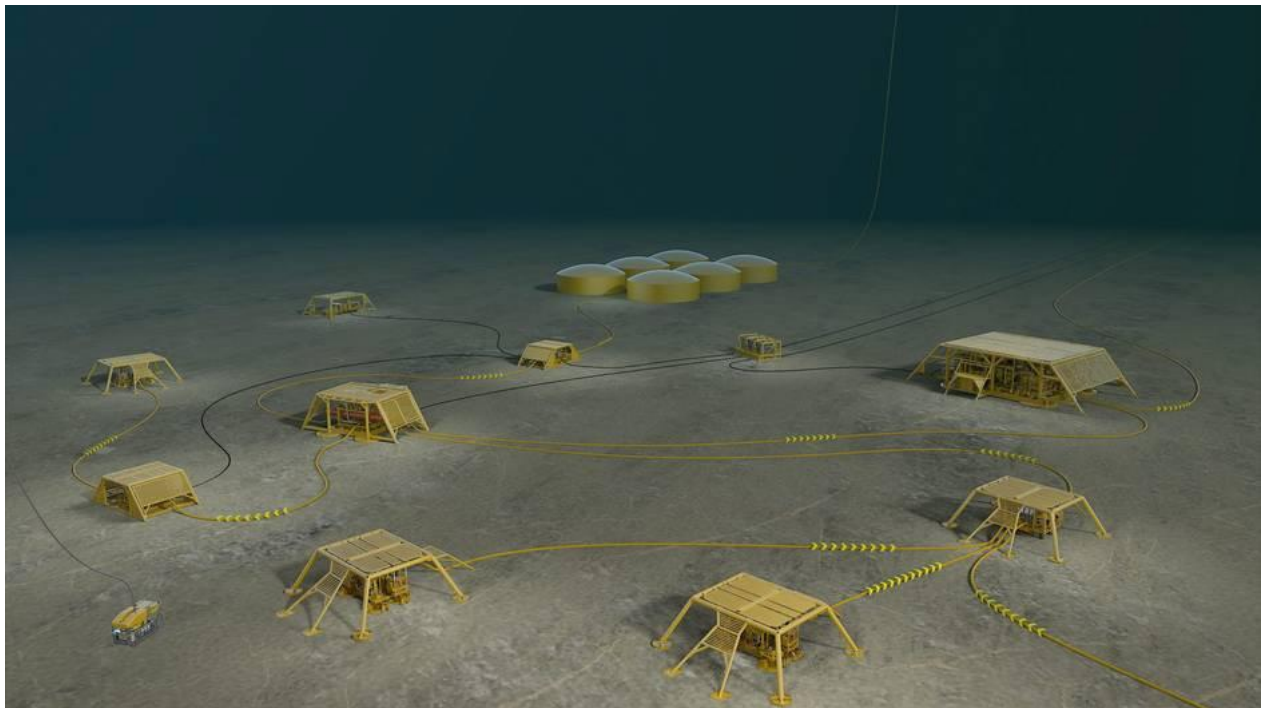




HØGSKOLEN STORD/HAUGESUND

Subsea prosessering



Hovedprosjekt utført ved
Høgskolen Stord/Haugesund – Avd. Haugesund – ingeniørfag

Studieretning: Maskin

Av: Vidar Kvamme
Eli Hognaland Medhaug
Christine Lindeland Askeland

Kandidatnr. 11
Kandidatnr. 18
Kandidatnr. 37

Studenten(e)s navn:	Vidar Kvamme Eli Hognaland Medhaug Christine Lindeland Askeland
Linje & studieretning	Maskin, prosess- og energiteknikk

Oppgavens tittel:	<i>Subsea prosessering</i>
--------------------------	----------------------------

Oppgavetekst:

Oljeindustrien satser i dag mye på utvikling av subsea prosessering. I forbedring og videreføring av denne teknologien ligger det store økonomiske og miljømessige gevinster. Flere teknologiske utfordringer må løses før potensialet av slik prosessering kan utnyttes.

Oppgaven er todelt:

Første del har til hensikt å modellere et forenklet anlegg for prosessering og fjerning av H₂S, CO₂ og H₂O fra rikgass subsea ved hjelp av HYSYS. Det skal utarbeides en kort systembeskrivelse av anlegget. Prosesseringsstrømmens mengde og komposisjon skal defineres.

I andre del skal det redegjøres for metoder som benyttes for å skille H₂S, CO₂ og H₂O fra rikgass. Videre vil oppgaven ta for seg hvorvidt fjerning av disse tre komponentene kan utføres subsea, samt en identifisering av potensielle teknologigap.

Endelig oppgave gitt:	Fredag 8.mars 2013
Innleveringsfrist:	Fredag 10.mai 2013 kl. 12.00
Intern veileder:	Jorunn S. Nysted
Ekstern veileder: Adresse ekstern veileder:	Preben Svendsen Stiftelsen Polytec

Godkjent av studieansvarlig:	<i>Bret Fulbe</i>
Dato:	<i>27/4 13</i>

Forord

Vårsemesteret 2013 fikk vi tildelt bacheloroppgave av Polytec. Oppgaven skulle omhandle subsea prosessering av en brønnstrøm. Etter hvert som problemstillingen tok form, ble det klart at vi skulle definere vår egen brønnstrøm og simulere et prosesseringsanlegg for brønnstrømmen i Aspentech HYSYS. Videre skulle vi presentere ulike renseprinsipper for rikgass og vurdere disse for subsea-anvendelse. En kan trygt si vi følte oss litt usikre på hvordan vi skulle gripe oppgaven an. Samtidig var det også spennende å skulle få prøve noe nytt.

Vi har hatt tilgang på mye faglitteratur relatert til problemstillingen. Å finne svar på de spørsmålene vi hadde knyttet til gassrensing var likevel ikke problemfritt. Svarene var spredt utover ulike former for litteratur, blant annet lærebøker, forskningsartikler og produktspesifikasjoner. Samtidig var det en like stor utfordring å forsøke å stille de riktige spørsmålene til å begynne med.

Til slutt kom vi i mål, omtrent etter planen. Igjen sitter vi med en bedre forståelse av utfordringer knyttet til subsea prosessering. Men med ny kunnskap følger også nye spørsmål, så vi kunne nok enkelt ha fortsatt arbeidet med oppgaven over flere semestre.

En stor takk for god oppfølging og hjelpsomhet går til våre veiledere, Jorunn S. Nysted og Preben Svendsen.

Innholdsfortegnelse

Forord	ii
Figurliste	vii
Tabelliste.....	ix
Forkortelser	x
Sammendrag.....	xii
1 Innledning	1
1.1 Bakgrunn.....	1
1.2 Problemstilling	1
1.3 Mål.....	1
1.4 Avgrensning	2
2 Metode	3
2.1 Metode del én; HYSYS-modell med forklaring	3
2.2 Metode del to; Rensemeter og teknologigap.....	3
3 Prosessdesign	4
3.1 Antakelser og forenklinger	4
3.1.1 Reservoarbetingelser	4
3.1.2 Tekniske antakelser	5
3.1.2.1 Temperatur.....	5
3.1.2.2 Rørledningen.....	5
3.1.3 Forenklinger	5
3.2 HYSYS-modellen-komponent for komponent	6
3.2.1 Trefaseseparator	7
3.2.2 Tofaseseparator	7
3.2.3 Komponentsplitter H ₂ O.....	7
3.2.4 Komponentsplitter CO ₂	7
3.2.5 Komponentsplitter H ₂ S.....	7
3.2.6 Kompressor	8
3.2.7 Rør	8
4 Prinsipper og teknologier for prosessering	10
4.1 Gjentakende prinsipper for prosessering	11

4.1.1	Separasjon med absorbent	11
4.1.2	Separasjon ved adsorpsjon.....	12
4.1.3	Separasjon ved membran-teknologi	13
4.2	CO ₂ -fjerning.....	17
4.2.1	CO ₂ -fjerning med adsorpsjon	18
4.2.1.1	Aminprosessen.....	18
4.2.1.2	Kaliumkarbonatprosessen.....	20
4.2.1.3	Selexolprosessen	21
4.2.1.4	Fluorprosessen	21
4.2.1.5	Purisolprosessen.....	22
4.2.1.6	Sulfinolprosessen	22
4.2.2	CO ₂ -fjerning med adsorpsjon	22
4.2.3	CO ₂ -fjerning med membran.....	23
4.3	H ₂ S-fjerning	26
4.3.1	H ₂ S-fjerning med adsorpsjon.....	26
4.3.1.1	Aminprosessen.....	26
4.3.1.2	Kaliumkarbonatprosessen.....	26
4.3.1.3	Fluorprosessen	27
4.3.1.4	Selexolprosessen	27
4.3.1.5	Purisolprosessen.....	28
4.3.2	H ₂ S-fjerning med kombinerte prosesser.....	29
4.3.2.1	Sulfinolprosessen	29
4.3.3	H ₂ S-fjerning med adsorpsjon.....	30
4.3.3.1	”Jernsvamp-prosessen”.....	31
4.3.3.2	Sinkoksid	32
4.3.3.3	Molekylsil	32
4.3.4	H ₂ S-fjerning med membran	33
4.4	H ₂ O-fjerning	35
4.4.1	H ₂ O-fjerning med adsorpsjon	35
4.4.2	H ₂ O-fjerning med adsorpsjon	37
4.4.3	H ₂ O-fjerning med kjøling	38

4.4.3.1	Direkte kjøling	39
4.4.3.2	Kjøling ved hjelp av turboeksperander	39
4.4.3.3	Kjøling ved hjelp av Joule Thomson-ventil.....	39
4.4.4	H ₂ O-fjerning med ekspansjon og sentrifugalkrefter (supersonisk separator).....	41
4.4.5	H ₂ O-fjerning med membran	43
4.4.6	Subsea H ₂ O-fjerning i praksis.....	44
5	Teknologievaluering med diskusjon	45
5.1	Valgte sammenlikningsparametere	45
5.2	Generelle utfordringer subsea	47
5.2.1	Omgivelsestrykk	47
5.2.2	Korrosivt miljø	47
5.2.3	Temperatur.....	47
5.2.4	Tilførsel av kjemikalier	48
5.2.5	Disponering av fraskilte produkter.....	48
5.2.6	Tilgjengelighet	48
5.3	Evaluering av teknologier for CO ₂ -fjerning	49
5.3.1	Evaluering av CO ₂ -fjerning med aminprosess.....	49
5.3.2	Evaluering av CO ₂ -fjerning med kaliumkarbonat prosess	50
5.3.3	Evaluering av CO ₂ -fjerning med flourprosess	51
5.3.4	Evaluering av CO ₂ -fjerning med membran	52
5.3.5	Oppsummering CO ₂ -fjerning.....	53
5.4	Evaluering av teknologier for H ₂ S-fjerning.....	54
5.4.1	Evaluering av H ₂ S-fjerning ved fysisk absorpsjon med Selexolprosessen	54
5.4.2	Evaluering av fysisk absorpsjon med Purisolprosessen	55
5.4.3	Evaluering av H ₂ S-fjerning ved kombinasjon av kjemisk- og fysisk absorpsjon med Sulfinolprosessen	56
5.4.4	Evaluering av H ₂ S-fjerning ved kjemisk adsorpsjon med Jernsvamp-prosessen ...	57
5.4.5	Evaluering av H ₂ S-fjerning ved kjemisk adsorpsjon med sinkoksid	58
5.4.6	Evaluering av H ₂ S-fjerning ved fysisk adsorpsjon med molekylsil.....	59
5.4.7	Evaluering av H ₂ S-fjerning med membran.....	60
5.4.8	Oppsummering H ₂ S-fjerning	61

5.5	Evaluering av teknologier for H ₂ O-fjerning	62
5.5.1	Evaluering av gasstørking ved absorpsjon med TEG	62
5.5.2	Evaluering av gasstørking ved adsorpsjon med silica gel	63
5.5.3	Evaluering av gasstørking med Joule Thomson-ventil	64
5.5.4	Evaluering av gasstørking med supersonisk separator	65
5.5.5	Evaluering av gasstørking med membran	66
5.5.6	Oppsummering H ₂ O-fjerning.....	67
6	Konklusjon.....	68
6.1	Konklusjon CO ₂ -fjerning.....	68
6.2	Konklusjon H ₂ S-fjerning	68
6.3	Konklusjon H ₂ O-fjerning.....	68
	Kildehenvisning	I
	Vedlegg.....	V
	Vedlegg 1 Strømningsdata fra HYSYS-modellen.....	V
	Vedlegg 2 Spiral-wound og hollow-fiber membranmodul til CO ₂ -fjerning	IX

