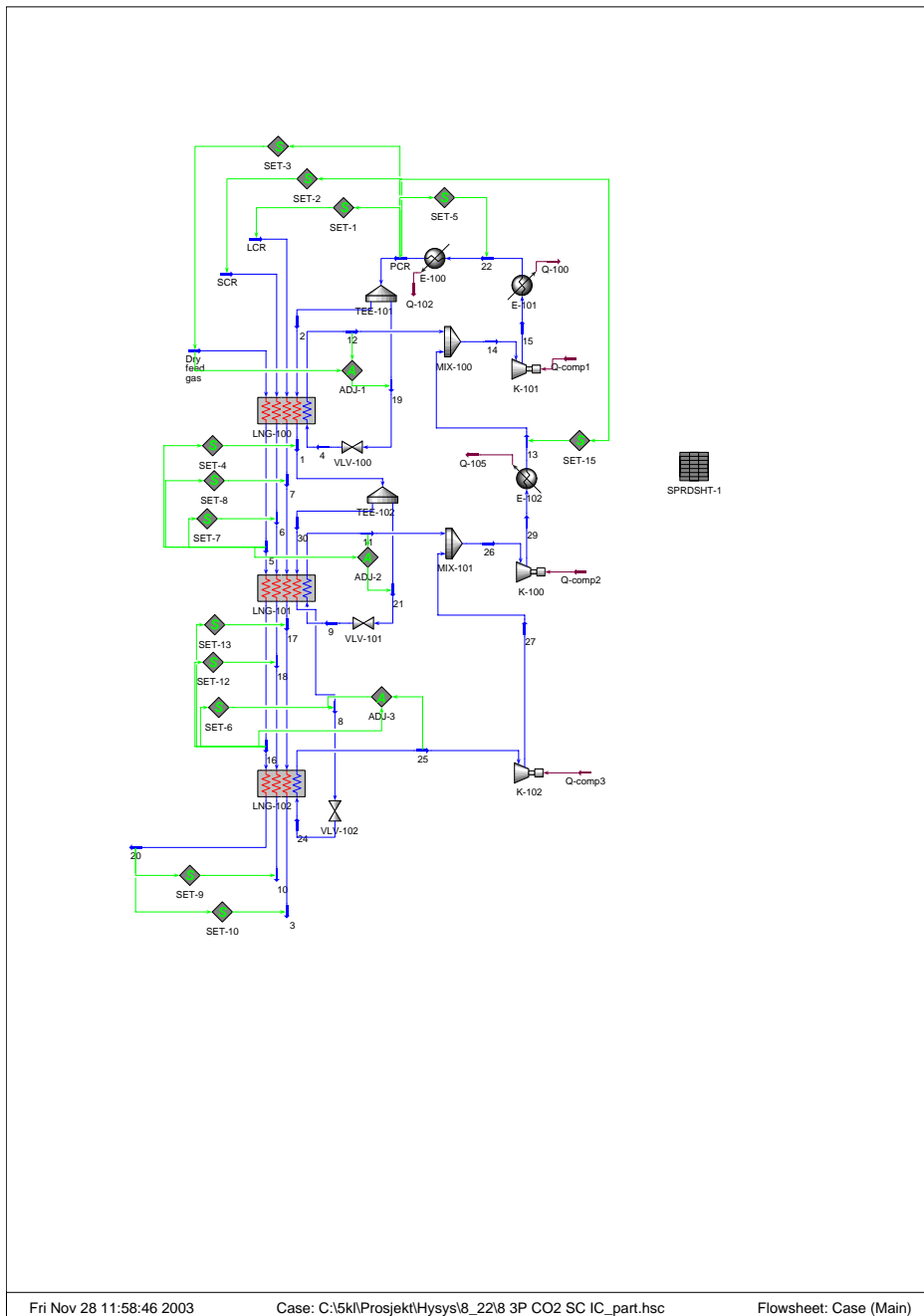
## Workbook: Case (Main)

### Energy Streams

Name	Q-comp2	Q-comp1	Q-102	Q-comp3	Q-104
Heat Flow (kJ/h)	4.403e+007	6.951e+007	5.095e+007	2.426e+007	6.780e+006
Name	Q-105	Q-exp2	Q-exp3	Q-comp4	Q-exp4
Heat Flow (kJ/h)	5.396e+007	2.215e+006	1.857e+006	8.445e+006	1.276e+006
Name	Q-100				
Heat Flow (kJ/h)	6.760e+008				

B.2.8 Modell nr 8: 3P CO2 SC ICpart

Tretrykks CO<sub>2</sub>-krets med intern underkjøling og mellomkjøling i de to øverste trinn.





NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5kl\Projekt\Hysys\8\_22\8 3P CO2 SC IC\_part.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:09:58 2003

## Workbook: Case (Main)

### Material Streams

Name	Dry feed gas	PCR	LCR	SCR	1
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	8.000	8.000 *	8.000	8.000	-10.00
Pressure (kPa)	7000 *	4830	1640 *	5300 *	4830
Molar Flow (kgmole/h)	4.628e+004	6.277e+004	2.083e+004	2.515e+004	4.461e+004
Mass Flow (kg/h)	8.000e+005 *	2.763e+006	6.200e+005 *	5.500e+005 *	1.963e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	2588	3347	1711	1579	2379
Heat Flow (kJ/h)	-3.619e+009	-2.551e+010	-1.815e+009	-1.881e+009	-1.823e+010
Name	2	4	5	6	7
Vapour Fraction	0.0000	0.1861	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	8.000	-11.00 *	-10.00 *	-10.00	-10.00
Pressure (kPa)	4830	2529	7000	5300	1640
Molar Flow (kgmole/h)	4.461e+004	1.816e+004	4.628e+004	2.515e+004	2.083e+004
Mass Flow (kg/h)	1.963e+006	7.992e+005	8.000e+005	5.500e+005	6.200e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	2379	968.4	2588	1579	1711
Heat Flow (kJ/h)	-1.813e+010	-7.379e+009	-3.663e+009	-1.908e+009	-1.838e+009
Name	8	9	11	12	13
Vapour Fraction	0.0000	0.1454	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-30.00	-31.00 *	-13.31	5.378	8.000
Pressure (kPa)	4830	1342	1342	2529	2529
Molar Flow (kgmole/h)	1.436e+004 *	3.025e+004	3.025e+004	1.816e+004	4.461e+004
Mass Flow (kg/h)	6.320e+005	1.331e+006	1.331e+006	7.992e+005	1.963e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	765.8	1613	1613	968.4	2379
Heat Flow (kJ/h)	-5.895e+009	-1.236e+010	-1.198e+010	-7.190e+009	-1.766e+010
Name	14	15	16	17	18
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	0.0458	0.8196
Temperature (C)	7.239	57.25	-30.00 *	-30.00	-30.00
Pressure (kPa)	2529	4830	7000	1640	5300
Molar Flow (kgmole/h)	6.277e+004	6.277e+004	4.628e+004	2.083e+004	2.515e+004
Mass Flow (kg/h)	2.763e+006	2.763e+006	8.000e+005	6.200e+005	5.500e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	3347	3347	2588	1711	1579
Heat Flow (kJ/h)	-2.485e+010	-2.476e+010	-3.718e+009	-2.079e+009	-1.963e+009
Name	19	3	10	20	21
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.3986	1.0000	0.0000
Temperature (C)	8.000	-50.00	-50.00	-50.00 *	-10.00
Pressure (kPa)	4830	1640	5300	7000	4830
Molar Flow (kgmole/h)	1.816e+004 *	2.083e+004	2.515e+004	4.628e+004	3.025e+004 *
Mass Flow (kg/h)	7.992e+005	6.200e+005	5.500e+005	8.000e+005	1.331e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	968.4	1711	1579	2588	1613
Heat Flow (kJ/h)	-7.379e+009	-2.123e+009	-2.042e+009	-3.797e+009	-1.236e+010
Name	24	25	26	27	29
Vapour Fraction	0.1200	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-51.00 *	-33.17	-4.501	14.22	40.15
Pressure (kPa)	632.2	632.2	1342	1342	2529
Molar Flow (kgmole/h)	1.436e+004	1.436e+004	4.461e+004	1.436e+004	4.461e+004
Mass Flow (kg/h)	6.320e+005	6.320e+005	1.963e+006	6.320e+005	1.963e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	765.8	765.8	2379	765.8	2379
Heat Flow (kJ/h)	-5.895e+009	-5.692e+009	-1.765e+010	-5.670e+009	-1.759e+010
Name	30	22			
Vapour Fraction	0.0000	0.0000 *			
Temperature (C)	-10.00	13.00			
Pressure (kPa)	4830	4830			
Molar Flow (kgmole/h)	1.436e+004	6.277e+004			
Mass Flow (kg/h)	6.320e+005	2.763e+006			
Liquid Volume Flow (m3/h)	765.8	3347			
Heat Flow (kJ/h)	-5.867e+009	-2.546e+010			





NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5kl\Projekt\Hysys\8\_22\8 3P CO2 SC IC\_part.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:10:20 2003

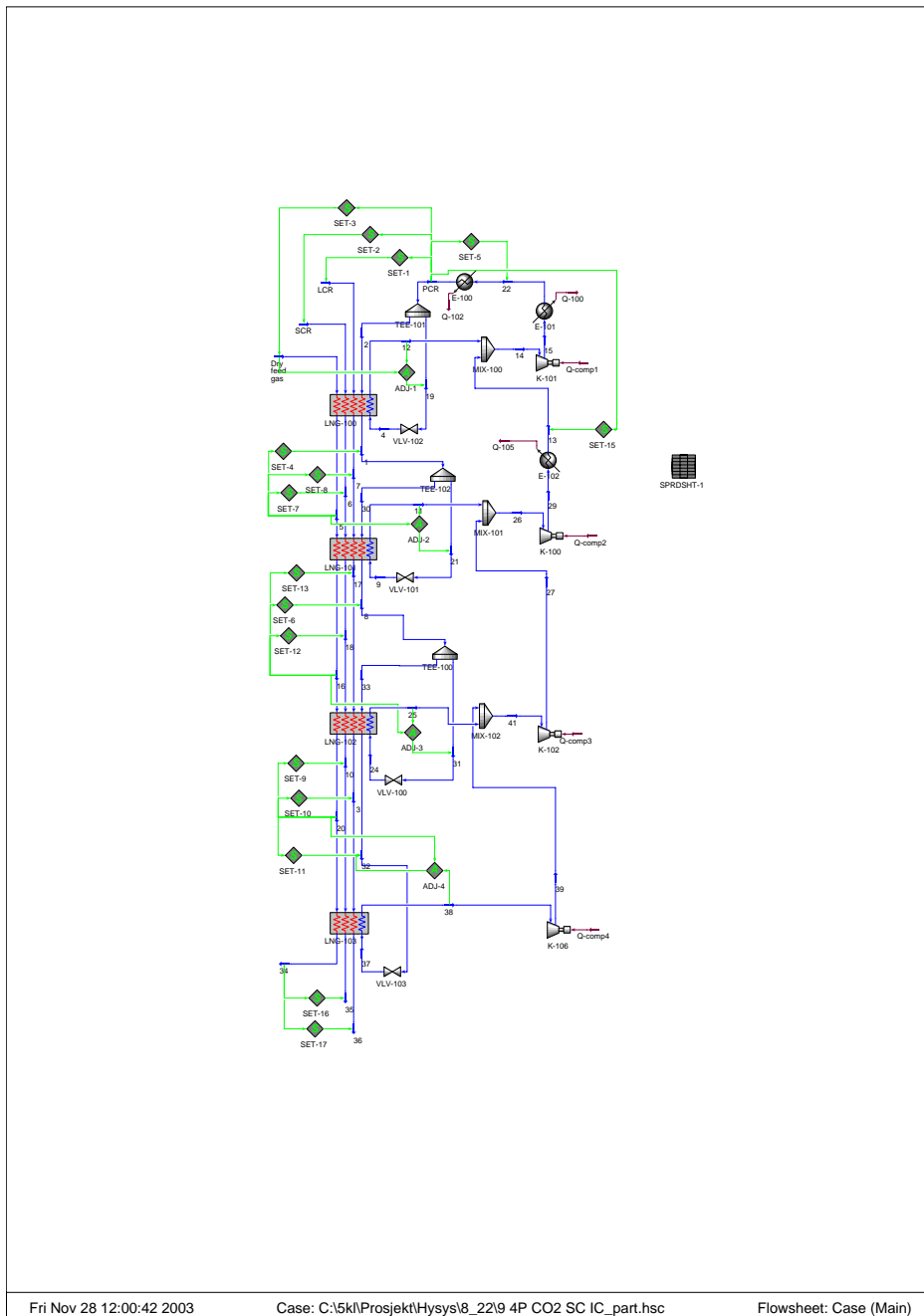
## Workbook: Case (Main)

### Energy Streams

Name	Q-comp2	Q-comp1	Q-102	Q-comp3	Q-105
Heat Flow (kJ/h)	6.033e+007	8.243e+007	5.053e+007	2.180e+007	6.739e+007
Name	Q-100				
Heat Flow (kJ/h)	6.934e+008				

**B.2.9 Modell nr 9: 4P CO2 SC ICpart**

Firetrykks CO<sub>2</sub>-krets med intern underkjøling og mellomkjøling i de to øverste trinn.





NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5kl\Projekt\Hysys\8\_22\9 4P CO2 SC IC\_part.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:12:17 2003

## Workbook: Case (Main)

### Material Streams

Name	Dry feed gas	PCR	LCR	SCR	1
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	8.000	8.000 *	8.000	8.000	-7.000
Pressure (kPa)	7000 *	4830	1640 *	5300 *	4830
Molar Flow (kgmole/h)	4.628e+004	6.384e+004	2.083e+004	2.515e+004	4.775e+004
Mass Flow (kg/h)	8.000e+005 *	2.809e+006	6.200e+005 *	5.500e+005 *	2.101e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	2588	3404	1711	1579	2546
Heat Flow (kJ/h)	-3.619e+009	-2.594e+010	-1.815e+009	-1.881e+009	-1.949e+010
Name	2	4	5	6	7
Vapour Fraction	0.0000	0.1633	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	8.000	-8.000 *	-7.000 *	-7.000	-7.000
Pressure (kPa)	4830	2759	7000	5300	1640
Molar Flow (kgmole/h)	4.775e+004	1.609e+004	4.628e+004	2.515e+004	2.083e+004
Mass Flow (kg/h)	2.101e+006	7.080e+005	8.000e+005	5.500e+005	6.200e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	2546	857.9	2588	1579	1711
Heat Flow (kJ/h)	-1.940e+010	-6.537e+009	-3.655e+009	-1.903e+009	-1.834e+009
Name	8	9	11	12	13
Vapour Fraction	0.0000	0.1198	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-22.00	-23.00 *	-10.00	4.940	8.000
Pressure (kPa)	4830	1750	1750	2759	2759
Molar Flow (kgmole/h)	2.373e+004	2.402e+004	2.402e+004	1.609e+004	4.775e+004
Mass Flow (kg/h)	1.044e+006	1.057e+006	1.057e+006	7.080e+005	2.101e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	1265	1281	1281	857.9	2546
Heat Flow (kJ/h)	-9.724e+009	-9.803e+009	-9.513e+009	-6.372e+009	-1.890e+010
Name	14	15	16	17	18
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	0.2461	1.0000
Temperature (C)	7.225	50.61	-22.00 *	-22.00	-22.00
Pressure (kPa)	2759	4830	7000	1640	5300
Molar Flow (kgmole/h)	6.384e+004	6.384e+004	4.628e+004	2.083e+004	2.515e+004
Mass Flow (kg/h)	2.809e+006	2.809e+006	8.000e+005	6.200e+005	5.500e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	3404	3404	2588	1711	1579
Heat Flow (kJ/h)	-2.528e+010	-2.521e+010	-3.694e+009	-2.024e+009	-1.928e+009
Name	19	3	10	20	21
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.6633	1.0000	0.0000
Temperature (C)	8.000	-37.00	-37.00	-37.00 *	-7.000
Pressure (kPa)	4830	1640	5300	7000	4830
Molar Flow (kgmole/h)	1.609e+004 *	2.083e+004	2.515e+004	4.628e+004	2.402e+004 *
Mass Flow (kg/h)	7.080e+005	6.200e+005	5.500e+005	8.000e+005	1.057e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	857.9	1711	1579	2588	1281
Heat Flow (kJ/h)	-6.537e+009	-2.100e+009	-1.993e+009	-3.741e+009	-9.803e+009
Name	24	25	26	27	29
Vapour Fraction	0.1007	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-38.00 *	-25.26	2.069	14.48	34.76
Pressure (kPa)	1047	1047	1750	1750	2759
Molar Flow (kgmole/h)	1.481e+004	1.481e+004	4.775e+004	2.373e+004	4.775e+004
Mass Flow (kg/h)	6.517e+005	6.517e+005	2.101e+006	1.044e+006	2.101e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	789.7	789.7	2546	1265	2546
Heat Flow (kJ/h)	-6.068e+009	-5.869e+009	-1.889e+010	-9.375e+009	-1.884e+010
Name	30	31	32	33	34
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature (C)	-7.000	-22.00	-37.00	-22.00	-50.00 *
Pressure (kPa)	4830	4830	4830	4830	7000
Molar Flow (kgmole/h)	2.373e+004	1.481e+004 *	8923 *	8923	4.628e+004
Mass Flow (kg/h)	1.044e+006	6.517e+005	3.927e+005	3.927e+005	8.000e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	1265	789.7	475.8	475.8	2588
Heat Flow (kJ/h)	-9.688e+009	-6.068e+009	-3.668e+009	-3.656e+009	-3.797e+009



NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name:	M:\5kl\Projekt\Hysys\8_22\9 4P CO2 SC IC_part.hsc
Unit Set:	SI
Date/Time:	Mon Dec 01 11:11:06 2003

## Workbook: Case (Main)

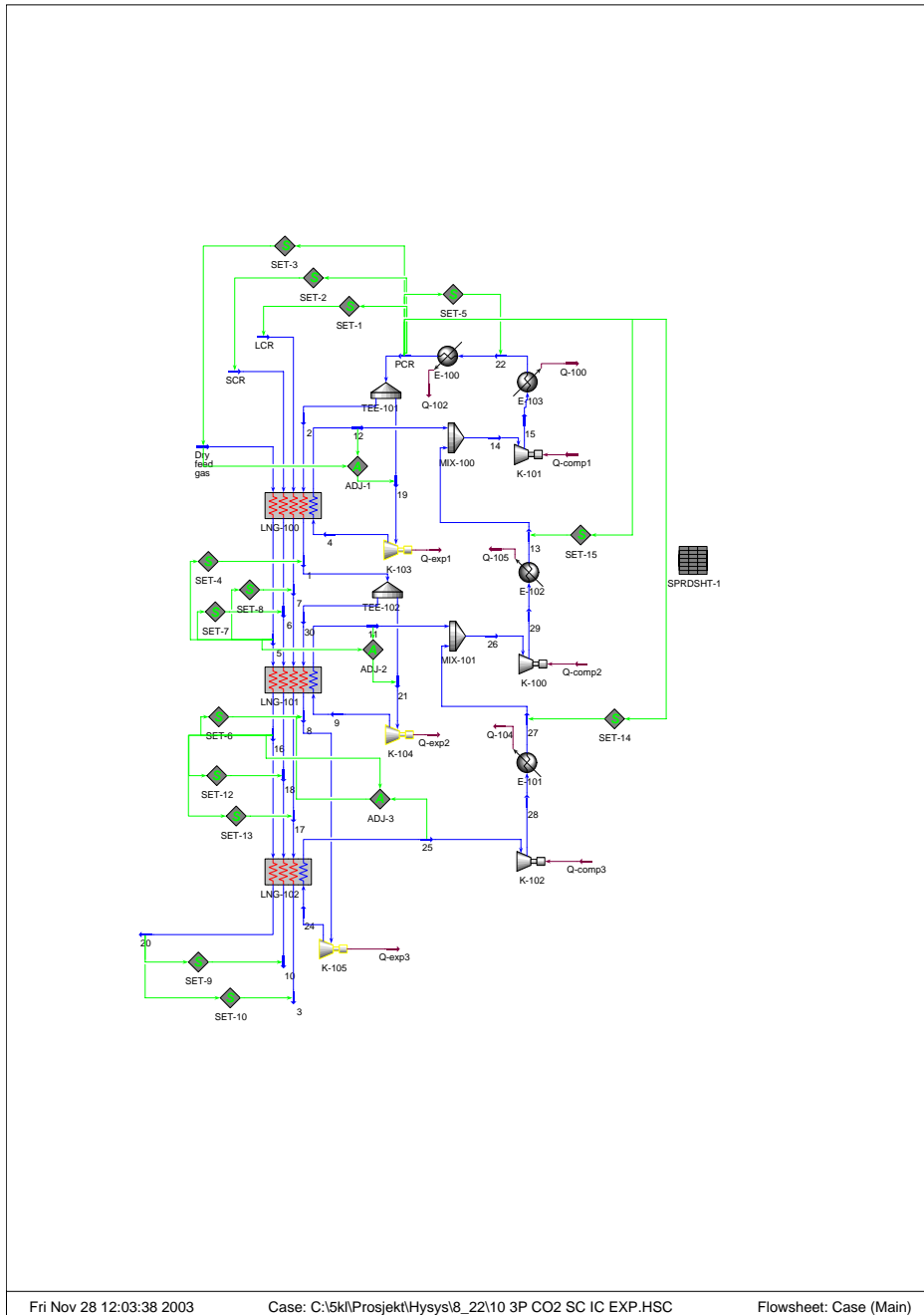
### Energy Streams

Name	Q-comp2	Q-comp1	Q-102	Q-comp3	Q-105
Heat Flow (kJ/h)	4.526e+007	7.010e+007	5.139e+007	2.450e+007	6.207e+007
Name	Q-comp4	Q-100			
Heat Flow (kJ/h)	8.529e+006	6.818e+008			

15					
16					
17					
18					
19					
20					
21					
22					
23					
24					
25					
26					
27					
28					
29					
30					
31					
32					
33					
34					
35					
36					
37					
38					
39					
40					
41					
42					
43					
44					
45					
46					
47					
48					
49					
50					
51					
52					
53					
54					
55					
56					
57					
58					
59					
60					
61					
62					
63					
64					
65					
66					
67					
68					
69					
70					
71					

**B.2.10 Modell nr 10: 3P CO2 SC IC EXP**

Tretrykks CO<sub>2</sub>-krets med intern underkjøling, mellomkjøling og turbiner istedenfor ventiler ved trykkavspenning.





NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5kl\Projekt\Hysys\8\_22\10 3P CO2 SC IC EXP.HSC

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:13:04 2003

## Workbook: Case (Main)

### Material Streams

Name	Dry feed gas	PCR	LCR	SCR	1
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	8.000	8.000 *	8.000	8.000	-10.00
Pressure (kPa)	7000 *	4830	1640 *	5300 *	4830
Molar Flow (kgmole/h)	4.628e+004	6.148e+004	2.083e+004	2.515e+004	4.377e+004
Mass Flow (kg/h)	8.000e+005 *	2.706e+006	6.200e+005 *	5.500e+005 *	1.926e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	2588	3278	1711	1579	2334
Heat Flow (kJ/h)	-3.619e+009	-2.498e+010	-1.815e+009	-1.881e+009	-1.788e+010
Name	2	4	5	6	7
Vapour Fraction	0.0000	0.1705	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	8.000	-11.00	-10.00 *	-10.00	-10.00
Pressure (kPa)	4830	2530 *	7000	5300	1640
Molar Flow (kgmole/h)	4.377e+004	1.771e+004	4.628e+004	2.515e+004	2.083e+004
Mass Flow (kg/h)	1.926e+006	7.794e+005	8.000e+005	5.500e+005	6.200e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	2334	944.3	2588	1579	1711
Heat Flow (kJ/h)	-1.779e+010	-7.199e+009	-3.663e+009	-1.908e+009	-1.838e+009
Name	8	9	11	12	13
Vapour Fraction	0.0000	0.1293	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-30.00	-31.00	-12.87	4.942	8.000
Pressure (kPa)	4830	1342 *	1342	2530	2530
Molar Flow (kgmole/h)	1.412e+004 *	2.965e+004	2.965e+004	1.771e+004	4.377e+004
Mass Flow (kg/h)	6.215e+005	1.305e+006	1.305e+006	7.794e+005	1.926e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	753.1	1581	1581	944.3	2334
Heat Flow (kJ/h)	-5.797e+009	-1.212e+010	-1.174e+010	-7.011e+009	-1.732e+010
Name	14	15	16	17	18
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	0.0458	0.8196
Temperature (C)	7.116	57.12	-30.00 *	-30.00	-30.00
Pressure (kPa)	2530	4830	7000	1640	5300
Molar Flow (kgmole/h)	6.148e+004	6.148e+004	4.628e+004	2.083e+004	2.515e+004
Mass Flow (kg/h)	2.706e+006	2.706e+006	8.000e+005	6.200e+005	5.500e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	3278	3278	2588	1711	1579
Heat Flow (kJ/h)	-2.433e+010	-2.425e+010	-3.718e+009	-2.079e+009	-1.963e+009
Name	19	3	10	20	21
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.3986	1.0000	0.0000
Temperature (C)	8.000	-50.00	-50.00	-50.00 *	-10.00
Pressure (kPa)	4830	1640	5300	7000	4830
Molar Flow (kgmole/h)	1.771e+004 *	2.083e+004	2.515e+004	4.628e+004	2.965e+004 *
Mass Flow (kg/h)	7.794e+005	6.200e+005	5.500e+005	8.000e+005	1.305e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	944.3	1711	1579	2588	1581
Heat Flow (kJ/h)	-7.196e+009	-2.123e+009	-2.042e+009	-3.797e+009	-1.211e+010
Name	24	25	26	27	28
Vapour Fraction	0.1047	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-51.00	-33.03	-6.170	8.000	14.37
Pressure (kPa)	632.2 *	632.2	1342	1342	1342
Molar Flow (kgmole/h)	1.412e+004	1.412e+004	4.377e+004	1.412e+004	1.412e+004
Mass Flow (kg/h)	6.215e+005	6.215e+005	1.926e+006	6.215e+005	6.215e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	753.1	753.1	2334	753.1	753.1
Heat Flow (kJ/h)	-5.800e+009	-5.597e+009	-1.732e+010	-5.580e+009	-5.576e+009
Name	29	30	22		
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000 *		
Temperature (C)	38.35	-10.00	13.00		
Pressure (kPa)	2530	4830	4830		
Molar Flow (kgmole/h)	4.377e+004	1.412e+004	6.148e+004		
Mass Flow (kg/h)	1.926e+006	6.215e+005	2.706e+006		
Liquid Volume Flow (m3/h)	2334	753.1	3278		
Heat Flow (kJ/h)	-1.726e+010	-5.769e+009	-2.493e+010		



NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5kl\Projekt\Hysys\8\_22\10 3P CO2 SC IC EXP.HSC

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:13:25 2003

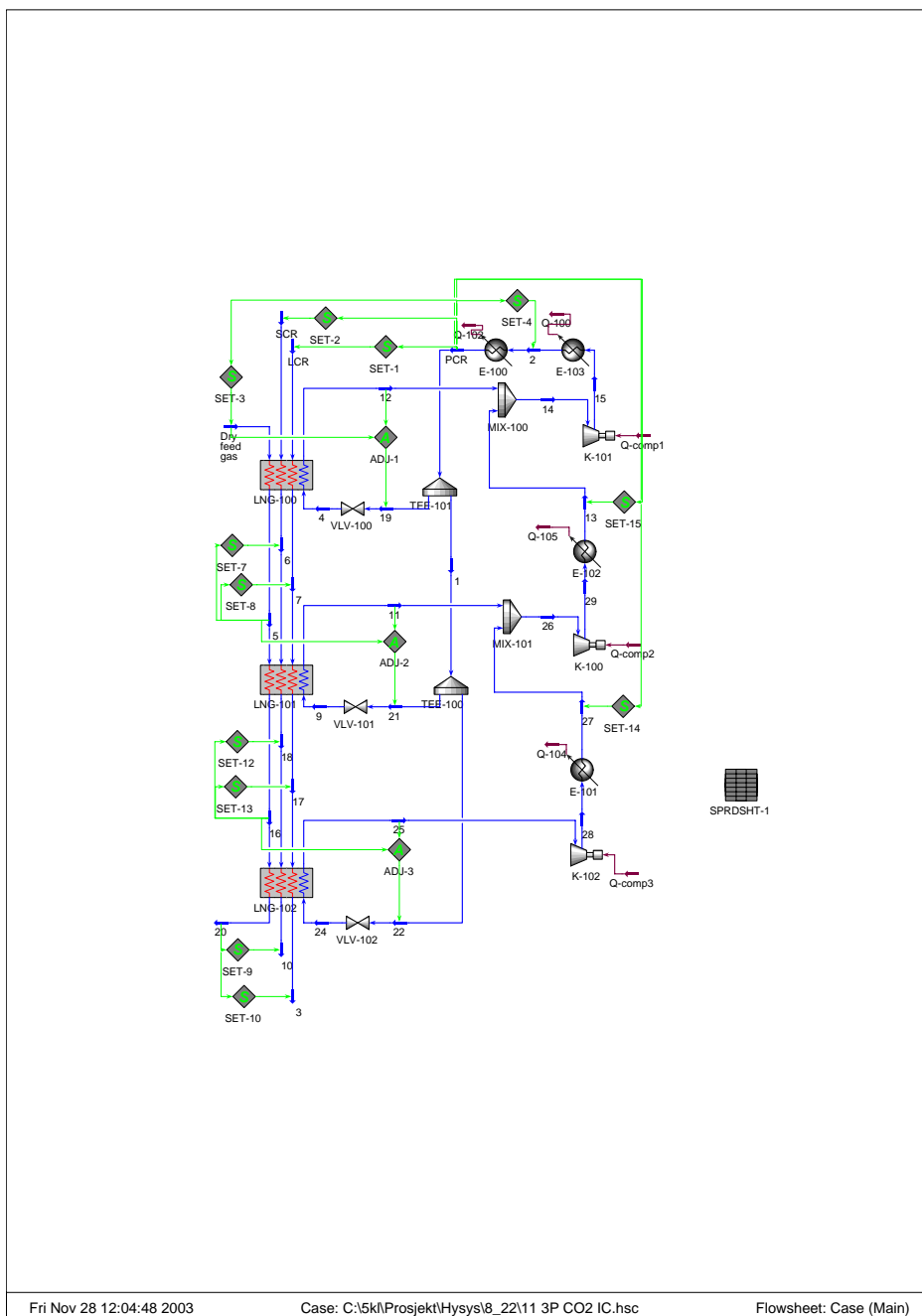
## Workbook: Case (Main)

### Energy Streams

Name	Q-comp2	Q-comp1	Q-102	Q-comp3	Q-104
Heat Flow (kJ/h)	5.867e+007	8.066e+007	4.949e+007	2.145e+007	3.780e+006
Name	Q-105	Q-exp1	Q-exp2	Q-exp3	Q-100
Heat Flow (kJ/h)	6.251e+007	3.255e+006	6.572e+006	3.289e+006	6.787e+008

**B.2.11 Modell nr 11: 3P CO2 IC**

Tretrykks CO<sub>2</sub>-krets med mellomkjøling, ingen intern underkjøling.







NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name:	M:\5kl\Projekt\Hysys\8_22\11 3P CO2 IC.hsc
Unit Set:	SI
Date/Time:	Mon Dec 01 11:14:33 2003

## Workbook: Case (Main)

### Material Streams

Name	Dry feed gas	PCR	LCR	SCR	1
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	8.000	8.000 *	8.000	8.000	8.000
Pressure (kPa)	7000 *	4830	1640 *	5300 *	4830
Molar Flow (kgmole/h)	4.628e+004	6.302e+004	2.083e+004	2.515e+004	5.415e+004
Mass Flow (kg/h)	8.000e+005 *	2.774e+006	6.200e+005 *	5.500e+005 *	2.383e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	2588	3361	1711	1579	2887
Heat Flow (kJ/h)	-3.619e+009	-2.561e+010	-1.815e+009	-1.881e+009	-2.200e+010
Name	4	5	6	7	9
Vapour Fraction	0.1861	1.0000	1.0000	1.0000	0.3036
Temperature (C)	-11.00 *	-10.00 *	-10.00	-10.00	-31.00 *
Pressure (kPa)	2529	7000	5300	1640	1342
Molar Flow (kgmole/h)	8876	4.628e+004	2.515e+004	2.083e+004	3.390e+004
Mass Flow (kg/h)	3.906e+005	8.000e+005	5.500e+005	6.200e+005	1.492e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	473.3	2588	1579	1711	1807
Heat Flow (kJ/h)	-3.607e+009	-3.663e+009	-1.908e+009	-1.838e+009	-1.377e+010
Name	11	12	13	14	15
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-13.01	4.859	8.000	7.556	57.58
Pressure (kPa)	1342	2529	2529	2529	4830
Molar Flow (kgmole/h)	3.390e+004	8876	5.415e+004	6.302e+004	6.302e+004
Mass Flow (kg/h)	1.492e+006	3.906e+005	2.383e+006	2.774e+006	2.774e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	1807	473.3	2887	3361	3361
Heat Flow (kJ/h)	-1.342e+010	-3.514e+009	-2.143e+010	-2.495e+010	-2.486e+010
Name	16	17	18	19	3
Vapour Fraction	1.0000	0.0458	0.8196	0.0000	0.0000
Temperature (C)	-30.00 *	-30.00	-30.00	8.000	-50.00
Pressure (kPa)	7000	1640	5300	4830	1640
Molar Flow (kgmole/h)	4.628e+004	2.083e+004	2.515e+004	8876 *	2.083e+004
Mass Flow (kg/h)	8.000e+005	6.200e+005	5.500e+005	3.906e+005	6.200e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	2588	1711	1579	473.3	1711
Heat Flow (kJ/h)	-3.718e+009	-2.079e+009	-1.963e+009	-3.607e+009	-2.123e+009
Name	10	20	21	22	24
Vapour Fraction	0.3986	1.0000	0.0000	0.0000	0.3896
Temperature (C)	-50.00	-50.00 *	8.000	8.000	-51.00 *
Pressure (kPa)	5300	7000	4830	4830	632.2
Molar Flow (kgmole/h)	2.515e+004	4.628e+004	3.390e+004 *	2.025e+004 *	2.025e+004
Mass Flow (kg/h)	5.500e+005	8.000e+005	1.492e+006	8.913e+005	8.913e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	1579	2588	1807	1080	1080
Heat Flow (kJ/h)	-2.042e+009	-3.797e+009	-1.377e+010	-8.230e+009	-8.230e+009
Name	25	26	27	28	29
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-33.04	-5.190	8.000	14.37	39.41
Pressure (kPa)	632.2	1342	1342	1342	2529
Molar Flow (kgmole/h)	2.025e+004	5.415e+004	2.025e+004	2.025e+004	5.415e+004
Mass Flow (kg/h)	8.913e+005	2.383e+006	8.913e+005	8.913e+005	2.383e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	1080	2887	1080	1080	2887
Heat Flow (kJ/h)	-8.027e+009	-2.142e+010	-8.002e+009	-7.996e+009	-2.135e+010
Name	2				
Vapour Fraction	0.0000 *				
Temperature (C)	13.00				
Pressure (kPa)	4830				
Molar Flow (kgmole/h)	6.302e+004				
Mass Flow (kg/h)	2.774e+006				
Liquid Volume Flow (m3/h)	3361				
Heat Flow (kJ/h)	-2.556e+010				



NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5kl\Projekt\Hysys\8\_22\11 3P CO2 IC.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:14:15 2003

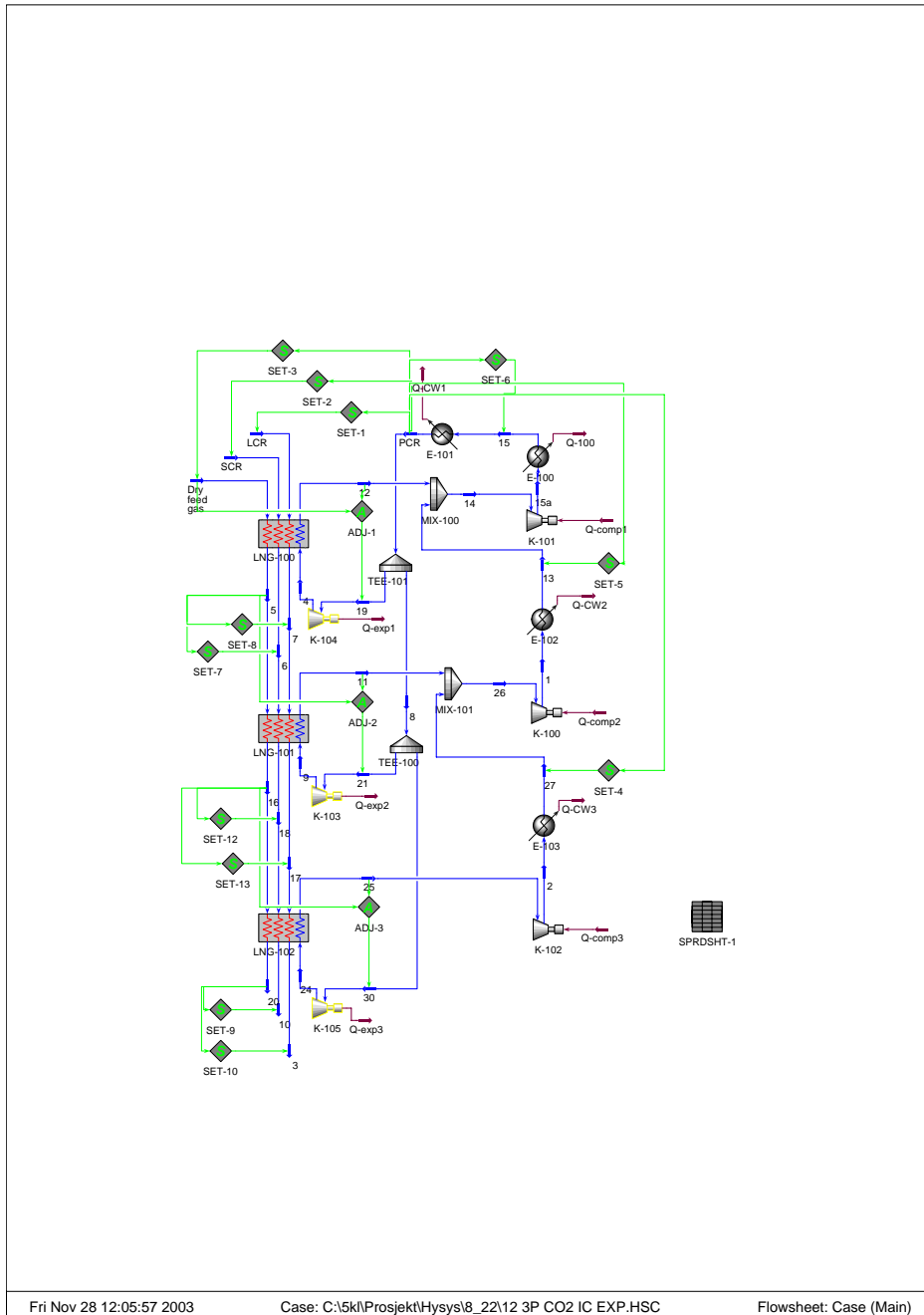
## Workbook: Case (Main)

### Energy Streams

Name	Q-comp2	Q-comp1	Q-102	Q-comp3	Q-104
Heat Flow (kJ/h)	7.296e+007	8.293e+007	5.073e+007	3.077e+007	5.417e+006
Name	Q-105	Q-100			
Heat Flow (kJ/h)	7.994e+007	6.974e+008			

**B.2.12 Modell nr 12: 3P CO2 IC EXP**

Tretrykks CO<sub>2</sub>-krets med mellomkjøling og turbiner istedenfor ventiler, ingen intern underkjøling.





NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5kl\Projekt\Hysys\8\_22\12 3P CO2 IC EXP.HSC

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:15:12 2003

## Workbook: Case (Main)

### Material Streams

Name	Dry feed gas	PCR	LCR	SCR	4
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.1705
Temperature (C)	8.000	8.000 *	8.000	8.000	-11.00
Pressure (kPa)	7000 *	4830	1.640e+004 *	5300 *	2530 *
Molar Flow (kgmole/h)	4.628e+004	4.037e+004	2.083e+004	2.515e+004	9614
Mass Flow (kg/h)	8.000e+005 *	1.777e+006	6.200e+005 *	5.500e+005 *	4.231e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	2588	2153	1711	1579	512.6
Heat Flow (kJ/h)	-3.619e+009	-1.640e+010	-2.021e+009	-1.881e+009	-3.908e+009
Name	5	6	7	8	9
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.2698
Temperature (C)	-10.00 *	-10.00	-10.00	8.000	-30.98
Pressure (kPa)	7000	5300	1.640e+004	4830	1343 *
Molar Flow (kgmole/h)	4.628e+004	2.515e+004	2.083e+004	3.075e+004	1.327e+004
Mass Flow (kg/h)	8.000e+005	5.500e+005	6.200e+005	1.353e+006	5.840e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	2588	1579	1711	1640	707.5
Heat Flow (kJ/h)	-3.663e+009	-1.908e+009	-2.052e+009	-1.250e+010	-5.398e+009
Name	11	13	14	16	17
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	-13.08	8.000	7.247	-30.00 *	-30.00
Pressure (kPa)	1343	2530	2530	7000	1.640e+004
Molar Flow (kgmole/h)	1.327e+004	3.075e+004	4.037e+004	4.628e+004	2.083e+004
Mass Flow (kg/h)	5.840e+005	1.353e+006	1.777e+006	8.000e+005	6.200e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	707.5	1640	2153	2588	1711
Heat Flow (kJ/h)	-5.254e+009	-1.217e+010	-1.598e+010	-3.718e+009	-2.086e+009
Name	18	19	3	10	20
Vapour Fraction	0.8196	0.0000	0.0000	0.3986	1.0000
Temperature (C)	-30.00	8.000	-50.00	-50.00	-50.00 *
Pressure (kPa)	5300	4830	1.640e+004	5300	7000
Molar Flow (kgmole/h)	2.515e+004	9614 *	2.083e+004	2.515e+004	4.628e+004
Mass Flow (kg/h)	5.500e+005	4.231e+005	6.200e+005	5.500e+005	8.000e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	1579	512.6	1711	1579	2588
Heat Flow (kJ/h)	-1.963e+009	-3.907e+009	-2.117e+009	-2.042e+009	-3.797e+009
Name	21	24	25	26	27
Vapour Fraction	0.0000	0.3324	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	8.000	-51.01	-33.05	-1.132	8.000
Pressure (kPa)	4830	632.0 *	632.0	1343	1343
Molar Flow (kgmole/h)	1.327e+004 *	1.748e+004	1.748e+004	3.075e+004	1.748e+004
Mass Flow (kg/h)	5.840e+005	7.695e+005	7.695e+005	1.353e+006	7.695e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	707.5	932.3	932.3	1640	932.3
Heat Flow (kJ/h)	-5.392e+009	-7.120e+009	-6.930e+009	-1.216e+010	-6.908e+009
Name	30	12	15a	1	2
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	8.000	4.850	57.25	43.74	14.42
Pressure (kPa)	4830	2530	4830	2530	1343
Molar Flow (kgmole/h)	1.748e+004 *	9614	4.037e+004	3.075e+004	1.748e+004
Mass Flow (kg/h)	7.695e+005	4.231e+005	1.777e+006	1.353e+006	7.695e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	932.3	512.6	2153	1640	932.3
Heat Flow (kJ/h)	-7.105e+009	-3.806e+009	-1.592e+010	-1.212e+010	-6.903e+009
Name	15				
Vapour Fraction	0.0000 *				
Temperature (C)	13.00				
Pressure (kPa)	4830				
Molar Flow (kgmole/h)	4.037e+004				
Mass Flow (kg/h)	1.777e+006				
Liquid Volume Flow (m3/h)	2153				
Heat Flow (kJ/h)	-1.637e+010				



NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5kl\Projekt\Hysys\8\_22\12 3P CO2 IC EXP.HSC

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:15:37 2003

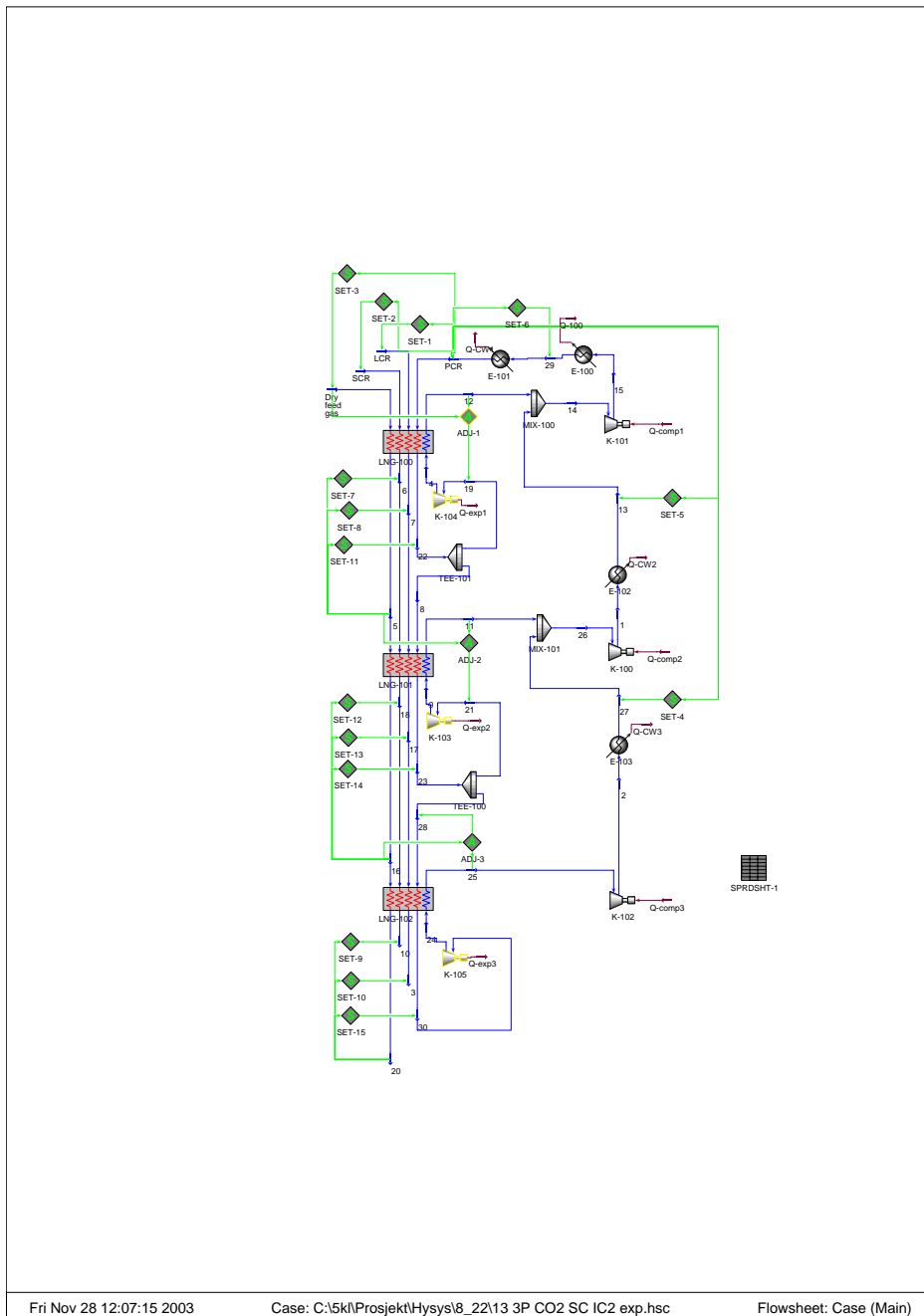
## Workbook: Case (Main)

### Energy Streams

Name	Q-comp2	Q-comp1	Q-CW1	Q-comp3	Q-exp1
Heat Flow (kJ/h)	4.226e+007	5.301e+007	3.249e+007	2.660e+007	1.767e+006
Name	Q-exp2	Q-exp3	Q-CW3	Q-CW2	Q-100
Heat Flow (kJ/h)	6.160e+006	1.527e+007	4.715e+006	5.149e+007	4.459e+008

**B.2.13 Modell nr 13: 3P CO2 SC IC2 EXP**

Tretrykks CO<sub>2</sub>-krets med full intern underkjøling (som HC-prosess), mellomkjøling og turbiner istedenfor ventiler.





NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5kl\Projekt\Hysys\8\_22\13 3P CO2 SC IC2 exp.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:16:31 2003

## Workbook: Case (Main)

### Material Streams

Name	Dry feed gas	PCR	LCR	SCR	4
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	8.000	8.000 *	8.000	8.000	-11.75
Pressure (kPa)	7000 *	4830	1640 *	5300 *	2530 *
Molar Flow (kgmole/h)	4.628e+004	6.186e+004	2.083e+004	2.515e+004	1.780e+004
Mass Flow (kg/h)	8.000e+005 *	2.722e+006	6.200e+005 *	5.500e+005 *	7.833e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	2588	3299	1711	1579	949.1
Heat Flow (kJ/h)	-3.619e+009	-2.514e+010	-1.815e+009	-1.881e+009	-7.273e+009
Name	5	6	7	8	9
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	-10.00 *	-10.00	-10.00	-10.00	-31.71
Pressure (kPa)	7000	5300	1640	4830	1342 *
Molar Flow (kgmole/h)	4.628e+004	2.515e+004	2.083e+004	4.406e+004	2.986e+004
Mass Flow (kg/h)	8.000e+005	5.500e+005	6.200e+005	1.939e+006	1.314e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	2588	1579	1711	2349	1592
Heat Flow (kJ/h)	-3.663e+009	-1.908e+009	-1.838e+009	-1.800e+010	-1.226e+010
Name	11	13	14	16	17
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.0458
Temperature (C)	-12.87	8.000	7.505	-30.00 *	-30.00
Pressure (kPa)	1342	2530	2530	7000	1640
Molar Flow (kgmole/h)	2.986e+004	4.406e+004	6.186e+004	4.628e+004	2.083e+004
Mass Flow (kg/h)	1.314e+006	1.939e+006	2.722e+006	8.000e+005	6.200e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	1592	2349	3299	2588	1711
Heat Flow (kJ/h)	-1.182e+010	-1.744e+010	-2.448e+010	-3.718e+009	-2.079e+009
Name	18	19	3	10	20
Vapour Fraction	0.8196	0.0000	0.0000	0.3986	1.0000
Temperature (C)	-30.00	-10.00	-50.00	-50.00	-50.00 *
Pressure (kPa)	5300	4830	1640	5300	7000
Molar Flow (kgmole/h)	2.515e+004	1.780e+004 *	2.083e+004	2.515e+004	4.628e+004
Mass Flow (kg/h)	5.500e+005	7.833e+005	6.200e+005	5.500e+005	8.000e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	1579	949.1	1711	1579	2588
Heat Flow (kJ/h)	-1.963e+009	-7.271e+009	-2.123e+009	-2.042e+009	-3.797e+009
Name	21	24	25	26	27
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-30.00	-51.41	-33.03	-6.175	8.000
Pressure (kPa)	4830	632.2 *	632.2	1342	1342
Molar Flow (kgmole/h)	2.986e+004 *	1.420e+004	1.420e+004	4.406e+004	1.420e+004
Mass Flow (kg/h)	1.314e+006	6.250e+005	6.250e+005	1.939e+006	6.250e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	1592	757.3	757.3	2349	757.3
Heat Flow (kJ/h)	-1.226e+010	-5.856e+009	-5.629e+009	-1.743e+010	-5.611e+009
Name	30	12	15	1	2
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-50.00	6.283	57.51	38.36	14.37
Pressure (kPa)	4830	2530	4830	2530	1342
Molar Flow (kgmole/h)	1.420e+004	1.780e+004	6.186e+004	4.406e+004	1.420e+004
Mass Flow (kg/h)	6.250e+005	7.833e+005	2.722e+006	1.939e+006	6.250e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	757.3	949.1	3299	2349	757.3
Heat Flow (kJ/h)	-5.854e+009	-7.046e+009	-2.440e+010	-1.738e+010	-5.607e+009
Name	22	23	28	29	
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	
Temperature (C)	-10.00	-30.00	-30.00	13.00	
Pressure (kPa)	4830	4830	4830	4830	
Molar Flow (kgmole/h)	6.186e+004	4.406e+004	1.420e+004 *	6.186e+004	
Mass Flow (kg/h)	2.722e+006	1.939e+006	6.250e+005	2.722e+006	
Liquid Volume Flow (m3/h)	3299	2349	757.3	3299	
Heat Flow (kJ/h)	-2.527e+010	-1.809e+010	-5.830e+009	-2.509e+010	



NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5kl\Prosjekt\Hysys\8\_22\13 3P CO2 SC IC2 exp.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:16:14 2003

## Workbook: Case (Main)

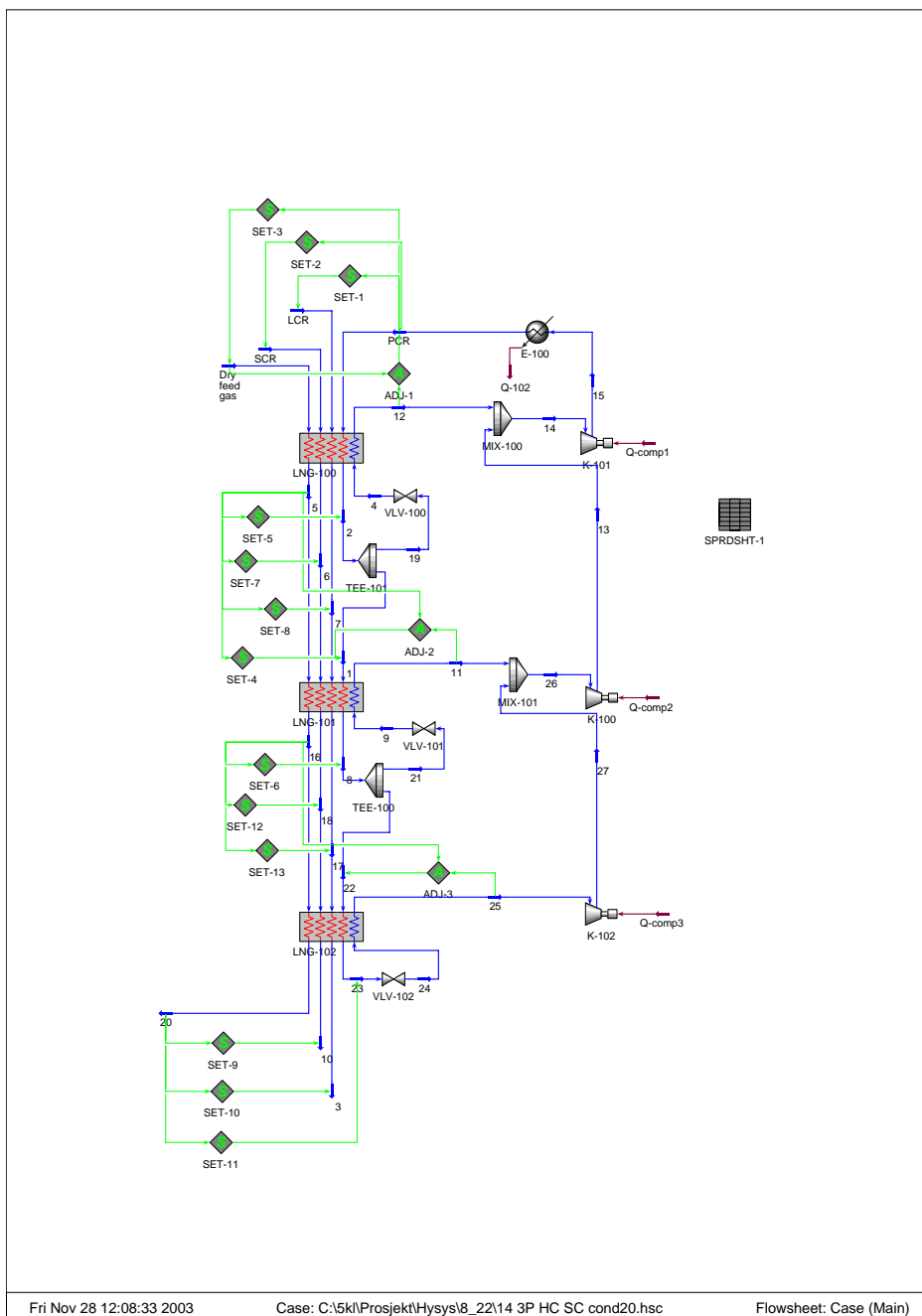
### Energy Streams

Name	Q-comp2	Q-comp1	Q-CW1	Q-comp3	Q-exp1
Heat Flow (kJ/h)	5.908e+007	8.134e+007	4.979e+007	2.158e+007	1.792e+006
Name	Q-exp2	Q-exp3	Q-CW3	Q-CW2	Q-100
Heat Flow (kJ/h)	4.081e+006	2.159e+006	3.801e+006	6.294e+007	6.842e+008



**B.2.14 Modell nr 14: 3P HC SC cond20**

Firetrykks HC-krets med underkjøling, mellomkjøling og turbiner istedenfor ventiler ved trykkaavspenning.





NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5kl\Projekt\Hysys\8\_22\14 3P HC SC cond20.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:17:13 2003

## Workbook: Case (Main)

### Material Streams

Name	Dry feed gas	PCR	LCR	SCR	1
Vapour Fraction	1.0000	0.0000 *	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	20.00	20.00 *	20.00	20.00	-10.00
Pressure (kPa)	7000 *	2721	1640 *	5300 *	2721
Molar Flow (kgmole/h)	4.628e+004	7.266e+004 *	2.083e+004	2.515e+004	4.435e+004 *
Mass Flow (kg/h)	8.000e+005 *	2.480e+006	6.200e+005 *	5.500e+005 *	1.514e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	2588	6195	1711	1579	3781
Heat Flow (kJ/h)	-3.592e+009	-7.446e+009	-1.800e+009	-1.864e+009	-4.695e+009
Name	2	4	5	6	7
Vapour Fraction	0.0000	0.0207	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-10.00	-12.60 *	-10.00 *	-10.00	-10.00
Pressure (kPa)	2721	1269	7000	5300	1640
Molar Flow (kgmole/h)	7.266e+004	2.831e+004	4.628e+004	2.515e+004	2.083e+004
Mass Flow (kg/h)	2.480e+006	9.664e+005	8.000e+005	5.500e+005	6.200e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	6195	2414	2588	1579	1711
Heat Flow (kJ/h)	-7.693e+009	-2.997e+009	-3.663e+009	-1.908e+009	-1.838e+009
Name	8	9	11	12	13
Vapour Fraction	0.0000	0.0228	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-30.00	-33.00 *	-13.00	17.00	17.52
Pressure (kPa)	2721	709.5	709.5	1269	1269
Molar Flow (kgmole/h)	4.435e+004	2.972e+004	2.972e+004	2.831e+004	4.435e+004
Mass Flow (kg/h)	1.514e+006	1.015e+006	1.015e+006	9.664e+005	1.514e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	3781	2534	2534	2414	3781
Heat Flow (kJ/h)	-4.779e+009	-3.203e+009	-2.768e+009	-2.600e+009	-4.071e+009
Name	14	15	16	17	18
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	0.0458	0.8196
Temperature (C)	17.32	58.52	-30.00 *	-30.00	-30.00
Pressure (kPa)	1269	2721	7000	1640	5300
Molar Flow (kgmole/h)	7.266e+004	7.266e+004	4.628e+004	2.083e+004	2.515e+004
Mass Flow (kg/h)	2.480e+006	2.480e+006	8.000e+005	6.200e+005	5.500e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	6195	6195	2588	1711	1579
Heat Flow (kJ/h)	-6.671e+009	-6.555e+009	-3.718e+009	-2.079e+009	-1.963e+009
Name	19	3	10	20	21
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.3986	1.0000	0.0000
Temperature (C)	-10.00	-50.00	-50.00	-50.00 *	-30.00
Pressure (kPa)	2721	1640	5300	7000	2721
Molar Flow (kgmole/h)	2.831e+004	2.083e+004	2.515e+004	4.628e+004	2.972e+004
Mass Flow (kg/h)	9.664e+005	6.200e+005	5.500e+005	8.000e+005	1.015e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	2414	1711	1579	2588	2534
Heat Flow (kJ/h)	-2.997e+009	-2.123e+009	-2.042e+009	-3.797e+009	-3.203e+009
Name	22	23	24	25	26
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0204	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-30.00	-50.00	-52.70 *	-33.41	-10.18
Pressure (kPa)	2721	2721	365.2	365.2	709.5
Molar Flow (kgmole/h)	1.463e+004 *	1.463e+004	1.463e+004	1.463e+004	4.435e+004
Mass Flow (kg/h)	4.993e+005	4.993e+005	4.993e+005	4.993e+005	1.514e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	1247	1247	1247	1247	3781
Heat Flow (kJ/h)	-1.576e+009	-1.601e+009	-1.601e+009	-1.373e+009	-4.122e+009
Name	27				
Vapour Fraction	1.0000				
Temperature (C)	-4.479				
Pressure (kPa)	709.5				
Molar Flow (kgmole/h)	1.463e+004				
Mass Flow (kg/h)	4.993e+005				
Liquid Volume Flow (m3/h)	1247				
Heat Flow (kJ/h)	-1.355e+009				



NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5kl\Projekt\Hysys\8\_22\14 3P HC SC cond20.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:17:32 2003

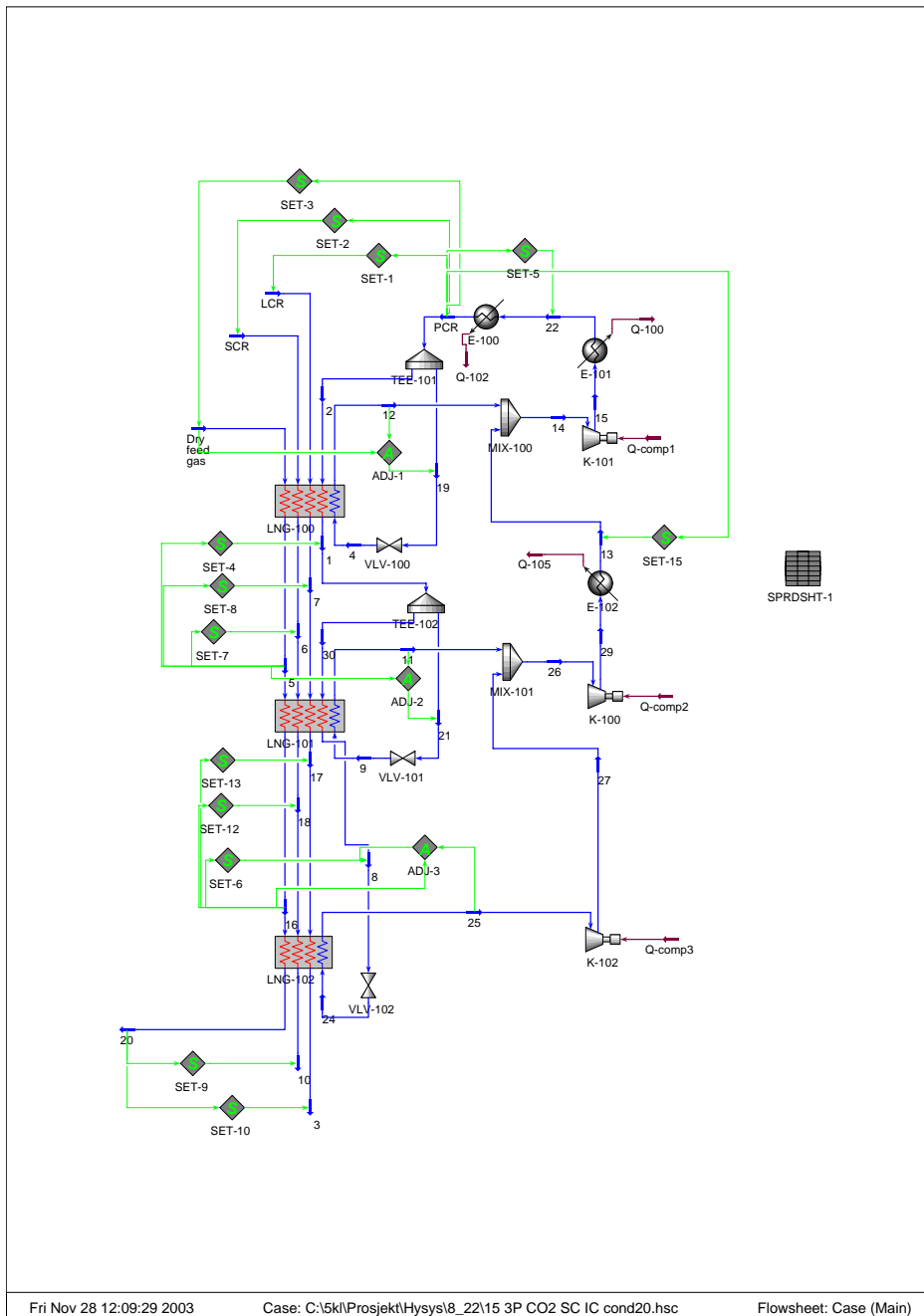
## Workbook: Case (Main)

### Energy Streams

Name	Q-comp2	Q-comp1	Q-102	Q-comp3	
Heat Flow (kJ/h)	5.136e+007	1.152e+008	8.908e+008	1.871e+007	

**B.2.15 Modell nr 15: 3P CO2 SC IC cond20**

Tretrykks CO<sub>2</sub>-krets med intern underkjøling, mellomkjøling og kjølevannstemperatur økt med 12°C.





NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5kl\Projekt\Hysys\8\_22\15 3P CO2 SC IC cond20.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:18:28 2003

## Workbook: Case (Main)

### Material Streams

Name	Dry feed gas	PCR	LCR	SCR	1
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	20.00	20.00 *	20.00	20.00	-10.00
Pressure (kPa)	7000 *	6438	1640 *	5300 *	6438
Molar Flow (kgmole/h)	4.628e+004	7.937e+004	2.083e+004	2.515e+004	4.440e+004
Mass Flow (kg/h)	8.000e+005 *	3.493e+006	6.200e+005 *	5.500e+005 *	1.954e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	2588	4232	1711	1579	2368
Heat Flow (kJ/h)	-3.592e+009	-3.212e+010	-1.800e+009	-1.864e+009	-1.814e+010
Name	2	4	5	6	7
Vapour Fraction	0.0000	0.3291	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	20.00	-11.00 *	-10.00 *	-10.00	-10.00
Pressure (kPa)	6438	2529	7000	5300	1640
Molar Flow (kgmole/h)	4.440e+004	3.496e+004	4.628e+004	2.515e+004	2.083e+004
Mass Flow (kg/h)	1.954e+006	1.539e+006	8.000e+005	5.500e+005	6.200e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	2368	1864	2588	1579	1711
Heat Flow (kJ/h)	-1.797e+010	-1.415e+010	-3.663e+009	-1.908e+009	-1.838e+009
Name	8	9	11	12	13
Vapour Fraction	0.0000	0.1417	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-30.00	-31.00 *	-13.00	16.59	20.00
Pressure (kPa)	6438	1342	1342	2529	2529
Molar Flow (kgmole/h)	1.435e+004 *	3.005e+004	3.005e+004	3.496e+004	4.440e+004
Mass Flow (kg/h)	6.318e+005	1.322e+006	1.322e+006	1.539e+006	1.954e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	765.4	1602	1602	1864	2368
Heat Flow (kJ/h)	-5.892e+009	-1.228e+010	-1.190e+010	-1.382e+010	-1.755e+010
Name	14	15	16	17	18
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	0.0458	0.8196
Temperature (C)	18.49	93.87	-30.00 *	-30.00	-30.00
Pressure (kPa)	2529	6438	7000	1640	5300
Molar Flow (kgmole/h)	7.937e+004	7.937e+004	4.628e+004	2.083e+004	2.515e+004
Mass Flow (kg/h)	3.493e+006	3.493e+006	8.000e+005	6.200e+005	5.500e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	4232	4232	2588	1711	1579
Heat Flow (kJ/h)	-3.137e+010	-3.120e+010	-3.718e+009	-2.079e+009	-1.963e+009
Name	19	3	10	20	21
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.3986	1.0000	0.0000
Temperature (C)	20.00	-50.00	-50.00	-50.00 *	-10.00
Pressure (kPa)	6438	1640	5300	7000	6438
Molar Flow (kgmole/h)	3.496e+004 *	2.083e+004	2.515e+004	4.628e+004	3.005e+004 *
Mass Flow (kg/h)	1.539e+006	6.200e+005	5.500e+005	8.000e+005	1.322e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	1864	1711	1579	2588	1602
Heat Flow (kJ/h)	-1.415e+010	-2.123e+009	-2.042e+009	-3.797e+009	-1.228e+010
Name	24	25	26	27	29
Vapour Fraction	0.1197	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-51.00 *	-33.14	-4.241	14.25	40.44
Pressure (kPa)	632.2	632.2	1342	1342	2529
Molar Flow (kgmole/h)	1.435e+004	1.435e+004	4.440e+004	1.435e+004	4.440e+004
Mass Flow (kg/h)	6.318e+005	6.318e+005	1.954e+006	6.318e+005	1.954e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	765.4	765.4	2368	765.4	2368
Heat Flow (kJ/h)	-5.892e+009	-5.689e+009	-1.757e+010	-5.668e+009	-1.751e+010
Name	30	22			
Vapour Fraction	0.0000	0.0000 *			
Temperature (C)	-10.00	25.00			
Pressure (kPa)	6438	6438			
Molar Flow (kgmole/h)	1.435e+004	7.937e+004			
Mass Flow (kg/h)	6.318e+005	3.493e+006			
Liquid Volume Flow (m3/h)	765.4	4232			
Heat Flow (kJ/h)	-5.865e+009	-3.201e+010			



NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5kl\Projekt\Hysys\8\_22\15 3P CO2 SC IC cond20.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:18:10 2003

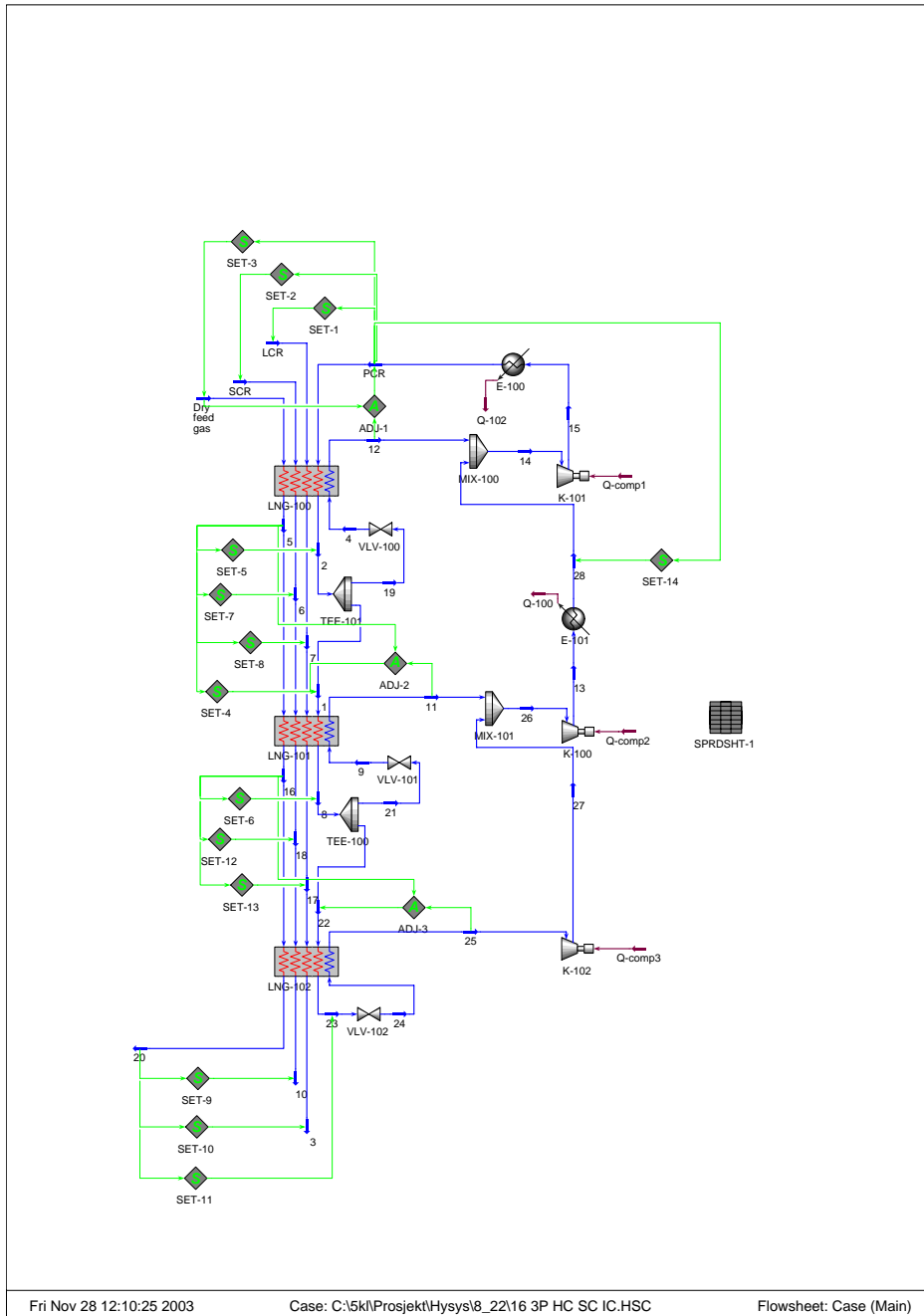
## Workbook: Case (Main)

### Energy Streams

Name	Q-comp2	Q-comp1	Q-102	Q-comp3	Q-105
Heat Flow (kJ/h)	6.012e+007	1.669e+008	1.064e+008	2.180e+007	4.210e+007
Name	Q-100				
Heat Flow (kJ/h)	8.058e+008				

B.2.16 Modell nr 16: 3P HC SC IC

Tretrykks HC-krets med intern underkjøling og mellomkjøling.





NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5kl\Projekt\Hysys\8\_22\16 3P HC SC IC.HSC

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:19:12 2003

## Workbook: Case (Main)

### Material Streams

Name	Dry feed gas	PCR	LCR	SCR	1
Vapour Fraction	1.0000	0.0000 *	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	8.000	8.000 *	8.000	8.000	-10.00
Pressure (kPa)	7000 *	2101	1640 *	5300 *	2101
Molar Flow (kgmole/h)	4.628e+004	6.012e+004 *	2.083e+004	2.515e+004	4.436e+004 *
Mass Flow (kg/h)	8.000e+005 *	2.052e+006	6.200e+005 *	5.500e+005 *	1.514e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	2588	5126	1711	1579	3782
Heat Flow (kJ/h)	-3.619e+009	-6.248e+009	-1.815e+009	-1.881e+009	-4.696e+009
Name	2	4	5	6	7
Vapour Fraction	0.0000	0.0216	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-10.00	-12.60 *	-10.00 *	-10.00	-10.00
Pressure (kPa)	2101	1268	7000	5300	1640
Molar Flow (kgmole/h)	6.012e+004	1.577e+004	4.628e+004	2.515e+004	2.083e+004
Mass Flow (kg/h)	2.052e+006	5.382e+005	8.000e+005	5.500e+005	6.200e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	5126	1344	2588	1579	1711
Heat Flow (kJ/h)	-6.365e+009	-1.669e+009	-3.663e+009	-1.908e+009	-1.838e+009
Name	8	9	11	12	13
Vapour Fraction	0.0000	0.0223	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-30.00	-33.00 *	-13.00	5.438	17.63
Pressure (kPa)	2101	709.6	709.6	1268	1268
Molar Flow (kgmole/h)	4.436e+004	2.976e+004	2.976e+004	1.577e+004	4.436e+004
Mass Flow (kg/h)	1.514e+006	1.016e+006	1.016e+006	5.382e+005	1.514e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	3782	2537	2537	1344	3782
Heat Flow (kJ/h)	-4.780e+009	-3.207e+009	-2.771e+009	-1.460e+009	-4.071e+009
Name	14	15	16	17	18
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	0.0458	0.8196
Temperature (C)	7.328	34.19	-30.00 *	-30.00	-30.00
Pressure (kPa)	1268	2101	7000	1640	5300
Molar Flow (kgmole/h)	6.012e+004	6.012e+004	4.628e+004	2.083e+004	2.515e+004
Mass Flow (kg/h)	2.052e+006	2.052e+006	8.000e+005	6.200e+005	5.500e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	5126	5126	2588	1711	1579
Heat Flow (kJ/h)	-5.559e+009	-5.500e+009	-3.718e+009	-2.079e+009	-1.963e+009
Name	19	3	10	20	21
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.3986	1.0000	0.0000
Temperature (C)	-10.00	-50.00	-50.00	-50.00 *	-30.00
Pressure (kPa)	2101	1640	5300	7000	2101
Molar Flow (kgmole/h)	1.577e+004	2.083e+004	2.515e+004	4.628e+004	2.976e+004
Mass Flow (kg/h)	5.382e+005	6.200e+005	5.500e+005	8.000e+005	1.016e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	1344	1711	1579	2588	2537
Heat Flow (kJ/h)	-1.669e+009	-2.123e+009	-2.042e+009	-3.797e+009	-3.207e+009
Name	22	23	24	25	26
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0194	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-30.00	-50.00	-52.70 *	-33.00	-10.05
Pressure (kPa)	2101	2101	365.3	365.3	709.6
Molar Flow (kgmole/h)	1.460e+004 *	1.460e+004	1.460e+004	1.460e+004	4.436e+004
Mass Flow (kg/h)	4.983e+005	4.983e+005	4.983e+005	4.983e+005	1.514e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	1245	1245	1245	1245	3782
Heat Flow (kJ/h)	-1.573e+009	-1.598e+009	-1.598e+009	-1.370e+009	-4.123e+009
Name	27	28			
Vapour Fraction	1.0000	1.0000			
Temperature (C)	-4.066	8.000			
Pressure (kPa)	709.6	1268			
Molar Flow (kgmole/h)	1.460e+004	4.436e+004			
Mass Flow (kg/h)	4.983e+005	1.514e+006			
Liquid Volume Flow (m3/h)	1245	3782			
Heat Flow (kJ/h)	-1.352e+009	-4.099e+009			





NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name:	M:\5kl\Projekt\Hysys\8_22\16 3P HC SC IC.HSC
Unit Set:	SI
Date/Time:	Mon Dec 01 11:19:29 2003

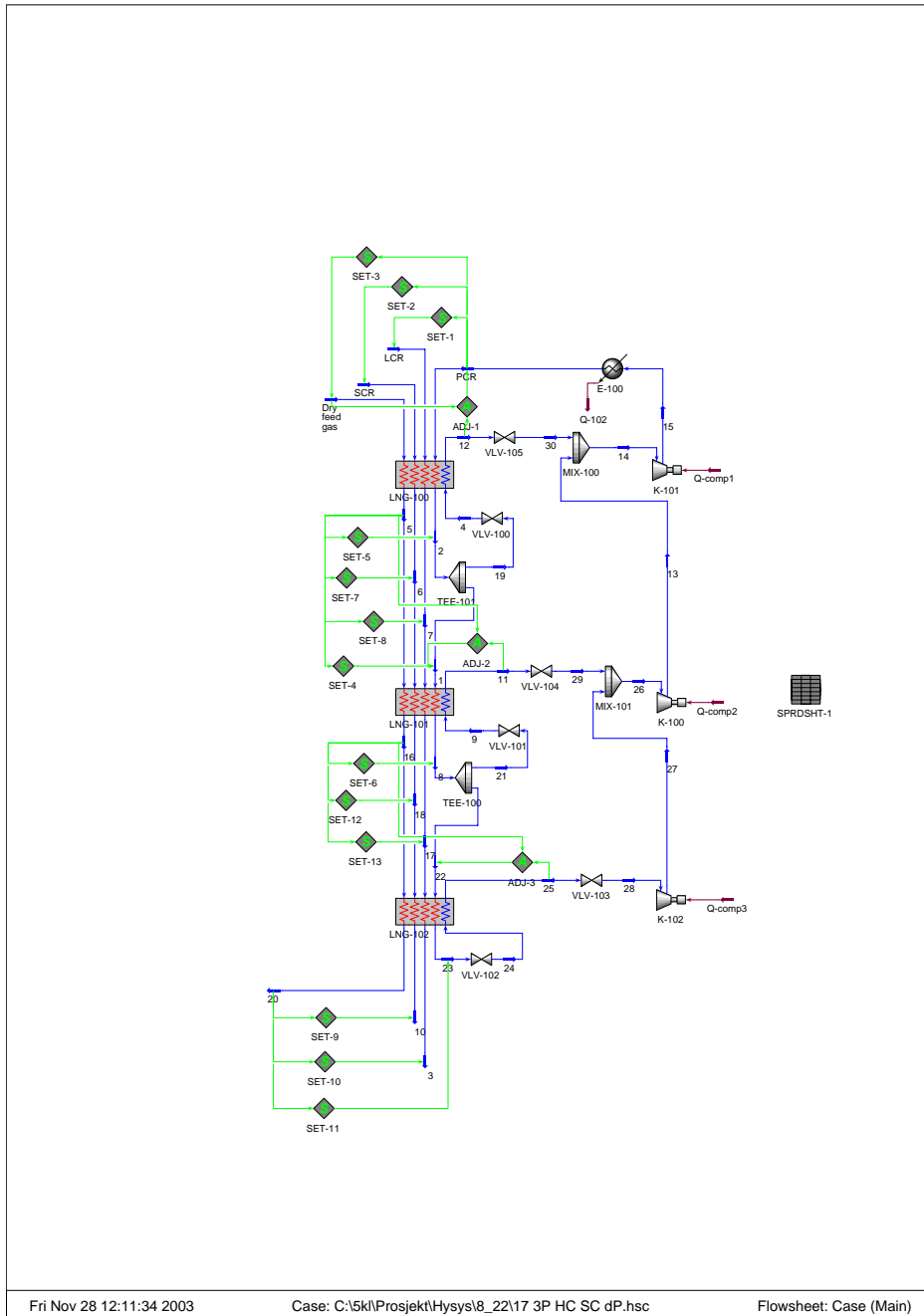
## Workbook: Case (Main)

### Energy Streams

Name	Q-comp2	Q-comp1	Q-102	Q-comp3	Q-100
Heat Flow (kJ/h)	5.138e+007	5.907e+007	7.481e+008	1.871e+007	2.792e+007

**B.2.17 Modell nr 17: 3P HC SC dP**

Tretrykks HC-krets med intern underkjøling og trykktap i rør.





NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5kl\Projekt\Hysys\8\_22\17 3P HC SC dP.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:20:50 2003

## Workbook: Case (Main)

### Material Streams

Name	Dry feed gas	PCR	LCR	SCR	1
Vapour Fraction	1.0000	0.0000 *	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	8.000	8.000 *	8.000	8.000	-10.00
Pressure (kPa)	7000 *	2101	1640 *	5300 *	2101
Molar Flow (kgmole/h)	4.628e+004	6.022e+004 *	2.083e+004	2.515e+004	4.437e+004 *
Mass Flow (kg/h)	8.000e+005 *	2.056e+006	6.200e+005 *	5.500e+005 *	1.515e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	2588	5134	1711	1579	3783
Heat Flow (kJ/h)	-3.619e+009	-6.258e+009	-1.815e+009	-1.881e+009	-4.698e+009
Name	2	4	5	6	7
Vapour Fraction	0.0000	0.0216	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-10.00	-12.60 *	-10.00 *	-10.00	-10.00
Pressure (kPa)	2101	1268	7000	5300	1640
Molar Flow (kgmole/h)	6.022e+004	1.584e+004	4.628e+004	2.515e+004	2.083e+004
Mass Flow (kg/h)	2.056e+006	5.409e+005	8.000e+005	5.500e+005	6.200e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	5134	1351	2588	1579	1711
Heat Flow (kJ/h)	-6.375e+009	-1.677e+009	-3.663e+009	-1.908e+009	-1.838e+009
Name	8	9	11	12	13
Vapour Fraction	0.0000	0.0223	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-30.00	-33.00 *	-13.00	4.618	18.86
Pressure (kPa)	2101	709.6	709.6	1268	1218
Molar Flow (kgmole/h)	4.437e+004	2.976e+004	2.976e+004	1.584e+004	4.437e+004
Mass Flow (kg/h)	1.515e+006	1.016e+006	1.016e+006	5.409e+005	1.515e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	3783	2538	2538	1351	3783
Heat Flow (kJ/h)	-4.782e+009	-3.207e+009	-2.771e+009	-1.468e+009	-4.067e+009
Name	14	15	16	17	18
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	0.0458	0.8196
Temperature (C)	14.90	43.45	-30.00 *	-30.00	-30.00
Pressure (kPa)	1218	2101	7000	1640	5300
Molar Flow (kgmole/h)	6.022e+004	6.022e+004	4.628e+004	2.083e+004	2.515e+004
Mass Flow (kg/h)	2.056e+006	2.056e+006	8.000e+005	6.200e+005	5.500e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	5134	5134	2588	1711	1579
Heat Flow (kJ/h)	-5.535e+009	-5.467e+009	-3.718e+009	-2.079e+009	-1.963e+009
Name	19	3	10	20	21
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.3986	1.0000	0.0000
Temperature (C)	-10.00	-50.00	-50.00	-50.00 *	-30.00
Pressure (kPa)	2101	1640	5300	7000	2101
Molar Flow (kgmole/h)	1.584e+004	2.083e+004	2.515e+004	4.628e+004	2.976e+004
Mass Flow (kg/h)	5.409e+005	6.200e+005	5.500e+005	8.000e+005	1.016e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	1351	1711	1579	2588	2538
Heat Flow (kJ/h)	-1.677e+009	-2.123e+009	-2.042e+009	-3.797e+009	-3.207e+009
Name	22	23	24	25	26
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0194	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-30.00	-50.00	-52.70 *	-33.26	-10.11
Pressure (kPa)	2101	2101	365.3	365.3	659.6
Molar Flow (kgmole/h)	1.461e+004 *	1.461e+004	1.461e+004	1.461e+004	4.437e+004
Mass Flow (kg/h)	4.988e+005	4.988e+005	4.988e+005	4.988e+005	1.515e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	1246	1246	1246	1246	3783
Heat Flow (kJ/h)	-1.575e+009	-1.600e+009	-1.600e+009	-1.372e+009	-4.122e+009
Name	27	28	29	30	
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	
Temperature (C)	-2.445	-34.28	-13.91	3.767	
Pressure (kPa)	659.6	315.3	659.6	1218	
Molar Flow (kgmole/h)	1.461e+004	1.461e+004	2.976e+004	1.584e+004	
Mass Flow (kg/h)	4.988e+005	4.988e+005	1.016e+006	5.409e+005	
Liquid Volume Flow (m3/h)	1246	1246	2538	1351	
Heat Flow (kJ/h)	-1.351e+009	-1.372e+009	-2.771e+009	-1.468e+009	



NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5kl\Projekt\Hysys\8\_22\17 3P HC SC dP.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:21:09 2003

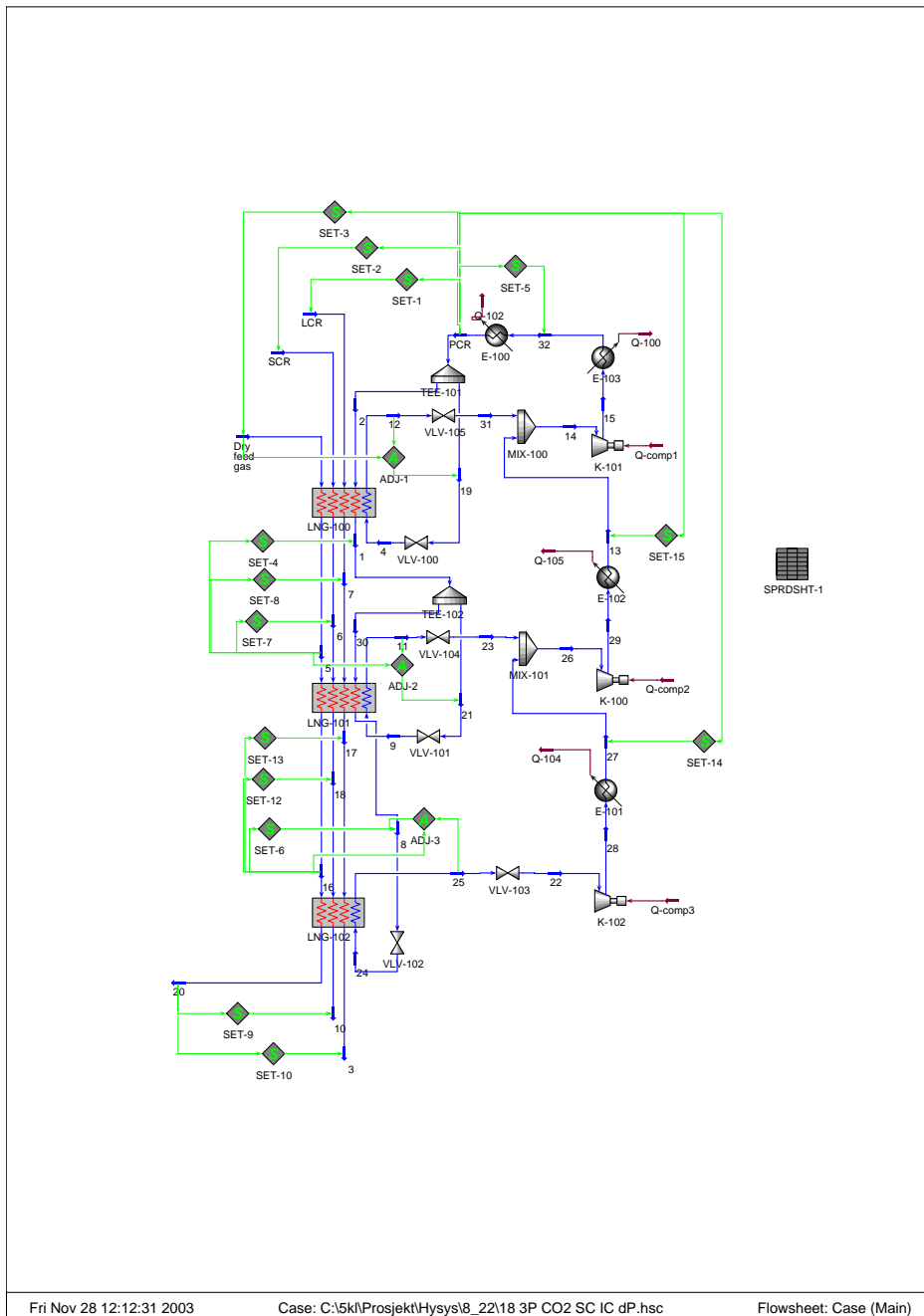
## Workbook: Case (Main)

### Energy Streams

Name	Q-comp2	Q-comp1	Q-102	Q-comp3	
Heat Flow (kJ/h)	5.496e+007	6.761e+007	7.904e+008	2.105e+007	

B.2.18 Modell nr 18: 3P CO2 SC IC dP

Tretrykks CO<sub>2</sub>-krets med intern underkjøling, mellomkjøling og trykktap i rør.





NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5kl\Projekt\Hysys\8\_22\18 3P CO2 SC IC dP.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:22:08 2003

## Workbook: Case (Main)

### Material Streams

Name	Dry feed gas	PCR	LCR	SCR	1
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	8.000	8.000 *	8.000	8.000	-10.00
Pressure (kPa)	7000 *	4830	1640 *	5300 *	4830
Molar Flow (kgmole/h)	4.628e+004	6.277e+004	2.083e+004	2.515e+004	4.458e+004
Mass Flow (kg/h)	8.000e+005 *	2.763e+006	6.200e+005 *	5.500e+005 *	1.962e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	2588	3347	1711	1579	2377
Heat Flow (kJ/h)	-3.619e+009	-2.551e+010	-1.815e+009	-1.881e+009	-1.821e+010
Name	2	4	5	6	7
Vapour Fraction	0.0000	0.1861	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	8.000	-11.00 *	-10.00 *	-10.00	-10.00
Pressure (kPa)	4830	2529	7000	5300	1640
Molar Flow (kgmole/h)	4.458e+004	1.819e+004	4.628e+004	2.515e+004	2.083e+004
Mass Flow (kg/h)	1.962e+006	8.005e+005	8.000e+005	5.500e+005	6.200e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	2377	969.9	2588	1579	1711
Heat Flow (kJ/h)	-1.812e+010	-7.391e+009	-3.663e+009	-1.908e+009	-1.838e+009
Name	8	9	11	12	13
Vapour Fraction	0.0000	0.1454	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-30.00	-31.00 *	-13.00	4.958	8.000
Pressure (kPa)	4830	1342	1342	2529	2479
Molar Flow (kgmole/h)	1.436e+004 *	3.022e+004	3.022e+004	1.819e+004	4.458e+004
Mass Flow (kg/h)	6.320e+005	1.330e+006	1.330e+006	8.005e+005	1.962e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	765.8	1612	1612	969.9	2377
Heat Flow (kJ/h)	-5.895e+009	-1.235e+010	-1.197e+010	-7.202e+009	-1.764e+010
Name	14	15	16	17	18
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	0.0458	0.8196
Temperature (C)	6.919	58.43	-30.00 *	-30.00	-30.00
Pressure (kPa)	2479	4830	7000	1640	5300
Molar Flow (kgmole/h)	6.277e+004	6.277e+004	4.628e+004	2.083e+004	2.515e+004
Mass Flow (kg/h)	2.763e+006	2.763e+006	8.000e+005	6.200e+005	5.500e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	3347	3347	2588	1711	1579
Heat Flow (kJ/h)	-2.485e+010	-2.476e+010	-3.718e+009	-2.079e+009	-1.963e+009
Name	19	3	10	20	21
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.3986	1.0000	0.0000
Temperature (C)	8.000	-50.00	-50.00	-50.00 *	-10.00
Pressure (kPa)	4830	1640	5300	7000	4830
Molar Flow (kgmole/h)	1.819e+004 *	2.083e+004	2.515e+004	4.628e+004	3.022e+004 *
Mass Flow (kg/h)	8.005e+005	6.200e+005	5.500e+005	8.000e+005	1.330e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	969.9	1711	1579	2588	1612
Heat Flow (kJ/h)	-7.391e+009	-2.123e+009	-2.042e+009	-3.797e+009	-1.235e+010
Name	24	25	26	27	28
Vapour Fraction	0.1200	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-51.00 *	-33.18	-6.770	8.000	16.03
Pressure (kPa)	632.2	632.2	1292	1292	1292
Molar Flow (kgmole/h)	1.436e+004	1.436e+004	4.458e+004	1.436e+004	1.436e+004
Mass Flow (kg/h)	6.320e+005	6.320e+005	1.962e+006	6.320e+005	6.320e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	765.8	765.8	2377	765.8	765.8
Heat Flow (kJ/h)	-5.895e+009	-5.692e+009	-1.764e+010	-5.674e+009	-5.669e+009
Name	29	30	22	23	31
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	38.89	-10.00	-34.01	-13.74	4.285
Pressure (kPa)	2479	4830	582.2	1292	2479
Molar Flow (kgmole/h)	4.458e+004	1.436e+004	1.436e+004	3.022e+004	1.819e+004
Mass Flow (kg/h)	1.962e+006	6.320e+005	6.320e+005	1.330e+006	8.005e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	2377	765.8	765.8	1612	969.9
Heat Flow (kJ/h)	-1.758e+010	-5.867e+009	-5.692e+009	-1.197e+010	-7.202e+009



NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5kl\Projekt\Hysys\8\_22\18 3P CO2 SC IC dP.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:21:51 2003

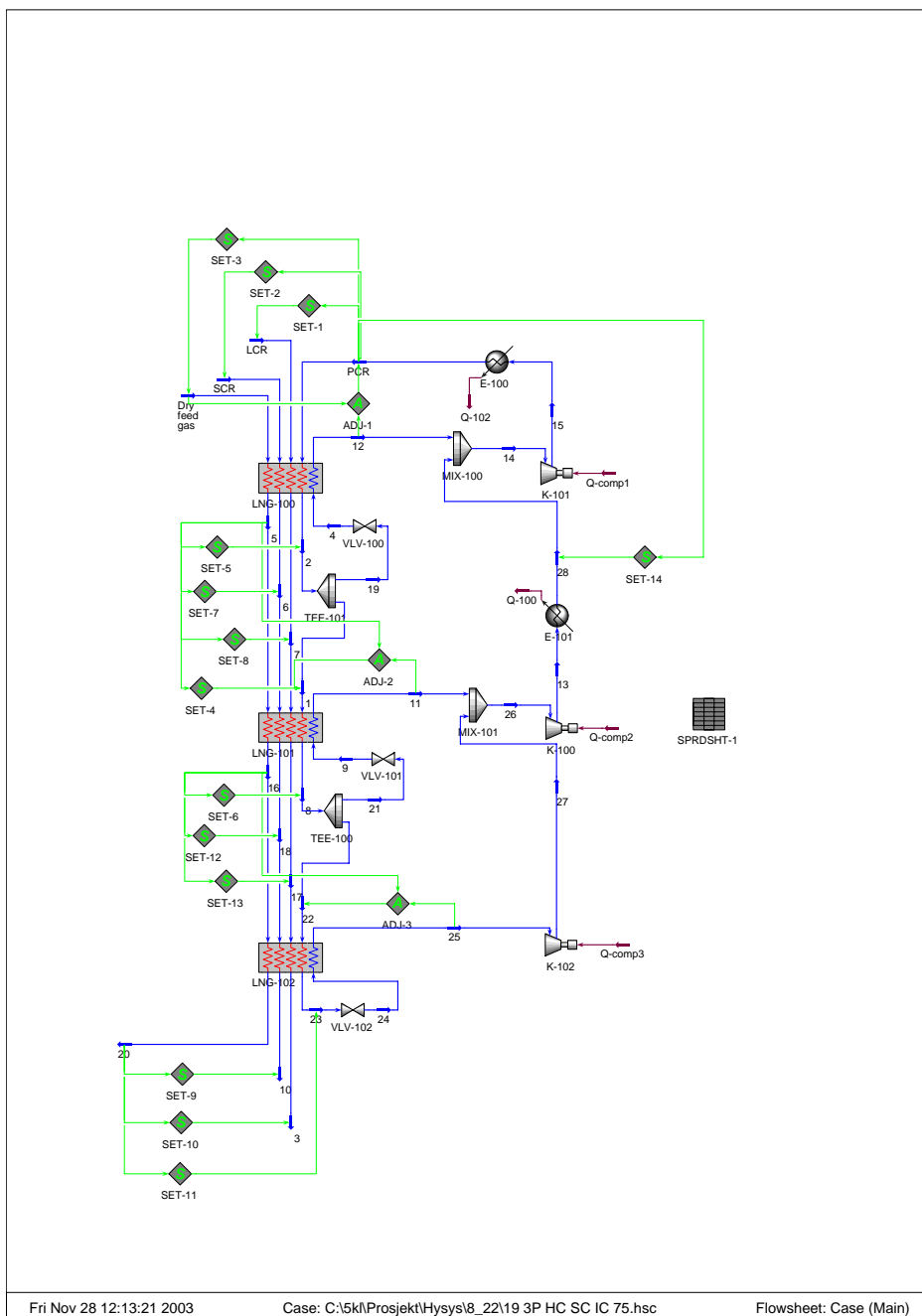
## Workbook: Case (Main)

### Energy Streams

Name	Q-comp2	Q-comp1	Q-102	Q-comp3	Q-104
Heat Flow (kJ/h)	6.170e+007	8.542e+007	5.053e+007	2.325e+007	4.820e+006
Name	Q-105	Q-100			
Heat Flow (kJ/h)	6.438e+007	6.975e+008			

**B.2.19 Modell nr 19: 3P HC SC IC 75**

Tretrykks HC-krets med intern underkjøling og mellomkjøling og 75% virkningsgrad i kompressorer.







NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5kl\Projekt\Hysys\8\_22\19 3P HC SC IC 75.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:22:49 2003

## Workbook: Case (Main)

### Material Streams

Name	Dry feed gas	PCR	LCR	SCR	1
Vapour Fraction	1.0000	0.0000 *	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	8.000	8.000 *	8.000	8.000	-10.00
Pressure (kPa)	7000 *	2101	1640 *	5300 *	2101
Molar Flow (kgmole/h)	4.628e+004	6.012e+004 *	2.083e+004	2.515e+004	4.436e+004 *
Mass Flow (kg/h)	8.000e+005 *	2.052e+006	6.200e+005 *	5.500e+005 *	1.514e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	2588	5126	1711	1579	3782
Heat Flow (kJ/h)	-3.619e+009	-6.248e+009	-1.815e+009	-1.881e+009	-4.696e+009
Name	2	4	5	6	7
Vapour Fraction	0.0000	0.0216	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-10.00	-12.60 *	-10.00 *	-10.00	-10.00
Pressure (kPa)	2101	1268	7000	5300	1640
Molar Flow (kgmole/h)	6.012e+004	1.577e+004	4.628e+004	2.515e+004	2.083e+004
Mass Flow (kg/h)	2.052e+006	5.382e+005	8.000e+005	5.500e+005	6.200e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	5126	1344	2588	1579	1711
Heat Flow (kJ/h)	-6.365e+009	-1.669e+009	-3.663e+009	-1.908e+009	-1.838e+009
Name	8	9	11	12	13
Vapour Fraction	0.0000	0.0223	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-30.00	-33.00 *	-13.00	5.438	25.96
Pressure (kPa)	2101	709.6	709.6	1268	1268
Molar Flow (kgmole/h)	4.436e+004	2.976e+004	2.976e+004	1.577e+004	4.436e+004
Mass Flow (kg/h)	1.514e+006	1.016e+006	1.016e+006	5.382e+005	1.514e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	3782	2537	2537	1344	3782
Heat Flow (kJ/h)	-4.780e+009	-3.207e+009	-2.771e+009	-1.460e+009	-4.047e+009
Name	14	15	16	17	18
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	0.0458	0.8196
Temperature (C)	7.328	38.61	-30.00 *	-30.00	-30.00
Pressure (kPa)	1268	2101	7000	1640	5300
Molar Flow (kgmole/h)	6.012e+004	6.012e+004	4.628e+004	2.083e+004	2.515e+004
Mass Flow (kg/h)	2.052e+006	2.052e+006	8.000e+005	6.200e+005	5.500e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	5126	5126	2588	1711	1579
Heat Flow (kJ/h)	-5.559e+009	-5.480e+009	-3.718e+009	-2.079e+009	-1.963e+009
Name	19	3	10	20	21
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.3986	1.0000	0.0000
Temperature (C)	-10.00	-50.00	-50.00	-50.00 *	-30.00
Pressure (kPa)	2101	1640	5300	7000	2101
Molar Flow (kgmole/h)	1.577e+004	2.083e+004	2.515e+004	4.628e+004	2.976e+004
Mass Flow (kg/h)	5.382e+005	6.200e+005	5.500e+005	8.000e+005	1.016e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	1344	1711	1579	2588	2537
Heat Flow (kJ/h)	-1.669e+009	-2.123e+009	-2.042e+009	-3.797e+009	-3.207e+009
Name	22	23	24	25	26
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0194	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-30.00	-50.00	-52.70 *	-33.00	-7.666
Pressure (kPa)	2101	2101	365.3	365.3	709.6
Molar Flow (kgmole/h)	1.460e+004 *	1.460e+004	1.460e+004	1.460e+004	4.436e+004
Mass Flow (kg/h)	4.983e+005	4.983e+005	4.983e+005	4.983e+005	1.514e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	1245	1245	1245	1245	3782
Heat Flow (kJ/h)	-1.573e+009	-1.598e+009	-1.598e+009	-1.370e+009	-4.117e+009
Name	27	28			
Vapour Fraction	1.0000	1.0000			
Temperature (C)	3.089	8.000			
Pressure (kPa)	709.6	1268			
Molar Flow (kgmole/h)	1.460e+004	4.436e+004			
Mass Flow (kg/h)	4.983e+005	1.514e+006			
Liquid Volume Flow (m3/h)	1245	3782			
Heat Flow (kJ/h)	-1.345e+009	-4.099e+009			



NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5kl\Projekt\Hysys\8\_22\19 3P HC SC IC 75.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:23:05 2003

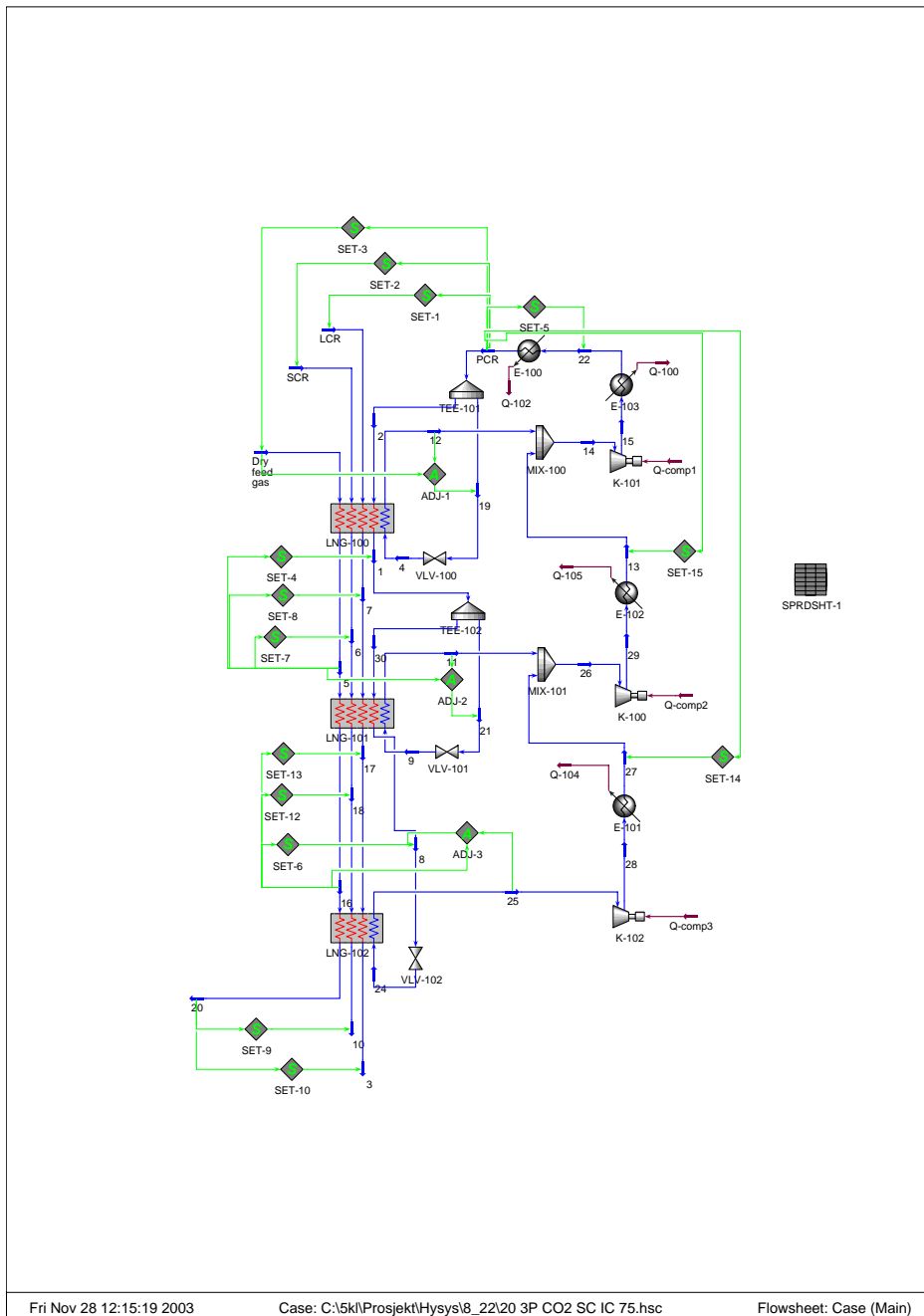
## Workbook: Case (Main)

### Energy Streams

Name	Q-comp2	Q-comp1	Q-102	Q-comp3	Q-100
Heat Flow (kJ/h)	6.937e+007	7.876e+007	7.677e+008	2.495e+007	5.215e+007

**B.2.20 Modell nr 20: 3P CO2 SC IC75**

Tretrykks CO<sub>2</sub>-krets med intern underkjøling og mellomkjøling og 75% virkningsgrad i kompressorer.





NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5kl\Projekt\Hysys\8\_22\20 3P CO2 SC IC 75.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:24:08 2003

## Workbook: Case (Main)

### Material Streams

Name	Dry feed gas	PCR	LCR	SCR	1
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	8.000	8.000 *	8.000	8.000	-10.00
Pressure (kPa)	7000 *	4830	1640 *	5300 *	4830
Molar Flow (kgmole/h)	4.628e+004	6.277e+004	2.083e+004	2.515e+004	4.458e+004
Mass Flow (kg/h)	8.000e+005 *	2.763e+006	6.200e+005 *	5.500e+005 *	1.962e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	2588	3347	1711	1579	2377
Heat Flow (kJ/h)	-3.619e+009	-2.551e+010	-1.815e+009	-1.881e+009	-1.821e+010
Name	2	4	5	6	7
Vapour Fraction	0.0000	0.1861	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	8.000	-11.00 *	-10.00 *	-10.00	-10.00
Pressure (kPa)	4830	2529	7000	5300	1640
Molar Flow (kgmole/h)	4.458e+004	1.819e+004	4.628e+004	2.515e+004	2.083e+004
Mass Flow (kg/h)	1.962e+006	8.005e+005	8.000e+005	5.500e+005	6.200e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	2377	970.0	2588	1579	1711
Heat Flow (kJ/h)	-1.812e+010	-7.392e+009	-3.663e+009	-1.908e+009	-1.838e+009
Name	8	9	11	12	13
Vapour Fraction	0.0000	0.1454	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-30.00	-31.00 *	-13.00	4.953	8.000
Pressure (kPa)	4830	1342	1342	2529	2529
Molar Flow (kgmole/h)	1.436e+004 *	3.022e+004	3.022e+004	1.819e+004	4.458e+004
Mass Flow (kg/h)	6.320e+005	1.330e+006	1.330e+006	8.005e+005	1.962e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	765.8	1612	1612	970.0	2377
Heat Flow (kJ/h)	-5.895e+009	-1.235e+010	-1.197e+010	-7.202e+009	-1.765e+010
Name	14	15	16	17	18
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	0.0458	0.8196
Temperature (C)	7.114	65.26	-30.00 *	-30.00	-30.00
Pressure (kPa)	2529	4830	7000	1640	5300
Molar Flow (kgmole/h)	6.277e+004	6.277e+004	4.628e+004	2.083e+004	2.515e+004
Mass Flow (kg/h)	2.763e+006	2.763e+006	8.000e+005	6.200e+005	5.500e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	3347	3347	2588	1711	1579
Heat Flow (kJ/h)	-2.485e+010	-2.474e+010	-3.718e+009	-2.079e+009	-1.963e+009
Name	19	3	10	20	21
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.3986	1.0000	0.0000
Temperature (C)	8.000	-50.00	-50.00	-50.00 *	-10.00
Pressure (kPa)	4830	1640	5300	7000	4830
Molar Flow (kgmole/h)	1.819e+004 *	2.083e+004	2.515e+004	4.628e+004	3.022e+004 *
Mass Flow (kg/h)	8.005e+005	6.200e+005	5.500e+005	8.000e+005	1.330e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	970.0	1711	1579	2588	1612
Heat Flow (kJ/h)	-7.392e+009	-2.123e+009	-2.042e+009	-3.797e+009	-1.235e+010
Name	24	25	26	27	28
Vapour Fraction	0.1200	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-51.00 *	-33.18	-6.269	8.000	26.28
Pressure (kPa)	632.2	632.2	1342	1342	1342
Molar Flow (kgmole/h)	1.436e+004	1.436e+004	4.458e+004	1.436e+004	1.436e+004
Mass Flow (kg/h)	6.320e+005	6.320e+005	1.962e+006	6.320e+005	6.320e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	765.8	765.8	2377	765.8	765.8
Heat Flow (kJ/h)	-5.895e+009	-5.692e+009	-1.764e+010	-5.674e+009	-5.663e+009
Name	29	30	22		
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	0.0000 *		
Temperature (C)	48.04	-10.00	13.00		
Pressure (kPa)	2529	4830	4830		
Molar Flow (kgmole/h)	4.458e+004	1.436e+004	6.277e+004		
Mass Flow (kg/h)	1.962e+006	6.320e+005	2.763e+006		
Liquid Volume Flow (m3/h)	2377	765.8	3347		
Heat Flow (kJ/h)	-1.756e+010	-5.867e+009	-2.546e+010		



NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5kl\Projekt\Hysys\8\_22\20 3P CO2 SC IC 75.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:23:51 2003

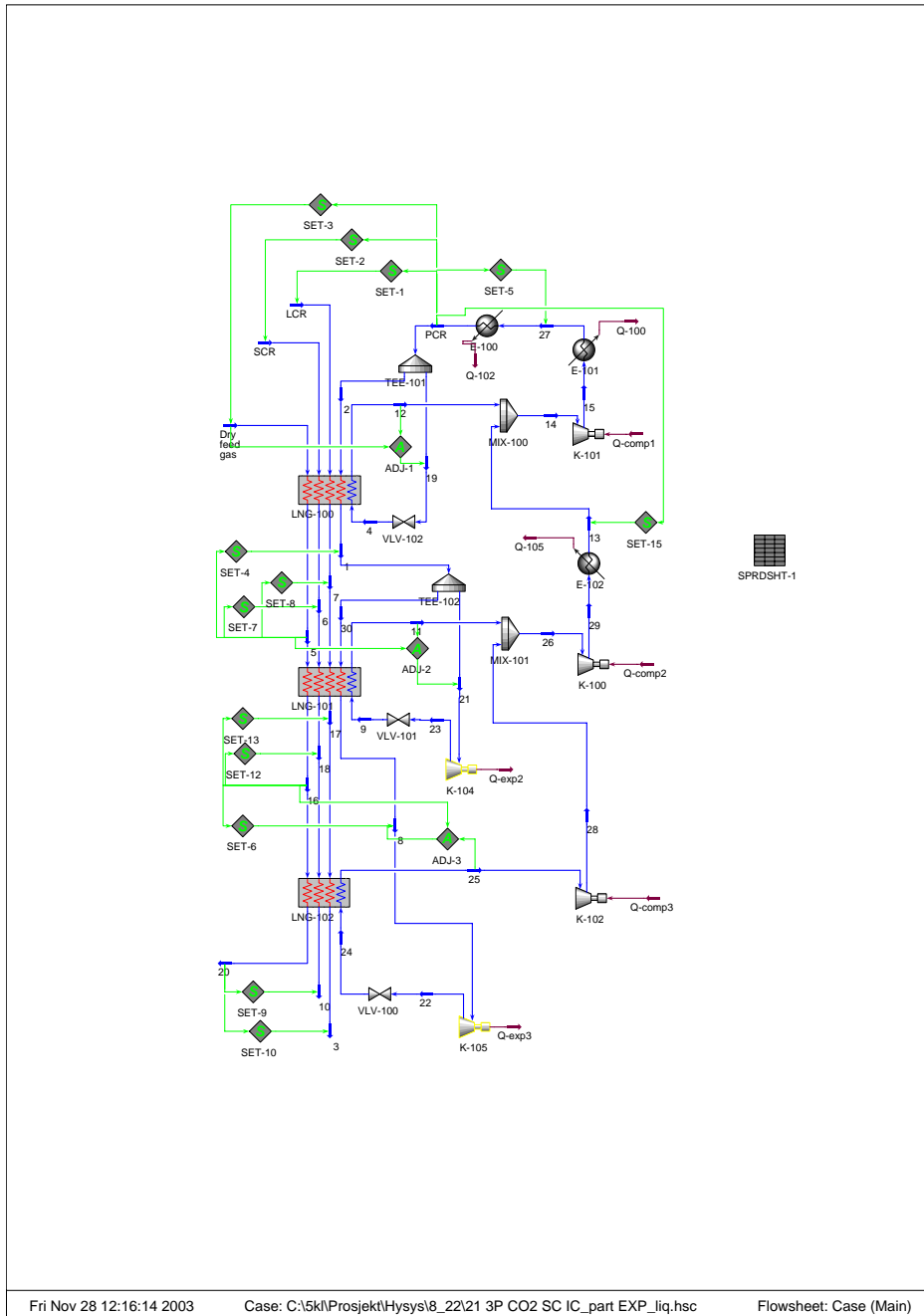
## Workbook: Case (Main)

### Energy Streams

Name	Q-comp2	Q-comp1	Q-102	Q-comp3	Q-104
Heat Flow (kJ/h)	7.964e+007	1.098e+008	5.053e+007	2.907e+007	1.101e+007
Name	Q-105	Q-100			
Heat Flow (kJ/h)	8.336e+007	7.204e+008			

**B.2.21 Modell nr 21: 3P CO2 SC ICpart EXPliq**

Tretrykks CO<sub>2</sub>-krets med intern underkjøling, mellomkjøling i de to øverstetrykknivåene og væskeekspandere.





NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5kl\Projekt\Hysys\8\_22\21 3P CO2 SC IC\_part EXP\_liq.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:24:59 2003

## Workbook: Case (Main)

### Material Streams

Name	Dry feed gas	PCR	LCR	SCR	1
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	8.000	8.000 *	8.000	8.000	-10.00
Pressure (kPa)	7000 *	4830	1640 *	5300 *	4830
Molar Flow (kgmole/h)	4.628e+004	6.225e+004	2.083e+004	2.515e+004	4.416e+004
Mass Flow (kg/h)	8.000e+005 *	2.739e+006	6.200e+005 *	5.500e+005 *	1.943e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	2588	3319	1711	1579	2355
Heat Flow (kJ/h)	-3.619e+009	-2.529e+010	-1.815e+009	-1.881e+009	-1.804e+010
Name	2	4	5	6	7
Vapour Fraction	0.0000	0.1861	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	8.000	-11.00 *	-10.00 *	-10.00	-10.00
Pressure (kPa)	4830	2529	7000	5300	1640
Molar Flow (kgmole/h)	4.416e+004	1.809e+004	4.628e+004	2.515e+004	2.083e+004
Mass Flow (kg/h)	1.943e+006	7.961e+005	8.000e+005	5.500e+005	6.200e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	2355	964.5	2588	1579	1711
Heat Flow (kJ/h)	-1.794e+010	-7.350e+009	-3.663e+009	-1.908e+009	-1.838e+009
Name	8	9	11	12	13
Vapour Fraction	0.0000	0.1380	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-30.00	-31.00 *	-12.86	5.107	8.000
Pressure (kPa)	4830	1342	1342	2529	2529
Molar Flow (kgmole/h)	1.422e+004 *	2.994e+004	2.994e+004	1.809e+004	4.416e+004
Mass Flow (kg/h)	6.257e+005	1.318e+006	1.318e+006	7.961e+005	1.943e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	758.1	1597	1597	964.5	2355
Heat Flow (kJ/h)	-5.836e+009	-1.223e+010	-1.186e+010	-7.161e+009	-1.748e+010
Name	14	15	16	17	18
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	0.0458	0.8196
Temperature (C)	7.156	57.16	-30.00 *	-30.00	-30.00
Pressure (kPa)	2529	4830	7000	1640	5300
Molar Flow (kgmole/h)	6.225e+004	6.225e+004	4.628e+004	2.083e+004	2.515e+004
Mass Flow (kg/h)	2.739e+006	2.739e+006	8.000e+005	6.200e+005	5.500e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	3319	3319	2588	1711	1579
Heat Flow (kJ/h)	-2.464e+010	-2.456e+010	-3.718e+009	-2.079e+009	-1.963e+009
Name	19	3	10	20	21
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.3986	1.0000	0.0000
Temperature (C)	8.000	-50.00	-50.00	-50.00 *	-10.00
Pressure (kPa)	4830	1640	5300	7000	4830
Molar Flow (kgmole/h)	1.809e+004 *	2.083e+004	2.515e+004	4.628e+004	2.994e+004 *
Mass Flow (kg/h)	7.961e+005	6.200e+005	5.500e+005	8.000e+005	1.318e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	964.5	1711	1579	2588	1597
Heat Flow (kJ/h)	-7.350e+009	-2.123e+009	-2.042e+009	-3.797e+009	-1.223e+010
Name	24	25	26	28	29
Vapour Fraction	0.1110	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-51.00 *	-33.03	-4.139	14.37	40.55
Pressure (kPa)	632.2	632.2	1342	1342	2529
Molar Flow (kgmole/h)	1.422e+004	1.422e+004	4.416e+004	1.422e+004	4.416e+004
Mass Flow (kg/h)	6.257e+005	6.257e+005	1.943e+006	6.257e+005	1.943e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	758.1	758.1	2355	758.1	2355
Heat Flow (kJ/h)	-5.837e+009	-5.635e+009	-1.747e+010	-5.613e+009	-1.741e+010
Name	30	22	23	27	
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000 *	
Temperature (C)	-10.00	-31.72	-11.77	13.00	
Pressure (kPa)	4830	1320 *	2502 *	4830	
Molar Flow (kgmole/h)	1.422e+004	1.422e+004	2.994e+004	6.225e+004	
Mass Flow (kg/h)	6.257e+005	6.257e+005	1.318e+006	2.739e+006	
Liquid Volume Flow (m3/h)	758.1	758.1	1597	3319	
Heat Flow (kJ/h)	-5.808e+009	-5.837e+009	-1.223e+010	-2.524e+010	



NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name:	M:\5kl\Projekt\Hysys\8_22\21 3P CO2 SC IC_part EXP_liq.hsc
Unit Set:	SI
Date/Time:	Mon Dec 01 11:25:22 2003

