

Bachelor oppgave

Forord

Studieretning for ingeniørfag har obligatorisk bacheloroppgave som en del av pensum sjetten semester. Oppgaven strekker seg over hele semesteret og skal gi studentene en fordypning innenfor et spesifikt fagfelt.

Hensikten med prosjektoppgaven er å få innsikt i hendelses forløpet ved struping av gass. Vi har satt oss inn i aktuelle problemstillinger som kan oppstå, og har prøvd å finne en best mulig løsning på disse.

Oppgaven er i hovedsak knyttet til løsning for trykkredusering av naturgass. Det gis muligheter for kreative og nytenkende løsninger for å trykkredusere gass. En del av utfordringen utgjør valgfriheten for fremgangsmetode. Hensikten med dette er etter hva vi forstår at det legges opp til diskusjon omkring valg av egnet metode.

Under utarbeidelsen av oppgaven benyttet vi simuleringsprogrammet HYSYS, som er et prosessimuleringsprogram. Programmet var omfattende og tidkrevende å sette seg inn i. I tillegg er noen beregninger gjort manuelt ved hjelp av forskjellige beregnings metoder som vi har lært på Høgskolen Stord/Haugesund.

Personer som fortjener kredit for at oppgaven ble ferdig er først og fremst Tone Lise Storrø og Einar Tvedt ved Vetco aibel, her fikk vi låne simuleringsprogrammet HYSYS da det var problemer med dette programmet på Høgskolen. En spesiell takk til Jostein Hjorteland og Rune Vikersveen ved Gasnor, som til tross for en travel hverdag alltid tok seg tid til spørsmål og for at de tok oss med til trykkreduseringsstasjonen som oppgaven relaterer seg til. Vi vil også takke vår intern-veileder Asbjørn Lie som har mye praktisk erfaring og har gitt mange råd under utarbeidelsen av oppgaven.

Haugesund 26.05.06

Siri Vinje Reiersen

Morten Nesheim

Innholdsfortegnelse

Bachelor oppgave	1
Forord	2
Innholdsfortegnelse	3
Sammendrag	4
INNLEDNING	5
Gasnor	5
Prosessbeskrivelse	5
Problemstilling	6
Målsetting og begrensinger av oppgaven	7
Oppbygning	7
METODE	8
Materialer og deres beskaffenhet	8
<i>Naturgass</i>	8
<i>Polyetylenrør</i>	8
<i>Karbonstål</i>	9
<i>Rustfritt</i>	10
Teoretisk bakgrunn	10
<i>Gassens Termodynamiske egenskaper</i>	11
<i>Gassens Enthalpiendring</i>	12
<i>Kondensasjon</i>	12
<i>Hydrater</i>	12
<i>Joule Thompson- effekten</i>	14
HYSYS	15
RESULTATER	16
Forslag til metoder for struping av gass	16
<i>Forslag I</i>	16
<i>Forslag II</i>	16
<i>Forslag III</i>	17
<i>Forslag IV</i>	18
<i>Valg av metode for struping av gass</i>	18
Manuell beregning	18
<i>Beregninger av mol- og massestrøm</i>	19
<i>Gassens enthalpi</i>	20
<i>Beregninger av kondensatdannelse</i>	24
<i>Beregninger av Hydratdannelse</i>	25
<i>Beregninger av volumstrøm naturgass i rør og nødvendig rørdiameter</i>	26
Oppsummering av resultatene fra manuelle beregninger	28
Beregning ved hjelp av HYSYS	28
Oppsummering av aktuelle resultat fra HYSYS-beregninger	28
DISKUSJON	29
Sammenligning av resultater	29
Avsluttende bemerkninger og konklusjon	30
Vedleggsliste	32
Kilder	33

Sammendrag

I denne oppgaven blir forhold vedrørende problemstilling knyttet til trykkredusering av CNG (Compressed Natural Gas). Sentrale punkter er løsninger som hindrer dannelse av kondensat og hydrat. I forsøk til løsning blir det skissert fire ulike alternativ, hvorav et løsningsforslag velges. Det blir lagt vekt på driftsikkerhet i valg av løsningsforslag. Forslag I skisserer en løsning hvor gassen har to alternative løp å velge. Dette er en enkel løsning som baseres på samme prinsipp som dagens trykkredusering. Forskjellen ligger i at det legges opp til et reserveløp som kan benyttes ved skade.

Valget av løsningsforslag danner basis for videre oppgaveløsning. Det utføres manuelle utregninger og beregninger ved hjelp av HYSYS (avansert simuleringssprogram). Resultatene fra disse to utregningsmetodene sammenlignes avslutningsvis i en diskusjon vedrørende sluttingene belyst gjennom kildekritiske aspekter.

I konklusjonen framgår det at denne oppgaven ikke kunne avdekke nevneverdige forskjeller mellom de to kalkuleringsmetodene. Årsaken til dette er gassen som ble benyttet i denne oppgaven hadde blant annet lette hydrokarboner som gjør at hydrat- og kondensasjonsdannelse ikke oppstår så lett. Selv om dette er resultatet etter denne gjennomgangen kan man ikke gå ut fra at dette alltid er tilfellet.

INNLEDNING

I denne oppgaven skal vi trykkredusere naturgass i form av CNG (Compressed Natural Gas). Utgangspunktet for oppgaven er fra et prosessanlegg som tilhører Gasnor. Innledningsvis skal vi presentere sentrale aktører, prosesser og problemstillinger. Etter denne gjennomgangen skisseres målsettingen og oppbygningen av oppgaven.

Gasnor

Gasnor har hovedkontor på Avaldsnes i Karmøy kommune. Gassaktiviteten startet med at bedriften i 1994 fikk en leveranse til Hydro Aluminium som ligger på Håvik på Karmøy. Gasnor distribuerer naturgass og har bygget et distribusjonsnett både på Karmøy, Haugesund og i Bergen. Det er først og fremst industribedrifter, sykehus etc. det leveres gass til. Målet på sikt er at også husstander skal kunne oppkobles til distribusjonsnettet.

Gasnor eier og drifter produksjonsanlegg for flytende naturgass på Kollsnes i Bergen og på Karmøy. De disponerer ett tankskip, sju trailere/tankvogner som brukes til transport av naturgass. Gasnor leverer til bedrifter, men nå også begynt å levere til privatmarkedet. [15]

Prosessbeskrivelse

I prosessbeskrivelsen tar vi utgangspunkt i driftsituasjonen til Gasnor's anlegg som leverer gass til Toro's produksjonsanlegg på Arna utenfor Bergen. Gassen blir fraktet i komprimert form (CNG) til produksjonsanlegget. Under frakt har gassen et stort trykk slik at det er mulig å frakte mest mulig gass i hver beholder som transporteres med vogntog. Når gassen skal brukes som energi til produksjonen er det behov for å redusere trykket, da distribusjonsnettet ikke tåler tilsvarende trykk som transportflaskene. Følgene vil denne prosessen bli mer inngående beskrevet.

Naturgassen komprimeres på en transporttank til et maks trykk på 300 bar. Den komprimerte gassen kalles CNG. Den transporteres på store trailer tilhengere med fast monterte flasker, hengeren består av 240 flasker som hver har et volum på 80 liter. På prosessområdet er det plass til to hengere, men kun en driftes om gangen. Når hengeren kobles til må en først jorde hengeren for å unngå gnistring i koblingsøyeblikket. Det benyttes en Sherex kopling for å lede gassen inn til trykkreduseringsstasjonen (TRS'en). For økt driftssikkerhet er det også stasjonert en flaskebank på området som kan forsyne nettet.

Når gassen kommer inn i TRS'en har den høyt trykk og temperatur som kan variere mellom -30 og +50 grader celsius. Anlegget har to parallelle linjer for trykkredusering, hver av disse har 70 % kapasitet av maks leveringsmengde. Dette øker driftssikkerheten til anlegget.

Først tilføres gassen varme, så strupes gassen før den igjen varmes og så stupes over en ny ventil (figur 1). Etter at gassen er trykkredusert tilstrekkelig har gassen oppnådd et trykk på ca 4 bar, og skal ideelt sett ha en temperatur på ca. 5 grader celsius. Gassen er dermed ferdig preparert til å sendes ut på distribusjonsnettet. Gassen blir trykkreduseres over tre ventiler før den sendes ut på distribusjonsnettet. Nettet består av polyetylenrør (PE – rør) som er en type

plastrør. På grunn av polyetylenrørens beskaffenhet har nettet ideell kapasitet for et trykk på 4 bar og temperaturer på -10 til $+40$ grader celsius.



Figur 1; Innsiden av TRS's på Toro anlegget utenfor Bergen

Problemstilling

Overføring av gass som har høyt trykk i transportbeholderene til lavt trykk i distribusjonsanlegget byr på utfordringer. Selve trykket må håndteres med utstyr som kan tåle kreftene og påkjenningene som det utsettes for. Dessuten må forhold som kondensering og hydratdannelse håndteres.

Utfordringen er å senke trykket fra omlag 300 bar, som er normaltrykk for gassen under transport til 4 bar på distribusjonsnett uten at det oppstår problemer med kondensat og hydratdannelse. I overføringsprosessen fra transporttankene til TRS'en oppstår det en stor trykkforskjell. Denne forskjellen er på størrelsesorden 300 bar i transporttank til om lag 30 bar i overføringen til TRS'en. Det er her viktig at ventilen på transporttanken åpnes forsiktig. Årsaken til dette er at det ikke skal oppstå trykksjokk. Ved trykksjokk koples ventilen mekanisk ut av drift slik at leveringen av gass stopper.

Et annet kritisk punkt oppstår i forbindelse med struping av gassen. Når gass med ca. 300 bar blir strupet/trykkredusert skjer det en energiutveksling som resulterer i at gassen blir veldig kald. Kald gass kan føre til at det dannes hydrater som kan tette/skade rør og annet prosessutstyr. For å unngå hydratdannelse tilføres gassen varme. Andre fordeler ved å varme gassen er å forhindre kondens. Dette kan også oppstå når gassen strupes.

Et annet problem som Gasnor opplever er at de tre ventilene som gassen strupes over samarbeider dårlig. Under høyt trykk vil det passere mye gass ved liten åpning i ventilen. Dette kan resultere i at man får for høyt trykk i rørledningen etter ventilen. På grunn av den korte avstanden mellom ventilene som det er i TRS'en er systemet følsomt for treghet i ventilene. På disse korte avstandene bygges trykket fort opp som da resulterer i at ventilene kan slå ut. Dersom anlegget slår ut må det resettes manuelt.

