



**Høgskolen i Telemark**

Avdeling for teknologiske fag

Masterutdanningen

---

## **HOVEDOPPGAVE 2007**

Student: Per Anders Tufte

Oppgavens tittel: Duggpunktskontroll for gassinjeksjon og gasseskport ved Oseberg Feltcenter



Avdeling for teknologiske fag

Adresse: Kjølnes, 3914 Porsgrunn, telefon 35 57 50 00, telefaks 35 55 75 47

---

Ingeniørutdanning - Sivilingeniørutdanning - Doktorgradsutdanning



# Høgskolen i Telemark

Avdeling for teknologiske fag

Masterutdanningen

## RAPPORT FRA HOVEDOPPGAVE, FAG F4203

**Student** : Per Anders Tuft

**Oppgavens tittel** : Duggpunktskontroll for gassinjeksjon og gasseksport ved Oseberg Feltsenter

**Signatur** : . . . . .

**Antall sider** : 50+54

**Emneord** : **Duggpunkt**  
**DPC**  
**Gasstørking**  
**Glykol**  
**HYSYS**

**Faglærer** : Finn Haugen sign.: . . . . .

**Biveileder** : - sign.: . . . . .

**Sensor** : - sign.: . . . . .

**Ekstern partner** : Svein Blystad, Siemens

**Tilgjengelighet** : Rapport: Åpen  
Vedleggshefte: Fortrolig

**Godkjent for arkivering** (sign. faglærer): . . . . . **Dato:** . . . . .

### Sammendrag:

Naturgassen som tas opp fra gassfeltet Oseberg Feltsenter gjennomgår en rekke prosesser før eksport og injeksjon. En viktig prosess for å oppnå spesifikasjonskrav er gasstørking. Dette gjøres ved å bruke TEG, som er en type glykolsammensetning. Glykolen har den egenskapen at den dehydrerer gassen og derfor gjør gassen mindre vannholdig. Molfraksjonen H<sub>2</sub>O må holdes under kravet for tørrgass. En annen viktig parameter er duggpunktstemperaturen til gassen. Denne må holdes under kravet på -25°C og -12°C for hhv. vann og hydrokarboner for å unngå isplugg og kondensering i gassrørledningene.

Duggpunktskontrollanlegget på Oseberg D består av to stk. 50 % gassbehandlingsanlegg og et stk. 100 % kondensatbehandlingsanlegg. Et stort antall SCD er grunnlag for forståelse av reguleringsalgoritmene på anlegget. En nedbryting av disse gir utgangspunkt for simulering i HYSYS. DPC-anlegget og glykolanlegget er satt opp som Steady-State modell hvor alle strømninger er definert eller løst av Peng-Robinson tilstandslikning.

Ved tilpasning av modellen slik at den kan brukes i dynamisk simulering brukes kun glykolanlegget, og da med PID regulatorer. Simulering og logging av data over en 40-timers periode i HYSYS gir data nok til at MATLAB kan behandle dataloggen. Visualisering av data viser resultater som samtykker med de tanker som gjøres vedrørende temperatur i glykolkontaktor, lavere operasjonstemperatur gir et lavere ppm-nivå av H<sub>2</sub>O i tørrgassen.

Det var ikke mulig å klare kravene for vandduggpunkt under de forhold som simuleringen er gjort. En forenkling i modellen er årsaken til dette.

Arbeidet med hovedoppgaven gir mulighet for videre arbeid i senere hovedoppgaver. Instituttet kan ha nytte av å bruke resultatet av denne rapporten som demonstrasjonsmodell for dynamisk simulering i HYSYS.

**Høgskolen tar ikke ansvar for denne studentrapportens resultater og konklusjoner.**

## **FORORD**

Rapporten krever kunnskap om avansert reguleringsteknikk og generell prosessforståelse. Det kan også være en fordel med mer inngående kunnskap om prosesseteknikk. I tillegg til denne rapporten foreligger et separat vedleggshefte.

Verktøy som er brukt i forbindelse med hovedoppgaven er tegneprogrammet Microsoft Visio 2003, programpakken OpenOffice 2.0, simuleringsverktøyet HYSYS ver. 2004.2 fra AspenTech, AutoCAD-verktøyet DWG TrueView 2008 fra Autodesk, tallbehandlingsverktøyet MATLAB ver. 7.0.4 fra MathWorks, og dokumentbehandlingsverktøyet Adobe Acrobat 8 Professional.

En stor takk rettes til hovedveileder og førsteamanuensis Finn Haugen ved HiT, oppdragsgiver og veileder Svein Blystad ved Siemens, førsteamanuensis Lars Erik Øi ved HiT for stor hjelp med simuleringsverktøy, og Ivar Loe ved Hydro for hjelp til prosessdiagrammer.

---

Per Anders Tufte

# INNHOLDSFORTEGNELSE

Forord.....	2
Forkortelser og betegnelser.....	5
<b>1 Innledning.....</b>	<b>7</b>
<b>2 Bakgrunn.....</b>	<b>8</b>
2.1 Naturgass.....	8
2.2 Gasstørkeanlegg.....	8
2.3 Glykol.....	8
2.4 Duggpunkt.....	9
2.5 Osebergområdet.....	9
2.6 DISCOS to SAS.....	10
2.7 Prosessbeskrivelse av Oseberg Feltsenter.....	11
2.7.1 DPC anlegget – Gassbehandling.....	11
2.7.2 DPC anlegget – Kondensatbehandling.....	12
2.7.3 Glykolanlegget.....	13
2.7.4 Grensesnitt mellom OSD og OSA.....	13
2.7.5 Forriglingssystemer.....	13
<b>3 Duggpunktskontroll.....</b>	<b>14</b>
3.1 Spesifikasjonskrav.....	14
3.2 Duggpunkt for vann.....	15
3.3 Duggpunkt for hydrokarboner.....	15
<b>4 Komponenter i prosessen.....</b>	<b>17</b>
4.1 DPC – Gassbehandling.....	17
4.1.1 Turboekspander.....	18
4.1.2 Rekompressor.....	19
4.1.3 Expander kondensat separator.....	19
4.1.4 Flerstrøms varmeveksler og expander suction scrubber.....	19
4.2 DPC – Kondensatbehandling.....	19
4.2.1 Preavgassing separator.....	20
4.2.2 NGL stabilisator.....	20
4.2.3 NGL oppkoker.....	20
4.3 Gasstørkeanlegget og glykolregenerering.....	20
4.3.1 Glycol Contactor Inlet Scrubber.....	20
4.3.2 Glycol Contactor.....	20
4.3.3 Glycol Regeneration Package.....	21
4.3.4 Glycol Contactor Discharge Filter.....	21
4.4 Andre komponenter.....	21
4.4.1 Metanolinjeksjon.....	21
4.4.2 Lean Gas Header.....	22

4.4.3 Naphta Recovery Header.....	22
<b>5 SCD, PFD, arbeidsbeskrivelser og datablader.....</b>	<b>23</b>
5.1 SCD – System Control Diagram.....	23
5.2 PFD – Process Flow Diagram.....	23
5.3 Arbeidsbeskrivelser.....	23
5.4 Datablader.....	23
<b>6 Eksisterende reguleringsalgoritme.....</b>	<b>24</b>
6.1 DPC-anlegg – Gassbehandling.....	24
6.2 DPC-anlegg – Kondensatbehandling.....	28
6.3 Duggpunktmålere.....	29
6.4 Glykolanlegget.....	30
<b>7 Simulering i HYSYS.....</b>	<b>32</b>
7.1 Oppsett for simulering.....	32
7.2 Steady-State simulering.....	33
7.3 Dynamisk simulering.....	35
7.4 Prosessens dynamiske egenskaper.....	36
<b>8 Utarbeidelse av endringer.....</b>	<b>41</b>
8.1 Vurdering av alternative endringer.....	41
8.2 Resultat av endringer.....	41
<b>9 Prosessfeil ved stopp av turboekspander.....</b>	<b>43</b>
9.1 Teori om turboekspander.....	43
9.2 Årsaksdiskusjon.....	45
<b>10 Forslag til videreføring av rapportarbeidet.....</b>	<b>46</b>
10.1 Dynamisk simulering i HYSYS.....	46
10.2 Regulatoralgoritmer.....	46
10.3 Turboekspander.....	46
10.4 Demo-modell for undervisning.....	46
<b>11 Konklusjon.....</b>	<b>48</b>
<b>Referanser.....</b>	<b>49</b>
<b>Vedleggsliste.....</b>	<b>51</b>

## FORKORTELSER OG BETEGNELSER

*Tabell 1: Forkortelser som forekommer i rapporten*

<i>Forkortelse</i>	<i>Betydning</i>
DtS	DISCOS to SAS
DISCOS	Distributed Supervisory Control and Safety System
SAS	Safety and Automation System
SCD	System Control Diagram
PFD	Process Flow Diagram
NGL	Natural Gas Liquids
LNG	Liquified Natural Gas
OSF	Oseberg Feltsenter
OSA	Oseberg A
OSD	Oseberg D
OGT	Oseberg Gass Transport
DPC	Dew Point Control – Duggpunktkontroll
TEG	Trietylenglykol – i rapporten også omtalt som glykol
GCV	Gross Calorific Value
JT	Joule-Thomson
PFS	Preflash Separator
SFC	Sequential Function Chart
PLS	Programmerbar Logisk Styring
MPC	Model-based Predictive Control
TE	Turboekspander
PR	Peng-Robinson
FO	Flow Orifice
IGV	Inlet Guide Vanes
FPSO	Floating Production, Storage and Offloading Vessel

Tabell 2: *Benevnelser som forekommer i rapporten*

<i>Benevnelse</i>	<i>Beskrivelse</i>
Sm <sup>3</sup>	Standard kubikkmeter. I Nordsjøen definert ved 15°C og 1 atm.
Nm <sup>3</sup>	Normal kubikkmeter. Måleenhet for naturgass i gassform
Sm <sup>3</sup> /SD	Standard kubikkmeter pr driftsdøgn (Stream Day) <sup>1</sup>
bara	Atmosfærisk trykk
barg	Bar gauge, differensen mellom atmosfærisk trykk og målt trykk på gassen
MJ/Sm <sup>3</sup>	Megajoule pr standard kubikkmeter.
ppm	parts per million

---

<sup>1</sup>Standard kubikkmeter *pr driftdøgn* (Sm<sup>3</sup>/SD) er et uttrykk for produksjonskapasitet som legges til grunn for design og angir mengden om anlegget er i drift. Dette for å unngå forveksling med årsproduksjon/365, som ikke tar hensyn til at produksjonsraten må være litt høyere for å dekke inn dager som anlegget ikke er i drift. Årsproduksjon er viktig for totaløkonomi, men ikke for design. [17]

# 1 INNLEDNING

Bakgrunnen for denne hovedoppgaven er et ønske fra studenten om en ekstern oppdragsgiver med et relevant problem. Etter endt sommerjobb i Hydro i 2006, ble avdelingsleder forespurt om hovedoppgave, noe som ga positivt resultat. Hovedoppgaven er derfor gitt av samarbeidsprosjektet DISCOS to SAS mellom Hydro og Siemens.

Oppgaven som ble gitt var å kontrollere de eksisterende reguleringsstrukturer ved gassinjeksjons og -eksportanlegget ved Oseberg Feltsenter med vekt på duggpunktskontroll. Oppgaven skal løses ved å bryte ned SCDene og få oversikt over prosessen på detaljnivå hva gjelder regulering. En simulering av prosessen skal hjelpe til med å løse oppgaven. Arbeidet skal munne ut i utarbeidelse av forslag til endret reguleringsstruktur.

Rapporten kan leses kapittelvis, men anbefales i rekkefølge for fullstendig oversikt. De påfølgende tre kapitlene gir en oversikt over prosessen, dens arbeidsoppgaver og de komponenter som inngår der, samt en inngående nedbrytning av SCDene. Kapittel seks og sju gir en oversikt over eksisterende reguleringsalgoritmer og simulering av disse. Alternative reguleringsstrukturer og endringer presenteres i kapittel åtte. Kapittel ni er viet et spesielt problem ved Oseberg Feltsenter, turboekspanderer i et av tørketogene. Det vil her bli forsøkt å forklare hva som forårsaker en total prosessavstengning ved feil på denne. Forslag til videre arbeid presenteres i kapittel ti.

En del engelske uttrykk vil forekomme på grunn av at fagfeltet er nesten utelukkende engelskspråklig, samt av mangelen på gode norske oversettelser. Utrykk med blanding av både norske og engelske ord vil også forekomme.

Denne rapportdelen er klassifisert åpen, mens vedleggsheftet som hører til er klassifisert fortrolig grunnet detaljerte opplysninger om Oseberg Feltsenter.



## 2 BAKGRUNN

### 2.1 Naturgass

Naturgass er en blanding av diverse hydrokarboner og uorganiske gasskomponenter som har blitt produsert over tusener av år ved dekomposisjon av karbonholdige materie under jordoverflaten. Den består generelt sett av en stor andel metan, mindre konsentrasjoner alkaner og diverse urenheter som karbondioksid, oksygen, nitrogen og hydrogensulfid. Naturgassen er også vanligvis mettet av vanddamp og noen flytende hydrokarbon-tungkomponenter. (Stokes, A.M.V. [3])

### 2.2 Gasstørkeanlegg

Når gass tas opp fra havbunnen følger det også med vann og sand i tillegg til de nevnte urenheterne. Disse må fjernes før gassen bringes videre i rør til landanlegg. Hvis ikke de fjernes vil det for det første vanskeliggjøre transporten gjennom rørledningen, og for det andre vil ikke gassen ha de spesifikasjoner som kreves. Dersom ikke vannet fjernes fra gassen vil det dannes hydrater (isplugg) og rørene vil korrodere. Vannet vil også kunne kondenseres i rørledningen og legge seg i lavereliggende partier av rørledningen. Dette er naturligvis svært uønskelig, og slike forhold fører til høyere effektbruk, hyppigere pigging av rørene og ustadig gasstrykk.

Urenhetene fjernes derfor fra gassen ved hjelp av gasstørkeanlegg som en del av gassprosesseringen ombord på plattformer, direkte på havbunnen på subsea-felt, på FPSO-enheter eller på land i noen tilfeller.

### 2.3 Glykol

Metoden å tørke gassen på er å tilføre absorpsjonsmiddelet trietylenglykol (TEG). Det absorberer vannet godt, og kan regenereres og gjenbrukes. TEG har de beste økonomiske fordelene av ulike glykolforbindelser, og Mathisen, A. [6] lister opp disse positive egenskapene:

- Lave utstyrs- og operasjonskostnader
- Høy termisk stabilitet
- Ved høye temperaturer kan 99,9 % TEG konsentrasjon oppnås
- Lite tap gjennom fordamping

## 2.4 Duggpunkt

For å møte kravene til gasskvalitet på eksportert gass er det veldig viktig at vann og hydrokarboner i gassen holdes under deres respektive krav til duggpunktstemperatur for å unngå kondensering. Temperaturene som må holdes er bestemt av spesifikasjonene for anlegget. For å kunne opprettholde riktig temperatur brukes duggpunktkontroll (DPC). DPC realiseres ved ulike reguleringsalgoritmer, og rapporten vil ta for seg de som er brukt på Oseberg Feltsenter.

## 2.5 Osebergområdet

Osebergområdet er et samlebegrep på de felt som tar opp, prosesserer og transporterer olje og gass i forbindelse med Oseberg-plattformene. Osebergområdet omfatter hovedsakelig Osebergfeltet med blokkene: 30/6, 30/8, 30/9 og Bragefeltet med blokkene 30/6, 31/4, 31/7. De første funnene på Oseberg ble påvist i 1979 og oljeproduksjon startet fra Oseberg Feltsenter i 1988. Osebergfeltet ligger ca 130 km nordvest for Bergen hvor det er 100 til 160 meter havdyp. Oseberg-feltet håndterer daglig 400.000 fat olje og 30 millioner standard m<sup>3</sup> gass. Bare oljedelen utgjør en omsetning på rundt 100 millioner i døgnet. (RKU-Nordsjøen [16])



*Figur 1: Oseberg Feltsenter. Foto: Norsk Hydro*

Osebergfeltet er et olje- og gassfelt. Feltet er bygget ut trinnvis og designet for en tofasert utvinning av olje og gassressursene i området. I første fase utvinnes oljen med injeksjon av

prosessert egenprodusert og importert gass for trykkvedlikehold i reservoaret. I andre fase produseres, prosesseres og eksporteres gassen.

Oseberg har fra år 2000 gradvis gått fra produksjon, prosessering og eksport av olje over mot produksjon, prosessering og eksport av gass. Feltsenteret er oppgradert og etablert som et gassknutepunkt for prosessering og eksport av gassreservene i området. Gassen eksporteres til Heimdal gjennom Oseberg Gass Transport (OGT). Gassproduksjon er forventet å øke betydelig i de neste årene, og vil utgjøre 50% av den samlede produksjonen fra Osebergområdet i år 2008.