Figurliste

Figur 3-1 HYSYS-modell	6
Figur 3-2 Fasekonvolutt fra HYSYS	9
Figur 4-1 Prinsipp for separasjon med absorbent. Hentet fra «IPCC Special Report on Carbon dioxide Capture and Storage» av Metz et al., 2005, s. 110.	11
Figur 4-2 Prinsippskisse for membranseparasjon. Hentet fra «IPCC Special Report on Carbon dioxide Capture and Storage» av Metz et al., 2005, s. 110.	14
Figur 4-3 Prinsippskisse av hvordan CO ₂ injiseres i utsira-formasjon, separert fra naturgassen på Sleipner-feltet. Hentet fra http://www.gassnova.no/co2-handtering/lagring-av-co2	17
Figur 4-4 Enkel illustrasjon av en aminprosess. Hentet fra http://www.enggcyclopedia.com/wp-content/uploads/2011/07/ATU.jpg	19
Figur 4-5 Illustrasjon av en kaliumkarbonatprosess. Hentet fra «Petroleum and Gas Field Processing» av Abdel-Aal, Aggour & Fahim, 2003, s. 274.	21
Figur 4-6 Illustrasjon av Flourprosessen. Hentet fra "Petroleum and Gas Field Processing" av Abdel-Aal, Aggour & Fahim, 2003, s. 276.....	22
Figur 4-7 Flytskjema for ett-trinn (one-stage) og to-trinns membranseparasjonsprosess (two-stage) for CO ₂ fjerning fra naturgass. Hentet fra «Membrane Technology and Applications» av Baker, 2012, s. 361	24
Figur 4-8 Forbehandlingstrinn før gassen ankommer membranmodulen. Hentet fra «Membrane and Technology Applications» av Baker, 2012, s. 362	25
Figur 4-9 Illustrasjon av Selexolprosessen. Hentet fra "Petroleum and Gas field Processing" av Abdel-Aal, Aggour & Fahim, 2003, s. 278.....	27
Figur 4-10 Illustrasjon av Purisolprosessen. Hentet fra "Petroleum and Gas field Processing" av Abdel-Aal, Aggour & Fahim, 2003, s. 277.....	28
Figur 4-11 Illustrasjon av Sulfinolprosessen. Hentet fra "Petroleum and Gas field Processing" av Abdel-Aal, Aggour & Fahim, 2003, s. 279.....	30
Figur 4-12 Illustrasjon av jernsvamp-prosessen. Hentet fra "Petroleum and Gas field Processing" av Abdel-Aal, Aggour & Fahim, 2003, s. 262.	31
Figur 4-13 Utdrag av oppbygningen til en molekylsil. Hentet fra: http://www.molecularsieve.org/Zeolite_Molecular_Sieve.htm	33
Figur 4-14 Illustrasjon av MTR's SourSep™ system. Hentet fra: http://www.mtrinc.com/h2s_removal.html	34
Figur 4-15 Flytskjema for TEG gasstørking. Hentet fra http://wbsakti.wordpress.com/2012/10/05/teg-dehydration-unit/	36
Figur 4-16 Illustrasjonen viser utslag i temperatur ved trykkendring ved konstant entalpi. På venstre side av JT iverison curve vil trykkfall medføre senkning av temperatur. Hentet fra http://ezproxy.hsh.no:2309/S0920410511002865/1-s2.0-S0920410511002865-main.pdf?_tid=69c051ec-8cb8-11e2-955b	38
Figur 4-17 Sammenhengen mellom vanninnhold, trykk og temperatur. Hentet fra http://ezproxy.hsh.no:2309/S0920410511002865/1-s2.0-S0920410511002865-	

main.pdf?_tid=69c051ec-8cb8-11e2-955b-00000aacb362&acdnat=1363273625_aef3fb51a4d7e3afed176278a2d5a58a	40
Figur 4-18 Skisse av Twister Supersonic Separator. Hentet 29.03.2013 fra http://twisterbv.com/products-services/twister-supersonic-separator/how-it-works/	42
Figur 4-19 Membrantørking av gass. Hentet 27. februar 2013 fra http://www.freepatentsonline.com/6666906.pdf	44

Tabelliste

Tabell 3-1 Valgt komposisjon for reservoarstrøm	4
Tabell 4-1 Sammenlikning av ulike egenskaper for aminer brukt til absorpsjon av sure gasser. Hentet fra «Petroleum and Gas Field Processing» av Abdel-Aal, Aggour & Fahim, 2003, s. 269	20

Forkortelser

CO₂ Karbondioksid

DEA Dietanolamin

DEG Dietylenglykol

DGA Diglycolamin

DIPA Di-isopropanolamin

DMPEG Polyetylenglykol dimetyleter

EG Etylenglykol

ESP Electric Submersible Pump

ETA Environmental Protection Agency

GLLC Gas/Liquids Cylindrical Cyclone

GOR Gas/Oil Ratio

H₂O Vann

H₂S Hydrogensulfid

MDEA Metyldietanolamin

MEA Monoetanolamin

MEG Monoetylenglykol

NGL Natural Gas Liquids

NPM N-metyl-2-pyrrolidon

Ppm Parts per million (deler per million)

PVC Polyvinylklorid

ROV Remotely Operated Vehicle

TEG Trietylenglykol

T4EG Tetraetylenglykol

Zn Sink

ZnO Sinkoksid

ZnS Sinksulfid

Å Ångstrøm

$2\text{Fe}_2\text{O}_3$ Jernoksid

$2\text{Fe}_2\text{S}_3$ Jernsulfid

Sammendrag

Denne rapporten tar utgangspunkt i en brønnstrøm som skal prosesseres på havbunnen, med særlig fokus på gassprosesseringen. I første del av oppgaven blir et forenklet forslag til et subsea prosesseringsanlegg for en valgt brønnstrøm modellert i AspenTech Hysys. I andre del av oppgaven presenteres renseprinsipper som kan benyttes for å fjerne CO₂, H₂S og H₂O fra rikgass generelt. Deretter følger en evaluering av hvorvidt renseprinsippene er egnet til subsea-bruk.

Til CO₂-fjerning kan amin-, kaliumkarbonat- og fluorprosessene virke for komplekse og vedlikeholdskrevende til å fremstå som gode alternativer for subsea prosessering. I tillegg kreves høye temperaturer i både absorpsjons- og regenereringskolonnene for kaliumkarbonatprosessene, og i regenereringskolonnen for aminprosessen. Membranteknologi synes som den beste løsningen for subsea CO₂-fjerning. Dette blant annet på grunn av ingen behov for tilsetning av kjemikalier, lavt trykktap, lave kostnader og forutsetning for å kunne operere uten inngrep eller utskiftning over lengre perioder.

Til H₂S-fjerning er membranene per i dag ikke godt nok utviklet til å innfri salgskrav for rørledninger, men egner seg likevel til grovfjerning dersom gasstrømmen har en tilstrekkelig høy konsentrasjon. Etter grovfjerningen trengs det nok en renseprosess for å innfri salgskravet. Anlegget for H₂S-fjerning vil i så fall bli komplekst og dyrt, og løsningen fremstår dermed ikke som et godt alternativ. ”Jernsvamp-prosessen” og fjerning med sinkoksid vil kreve kontinuerlig tilførsel av kjemikalier, samt påfølgende avfallshåndtering av adsorbenten. Videre vil anvendelse av sinkoksid og molekylsil kunne ha behov for ekstern oppvarming. Selexol-, Purisol- og Sulfinolprosessen vil innebære komplekse og vedlikeholdskrevende anlegg, som taler mot havbunnsinstallasjon. En subsea-løsning for samtlige av prosessene synes derfor å være utfordrende.

Til H₂O-fjerning fra gass subsea finnes mulige alternativer som supersoniske separatorene, Joule Thomson-kjøling og membraner. Usikkerheten rundt potensielle nye løsninger, og ulempene knyttet til disse, har ført til at de få anleggene som i dag skiller vann fra gass subsea, benytter en utprøvd kombinasjon av syklo- og gravitasjonsseparasjon. Leverandører som Aker Solutions og FMC Technologies tilbyr i dag systemer basert på disse prinsippene. Dette kan forklares med at konsekvensene av at utstyret svikter subsea, fort kan bli store. Nye renseteknologier må levere en tilfredsstillende ytelse til en konkurransedyktig pris og være bevist pålitelige, før de kan være aktuelle for subsea prosesseringsanlegg.

1 Innledning

1.1 Bakgrunn

Med muligheten for å prosessere olje og rikgass subsea, følger det betydelige fordeler. Olje- og gassfelt som det før ikke var økonomisk forsvarlig eller teknisk mulig å sette i drift på grunn av store havdyp, lang vei til infrastruktur, marginale reserver, værforhold, e.l., kan med subsea prosessering bli økonomisk drivverdige. Prosessering av gassen før transport er nødvendig for å innfri transportkravene som gjelder for de forskjellige rørledningene. Hensikten med transportkravene er å redusere slitasjen på rørledningene ved å begrense tilstedeværelsen av skadelige komponenter i gassen. I tillegg ønskes det å unngå problemer med tofasestrømning, deriblant slugs og hydrater som kan blokkere/ redusere gjennomstrømningen.

Kompresjon av gass på havbunnen kan øke utvinningsgraden og levetiden til flere reservoarer. Videre vil fjerning av vann, CO₂ og H₂S fra gasstrømmen føre til redusert slitasje og korrosjon på rørledninger og prosesseringsutstyr. Fjerning av disse komponentene frigjør plass som istedenfor kan fylles med gass. Mer gass gjennom rørledningen per tidsenhet betyr bedre fortjeneste. Samtidig unngås det å bruke energi på å pumpe uønskede komponenter gjennom rørene over store avstander, når de likevel skal fjernes.

Fjerning av CO₂ og H₂S vil ha en miljømessig verdi. Gassen må være ren nok til å innfri de til enhver tid gjeldende forskrifter på området. I tillegg økes brennverdien av gassen.

Det kan også bli aktuelt å produsere fra marginale felt som det ikke kan forsvares å bygge en plattform over. Istedenfor kan flere mindre brønnstrømmer samles i en manifoil på havbunnen for videre transport. Med subsea prosessering fører ubemannede installasjoner, hvor fraværet av personell potensielt kan redusere sannsynligheten for menneskeskapte feil, skader på personell og lønnskostnader.

1.2 Problemstilling

Oljeindustrien satser i dag mye på utvikling av subsea prosessering. I forbedring og videreføring av denne teknologien ligger det store økonomiske og miljømessige gevinster. Flere teknologiske utfordringer må løses før potensialet av slik prosessering kan utnyttes.

Oppgaven er todelt:

Første del har til hensikt å modellere et forenklet anlegg for prosessering og fjerning av H₂S, CO₂ og H₂O fra rikgass subsea ved hjelp av HYSYS. Her vil en kort systembeskrivelse av anlegget bli gitt. Prosesseringsstrømmens mengde og komposisjon skal defineres.

I andre del skal det redegjøres for metoder som benyttes for å skille H₂S, og H₂O fra rikgass. Videre vil oppgaven ta for seg hvorvidt fjerning av disse tre komponentene kan utføres subsea, samt en identifisering av potensielle teknologigap.

1.3 Mål

Som det fremkommer av problemstillingen skal det vises at gruppen oppnår tilstrekkelig forståelse til å komponere en brønnstrøm, lage et forenklet subsea prosesseringsanlegg ved hjelp

av Aspentech HYSYS og kort beskrive dette. Videre skal hovedprinsipper og teknologier for fjerning av CO₂, H₂S og H₂O presenteres og vurderes opp mot subsea-anvendelse. Med dette håper vi å avdekke hvilke utfordringer de enkelte teknologiene eventuelt vil møte subsea, og om de virker overkommelige både med hensyn på teknologi og økonomi.