Målsetting og begrensinger av oppgaven

I denne oppgaven skal vi presentere noen nye forslag til trykkreduserende løsninger. Deretter skal et av forslagene studeres nærmere ved at nødvendig varmebehov skal beregnes for kritiske forhold. I oppgaven skal hydratdannelse og kondensatdannelse ved trykkreduksjon også belyses. Gasnor ønsker en P & ID tegning over strupingen, i tillegg vil det utarbeides et prosess flow diagram (PFD) som viser en grov skisse over prosessen (se vedlegg H). Dessuten skal det undersøkes hvordan gassen oppfører seg ved trykkreduksjon, samt dimensjonering av rørene ved 4 bar.

Vi har valgt å avgrense oppgaven til å være konsentrert om tema tilknyttet gassprosessen. Derfor vil ikke problemer vedrørende automatisk skift av transporthengere bli omtalt i vårt arbeid. Årsaken til at denne problemstillingen ikke belyses her er at vi anser dette problemet som et regulerings teknisk problem. Selv om dette problemet ikke inngår i vår avgrensning av oppgaven vil det allikevel tas hensyn til dette under arbeidet med oppgaven.

Oppbygning

Oppgaven er bygd opp i tre deler: metode, resultat og diskusjon.

- Metode: Her presenterer vi nødvendig teori for å øke forståelsen for prosessen og de mange hensyn man må tenke på. Det vil også presenteres forskjellige beregningsmetoder for å beregne varmetilførsel og hydratdannelse.
- Resultat: Her utføres de forskjellige manuelle beregningene også beregningene fra simuleringprogrammet blir presentert her.
- Diskusjon: Her blir resultatene betraktet/diskutert, eventuelle forskjeller/avvik vil bli kommentert.

I slutten av oppgaven oppsummeres resultatene i en konklusjon hvor vi foreslår eventuelle endringer og forslag til trykkredusering av CNG'en.

METODE

Dette kapitlet omhandler sentrale materialer, teorier og presentasjon av simuleringsprogrammet som benyttes for oppgaveløsningen. Hensikten med dette kapitlet er å belyse nødvendig teori og metode for å øke forståelsen for prosessen. Det vil bli lagt vekt på de hensyn som må tas i forhold til materialvalg.

Materialer og deres beskaffenhet

Det er utarbeidet lover og forskrifter som gjelder for brannfarlig eller trykksatt stoff med tilhørende temaveiledning. I temaveiledningen som gjelder for nedgravde rørledninger av polyetylen med tilhørende sikringssystemer, ventiler, sluser og annet utstyr som er beregnet for transport av naturgass med tillatt maks trykk på 10 bar. Lovene og forskriftene blir utarbeidet av Direktoratet for samfunnssikkerhet og beredskap (DSB) i samarbeid med representanter fra den aktuelle bransjen. Forskriftene som gjelder trådte i kraft 1 mars 2004.

Det settes også krav til utstyr på anlegg som har forskjellige trykk og temperatur forhold i rørsystemet. Trykk og temperaturforholdene må være slik at gassen ikke kan kondensere. Alle komponentene må være egnet for de aktuelle trykk og temperatur som kan forekomme på systemet, det vil si yterpunktene.

Dessuten er det utarbeidet retningslinjer for nedgravd rørsystem. Disse skal merkes ved hjelp av skilt som skal være godt synlig. Det er nødvendig å opplyse om hvilket type medium som går i rørene, eier av rørene, samt telefonnummer til nærmeste vakthavende som kan kontaktes ved en eventuelle feil [16].

I tillegg settes det krav til de ulike materialtypene som benyttes. Når gassen settes under trykk krever dette at komponentene tåler påkjenningen. Andre deler av prosessen krever annet materialvalg. Årsaken til dette er at ulike materialer har forskjellige egenskaper. Følgende vil flere av de aktuelle materialene og deres beskaffenhet bli presentert.

Naturgass

Naturgass er et samlebegrep for gass som er dannet ved nedbryting og omdanning av organisk materiale under jordens overflate. Før naturgassen sendes ut på markedet går den gjennom en prosessering som skiller de ulike komponentene og danner forskjellige gasstyper. Tørrgass distribueres for det meste gjennom rør, men kan også transporteres i tanker, enten i komprimert form CNG (Compressed Natural Gas) eller nedkjølt til -162 grader celcius LNG (Liquid Natural Gas).

CNG er gass som lagres og transporteres under høyt trykk på tanker. Transport av CNG kan foregå ved hjelp av bil, båt eller tog. CNG har de samme fordelene med hensyn til fleksibilitet og gradvis oppbygging som LNG.

Polyetylenrør

PE-rør (Poleyetylenrør) brukes på Gasnors anlegg fra TRS'en (trykkreduseringsstasjon) og ut på distribusjons nettet. Polyetylen er et plastmaterialet som utvinnes av råolje eller naturgass. Dannelsen av dette materialet krever lite energikrevende og miljøvennlig prosess.

PE-rørene som Gasnor bruker kalles PE 80 (max trykk 4 bar) og PE 100 (max trykk 10 bar). Hvilke av disse som blir brukt avhenger av dimensjonene. Rørene har lav vekt, stor styrke og arbeidsvennlig håndtering som gir store fordeler sett i forhold til tradisjonelle rør. [5]



Figur 2: Strukturen til oppbygningen av polyetylen.

Tabell 1: Måletabell gassrør. Hallingplast PE 80 / PE 100 gassrør, produsert etter: prEN 1555, samt i henhold til nasjonale bestemmelser [7]

Ytterdiameter mm	SDR 17,6		SDR 11	
	e/mm	kg/m	e/mm	kg/m
20	2,3	0,135	3,0	0,175
25	2,3	0,175	3,0	0,220
32	2,3	0,225	3,0	0,274
40	2,3	0,288	3,7	0,434
50	2,9	0,445	4,6	0,672
63	3,6	0,695	5,8	1,06
75	4,3	0,966	6,8	1,48
90	5,1	1,40	8,2	2,14
110	6,3	2,10	10,0	3,18
125	7,1	2,69	11,4	4,09
140	8,0	3,37	12,7	5,13
160	9,1	4,40	14,6	6,74
180	10,2	5,54	16,4	8,51
200	11,4	6,86	18,2	10,5
225	12,8	8,64	20,5	13,3
250	14,2	10,7	22,7	16,3
280	15,9	13,3	25,4	20,4
315	17,9	16,9	28,6	25,9
355	20,1	21,4	32,3	33,0
400	22,7	27,8	36,4	42,7
450	25,5	35,1	41,0	54,1
500	28,3	43,3	45,5	66,7
560	31,7	54,2	51,0	83,7
630	35,7	68,7	57,3	105,0

e mm = tykkelse i mm. PE 80 rør er svarte med gule striper. PE 100 rør er svarte med orange striper.

Karbonstål

Karbonstål er legeringer av jern og karbon. Karboninnholdet har innvirkning blant annet på holdfasthetsegenskapene til stål. Karbonstål tåler høyere temperatur og hastighet enn polyetylenrør. Dersom en skal bruke karbonstålrør må rørene overflatebehandles eksempelvis ved galvanisering eller maling. [6]

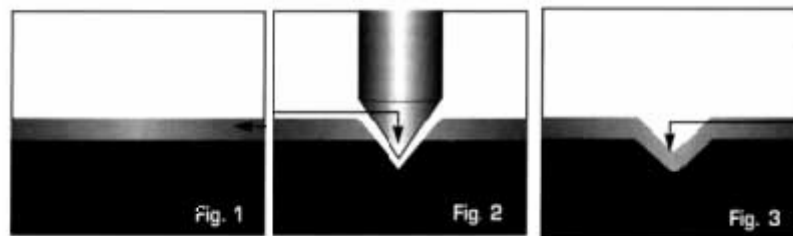
Karbonstål kan benyttes i komponenter som blir utsatt for høyt trykk. Dette kan for eksempel være transportflasker, ventiler og rør for å nevne noen.

Rustfritt

Rustfritt stål har relativt lavt innhold av karbon. Dette stålet inneholder 10% krom eller mer etter vekt. Det er dette tillegget av krom som gir rustfritt stål de unike korrosjonsbestandige egenskapene. Krom innholdet gjør at stålet får en ru overflate, på denne overflaten dannes det en hinne/film som beskytter stålet. Filmen som dannes slipper ikke oksygen til stålet. Dersom filmen blir ødelagt reparerer den seg selv (figur 3). [8]

Fordelene ved rustfritt stål er:

- Korrosjonsbestandig
- Tåler store temperaturvariasjoner
- Er skinnende og pen å se på
- Styrken til rustfritt stål, gjør at man trenger mindre stål til samme styrken av en annen type, dvs kostnadsbesparende.



Figur 3: Viser hvordan "filmen" beskytter stålet og at den reparerer seg selv dersom den blir ødelagt. [9]

Det rustfrie stålet har som nevnt ovenfor en del fordeler som ikke karbonstålet har. I vårt eksempel blir karbonstålet brukt inne i selve TRS'en ved Toro-anlegget. Rustfritt stål blir benyttet i komponenter utenfor TRS'en.

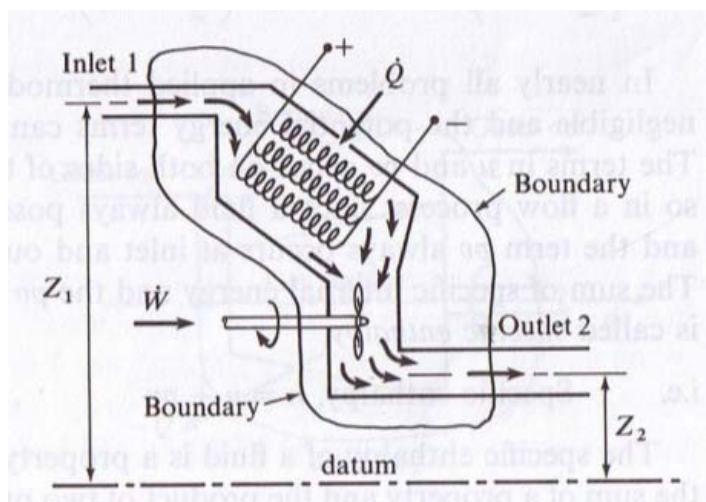
Teoretisk bakgrunn

Følgende presenteres det sentrale teoretiske materialet. Først vil gassens termodynamiske egenskaper bli gjennomgått, deretter gassens enthalpiendring, kondensering, hydratdannelse og Joule Thompson-effekten. Til slutt vil simuleringsprogrammet HYSYS bli omhandlet. I tillegg vil ulike begreper bli forklart etter hvert som de presenteres.