Osebergfeltet er til nå bygget ut med fem plattformer. I første utbyggingstrinn ble Oseberg Feltsenter (OSF), som består av Oseberg A- og Oseberg B-plattformen bygget. Senere er Oseberg C-plattformen (OSC, oppstart 1991) og Oseberg Øst-plattformen (OSØ, oppstart april 1999) bygget og koplet opp mot feltsenteret via feltinterne rørledninger. Oseberg Gasstransport (Oseberg D-plattformen, OSD), hadde oppstart av gasseksport oktober år 2000.

Foruten produksjon og prosessering av olje og gass, er feltsenteret også et knutepunkt for transport av olje til Stureterminalen gjennom Oseberg Transport System (OTS). Fra nord kommer olje fra Veslefrikk og OSC, i fra sør kommer olje fra Frøy og Lille-Frigg og fra øst Bragefeltet og OSØ. Vest i Osebergfeltet er det bygget undervannsinstallasjoner, Gamma Nord, som produserer olje til OSF og gass for injeksjon til OSC. Feltsenteret importerer gass via Troll Oseberg Gass Injeksjon (TOGI). Gassen fra TOGI benyttes til injeksjon og trykkvedlikehold i reservoaret.

Ved oppstart av Oseberg D startet utvinningsfase II av Oseberg feltet. Gass fra Osebergfeltet prosesseres og eksporteres via Oseberg D plattformen og gjennom Oseberg Gass Transport (OGT) til Heimdal. Heimdal plattformen er bygget om til et knutepunkt for gassproduksjon, prosessering, tredjepartsprosessering og gasseksport. Fra Heimdal kan gassen eksporteres til kontinentet via Statpipe eller Storbritannia via Vesterled.

## 2.6 DISCOS to SAS

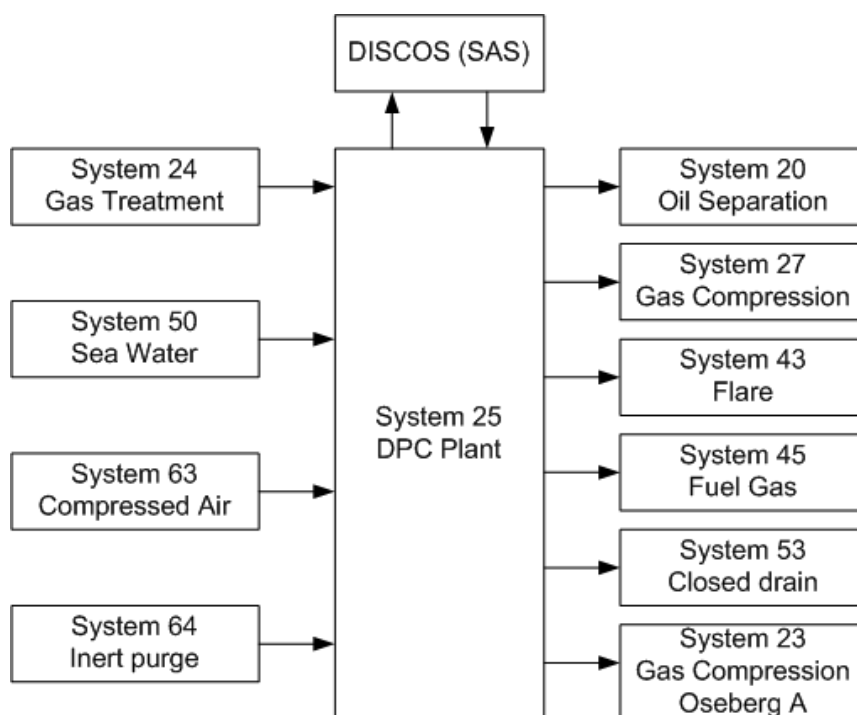
Hovedoppgaven er gitt gjennom DtS (DISCOS to SAS)-prosjektet som er et samarbeid mellom Siemens og Hydro. Prosjektet blir drevet fra Oslo, men simulering og testing gjøres ved Siemenskantoret i Bergen. Oppgradering fra gammelt styringssystem (DISCOS, DIstributed Supervisory COntrol and Safety system) til det nye SAS (Safety & Automation System) gjøres uten ekstra planlagt nedstegning av produksjonen. Opprinnelig skulle prosjektet ferdigstilles sommeren 2006 men ny dato er satt til sommeren 2007. Nytt SAS består ifølge Automatisering og Industridata [22], blant annet av 100 prosessnoder, 20 operatørstasjoner og 8 storskjermer. Et helt nytt kontrollrom på 116 m<sup>2</sup>, som er bygget i sin helhet i Bergen, har god plass til framtidige utvidelser. Sanntidsdata kan gjøres tilgjengelig onshore for ytterligere prosessering og eventuell fjernkontroll. Styresystemet realiseres ved hjelp av Siemens Simatic PCS 7.

Oppgraderingen gjøres i 4 hoveddeler:

1. Sikker overføring av den eksisterende applikasjonen.
2. Grundig FAT (Factory Acceptance Test).
3. Oppdatering/implementering av endringer i den eksisterende applikasjonen etter “frysing” av denne.
4. Implementering av prosessnoder, en og en, gjennomsnittlig en per uke.

## 2.7 Prosessbeskrivelse av Oseberg Feltcenter

Figur 2 under viser et blokkskjematisk oppsett over prosessene ved Oseberg Feltcenter (OSF). Figuren viser tydelig at DPC anlegget, System 25, har input og output til mange andre prosesser. Det hele styres fra DISCOS, som i skrivende stund erstattes med SAS av Siemens.



Figur 2: Blokkskjematisk systemoversikt [1]

### 2.7.1 DPC anlegget – Gassbehandling

DPC anlegget ved OSF består av 2 stk 50 % gassbehandlingsanlegg, hver med en kapasitet på 16 MSm<sup>3</sup>/SD og et 100 % kondensatbehandlingsanlegg. Hensikten med DPC enheten er å behandle gass fra OSA for å møte spesifikasjonene, samt å gjenvinne mest mulig kondensat innenfor de begrensninger som settes av kompressor- og kondensatbehandlingsenheten. For å få til dette må

fleksibiliteten i systemet være stor og kunne operere innenfor vide rammer hva gjelder både temperatur og trykk.

Gassen som er tørket i system 24 (Gas Treatment, se figur 2) avkjøles i en flerstrømsvarmeveksler og ledes videre gjennom en turboekspander (eller Joule-Thomson ventil) hvor gassen på grunn av trykkfallet avkjøles og kondenserer i en kondensatseparator.

Gassen fra separatorens varmes så opp i flerstrømsvarmeveksleren for så å trykkes opp i en rekompresor hvor noe av trykket gjenvinnes. Rekompresoren og turboekspanderen er på samme aksling.

Deretter blir gassen ført videre enten til Lean Gas Header eller Super Lean Gas Header, alt ettersom hvilket modus DPC enheten er i.

## 2.7.2 DPC anlegget – Kondensatbehandling

Kondensatbehandlingsanleggets oppgave er å gjenvinne kondensatet fra gassbehandlingsanlegget for å kunne møte RVP/TVP (Reid Vapor Pressure / True Vapor Pressure)<sup>2</sup> spesifikasjonene.

Kondensatet blir videre pumpet enten via kondensatpumpene gjennom kondensatmålestasjonen til eksport-oljestrømmen på OSA eller til tredje trinns separator på OSA. Dette kommer an på hvilket modus DPC anlegget er i. Disse er definert i arbeidsbeskrivelse for System 25 [1]:

### DPC modus

- Lean Gass Modus: Kondensat til tredje trinnsseparator på OSA.
- Super Lean Gass Modus: Kondensat til oljeeksport.

Tabell 3: Salgsgass spesifikasjonskrav [1]

	<i>Lean Gass Modus</i>	<i>Super Lean Gass Modus</i>
Hydrokarbonduggpunkt	< -10°C ved 51,7 bara	< -40°C ved 51,7 bara
Temperatur og trykk i Expander Condensate Separator	-11,0°C og 44 bara	-41,0°C og 40 bara

<sup>2</sup> RVP (Reid Vapor Pressure) / Reid damptrykk er et mål på absolutt damptrykk utøvd av en væske på 100°F/37,8°C. RVP er hyppig brukt i petroleumsindustrien pga en enkel og rask testmetode. TVP (True Vapor Pressure) / reellt damptrykk er trykket i en damp i likevekt med væsken ved 100°F/37,8°C. Reid damptrykk skiller seg fra reellt damptrykk i en sample grunnet fordampning og tilstedeværelsen av vanddamp og luft i det begrensede rommet som blir resultatet fra Reid damptrykk testmetoden. [18][19]

### 2.7.3 Glykolanlegget

Glykolanlegget har som oppgave å behandle den våte gassen fra kompressortrinnene på OSA. Fra en temperatur på rundt 90°C blir gassen kjølet ned og kondensatet blir separert vekk. Gassen blir så behandlet med glykol, som binder opp vann og drar det med seg ut til glykolregenereringsanlegget. Regenerert glykol tilføres på nytt slik at mengden tilført glykol skal holdes lavt. Den tørkede gassen føres etter dette til DPC-anlegget.

### 2.7.4 Grensesnitt mellom OSD og OSA

DPC systemet er i sin helhet plassert på OSD, men har flere grensesnitt mot forskjellige systemer på OSA. Listen under er hentet fra arbeidsbeskrivelse for System 25 [1].

- Gass fra rekompresoren blir ført til eksportgasskompressorene på OSD og/eller til HP kompressorene på OSA, avhengig av hvilken operasjonsmodus DPC kjører.
- Gass fra PFS på kondensatstabiliseringssystemet føres til tredje trinns kompressorens sugesidekjøler på OSA.
- Gass fra NGL stabiliseringskolonnen blir ført til andre trinns kompressorens sugesidekjøler på OSA.
- Kondensat fra NGL stabiliseringskolonnen blir ført til enten tredje trinns separator på OSA eller til kondensateksportpumpene på OSD avhengig av hvilken operasjonsmodus DPC kjører.
- Kondensat fra kondensatmålestasjonen er ført til oljeeksportpumpene på OSA.

### 2.7.5 Forriglingssystemer

DPC-anlegget har et stort omfang av forriglingssystemer ettersom det er en rekke faremomenter knyttet til oppstart og nedstengning av anlegget, samt at det skal forhindre ulykker ved feil i prosessen i normal drift. Rapporten skal ikke omhandle disse systemene spesielt, men her listes opp noen punkter fra arbeidsbeskrivelse for System 25 [1] der DPC-anlegget er beskyttet.

- Gass innløpsstrøm
- Gasstrøm fra Expander Condensate Separator til rekompresor
- Kondensatstrøm fra Expander Condensate Separator til PFS
- Kondensatstrøm fra Expander Suction Scrubber til PFS
- PZV beskyttelse, brannavlastning

### 3 DUGGPUNKTSKONTROLL

#### 3.1 Spesifikasjonskrav

Gassen som leveres til Oseberg Gass Transport (OGT) må leveres i henhold til spesifikasjon. For å opprettholde gasskvaliteten må kontrollrom forholde seg til vandduggpunkt og hydrokarbonduggpunkt. Disse er gitt av arbeidsbeskrivelser for System 27 [2] og vises i tabell 4 under.

Tabell 4: Gasskvalitetspesifikasjoner fra kontrakt [2]

<i>Parameter</i>	<i>Krav</i>
Hydrocarbon dewpoint	< -10°C at 50 barg
Water dewpoint	< -18°C at 69 barg
Gross calorific value <sup>3</sup>	Max. 43,7 MJ/Sm <sup>3</sup>
	Min. 38,1 MJ/Sm <sup>3</sup>
Wobbe index <sup>4</sup>	Max. 52,8 MJ/Sm <sup>3</sup>
	Min. 48,3 MJ/Sm <sup>3</sup>
Oxygene	Max. 0,1 mole%
CO <sub>2</sub>	Max. 2,5 mole%
H <sub>2</sub> S incl. COS	Max. 5,0 mg/Nm <sup>3</sup>
Mercaptans <sup>5</sup>	Max. 6 mg/Nm <sup>3</sup>
Tot. sulphur at any time	Max. 150 mg/Nm <sup>3</sup>
Tot. sulphur yearly average	Max. 120 mg/Nm <sup>3</sup>
Maximum export pressure OSD	170 barg
Op. temperature	-20°C to +70°C

<sup>3</sup> Gross Calorific Value (GCV) brukes til å definere mengden varme fra forbrenning av brenselstoff.

<sup>4</sup> Wobbe index er et tall som indikerer evnen til utveksling i brenselstoffer. Det er den beste indikatoren på likheten mellom en spesifikk naturlig gass og propan-luft blanding.

<sup>5</sup> Tilsetningsstoff for å gjøre naturgass, som verken har farge eller lukt, observerbar ved duft.

### 3.2 Duggpunkt for vann

Vannduggpunktet måles av online målere 24-MT-0170 / 0171 for henholdsvis tørketog A og B. Disse måler vannduggpunkt ved et linjetrykk på ca 60 barg. Høyeste tillatt vannduggpunkt med hensyn på spesifikasjonene [2] er  $-20^{\circ}\text{C}$  målt av online målere. En sikkerhetsmargin på  $5^{\circ}\text{C}$  legges til slik at vannduggpunkt må holdes under  $-25^{\circ}\text{C}$ .

### 3.3 Duggpunkt for hydrokarboner

Det er ikke online målere for hydrokarbonduggpunkt på OSD, det baseres derfor på trykk/temperaturforhold i kaldseparator (Expander Condensate Separator). Kravene for hydrokarbonduggpunkt, GCV og Wobbe index er oppfylt dersom temperaturen i kaldseparator er lavere enn  $-12^{\circ}\text{C}$ . Temperaturen skal ikke være lavere enn  $-40^{\circ}\text{C}$ . [2]. Det tas regelmessige laboratorieprøver av innholdet i kaldseparatoren for å beregne hydrokarbonduggpunktet.

To alternative metoder å detektere duggpunkter på er presentert av Bullin et al [20]. *Chilled mirror*-metoden ansees som den beste online metoden, hvor gassen føres over en avkjølt plate. Temperaturen hvor det først kondenserer (dugger) på speilet/platen, er duggpunktet. Den andre metoden betegnes som gass-kromatografisk tilstandsligningmetode. Her benyttes en kromatograf for sammensetningsanalyse sammen med en tilstandsligning for å kalkulere duggpunktet, og også *cricondentherm*<sup>6</sup> tilstand og fasekonvolutt hvis ønskelig. Peng-Robinson (presentert i kapittel 7 og i vedlegg C i vedleggsheftet) kan brukes som tilstandsligning her. Siemens har kromatografer for laboratorieskala, men ikke for prosessanlegg i fullskala. Denne metoden er derfor ikke benyttet online i anlegget.

Michell Instruments [21] spesialiserer seg på en tredje alternativ målemetode, *The Dark Spot Principle* som er basert på *Chilled Mirror*-metoden. Prinsippet er å fokusere en rød lysstråle ned på speilet, og analysere lysbrytningen.

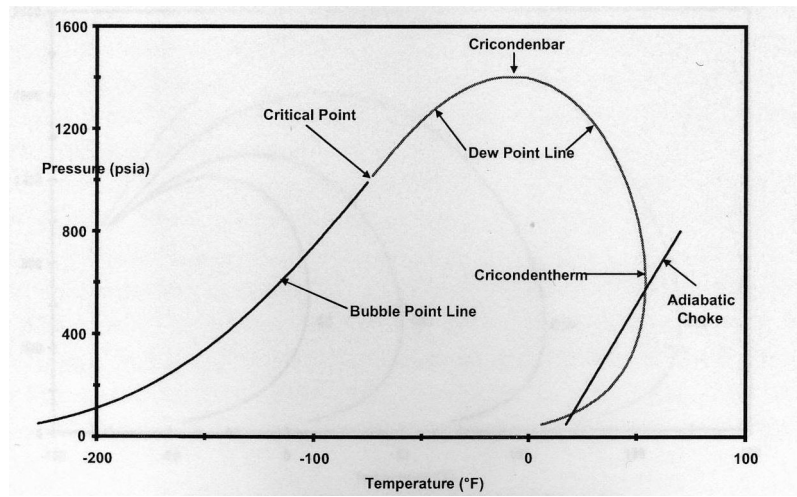
Ved simulering av prosessen (se kapittel 7) er selvsagt sammensetningene kjent på alle punkter, slik at hydrokarbonduggpunktet kan kalkuleres på gass-kromatografi-metoden.

Figur 3 viser fasekonvolutt for ren naturgass, og forklarer lettere hydrokarbonduggpunkt, retrograd (tilbaketrekkende) kondensering og dannelse av væske. Retrograd kondensering kan oppstå når duggpunktet inntreffer på linjen mellom kritisk punkt og cricondentherm.