1.4 Avgrensning

Ettersom rapportens fokus er på fjerning av CO₂, H₂S og H₂O fra naturgass, har andre aspekter ved prosesseringen fått liten oppmerksomhet. I oppgaven er videre behandling av olje, CO₂, H₂S og vann som blir skilt fra gassen ikke blitt beskrevet. Utfordringer knyttet til separatorene som skiller olje og vann fra gassen, kompresjon av gassen, tilstedeværelsen av faste partikler i brønnstrømmen og betraktninger om strømtilgang for prosesseringsutstyret blir ikke behandlet i denne rapporten.

Rapporten har ikke som mål å inkludere alle renseteknologier som kan nyttes for CO₂, H₂S og H₂O. Vi har prøvd å få med hovedprinsippene som brukes, representert ved utvalgte teknologier.

2 Metode

Ettersom oppgavens problemstilling er todelt, har vi arbeidet etter forskjellige metoder for hver av de to hoveddelene av oppgaven.

2.1 Metode del én; HYSYS-modell med forklaring

I første del av oppgaven skulle vi modellere et forenklet anlegg for subsea prosessering av en reservoarstrøm definert av oss. Prosesseringen skulle innfri transport- og leveringsbetingelser for gassen spesifisert av Polytec. Anlegget skulle omfatte brønnstrømmen, separasjon av olje, CO₂, H₂S og H₂O fra gassen, kompresjon av gassen og til slutt rørledningen som frakter gassen til videre foredling. Til modelleringen brukte vi AspenTech HYSYS, et prosess-simuleringsprogram.

Først definerte vi brønnstrømmen i HYSYS. Deretter identifiserte vi de nødvendige hovedkomponentene, og satt disse inn i HYSYS-modellen. At vi har laget en forenklet modell, kommer tydelig til uttrykk ved at anlegget mangler ventiler, målere, pumper, osv. Kun modellering av hovedkomponentene er vektlagt.

2.2 Metode del to; Rensemetoder og teknologigap

I del to av oppgaven redegjør vi for ulike renseprinsipper for fjerning av CO₂, H₂S og H₂O fra naturgass. Informasjonen ble innsamlet ved litteratursøk. Biblioteket ved Høgskolen Stord/Haugesund ble flittig brukt. Artikkelbaser som Scienc Direct, Google Scholar og ISI Web of Science har bidratt med store deler av informasjonen, særlig hva angår nyere forskning og utvikling. I tillegg har også nettsidene til produsenter av subsea prosesseringsutstyr, blant annet Aker Solutions og FMC, vært nyttige hjelpemidler.

Etter at renseprinsipper og teknologier er blitt presentert, gjør vi en evaluering av hvorvidt de enkelte renseteknologiene egner seg til subsea-bruk. Dette blir gjort ved at vi måler de ulike teknologiene opp mot hverandre etter utvalgte sammenlikningsparametere. Parameterne er valgt på bakgrunn av hvilke egenskaper vi mener bør vektlegges dersom teknologien vurderes brukt subsea. En kort oppsummering for de ulike renseteknologiene vil bli gitt i slutten av evalueringskapitlene for henholdsvis CO₂, H₂S og H₂O. I denne delen av oppgaven har nyere forskningsartikler og informasjon fra produsenter utgjort de største informasjonskildene, i tillegg til at flere resonnementer bygger på informasjon tidligere presentert i oppgaven.

3 Prosessdesign

Dette kapitlet tar for seg første del av oppgaven, HYSYS-modellen, med tilhørende skisse og forklaringer.

3.1 Antakelser og forenklinger

Da hensikten med HYSYS-modellen er å illustrere et forenklet anlegg for subsea prosessering med fjerning av CO₂, H₂S og H₂O, har vi gjort noen antakelser og forenklinger for å rette arbeidsinnsatsen inn mot oppgavens problemstilling. Disse blir redegjort for i 3.1.1 og 3.2.2.

3.1.1 Reservoarbetingelser

Reservoarstrømmens strømningsrate er satt til 600 000 kg/h, temperaturen til 90 °C og trykket til 100 bar. Strømmens komposisjon er vist i Tabell 3-1.

Komposisjon reservoarstrøm	
Komponenter	Molfraksjon
Metan	0,6974
Etan	0,0491
Propan	0,0372
i-Butan	0,0027
n-Butan	0,0001
i-Pentan	0,0014
n-Pentan	0,0001
n-Heksan	0,0001
n-Heptan	0,0001
n-Oktan	0,0002
n-Nonan	0,0008
n-Decan	0,0001
n-C11	0,0100
n-C12	0,0104
n-C13	0,0090
n-C14	0,0060
n-C15	0,0106
n-C16	0,0080
n-C17	0,0150
n-C18	0,0012
n-C19	0,0040
n-C20	0,0051
H ₂ S	0,0119
H ₂ O	0,0795
CO ₂	0,0300
Nitrogen	0,0100

Tabell 3-1 Valgt komposisjon for reservoarstrøm

3.1.2 Tekniske antakelser

3.1.2.1 Temperatur

For rørstrømningen antas det at gassen fort kjøles ned til 6 °C¹, og siden holder denne temperaturen gjennom rørledningen.

3.1.2.2 Rørledningen

Ruheten på rørveggene har vi satt til 5 µm. Denne størrelsen er hentet fra NORSOK P-001, 6. Line sizing criteria. På rørledninger hvor innsiden er behandlet med polyetylen eller PVC, skal det i følge NORSOK brukes en ruhet på 5 µm for beregninger. Det er rimelig å anta at innsiden av rørledningen er behandlet med slike komponenter for å redusere friksjon, korrosjon og slitasje. Alle rørsegmentene i Nord Stream-prosjektet er eksempelvis behandlet med epoxy på innsiden, samt polyetylen på utsiden (Europipe, u.å.).

Lengden på rørledningen er 2156 meter. Det første segmentet er 2000 meter langt og antas å ligge horisontalt langs havbunnen. Det neste segmentet er 156 meter langt, med en stigning opp til overflaten på 110 meter.

3.1.3 Forenklinger

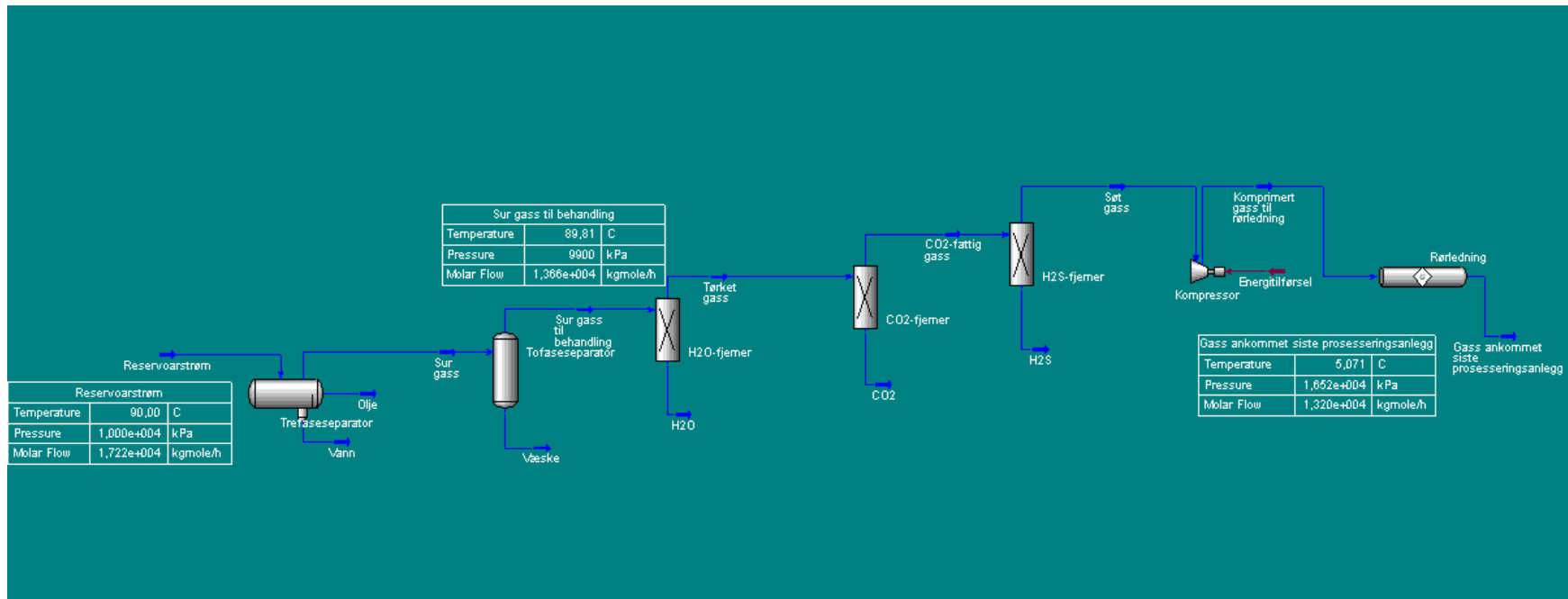
I denne oppgaven vil det ikke bli tatt høyde for at sand/faste partikler er en del av reservoarstrømmen, ettersom det ikke foreligger mulighet til å angi dette i HYSYS, samt at det ligger utenfor problemstillingen. Oppgaven antar at oljen går direkte inn på en tank, for så og shippes til et prosesseringsanlegg/ raffinering for videre behandling.

Et fullstendig flytskjema for et prosesseringsanlegg vil bestå av flere komponenter enn Figur 3-1 tilsier. Her tenkes typisk på ventiler, ulike målere, eventuelt parallelle produksjonsløp for å takle store strømningsmengder, skape redundans, osv. Trykk- og varmetap som en mer komplett modell ville medført er ikke noe modelleringen tar stilling til.

Ved angivelse av rørledningens helning på havbunnen forenkles havbunnens topografi til en horisontal flate. I følge Albrechtsen (u.å.) vil gassens lave tetthet i praksis gjøre stigningen fra havbunn til landterminal ubetydelig ved moderate høydeforskjeller. Stigninger og fall på grunn av topografien vil gjerne være enda mindre, og anses derfor som ubetydelige. Likevel har vi valgt å inkludere selve stigningen opp til plattformen ved å ta med et ekstra, skråstilt rørsegment i HYSYS-modellen, ettersom Albrechtsen (u.å.) ikke spesifiserer *moderate høydeforskjeller*. Altså vil rørledningen gå horisontalt bortover havbunnen mesteparten av veien, deretter en kort stigning opp til plattformen.

¹ Verdi gitt av Polytec.

3.2 HYSYS-modellen-komponent for komponent



Figur 3-1 HYSYS-modell

3.2.1 Trefaseseparator

Reservoarstrømmen går først inn i en trefaseseparator. Denne er basert på gravitasjonsseparering. Trefaseseparatoren skiller olje, gass og vann. Minimums oppholdstid i separatoren avhenger blant annet av trykket. Generelt synker nødvendig oppholdstid med økende trykk (Separasjon av gass og olje, u.å.). Jo høyere trykk, jo mer gass vil være løst i væsken, som igjen medfører lavere viskositet for væsken. Lavere viskositet gjør at gassboblene stiger hurtigere opp gjennom væsken.

Basert på FMCs alternativ til subsea trefaseseparasjon, vil gass/væske-separasjonen foregå i en CDS Gasunie Cylone Scrubber (FMC technologies, u.å.). Denne enheten vil typisk gi gassen et trykkfall på 0,5 bar (CDS engineering, u.å.). Med utgangspunkt i dette settes trykktapet i trefaseseparatoren lik 0,5 bar.

3.2.2 Tofaseseparator

En del olje og vann vil forbli i gasstrømmen etter første separasjon, og det følger derfor en tofaseseparator etter trefaseseparatoren. Fordelene med å ha flere separasjoner er følgende:

- Når det tas ut gass ved høyt trykk, spares energi i form av redusert kompresjonsarbeid
- Uttak av gass ved høye trykk gir lavere gassvolum, dermed kan det nyttes mindre prosesseringsutstyr
- Ved uttak av gass over flere separasjoner oppnås en høyere renhetsgrad i gassen

(Separasjon av gass og olje, u.å.)

Også her tar vi utgangspunkt i separatoren i kapittel 3.2.1, og setter trykktapet til 0,5 bar.