Gassens Termodynamiske egenskaper

Naturgass (CNG) kommer inn med et maksstrykk på 300 bar, og trykkreduseres til et trykk på 4 bar som leveres på et distribusjonsnett. I mellomtiden har gassen gjennomgått en prosess som har endret gassens fysiske form/tetthet og forandret energitilstandene. Gassen leveres med en konstant volumstrøm på 1200 Sm³/h, det betyr at vi kan regne med jevn strøm (steady flow) det vil si at det er like mye masse[kg/h] som går inn, som går ut av systemet til en hver tid.

Systemet blir også betegnet som åpent (figur 4), fordi det vil komme gass inn, og over kontrollgrensene (boundary) som settes for systemet. Systemet avgir og tilføres energi. Som kjent tilsier konserveringsloven for energi at dette ikke kan dannes eller brukes opp, bare endre form. Det betyr at: energi tilført = energi avgitt [20]



Figur 4: Steady-flow, åpent system. Applied Thermodynamics, Eastop & McConke

Gassen har i hvert punkt i denne prosessen en indre energi, u , bevegelsesenergi (kinetisk energi) $mv^2/2$, og høydeenergi (potensiell energi) mgz_x . I tillegg kreves det energi for at gassen skal komme inn i, og gå ut av kontrollsystemet. Denne energien kan vises som det trykket som presser på et spesifikt volum av gassen i dette punktet. Dette kan vises i formelen;

Energi som kreves for å presse et lite element over kontrollgrensen = $(p_1 \cdot A_1) \times \text{lengden}_1 = p_1 \cdot (\text{volumet av et lite element}) = p_1 \cdot v_1$. Hvis v_1 er spesifikt volum kan det også vises at dette er tilfellet for utløpet.

For å også ta hensyn til denne energien finnes begrepet enthalpi. Enthalpien er summen av den indre energien og energien fra trykket i hvert punkt, og har bokstaven, H . For spesifikk enthalpi blir uttrykket: $h = u + pv$

Gassen kan også tilføres/ avgir arbeid (W) og/ eller varme (Q) når den er inne i kontrollvolumet, dette er også energi som må tas med når vi ser på gassens energiendring.

Hvis vi setter opp disse energiformene i en formel der vi setter energi inn på systemet på en side og energi ut av systemet på den andre siden får vi uttrykket:

$$\dot{m} \left(h_1 + \frac{v_1^2}{2} + z_1 g \right) + Q + W = \dot{m} \left(h_2 + \frac{v_2^2}{2} + z_2 g \right)$$

Hvor:

Q - betegnes som varme tilført systemet [J]

W - betegnes som arbeid på systemet [J]

Det er mulig å forenkle denne formelen en del før beregninger. Vanligvis benyttes ikke høydeforskjellen og hastighetsleddet i formelen. Ved en vanlig struping over ventil vil det heller ikke utføres noe arbeid på/ av gassen. Formelen vil benyttes for de manuelle beregningene vil da ha uttrykket: $\dot{m} \cdot h_1 + Q = \dot{m} \cdot h_2$

Enthalpien avhenger både av trykket og temperaturen i gassen i hvert punkt, endringen i enthalpi vil da være den varmemengden som må tilføres for å oppnå den tilstand 2 som ønskes.[20]

Gassens Enthalpiendring

Enthalpiendring er et uttrykk som betegner energiendring i gass. Å beregne endring av enthalpi hvor det tas hensyn til temperatur og trykk er en komplisert prosess. For å kunne regne ut verdier for hvordan gassens enthalpi endrer seg med trykk og temperatur må det benyttes informasjon basert på resultat fra eksperimentelle målinger. Disse resultatene danner grunnlag for tabeller og formler som benyttes under utregning. Tabellene som benyttes viser hvordan enthalpien endrer seg i rene gasser, endringen for hver gasskomponent multipliseres med den molfraksjonen den har i gassblandingen.

Kondensasjon

Å tørke gassen, dvs. fjerne vannet, vil gi mange fordeler. Det finnes flere forskjellige metoder å tørke gassen på, vi kommer ikke til å fokusere på dette. De viktigste årsakene for å tørke gassen er:

- Forhindre dannelse av hydrater og kondensasjon av fritt vann i prosessen.
- Imøtekomme krav til vanninnhold i gassen.
- Forhindre korrosjon.

Kondensering av vann fra naturgassen under trykkreduseringen være et punkt det vil danne seg en del usikkerhet rundt. Det finnes lite aktuell litteratur om hvordan vanninnholdet oppfører seg i naturgass som allerede er tørket. Vi har benyttet et diagram for "sweet natural gas" som er lagt som vedlegg D når vi beregnet kondensasjonsgrensen med hensyn på trykk og temperatur.

Hydrater

Hydrater dannes i gass og er en krystalliske forbindelser mellom gass og vann. Dersom det dannes mange hydrater i gassrør kan dette få alvorlige konsekvenser ved å blokkere rør, ventiler og prosessutstyr. Det kan lett oppstå hydratdannelse dersom det er fritt vann til stede, høyt trykk og lav temperatur. Hydrater er noe som ikke ønskes i en prosess. Grunnen til dette er at hydratene vil kunne blokkere ledninger, ventiler og prosessutstyr.

Gasshydrater er en fysisk fast forbindelse mellom vann og andre små molekyler i gassen. Hydrater ser ut som is eller våt snø, men løser seg opp ved andre temperaturer og trykk en disse. Bilde nedenfor viser hvordan gasshydrater ser ut. Hydrater vil kunne dannes ved langt høyere temperaturer enn frysepunktet.



Figur 5: Kilde: Aker Kværner, Natural Gas Hydrates (NGH), Oscar Fr. Graff, Vice President, Gas Technology, Oslo - September 2005

Hydrater dannes når vann i væskeform reagerer med gassen. Den kjemiske formelen for gasshydrater er: $C_nH_{2n+2} \cdot mH_2O (s)$ og har omtrent samme dannelsesentalpi som is. Hydratdannelse er ikke spesielt for hydrokarboner. Også H_2S , CO_2 og andre molekyler danner hydrater. Vanligvis dannes hydrater etter ekspansjon (struping) på grunn av Joule Thompson-effekten (nærmere beskrevet nedenfor), som for eksempel i en blokkering eller ventil. I boken "Petroleumsproduksjon og prosessering på plattformen" [19] settes det opp to kriterier for at det kan dannes hydrater:

- Fritt vann til stede. (Hydrater dannes ikke direkte fra løst vann eller vanndamp)
- Trykk og temperatur innen området for termodynamisk stabile hydrater. Høyt trykk og lav temperatur fremmer hydratdannelse.

I boken "GPSA Engineering Databook SI Volum 2" [18] er følgende definisjonen for hydratdannelse benyttet: "Generelt, vil hydratdannelse oppstå når trykket øker og/eller temperaturen synker til gassens gitte dannelsesstilstand". Og setter opp disse punktene for hva som påvirker hydratdannelsen:

- Gassen må ha en tilstand som er under vannets duggpunkt eller metning tilstand (vann i væskeform er ikke nødvendig for å danne hydrater)
- Temperatur
- Trykk
- Komposisjonen

Her ser vi at de to kildene har motstridene påstander når det gjelder vann tilstede i gassen. Boken "Natural Gas Hydrates" [12] støtter GPSA Engineering Databook SI Volum 2 [18] i at det ikke er nødvendig med fritt vann i væskefase for at det skal dannes hydrater. Vi vil derfor også støtte oss til dette og beregner ut fra at det ikke er nødvendig med fritt vann tilstede. Gasskomposisjonen vil være avgjørende for ved hvilket trykk- temperatur hydrater dannes. Eksempelvis vil en gass som inneholder C_3H_8 og C_4H_{10} danne hydrater ved en høyere temperatur enn for en gass som bare inneholder metan (CH_4). H_2S i naturgass vil øke

hydratiseringstemperaturen betydelig ved et gitt trykk. Også CO_2 vil danne hydrater [12]
Nitrogen (N_2) antas å være en ikke hydratdannende gass.[18]

For å forhindre hydratdannelse kan følgende tiltak benyttes:

- Fjerne vann fra gassen
- Øke gasstemperaturen
- Tilsette inhibitor (tilsetningsstoffer)

Det oppnås også en viss effekt i å redusere trykket. Imidlertid gir dette marginale virkninger. For å unngå hydratdannelse i den spesifikke gassen som Gasnor bruker kan en øke gasstemperaturen ved å tilføre varme.

Joule Thompson- effekten

James Prescott Joule (1818-1889) var født i Saltford som ligger nær Manchester. Joule studerte oppvarming av naturgass og oppdaget en sammenheng mellom gassen og dens mekaniske arbeid det vil si energien. Her fikk han teorien om konservering av energi som i dag er kjent som termodynamikkens første lov. [13]

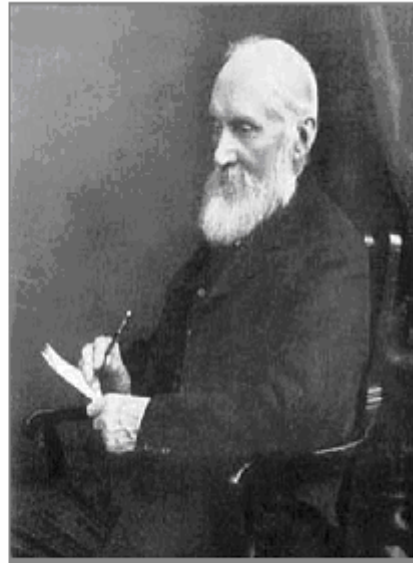
James Prescott Joule arbeidet sammen med William Thompson (Lord Kelvin) (1824-1907) ved å utvikle den absolutte skalaen til temperaturen, sammen ble det gjort observasjoner og det ble konstantert en sammenheng mellom strømmningen til gassen ved struping og varmebehovet. Denne observasjonen heter i dag Joule's lov.