## Workbook: Case (Main)

### Energy Streams

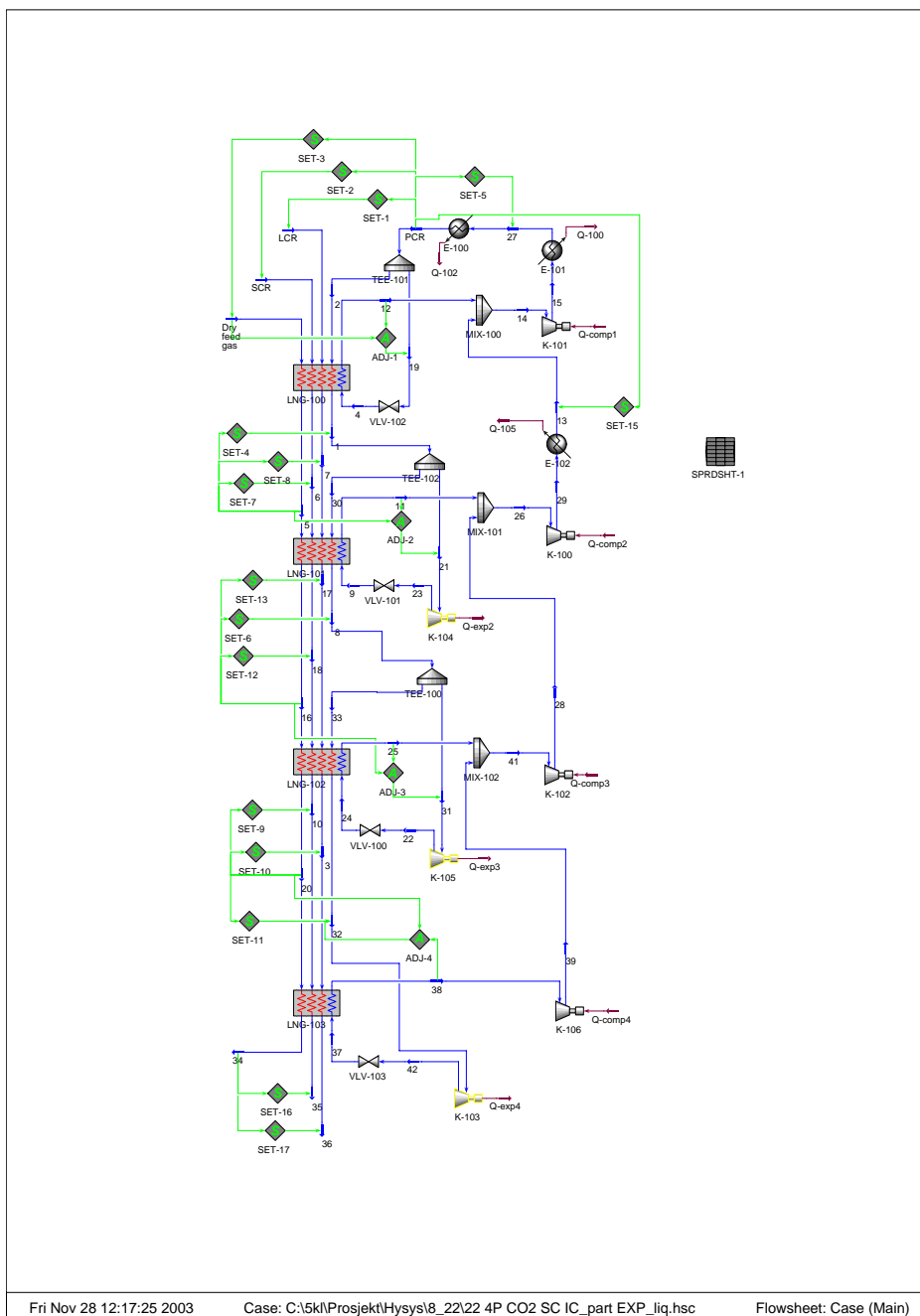
Name	Q-comp2	Q-comp1	Q-102	Q-comp3	Q-105
Heat Flow (kJ/h)	5.983e+007	8.169e+007	5.011e+007	2.160e+007	6.749e+007
Name	Q-exp2	Q-exp3	Q-100		
Heat Flow (kJ/h)	3.051e+006	1.955e+006	6.873e+008		

15					
16					
17					
18					
19					
20					
21					
22					
23					
24					
25					
26					
27					
28					
29					
30					
31					
32					
33					
34					
35					
36					
37					
38					
39					
40					
41					
42					
43					
44					
45					
46					
47					
48					
49					
50					
51					
52					
53					
54					
55					
56					
57					
58					
59					
60					
61					
62					
63					
64					
65					
66					
67					
68					
69					
70					
71					



**B.2.22 Modell nr 22: 4P CO2 SC ICpart EXPliq**

Firetrykks CO<sub>2</sub>-krets med intern underkjøling, mellomkjøling i de to øverste trykknivåene og væskeekspandere.





NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name:	M:\5kl\Projekt\Hysys\8_22\22 4P CO2 SC IC_part EXP_liq.hsc
Unit Set:	SI
Date/Time:	Mon Dec 01 11:26:23 2003

## Workbook: Case (Main)

### Material Streams

Name	Dry feed gas	PCR	LCR	SCR	1
Vapour Fraction	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	8.000	8.000 *	8.000	8.000	-7.000
Pressure (kPa)	7000 *	4830	1640 *	5300 *	4830
Molar Flow (kgmole/h)	4.628e+004	6.330e+004	2.083e+004	2.515e+004	4.729e+004
Mass Flow (kg/h)	8.000e+005 *	2.786e+006	6.200e+005 *	5.500e+005 *	2.081e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	2588	3375	1711	1579	2522
Heat Flow (kJ/h)	-3.619e+009	-2.572e+010	-1.815e+009	-1.881e+009	-1.931e+010
Name	2	4	5	6	7
Vapour Fraction	0.0000	0.1633	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	8.000	-8.000 *	-7.000 *	-7.000	-7.000
Pressure (kPa)	4830	2759	7000	5300	1640
Molar Flow (kgmole/h)	4.729e+004	1.601e+004	4.628e+004	2.515e+004	2.083e+004
Mass Flow (kg/h)	2.081e+006	7.044e+005	8.000e+005	5.500e+005	6.200e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	2522	853.5	2588	1579	1711
Heat Flow (kJ/h)	-1.922e+010	-6.504e+009	-3.655e+009	-1.903e+009	-1.834e+009
Name	8	9	11	12	13
Vapour Fraction	0.0000	0.1127	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-22.00	-23.00 *	-10.03	4.943	8.000
Pressure (kPa)	4830	1750	1750	2759	2759
Molar Flow (kgmole/h)	2.349e+004	2.380e+004	2.380e+004	1.601e+004	4.729e+004
Mass Flow (kg/h)	1.034e+006	1.048e+006	1.048e+006	7.044e+005	2.081e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	1253	1269	1269	853.5	2522
Heat Flow (kJ/h)	-9.624e+009	-9.719e+009	-9.429e+009	-6.339e+009	-1.872e+010
Name	14	15	16	17	18
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	0.2461	1.0000
Temperature (C)	7.223	50.61	-22.00 *	-22.00	-22.00
Pressure (kPa)	2759	4830	7000	1640	5300
Molar Flow (kgmole/h)	6.330e+004	6.330e+004	4.628e+004	2.083e+004	2.515e+004
Mass Flow (kg/h)	2.786e+006	2.786e+006	8.000e+005	6.200e+005	5.500e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	3375	3375	2588	1711	1579
Heat Flow (kJ/h)	-2.506e+010	-2.499e+010	-3.694e+009	-2.024e+009	-1.928e+009
Name	19	3	10	20	21
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.6633	1.0000	0.0000
Temperature (C)	8.000	-37.00	-37.00	-37.00 *	-7.000
Pressure (kPa)	4830	1640	5300	7000	4830
Molar Flow (kgmole/h)	1.601e+004 *	2.083e+004	2.515e+004	4.628e+004	2.380e+004 *
Mass Flow (kg/h)	7.044e+005	6.200e+005	5.500e+005	8.000e+005	1.048e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	853.5	1711	1579	2588	1269
Heat Flow (kJ/h)	-6.504e+009	-2.100e+009	-1.993e+009	-3.741e+009	-9.717e+009
Name	24	25	26	28	29
Vapour Fraction	0.0919	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-38.00 *	-25.09	2.099	14.59	34.79
Pressure (kPa)	1047	1047	1750	1750	2759
Molar Flow (kgmole/h)	1.465e+004	1.465e+004	4.729e+004	2.349e+004	4.729e+004
Mass Flow (kg/h)	6.449e+005	6.449e+005	2.081e+006	1.034e+006	2.081e+006
Liquid Volume Flow (m3/h)	781.4	781.4	2522	1253	2522
Heat Flow (kJ/h)	-6.006e+009	-5.807e+009	-1.871e+010	-9.279e+009	-1.866e+010
Name	30	22	23	31	32
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperature (C)	-7.000	-23.79	-8.711	-22.00	-37.00
Pressure (kPa)	4830	1723 *	2749 *	4830	4830
Molar Flow (kgmole/h)	2.349e+004	1.465e+004	2.380e+004	1.465e+004 *	8836 *
Mass Flow (kg/h)	1.034e+006	6.449e+005	1.048e+006	6.449e+005	3.889e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	1253	781.4	1269	781.4	471.2
Heat Flow (kJ/h)	-9.589e+009	-6.006e+009	-9.719e+009	-6.004e+009	-3.632e+009



NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

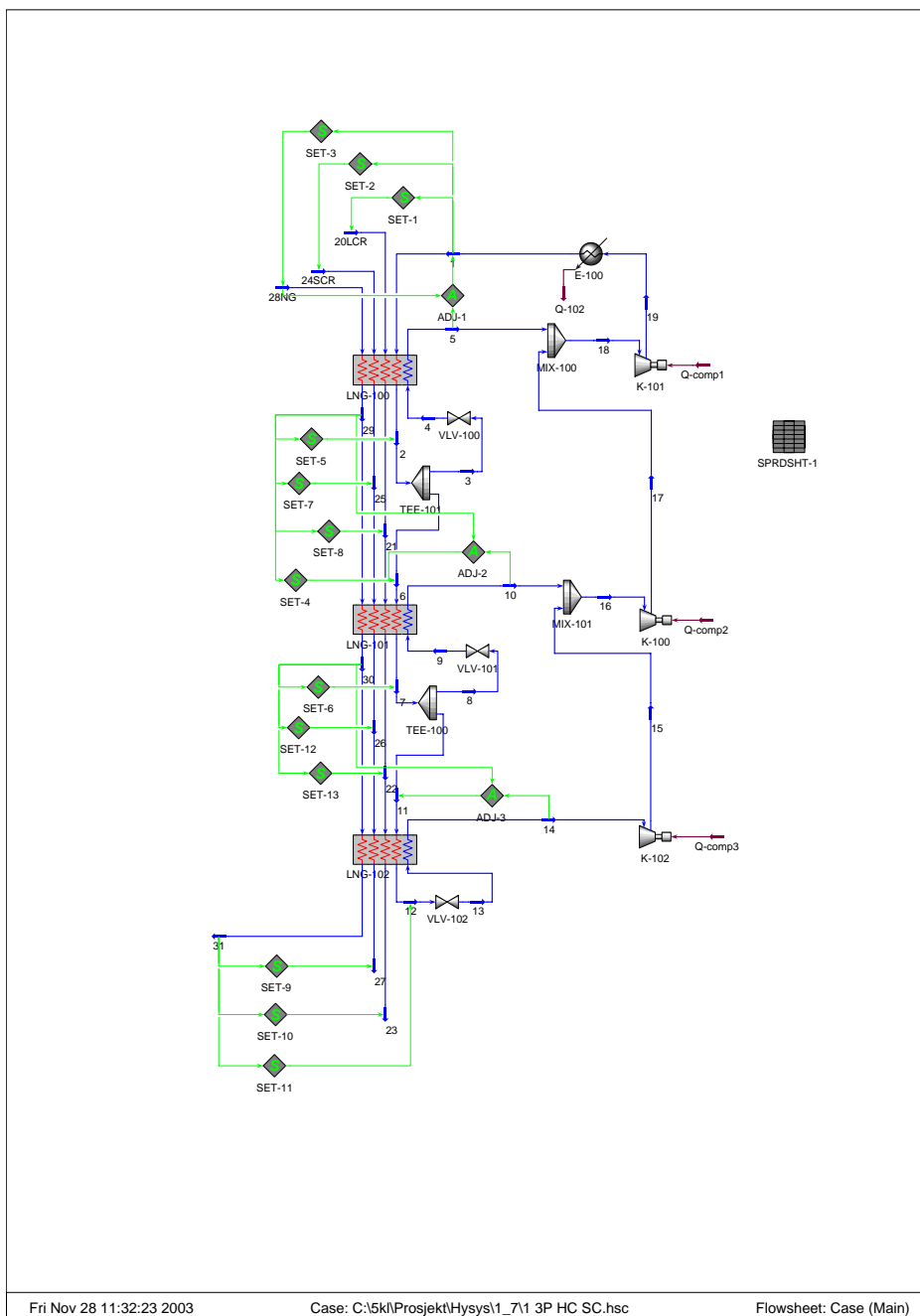
Case Name:	M:\5kl\Projekt\Hysys\8_22\22 4P CO2 SC IC_part EXP_liq.hsc
Unit Set:	SI
Date/Time:	Mon Dec 01 11:26:07 2003

## Workbook: Case (Main)

### Energy Streams

Name	Q-comp2	Q-comp1	Q-102	Q-comp3	Q-105
Heat Flow (kJ/h)	4.484e+007	6.951e+007	5.095e+007	2.426e+007	6.155e+007
Name	Q-exp2	Q-exp3	Q-comp4	Q-exp4	Q-100
Heat Flow (kJ/h)	2.215e+006	1.857e+006	8.445e+006	1.276e+006	6.760e+008

B.2.23 Forkjøling med NG som eneste varme strøm





NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5kl\Projekt\Hysys\1\_7\bareNG.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:09:07 2003

## Workbook: Case (Main)

### Material Streams

Name	28NG	1	20LCR	24SCR	6
Vapour Fraction	1.0000	0.0000 *	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature (C)	8.000	8.000 *	8.000	8.000	-10.00
Pressure (kPa)	7000 *	2101	1640 *	5300 *	2101
Molar Flow (kgmole/h)	4.628e+004	1.661e+004 *	0.0000	0.0000	1.091e+004 *
Mass Flow (kg/h)	8.000e+005 *	5.671e+005	0.0000 *	0.0000 *	3.725e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	2588	1416	0.0000	0.0000	930.3
Heat Flow (kJ/h)	-3.619e+009	-1.726e+009	0.0000	0.0000	-1.155e+009
Name	2	4	29	25	21
Vapour Fraction	0.0000	0.0216	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-10.00	-12.60 *	-10.00 *	-10.00	-10.00
Pressure (kPa)	2101	1268	7000	5300	1640
Molar Flow (kgmole/h)	1.661e+004	5702	4.628e+004	0.0000	0.0000
Mass Flow (kg/h)	5.671e+005	1.946e+005	8.000e+005	0.0000	0.0000
Liquid Volume Flow (m3/h)	1416	486.1	2588	0.0000	0.0000
Heat Flow (kJ/h)	-1.759e+009	-6.036e+008	-3.663e+009	0.0000	0.0000
Name	7	9	10	5	17
Vapour Fraction	0.0000	0.0223	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-30.00	-33.00 *	-13.09	4.973	19.23
Pressure (kPa)	2101	709.6	709.6	1268	1268
Molar Flow (kgmole/h)	1.091e+004	5171	5171	5702	1.091e+004
Mass Flow (kg/h)	3.725e+005	1.765e+005	1.765e+005	1.946e+005	3.725e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	930.3	440.9	440.9	486.1	930.3
Heat Flow (kJ/h)	-1.176e+009	-5.572e+008	-4.815e+008	-5.281e+008	-1.000e+009
Name	18	19	30	22	26
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	0.0458	0.8196
Temperature (C)	14.34	40.96	-30.00 *	-30.00	-30.00
Pressure (kPa)	1268	2101	7000	1640	5300
Molar Flow (kgmole/h)	1.661e+004	1.661e+004	4.628e+004	0.0000	0.0000
Mass Flow (kg/h)	5.671e+005	5.671e+005	8.000e+005	0.0000	0.0000
Liquid Volume Flow (m3/h)	1416	1416	2588	0.0000	0.0000
Heat Flow (kJ/h)	-1.528e+009	-1.511e+009	-3.718e+009	0.0000	0.0000
Name	3	23	27	31	8
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.3986	1.0000	0.0000
Temperature (C)	-10.00	-50.00	-50.00	-50.00 *	-30.00
Pressure (kPa)	2101	1640	5300	7000	2101
Molar Flow (kgmole/h)	5702	0.0000	0.0000	4.628e+004	5171
Mass Flow (kg/h)	1.946e+005	0.0000	0.0000	8.000e+005	1.765e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	486.1	0.0000	0.0000	2588	440.9
Heat Flow (kJ/h)	-6.036e+008	0.0000	0.0000	-3.797e+009	-5.572e+008
Name	11	12	13	14	16
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0194	1.0000	1.0000
Temperature (C)	-30.00	-50.00	-52.70 *	-33.22	-8.447
Pressure (kPa)	2101	2101	365.3	365.3	709.6
Molar Flow (kgmole/h)	5740 *	5740	5740	5740	1.091e+004
Mass Flow (kg/h)	1.960e+005	1.960e+005	1.960e+005	1.960e+005	3.725e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	489.4	489.4	489.4	489.4	930.3
Heat Flow (kJ/h)	-6.186e+008	-6.285e+008	-6.285e+008	-5.389e+008	-1.013e+009
Name	15				
Vapour Fraction	1.0000				
Temperature (C)	-4.289				
Pressure (kPa)	709.6				
Molar Flow (kgmole/h)	5740				
Mass Flow (kg/h)	1.960e+005				
Liquid Volume Flow (m3/h)	489.4				
Heat Flow (kJ/h)	-5.316e+008				



NTNU  
Calgary, Alberta  
CANADA

Case Name: M:\5kl\Projekt\Hysys\1\_7\bareNG.hsc

Unit Set: SI

Date/Time: Mon Dec 01 11:08:35 2003

## Workbook: Case (Main)

### Energy Streams

Name	Q-comp2	Q-comp1	Q-102	Q-comp3	
Heat Flow (kJ/h)	1.275e+007	1.704e+007	2.150e+008	7.349e+006	

## C Sammensetning naturgass

I tabell C.1 er sammensetningen til naturgassen før og etter flytendegjøring gitt. Det normaliserte gjennomsnittet i tredje kolonne er brukt i simuleringene. Tallene er hentet fra Linde.

Tabell C.1: Sammensetning naturgass. Molprosent

Komponent	Før flytende- gjøring	Etter flytende- gjøring	Gjennom- snitt (norm)
Metan	90,76	93,05	92,55
Etan	6,15	5,82	1,42
Propan	1,87	0,96	6,03
Andre	1,22	0,17	0

## D Trykk-entalpidiagram for metan

Ved hjelp av pH-diagrammet for metan vist på neste side, er omtrentlig ideelt kraftforbruk for kjøleprosessen beregnet.

Innløpstilstand:

$$T_1 = 8^\circ C$$

$$p_1 = 70bar$$

Utløpstilstand:

$$T_2 = -50^\circ C$$

$$p_2 = 70bar$$

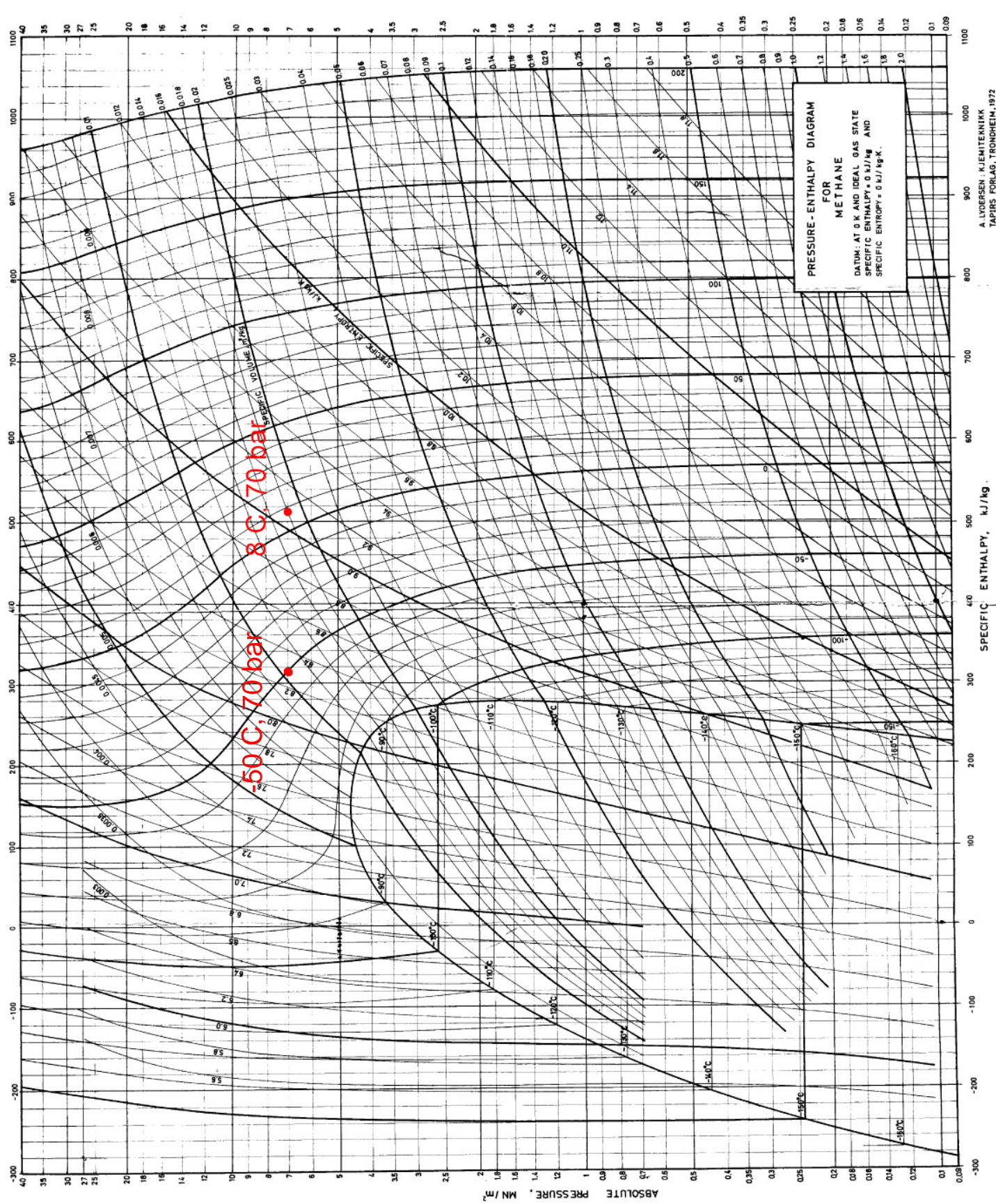
Omgivelsestemperatur:

$$T^0 = 5^\circ C$$

Minimum arbeid i forhold til omgivelsene:

$$\begin{aligned} W_s^{id} &= \Delta B = \Delta H - T_o \Delta S \\ &= ((320 - 520) \frac{kJ}{kg} - 278K \cdot (8,3 - 9,1) \frac{kJ}{kgK}) \cdot \frac{8 \cdot 10^5 \frac{kg}{h}}{3600 \frac{sek}{h}} \\ &\approx 5MW \end{aligned} \tag{D.1}$$





-50°C, 70 bar

8°C, 70 bar

**PRESSURE - ENTHALPY DIAGRAM**  
**FOR**  
**METHANE**  
 DATUM: AT 0 K AND IDEAL GAS STATE  
 SPECIFIC ENTHALPY = 0 kJ/kg AND  
 SPECIFIC ENTROPY = 0 kJ/kg·K.

## E MatLab

### E.1 Kode

I det følgende er de ulike matlabskriptene vist.