3.2.3 Komponentsplitter H₂O

Også H₂O kan fjernes membranteknologi. Dette vil være en fornuftig verdi dersom H₂S fjernes med membranteknologi². Derfor settes trykkfallet over denne enheten lik 1 bar i HYSYS-modellen.

Vann fjernes først for å unngå å skade membranen til CO₂-fjerningen.

3.2.4 Komponentsplitter CO₂

I vår modell tenker vi at CO₂ for eksempel kan fjernes med en celluloseacetat-membran (se kapittel 4.2.3). Trykktapet for membranen settes til 1 bar. Ettersom celluloseacetat-membraner ikke skal utsettes for vann (Baker, 2012), er denne enheten plassert etter enheten som fjerner vann fra gasstrømmen.

Glykol-dehydrering fulgt av silica gel brukes ofte som forbehandling for fjerning av vann før gassen føres gjennom membranmodulen.

3.2.5 Komponentsplitter H₂S

Vi har satt et trykktap på 1 bar for enheten som fjerner H₂S, som om separasjonen skulle foregått med membranteknologi. Per dags dato vil ikke membranteknologi alene kunne innfri verken transport- eller salgskrav for H₂S (se kapittel 4.3.4).

² Verdi gitt av Polytec.

Celluloseacetat-membraner kan være følsomme for H₂S. Dersom en celluloseacetat-membran benyttes for å skille fra CO₂, må H₂S fjernes først. I motsatt fall kan H₂S skade membranen (se kapittel 4.3.4).

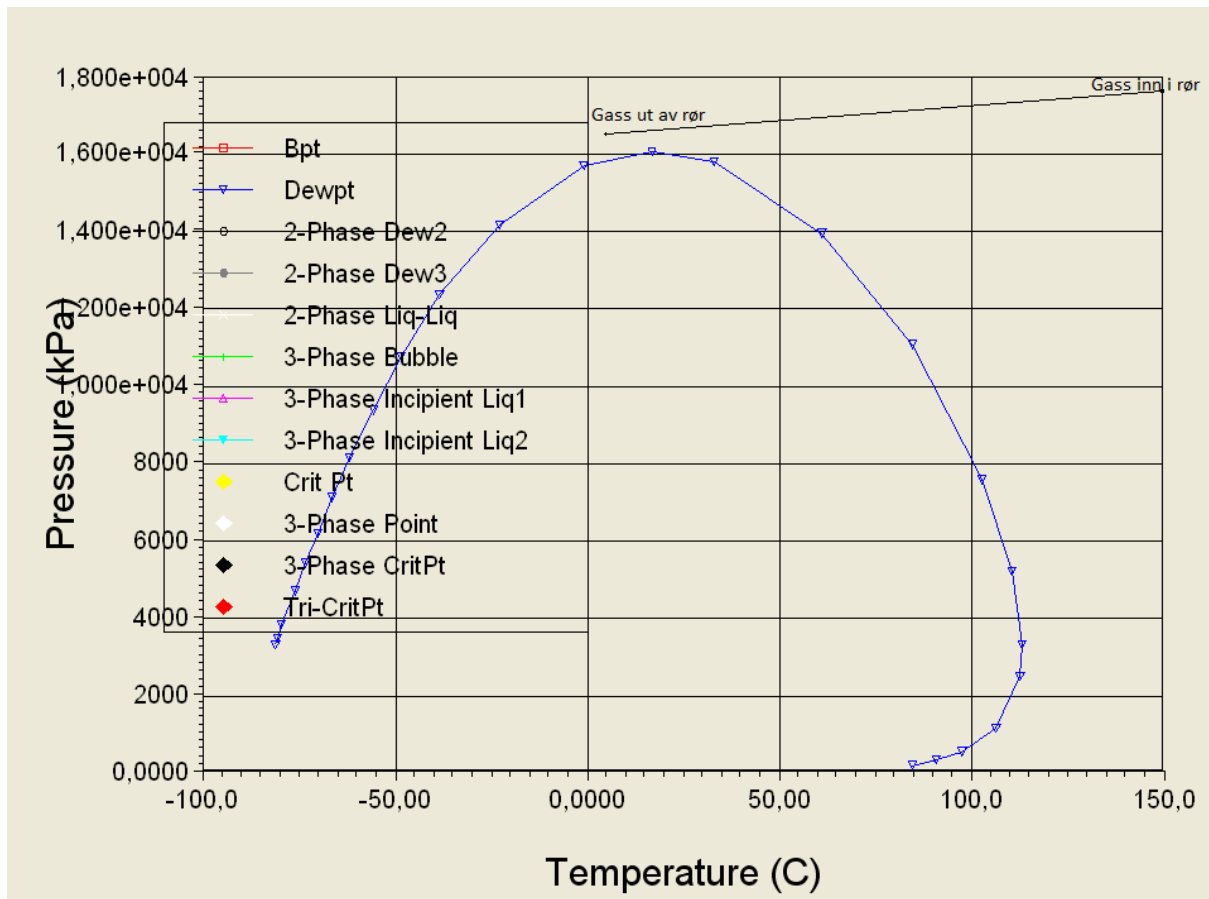
3.2.6 Kompressor

Hensikten med kompressoren er å oppnå ønsket leveringstrykk for gassen ved prosesseringsanlegget på plattformen. Kompressoren må minimum levere summen av satt leveringstrykk pluss trykktapet i rørledningen. Samtidig må trykket gjennom rørledningen være høyt nok til at gassen ikke kommer inn i tofaseområdet under transporten.

Subsea kompresjon av gass foregår ikke per i dag, men er ventet å starte på Åsgard-feltet i 2015 (Statoil, 2012).

3.2.7 Rør

Rørledningen er 2156 meter lang og antas å ligge tilnærmet horisontalt langs havbunnen, med en avsluttende stigning opp til gassens bestemmelsessted (plattform). For å unngå flerfasestrømning inne i røret, er det avgjørende å holde seg utenfor gasskomposisjonens fasekonvolutt. Dette kan gjøres med å påvirke trykk eller temperatur, eventuelt selve gasstrømmens sammensetning. Lengden til rørledningen tatt i betraktning finner vi det uaktuelt å forsøke å påvirke temperaturen gjennom oppvarming, nedgravning eller isolering av røret. Gassens komposisjon kan endres noe gjennom å øke antall olje/gass-separatorer. Like fullt er det bare en viss mengde tyngre hydrokarboner i brønnstrømmen, slik at effekten av flere separatorer vil reduseres jo flere man benytter. Når storparten av de tyngre komponentene allerede er skilt ut, er det lite man kan gjøre for å endre gassens komposisjon.



Figur 3-2 Fasekonvolutt fra HYSYS

Som det fremkommer av Figur 3-2, kreves et inngangstrykk i røret på omtrent 176 bar for å unngå å havne inne i gassens fasekonvolutt. Ved utløpet er trykket omtrent 165 bar, rett over fasekonvolutt.

4 Prinsipper og teknologier for prosessering

Fjerning av CO_2 , H_2S og H_2O fra naturgass kan gjøres på mange forskjellige måter. I dette kapitlet presenteres ulike metoder for fjerning av hver av de tre komponentene fra rikgass. Alle metodene har sin egenart, med medfølgende fordeler og ulemper. Noen av metodene er godt etablerte i industrien, andre på utviklingsstadiet, atter andre på utfasingsstadiet. I denne delen av oppgaven ønsker vi å gi et innblikk i bredden av prinsipper og teknologier som kan anvendes for prosesseringen, om ikke alle er like aktuelle å konvertere til subsea-bruk.

Flere av prosesseringsprinsippene kan gjennomføres med ulike teknologier, f.eks. gasstørking ved absorpsjon. Som absorbent kan EG, DEG, TEG, m.fl. benyttes som forskjellige teknologier. Ved beskrivelse av prosesseringsprinsipper hvor operasjonsbetingelser, fordeler og ulemper forholder seg temmelig uendret uavhengig av hvilken teknologi som benyttes, vil prinsippet kun beskrives generelt, eller ved bruk av én av teknologiene. Dette i forsøk på å unngå gjentakelser.

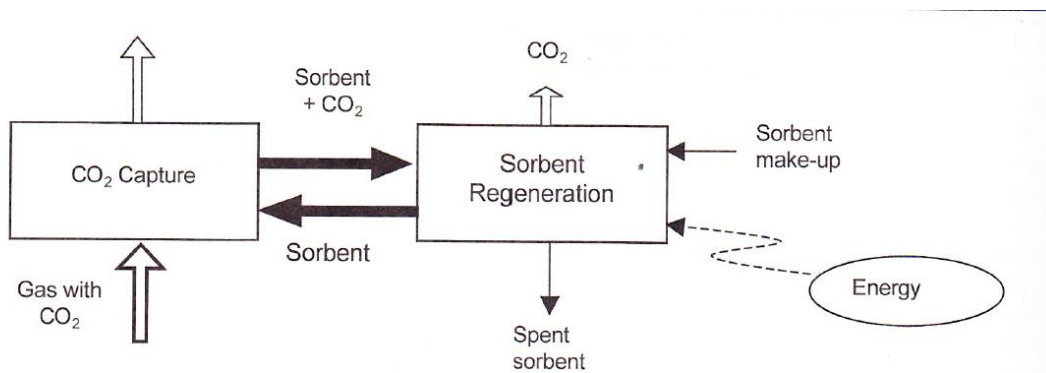
Videre vil fordeler og ulemper presentert i kapittel 4.1 knyttet til absorpsjon, adsorpsjon og membranteknologi, ikke bli gjentatt for spesifikke absorpsjons-, adsorpsjons- eller membranteknologier som blir nevnt i kapittel fire. Kun de teknologiene som ikke baserer seg på de tre nevnte prinsippene, vil ha oppsummert fordeler og ulemper på slutten av redegjørelsen.

4.1 Gjentakende prinsipper for prosessering

I dette delkapittelet vil noen gjentakende prinsipper for prosessering av CO₂, H₂S og H₂O bli beskrevet. Absorpsjon, adsorpsjon og membran teknologi kan alle bli brukt for å fjerne CO₂, H₂S og H₂O fra en gass. Grunnleggende prinsipper for disse tre metodene vil bli beskrevet, mens senere vil det bli detaljert beskrevet hvordan hvert av de tre stoffene kan bli fjernet.

4.1.1 Separasjon med absorbent

Absorpsjon er i følge Store Norske Leksikon en prosess der et stoff trenger inn i et annet stoff og mister sin egenart. Absorbenten er stoffet som blir trengt inn i. Separasjon av naturgass med absorbenter starter med at naturgassen med stoffet som ønskes fjernet kommer i kontakt med absorbenten. Dette skjer i et absorpsjonstårn, og i de fleste absorpsjonstårn strømmer gassen fra bunnen motstrøms med absorbenten, og stoffet som ønskes fjernet blir absorbert. Ut ifra hvilket stoff som ønskes fjernet og sammensetningen til naturgassen, velges det hvilken type absorbent som skal brukes. Absorbenten med stoffet som er fanget kan regenereres. Da sendes den mettede absorbenten videre til en annen tank (regenereringstårn), hvor den mettede absorbenten blir regenerert, altså stoffet som er fanget frigjøres fra absorbenten. Dette kan gjøres enten ved oppvarming, trykkfall eller ved forandring ved forholdene rundt absorbenten. Deretter blir absorbenten resirkulert tilbake for å fange mer av det uønskede stoffet (Metz, Davidson, Coninck, Loos & Meyer, 2005). Figur 4-1 viser prinsippet for absorpsjon.



Figur 4-1 Prinsipp for separasjon med absorbent. Hentet fra «IPCC Special Report on Carbon dioxide Capture and Storage» av Metz et al., 2005, s. 110.

I tillegg skilles det mellom kjemisk- og fysisk absorpsjon. I en kjemisk absorpsjon vil det uønskede stoffet bli absorbert ved hjelp av en kjemisk reaksjon. For sure gasser³ brukes en vandig løsning av svak base som absorbent, mens for vann brukes det glykol. Den kjemiske reaksjonen kan være reversibel, og en endring i trykk og temperatur kan dermed regenerere absorbenten (Mork & Gudmundsson, 2000).