Effekten ble konstantert i 1853 av James Prescott Joule og William Thompson (Lord Kelvin). James Prescott Joule og William Thompson mente at når en idell gass ekspanderer isenthalpisk under lav temperatur synker gassens temperatur. Denne effekten kalles i dag for Joule Thompson-effekten (se vedlegg B). [14]

Temperaturrendringer som finner sted i en gass når den utvider seg varmeisoleret (adiabatisk) gjennom trange åpninger. Hvis en gass for eksempel ledes gjennom en porøs vegg vil somregel temperaturen synke. Årsaken er at det stort sett er tiltrekkende krefter mellom molekylene. Ved høyere temperatur kan utvidelsen føre til at økt varmedannelse, mens det i tilfeller med fri ekspansjon dvs utvidelse til null trykk. Dette resulterer i at temperaturen faller i alle reelle gasser. [17]



James Prescott Joule



William Thompson (Lord Kelvin)

HYSYS

Simuleringsprogrammet HYSYS er laget på grunnlag av dokumentert teknologi, aspentech som har mer enn 25 års erfaring innen olje og gass industrien har laget programmet på grunnlag av deres erfaring. HYSYS hjelper prosessindustrien til å bli mer effektive. Bedriftene kan plote inn verdiene til komponentene som den eventuelle gassen inneholder. Det avanserte simuleringsprogrammet gjør det mulig å finne eventuelle ukjente faktorer. Dette kan for eksempel være hvor mange kilowatt en trenger for å varme gassen for å unngå hydrattdannelse. Dette programmet hjelper ingeniører å vurdere den mest økonomiske og sikreste måten for fremdrift av den eventuelle prosessen. Ved bruk av HYSYS kan man se på enkelttilfeller som om utstyret holder de spesifikasjonene og kravene som er satt til det eventuelle prosjektet.

Når en bruker simuleringsprogrammet kan man velge hvilke formel man ønsker å bruke. I vår oppgave valgte vi å bruke Peng-Robinson metoden som er en omfattende og krevende formel. [4] Årsaken til at vi ønske å benytte denne formelen er at den tar hensyn til flere faktorer enn hva som er tilfellet når beregningen gjøres manuelt.

RESULTATER

Innledningsvis ble det presentert problemstillingen for denne oppgaven. I forbindelse med overføring av gass med høyt trykk fra transportbeholderene til lavt trykk i distribusjonsanlegget oppstår det fysiske prosesser som må løses. CNG'en må strupes/trykkreduseres før gassen slippes ut på distribusjonsnettet.

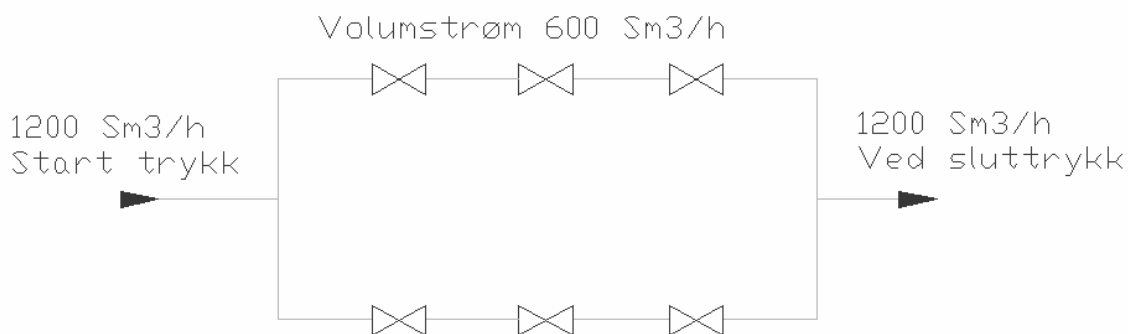
Først vil det presenteres ulike forslag til metoder for struping av gass. Videre vil det velges ut en av disse metodene som brukes videre i de manuelle beregningene. Den valgte metoden vil også benyttes i HYSYS-programmet, som vil belyse flere ulike variabler enn manuell utregning. Dette blir gjort med henblikk på diskusjonskapittelet hvor det tas sikte på å diskutere resultatene som oppnås ved de ulike metodene.

Forslag til metoder for struping av gass

På bakgrunn av det teoretiske materialet har vi utarbeidet fire forslag som på ulikt vis kan benyttes til struping av CNG. Disse forslagene vil bli presentert enkeltvis i underkappitler. Til slutt vil et av alternativene bli valgt ut for å danne basis for videre beregninger.

Forslag I

I dette forslaget koples det på en overføringsventil hvor det er montert to eller flere parallelle overføringsrør (se fig 6). Gassen blir strupt/trykkredusert ved hjelp av flere ventiler i serie. Struping i serie er en bra metode, da trykkreduksjonen over hver ventil da ikke vil bli så stor at det blir fare for ising og hydratdannelse. Hensikten med disse to overføringsrørene er at overføringssystemet skal være mer driftsikkert. Hvis den ene ventilen til det ene løpet blir ødelagt, så kan gassen overføres i det andre røret. Dette betyr at det ikke skjer driftstans selv om det oppstår skade. Dessuten vil det være mulig å reparere de skadede delene uten driftstans.

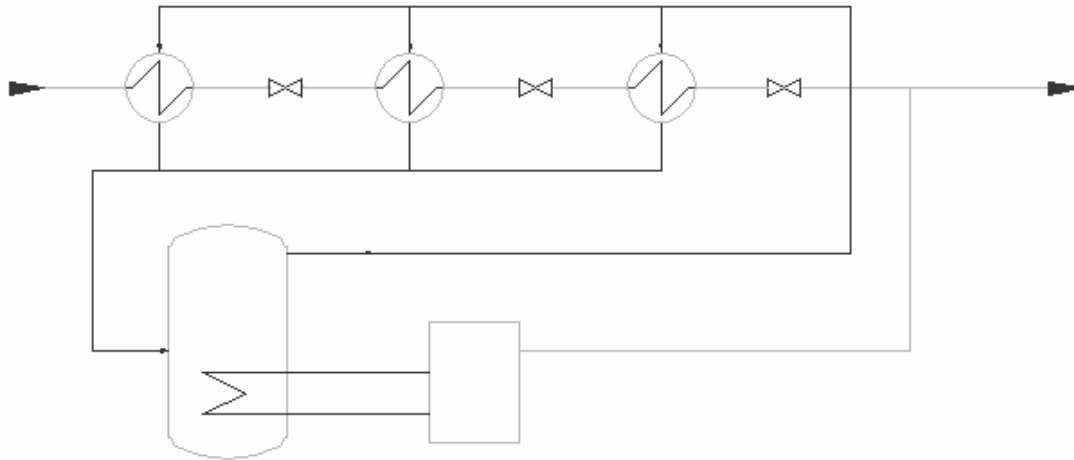


Figur 6: Struping med parallelle løp

Forslag II

I dette forslaget strupes gassen i et løp hvor det er koplet flere ventiler i serie. Gassen kan ha en starttemperatur helt ned i $-30\text{ }^{\circ}\text{C}$. Dette betyr at gassen må tilføres varme. Her foreslår vi at deler av den trykkreduserte gassen brukes i en dampkjele der dampen varmeveksles motstrøms med gassen.

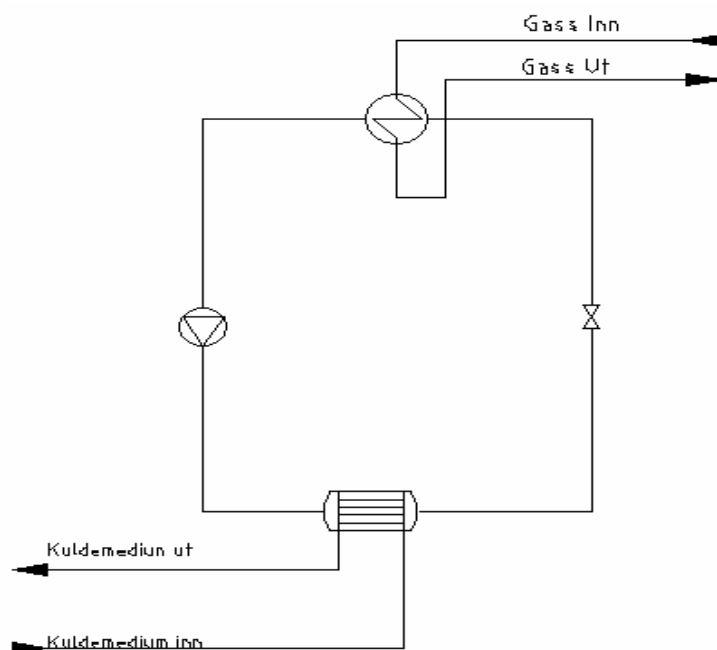
Før gassen trykkreduseres bør den varmes opp. Ut fra beregninger av energitap i strupeprosessene vil vi også kunne finne ut om det er nødvendig å varmeveksle mellom hver strupeventil som vist i fig. 7.



Figur 7: Struping i serie med tilførsel av varme

Forslag III

Strupeprosessen produserer kulde som kan benyttes sekundært til å evt. kjøle et fryserom/kjølerom. Prinsippet vil være som en varmepumpe der et kuldemedium sirkulerer mellom trykkreduksjonsstasjonen og fryserommet. Dette forslaget har en del kriterier som må ligge til grunn for at det skal fungere. Det er uvisst om temperaturen fra varmepumpen er varm nok i forhold til kravene som settes vedrørende hydratdannelse og kondens. Det er mulig at prosessen må tilføres mer varme. Figur 8 viser en skisse av "varmepumpen". Strupingen og varmevekslingen kan foregå som i forslag II (se figur 7).