#### E.1.1 Fordamper.m

Beregner entalpidifferanse over fordamper ved ulike fordampertemperaturer. Gitt: T og p før ventil, T etter ventil (fordampertemperatur) og grad av overheting. Bruker skriptene

pH\_co2\_pr.m

og

pH\_co2\_sw.m

i [E.1.5](#) og [E.1.6](#) for beregning av volum på metningskurven.

```
% FordamperOver.m
% Finner entalpidifferansen over fordamper
% Utgangspunkt: 3P CO2 SC IC
% h = T*s + my*N

close all

p1 = 48.30e5;           % [Pa] Gitt
temp = 243:5:283;     % [K]   "
overheting = 20;
V1 = 4e-5;            % [m3] Startverdi, væskevolum
N = [1];              % En komponent (ren co2)
diffPR = [];
diffSW = [];
fordampertemp = [];

for T1 = temp
    T2 = T1-21;        % [K] Konst T ved fordampning
    fordampertemp(end+1) = T2;
    % PENG-ROBINSON
    % Før fordamper:
    v1 = V1;
    dv1 = v1;
    % Newtoniterasjoner til V ved ønsket trykk finnes:
    while abs(dv1)>1e-6*v1
        a1 = co2_pr([T1,v1,N]');
        dv1 = (p1 + a1.g(2))/(-a1.H(2,2));
        v1 = v1 + dv1;
    end
    %disp('PR TILFELLE B: Overhettet damp')
```

```

h1 = -a1.g(1)*T1 + a1.g(3)*N; % Entalpi før fordamper

% Etter fordamper, tørrmettet:
pH_co2_pr;
v2 = V;
a2 = co2_pr([T2,v2,N]');
p2 = -a2.g(2);
% Overheting, konst p2:
t2 = T2 + overheting; % [K] Overheting damp (Tevap=ca -10C ved 25 bar)
)
dv2 = v2;
while abs(dv2) > 1e-6*v2
    a2 = co2_pr([t2,v2,N]');
    dv2 = (p2 + a2.g(2))/(-a2.H(2,2));
    v2 = v2 + dv2;
end
h2 = -a2.g(1)*t2 + a2.g(3)*N;
% Differanse:
Dh = h2 - h1;
diffPR(end+1) = Dh;

% SPAN-WAGNER
% Før fordamper:
dV1 = V1;
while abs(dV1) > 1e-6*V1
    A1 = co2_sw([T1,V1,N]');
    dV1 = (p1 + A1.g(2))/(-A1.H(2,2));
    V1 = V1 + dV1;
end
H1 = -A1.g(1)*T1 + A1.g(3)*N; % Entalpi før fordamper

% Etter fordamper, tørrmettet:
pH_co2_sw;
V2 = V;
A2 = co2_sw([T2,V2,N]');
P2 = -A2.g(2);
% Overheting:
T2 = T2 + overheting;
dV2 = V2;
while abs(dV2) > 1e-6*V2
    A2 = co2_sw([T2,V2,N]');
    dV2 = (P2 + A2.g(2))/(-A2.H(2,2));
    V2 = V2 + dV2;
end
H2 = -A2.g(1)*T2 + A2.g(3)*N;
DH = H2 - H1;
diffSW(end+1) = DH;
end

avvik = (diffSW-diffPR)./diffSW*100;

subplot(2,1,1)
diff = [diffPR; diffSW];
plot(fordampertemp,diff)
title('Entalpidifferanse_Over_fordamper, _overheting:_20_K')
xlabel('Temperatur_i_fordamper_[K]')
ylabel('Entalpidifferanse_[J/mol]')
legend('Peng_Robinson', 'Span_Wagner')
grid

subplot(2,1,2)
plot(fordampertemp,avvik,'red')

```

```
legend('Avvik_for_Peng_Robinson_relativt_til_Span_Wagner')  
xlabel('Temperatur_i_fordamper_[K]')  
ylabel('Prosentvis_avvik_[%]')  
grid
```

### E.1.2 Kompressor.m

Beregner entalpidifferanse over kompressor. Gitt: T og p før kompressor, p etter kompressor samt at entropi er konstant.

```

% Kompressor.m
% Entalpidifferanse i kompressor, ved gitt innløpstilstand (T, p) og gitt
% utløpstrykk, isentropisk kompresjon

clear all
p01 = 6.322e5;           % [Pa] Gitt
T01 = 273.15-33.19;     % [K] Gitt
V1 = 7.7e-4;            % [m3] Startverdi, gassvolum
p02 = 13.42e5;         % [Pa] P gitt
n = [1];

% PENG-ROBINSON
% FØR KOMPRESSOR:
v1 = V1;
dv1 = v1;
% Newtoniterasjoner til V ved ønsket trykk finnes:
while abs(dv1)>1e-6*v1
    a1 = co2_pr([T01,v1,n]');
    dv1 = (p01 + a1.g(2))/(-a1.H(2,2));
    v1 = v1 + dv1;
end
h1 = -a1.g(1)*T01 + a1.g(3)*n; % Entalpi før kompressor
disp(['PENG-ROBINSON'])
disp(['Entalpi før kompressor: H1= ', num2str(h1), ' J/mol'])

% ETTER KOMPRESSOR:
s02 = a1.g(1);          % Isentropisk kompresjon
g02 = [-s02 p02]';

t2 = T01;              % [K] Startverdi
v2 = v1;               % [m3] "
x = [t2 v2];
dx = x;
while abs(dx./x)>1e-6
    a2 = co2_pr([t2,v2,n]');
    dx = ((g02 + a2.g(1:2)))/(-a2.H(1:2,1:2));
    x = x + dx;
    t2 = x(1);
    v2 = x(2);
end
h2 = -a2.g(1)*t2 + a2.g(3)*n; % Entalpi etter kompressor
disp(['Entalpi etter kompressor: H2= ', num2str(h2), ' J/mol'])

% Differanse:
Dh = h2 - h1;
disp(['Differanse: H2-H1= ', num2str(Dh), ' J/mol'])
t2
disp(' ')

% SPAN-WAGNER
% FØR KOMPRESSOR:
dV1 = V1;
while abs(dV1)>1e-6*V1
    A1 = co2_sw([T01,V1,n]');
    dV1 = (p01 + A1.g(2))/(-A1.H(2,2));
    V1 = V1 + dV1;

```

```

end
H1 = -A1.g(1)*T01 + A1.g(3)*n; % Entalpi før kompressor
disp(['SPAN_WAGNER'])
disp(['Entalpi før kompressor: ', num2str(H1), ' J/mol'])

% EITER KOMPRESSOR:
S02 = A1.g(1); % Isentropisk kompresjon
G02 = [-S02 p02]';

T2 = T01; % [K] Startverdi
V2 = V1; % [m3]
X = [T2 V2];
dX = X;
while abs(dX./X)>1e-6
    A2 = co2_sw([T2,V2,n]');
    dX = ((G02 + A2.g(1:2))'/(-A2.H(1:2),1:2));
    X = X + dX;
    T2 = X(1);
    V2 = X(2);
end
H2 = -A2.g(1)*T2 + A2.g(3)*n; % Entalpi etter kompressor
disp(['Entalpi etter kompressor: ', num2str(H2), ' J/mol'])

% Differanse:
DH = H2 - H1;
disp(['Differanse: ', num2str(DH), ' J/mol'])
T2
disp(' ')

```

### E.1.3 co2 pr.m

Fra databasen DIPPR96[18] hentes data for CO<sub>2</sub> for å generere en standardtilstand, en ideell tilstandslikning og et reelt residualledd til tilstandslikningen (i dette tilfellet Peng-Robinson). Standardtilstanden genereres ved hjelp av kjemisk potensial, dannelsesentalpi og standard entropi for CO<sub>2</sub>. I den reelle tilstandslikningen benyttes verdier som kritisk trykk og temperatur.

```

### Peng-Robinson CO2 equation of state

n = ['carbon dioxide']

co2 = Surface.new('co2_pr') * (
    Helmholtz.new() * (
        StandardState.new() * (
            MuT_cp.new(:ig,:dippr,:dippr96) * (
                MuT_hs.new(:ig,:h0,:dippr96) +
                MuT_hs.new(:ig,:s0,:dippr96).mixture(n)
            )
        ) +
        EquationOfState.new() * (
            ModTVN_ideal.new(:fluid,:idealgas).mixture(n)
        ) +
        EquationOfState.new() * (
            ModTVN.new(:fluid,:pr,:dippr96,:home).mixture(n)
        )
    )
)

co2.LaTeX_report!

:sw12polar,:sw03

% co2_pr.m

function [S] = co2_pr(x)

[S] = Helmholtz_anonymous_23829684(x);

function [S] = Helmholtz_anonymous_23829684(x)

```

```
[S] = StandardState_anonymous_23817264(x);
```

```
function [S] = StandardState_anonymous_23817264(x)
```

```
[S] = EquationOfState_anonymous_25942204(x);
i = [3];
[S_1] = MuT_cp_dippr_23808960(x(1));
S.g(1) = S.g(1) + S_1.d mudT'*x(i);
S.g(i) = S.g(i) + S_1.mu;
S.H(1,1) = S.H(1,1) + S_1.d2 mudTdT'*x(i);
S.H(i,1) = S.H(i,1) + S_1.d mudT;
S.H(1,i) = S.H(i,1)';
```

```
function [S] = EquationOfState_anonymous_25942204(x)
```

```
[S] = EquationOfState_anonymous_25857832(x);
[S_1] = ModTVN_ideal_idealgas_25941088(x);
S.g = S.g + S_1.g;
S.H = S.H + S_1.H;
```

```
function [S] = EquationOfState_anonymous_25857832(x)
```

```
[S] = ModTVN_pr_25856752(x);
```

```
function [S] = ModTVN_pr_25856752(x)
```

```
R = 8.314511984; % [J/Kmol] Gasskonstant
d_1 = 2.414213562;
d_2 = 0.4142135624;
t_c = [304.21]; % [K] Kritisk punkt
p_c = [7383000.0]; % [Pa]
Omega_b = 0.0777960739; % ok
T = x(1);
V = x(2);
i = [3];
n = x(i);
e = [1]; % Enhetsvektor (hjelpvektor)

c = 1/(d_1 + d_2);
NR = sum(n)*R;
RT = R*T;
NRT = NR*T;
dBdn = Omega_b*R*(t_c./p_c);
B = n'*dBdn;
C_1circ = (1/(V + d_1*B) - 1/(V - d_2*B))/B;
C_2circ = (-d_1/(V + d_1*B)^2 - d_2/(V - d_2*B)^2 -
C_1circ)/B;
C_lnd = log((V + d_1*B)/(V - d_2*B));
C_lnv = log(V/(V - B));
C_1 = (d_1/(V + d_1*B) + d_2/(V - d_2*B) - C_lnd)/B;
;
C_2 = (-(d_1/(V + d_1*B))^2 + (d_2/(V - d_2*B))^2 - 2*C_1)/B;
[d2AdTdT,d2AdndT,d2AdndnT] = ModTVN_pr_a_soave_25855840(T,n,R,t_c,p_c);
dAdT = d2AdndT'*n/2;
dAdn = d2AdndnT*n;
A = dAdn'*n/2;
g-1 = NR*C_lnv - c*dAdT*C_lnd/B;
```



```

g_2 = -NRT*B/(V*(V - B)) + A/((V + d_1*B)*(V - d_2*B)
);
g_i = RT*C_lnd/B*dAdn;
H_11 = -c*d2AdTdT*C_lnd/B;
H_21 = -B*NR/(V*(V - B)) + dAdT/((V + d_1*B)*(V - d_2*
B));
H_i1 = R*C_lnd/B*d2AdndT;
H_22 = -NRT/V^2 + NRT/(V - B)^2 + c*A*(1/(V + d_1*B)
^2 - 1/(V - d_2*B)^2)/B;
H_i2 = -RT*B/(V*(V - B))*e - (NRT/(V - B)^2 + c*A*
C_2circ)*dBdn - c*C_1circ*dAdn;
H_ii = RT/(V - B)*(e*dBdn' + dBdn*e') + (NRT/(V - B)
^2 - c*A*C_2)*dBdn*dBdn' - c*C_1*(dAdn*dBdn' + dBdn*dAdn') - c*C_lnd/B*
d2AdndnT;
S.g = [g_1; g_2; g_i];
S.H = [H_11, H_21', H_i1'; H_21, H_22, H_i2'; H_i1, H_i2,
H_ii];

```

```

function [d2AdTdT, d2AdndT, d2AdndnT] = ModTVN_pr_a_soave_25855840(T, n, R, t_c,
p_c)

```

```

e = [1];
Omega_a = 0.4572355289; % ok
K = [0]; % Interaksjonsparameter. Null ved ren komp
r_c = t_c./sqrt(p_c);
F = 2*Omega_a*R^2*(r_c*r_c'.*(e*e' - K));
[m] = ModTVN_pr_a_soave_m_pr_25854832;
k = e + m.*(e - sqrt(T./t_c));
k_t = -1/(2*T)*(m - k + e);
k_tt = -1/(2*T)*k_t;
d2AdTdT = (n.*k_tt)'*F*(k.*n) + (n.*k_t)'*F*(k_t.*n);
d2AdndT = k_t.*(F*(k.*n)) + k.*(F*(k_t.*n));
d2AdndnT = F.*(k*k');

```

```

function [m] = ModTVN_pr_a_soave_m_pr_25854832

```

```

omega_az = [0.223621]; % Asentrisk faktor
%omega_az = [0.239];
%omega_az = [0.024];
e = [1];
m = 0.37464*e + 1.54226*omega_az + -0.2699*omega_az.^2; % ok

```

```

function [S] = ModTVN_ideal_idealgas_25941088(x)

```

```

R = 8.314511984;
pcirc = [101325.0];
xcirc = [1.0];
T = x(1);
V = x(2);
i = [3];
n = x(i);
NR = sum(n)*R;
NRT = NR*T;
e = [1];
p = R*log(R*T*(n./pcirc)/V);
g_1 = n'*p;
g_2 = -NRT/V;

```

```

g_i    = T*p;
H_11   = NR/T;
H_21   = -NR/V;
H_i1   = p + R*e;
H_22   = NRT/V^2;
H_i2   = -R*(T/V)*e;
H_ii   = R*T*diag(e./n);
S.g    = [g_1;g_2;g_i];
S.H    = [H_11,H_21',H_i1',H_21,H_22,H_i2',H_i1,H_i2,H_ii];

```

```
function [S] = MuT_cp_dippr_23808960(T)
```

```

t_0    = [298.15];
t_min  = [50.0];
t_max  = [5000.0];
C      = [29.37,34.54,1428.0,26.4,588.0];
c_1    = C(:,1);
c_2    = C(:,2);
c_3    = C(:,3);
c_4    = C(:,4);
c_5    = C(:,5);
c_p    = c_1 + c_2.*c_3.^2./(T^2*sinh(c_3/T).^2) + c_4.*c_5.^2./(T^2*
cosh(c_5/T).^2);
h      = c_1*T + c_2.*c_3.*cosh(c_3/T)./sinh(c_3/T) - c_4.*c_5.*sinh(c_5
./T)./cosh(c_5/T) - c_1.*t_0 - c_2.*c_3.*cosh(c_3./t_0)./sinh(c_3./t_0)
+ c_4.*c_5.*sinh(c_5./t_0)./cosh(c_5./t_0);
s      = c_1*log(T) + c_4.*(log(cosh(c_5/T)) - c_5.*sinh(c_5/T)./cosh(
c_5/T)/T) + c_2.*(c_3.*cosh(c_3/T)./sinh(c_3/T)/T - log(sinh(c_3/T))) -
c_1.*log(t_0) - c_4.*(log(cosh(c_5./t_0)) - c_5.*sinh(c_5./t_0)./cosh(
c_5./t_0)./t_0) - c_2.*(c_3.*cosh(c_3./t_0)./sinh(c_3./t_0)./t_0 - log(
sinh(c_3./t_0)));
S.mu   = h - T*s;
S.dmudT = -s;
S.d2mudTdT = -(c_p/T);
i      = [1];
[S_1]  = MuT_hs_h0_23796204(T);
S.mu(i) = S.mu(i) + S_1.mu;
S.dmudT(i) = S.dmudT(i) + S_1.dmudT;

```

```
function [S] = MuT_hs_h0_23796204(T)
```

```

hcirc  = [-393510.0]; % Dannelsesentalpi
[S]    = MuT_hs_s0_23790012(T);
S.mu   = S.mu + hcirc;
S.dmudT = S.dmudT + [0];

```

```
function [S] = MuT_hs_s0_23790012(T)
```

```

scirc  = [213.677];
S.mu   = -(T*scirc);
S.dmudT = -scirc;

```

## E.1.4 co2 sw.m

```
% co2_sw.m
```

```
function [S] = co2_sw(x)
```

```
[S] = Helmholtz_anonymous_23829804(x);
```

```
function [S] = Helmholtz_anonymous_23829804(x)
```

```
[S] = StandardState_anonymous_23817360(x);
```

```
function [S] = StandardState_anonymous_23817360(x)
```

```
[S] = EquationOfState_anonymous_23031408(x);
i = [3];
[S_1] = MuT_cp_dippr_23809380(x(1));
S.g(1) = S.g(1) + S_1.d mudT'*x(i);
S.g(i) = S.g(i) + S_1.mu;
S.H(1,1) = S.H(1,1) + S_1.d2mudTdT'*x(i);
S.H(i,1) = S.H(i,1) + S_1.d mudT;
S.H(1,i) = S.H(i,1)';
```

```
function [S] = EquationOfState_anonymous_23031408(x)
```

```
[S] = EquationOfState_anonymous_22908308(x);
[S_1] = ModTVN_ideal_idealgas_23028984(x);
S.g = S.g + S_1.g;
S.H = S.H + S_1.H;
```

```
function [S] = EquationOfState_anonymous_22908308(x)
```

```
[S] = ModTVN_sw_0_5_7_0_23818404(x);
```

```
function [S] = ModTVN_sw_0_5_7_0_23818404(x)
```

```
R = 8.314511984;
T_c = 304.1282;
rho_c = 10624.90627;
tau = T_c/x(1);
delta = x(3)/x(2)/rho_c;
N = x(3);
a_1 = [0.89875108; -2.1281985; -0.06819032; 0.076355306; 0.00022053253];

t_1 = [0.25; 1.25; 1.5; 0.25; 0.875];
d_1 = [1.0; 1.0; 1.0; 3.0; 7.0];
a_2 = [0.41541823; 0.71335657; 0.00030354234; -0.36643143; -0.0014407781; -0.089166707; -0.00014407781];

t_2 = [2.375; 2.0; 2.125; 3.5; 6.5; 4.75; 12.5];
d_2 = [1.0; 2.0; 5.0; 1.0; 1.0; 4.0; 2.0];
p_2 = [1.0; 1.0; 1.0; 2.0; 2.0; 2.0; 3.0];
u_2 = d_2 - p_2.*delta.^p_2;
v_2 = exp(-delta.^p_2);
phir = a_1'*(delta.^d_1.*tau.^t_1) + a_2'*(v_2.*delta.^d_2.*tau.^t_2);
```

```

phi_taur      = a_1'*(delta.^d_1.*t_1.*tau.^(t_1 - 1)) + a_2'*(v_2.*delta
               .^d_2.*t_2.*tau.^(t_2 - 1));
phi_deltar   = a_1'*(d_1.*delta.^(d_1 - 1).*tau.^t_1) + a_2'*(v_2.*delta
               .^(d_2 - 1).*u_2.*tau.^t_2);
phi_tautaur  = a_1'*(delta.^d_1.*t_1.*(t_1 - 1).*tau.^(t_1 - 2)) + a_2'*(
               v_2.*delta.^d_2.*t_2.*(t_2 - 1).*tau.^(t_2 - 2));
phi_deltadeltar = a_1'*(d_1.*(d_1 - 1).*delta.^(d_1 - 2).*tau.^t_1) + a_2'*(
               v_2.*delta.^(d_2 - 2).*u_2.*(u_2 - 1) - p_2.^2.*delta.^p_2).*tau.^t_2);
phi_deltataur = a_1'*(d_1.*delta.^(d_1 - 1).*t_1.*tau.^(t_1 - 1)) + a_2'*(
               v_2.*delta.^(d_2 - 1).*t_2.*u_2.*tau.^(t_2 - 1));
g_1          = N*R*(phir - tau*phi_taur);
g_2          = -R*T_c*rho_c*delta^2*phi_deltar/tau;
g_i          = R*T_c*(phir + delta*phi_deltar)/tau;
H_11         = N*R*tau^3*phi_tautaur/T_c;
H_21         = -R*delta^2*rho_c*(phi_deltar - tau*phi_deltataur);
H_i1         = R*(phir - tau*phi_taur + delta*(phi_deltar - tau*
               phi_deltataur));
H_22         = R*T_c*rho_c^2*delta^3*(delta*phi_deltadeltar + 2*
               phi_deltar)/(tau*N);
H_i2         = -R*T_c*rho_c*delta^2*(delta*phi_deltadeltar + 2*phi_deltar
               )/(tau*N);
H_ii         = R*T_c*delta*(delta*phi_deltadeltar + 2*phi_deltar)/(tau*N);
;
S.g          = [g_1;g_2;g_i];
S.H          = [H_11,H_21,H_i1;H_21,H_22,H_i2;H_i1,H_i2,H_ii];

```

**function** [S] = ModTVN\_ideal\_idealgas\_23028984(x)

```

R          = 8.314511984;
pcirc     = [101325.0];
xcirc     = [1.0];
T         = x(1);
V         = x(2);
i         = [3];
n         = x(i);
NR        = sum(n)*R;
NRT       = NR*T;
e         = [1];
p         = R*log(R*T*(n./pcirc)/V);
g_1       = n'*p;
g_2       = -NRT/V;
g_i       = T*p;
H_11      = NR/T;
H_21      = -NR/V;
H_i1      = p + R*e;
H_22      = NRT/V^2;
H_i2      = -R*(T/V)*e;
H_ii      = R*T*diag(e./n);
S.g       = [g_1;g_2;g_i];
S.H       = [H_11,H_21',H_i1';H_21,H_22,H_i2';H_i1,H_i2,H_ii];

```

**function** [S] = MuT\_cp\_dippr\_23809380(T)

```

t_0       = [298.15];
t_min     = [50.0];
t_max     = [5000.0];
C         = [29.37,34.54,1428.0,26.4,588.0];
c_1       = C(:,1);
c_2       = C(:,2);
c_3       = C(:,3);

```

```

c_4      = C(:,4);
c_5      = C(:,5);
c_p      = c_1 + c_2.*c_3.^2./(T^2*sinh(c_3/T).^2) + c_4.*c_5.^2./(T^2*
cosh(c_5/T).^2);
h        = c_1*T + c_2.*c_3.*cosh(c_3/T)./sinh(c_3/T) - c_4.*c_5.*sinh(c_5
./T)./cosh(c_5/T) - c_1.*t_0 - c_2.*c_3.*cosh(c_3./t_0)./sinh(c_3./t_0)
+ c_4.*c_5.*sinh(c_5./t_0)./cosh(c_5./t_0);
s        = c_1*log(T) + c_4.*(log(cosh(c_5/T)) - c_5.*sinh(c_5/T)./cosh(
c_5/T)/T) + c_2.*(c_3.*cosh(c_3/T)./sinh(c_3/T)/T - log(sinh(c_3/T))) -
c_1.*log(t_0) - c_4.*(log(cosh(c_5./t_0)) - c_5.*sinh(c_5./t_0)./cosh(
c_5./t_0)./t_0) - c_2.*(c_3.*cosh(c_3./t_0)./sinh(c_3./t_0)./t_0 - log(
sinh(c_3./t_0)));
S.mu     = h - T*s;
S.dmudT  = -s;
S.d2mudTdT = -(c_p/T);
i        = [1];
[S_1]    = MuT_hs_h0_23796420(T);
S.mu(i)  = S.mu(i) + S_1.mu;
S.dmudT(i) = S.dmudT(i) + S_1.dmudT;

```

```

function [S] = MuT_hs_h0_23796420(T)

```

```

hcirc    = [-393510.0];
[S]      = MuT_hs_s0_23790264(T);
S.mu     = S.mu + hcirc;
S.dmudT  = S.dmudT + [0];

```

```

function [S] = MuT_hs_s0_23790264(T)

```

```

scirc    = [213.677];
S.mu     = -(T*scirc);
S.dmudT  = -scirc;

```

## E.1.5 pH co2 pr.m

```

% Hp_co2.m
% Kalkulerer p som funksjon av H ved ulike T

format short e;
warning('off'); % Hvis warning: vil ikke synes

i = 2:3; % Volum og moltall (plassering i matr)
n = 3; % Moltall
t = T2; % Temperatur
v = logspace(log10(3.9e-5),log10(1e-2),100); % Volumer
x0 = [NaN NaN 1]'; % Initiell tilstandsvektor
e1 = [1, zeros(size(n))]; % Beskrankningsmatrise (stabilitetssøk)
enthalpy = []; % Beregnede entalpier
pressure = []; % Beregnede trykk
maxit = 20; % Max antall iterasjoner(stabilitetssøk)

for T = t
    phs = 1; % Antar 1 fase
    h = []; % Beregnede entalpier
    p = []; % Beregnede trykk
    for V = v
        if phs==1
            x = x0; % Default tilstandsvektor
            x(1:2) = [T;V]; % Legger inn T og V
            A = co2_pr(x); % Beregner gradient og
                Hessian
            h(end+1)=-A.g(1)*T + A.g(n)'*x(n); % Entalpi
            p(end+1)=-A.g(2); % Trykk
            H0 = A.H; % Trenger denne Hessiske
                hvis
                % en mer stabil fase
                finnes
            g0 = A.g; % Tangentplan
            y = [x(1:2);x(n)/10000]; % Crude estimate for vap
                phase.
                % Fortynner massen slik av
                vi helt
                % sikkert ikke har
                væskefase lenger
            dy = y; % Initialize update vector
            iter = 0; % Restrict number of
                iterations
                % (stability calculation
                may
                % oscillate for unstable
                phases)
            while iter<maxit & norm(dy)>1e-6 % Do a stability check:
                Sjekker at
                % vi ikke har væske

                iter = iter + 1;
                A = co2_pr(y);
                tmp = inv([e1',A.H(i,i);0,e1])*[g0(i)-A.g(i);0]; %
                    Løsningsvektor
                dy = [0;tmp(i)];
                s = min(1,-0.8/min([dy./y;-0.3*dy./y]));
                y = y + s*dy;
            end
            if iter==maxit