Fysisk absorpsjon brukes hovedsakelig til CO₂- og H₂S fjerning, men blir oftest brukt selektivt for H₂S. I tillegg til at de sure gassene blir fjernet, blir noe vann også fjernet i den fysiske absorpsjonsprosessen, selv om det er i hovedsak H₂S og CO₂ som ønskes fjernet. I fysisk absorpsjon vil H₂S og CO₂ bli oppløst i absorbenten i stedet for å reagere kjemisk med den. Løseligheten til CO₂ og H₂S varierer med temperatur og partialtrykk⁴, og derfor er denne

³ Naturgass med innhold av sure komponenter som karbondioksid og/eller hydrogensulfid (<http://snl.no/naturgass>)

⁴ Det trykket hver enkelt gass har i en gassblanding, hvor trykket av gassblanding er summen av partialtrykkene (<http://snl.no/partialtrykk>).

prosessen følsom for endringer i forhold til disse to parameterne (Mork & Gudmundsson, 2000). Stiger temperatur, vil løseligheten avta (Haraldsen & Fjellvåg, u.å.). Hvordan trykket påvirker løseligheten kan beskrives med Henrys lov som sier (Store Norske Leksikon, u.å.):

«Det at mengden av en gass som kan løses i en væske ved en bestemt temperatur, er proporsjonal med gassens trykk (partialtrykk) over væsken.»

Matematisk skrives Henrys lov (Abdel-Aal, Aggour & Fahim, 2003):

$$p_i = H \cdot x_i \quad (1)$$

eller

$$x_i = \frac{p_i}{H} \quad (2)$$

Hvor H er Henrys lovs konstant, p totaltrykk til gassen, p_i gassens partialtrykk, y_i gassens molfraksjon og x_i konsentrasjon av gass som er løst i absorbent. Ligning (2) viser at løseligheten er proporsjonal med gassens totaltrykk. Altså, ved høyt trykk vil de sure gassene løses i absorbenten, og når trykket synker vil absorbenten bli regenerert (Abdel-Aal et al., 2003).

For å regenerere absorbenten blir ofte trykket satt ned mot atmosfæretrykk i en flash tank. Dette gjør at den sure gassens partialtrykk synker, kommer inn i dampfase og blir fjernet fra absorbenten. I tillegg til flash tanken trenger noen prosesser stripping og andre varmetilførsel for å kunne regenerere absorbenten. Noen prosesser koker absorbenten i regenereringsdelen (Mork & Gudmundsson, 2000).

Fordeler:

- Takler store volumstrømmer (Norges Teknisk-Naturvitenskapelige Universitet, u.å)
- Lavt trykkfall (Kidnay & Parrish, 2006)
- Takler urenheter i strømmen bedre enn adsorpsjon (Mork & Gudmundsson, 2000)

Ulemper:

- Avansert system/mange komponenter
- Behøver etterfylling av absorbent
- Utslipp fra regenereringsprosessen (Netusil & Ditl, 2011)
- Degradering av absorbent (Netusil & Ditl, 2011)
- Skumming i absorberingskolonnen (Netusil & Ditl, 2011)
- Korrosjon (Netusil & Ditl, 2011)
- Krever energi til regenereringsprosessen

4.1.2 Separasjon ved adsorpsjon

I følge Store Norske Leksikon vil adsorpsjon si å oppta i sin overflate. Adsorbenten bør ha en stor, uregelmessig overflate med mange porer for best mulig å oppta stoffer. Som adsorbent kan f.eks. jernsvamp eller sinkoksid (Mork & Gudmundsson, 2000), silica gel, aktivert alumina eller molekylsikt (Ditl & Netusil, 2011) benyttes, alt etter hvilket stoff som ønskes fjernet.

Det skilles mellom fysisk og kjemisk adsorpsjon. Fysisk adsorbering blir styrt av overflatekrefter mellom absorbenten og det adsorberte stoffet. Da er det van der Waals-krefter som virker mellom

adsorbatet og adsorbenten (Seader & Henley, 2006) (Dullien, 1989). På bakgrunn av dette blir fysisk adsorpsjon også kalt van der Waals-adsorpsjon. Hvorvidt det dannes bindinger samt hyppigheten og styrken på disse vil avhenge av egenskapene til de involverte stoffene i tillegg til omliggende trykk og temperatur. Generelt vil adsorpsjonsgraden øke ved trykkøkning, og avta ved temperaturstigning (Gandhidasan, Al-Farayedhi & Al-Mubarak, 2000). Fysisk adsorpsjon er reversibel, det vil si at adsorbenten kan regenereres og brukes på nytt et visst antall ganger (Dullien, 1989). Generelt vil effekten til adsorbenten avta hurtig etter de første regenereringene, deretter mer gradvis (Campbell, 2004).

Ved kjemisk adsorpsjon oppstår det kjemiske forbindelser mellom de involverte stoffene. Kjemisk adsorpsjon er irreversibel og saktegående. Som et resultat av dette, foretrekkes ofte fysisk adsorpsjon til kommersielle formål (Seader og Henley, 2011).

Adsorberingen vil vanligvis foregå i minimum to tørketårn, hvor det ene blir regenerert mens det andre adsorberer. Tårnene vil inneholde adsorbenter gjerne i form av faste kuler (granulat). Gassen føres inn i toppen av tårnene, strømmer gjennom og ut i bunnen. Dimensjonen og utformingen av tårnet skal sikre tilstrekkelig kontakt mellom gassen og adsorbenten til at bindinger oppstår. Etter hvert vil adsorbenten i et tårn nærme seg så høy metning at den ikke behandler gassen tilstrekkelig. Da må adsorbenten regenereres eller skiftes ut. Dette foregår ved at oppvarmet gass føres inn fra bunnen av tårnet, strømmer gjennom og går ut i toppen. På veien gjennom tårnet vil gassen varme opp adsorbenten slik at den gir slipp på molekylene den har tatt opp.

Ønsket regenereringstemperatur er gjerne noe høyere enn fordampningstemperaturen til det adsorberte stoffet. Dette er nødvendig ettersom tyngre hydrokarboner og andre forurensinger tatt opp av adsorbenten gjerne fordamper ved høyere temperatur enn stoffet som ønskes fjernet fra gassen. Samtidig må det unngås at adsorbenten blir ødelagt av varmen i prosessen. Silica gel må f.eks. ikke varmes opp til over 325 C, ellers vil den bli ødelagt (Gandhidasan et al.).

Fordeler:

- Oppnår høy grad av rensing
- Forholdsvis upåvirket av moderate svingninger i temperatur, trykk og strømningsrate
- Unngår problemer med korrosjon og skumming

(Gandhidasan et al., 2000)

Ulemper:

- Krever energi til regenereringsprosessen
- Krever utskiftning av adsorbenter pga. degradering over tid (Campbell & Company, 2004)
- Følsom for forurensninger (Mork & Gudmundsson, 2000)
- Større trykkfall enn ved adsorpsjon (Netusil & Ditl, 2011)

4.1.3 Separasjon ved membran-teknologi

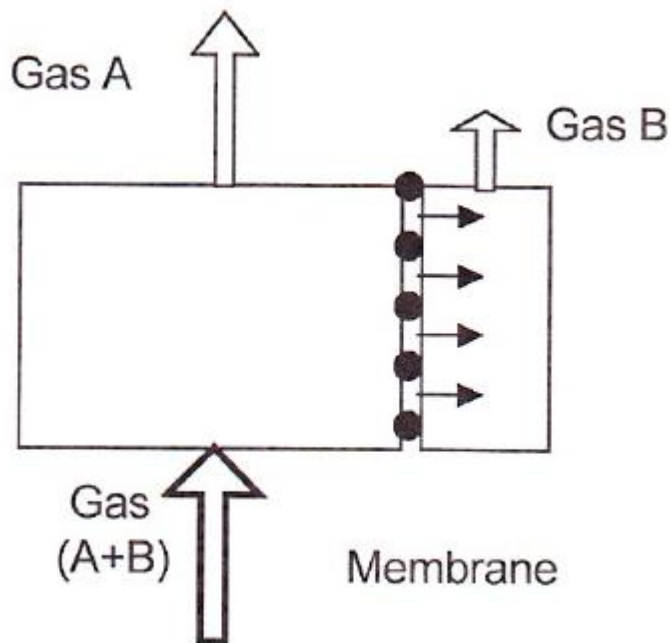
Membranene virker slik at porestørrelsen i dem bestemmer hvilke molekyler som passerer gjennom. Komponentene som passerer gjennom porene kalles permeat, de som holdes tilbake kalles retentat eller konsentrat. Separasjonen drives av forskjeller i trykk, konsentrasjon,

temperatur eller elektrisk potensiale over membranen (Nesse, u.å.). Ved gasseparasjon vil gasstrømmen vanligvis ha et trykk på 30-100 bar (Nesse, u.å.). Trykket på permeat-siden vil vanligvis være 10-20 % av trykket i fødestrømmen (Mork & Gudmundsson, 2000).

De fleste industrielle membraner til gasseparasjon er laget av polymerer, men det forekommer også membraner av metall, zeolitter og keramiske membraner. Metallmembraner blir vanligvis brukt ved temperaturer over 300 °C. Keramiske membraner består av en keramisk bæreflate, kledd med et tynt selektivt lag, keramisk materiale. Zeolitt-membraner består også av en keramisk bæreflate, men med et tynt, selektivt zeolitt-lag på retentatsiden (Baker, 2012).

Noen membraner er tiltenkt å opereres over glassomvandlingstemperaturen (gummiaktige), andre under (glassaktige). Forskjellen er at membraner under glassomvandlingstemperaturen har en rigid struktur. Dette gjør at molekyler som er for store til å passere gjennom porene, stort sett holdes tilbake. I de gummiaktige membranene over glassomvandlingstemperaturen kan derimot molekyler som egentlig er for store for porene, lettere presse seg gjennom på grunn av den tøyelige gummistrukturen.

Membranene krever i utgangspunktet ingen strømtilførsel eller bruk av kjemikalier med påfølgende giftige utlipp. Prinsippet er vist i Figur 4-2.



Figur 4-2 Prinsipp-skisse for membraneparasjon. Hentet fra «IPCC Special Report on Carbon dioxide Capture and Storage» av Metz et al., 2005, s. 110.

Det kan være fordelaktig med en gasstrøm (kalt sweep) til å frakte bort permeatet (*Gas B* i figuren). Sweepstrømmen kan f.eks. være helium (Lin et al., 2012). Hensikten med denne strømmen er å hindre opphopning på permeatsiden, for slik å opprettholde konsentrasjonsforskjellen mellom permeat- og retentatsiden. Hvorvidt det er nødvendig med en sweep-strøm, avhenger av graden av opphopning av permeat.

En stor fordel med denne teknologien er så å si neglisjerbart trykktap for retentatet (ProSep, u.å.). Det er ønskelig med en betydelig trykkforskjell over membranen, i og med at økt trykkforskjell gjør at mer permeat passerer gjennom membranen per tidsenhet.

En membrans evne til å skille ut et stoff foran et annet, betegnes som membranens selektivitet. Selektiviteten er forholdet mellom permabiliteten for de to aktuelle stoffene (her A og B), og kan beskrives ved følgende formel:

$$\text{Selektivitet} = \frac{P_A}{P_B} \quad (3)$$

Permeabiliteten er en noe komplisert størrelse, som beskriver volum permeat i forhold til areal membran per tidsenhet, kalt fluksen, i forhold til membrantykkelse, i forhold til drivkraft i trykk. Permeabiliteten blir ofte oppgitt med følgende enhet: $\frac{m^3}{m^2 \cdot s \cdot kPa}$, hvor m^3 er kubikkmeter, m er meter, m^2 er kvadratmeter, s er sekunder og kPa er kilopascal.

I følge Lin, et al. kan det oppstå utfordringer ved dannelse av et tilnærmet stillestående sjikt av gasstrømmen helt inntil membranflaten (kalles *grensesjikt*). I et grensesjikt vil partialtrykket av permeatet avta, ettersom permeat fra sjiktet passerer membranen, mens hovedsakelig hydrokarbonene i gassen (retentatet) blir igjen. Et lavere partialtrykk av permeat på retentatsiden vil føre til en reduksjon i permeatmengden membranen skiller fra gassen. Dette fenomenet kalles konsentrasjonspolarisering.