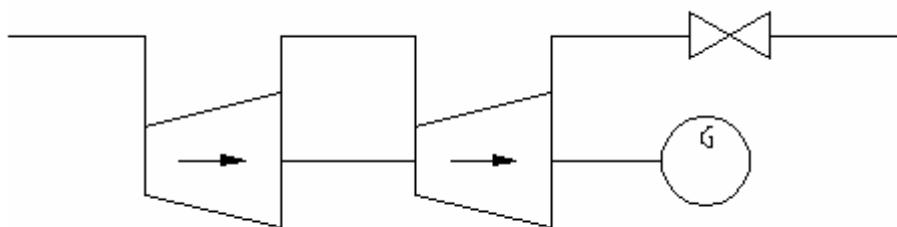


Figur 8: Varmepumpeprinsipp

Dette forslaget kan være spennende og energibesparende dersom forholdene ligger til rette for denne typen energiutnyttelse (for eksempel hvis bedriften som benytter gass har ett fryserom/kuldebehov).

Forslag IV

Dette forslaget går ut på å trykkredusere gassen gjennom en ekspander (se figur 9). Ved denne metoden vil det vært mulig å ta ut noe av den energien som ligger i det høye trykket gassen har. Ekspanderen kan for eksempel drive en generator som lager elektrisitet som kan brukes til oppvarming av gassen. Oppvarming bør skje før og/eller mellom noen av trinnene i ekspanderen for å unngå kondensering og hydratisering. Vi er imidlertid utsikre på om det vil være økonomisk forsvarlig å benytte en ekspander på et så lite anlegg som dette (1200 Sm³/h). I tillegg vil trykket synke etter hvert som tanken tømmes. Noe som vil kreve varme fra eksterne kilder.



Figur 9: Turbo ekspander for trykkredusering av gass

Valg av metode for struping av gass

Gjennomgangen har vist at det kan benyttes flere metoder for å strupe gass. De fleste løsningene som er skissert er basert på ett rør i overføringene. Imidlertid har forslag I to parallelle rør som kan sørge for overføring av gass. I tilfeller hvor det finnes to alternativer for overføring av gass representerer det ene røret økt sikkerhet i driften. Årsaken til dette er at hvis det oppstår skade eller komplikasjoner på den ene overføringsenheten, kan gassen overføres i det andre løpet. Med tanke på kontinuerlig levering tror vi flere parallelle løp kombinert med struping i serie vil øke drifts sikkerheten til TRS'en.

Siden forslag I representerer en økt driftsikkerhet vil dette alternativet benyttes i det videre arbeidet. Forslag I vil være utgangspunkt for manuell beregning og for simuleringprogrammet HYSYS,

Manuell beregning

I dette kapitlet skal vi utføre noen beregninger med utgangspunkt i forslag I som er presentert ovenfor. Først skal mol-massestrøm beregnes. Deretter utledes gassens enthalpi før kondensat og hydratdannelse behandles. Til slutt beregnes volumstrøm og rørdiameter.

Beregninger av mol- og massestrøm

Fra Gasnor fikk vi oppgitt en gasskomposisjon som viser innholdet av hver gasskomponent i mol %. I tillegg fikk vi vite at TRS'en skulle dimensjoneres for en leveringsmengde på 1200 Sm³/h. Ved et senere tidspunkt fikk vi opplyst at vanninnholdet i gasskomposisjonen var 0,0017 mol %. Den endelige gasskomposisjonen er vist under.

Gass komposisjon			Molvekt	Molfraksjon
Produkt:	Kjemisk formel	Mol %	[kg/kmol]	
Nitrogen	N ₂	1,46	28,013	0,4090
Karbondioksyd	CO ₂	0,75	44,010	0,3301
Metan	CH ₄	92,49	16,043	14,8379
Etan	C ₂ H ₆	4,18	30,070	1,2569
Propan	C ₃ H ₈	0,57	44,097	0,2513
i- butan	C ₄ H ₁₀	0,29	58,124	0,1686
n- butan	C ₄ H ₁₀	0,08	58,124	0,0465
i- pentan	C ₅ H ₁₂	0,05	72,151	0,0361
n- pentan	C ₅ H ₁₂	0,03	72,151	0,0216
hexan	C ₆ H ₁₄	0,10	86,178	0,0862
heptan	C ₇ H ₁₆	0,00	100,205	0,0000
Vann	H ₂ O	0,0017	18,016	0,0003
SUM		100,0000		17,4445 kg/kmol

Leveringsmengden er oppgitt i standard kubikkmeter som er volumstrømmen ved tilstanden 1 atm (≈1 bar) og 15 °C. Omregnet til standard kubikkmeter per sekund er leveringsmengden. 1200 Sm³/h = 0,3333 Sm³/s.

Her kan vi benytte tilstandsligningen for ideelle gasser for å regne ut molstrømmen av gass per sekund. Formelen er som følger:

$$\dot{n} = \frac{p \cdot \dot{V}}{R \cdot T}$$

Hvor:

n- molstrømmen [mol/s]

p- standardtrykket [101325 Pa]

V- volumstrømmen [0,3333 m³/s]

R- molarkonstanten [8,314 J/mol K]

T- standardtemperaturen i kelvin [288K]

Dette gir en molstrøm på 14,1 mol/s.

Av molstrømmen kan vi beregne massestrømmen til gassen som har en leveringsmengde på 1200 Sm³/h etter formelen:

$$\dot{n} = \frac{\dot{m}}{M} \Rightarrow \dot{m} = \dot{n} \cdot M$$

Hvor:

m- massestrømmen [kg/s]

M- Molmassen til gassblandingen [kg/kmol] (som vi ser i tabellen er denne 17,4445 kg/kmol)

Dette gir en massestrøm på 0,246 Kg/s.

Gassens enthalpi

Enthalpien til en gassblanding finnes ved å benytte enthalpien og molfraksjonen for hver enkelt gasskomponent. Disse blir til slutt summert. Dette er i henhold til Gibbs-Daltons-lov "den indre energi, enthalpi, og entropi, til en gassblanding er lik summen av indre energi, enthalpi og entropi av fraksjonene til hver enkelt komponent". [20] I boken Engineering databook SI Volum II [18] er det utarbeidet tabeller og formler for å finne gassblandings enthalpi.

Verdien for null enthalpi er valgt til trykket 0 atm og temperaturen 0 K. I virkligheten er ikke dette så interessant, ettersom det er entalpiendringen mellom gassens forskjellige tilstander som er av interesse.

For å finne den totale endringen i enthalpi med trykktap må vi dele formelen for enthalpiendring opp i to ledd, det først leddet beregner enthalpien ved en spesifisert temperatur i en ideell gass, det andre beregner endringen i enthalpi for en reell gass der tallene er hentet fra eksperimentelle enthalpimålinger. Denne formelen kan uttrykkes som:

$$H_T^P - H_0^0 = (H_T^0 - H_0^0) - (H_T^0 - H_T^P) \quad (1-1)$$

Hvor:

$(H_T^0 - H_0^0)$ Er den ideelle gassens enthalpi over vårt nullpunkt for enthalpien, H^0 , ved den ønskede temperaturen. [kJ/kmol]

$(H_T^0 - H_T^P)$ Er endringen i enthalpi med trykkendringen, gitt av enthalpidifferansen mellom ideell gasstilstandenthalpi og enthalpien ved det ønskede trykket. [kJ/kmol]

Ettersom verdien H_0^0 er satt til null enthalpi, så kan vi forenkleformelen litt:

$$H_T^P = H_T^0 - (H_T^0 - H_T^P) \quad (1-2)$$

Som igjen kan forenkles til:

$$H = H^0 - (H^0 - H) \quad (1-3)$$

Verdien for H^0 leses av diagram 24-3 og 24-4 for hvert enkel spesifiserte temperatur. Verdier for endring i enthalpi med trykkendring kan regnes ut ved hjelp av verdier fra diagrammene 24-6 og 24-7, som settes inn i formelen (1-4). Formelen er som følger:

$$(H^0 - H) = RT_c \left\{ \left[\frac{(H^0 - H)}{RT_c} \right]^{(0)} + \omega \left[\frac{(H^0 - H)}{RT_c} \right]^{(1)} \right\} \quad (1-4)$$

Hvor:

R Er den universale gasskonstanten, ($R = 8,314 \text{ kJ/kmol} \cdot \text{K}$)

T_c Er gassblandings kritiske temperatur i kelvin [K]

- ω Er Acentric Factor som er en tredje faktor for korresponderende tilstander sammenhengen(s. 23-30). hver gasskomponent har en egen verdi for ω som leses av tabell 23-2. og summeres slik: $\omega = \sum y_i \omega_i$

Gass komposisjon		Pseudokritisk	Pseudokritisk	Acentric
Produkt:	Mol%	Temperatur [K]	Trykk [kPa]	Factor
Nitrogen	1,46	1,84	49,61	0,00054
Karbondioksyd	0,75	2,28	55,31	0,00200
Metan	92,49	176,25	4253,54	0,00999
Etan	4,18	12,77	203,98	0,00406
Propan	0,57	2,11	24,17	0,00086
i- butan	0,29	1,18	10,56	0,00054
n- butan	0,08	0,34	3,03	0,00077
i- pentan	0,05	0,23	1,69	0,00011
n- pentan	0,03	0,14	1,01	0,00008
hexan	0,10	0,51	3,03	0,00030
heptan	0,00	0,00	0,00	0,00000
Vann	0,0017	0,01	0,38	0,00001
SUM	100,00	197,65	4606,29	0,01926

Tabellen over viser gassblandingsens kritiske temperatur, kritiske trykk og Acentric Factor.

Etter de kravene vi fikk fra Gasnor kunne gassen ha en temperatur fra - 30 °C til +50°C når trykket var på det høyeste, dvs. 300 bar (30000kPa). Kravet til den leverte gassen fra TRS'en var + 5°C og trykk på 4 bar (400kPa). Gassen skal altså trykkreduseres fra 300 bar, ned til 4 bar. Vi bruker randpunktene/ekstremisituasjonene -30 °C og +50°C (300 bar) og finner enthalpien her. Disse sammenlignes med sluttsituasjonen +5°C (4 bar) slik at vi finner enthalpiendringen i hver av de to situasjonene.

Når vi skal benytte diagram 23-6 og 23-7 trenger vi det reduserte trykket og den reduserte temperaturen. For å beregne pseudoredusert trykk og temperatur benytter vi formlene (se vedlegg A):

$$P_r = \frac{P}{P_c} \quad \text{og} \quad T_r = \frac{T}{T_c}$$

For hver av de tre tilstandene må vi beregne P_r, T_r, H^0 og $(H^0 - H)$, Når alle disse er beregnet kan vi finne enthalpien H fra formel (1-3).