---

<sup>6</sup> Cricondentherm: Den høyeste temperatur hvor to faser kan eksistere. Tilsvarende har man cricondenbar, det høyeste trykket hvor to faser kan eksistere. (about.com)

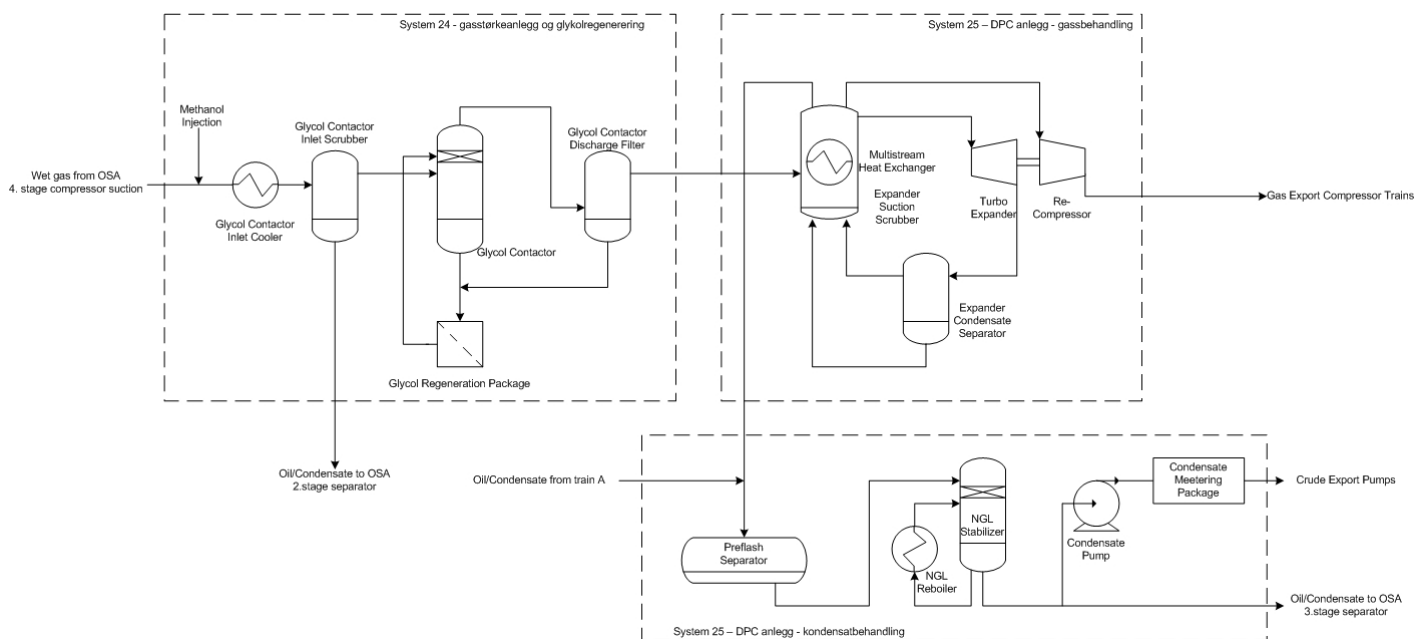




Figur 3: Fasekonvolutt for naturgass

## 4 KOMPONENTER I PROSESSEN

Dette kapitlet omtaler komponentene som representerer DPC-anlegget (System 25) og dets tilhørende glykolanlegg (System 24). De to tørketogene på OSD er identiske. Vedlegg L og M i vedleggsheftet viser nøkkeltall for komponentene. Se figur 4 for flytskjema som forklarer anleggets oppbygning i grove detaljer.

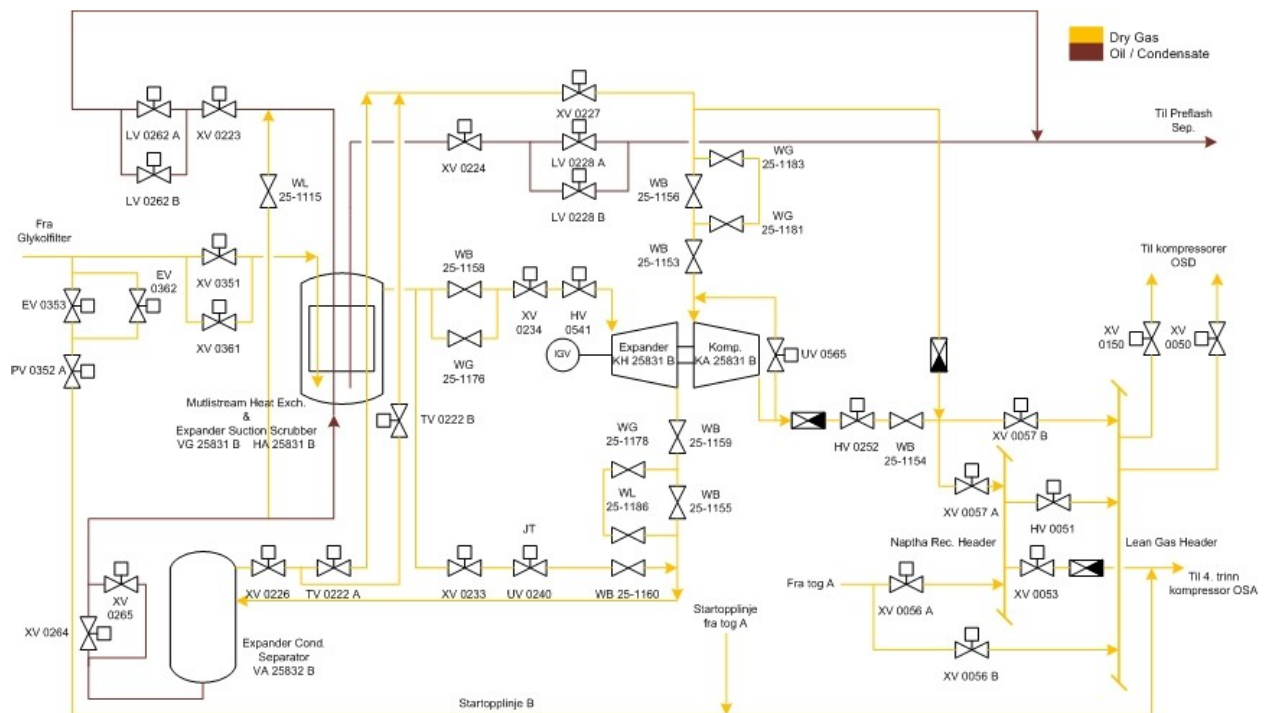


Figur 4: Forenklet flytskjema over gasstørketog B

En større versjon av flytskjemaet finnes i vedlegg B i vedleggsheftet.

### 4.1 DPC – Gassbehandling

En mer detaljert skisse over gassbehandlingsanlegget finnes i figur 5. Her er alle ventiler inntegnet, både styringsventiler og manuelle ventiler som brukes til oppstart og nedstengning av prosessene. Legg merke til tilbakestrømningsventilen UV0565 over rekompresoren og Joule-Thompson-ventilen UV0240 i parallell med turboekspanderen. Disse er henholdsvis stabilitetskretser for kompressoren og oppstartsnettverk og backup for turboekspanderen. Mer om disse og de andre komponentene i underkapitlene som følger.



Figur 5: System 25 Gassbehandlingsanlegg B

#### 4.1.1 Turboekspander

Definisjonen på turboekspander er ifølge Soma, O.H. [5] en ekspansjonsturbin som ved hjelp av en aksel gir momentkraft til drift av en kompressor, pumpe eller elektrisk generator. Selve ekspanderdelen for naturgass ligner en dampturbin.

Den første prosessen med turboekspander ble introdusert i 1964, i et forsøk på å redusere kostnader ved gasskomprimering. Ved isentropisk<sup>7</sup> ekspansjon av den avkjølte gassen gjennom en hurtig roterende turbin skapes kryogeniske<sup>8</sup> temperaturer på  $-100^{\circ}\text{C}$ . Slik utvinnes 75 – 85 prosent av etangassen. Ved denne kryogeniske temperaturen kondenseres etan, og den avkjølte strømmen tilføres i toppen av demetaniseringsskolonnen for fjerning av metanoverskudd fra  $\text{C}_2^{+9}$  NGL produktet. Energien utvunnet av ekspanderen brukes til komprimering av lavtrykksgass slik at anleggets totale behov for gasskompressorer reduseres. (Yuv R. Mehra, P.E. [9])

Turboekspanderen utnytter Joule-Thomson effekten til å drive en rekompresor. Tidligere lot ikke dette seg gjøre, gassen ble isteden kjølt ned i Joule-Thomson (JT) ventil. Prinsippet er der

<sup>7</sup> Isentropi (sammensatt av gresk iso, -lik- og entropi, -mål på graden av uorden-) tilsier at entropien forblir konstant i et avgrenset system.

<sup>8</sup> Kryogenikk (av gr. kryos, iskulde, frost, is) er læren om hvordan man oppnår meget lave temperaturer, som regel fra flytende lufts temperatur  $-196^{\circ}\text{C}$  og ned til det absolutte nullpunkt. Avkjølingen foregår ved hurtige gassutvidelser, el. fordampning som trekker varmeenergi ut av stoffet. (Caplex)

<sup>9</sup> Tyngre hydrokarboner.

det samme, bare enklere. Gassen utvides i ventilen og avkjøles. Oppstart av DPC anlegget skjer ved hjelp av JT-ventilen, før gassen føres inn i turboekspanderen. JT-ventilen UV 0240 vises på figur 5.

### 4.1.2 Rekompresor

Turboekspanderene i tørketogene på Oseberg D driver hver sin rekompresor (KA 25831 A/B) for å trykke opp gass fra varmeveksleren. Gassen føres så videre til Naphta Recliner Header og Lean Gas Header, avhengig av DPC operasjonsmodus (Lean Gas / Super Lean Gas).

Rekompresoren har i parallell en ventil som slipper noe av det komprimerte gassen tilbake for å kjøres i kompressoren igjen. Dette er med på å stabilisere kompressoren og spiller inn i en avansert Anti Surge-regulering, som blir omtalt i kapittel 6.

### 4.1.3 Expander kondensat separator

Separatoren skiller olje/kondensat fra gassen ledet fra turboekspanderen. Denne gassen er nå kjølet ned pga Joule-Thomson effekten. Separasjonen skjer fordi fluidene har forskjellig tetthet, derfor vil gass stige opp og oljen legge seg i bunn av separatoren. Trykk- og temperaturmålere i separatoren brukes til å beregne hydrokarbonduggpunktet sammen med labprøver av komponentsammensetninger i gassen. Videre fra separatoren vil både gassen og kondensatet føres videre inn i flerstrømsvarmeveksleren.

### 4.1.4 Flerstrøms varmeveksler og expander suction scrubber

Dette er en kombinert komponent, både varmeveksler og scrubber. En scrubber fungerer som en sykklonseparator ved at tunge partikler slynges utover mens lette partikler virvler i sentrum av scrubberen. Begrepet *suction* scrubber viser til at føden suges inn og ikke trenger egen pumpe for å gi høyt nok trykk til scrubberen.

Kondensatet (oljen) i scrubberen varmes opp i varmeveksleren for så å føres til preavgassing separator i kondensatbehandlingsanlegget. Vasket gass fra glykolanlegget avgir varme i varmeveksleren og scrubberen, og gassen føres videre til rekompresoren drevet av turboekspanderen.

## 4.2 DPC – Kondensatbehandling

Hovedoppgaven til anlegget er å behandle kondensatet som skilles ut i gassbehandlingsanlegget. Anlegget består hovedsaklig av to separasjoner, to pumper og målestasjon.

### 4.2.1 Preavgassing separator

Preavgassings separator (preflash separator) (PFS) «flasher» kondensatstrømmen på grunn av at noe naturgass alltid vil føres med sammen med kondensatet. Naturgassen føres fra separatorene tilbake til 3. trinn i kompressortog på OSA. Bunnproduktet, oljen, går inn i NGL stabilisator, evt til 3. trinn i separortog på OSA.

### 4.2.2 NGL stabilisator

Denne komponenten er også en separator, men med et annet navn grunnet oppgaven den har. Stabilisatoren mottar kondensatet fra PFS og fører toppproduktet NGL tilbake til 2. trinns kompressortog på OSA. Bunnproduktet, oljen, vil bli ført tilbake til 3. trinn i separortog på OSA, evt til råolje eksportpumper.

### 4.2.3 NGL oppkoker

Avkjølt kondensat fra stabilisatoren kokes opp i oppkokeren og tilføres stabilisatoren igjen. På den måten holdes temperatur oppe i stabilisatoren og kondensatet gjenbrukes.

## 4.3 Gasstørkeanlegget og glykolregenerering

Hensikten med anlegget er først å absorbere vann fra naturgassen (dehydrere) og deretter å regenerere glykolen for gjenbruk i kontaktoren. Glykolen (TEG) blir tilført fra tank på OSA. Behov for etterfylling av glykol vil i følge arbeidsbeskrivelsene for system 24 [8] ved normal drift være ca. 1 m<sup>3</sup>/uke.

### 4.3.1 Glycol Contactor Inlet Scrubber

Denne komponenten har i oppgave å stå som første trinn i en separeringsprosess, der noe kondensat blir skilt ut og ført tilbake til OSA 2. trinns separator.

### 4.3.2 Glycol Contactor

Prosessenheten hvor den våte naturgassen blir dehydrert, kalles kontaktor. Dette er et absorpsjonstårn. Vannet i gassen vil absorberes, og glykolpartiklene som nå har blitt tyngre vil falle mot bunnen av kontaktoren. Denne glykolen (våt TEG) må regenereres for gjenbruk i Glycol Regeneration Package.

### 4.3.3 Glycol Regeneration Package

Det ligger en hel egen prosess bak denne prosesskomponenten, men den skal ikke vurderes videre i denne hovedoppgaven enn det som framkommer i dette kapittelet.

Regenereringspakken har som oppgave å behandle våt TEG. Denne vil her bli kokt opp til en temperatur der vannet fordampes og glykolen ligger igjen. Det lar seg gjøre fordi vannets koketemperatur som kjent er 100°C, mens glykolens kokepunkt (som TEG) er 278°C. [10]

En detaljert beskrivelse av glykolregenereringsanlegget vil være å si (Mathisen, A. [6]) at våt TEG gjennomgår flere enhetsoperasjoner, som trykkreduksjon, temperaturøkning og separasjon for å skille ut eventuell vanndamp og naturgassrester. I tillegg er det nødvendig med filter for å rense TEG for forurensninger som har blitt overført fra naturgassen. Etter disse enhetsoperasjonene tilføres TEG en strippekolon for å fjerne vannet. Vanndampen går ut i toppen av kolonnen, mens regenerert og tørr TEG går ut i bunnen. Etter dette vil etterfylling av ny TEG skje, før den igjen tilføres glykolkontaktoren.

Glykolregenereringen for gasstørketog B på OSD finnes på SCD nr. 11-4A-AV-I73-24055, 11-4A-AV-I73-24056 og 11-4A-AV-I73-24060. Disse er ikke å finne i vedleggsheftet, ettersom denne prosessen ikke analyseres eller simuleres i denne rapporten.

### 4.3.4 Glycol Contactor Discharge Filter

Denne prosessenheten skal filtrere ut de siste restene av våt TEG etter behandlingen i glykolkontaktoren. Topproduktet, tørr gass, er produktet fra glykolbehandlingsanlegget. Gassen føres så til DPC-anlegget.

## 4.4 Andre komponenter

Det er i tillegg til disse basiskomponentene enkelte andre komponenter som også spiller en viktig rolle i det totale systemet. Disse vil bli beskrevet her, men vil ikke bli tatt med i simuleringene senere.

### 4.4.1 Metanolinjeksjon

Injeksjon av metanol skjer oppstrøms innløpskjøler i glykolanlegget (før Glycol Contactor Inlet Cooler). Metanolen skal i følge arbeidsbeskrivelsen for System 24 [8] injiseres inntil 200.000 Sm<sup>3</sup>/h gjennom tørketog for å forebygge hydrater (isplugges i gasstransportledningene). Metanolen fungerer derfor altså som en frostvæske. Metanolinjeksjonen ses bort fra i videre beregninger og simuleringer.

#### 4.4.2 Lean Gas Header

Dersom gassen kvalifiserer til eksport, vil den ledes inn på Lean Gas Header.

#### 4.4.3 Naphta Recovery Header

Nafta er en petroleumsfraksjon som utvinnes ved destillasjon av råolje og omfatter kokepunktsintervallet 70 – 140 °C, dvs bensin-parafin området. Noe av gassen fra tørketogene blir altså ledet inn på denne rørledningen for naftadestillasjon.

## 5 SCD, PFD, ARBEIDSBESKRIVELSER OG DATABLADER

### 5.1 SCD – System Control Diagram

Tidlig i oppgaveperioden ble det utdelt et antall SCD over OSA og OSD. De fleste av disse er ikke relevant for oppgaven, men de spiller en stor rolle for forståelsen av anlegget. De viktigste for rapporten er gitt i vedlegg J i vedleggsheftet.

En utfyllende forklaring til et utsnitt av et SCD er utarbeidet og gitt i vedlegg I i vedleggsheftet.

### 5.2 PFD – Process Flow Diagram

Underveis i oppgaven ble det klart at arbeidet med simuleringen krevde detaljerte strømningsbeskrivelser. Etter et møte med ekstern veileder ble disse funnet fram til, i form av svært detaljerte PFDer over et gitt case i produksjonen. Disse bidro til at simuleringen kunne la seg gjennomføre med mest mulig realistiske forutsetninger. PFDene er gitt i vedlegg K i vedleggsheftet.