For å minimere effekten av et grensesjikt, må dette laget holdes tynnast mulig. Forutsatt at strømmingens komposisjon er gitt, oppnås dette gjennom å øke strømningshastigheten for gassen (Lin et al., 2012).

I en naturgasstrøm finnes det gjerne forskjellige urenheter som kan forringe membranens virkningsgrad over tid. Komponenter som vann, CO_2 , hydrokarboner tyngre enn butan og aromater kan degradere eller plastifisere membranen. At membranen plastifiseres vil si at den blir mer elastisk, slik at molekyler større enn porene, lettere kan klemme seg gjennom. Dermed mister den noe av sin selektivitet. I tillegg kan oljetåke, hydrokarbondamp og diverse små partikler legge seg på membranens overflate og redusere permeabiliteten (Baker & Lokhandwala, 2008). Plastifisering kan også medføre varig deformasjon (Ore, u.å.).

Fordeler:

- Ingen bevegelige deler
- Lavt trykktap for naturgassen
- Kan operere med et bredt spekter av komposisjoner og trykk (Seader & Henley, 2006)
- Enkelt, billig system med stillestående komponenter
- Lav vekt, liten størrelse
- Krever i utgangspunktet ikke tilførsel av kjemikalier eller energi
- Har forutsetninger for å kunne operere uten tilsyn eller inngripen

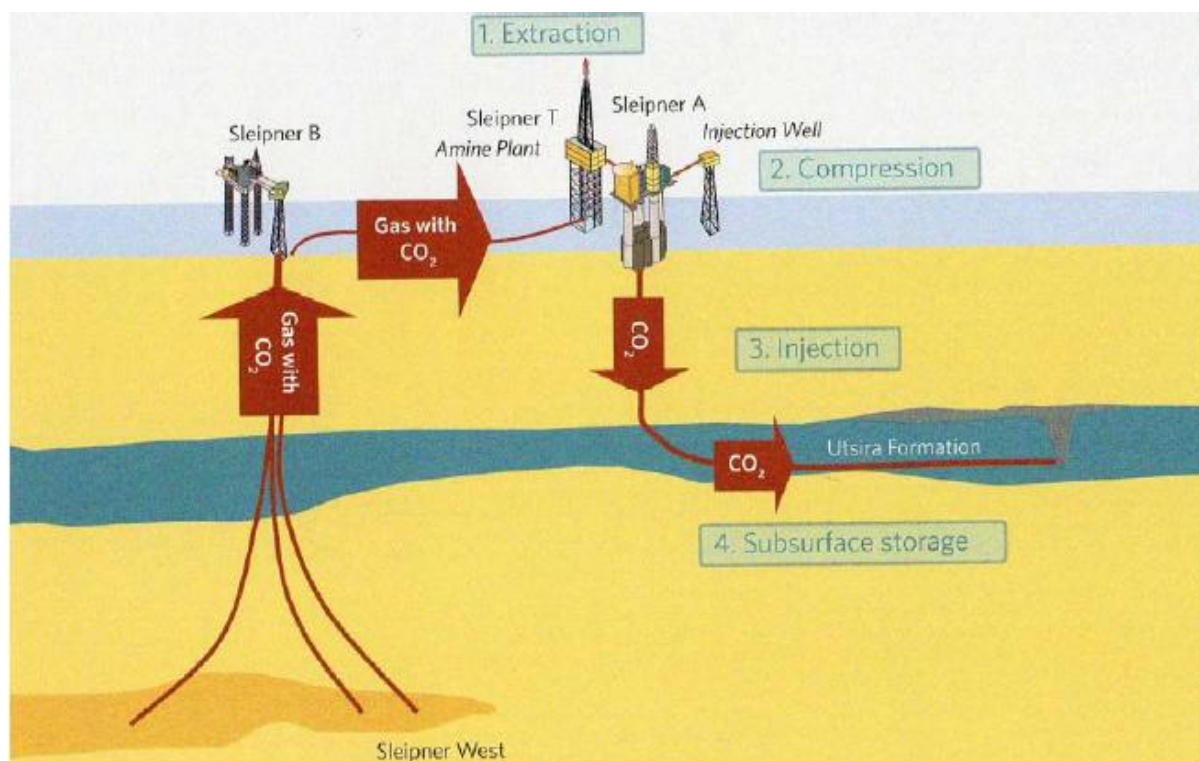
Ulemper:

- Noe av hydrokarbonene fra gassen vil også gå tapt gjennom membranen (Lin et al., 2012)

- Virkningsgraden påvirkes av konsentrasjonsforskjell, trykk, temperatur og elektrisk potensial, trenger betydelig trykkdifferanse over membranen (Nesse, u.å.)
- Påvirkning fra grensesjikt (Lin et al., 2012)
- Virkningsgraden vil forringes noe over tid, avhengig av graden av urenheter i gasstrømmen (Baker & Lokhandwala, 2008)

4.2 CO₂-fjerning

I vår tid er det fokus på global oppvarming og hvorvidt den er menneskeskapt. CO₂-håndtering står i fokus for å redusere utslippene fra energikilder som fossilt brensel. Siden 1996 har Statoil ASA fanget CO₂ fra naturgassproduksjonen på Sleipner-feltet, hvor fanget CO₂ blir injisert i Utsira-formasjonen for lagring (Statoil, 2011). Figur 4-3 viser prinsippet for hvordan CO₂ injiseringen i Utsira-formasjonen forgår etter å ha blitt separert fra naturgassen hentet fra Sleipner-feltet. På noen oljefelt kan også CO₂ brukes til injisering i produserende felt for å øke utvinningsgraden. Dersom dette ikke er lønnsomt, er lagring i geologiske formasjoner, som Utsira-formasjonen, et alternativ (NOU 2004: 11). En av årsakene til at CO₂ måtte fjernes fra gassen på Sleipnerfeltet var norske myndigheters innføring av CO₂-avgift i 1991, nettopp for å redusere utslippene av CO₂. En annen årsak til at det var nødvendig å redusere CO₂-innholdet var at tester viste at naturgassen i reservoaret inneholdt ca. 9 % CO₂ og dette var over kundens krav ved levering (Statoil, 2011).



Figur 4-3 Prinsippsskisse av hvordan CO₂ injiseres i utsira-formasjon, separert fra naturgassen på Sleipner-feltet. Hentet fra <http://www.gassnova.no/co2-handtering/lagring-av-co2>

Det er ikke bare CO₂-avgiften og leveringskrav som gjør det fordelaktig å redusere CO₂-innholdet i naturgassen før levering. Rørledningene krever ofte en CO₂-konsentrasjon lavere enn 2 volum % for å hindre korrosjon og for å unngå ekstra energi ved transport. En annen fordel med å senke konsentrasjonen av CO₂ i naturgass, er at brennverdien til gassen økes (Metz et al., 2005). Videre er det en fordel å ha en lav konsentrasjon av CO₂ med tanke på faren for hydratdannelser. Inneholder gassen CO₂, fører det til større evner til å løse vann i gassen. CO₂ fryser også til fast stoff ved en høyere temperatur enn naturgass. På Snøhvit-feltet inneholder

gassen 5-6 % CO₂. Her var det derfor viktig å redusere innholdet av CO₂ i naturgassen tidlig i produksjonen for å hindre at gassen fryser og blokkerer prosessutstyr (Statoil, 2011).

I dette delkapittelet vil flere eksisterende metoder bli beskrevet for fjerning av CO₂. Ulike teknologier er i dag tilgjengelige for CO₂-fjerning fra naturgass, hvor membranteknologi og aminprosessen er etablerte metoder for CO₂-fjerning. Avhengig av CO₂-konsentrasjon i naturgassen og hvilken konsentrasjon av CO₂ som ønskes i den rensede gassen, velges metode for rensing. I noen tilfelle kan man også kombinere metoder for å oppnå ønsket resultat. Også sammensetningen av naturgassen har betydning for valg av metode. Noen av teknologiene egner seg f.eks. ikke hvis naturgassen inneholder tyngre hydrokarboner.

4.2.1 CO₂-fjerning med absorpsjon

Fjerning med bruk av absorpsjon er den mest brukte metoden for CO₂-fjerning, og mest brukt er aminprosessen (Metz et al., 2005). På blant annet Sleipner-feltet og på et av gassfeltene i In Salah fanges CO₂ fra naturgass med aminprosessen (Statoil, 2011). Men det er ikke bare aminer som kan brukes til CO₂-fjerning, kaliumkarbonat kan også brukes til fjerning av CO₂.

Kaliumkarbonat- og aminprosessen er begge kjemiske absorpsjonsprosesser. I fysisk absorpsjon finnes flere teknologier for CO₂-fjerning. Selexol-, Fluor-, Sulfinol-, og Purisolprosessen er alle basert på fysisk absorpsjon (Mork & Gudmundsson, 2000).

I dette delkapittelet vil disse seks teknologier bli beskrevet. Først vil en beskrivelse av kjemisk absorpsjon med amin- og kaliumkarbonatprosessen bli gitt. Deretter følger en beskrivelse av fysisk absorpsjon, henholdsvis Purisol-, Sulfinol-, og Selexolprosessen. Disse vil bli beskrevet grundigere i delkapittel 4.3.1, ettersom de er mer selektive for H₂S.

I den kjemiske absorpsjonen reagerer den sure gassen med en vandig løsning av en svak organisk base, og den CO₂ og H₂S blir absorbert. Både amin- og kaliumkarbonatprosessen egner seg til fjerning av både CO₂ og H₂S, men kaliumkarbonatprosessen kan bare fjerne H₂S dersom CO₂ er tilstede. Aminprosessen egner seg best når partialtrykket til CO₂ og H₂S er lavt, og/eller når det kreves en lav andel av CO₂ og H₂S i naturgassen (Mork & Gudmundsson, 2000).

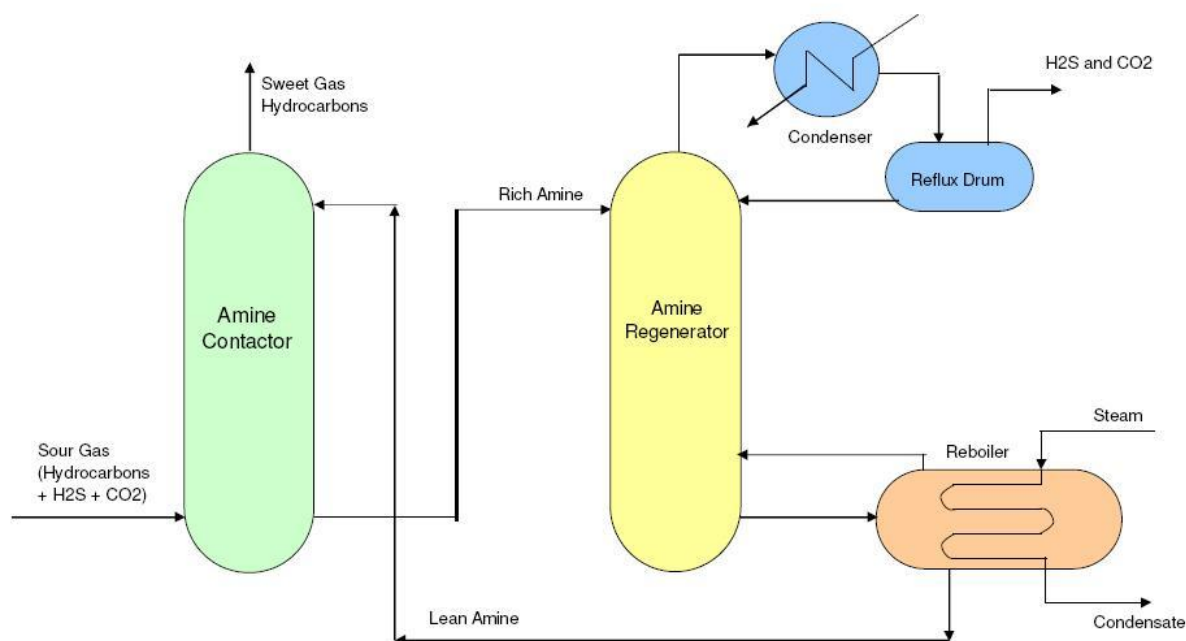
Kaliumkarbonatprosessen egner seg best når partialtrykk til CO₂ er noe høyere, mellom 2-6 bar (Abdel-Aal et al., 2003).