Enthalpi ved 300bar, - 30 °C

P [bar]	P [kPa]	P redusert
300	30000	6,51
T [°C]	T[K]	T redusert
-30	243	1,23

I boken Engineering Data Book SI Volum II [18] er enthalpien allerede funnet ved eksperimentale målinger og tegnet i P-H diagram (se vedlegg C) for hver enkel

gasskomponent. Vi velger å benytte disse diagramene til å finne hver enkelt komponents enthalpi, og til slutt summerer disse til gassblandingsens enthalpi ved dette trykket og temperaturen etter formelen:

$$H = \sum_{i=1}^{i=n} y_i H_i$$

Ved 300bar, -30 °C

Gass komposisjon		Enthalpi	
Produkt:	Mol%	H [kJ/kg]	H [kJ/kg]
Nitrogen	1,46	442	6,45
Karbondioksyd	0,75	360	2,70
Metan	92,49	665	615,05
Etan	4,18	500	20,90
Propan	0,57	450	2,57
i- butan	0,29	380	1,10
n- butan	0,08	350	0,28
i- pentan	0,05	390	0,20
n- pentan	0,03	330	0,10
hexan	0,10		0
heptan	0,00		0
Vann	0,0017		0
SUM	100,00		649,34 kJ/kg

Enthalpi ved 300bar, + 50 °C
300bar, +50 °C

P [bar]	P [kPa]	P redusert
300	30000	6,51
T [°C]	T[K]	T redusert
50	323	1,63

Ved 300bar, +50 C

Gass komposisjon		Enthalpi	
Produkt:	Mol%	H [kJ/kg]	H [kJ/kg]
Nitrogen	1,46	550	8,03
Karbondioksyd	0,75	505	3,79
Metan	92,49	950	878,64
Etan	4,18	710	29,68
Propan	0,57	645	3,68
i- butan	0,29	560	1,62
n- butan	0,08	535	0,43
i- pentan	0,05	570	0,29
n- pentan	0,03	510	0,15
hexan	0,10		0
heptan	0,00		0
Vann	0,0017		0
SUM	100,00		926,30 kJ/kg

Enthalpi ved 300bar, + 50 °C

4bar, +5 °C

P [bar]	P [kPa]	P redusert
4	400	0,09
T [°C]	T[K]	T redusert
5	278	1,41

Ved 4bar, 5 C

Gass komposisjon		Enthalpi	Enthalpi
Produkt:	Mol%	H [kJ/kg]	H [kJ/kg]
Nitrogen	1,46	540	7,88
Karbondioksyd	0,75	703	5,27
Metan	92,49	1035	957,25
Etan	4,18	950	39,71
Propan	0,57	880	5,02
i- butan	0,29	420	1,22
n- butan	0,08	400	0,32
i- pentan	0,05	430	0,22
n- pentan	0,03	380	0,11
hexan	0,10		0
heptan	0,00		0
Vann	0,0017		0
SUM	100,00		1017,00 kJ/kg

Som vi ser fra de tre tabellene har gassen høyest enthalpi når den er ved 4 bar og 5 °C, det betyr at gassen må tilføres energi (I vårt tilfelle vil det være å tilføre varme) for at gassen skal oppnå denne slutttilstanden. Tilstanden ved 300 bar og -30 °C har den laveste enthalpien, og vi må derfor benytte enthalpidifferansen mellom 300 bar -30 °C og 4 bar +5 °C for å finne det maksimale varmebehovet under trykkredusering.

$$\Delta H_{\max} = H_{5^{\circ}\text{C}}^{4\text{bar}} - H_{-30^{\circ}\text{C}}^{300\text{bar}} = 1017\text{kJ/kg} - 649\text{kJ/kg} = 368\text{kJ/kg}$$

Massestrømmen av gass gjennom TRS'en har vi allerede beregnet til å være 0,246 kg/s. Hvis vi multipliserer enthalpidifferansen med massestrømmen får vi effektilførselen som er nødvendig.

$$P = 368 \text{ kJ/kg} * 0,246 \text{ kg/s} = 90,5 \text{ kW}$$

Dette representerer den største effekten varmeveksleren må gi.

Beregninger av kondensatdannelse

Kondensatdannelse i denne oppgaven definerer vi til å omhandle kondensering av vann under trykkreduseringsprosessen. Å beregne kondensering av vann fra gassen viste seg å være vanskelig. "Vår" gass er allerede prosessert og tørket, og inneholder nesten ikke vann (0,0017 mol%). Den vannmengden som er til stede har gassform. Det er altså ikke fritt vann tilstede. Det meste av litteraturen som er tilgjengelig beregner kondensasjon for gass som er mettet med vann. Siden dette ikke er situasjonen i vår oppgave har vi måttet forkaste mange beregningsmetoder.

Vi har benyttet oss av et diagram fra boken "Gas Conditioning and processing" Vol. 1 Campbell 1992 [2] som ligger som vedlegg D. Dette diagrammet heter "Water content of sweet natural gas" og viser hvor mye vann i dampform gassen kan holde på ved forskjellige trykk og temperaturer.

Utgangspunktet er en gass som er blitt tørket. Selv om gassen er blitt behandlet vil det alltid være rester av vann. Vi vil undersøke når denne vannmengden vil nærme seg gassens kondenseringspunkt. Det er også interessant å belyse hvilke trykk/temperaturtilstander vannet vil ha når det begynne å kondensere.

Første beregnes vannmengden per standard kubikkmeter. Vanninnholdet i gassen var 0,0017 mol %. Standard kubikkmeter er ved trykket 1 atm og temperaturen 15 °C. Dette gjør at vi kan utføre beregninger for ideell gass (gasser betegnes som ideelle under 4 bar). For ideelle gasser kan vi gjøre tilnærmingen mol % = volum %.

Molmassen for vann (H₂O) er:

$$(2 \cdot 1,008 + 1 \cdot 16) \text{ g/mol} = 18,016 \text{ g/mol}$$

Basert på de nevnte forhold kan resultatet uttrykkes følgende:

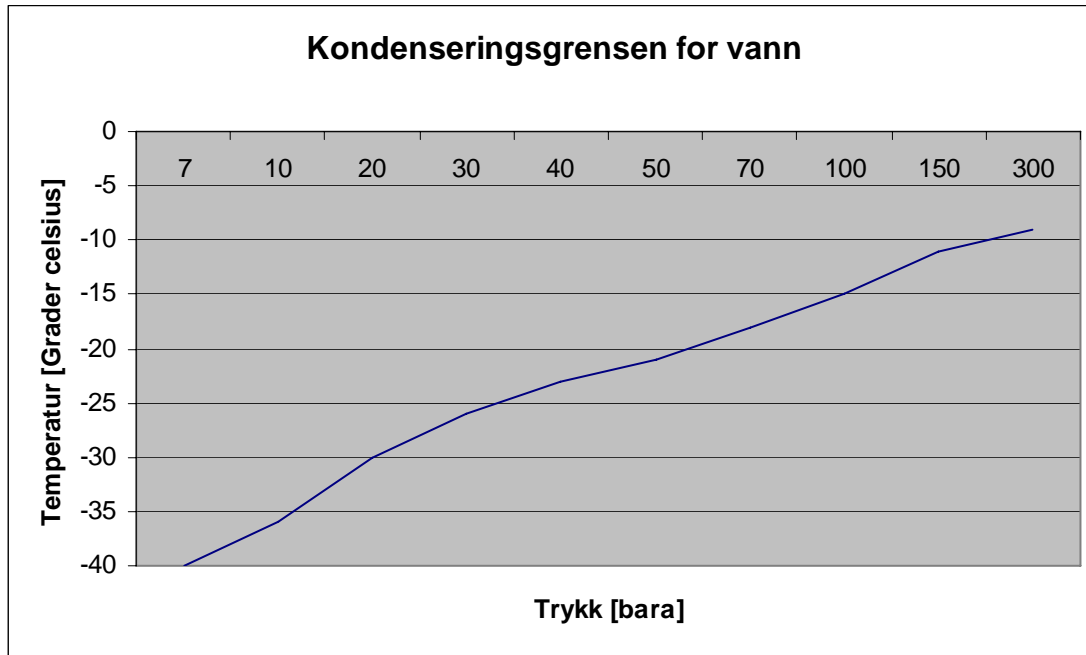
$$\text{I en Sm}^3 \text{ naturgass er det } 0,0017 \text{ mol H}_2\text{O} \Rightarrow 0,0017 \text{ mol H}_2\text{O/Sm}^3$$

Massen vann per Sm³ kan da regnes ut etter følgende metode:

$$18,016 \text{ g/mol H}_2\text{O} \cdot 0,0017 \text{ mol H}_2\text{O/Sm}^3 = 0,03063 \text{ g/Sm}^3 \Rightarrow 30,63 \text{ mg/Sm}^3$$

Ettersom diagrammet er for unøyaktig til å kunne lese av denne verdien, runder vi av opp til 31 mg/Sm³. Dette er altså vannmengden per standard kubikkmeter, hvis vi går inn i tabellen (vedlegg D) kan vi se at et vanninnhold på 31 mg/Sm³ er en svært liten vannmengde. For eksempel vil naturgass som har 1atm inneholde 4g vann pr Sm³. Gassens evne til å absorbere vann uten at det dannes kondens synker med økende trykk og synkende temperaturer. Høyt trykk og lav temperatur er derfor ugunstig med i forhold til kondensasjon av vann.

Ut fra diagrammet (se vedlegg D), og beregningene av vanninnholdet i "vår" gass kan vi se at vi må ned i temperaturer ved ca. -8 °C eller lavere før vann skal begynne å kondensere. Spesielt ved tilstanden 300 bar, -30 °C vil det dannes kondensat. Naturgassen vil begynne å kondensere vann ved ca. -8 grader når den har ett trykk på 300 bar. Naturgass ved 20 bar vil begynne å kondensere ved ca. -30 °C.



Kurven viser ved hvilke trykk og temperatur vann kondenseres, kommer veriene på undersiden av kurven felles det ut vann

Beregninger av Hydratdannelse

Diagrammene som presenteres i boken "GPSA Engineering Databook SI Volume 2" [18] Fig. 20-15 til 20-17 er utgangspunkt for beregning av hydratdannelse (se vedlegg E). Disse diagrammene er basert på gassens relative tetthet og gir et estimat av hvor mye gassen tillates å ekspandere uten at det dannes hydrater ved en gitt initialtemperatur.