### 5.3 Arbeidsbeskrivelser

Oseberg Feltsenter har egne detaljerte arbeidsbeskrivelser for hvert system ombord. Arbeidsbeskrivelsene, også betegnet som systembeskrivelser, inneholder spesifikasjoner, grenseverdier, oppstarts- og nedstengningsprosedyrer, forrigling, tegninger og annet relevant ved systemet. I arbeidet med hovedoppgaven er det gitt tilgjengelig arbeidsbeskrivelser av system 25 (DPC-anlegget) og system 27 (eksporttrinn), et stykke ut i arbeidet ble det også gitt arbeidsbeskrivelse av system 24 (glykolbehandlingsanlegg) da det ble behov for det i forbindelse med simulering.

### 5.4 Datablader

Underveis i arbeidet med oppgaven ble det gitt et stort antall datablader for komponenter knyttet til LNG-prosessene på Oseberg D. Disse er nødvendige for å kunne utarbeide en riktig HYSYS-simulering av anlegget. Det er en stor jobb å lese tegningene, skille viktige detaljer fra uviktige detaljer, og ikke minst luke ut datablader som ikke er nødvendige for oppgaven. Databladene er i digital form på formatene TIF, DWG, PDF, DOC og LWP. De vesentligste er gitt i vedlegg H i vedleggsheftet.



## 6 EKSISTERENDE REGULERINGSSALGORITME

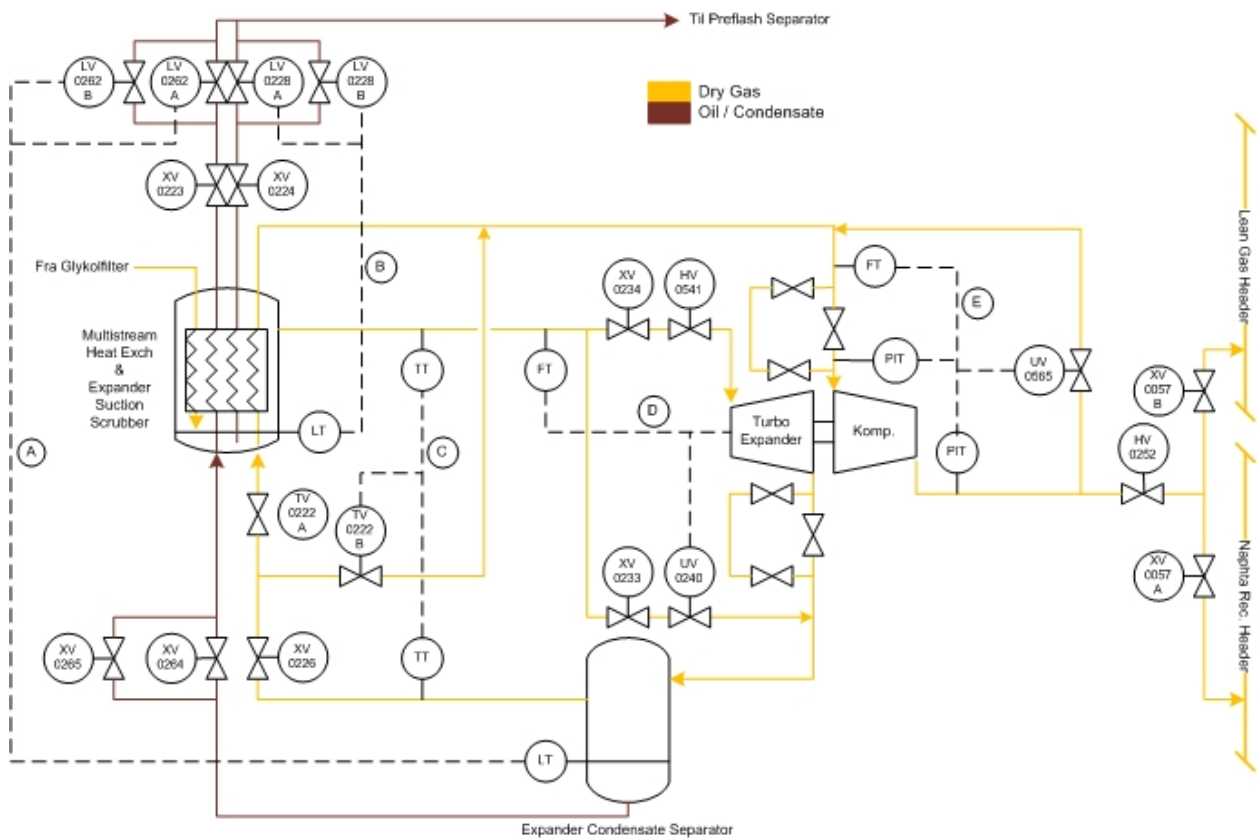
Den eneste strukturen som reguleringsalgoritmene er vist på er i et stort antall SCDer. Det ble i hovedoppgavearbeidet forsøkt å visualisere algoritmene på andre måter, for eksempel ved SFC (Sequential Function Chart), men det viste seg at metoden ikke er tilpasset denne type diagram. SFC kommer til sin nytte i forbindelse med for eksempel oppstarts- og nedkjøringsprosedyrer. Utenom SCDer er det koding på Siemens Simatic PLSene som kan gi oversikt over algoritmene. Denne koden ble ikke utdelt i begynnelsen av oppgaven, og ble heller ikke anbefalt av oppdragsgiver.

En ressursperson på SCDer er Ivar Loe ved Norsk Hydro. Han ble kontaktet for utfyllende informasjon om diagrammene.

Det er sett bort i fra forriglingsløyferne ved studering av reguleringsløyferne. Under følger en presentasjon av de ulike deler av prosessen med forklaring til reguleringsløyferne som er tilknyttet disse.

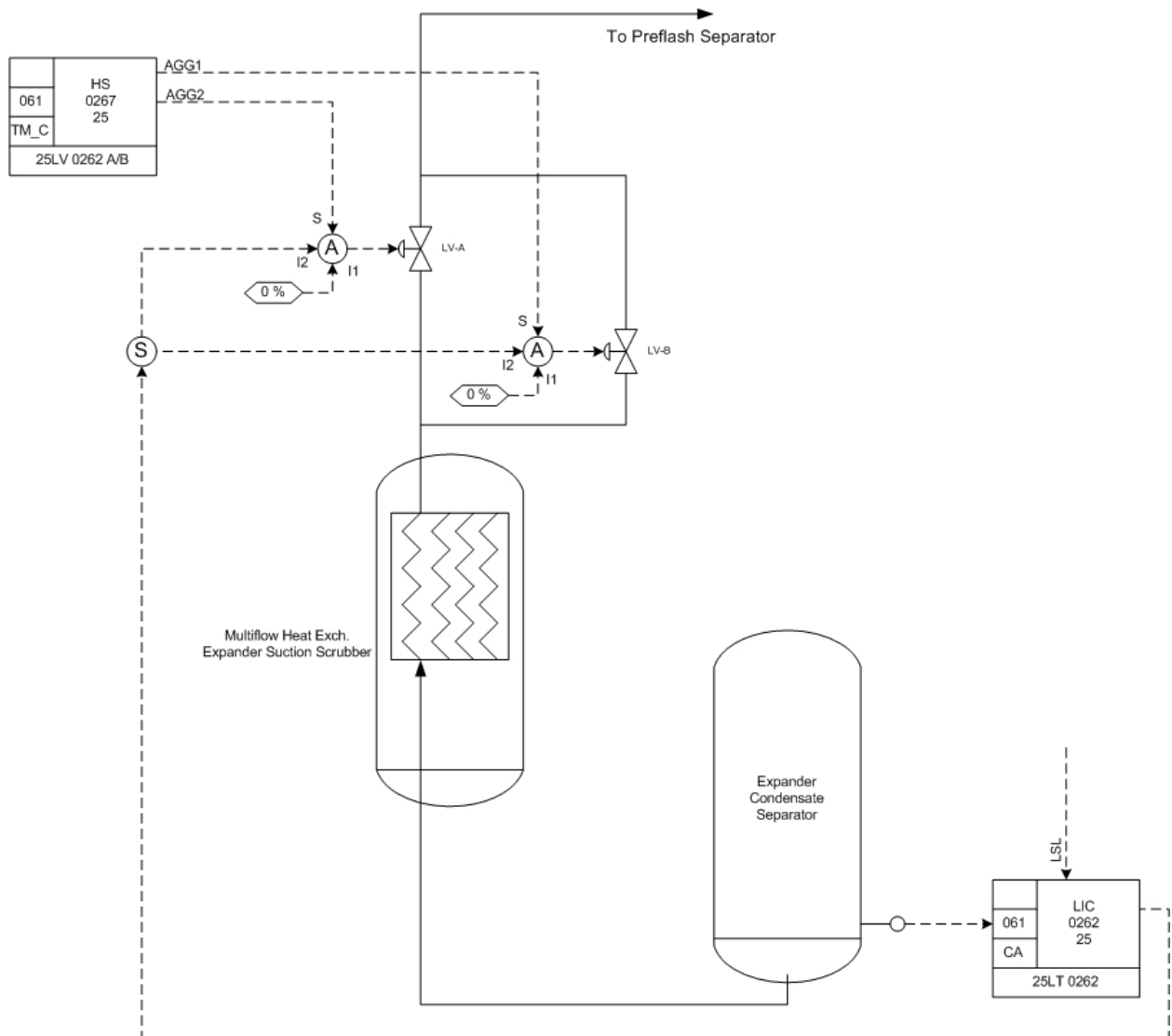
### 6.1 DPC-anlegg – Gassbehandling

Reguleringsløyferne for gassbehandlingsanlegget er vist i figur 6 nedenfor.



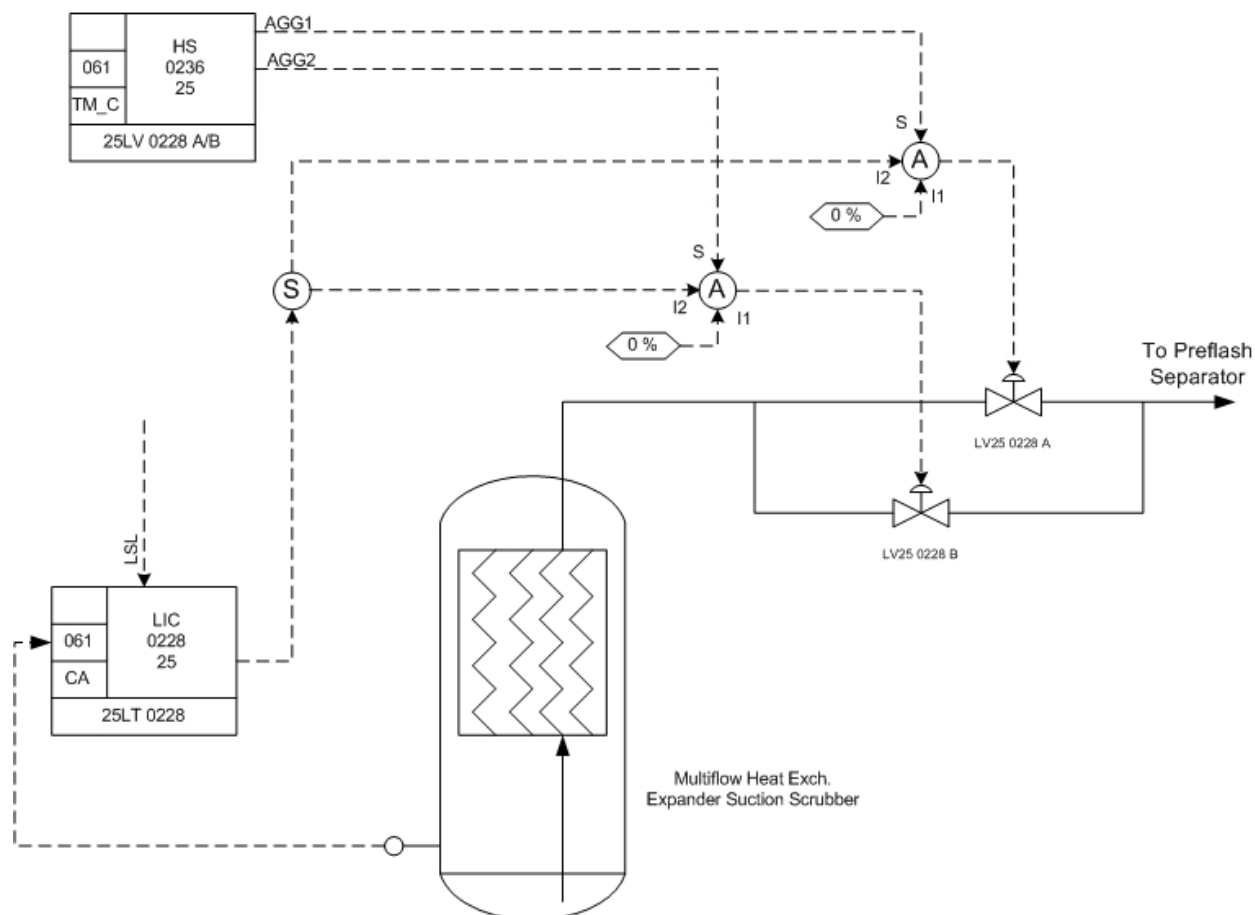
Figur 6: Reguleringsstruktur for system 25, gassbehandlingsanlegg B

A) Nivåreguleringsløyfa for Expander Condensate Separator står en nivåtransmitter og to Fail Close-ventiler med tilhørende controllere for. Ventilene (25LV 0262 A/B) står plassert i parallell på kondensatutløpet fra varmeveksleren/scrubberen, på den rørlinja som kjøres direkte igjennom fra separatorens. Se figur 7. Regulatoren LIC 0262 25 kan også sees på SCD-utsnittet i vedlegg I i vedleggsheftet. Denne har en regulatorfunksjon med LSL alarm suppression. Dette er forklart nærmere i teksten i vedlegg I. Dersom utgangene AGG1 og AGG2 fra regulatoren HS 0267 25 er logisk «0», vil software-switchen (A – Analog Switch) lede prosentverdien null inn til ventilene, og de stenges.



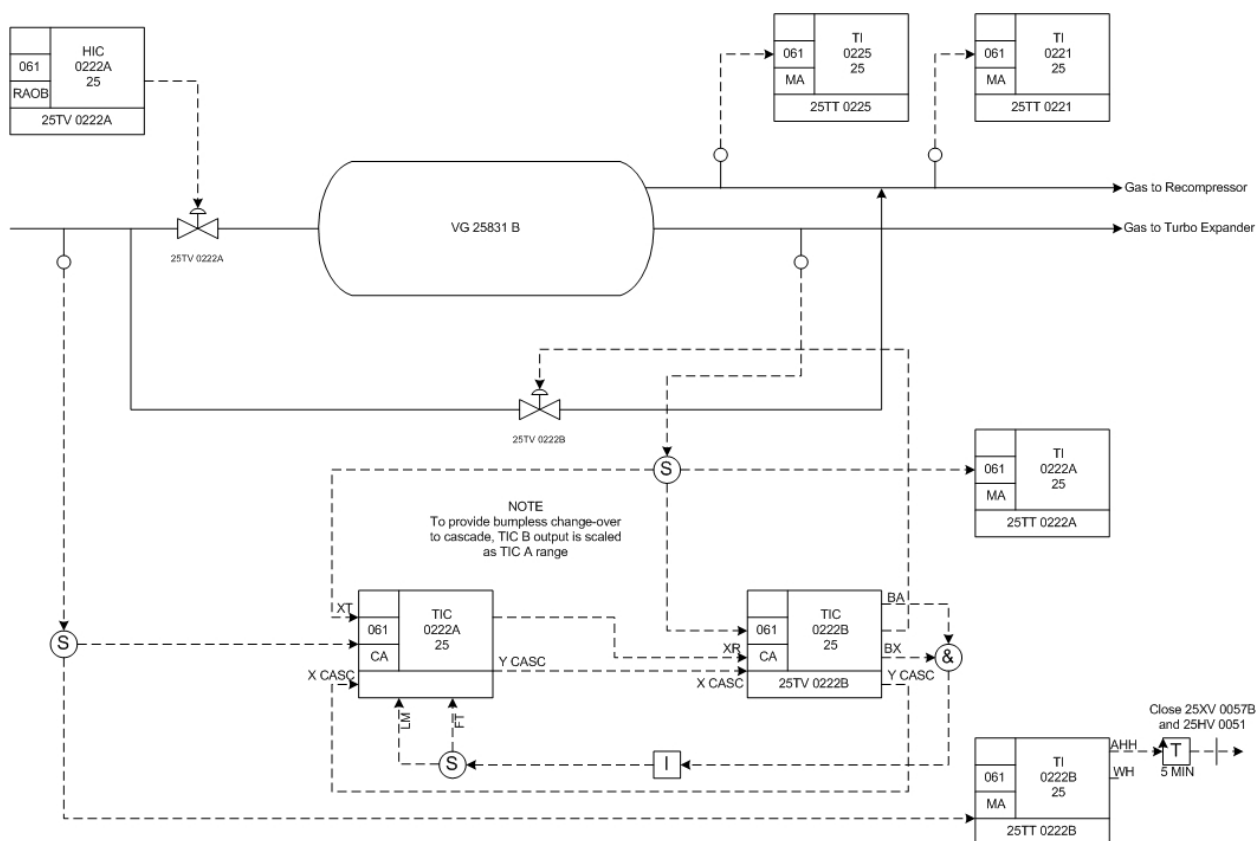
Figur 7: Utsnitt av SCD, nivåreguleringsløyfe tilknyttet Expander Condensate Separator

B) Nivåreguleringsløyfa på flerstrømsvarmeveksleren/scrubberen er ivaretatt av nivåtransmitter 25LT 0228. Dens regulator, LIC 0228 25, har en CA-modul (Modulating Control / PID). Regulatoren styrer to parallelle Fail Open-ventiler, 25LV 0228 A og 25LV 0228 B, på oljeledningen som fører ut til kondensatbehandlingsanlegget. Se figur 8. Også her er analoge switcher som stenger ventilene ved logisk null.