I fysisk absorpsjon brukes det en organisk løsning som absorbent. Som nevnt i delkapittel 4.1.1, blir CO₂ og H₂S oppløst i absorbenten, og reagerer ikke kjemisk med absorbenten. Vanligvis blir fysisk absorpsjon brukt når partialtrykk til CO₂ og/eller H₂S er over 3,5 bar (Mork & Gudmundsson, 2000). CO₂ og H₂S blir absorbert ved høyt trykk og lav temperatur (Abdel-Aal et al., 2003). Ofte fjernes H₂S selektivt, men CO₂ kan også fjernes. En ulempe med fysisk absorpsjon er at absorbenten tiltrekker tyngre hydrokarboner, og dette resulterer i tap av disse. Derfor bør fysisk absorpsjon unngås for gasser med høyt innhold av tyngre hydrokarboner, som i denne sammenheng vil bety propan og tyngre gasser (Mork & Gudmundsson, 2000).

4.2.1.1 Aminprosessen

Det finnes flere typer aminer som blir brukt, og operasjonsbetingelsene vil avhenge av hvilket amin som brukes som absorbent. Her vil aminprosessen beskrives med noen typiske operasjonsbetingelser. Aminprosessen fungerer som nevnt i delkapittel 4.1.1, men før den sure gassen kommer inn i absorpsjonstårnet, hvor aminene absorberer CO₂, har den vært innom en separator hvor flytende hydrokarboner og vann først blir fjernet. I absorpsjonstårnet holdes en

temperatur mellom 15 og 45 °C, en lavere temperatur vil påvirke løseligheten. Trykket i absorpsjonstårnet kan variere mellom 5 og 120 bara (Mokhatab & Poe, 2012). Trykktapet i absorpsjonskolonnen er ikke mer enn 0,7 bar (Kidnay, Parrish & McCartney, 2011). Etter at den CO₂ gassen har reagert og blitt absorbert av aminløsningen, føres den videre fra bunnen av tanken til en flashtank. I flashtanken blir oppløst hydrokarbongass og kondensat fjernet fra den mettede aminløsning. Trykket i flashtanken ligger mellom 3,5 og 5 barg (Kidnay et al., 2011). Videre varmeveksles den mettede aminløsningen med regenerert amin-løsning for å gjenvinne noe av varmen fra den regenererte amin-løsningen for å redusere oppvarmingen for kjelen. Den oppvarmede aminløsningen kommer inn i regenereringstårnet, hvor båndene mellom aminene og CO₂ blir brutt ved hjelp av varmen fra kjelen. Trykket i regenereringstårnet er 1,5 bara (Mokhatab & Poe, 2012) og temperaturen mellom 115-130 °C (Abdel-Aal et al., 2003). Den regenererte aminløsningen blir kjølt ned og resirkulert tilbake til absorpsjonskolonnen for å absorbere mer CO₂ (Mork & Gudmundsson, 2000). Aminene mister effekt over tid, og etterfylling av aminer kreves. Tap av aminer er 25 % per år (Kidnay et al., 2011). Figur 4-4 viser en forenklet aminprosess.



Figur 4-4 Enkel illustrasjon av en aminprosess. Hentet fra <http://www.enggcyclopedia.com/wp-content/uploads/2011/07/ATU.jpg>

Ulike aminer kan brukes som absorbent, og driftsbetingelsene for prosessen avhenger av hvilket amin som blir brukt. Aminer deles inn i primære, sekundære og tertiære aminer. Primære aminer lager de sterkeste bindingene med sure gasser, men er vanskelige å regenerere. Sekundære aminer har god kapasitet for absorbering av sure gasser og er lette å regenerere. Tertiære aminer har en lavere kapasitet for å absorbere sure gasser, men har høy selektivitet for H₂S (Abdel-Aal et al., 2003). MEA, DEA, DGA, DIPA og MDEA er alle brukt som absorbenter for fjerning av sure gasser. DEA er i midlertid den mest brukte absorbenten for sure gasser (Abdel-Aal et al., 2003). Tabell 4-1 viser en sammenlikning av operasjonsbetingelser for disse fem aminene. Den kjemiske reaksjonen skjer i absorpsjonstårnet, hvor de sure gassene reagerer med aminene og former et salt. Denne reaksjonen er som nevnt tidligere reversibel, slik at aminene kan regenereres. Ved

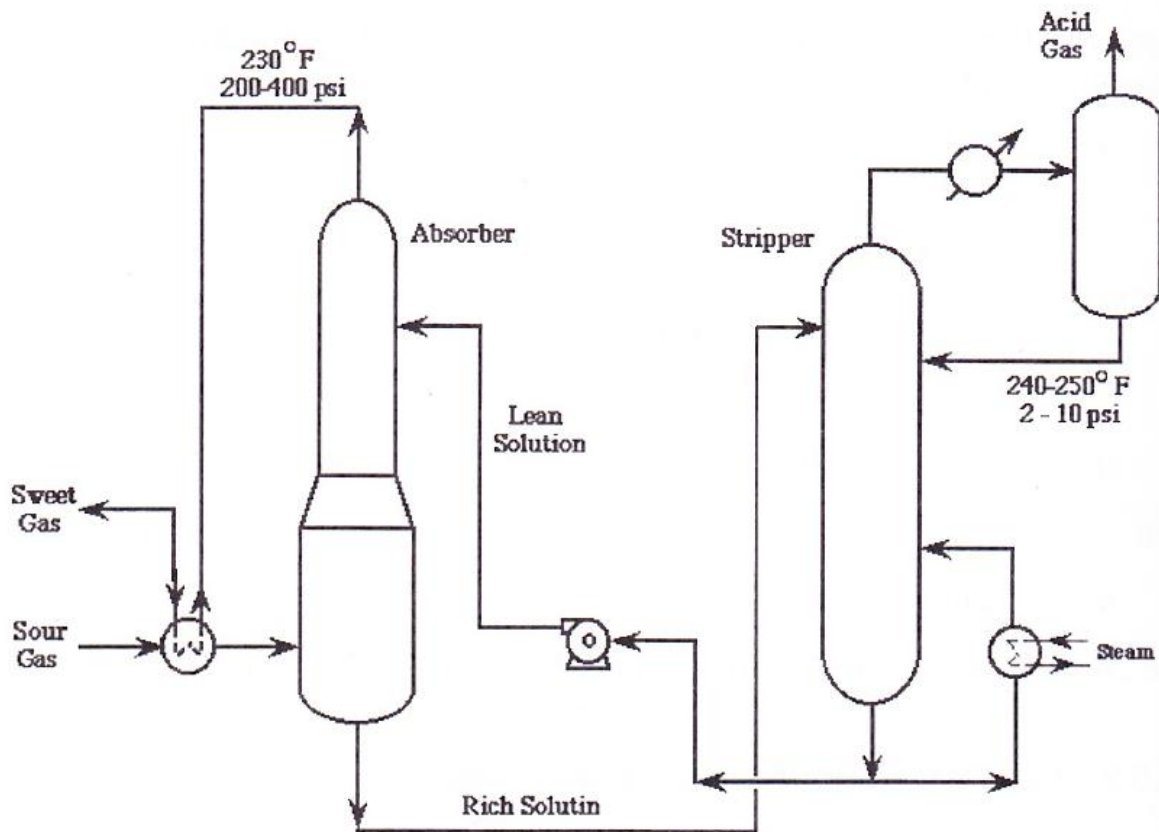
høyt trykk og/eller lav temperatur vil aminene absorbere de sure gassene, og ved lavt trykk og/eller høy temperatur vil aminene regenereres. På denne måten kan aminabsorpsjonsprosessen kontrolleres (Mork & Gudmundsson, 2000).

Løsemiddel	MEA	DEA	DIPA	DGA	MDEA
Kjemisk formel	RNH ₂	R ₂ NH	R' ₂ NH	RO(CH ₂) ₂ NH ₂	R ₂ CH ₃ N
Amintype	Primær	Sekundær	Sekundær	Primær	Tertiær
Frysepunkt[°C]	-10	-7	-9	-40	-32
Konsentrasjon[vekt %]	15-20	20-35	30-40	45-65	40-55
Mol sure gasser/Mol amin	0,35	0,5	0,7	0,3	0,4
H ₂ S/CO ₂ selektivitet	1	1	2	1	3
Regenereringstemperatur[°C]	115	120	124	126	121

Tabell 4-1 Sammenlikning av ulike egenskaper for aminer brukt til absorpsjon av sure gasser. Hentet fra «Petroleum and Gas Field Processing» av Abdel-Aal, Aggour & Fahim, 2003, s. 269

4.2.1.2 Kaliumkarbonatprosessen

Kaliumkarbonatprosessen likner på aminprosessen. Istedenfor aminer brukes det i denne prosessen kaliumkarbonat som absorbent. Konsentrasjonen av kaliumkarbonat i den vandige løsningen er mellom 20-35 vekt %. Den kan fjerne både CO₂ og H₂S, men som nevnt tidligere, kreves det at CO₂ er til stedet i gassen for å kunne fjerne H₂S. I tillegg må CO₂ ha et høyt nok partialtrykk for at H₂S skal kunne reagere med kaliumkarbonat. Prosessen kan ikke oppnå lav konsentrasjon av CO₂ eller H₂S i den rensede gassen. Hvis lavere konsentrasjoner er ønskelig, kan gassen renses enda en gang ved hjelp av en annen prosess. Molekylsikt kan for eksempel brukes som prosess nummer to for å oppnå ønsket konsentrasjon i produktstrømmen (Abdul-Aal et al., 2003). På engelsk blir kaliumkarbonatprosessen kalt «Hot Potassium Carbonate Process». Grunnen til at kaliumkarbonat prosessen kalles «hot» er fordi både absorpsjons- og regenereringstårnet opereres med høye temperaturer. Typisk temperatur for absorpsjonstårnet er 110 °C og 120 °C for regenereringstårnet. Trykket absorpsjonstårnet opererer på er 69 bara (Mokhatab & Poe, 2012) og regenereringstårnet opererer ved atmosfæretrykk (Abdel-Aal et al., 2003). En ulempe med denne prosessen er at den varme kaliumkarbonatløsningen er ekstremt korrosiv. Men ved å tilsette inhibitor kan dette begrenses. Figur 4-5 viser en «Hot Potassium Carbonate Process».



Figur 4-5 Illustrasjon av en kaliumkarbonatprosess. Hentet fra «Petroleum and Gas Field Processing» av Abdel-Aal, Aggour & Fahim, 2003, s. 274.

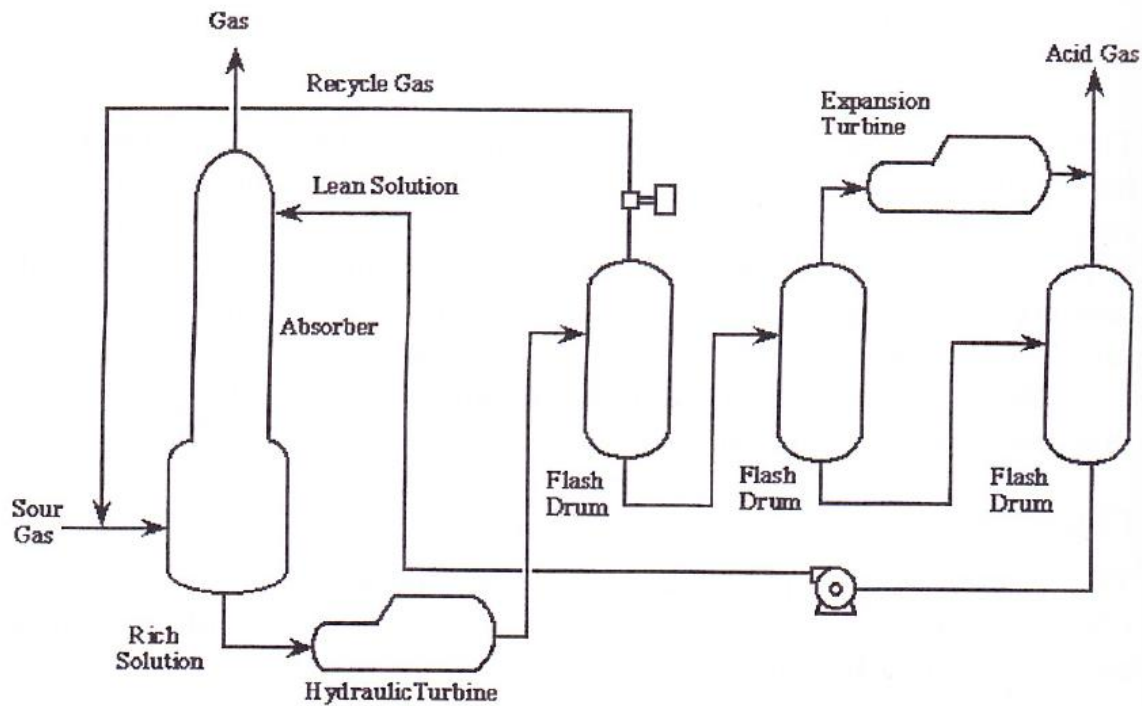
4.2.1.3 Selexolprosessen

Selexolprosessen fjerner H_2S selektivt, og det vil derfor bli gitt en grundigere beskrivelse i delkapittel 4.3.1.4. Selv om H_2S fjernes selektivt, kan nivået av CO_2 bli redusert med omtrent 85 %. Dermed kan Selexolprosessen brukes til gasser med et høyt innhold av CO_2 . Ved fjerning av denne prosentandelen trengs bare et absorpsjonstrinn, mens regenereringen av absorbenten blir gjort i flere trinn. Her blir den mettede absorbenten regenerert i flere flashtanker som står koblet i serie, hvor trykket blir gradvis redusert (Mork & Gudmundsson, 2000). Hvis ønskelig, kan CO_2 -konsentrasjonen i produktstrømmen reduseres helt ned til transportkrav ved å tilsette DIPA i løsningen (Abdel-Aal et al., 2003).