En annen, og mer nøyaktig metode, for å beregne hydratdannelsen heter Katz metoden. Denne metoden går ut på å benytte en K-verdi som tar hensyn til komposisjonen til gassen. Metoden anbefales kun for blandingsgasser, som i vårt tilfelle. Imidlertid er det viktig å merke seg at Katz-metoden kun anbefales for trykk fra 7-70 bar. Siden trykket i vår oppgave er beregnet til å kunne komme opp i 300 bar, vil denne metoden være lite egnet. Katz metoden vil derfor ikke benyttes.

Når vi skal beregne hydratdannelse i gassen må det først bestemmes hvor mange ventiler gassen skal strupes over, og hvor stor trykkdifferansen vil være over hver ventil. Hydratdannelsen vil beregnes etter diagrammet som tar utgangspunkt i gassens relative tetthet, dette diagrammet er som tidligere nevnt presentert i Vedlegg E. Når start- og sluttrykket er kjent vil diagrammet gi oss initialtemperaturen som er nødvendig for å unngå hydratdannelse. Verdiene for initialtemperatur kan senere sammenlignes med temperaturen før trykkredusering ved hjelp av simuleringsprogrammet HYSYS. Det vil beregnes hydratdannelse for tre forskjellige tilfeller. Starttrykket for alle tre tilfellene settes til 300 bar.

Første tilfelle vil være trykkredusering over tre ventiler. Her settes trykket etter første ventil til 170 bar, trykket etter den andre ventilen er 50 bar, før det reduseres til 4 bar over den siste ventilen. Andre forsøk vil være ved trykkredusering over to ventiler, hvor den første ventilen struper trykket til 150 bar, og den andre ventilen tar trykket ned til 4 bar. Siste tilfelle er å beregne trykkredusering over en ventil, hvor hele trykkdifferansen tas over denne.

Trykkredusering over tre ventiler ved de gitte trykkdifferansene gir følgende resultater: Struping fra 300 bar til 170 bar krever en initialtemperatur på 37 °C. Trykkredusering over andre ventil fra 170 bar til 50 bar vil gi et krav til inngangstemperaturen på 55 °C. For tredje ventil vil trykket tas ned fra 50 bar til 4 bar, dette gir krav til initialtemperatur på 20 °C.

Struping over to ventiler vil gi følgende initialtemperaturer ved den bestemte trykkdifferansen: Trykkredusering fra 300 bar til 150 bar krever en initialtemperatur på 40 °C. For strupingen over andre ventil fra 150 bar til 4 bar kreves en temperatur før trykkredusering på 55 °C

Trykkredusering for det siste tilfellet, der trykket strupes over en ventil gir følgende resultat: Denne ene ventilen vil ta hele trykkdifferansen fra 300bar til 4 bar, dette gir en initialtemperatur på 75 °C

Oppsummering av initialtemperaturer ved struping over variabelt antall ventiler

Trykkredusering over tre ventiler:

300 bar → 170 bar = 37 °C Initialtemperatur
 170 bar → 50 bar = 55 °C Initialtemperatur
 50 bar → 4 bar = 20 °C Initialtemperatur

Trykkredusering over to ventiler:

300 bar → 150 bar = 40 °C Initialtemperatur
 150 bar → 4 bar = 55 °C Initialtemperatur

Trykkredusering over en ventil:

300 bar → 4 bar = 75 °C Initialtemperatur

Beregninger av volumstrøm naturgass i rør og nødvendig rørdiameter

Gassen skal ikke ha høyere hastighete i rørene enn 20 m/s. dette betyr at rørtykkelsen må øke utover i TRS'en for å kompensere for det økende volumet gassen trenger når den trykkreduseres. For å finne disse volumene benytter vi tilstandsligningen for reelle gasser.

$$\dot{V} = \frac{\dot{m} \cdot z \cdot R \cdot T}{p \cdot M}$$

Her er:

V- volumstrømmen [m³/s]

m- massestrømmen [m/s]

z - kompresibilitetsfaktoren

R- molar konstanten [8314 J/kmol K]

T- temperatur [K]

p- trykk [Pa]

M- molmassen [kg/kmol]

Volumstrømmen kan også uttrykkes som strømningshastigheten multiplisert med tverrsnittsarealet (forutsatt konstant hastighet). Hvis vi snur på denne formelen kan vi få et uttrykk for arealet ved gashastigheten 20 m/s.

$$A = \frac{\dot{V}}{v} \Rightarrow A = \pi r^2 \Rightarrow r = \sqrt{\frac{\dot{V}}{\pi \cdot v}} [m] \Rightarrow d = 2 \cdot \sqrt{\frac{\dot{V}}{\pi \cdot v}} \cdot 1000 \frac{mm}{m} [mm]$$

Gassen går i rør og representeres av formelen πr^2 for areal. Hvis vi ganger med $2 \cdot 1000$ får vi ved hjelp av denne formelen den minste innvendige diameteren uttrykt i millimeter som rørene må ha for ikke å overstige en hastighet på 20 m/s.

Gassen vil ha størst volum ved kombinasjonen lavt trykk og høy temperatur. Dette betyr at gass som kommer inn i TRS'en med et trykk på 30 bar og en temperatur på 50 °C vil ha den største volumstrømmen. Selv om denne tilstanden er lite sannsynlig ettersom gassen oppnår temperaturer opp mot 50 °C like etter komprimering velger vi å benytte denne tilstanden som dimensjonerende for rørene inn til TRS'en.

Tilstanden ved 30 bar, 50 °C gav en indre rørdiameter på 27,5 mm.

Ved å benytte vedlegg F, har vi også gått gjennom flere av trinnene i prosessene for å kontrollert flere andre tilstander før og etter ventiler og varmevekslere. Noen tilstander er satt opp nedenfor.

Minste indre diameter for gasshastighet 20 m/s eller mindre ved tilstand:

300 bar, -30 °C \Rightarrow 7,12 mm

300 bar, +50 °C \Rightarrow 8,57 mm

30 bar, -30 °C \Rightarrow 22,8 mm

30 bar, +50 °C \Rightarrow 27,5 mm

Følges prosessen i vedlegg F 9 der gass med en starttilstand på 300 bar og +50 °C trykkreduseres over tre ventiler. Vi har kontrollert volumstrømmen ved ulike trykk og temperaturer for denne strupingen (se vedlegg F). Resultatene for de syv målepunktene er vist nedenfor.

1. 300 bar, 50 °C \Rightarrow 8,57 mm

2. 300 bar, 56,27 °C \Rightarrow 8,72 mm

3. 170 bar, 40 °C \Rightarrow 10,5 mm

4. 170 bar, 60 °C \Rightarrow 11,1 mm

5. 50 bar, 22,77 °C \Rightarrow 19,69 mm

6. 50 bar, 29,37 °C \Rightarrow 20,02 mm

7. 4 bar, 5 °C \Rightarrow 71,55 mm

Her ser vi at ingen av de seks første målepunktene overstiger vår dimensjonerende diameter på 27,5 mm. Siste punktet derimot viser en diameter på 71,55 mm. Dette er leveringstilstanden ut på distribisjonsnettet, som skal være den samme uansett hvilken tilstand gassen har når den går inn på TRS'en.

Etter samtale med ekstern veileder Rune Vikersveen ved Gasnor, har vi fått opplyst at temperaturen ut på nettet vil kunne variere en del hvis forbruket av gass er ujevnt. I følge Vikersveen kunne gassens temperatur ut på nettet variere fra -10 °C til + 30- 45 °C. For oss vil dette bety at vi også må ta hensyn til denne temperaturen når vi beregner rørdiameter. Dette resulterer i at yterpunktene for variablene må danne utgangspunkt for beregningen av rørdiameteren. For tilstanden ved 4 bar, 45 °C vil minste indre diameter på røret være 76,53 mm.

Oppsummering av resultatene fra manuelle beregninger

Våre beregninger har som nevnt tatt utgangspunkt i forslag I. Resultatene kan oppsummeres i kortfattet med henblikk på å skape en god oversikt. Dette skal igjen danne grunnlag for videre diskusjon hvor resultatene fra HYSYS-beregningene sammenlignes med konklusjonene fra de manuelle beregningene.

- Molstrøm = 14,1 mol/s
- Massestrøm = 0,246 kg/s
- Enthalpiendring = 368 kJ/kg
- Effekt = 90,5 kW
- Grenseverdi kondensat \Rightarrow 30,63 mg/Sm³
- Hydratdannelse = valgt 300 bar til 170 bar, inngangstemp 40°C (før første struping)
- Hydratdannelse = valgt 170 bar til 50 bar, inngangstemp 55°C (før andre struping)
- Hydratdannelse = valgt 50 bar til 4 bar, inngangstemp 20°C (før tredje struping)
- Volumstrøm = 0,33 Sm³/s (1200 Sm³/t)
- Nødvendig indr. rør d = 27,5 mm (fra tank og i TRS)
- Nødvendig indr. rør d = 76,5 mm (i PE-rørene etter TRS)

Beregning ved hjelp av HYSYS

Forslag I for struping av gass er blitt behandlet i simultanprogrammet HYSYS. I simuleringen er det først benyttet de mest kritiske tilfellene som kan oppstå. Et kritisk tilfelle kan for eksempel være starttrykk på 300 bar, og hvor gassen har en temperatur på 50 grader celsius. Våre simuleringer representerer fire ulike tilfeller med forskjellige ekstremalpunkter. Disse blir presentert i vedlegg F. Det er gjort beregninger for situasjoner som innbefatter både en ventil, to ventiler og tre ventiler.

Det er dessuten gjort forsøk hvor trykkreduseringen behandler normalpunkter. I likhet med beregningene for de kritiske situasjonene er normalpunktene de samme ventilvariantene. Hensikten med å beregne både ekstremisituasjoner og normalpunkter er for å vise ulike situasjonene som utstyret må være dimensjonert for.

Det er også utarbeidet et diagram som viser kurve for hvor hydratdannelse forekommer. Dette diagrammet er presentert i vedlegg G.