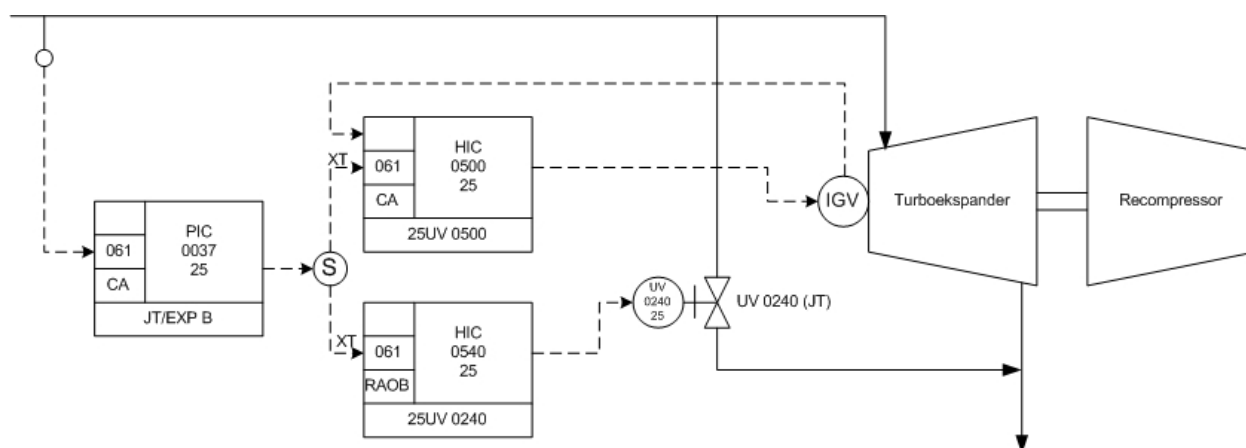
Figur 8: Utsnitt av SCD, nivåreguleringsløyfe tilknyttet Expander Suction Scrubber

- C) Temperaturreguleringsøyfa er ivaretatt av temperaturtransmitterene 25TT 0222 A (gass ut) og 25TT 0222 B (gass inn) og temperatur-regulatorene TIC 0222A 25 og TIC 0222B 25 som står i kaskade. Figur 9 viser SCD for denne sløyfa.



Figur 9: Utsnitt av SCD, temperaturreguleringsløyfe tilknyttet Multiflow Heat Exch. / Suction Scrubber

- D) Trykk i rørledningen til turboekspanderen (TE) blir overvåket av trykktransmitter 25PT 0237 og trykk indikator/regulator PIC 0037 25. Denne styrer JT-ventilen UV 0240 for å avlaste TE. Logikken involvert her er ganske infløkt, men kan svært forenklet framstilles som i figur 10.

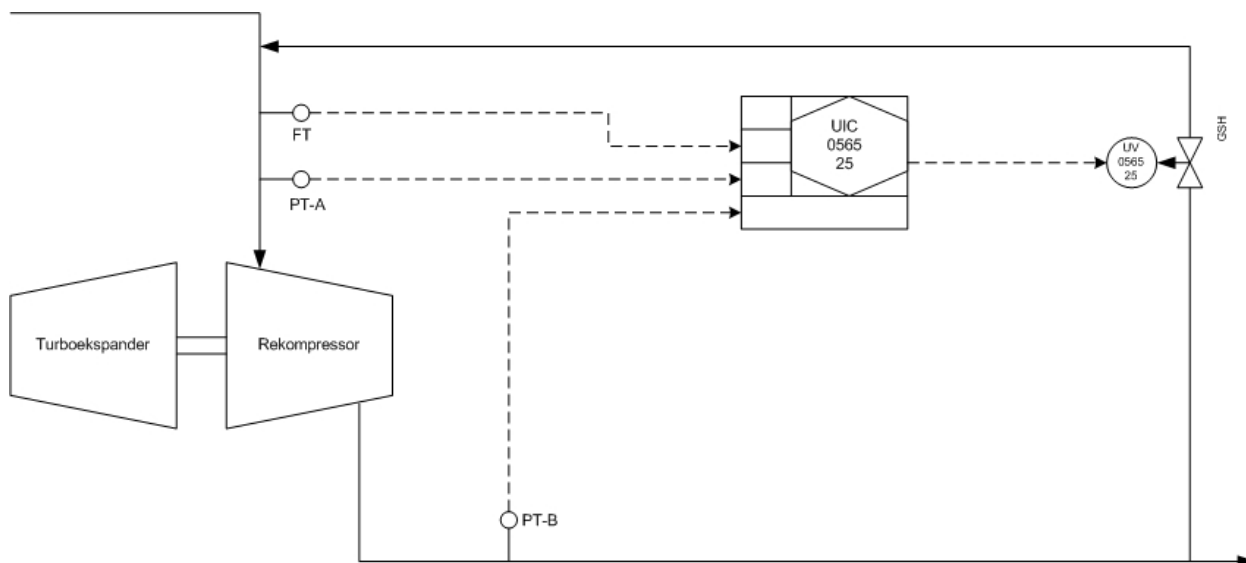


Figur 10: Utsnitt av SCD, trykkreguleringsløyfe tilknyttet turboekspander

IGV enheten på TE er Inlet Guide Vanes, som er ledeskovler inne i maskinen. Disse kan brukes på samme måte som en reguleringsventil, men er mer

energiøkonomiske. [17] Feedback fra IGV viser posisjonen til TE. Logikken er vist i sin helhet på SCD nr. 11-4A-AV-I73-25025 og 11-4A-AV-I73-25070, se vedlegg J i vedleggsheftet.

- E) På gassrørledningen som går fra varmeveksleren til rekompresoren er det montert en flowmåler og trykkmåler. Den komprimerte gassen videre til Lean Gas Header blir også målt i en trykkmåler. Alle disse tre signalene føres inn i en Anti-Surge<sup>10</sup>-regulator (UIC 0565 25), for styring av Fail Open - ventil UV 0565 25. Ved åpnet ventil vil gassen med høyt trykk føres tilbake til føden på rekompresoren. Se figur 11.



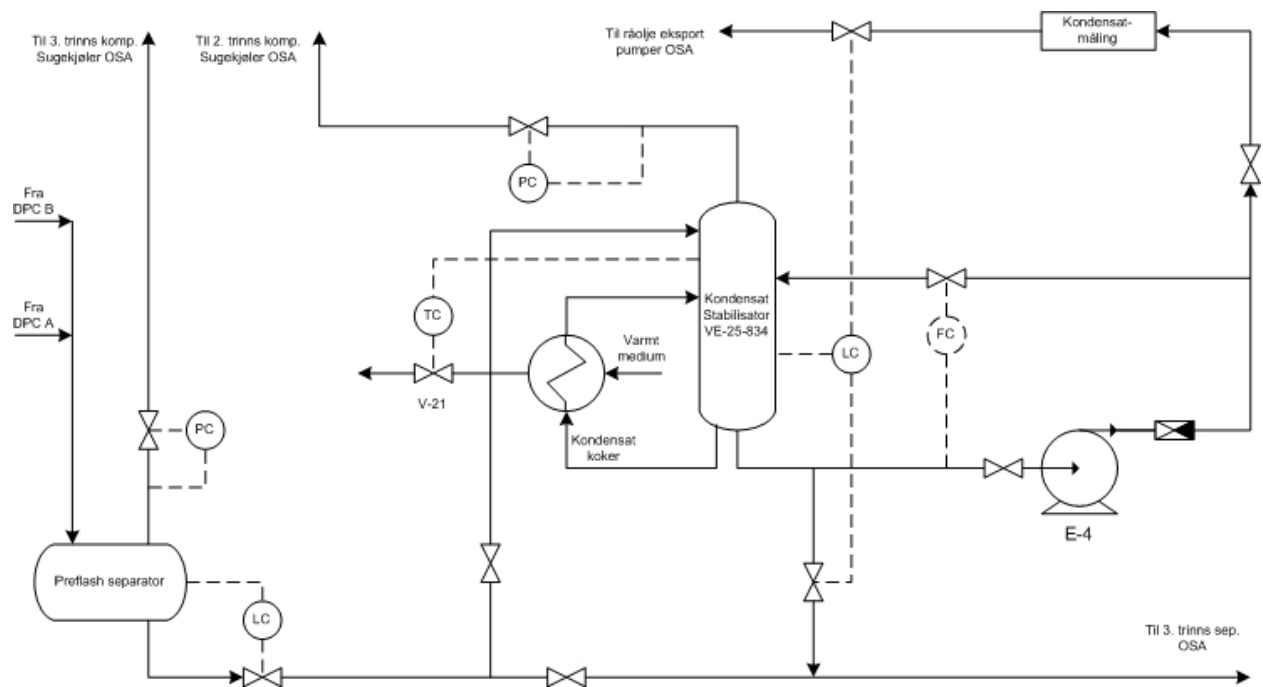
Figur 11: Utsnitt av SCD, trykkreguleringsløyfe tilknyttet rekompresor

UIC 0565 25 er en multivariabel regulator som i tillegg til flow og trykk, også behandler en del andre signaler, for komplett styring av Anti-Surge.

## 6.2 DPC-anlegg – Kondensatbehandling

Seks reguleringsløyfer ivaretar massebalansen for prosesskomponentene i kondensatbehandlingsanlegget. Det er trykk-, nivå-, og temperaturreguleringsløyfer. Disse blir ikke omtalt mer spesifikt enn det som kommer fram av figur 12.

<sup>10</sup> Anti-surge vil si å forhindre en pumpe-effekt i kompressorer.

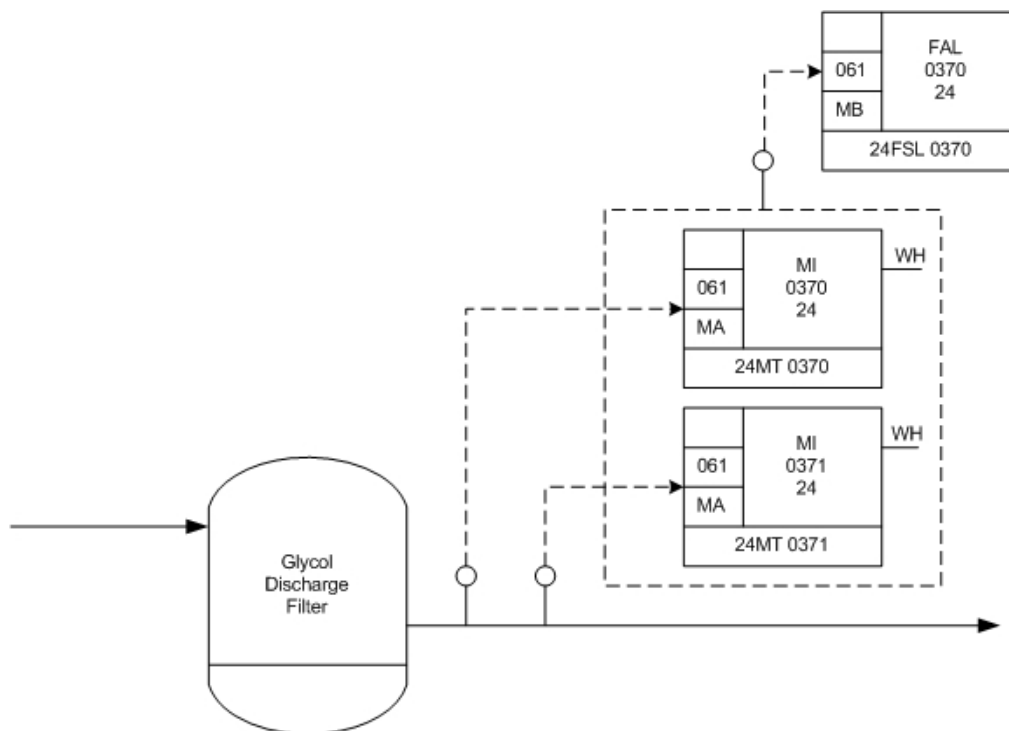


Figur 12: Forenklet flytskjema for kondensatbehandlingsanlegget med inntegnet reguleringsløyper

Figuren er utgangspunkt for simulering i HYSYS.

### 6.3 Duggpunktmaalere

Som nevnt tidligere blir vandduggpunktet målt av online målere 24MT 0370 og 24MT 0371 på tørketog B ved et linjetrykk på ca 60 barg. Disse målerne er plassert i system 24, nedstrøms Glycol Discharge Filter. SCD nr. 11-4A-AV-I73-24025 (se vedlegg J i vedleggsheftet) viser målerne og logikken. Indikatorene, MI 0370 24 og MI 0371 24, har en utgang hver, WH (Warning alarm High), som aktiveres hvis målingen overgår angitt alarmverdi. Indikatorene overvåker prosessverdiene analogt (MA Function Template). Tilknyttet de to indikatorene er en tilleggsregulator, FAL 0370 24, som overvåker digitale prosessverdier (MB Function Template). En oversikt med disse målerne påtegnet finnes på figur 13.

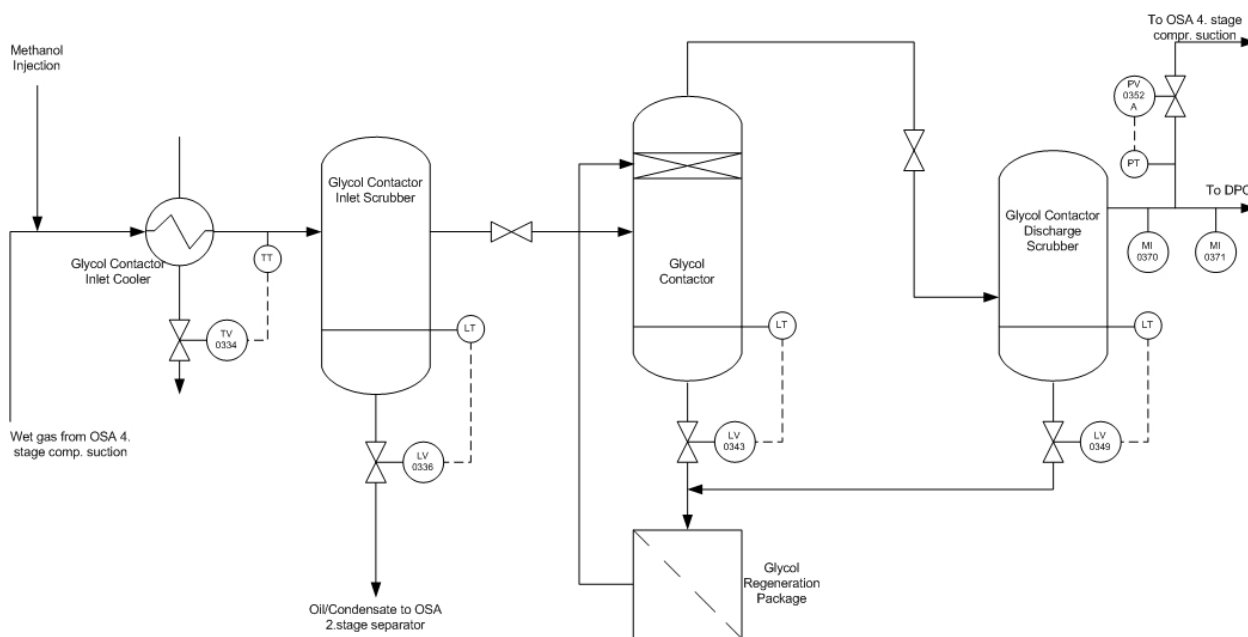


Figur 13: Duggpunktsmålere på gasstørketog B

Figuren viser hvordan målerne er implementert i gasstørketog etter Glycol Discharge Filter. Denne komponenten vises i sammenheng i glykolbehandlingsanlegget i kapittel 6.4. Hydrokarbonduggpunkt måles ikke av dedikerte målere, men blir målt ut ifra komponentsammensetning fra labprøver. Denne og alternative metoder er omtalt i kapittel 3.3.

## 6.4 Glykolanlegget

Glykolanlegget har enkle temperaturreguleringssløyfer og nivåreguleringssløyfer, som vist av figur 14 på neste side. Duggpunktsmålerne vises i øvre høyre hjørne.