```

```

        disp(['Stability_test_did_not_converge_(T=', num2str(T), ', V=',
            , num2str(V), ')'])
    end
    if tmp(1)>1e-6*p(end)                                % Assume positive
        pressure                                         % i.e. p(end)>0 in this
                                                         test
        alpha = min(0.1, tmp(1)*V/(y(i)'*H0(i,i)*y(i))); % Assume
        alpha>0                                         % (maybe<0 for unstable
                                                         phases)
        y(i) = y(i)*alpha;                               % Scale V and n in vapor
        phase                                       % Apply V and n balances
        x(i) = x(i) - y(i);
        for
            dy = y;                                     % liquid phase
            vector                                     % Initialize update
        while norm(dy)>1e-6                             % Enter to phase-flash
            Vap = co2_pr(y);                           % Forventer å finne to
            faser                                       % faser
            Liq = co2_pr(x);
            dy = [0; inv(Liq.H(i,i)+Vap.H(i,i))*(Liq.g(i)-Vap.g(i))
                ];
            s = min(1, -0.8/min([dy./y; -dy./x]));
            y = y + s*dy;
            x = x - s*dy;
        end
        if any(isnan([x,y]))                            % Hvis vi har NaN --> noe
            er galt
            h(end) = NaN;
            p(end) = NaN;
            disp(['Phase_is_metastable_but_flash_did_not_converge_(T=
                ', num2str(T), ', V=', num2str(V), ')'])
        else
            phs = 2;                                    % Assume two phases from
            now on
            h(end) = -(Liq.g(1)+Vap.g(1))*T + Vap.g(n)'*(x(n)+y(n));
            % Same chem.pot. in both
            phases
            p(end) = - Vap.g(2);                        % Same pressure in both
            phases
            disp(['Vapor-liquid_2-phase_(T=', num2str(T), ', V=',
                num2str(V), '), V/L=', num2str(sum(y(n))/sum(x(n)))]])
        end
    end
else
    y(1:2) = [T; V-x(2)];
    x(1:2) = [T; V-y(2)];
    dy = y;
    while norm(dy)>1e-6 & norm(x(i))>1e-6
        Vap = co2_pr(y);
        Liq = co2_pr(x);
        dy = [0; inv(Liq.H(i,i)+Vap.H(i,i))*(Liq.g(i)-Vap.g(i))];
        s = min(1, -0.8/min([dy./y; -dy./x]));
        y = y + s*dy;
        x = x - s*dy;
    end
    h(end+1) = -(Liq.g(1)+Vap.g(1))*T + Vap.g(n)'*(x(n)+y(n));
    % Same chem.pot. in both
    phases

```

```

p(end+1) = - Vap.g(2); % Same pressure in both
    phases
if norm(x(i)) < 1e-6
    phs = 1; % Assume one (vapor)
    phase
    x(i) = x(i) + y(i); % from now on
    to % Apply V and n balances
    % vapor phase
h(end) = -Vap.g(1)*T + Vap.g(n)*x(n);
p(end) = -Vap.g(2);
disp(['Single (vapor) phase (T= ', num2str(T), ', V= ', num2str(V)
, ')'])
end
end
end
enthalpy(:, end+1) = h';
pressure(:, end+1) = p';
end
%semilogy(enthalpy, pressure)
%axis([min(enthalpy), max(enthalpy)])
%title('Hp-diagram for CO2')
%xlabel('Enthalpy [J/mol]')
%ylabel('Pressure [Pa]')
return

```



## E.1.6 pH co2 sw.m

```

% Hp_co2.m
% Kalkulerer p som funksjon av H ved ulike T

format short e;
warning('off'); % Hvis warning: vil ikke synes

i = 2:3; % Volum og moltall (plassering i matr)
n = 3; % Moltall
t = T2; % Temperatur
v = logspace(log10(3.9e-5),log10(1e-2),100); % Volumer
x0 = [NaN NaN 1]'; % Initiell tilstandsvektor
e1 = [1, zeros(size(n))]; % Beskrankningsmatrise (stabilitetssøk)
enthalpy = []; % Beregnede entalpier
pressure = []; % Beregnede trykk
maxit = 20; % Max antall iterasjoner(stabilitetssøk)

for T = t
    phs = 1; % Antar 1 fase
    h = []; % Beregnede entalpier
    p = []; % Beregnede trykk
    for V = v
        if phs==1
            x = x0; % Default tilstandsvektor
            x(1:2) = [T;V]; % Legger inn T og V
            A = co2-sw(x); % Beregner gradient og
                Hessian
            h(end+1)=-A.g(1)*T + A.g(n)'*x(n); % Entalpi
            p(end+1)=-A.g(2); % Trykk
            H0 = A.H; % Trenger denne Hessiske
                hvis
                % en mer stabil fase finnes
            g0 = A.g; % Tangentplan
            y = [x(1:2);x(n)/10000]; % Crude estimate for vap
                phase.
                % Fortynner massen slik av vi helt
                % sikkert ikke har væskefase lenger
            dy = y; % Initialize update vector
            iter = 0; % Restrict number of
                iterations
                % (stability calculation may
                % oscillate for unstable phases)
            while iter<maxit & norm(dy)>1e-6 % Do a stability check:
                Sjekker at
                % vi ikke har væske

                iter = iter + 1;
                A = co2-sw(y);
                tmp = inv([e1',A.H(i,i);0,e1])*[g0(i)-A.g(i);0]; %
                    Løsningsvektor
                dy = [0;tmp(i)];
                s = min(1,-0.8/min([dy./y;-0.3*dy./y]));
                y = y + s*dy;
            end
        if iter==maxit

```



```

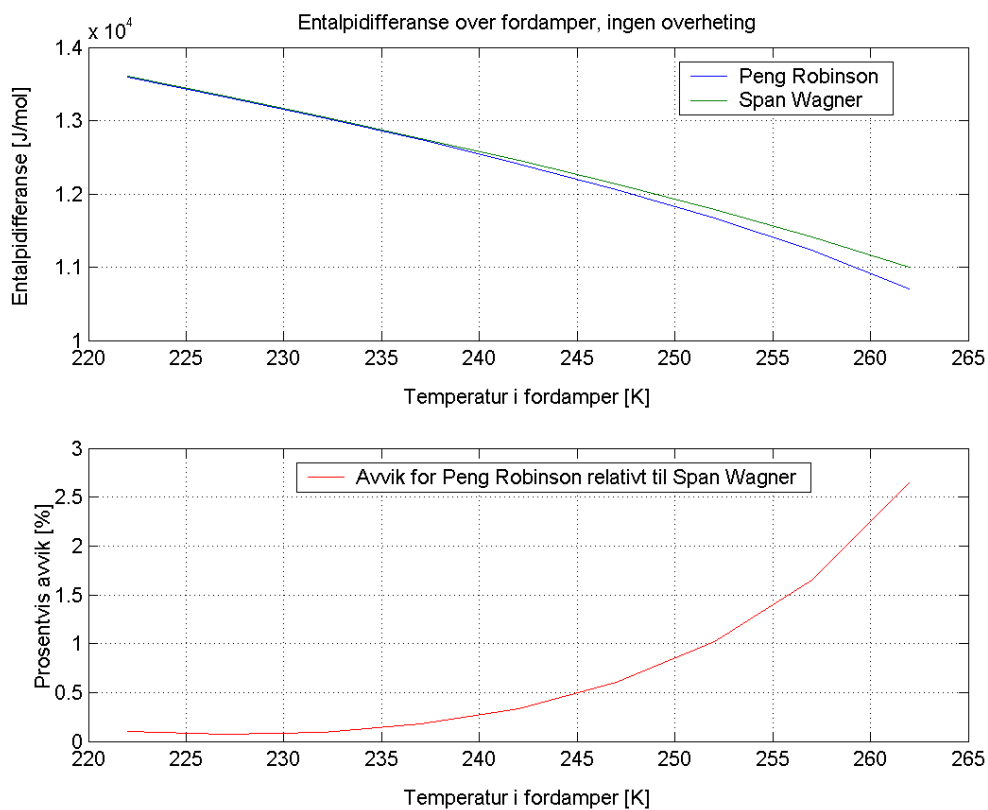
    if norm(x(i)) < 1e-6
        phs = 1; % Assume one (vapor)
        phase
        x(i) = x(i) + y(i); % from now on
        % Apply V and n balances
        to % vapor phase
        h(end) = -Vap.g(1)*T + Vap.g(n)'*x(n);
        p(end) = -Vap.g(2);
        disp(['Single (vapor) phase (T= ', num2str(T), ', V= ', num2str(V)
            , ')'])
    end
end
end
enthalpy(:, end+1) = h';
pressure(:, end+1) = p';
end
%semilogy(enthalpy, pressure)
%axis([min(enthalpy), max(enthalpy)])
%title('Hp-diagram for CO2')
%xlabel('Enthalpy [J/mol]')
%ylabel('Pressure [Pa]')
return

```

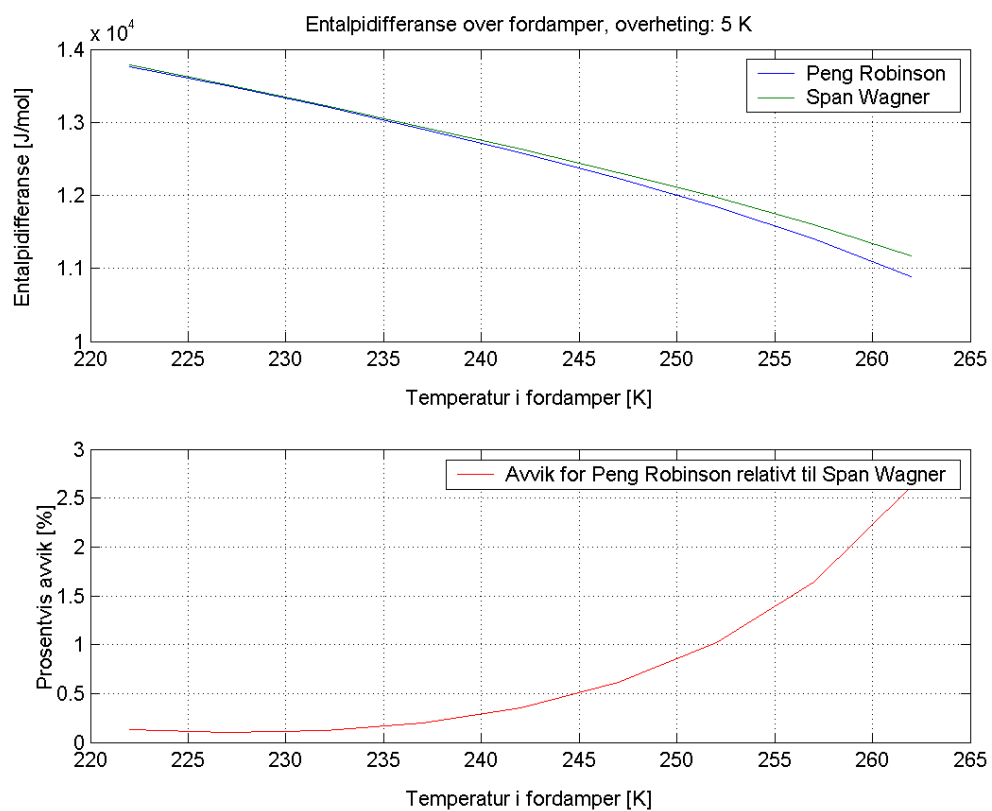
## E.2 Entalpidifferanser

### E.2.1 Fordamper

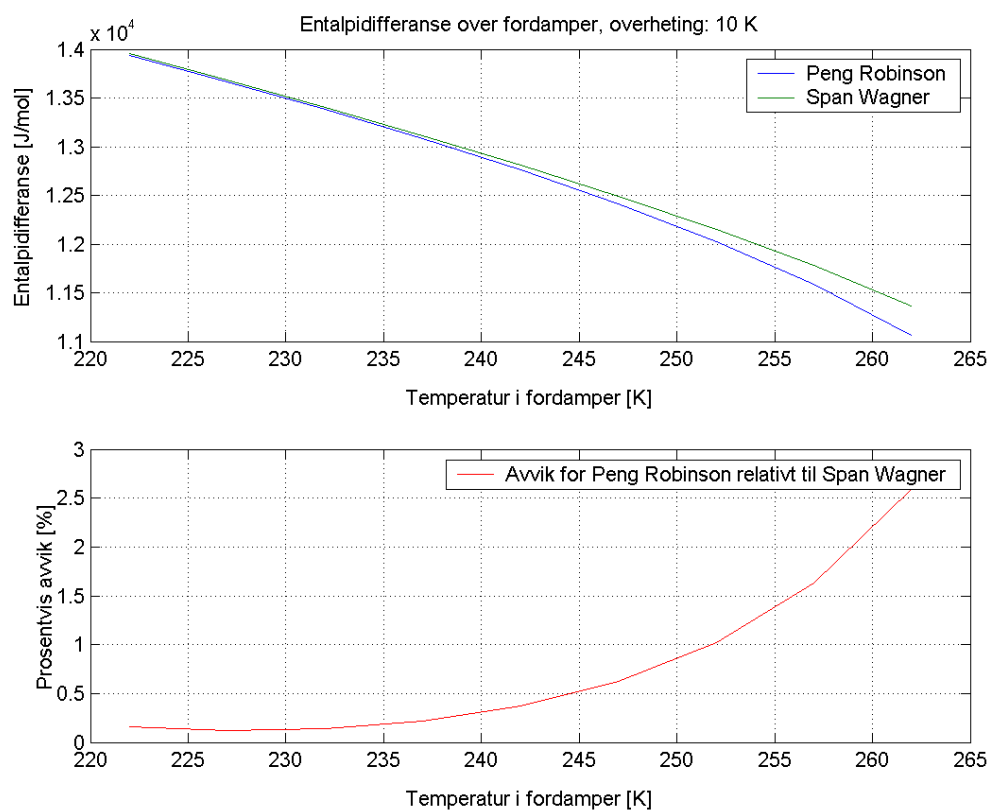
I figur E.1-E.5 er entalpidifferanse ved ulik grad av overheting plottet mot ulike fordampertemperaturer.



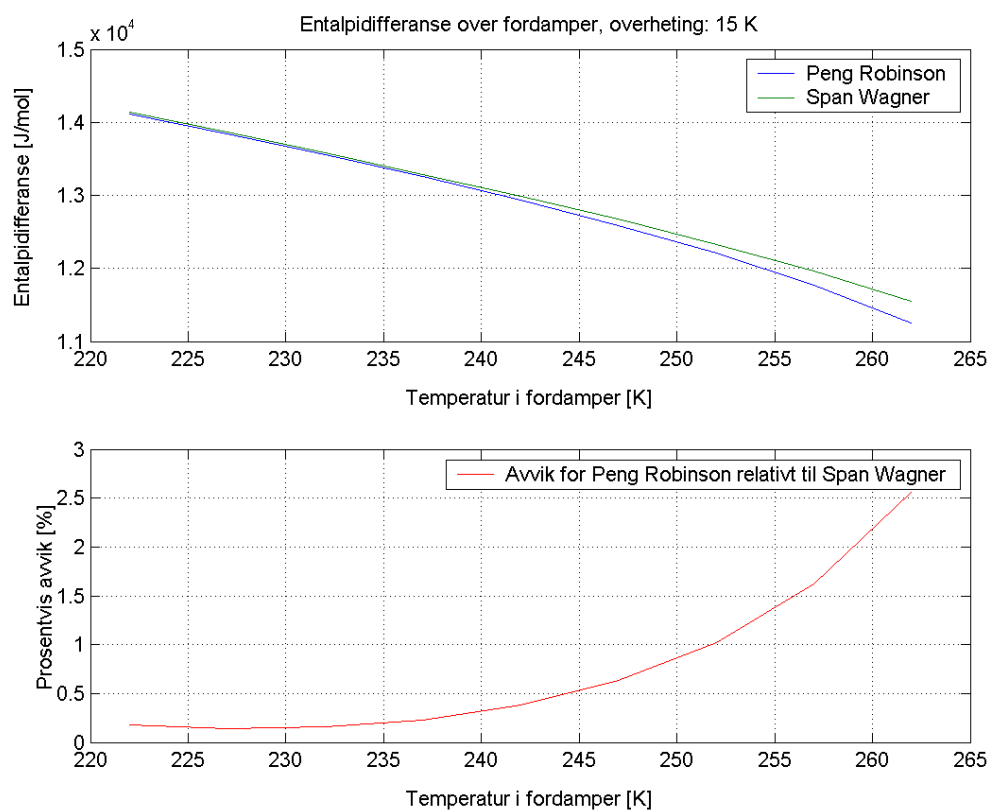
Figur E.1: Entalpidifferanse over fordamper, ingen overheting.



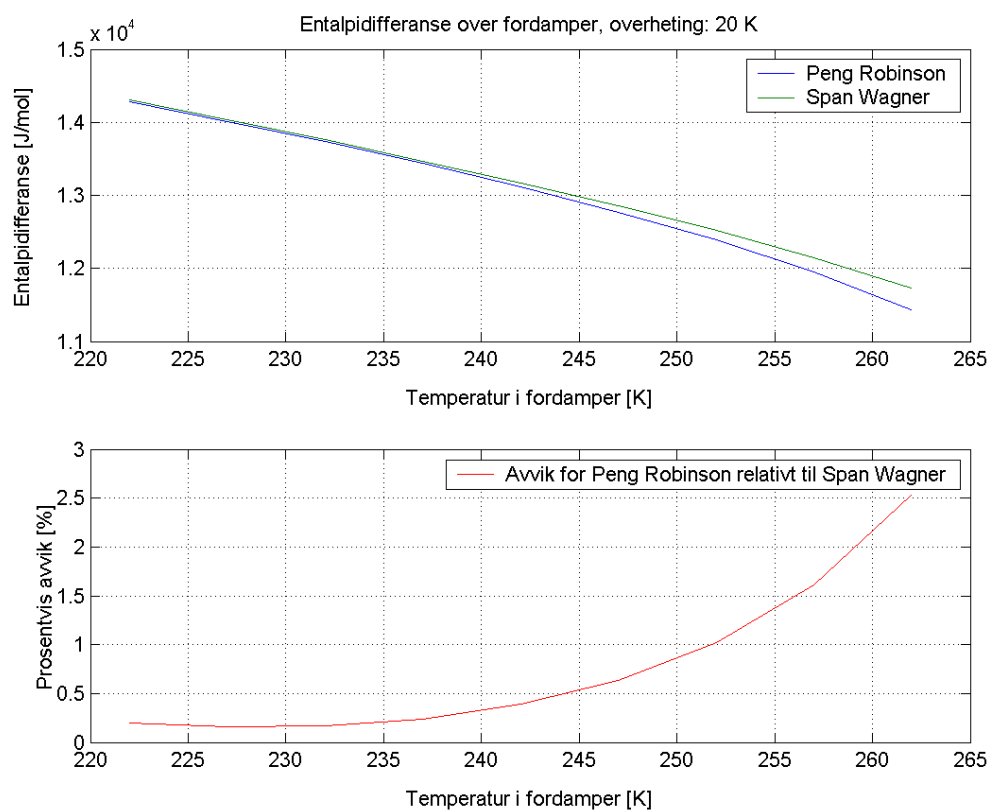
Figur E.2: Entalpidifferanse over fordamper, overheting: 5K.



Figur E.3: Entalpidifferanse over fordamper, overheting: 10K.



Figur E.4: Entalpidifferanse over fordamper, overheting: 15K.



Figur E.5: Entalpidifferanse over fordamper, overheting: 20K.



## F Strømdata for entalpiavlesninger

I det følgende er data for strømmene før og etter fordamper og kompressor i modell 3 gjengitt. Flyskjema kan sees i Vedlegg B.2 på side B.2.3.

Name 4

Vapour 0,186061911507350  
Temperature [C] -11,0000000000000  
Pressure [kPa] 2529,49103270096  
Molar flow [kgmole/h] 18181,4072768816  
Mass flow [kg/h] 800158,293926631  
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h] 969,495141517381  
Molar Enthalpy [kJ/kgmole] -406351,592250076  
Molar Entropy [kJ/kgmoleC] 99,9686133466610  
Heat Flow [kJ/h] -7388043796,30796

Name 12

Vapour 1,000000000000000  
Temperature [C] 4,94970779426257  
Pressure [kPa] 2529,49103270096  
Molar flow [kgmole/h] 18181,4072768816  
Mass flow [kg/h] 800158,293926631  
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h] 969,495141517381  
Molar Enthalpy [kJ/kgmole] -395925,4305439166  
Molar Entropy [kJ/kgmoleC] 139,650781121154  
Heat Flow [kJ/h] -7198481503,99365

Name 9

Vapour 0,145419112930672  
Temperature [C] -31,0000000000000  
Pressure [kPa] 1341,59306730384  
Molar flow [kgmole/h] 30179,6533074854  
Mass flow [kg/h] 1328197,51156009  
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h] 1609,28286841085  
Molar Enthalpy [kJ/kgmole] -408530,818414099  
Molar Entropy [kJ/kgmoleC] 92,1866032504418  
Heat Flow [kJ/h] -12329318465,1608

Name 11

Vapour 1,000000000000000

Temperature [C] -12,5968826140987  
Pressure [kPa] 1341,59306730384  
Molar flow [kgmole/h] 30179,6533074854  
Mass flow [kg/h] 1328197,51156009  
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h] 1609,28286841085  
Molar Enthalpy [kJ/kgmole] -395961,515158796  
Molar Entropy [kJ/kgmoleC] 143,975652873959  
Heat Flow [kJ/h] -11949981250,5991

Name 24

Vapour 0,119995850300799  
Temperature [C] -51,0000000000000  
Pressure [kPa] 632,163945761606  
Molar flow [kgmole/h] 14360,1431343111  
Mass flow [kg/h] 631985,602429305  
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h] 765,732200384249  
Molar Enthalpy [kJ/kgmole] -410463,332610437  
Molar Entropy [kJ/kgmoleC] 84,6896691002121  
Heat Flow [kJ/h] -5894312207,67221

Name 25

Vapour 1,000000000000000  
Temperature [C] -33,1908726309334  
Pressure [kPa] 632,163945761606  
Molar flow [kgmole/h] 14360,1431343111  
Mass flow [kg/h] 631985,602429305  
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h] 765,732200384249  
Molar Enthalpy [kJ/kgmole] -396348,261837584  
Molar Entropy [kJ/kgmoleC] 148,108933043089  
Heat Flow [kJ/h] -5691617771,02311

Name 28

Vapour 1,000000000000000  
Temperature [C] 14,19680916965320  
Pressure [kPa] 1341,5930673038  
Molar flow [kgmole/h] 14360,1431343111  
Mass flow [kg/h] 631985,602429305  
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h] 765,732200384249  
Molar Enthalpy [kJ/kgmole] -394830,246448747  
Molar Entropy [kJ/kgmoleC] 148,108931738625  
Heat Flow [kJ/h] -5669818852,75932

Name 26

Vapour 1,000000000000000  
Temperature [C] -5,987884082005390  
Pressure [kPa] 1341,593067303840  
Molar flow [kgmole/h] 44539,79644179650  
Mass flow [kg/h] 1960183,113989400  
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h] 2375,015068795100  
Molar Enthalpy [kJ/kgmole] -395680,6946192210  
Molar Entropy [kJ/kgmoleC] 145,0400039879780  
Heat Flow [kJ/h] -17623537594,28870

Name 29

Vapour 1,000000000000000  
Temperature [C] 38,550977488290900  
Pressure [kPa] 2529,491032700960  
Molar flow [kgmole/h] 44539,79644179650  
Mass flow [kg/h] 1960183,113989400  
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h] 2375,015068795100  
Molar Enthalpy [kJ/kgmole] -394338,9041053210  
Molar Entropy [kJ/kgmoleC] 145,0400040238830  
Heat Flow [kJ/h] -17563774517,93210

Name 14

Vapour 1,000000000000000  
Temperature [C] 7,112533179452380  
Pressure [kPa] 2529,491032700960  
Molar flow [kgmole/h] 62721,20371867810  
Mass flow [kg/h] 2760341,407916030  
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h] 3344,510210312480  
Molar Enthalpy [kJ/kgmole] -395819,2840375860  
Molar Entropy [kJ/kgmoleC] 140,0309518906890  
Heat Flow [kJ/h] -24826261949,90270

Name 15

Vapour 1,000000000000000  
Temperature [C] 57,112995655534300  
Pressure [kPa] 4829,502850174580  
Molar flow [kgmole/h] 62721,20371867810  
Mass flow [kg/h] 2760341,407916030  
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h] 3344,510210312480

Molar Enthalpy [kJ/kgmole] -394507,2807612740

Molar Entropy [kJ/kgmoleC] 140,0309515282800

Heat Flow [kJ/h] -24743971525,12960