Oppsummering av aktuelle resultat fra HYSYS-beregninger

Beregningene som er gjort i simuleringsprogram har gitt ulike verdier i forhold til de manuelle beregningene. Årsaken til dette er at programmet har tatt hensyn til flere variabler. Dette resulterer i et fåtall sammenligningspunkter. Vi har nedenfor presentert de verdiene som kan sammenlignes med resultatene fra de manuelle beregningene.

- Molstrøm = $1,404 \cdot 10^{-2}$ kmol/s = 14,04 mol/s
- Effekt = 90,54 kW
- Hydratdannelse = Se vedlegg G
- Volumstrøm = $1195 \text{ Sm}^3/\text{t} = 0,33 \text{ Sm}^3/\text{s}$

DISKUSJON

Problemstillingen i denne oppgaven er skissert i sin helhet innledningsvis. Kort oppsummert kan denne deles inn i to hovedpunkt:

1. Overføring av gass som har høyt trykk i transportbeholderene til lavt trykk i distribusjonsanlegget. Dette innbefatter forhold som kondensering og hydratdannelse.
2. Teknisk løsning i forhold til overføring av gass fra transportbeholder til TRS.

De tekniske løsningene som omfatter hovedpunkt 2 er diskutert ovenfor da det ble gjort rede for valg av løsning. For inngående detaljer av diskusjonen se kapitlene som omhandler forslag til metoder for struping av gass.

I denne diskusjonen vil sammenligning av aktuelle resultater fra manuelle beregninger og resultater fra HYSYS være sentrale tema. Imidlertid viste det seg at langt fra alle resultatene var egnet til sammenligning. De faktorene som ikke kan sammenlignes vil bli behandlet ut i fra et kildekritisk aspekt.

Sammenligning av resultater

Det har vist at det er fire aktuelle punkter for sammenligning. Disse sammenligningspunktene kan settes opp i en skjematisk oversikt.

HYSYS-resultatene

- Molstrøm = $1,404 \cdot 10^{-2}$ kmol/s = 14,04 mol/s
- Effekt = 90,54 kW
- Hydratdannelse = Se vedlegg G
- Volumstrøm = $1195 \text{ Sm}^3/\text{t} = 0,33 \text{ Sm}^3/\text{s}$

Resultat etter manuell beregning

- Molstrøm = 14,1 mol/s
- Effekt = 90,5 kW
- Hydratdannelse = valgt 300 bar til 170 bar, inngangstemp 40°C (før første struping)
- Hydratdannelse = valgt 170 bar til 50 bar, inngangstemp 55°C (før andre struping)
- Hydratdannelse = valgt 50 bar til 4 bar, inngangstemp 20°C (før tredje struping)
- Volumstrøm = $0,33 \text{ Sm}^3/\text{s}$ ($1200 \text{ Sm}^3/\text{t}$)

Sammenlignes de først to kulepunktene til de ulike beregningsmetodene viser at resultatene er tilnæringslik like. Verdien til molstrøm er henholdsvis 14,04 mol/s og 14,1 mol/s. Effekten er beregnet til å være 90,54 kW og 90,5 kW. Det siste kulepunktet viser de beregnede verdiene for volumstrøm, som begge gir samme resultat; $0,33 \text{ Sm}^3/\text{s}$. Når det gjelder dette resultatet er det viktig å merke seg at volumstrømmen oppgitt i Sm^3/t er ulik for de to tilnæringsmetodene. Imidlertid er det vanlig å oppgi måleenhet for volumstrømmen i Sm^3/s (SI-enhet). På grunn av avrunding og desimaler vil verdiene oppgitt i standard måleenhet allikevel bli lik. Disse resultatene viser at begge metodene er fullgode når det gjelder molstrøm, effekt og volumstrøm.

Oversikten av sammenligningsgrunnlaget viser at hydratdannelse ikke kan sammenlignes på samme umiddelbare måte som molstrøm, effekt og volumstrøm. Årsaken til dette er at det ikke kan gis et eksakt svar fordi hydratdannelse er forårsaket av temperatur og trykk. Dessuten er det lite fruktbart å sammenligne dette da de fysiske prosessene er lik uansett metode. Forskjellene i vedlegg G og E ligger i ulik grafisk framstilling. Selv om disse to framstillingene i teorien skal uttrykke det samme er det allikevel ulikheter og kildekritiske aspekter som det er verd å merke seg.

Vedlegg E tar utgangspunkt i gassens relative tetthet. Tabellens utgangspunkt representerer alene en svakhet i og med at den ikke tar utgangspunkt i gassens komposisjon. Gasskomposisjonen kan inneholde komponenter som tunge hydrokarboner eller mye CO₂ og H₂S som lett danner hydrater ved høyere temperatur. Andre variabler er lette hydrokarboner som danner hydrater ved lavere temperaturer.

Vedlegg G er framstilt av HYSYS og viser en grafisk figur som illustrerer blant annet de kritiske punktene for hydratdannelse. Denne viser at det er fare for hydratdannelse mellom 4 bar og 70 bar. Denne grafen er markert med pyramider langs linjen i den grafiske figuren. Dersom gassen har et trykk/temperaturforhold som gjør at verdiene ligger til venstre for grafen vil det dannes hydrater. Har gassen derimot verdier som ligger til høyre for grafen er det forhold som regnes for sikre.

Dette viser grafen som er gitt av HYSYS gir et bedre bilde som igjen kan redusere fare for hydratdannelse i forhold til de nevnte kildekritiske problemene som tabellen i vedlegg E. I vårt tilfelle er det ingen store forskjeller mellom de ulike tabellene selv om de kildekritiske aspektene tilsier at vedlegg E skal gi en større unøyaktighet. Trolig er dette et resultat av at gassen i vårt eksempel inneholder lette hydrokarboner. Dessuten kan dette resultatet også bli preget av likhet i molfraksjon til vår gass og den fraksjonen som tabellen bygger på.

Avsluttende bemerkninger og konklusjon

I denne oppgaven har det blitt belyst fire ulike forslag som kan benyttes i forhold til trykkredusering av gass. Den valgte løsningen er forslag I, som trykkreduserer gassen i flere parallelle løp. Dette forslaget ble valgt på bakgrunn av driftsikkerhet. En annen fordel som forslag I har i forhold til de øvrige er at denne løsningen er en enkel teknologi. Ofte er de teknologisk enkle løsningene de beste både i forhold til driftsikkerhet, vedlikehold og kostnad (de to siste bemerkningene gjelder forhold som ikke har vært et tema i denne oppgaven).

Det skisseres en løsning som har to løp hvor gassen kan ledes. Hensikten er at hvis det oppstår skade eller annen driftstans i det ene løpet vil det være mulig å overføre gassen i "reserveløpet". Dette kan hindre uønsket stans i forbindelse med overføring av gass fra transporttank til TRS. Dessuten vil det være mulig å utføre reparasjoner på overføringsledning uten at det går ut over driften. Vi mener at dette er momenter som bør ha stor betydning for valg av løsningsforslag. Beregninger er utført med varierende antall ventiler i hver av de parallelle løpene. Det vil være opp til Gasnor å velge hvor mange ventiler de ønsker å strupe over. Hvis vi legger til grunn hydratdannelse og kondensasjon, ser ingen problem i å strupe hele trykket over en ventil fremfor tre ventiler som det er i dag. Den store forskjellen er at det må tilføres en større mengde varme før trykkreduksjonen, noe som vil kreve en varmeveksler med større varmetilførselseffekt. En ventil fremfor tre vil også redusere antall mulige feilkilder.

I vårt forslag til løsning, som baseres på en tørket gass, er oppvarming nøkkelen for å unngå hydrat- og kondensatdannelse. Vi har gjort beregninger både manuelt og ved hjelp av HYSYS-prosessimuleringsprogram. Videre er de sammenlignbare resultatene diskutert med henblikk på å avdekke ulikheter ved de to metodene. Resultatene viste at det var stor likhet. Den kildekritiske diskusjonen avdekket at selv om dette resultatet var likt vil samme situasjon ikke nødvendigvis oppstå alltid. Årsaken til dette er usikkerheten som tabellen brukt i manuell utregning. Denne gir grovere variabler enn hva prosessimuleringsprogrammet gjør. En annen fordel for dataprogrammet er at grafen som produseres gir en mer oversiktlig fremstilling.

Vedleggsliste

Vedlegg A : Kompressibilitetsfaktoren

Vedlegg B : Ekspansjonskjøling

Vedlegg C : P-H diagram for gasskomponentene

Vedlegg D : Vanninnhold i salgsgass (Naturgass)

Vedlegg E : Diagram for hydratdannelse med relativ tetthet 0,6

Vedlegg F : Resultater prosesssimuleringsprogrammet HYSYS

Vedlegg G : Diagram som viser hydratdannelse, gassens duggpunkt og boblepunkt

Vedlegg H : Prosess Flow Diagram

Vedlegg I : Prosess Instrument Drawing (P & ID)

Kilder:

1. Petroleumsproduksjon og prosesserings på plattformen
Kompendium i fag 24046
Petroleumsproduksjon 1
Av: Harald Asheim
2. Campbell, Gas conditioning and processing, Vol. 1 The Basic Principles
3. Campbell, Gas conditioning and processing, Vol. 2 The Basic Principles
4. <http://www.aspentech.com/brochures/HYSYS.pdf>
5. PE rør (http://www.viacon.no/pdf/PECOR_optima.pdf)
6. Karbonstål (<http://www.olf.no/?12224.pdf>)
7. <http://www.hallingplast.no/>
8. <http://www.ssina.com/overview/features.html> (rustfritt)
9. <http://www.assda.asn.au/asp/index.asp?pgid=18041> (australia rustfritt)
10. Kompendium i: TILVIRKNING Av, Jens Christian Lindaas
11. Materialteknikk av B.Arne Gustafsson
12. Natural Gas Engineering, Production and Storage, Donald L. Katz, Robert L. Lee
13. <http://sv.wikipedia.org/wiki/Joule-Thompson-effekten>
14. http://en.wikipedia.org/wiki/James_Prescott_Joule (Joule Thompson effekten)
15. www.Gasnor.no
16. <http://www.dsb.no/>
17. Hele Norges Leksikon (bind 7)
18. GPSA Engineering Databook SI Volume 2
19. Petroleumsproduksjon og prosessering på plattformen, Trondheim 1985, Harald Asheim
20. Applied Thermodynamics, Eastop & McConkey