Figur 14: Reguleringsøyfer tilknyttet glykolanlegget

Figuren er grunnlag for simuleringen senere, med den forenklingen at Discharge Filter er tatt bort, samt at Glycol Regeneration Package selvfølgelig ikke simuleres da dette er en komplisert prosess og hovedoppgavemateriell i seg selv.



## 7 SIMULERING I HYSYS

Ettersom dynamisk simulering i HYSYS var en viktig del av hovedoppgaven, ble mye tid satt av til å lære HYSYS gjennom tutorials og øvinger. Kybernetikk-linjen ved HiT anno 06/07 bruker ikke HYSYS, kun en introduksjon med tilhørende øving var satt av til dette. I utgangspunktet var det en tanke å bruke MATLAB til modellering og kanskje utvikle en MPC-algoritme, men det viste seg at HYSYS hadde mange muligheter til også regulering. Å sette opp en simulering i Steady-State i HYSYS er ikke den største utfordringen. Dette lot seg gjøre for det totale anlegget, se kapittel 7.2. Dynamisk simulering derimot er en stor utfordring for en prosess av denne størrelsen og med de komponenter som er i bruk. Deler av prosessen lot seg gjennomføre dynamisk simulering på, se kapittel 7.3.

### 7.1 Oppsett for simulering

HYSYS krever at enkelte materie- og energistrømmer er definert med temperatur, trykk og flow rate, og at alle komponenter i strømmingene er angitt for å kunne beregne alle parametere som er involvert. Videre må prosesskomponentene (separatorer, varmevekslere osv.) settes opp med riktig inn- og utstrømning, dimensjoner og eventuelt reaksjoner.

Naturgassen (våt gass) inneholder som nevnt mange hydrokarboner, metan, etan, vann og CO<sub>2</sub> og sammensetningen i våtgasstrømmen i OSD er gitt i tabell 5. Sammensetningen gjelder for Joule-Thomson modus, tidlig produksjon, i flowen inn til Inlet Cooler i glykolanlegget. Dette punktet er definert som 401B i PFD nr. 11-4A-NHT-C72-00410, se vedlegg K i vedleggsheftet.

Tabell 5: Molfraksjoner i naturgass, stream nr. 401B

<i>Komponent</i>	<i>Flowrate [kmol/hr]</i>	<i>Molfraksjon</i>
Metan (C1)	24770,162	0,8257
Etan (C2)	2152,096	0,0717
Propan (C3)	1179,906	0,0393
Nitrogen (N <sub>2</sub> )	258,167	0,0086
CO <sub>2</sub>	292,365	0,0097
i-Butan (IC4)	183,864	0,0061
n-Butan (C4)	393,515	0,0131
i-Pentan (IC5)	106,713	0,0036
n-Pentan (C5)	128,824	0,0043
n-Hexan (C6+)	237,328	0,0079

<i>Komponent</i>	<i>Flowrate [kmol/hr]</i>	<i>Molfraksjon</i>
<i>Sub Total</i>	<i>29702,930</i>	<i>0,9901</i>
H <sub>2</sub> O	297,112	0,0099
<i>Total Flow</i>	<i>30000,041</i>	<i>1,0000</i>

Utgangspunktet for å tegne opp prosessstrukturen i HYSYS ble gjort i MS Visio. Se tilbake til figur 4 for forenklet flytskjema.

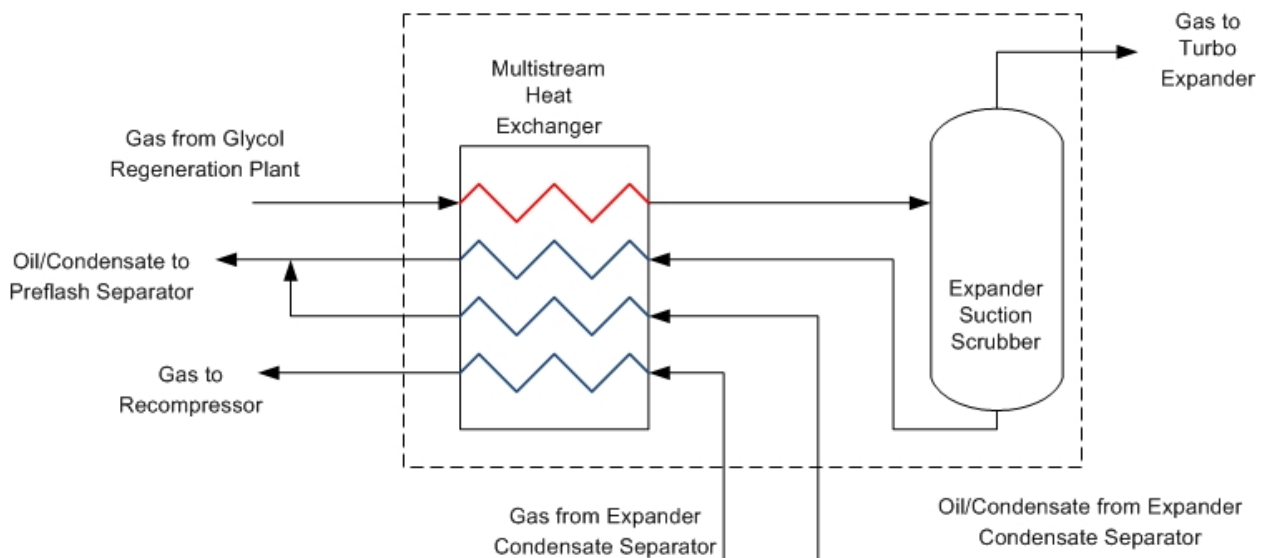
For beregning av tilstander i HYSYS anbefaler Øi, L.E. [12] og HYSYS User Manual [13] tilstandsligningen Peng-Robinson (PR) for generell gassbehandling og glykoltørking. PR blir brukt til å beregne fysikalske data (som varmekapasiteter og tettheter) for blandinger, og spesielt likevekt mellom gass og væske. Utfyllende informasjon om Peng-Robinson tilstandsligning ligger i vedlegg C i vedleggsheftet.

## 7.2 Steady-State simulering

Med utgangspunkt i figur 4 ble komponentene definert i HYSYS, først med en antatt flow rate bare for å se om systemet fungerte. Noe problemer og konsultasjoner førte til at Glycol Regeneration Package ble utelatt fra simuleringen. En oppgitt flow med 99 % glykol (TEG) og 1 % H<sub>2</sub>O ble isteden ført rett inn i glykolkontaktoren som føde i tillegg til våt gass fra Inlet Scrubber.

En annen forenkling av glykolanlegget (System 24) er å fjerne Discharge Filter. Filteret trenger man ikke å simulere da dette kun skiller ut små mengder glykolpartikler.

Et problem i DPC-anlegget var hvordan man skulle simulere den kombinerte varmeveksleren og scrubberen. En slik komponent finnes ikke i HYSYS. Løsningen ble å bruke en LNG varmeveksler og en separator i tillegg, som vist i figur 15. Den stiplede firkanten avgrensar altså det som er enheten i den reelle prosessen.



Figur 15: HYSYS-løsning av varmeveksleren / scrubberen i DPC-anlegg

Som figuren viser går kondensatstrømmene her sammen etter å ha passert varmeveksleren. Første forsøk på å løse dette problemet var å koble sammen kondensatstrømmene før varmeveksleren, som hadde gitt samme resultat hvis man betrakter figuren. Men ved å se på den reelle prosessen har varmeveksleren faktisk fire gjennomstrømninger, der kondensatstrømningene går sammen i etterkant etter at styringsventiler justerer strømmen i hver rørledning. Grunnen er at nivået i Expander Condensate Separator justeres ved ventil i strømmen *etter* varmeveksleren, i likhet med nivået i varmeveksler/scrubber-enheten. Så løsningen på figuren blir riktig metode.

Et annet problem var feedback i NGL stabilisatoren. Kondensatet som gjennom oppkokeren skal gi føde ga samme problem som ved glykolkontaktorens opprinnelige feedback. Denne ble derfor satt som en frittstående strømning inn i stabilisatoren.

Etter at reelle data ble gitt underveis i arbeidet, ble disse lagt inn i simuleringen. Noe tilpasningsproblemer oppsto, men det løste seg etter litt tid. Glykolkontaktoren ble som tidligere omtalt simulert som en ordinær separator isteden for et absopsjonstårn. Flytskjema fra HYSYS er vist i vedlegg D i vedleggsheftet. Dette er et førsteutkast av simuleringen, uten ventiler og uten regulering. Strømmer fra perifere deler av anlegget, som kondensat fra kondensatbehandlingsanlegg A, er også utelatt her. Kjølere og oppkokere skal erstattes med varmevekslere, siden disse skal ha kjøle- og varmemedium i form av vann, ikke energi. Derfor er oppkokeren til NGL Stabilisatoren ikke løst av solveren (les Peng-Robinson).

Fullstendig prosess i HYSYS med alle strømmer definert eller løst av solver er å finne i vedlegg E i vedleggsheftet. Her er kjøleren Inlet Cooler i glykolbehandlingsanlegget og kokeren NGL Reboiler i kondensatbehandlingsanlegget erstattet med varmevekslere, og ventiler og reguleringsløsninger er tatt med. Joule-Thomson ventilen og bypass er nå tatt med, i likhet med

strømmer fra perifere deler av anlegget. LNG varmeveksleren har nå fire gjennomstrømninger, slik at regulering for begge kondensatstrømmer er ivaretatt.

### 7.3 Dynamisk simulering

For at HYSYS skal kunne simulere dynamisk, er det nødvendig å definere fysiske størrelser på prosesskomponentene involvert i simuleringen. Disse må man lete seg fram til i databladene som tilhører komponentene. Manglende datablader ga grunnlag til at enkelte fysiske størrelser måtte antas. Innvendig diameter og høyde er de størrelser som må defineres i HYSYS. Da får programmet nok grunnlag til å utvikle modeller og dermed utføre dynamisk simulering. Tilstandsligningen som brukes, er fortsatt Peng-Robinson.

Det viste seg som tidligere omtalt at å simulere dynamisk i HYSYS var en svært komplisert prosess, og lot seg ikke gjennomføre med de ressurser og kunnskap som var tilgjengelig. Derimot kunne en del av anlegget tas ut og simuleres separat. Det ble valgt å fokusere på glykolbehandlingsanlegget, som består av en varmeveksler, innløpsseparator og glykolkontaktor med tilhørende ventiler og reguleringsløyfer.

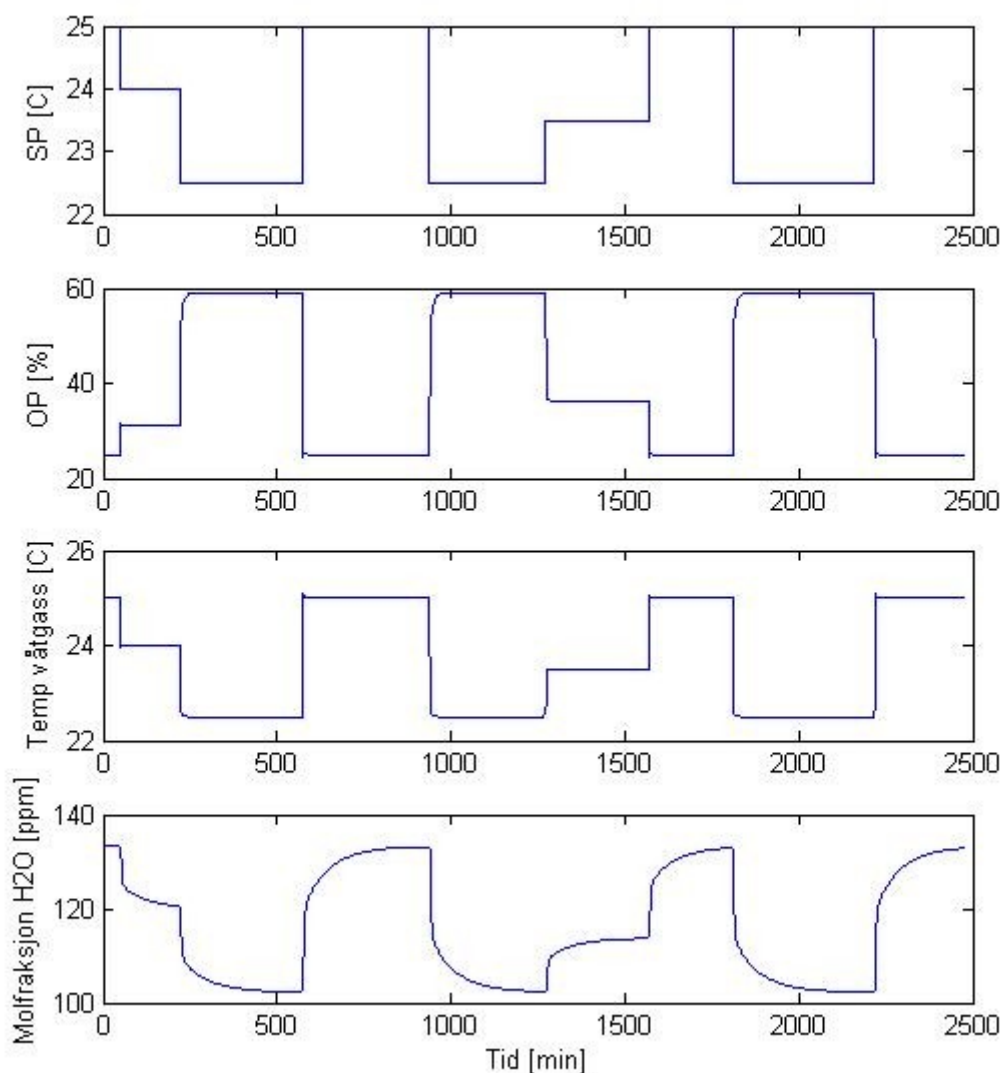
Grunnen til at nettopp glykolbehandlingsanlegget ble valgt, var konsultasjoner med skolen (Øi, L.E.) og at det er i skolens interesse å få utarbeidet en demo på dynamisk simulering i HYSYS. Mer om tanker rundt dette i kapittel 10, Forslag til videreføring av rapportarbeidet.

Det som er interessant å obsevare ved denne prosessen, glykolbehandlingsanlegget, er at molfraksjonen av  $H_2O$  minker betraktelig fra strømmen som kommer inn fra kompressortrinnene på OSA (våt gass) til strømmen som går inn i DPC anlegget (tørr gass). Ved dynamisk simulering er det lett å se virkningen av endringer som temperatur i kjølevann, temperatur i våtgassen, eller flowendringer i våtgassen. Ser at lavere temperatur i våtgassen etter Inlet Cooler (og dermed lavere temperatur i glykolkontaktoren) fører til mindre konsentrasjon av  $H_2O$  i tørrgassen, hvilket er ønskelig. Dette er en visualisering av drøfting rundt dette, presentert i kapittel åtte.

### 7.4 Prosessens dynamiske egenskaper

Gjennom dynamiske simuleringer i HYSYS ble en datalogg lagret som inneholder 9890 tidsskritt. Simuleringen ble satt opp til å logge hvert 15 sekund i en periode på over 41 timer. Selve tiden av simuleringen i HYSYS var omkring fem minutter. Dataloggen inneholdt settpunkt til temperaturreguleringssløyfen til Inlet Cooler, output av samme regulator, temperatur på våtgassen inn til Inlet Scrubber, og molfraksjonen av  $H_2O$  i tørrgassen etter glykolkontaktoren.

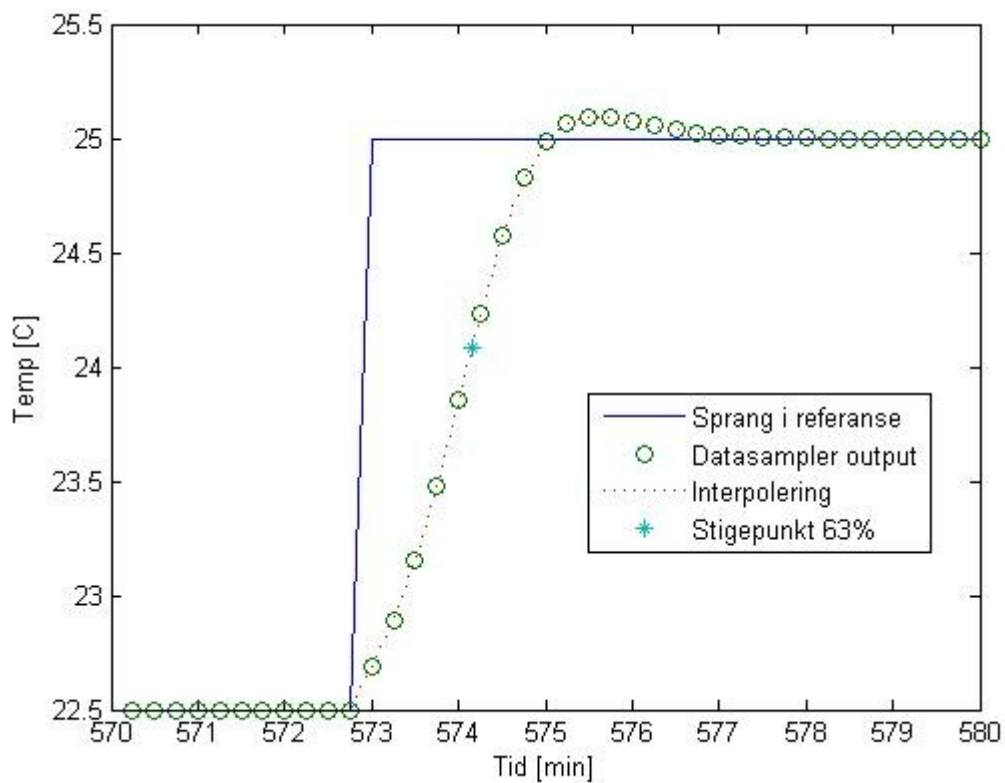
Dataloggen, history.csv, er en kommaseparert datafil som kan hentes inn i MATLAB for bearbeiding av talldata. Grafer av resultatet vises i figur 16, MATLAB-scriptet som foretar tallbehandlingene ligger i vedleggsheftet, vedlegg O.



Figur 16: Dataloggen fra HYSYS

Ser av figuren at molfraksjonen i tørrgass følger temperaturen i våtgasstrømmen og dermed også i glykolkontaktoren. Jo lavere temperatur, jo lavere konsentrasjon av vann i tørrgassen, som ønskelig. Vedlegg F i vedleggsheftet viser anlegget og dets temperaturer og molfraksjonen H<sub>2</sub>O ved settpunkt 25°C, mens vedlegg G viser det tilsvarende ved settpunkt 22,5°C.

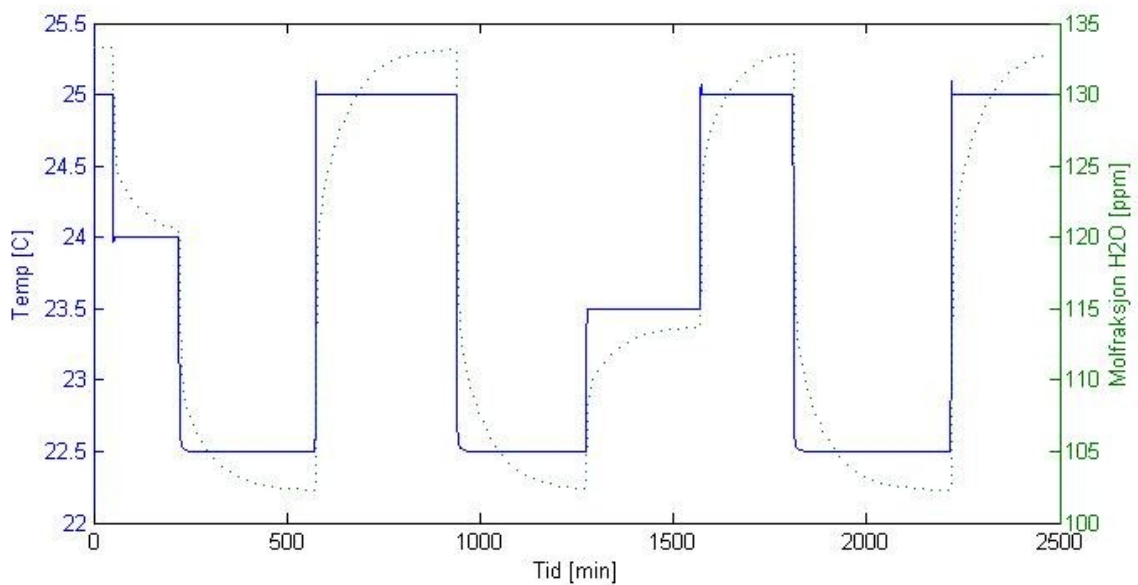
Hvis man går grundigere inn i hva som skjer i glykolanlegget, kan man se på de dynamiske egenskapene til Inlet Cooler. På figur 17 sees et av sprangene som ble gjort under simuleringen. Spranget går fra settpunkt 22,5°C til settpunkt 25,0°C.



Figur 17: Sprang i temperaturen i våtgass, utgang Inlet Cooler

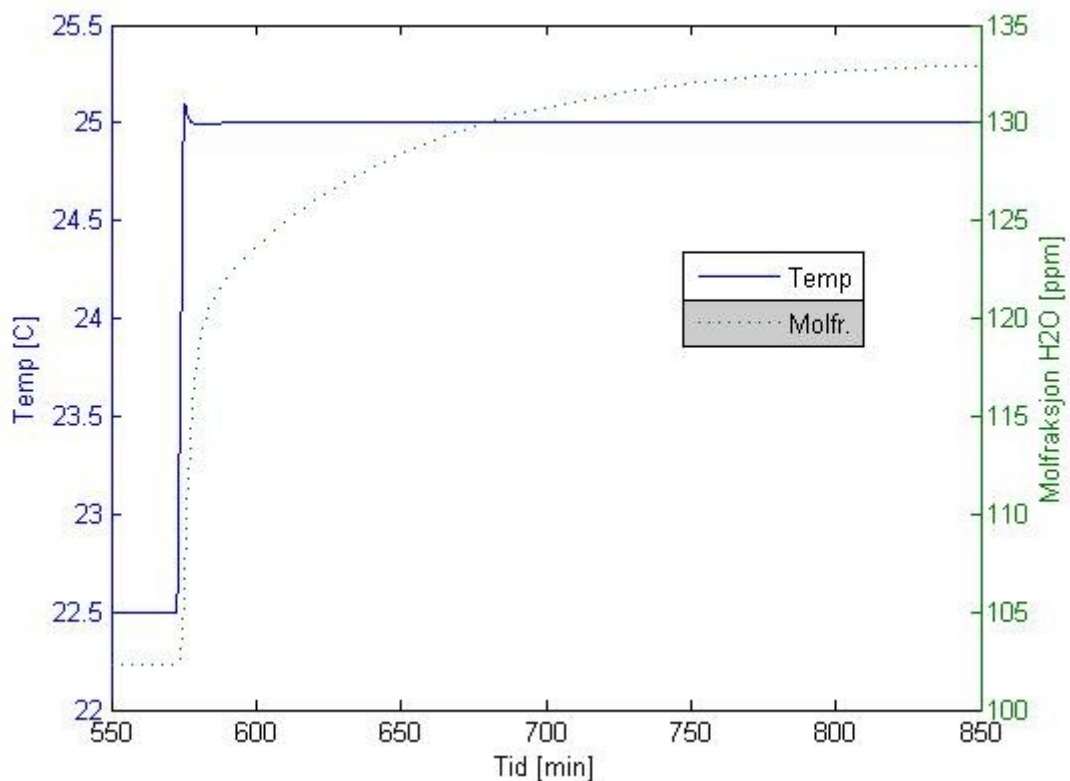
Beregninger i MATLAB-scriptet history.m (Se vedleggshefte, vedlegg O) viser at stigningstiden er ett minutt og 20 sekunder. Regulatoren er da stilt inn med parameterene  $K_p = 0,5$  og  $T_i = 0,2$  min.

Deretter, hvis man ser på glykolanlegget videre som et lukket system kan man si at denne våtgasstemperaturen er pådrag til systemet, og molfraksjonen av  $H_2O$  er utgangen man ønsker å se nærmere på. Figur 18 viser disse to faktorene i samme plott. Heltrukken linje er temperatur, stiptet linje er molfraksjon.



Figur 18: Molfraksjonen i tørrgass avhenger av temperaturen i glykolkontaktor

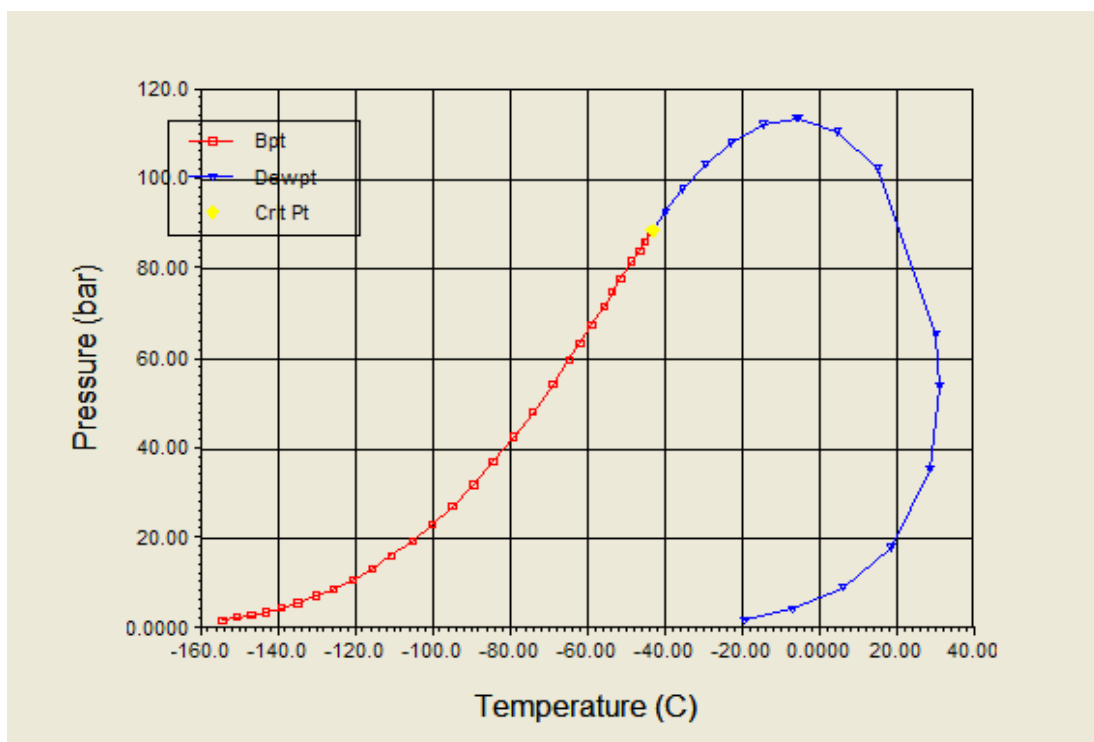
Merk denne klare sammenhengen. En temperatur på 25°C gir en konsentrasjon på 133 ppm, mot 22,5°C som gir ned i 102 ppm. Stigetiden i dette systemet er betraktelig lengre, som vises av figur 19, som er en gjengivelse av spranget i grafen i figur 18 ved tidsintervallet 550 – 850 min.



Figur 19: Responsen av temperaturøkning i våtgassen

Stigetiden her er godt og vel 14 minutter. Den trege responsen skyldes at temperaturøkningen skal registreres i de to store tankene/separatorene Inlet Scrubber og Glycol Contactor. Disse tankene har et volum på henholdsvis  $25\text{m}^3$  og  $66,5\text{m}^3$ .

Duggpunktet til vann i tørrgassen er en direkte følge av konsentrasjonen, derfor er temperaturen i glykolkontaktoren svært viktig for å oppnå kravet i spesifikasjonen [2]. Kravet er, med en sikkerhetsmargin, at duggpunktet skal være under  $-25^\circ\text{C}$ . Det lyktes ikke å klare dette kravet med det oppsettet som simuleringen har. Fasekonvolutt fra strømninger i HYSYS kan hentes ut ved hjelp av verktøyet *Utilities*, hvor hjelperedskapet *Envelope Utility* genererer tabell og plott av fasekonvolutt. Figur 20 viser et slikt plott, hvor duggpunktet til strømmingen kan ligge langs den blå duggpunktlinjen. «Inne» i konvoluttet er det gassfase, utvendig væskefase.



Figur 20: HYSYS-generert plott: Fasekonvolutt for tørrgass ved en  $\text{H}_2\text{O}$ -konsentrasjon på 133ppm

Merk at kurven ikke tilfredsstillende de duggpunktskravene som er stilt til gasseskport, men viser tydelig ved hvilke trykk- og temperaturforhold duggpunktet inntreffer i denne strømmingen.



## 8 UTARBEIDELSE AV ENDRINGER

### 8.1 Vurdering av alternative endringer

Før simulering av anlegget, ble diverse metoder å regulere på vurdert. En struktur for prosessanlegg som ikke er mye omtalt er selv-optimaliserende styring (Self-optimizing control, Skogestad, S. [11] og Skogestad et al. [24]). Dette er betegnelsen på metoden å finne et sett av variabler som, når de blir holdt på konstante settpunkt, indirekte leder til nær optimal drift med akseptable tap. Siden økonomien er bestemt av den totale adferden i anlegget, er det nødvendig å ha total-anlegg-perspektiv.

Basis ved denne metoden er å definere matematisk kvaliteten av drift, i form av en skalar kostnadsfunksjon  $J$ , slik at den minimeres. For å oppnå virkelig optimal drift trenger man å måle samtlige forstyrrelser, og det dynamiske optimaliseringsproblemet må løses on-line. Dette er urealistisk i de fleste tilfeller, også i dette. Løsningen er da å finne en enklere implementering som i drift virker tilfredsstillende, med akseptable tap. Det er ikke gjennomført simuleringer med disse betingelsene.

Lunsford og McIntyre [25] diskuterer hvorvidt en senking av temperaturen i kontaktoren kan øke ytelsen til gasstørkeanlegg. De viser at for de fleste komponenter øker oppløsligheten med synkende temperatur, og større oppløsligheten betyr lettere dehydrering for glykolen. Ulempen med lavere kontaktortemperatur er at glykolen kan ta med seg økende konsentrasjoner av salgbart produkt og hydrokarboner. Stigende oppsamling av hydrokarboner kan legge til rette for synkende viskositet.

Enkelte løsningsmidlers viskositet øker dramatisk ved synkende temperaturer, og dette virker direkte inn på faktorer som pumpekostnader, trykkfall og massetransportrate. Men, som Lunsford og McIntyre [25] antyder, økt oppsamling av hydrokarboner motvirker disse positive effektene. PFD'ene med data for tidlig produksjon på OSD viser at temperaturen i kontaktoren skal være 24,7°C. Grafene presentert av Lunsford og McIntyre [25] viser at en senking av temperaturen til 19,7°C øker viskositeten (motarbeidet av økt hydrokarbonopptak) fra 20 til 28 cP<sup>11</sup>.

### 8.2 Resultat av endringer

Forsøkene fra forrige kapittel viser at senking av temperaturen i glykolkontaktoren virkelig øker ytelsen til gasstørkeanlegget. Ytelse i denne sammenheng vises av evnen til å fjerne vann fra våtgassen. En temperatursenking fra 25°C til 22°C resulterer i senking fra 0.000133 molfraksjon vann til 0.000097, altså fra 133 ppm til 97 ppm. Dette er ved en simulering av prosessen der

---

<sup>11</sup> 1 cP (centipoise) = 0.001 Pas (Pascal sekund). 20 cP = 0.02 Pas og 28 cP = 0.028 Pas.

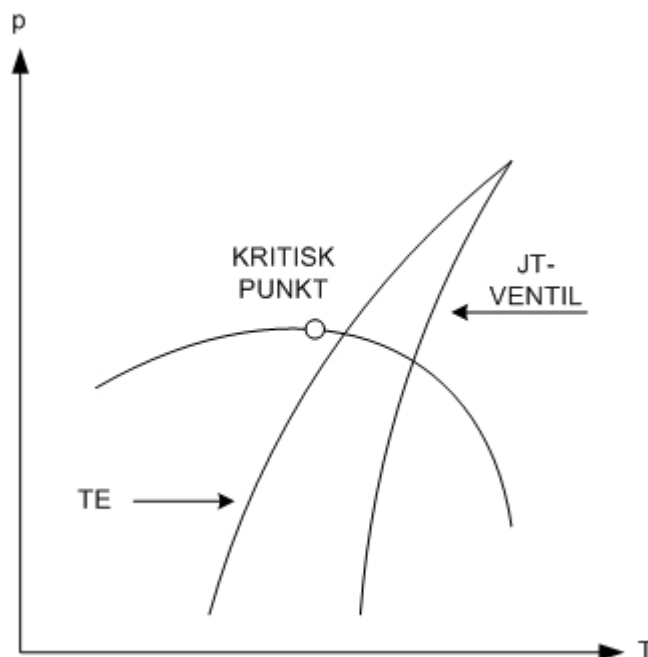
glykolkontaktoren som egentlig er en absorpsjonskolonne, er erstattet med en enkel separator. Enkelt sagt er en separator en ett-trinns absorpsjonskolonne, så konsentrasjonen av vann ville ha blitt langt lavere ved å simulere med en slik komponent.

Grunnet vanskeligheter med dynamisk simulering i HYSYS, ble det ikke gjort flere simuleringer enn med glykolanlegget. Likevel kan en tenke seg at en MPC regulator ville utført en vellykket regulering med tanke på selv-optimaliserende styring (Skogestad, S. [11] og Skogestad et al. [24]) som presentert i kapittel 8.1.

## 9 PROSESSFEIL VED STOPP AV TURBOEKSPANDER

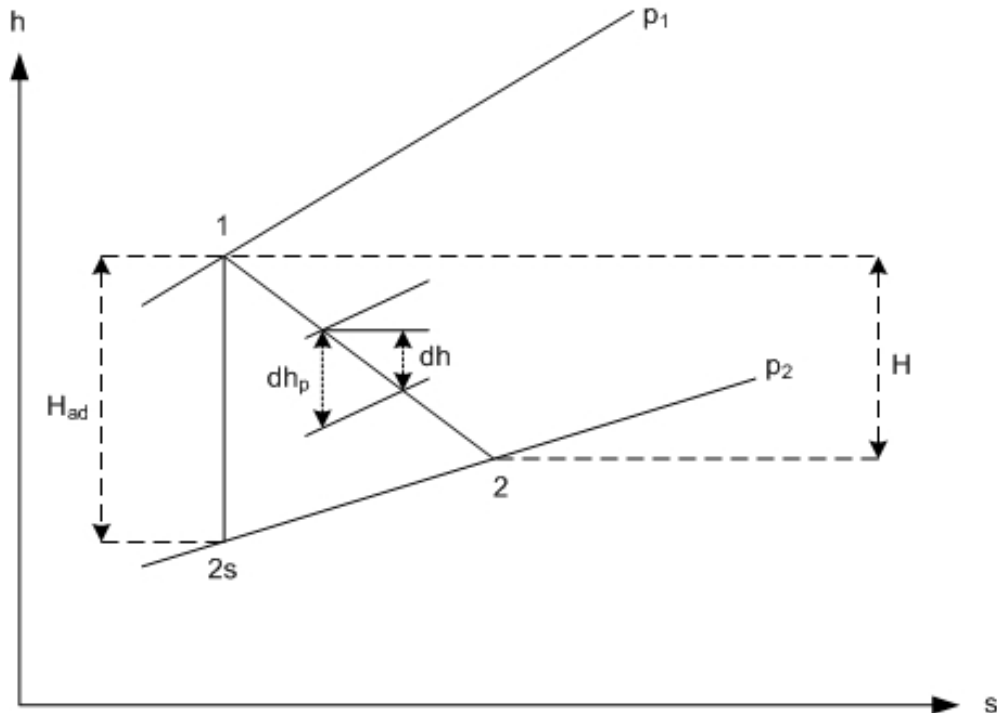
### 9.1 Teori om turboekspander

Naturgassen må gjennom ekspansjonsprosesser for å felle ut kondensater (tyngre hydrokarboner) og vann for å møte salgsgass-spesifikasjonene. Det er i denne sammenhengen turboekspanderen (TE) har fått sin funksjon på grunn av at væskeutfellingen øker med opptil 50 % i forhold til en ren Joule-Thomson ventil. Denne kraftige økningen i væskeutfellingen kan tilskrives den noe mer plutselige ekspansjonen som skjer i TE. Ved at turbinhjulet roterer får ekspansjonsprosessen et mindre tidsintervall, som igjen fører til sterkere nedkjøling som sammen med trykkfallet gir mer væskeutfelling (Soma, O.H. [5]). Figur 21 viser tofasediagrammet med TE-effekten og JT-ventileffekten.



Figur 21: Tofasekonvolutt,  $pT$ -diagram over Joule-Thomson effekten [5]

Man kan se av diagrammet hvordan et trykkfall påvirker temperatur og tilstand til gassen og hvordan dette i en TE gir lavere temperatur enn i JT-ventilen. Hvis en skal se på arbeidet som utføres av en TE, kan man se på HS-diagrammet i figur 22.



Figur 22: *hs*-diagram over ekspansjonsprosessen i en turboekspander [5]

Figuren viser både tapsfri, adiabatisk<sup>12</sup> 1-2s og med tap, polytropisk<sup>13</sup> 1-2. I ekspansjonsprosessen i TE reduseres trykket fra  $p_1$  til  $p_2$  som vist i figuren. Den adiabatisk løftehøyden kan uttrykkes ved trykkforholdet over TE:

$$H_{ad} = \frac{k}{g(k-1)} Z_1 R T_1 \left[ 1 - \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right]$$

Adiabatisk utløpstemperatur er gitt av

$$T_{2s} = T_1 \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{k-1}{k}}$$

Det er den polytropiske virkningsgraden som er vanlig å bruke. Polytropisk løftehøyde uttrykt med trykkforholdet over TE:

$$H_p = \frac{n}{g(n-1)} Z_1 R T_1 \left[ 1 - \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} \right]$$

<sup>12</sup> Adiabatisk prosess: betegnelse på en prosess i et system uten at varme tilføres eller tas fra systemet. Når f.eks. luft stiger til værs, utvider den seg og utfører derved et arbeid. Energien til dette tas fra dens varmeinnhold, og luften avkjøles. Omvendt oppvarmes luft som synker ned og kommer under høyere trykk. (caplex.no)

<sup>13</sup> Polytropisk prosess: En termodynamisk prosess som et system utsettes for som følger forholdet  $pV^n = K$ , altså denne holdes konstant. Dette er et generelt uttrykk, og den polytropiske eksponenten,  $n$ , avhenger av hva slags prosess det er snakk om. (Fritt oversatt fra [http://en.wikipedia.org/wiki/Polytropic\\_process](http://en.wikipedia.org/wiki/Polytropic_process))

Polytropisk utløpstemperatur er gitt av:

$$T_2 = T_1 \left( \frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{n-1}{n}}$$

I disse formlene er det benyttet ideell gasslov  $pV = ZRT$ . Formlene er hentet fra Soma, O.H. [5]. Virkningsgraden tar effekt i den reelle løfthøyden, og danner utgangspunkt for effekten utøvd av turboekspander:

$$P_{TE} = \dot{m}_g \eta_m \eta_p H_p$$

## 9.2 Årsaksdiskusjon

En mulig årsak til at anlegget går ned når turboekspanderen tripper kan være den plutselige flowendringen dette forårsaker. Når TE tripper, rutes all flow gjennom JT-ventilen og dermed oppnåes ikke den samme lave temperaturen inn på kaldseparatoren. Dersom temperaturregulatoren TIC 0222 25 er feiljustert, kan den slippe for store mengder gass inn på gasslinja til rekompresoren, og samtidig strupe gassen inn på flerstrømsvarmeveksleren. Dette kan føre til at temperaturoverføringen kolliderer og gassen inn på gassbehandlingsanlegget mister kjølingen. Slik skapes en «ond sirkel» som gjør at anlegget går ned.

Teorien er ikke testet ut ved simuleringer grunnet liten tid til å sette opp, og for dårlig kompetanse til å kjøre en fullstendig dynamisk simulering i HYSYS

## 10 FORSLAG TIL VIDEREFØRING AV RAPPORTARBEIDET

Som det kommer fram av tidligere kapitler, er det mye som gjenstår før den totale prosessen kan simuleres dynamisk, og det kan hentes fram duggpunkter for ulike regulatoralgoritmer. Det settes derfor opp noen punkter nedenfor der arbeidet kan videreføres.

### 10.1 Dynamisk simulering i HYSYS

På bakgrunn av fullført dynamisk simulering av glykolbehandlingsanlegget, kan det resterende anlegget tilføyes. Det anbefales da å gjøre dette først i Steady-State, og etterpå gjøre prosessen klar for å kjøres dynamisk. Det er lønnsomt å sette opp prosessen del for del, kontrollere at den er løsbar, og så bygge videre. Vanskeligheter som feedback kan gjøres enkelt, med at feedbacken erstattes med en separat flow.

### 10.2 Regulatoralgoritmer

Det lyktes å sette opp regulatorsløyfer av typen PID på dynamisk modell av glykolbehandlingsanlegget i HYSYS. Forsøk med MPC var ikke vellykket, men det kan være forslag til ny hovedoppgave å utvikle MPC for modellen, samt kanskje også prøve andre regulatoralgoritmer. Kontroll av PID-regulatorene med eksisterende parameterinnstillinger er også interessant å se nærmere på, og å sette opp en sammenlikning med MPC.

### 10.3 Turboekspander

Liten tid til kapittelet om turboekspanderen og dens feiling ga ikke muligheten til å sette opp dynamisk modell i HYSYS for å prøve ut teorien. Feilen er altså at hvis turboekspanderen tripper, stopper hele anlegget. Denne feilen inntreffer ikke på gasstog B. Siemens og Hydro har ikke greid å finne ut av denne feilen pr. mai 2007. Det anbefales å sette opp kun gassbehandlingsanlegget dersom det ikke utvikles et dynamisk HYSYS-modell for det totale anlegget.

### 10.4 Demo-modell for undervisning

Denne delen kan følges opp av instituttet. Dynamisk HYSYS-modell av glykolbehandlingsanlegget kan gi grunnlag for en demonstrasjonsmodell for undervisning ved instituttet. Bruk av HYSYS som dynamisk simulator er et område som det ikke er nok fokusering på i fagene. Det kan tenkes at prosesslinjene (*Process Technology* og *Energy and Environmental Technology*) ved sivilingeniørutdanningen kan ta i bruk HYSYS mer, og få demonstrert dynamikk i prosesser, samt få løse gitte caser rundt prosessen. En naturlig case vil

fra undertegnedes standpunkt være å sette opp en prosess i Steady State etter en mal, for så å gjøre denne klar for dynamisk simulering. Samtidig vil det være nyttig for kybernetikklinjen (*Systems and Control Engineering*) å få satt opp regulatorer i en prosess bygget opp i HYSYS.

## 11 KONKLUSJON

På bakgrunn av et stort antall SCD ble det satt fokus på reguleringsalgoritmene ved DPC- og glykolanlegget ved Oseberg Feltsenter. Disse ble presentert ved figur og forklarende tekst, slik at alle komponenter har fått en grundig beskrivelse av virkemåte og funksjon i den sammenheng de er satt i.

HYSYS er brukt for å bygge opp prosessen i Steady-State for simulering. Målet var å la modellen være likest mulig den virkelige prosessen, for så å simulere denne. Noen forenklinger måtte gjøres for å la HYSYS løse modellen, ellers ble resultatet en modell svært lik den reelle prosessen.

Ved tilpasning til dynamisk simulering meldte flere problemer seg. Blant annen viste multistrømsvarmeveksleren og diverse bypass-situasjoner seg vanskelig å tilpasse. Anlegget som det står i Steady-State er rett og slett for stort til å konvertere til dynamisk simulering med den kompetansen og begrensede tiden som var til rådighet. Løsningen var da å ta glykolbehandlingsanlegget som en seeparat enhet, og tilpasse denne som en dynamisk modell. Dette lot seg gjøre, og simulering med denne modellen ga resultater som stod i stil med de teorier som er framlagt på området.

Dimensjoneringen av anlegget sammen med riktige regulatorparametere ga den tregheten i anlegget som var ventet, responsen i våtgasstrømmen har en stigetid på 14 minutter. Temperatur i kjøleren og molfraksjoner i våtgass endrer seg slik som forventet, og gasstørkingen fungerer etter sin hensikt; molfraksjonen  $H_2O$  minker dersom temperaturen i glykolkontaktoren senkes.

Glykolanlegget ble utelukket simulert med PID-regulatorer, selv om målet var å prøve ut MPC på anlegget i tillegg. Manglende tid grunnet forskyvning i framdriftsplanen er grunnen til at MPC ikke er implementert. Det ble prøvet ut med denne reguleringsalgoritmen i HYSYS, men problemer ga utslag i at dette ble droppet og oppmerksomheten heller ble rettet mot å få et godt resultat med PID regulatorer.

Det er nedlagt mye arbeid i å tolke SCD og reguleringsalgoritmene ut ifra disse, da det meste av symbolbruken her var ukjent. Det er også lagt mye tid i å lære HYSYS grundig nok til å sette opp en Steady-State modell og simulere en dynamisk modell. Selv om tiden det tok ble lang, og det begrenset arbeidet med andre deler av oppgaven, var tiden svært lærerik og interessant. Det er en stor nytte for undertegnede å kunne lese slike diagrammer og kunne jobbe med disse i framtiden. Det er også svært nyttig å ha tilegnet seg mye interessant teori om prosessanlegget spesielt og gassbehandling og produksjon generelt.



## REFERANSER

- [1] Brembo, Ø., Arbeidsbeskrivelser Oseberg D System 25, System 25 – Fullstendig systembeskrivelse, 2000
- [2] Sollenes, K.O., Arbeidsbeskrivelser Oseberg D System 27, 2707 – Gasskvalitet Oseberg Gass Transport – OGT, 2000
- [3] Stokes, A.M.V., Hydrocarbon Dew Point – A Key Natural Gas Quality Parameter, <http://www.iceweb.com.au/Analyzer/MoistMeas/Hydrocarbon%20Dew%20Point%20article%20-%20Oct%202004.doc>
- [4] Hatlevik, A., et al., Prosjektering av gasstørkeanlegg, 3. semesters undevisningsprosjekt, Høgskolen i Telemark, 1994
- [5] Soma, O.H., Prosessoptimalisering knyttet til plattformprosessering og undervannsteknologi, Hovedoppgave sivilingeniørutdanningen, Høgskolen i Stavanger, 2000
- [6] Mathisen, A., Simulering av naturgasstørkeanlegg med HYSYS, Hovedoppgave sivilingeniørutdanningen, Høgskolen i Telemark, 2003
- [7] NORSOK standard I-005, Rev. 2, Standards Norway, April 2005
- [8] Isaksen, K-I., Vesterøy, K., Arbeidsbeskrivelse System 24, Gasstørkeanlegg og Glykolregenerering OSD, 2000
- [9] Yuv R. Mehra, P.E., Market-Driven Evolution of Gas Processing Technologies for NGLs, 2004, <http://www.aet.com/gtip1.htm>
- [10]<http://www.chemicaland21.com/arokorhi/petrochemical/TEG.htm>
- [11]Skogestad, S., Plantwide control: the search for the self-optimizing control structure, Journal of Process Control 10 (2000) 487-507
- [12]Sitat, Førsteamanuensis Lars Erik Øi, Høgskolen i Telemark
- [13]Aspentech HYSYS User Manual
- [14][http://en.wikipedia.org/wiki/Equation\\_of\\_state#The\\_Peng-Robinson\\_equation\\_of\\_state](http://en.wikipedia.org/wiki/Equation_of_state#The_Peng-Robinson_equation_of_state), 07.03.2007
- [15][http://en.wikipedia.org/wiki/Acentric\\_factor](http://en.wikipedia.org/wiki/Acentric_factor),07.03.2007
- [16]Del av «Regional konsekvensutredning for petroleumsvirksomheten i Nordsjøen» (RKU-Nordsjøen), Norsk Hydro, 2003, <http://www.statoil.com/hms/nordsjoen/oseberg/kapsam.htm> (sammendrag), 08.03.2007
- [17]Sitat, Ivar Loe, Hydro Projects

- [18]<http://www.bre.com/Blog/tabid/187/EntryID/40/Default.aspx>, 19.03.2007
- [19]<http://www.cheresources.com/invision/lofiversion/index.php/t1091.html>, 19.03.2007
- [20]Bullin, J. A., et al, An analysis and prediction of hydrocarbon dew points and liquids in gas transmission lines, 2006
- [21]Hydrocarbon Dew Point Dark Spot Technology datasheet, Michell Instruments, [http://www.michell.co.uk/technology/hydrocarbon\\_dewpoint.html](http://www.michell.co.uk/technology/hydrocarbon_dewpoint.html) 20.03.2007
- [22]Tidsskriftet Automatisering og Industridata, Tecpress, <http://www.teknologiforlaget.no/art.asp?id=212>, 2004.
- [23]Nordstrand, H. J., System engineering manual, System 25 – Gas Dewpoint Control & Condensate Stabilization, 11-4A-AV- -C87-25001, Norsk Hydro/Aker Maritime, 1999
- [24]Skogestad, S. et al., Plantwide control: The search for the self-optimizing control structure, Norwegian University of Science and Technology, Chemical Engineering, 1999
- [25]Lunsford, K., McIntyre, G., Decreasing Contactor Temperature Could Increase Performance, Bryan Research and Engineering, Bryan, Texas, 2006

## VEDLEGGSLISTE

Vedlegg finnes i eget vedleggshefte. Vedleggsheftet er klassifisert som fortrolig grunnet detaljerte opplysninger om gassbehandlingsprosessen på Oseberg Feltsenter.

Vedlegg A: Oppgavetekst

Vedlegg B: Forenklet flytskjema over det totale systemet

Vedlegg C: Peng-Robinson tilstandsligning

Vedlegg D: HYSYS utkast

Vedlegg E: HYSYS grafisk utskrift over det totale systemet i steady state modus

Vedlegg F: HYSYS grafisk utskrift over glykolbehandlingsanlegg i dynamisk modus, Case 1

Vedlegg G: HYSYS grafisk utskrift over glykolbehandlingsanlegg i dynamisk modus, Case 2

Vedlegg H: Datablader

Vedlegg I: Forklaring til SCD

Vedlegg J: SCD

Vedlegg K: PFD

Vedlegg L: Nøkkeltall, designverdier

Vedlegg M: Nøkkeltall, prosessverdier

Vedlegg N: Regulatorsettpunkter

Vedlegg O: MATLAB-script: history.m