4.2.1.4 Fluorprosessen

I Fluorprosessen brukes propylenkarbonat som absorbent for fjerning av CO_2 og H_2S . I denne prosessen kan H_2S fjernes selektivt, men den blir mest brukt til naturgass med høy konsentrasjon av CO_2 (Mork & Gudmundsson, 2000). Den kan få CO_2 -konsentrasjonen ned til 3 % i produktstrømmen. Figur 4-6 viser en Fluorprosess. CO_2 blir absorbert i ett trinn og blir regenerert i tre flashtanker. Trykket i absorpsjonstårnet er 69 bara og temperaturen mellom omgivelsestemperatur og $-18\text{ }^\circ\text{C}$ (Mokhatab & Poe, 2012). I den første flashtanken blir gass med hydrokarboner komprimert og resirkulert tilbake til absorpsjonstårnet. I andre og tredje flashtank

blir CO₂ dampet av, og absorbenten blir resirkulert tilbake fra den tredje flashtanken til absorpsjonstårnet (Abdel-Aal et al., 2003).



Figur 4-6 Illustrasjon av Flourprosessen. Hentet fra "Petroleum and Gas Field Processing" av Abdel-Aal, Aggour & Fahim, 2003, s. 276.

4.2.1.5 Purisolprosessen

Purisolprosessen kan fjerne noe CO₂, men er selektiv for H₂S (Abdel-Aal et al., 2003). Denne prosessen blir beskrevet i delkapittel 4.3.1.5.

4.2.1.6 Sulfinolprosessen

Sulfinolprosessen brukes når H₂S/CO₂ forholdet er større enn 1:1 eller når H₂S-fjerning kreves i en større grad enn CO₂-fjerning (Abdel-Aal et al., 2003). Sulfinolprosessen vil bli beskrevet i delkapittel 4.3.2.1.

4.2.2 CO₂-fjerning med adsorpsjon

Fjerning av CO₂ ved hjelp av adsorpsjon brukes når en høy renhet av naturgassen ønskes. Molekylsikt, sinkoksid og jernsvamp er tre prosesser brukt for rensing av sure gasser. Disse tre prosessene blir i hovedsak brukt til rensing av H₂S, men molekylsikt fjerner noe CO₂. Hensikten er å fjerne H₂S, men siden CO₂ er et lite molekyl blir CO₂ allikevel fanget, selv om det ikke er polart slik som H₂S og vann. Dette kan være en ulempe, fordi det vil oppta plass i porene til adsorbenten. Derfor egnes denne prosessen til rensing av gass med lave konsentrasjoner av CO₂ (Mork & Gudmundsson, 2000). På grunn av dette brukes den ofte som en etter-renningsmetode for å oppnå lave konsentrasjoner av CO₂ i produktstrømmen (Kidnay et al., 2011). Siden disse

teknikkene renses i hovedsak H_2S , vil de bli beskrevet i delkapittel 4.3.3, og evaluert i delkapittel 5.4.

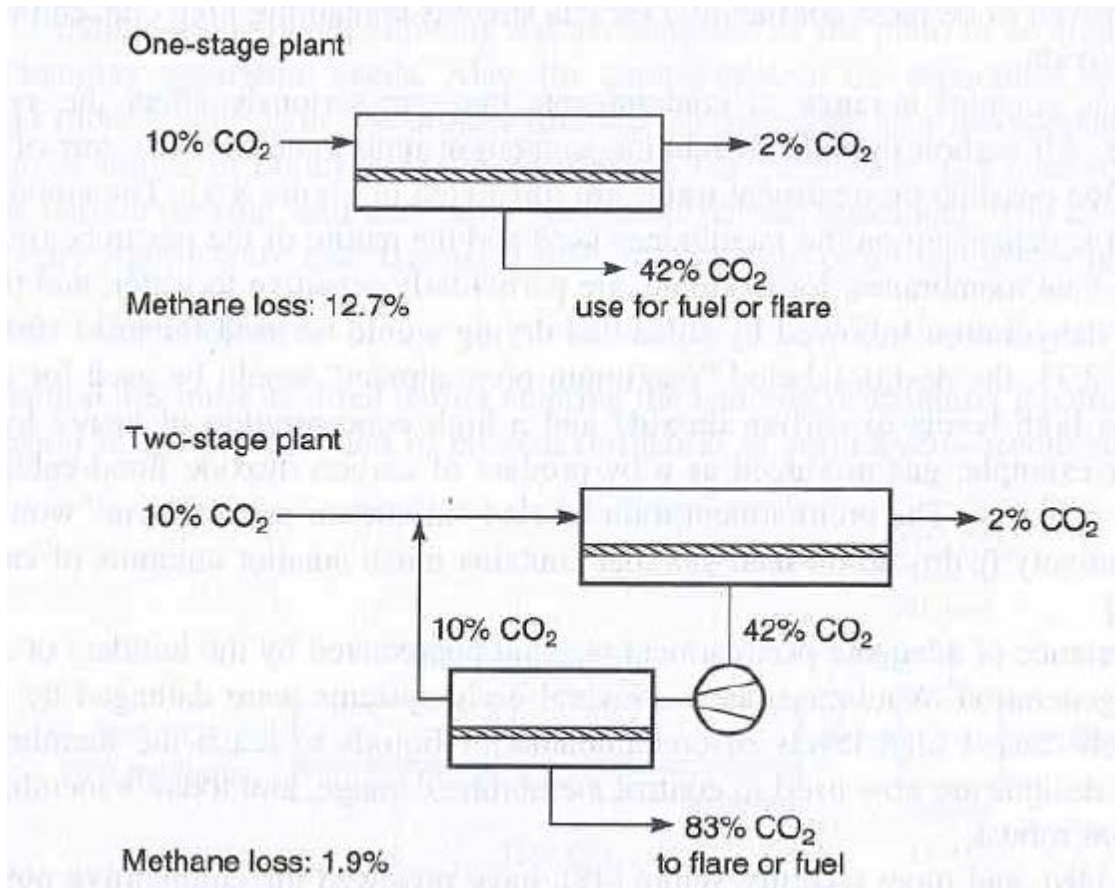
4.2.3 CO_2 -fjerning med membran

Membran blir i naturgass-separasjon mest brukt til CO_2 -fjerning per i dag, og mange anlegg er installert (Baker, 2012). Fjerning av CO_2 ved hjelp av membran egner seg godt hvis det er store mengder CO_2 i fødestrømmen som ønskes fjernet, men kreves det lave konsentrasjoner av CO_2 i produktstrømmen blir bruk av membran kostbart (Kidnay et al., 2011). Er en lav konsentrasjon av CO_2 i produktstrømmen ønskelig, kan membran kombinert med aminprosess være et alternativ. Generelt er membranteknologien for CO_2 -fjerning mest konkurransedyktig for naturgass med høy konsentrasjon av CO_2 (Baker, 2012). Dessuten er den attraktiv for bruk i offshore sammenheng. Dette fordi membraner ikke krever kjemikalier, tar liten plass, har lav vekt og det kreves minimalt med tilsyn (Kidnay et al., 2011).

Membraner lages ofte i polymermateriale, og for CO_2 -fjerning industrien er polymermaterialet celluloseacetat mest brukt (Kidnay et al., 2011). Celluloseacetat er et plastprodukt, som er ester av cellulose og eddiksyre (Ore, u.å.). Membranen er bygget opp av et tynt lag celluloseacetat (0,1-0,5 μm) som ligger oppå et tykkere porøst støttemateriale. For å beskytte membranen fra kjemikalier og mekanisk slitasje, kan et permeabelt materiale som er 1-2 μm tykt legges oppå (Kidnay et al., 2011). Membranmoduler som ofte blir brukt er enten «spiral-wound» eller «Hollow-fiber», se Vedlegg 2.

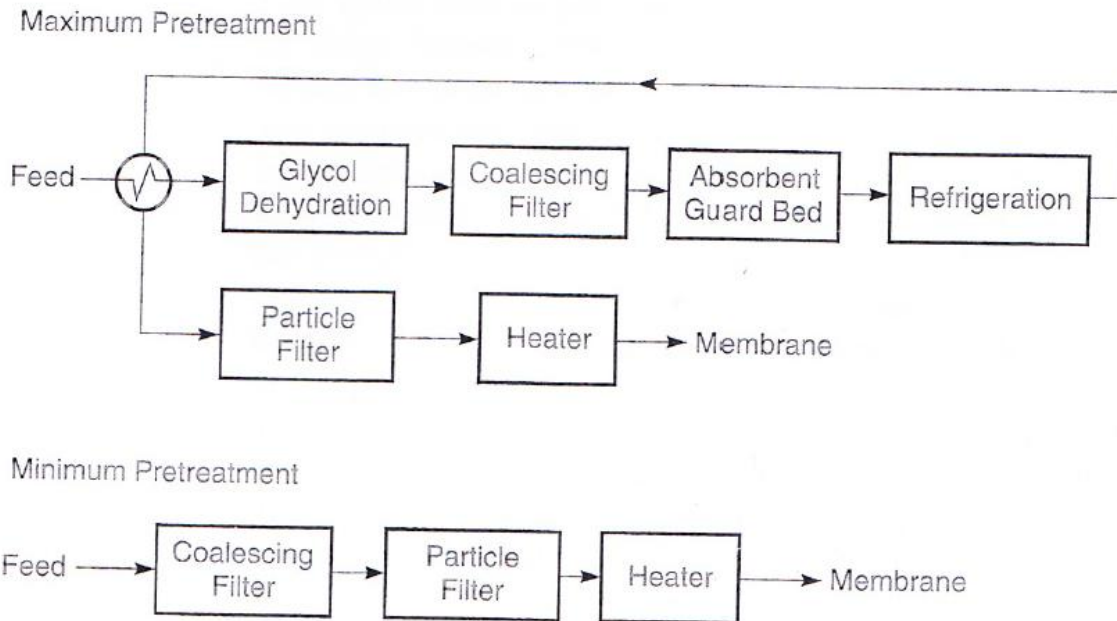
Det finnes flere måter å sette opp en separasjonsprosess for CO_2 med membran. Figur 4-7 viser flytskjema for to forenklete prosesser: ett-trinns og to-trinns membranseparasjon prosess. Ett-trinnsprosessen er enkel. Den inneholder ikke roterende utstyr, krever minimalt vedlikehold og har lave driftskostnader. Den foretrekkes for lave strømningsrater, og en ett-trinns membranseparasjon vil være optimal for en gassbrønn som produserer 1180-2360 Sm^3/h . Ulempen med denne prosessen er at en del metan også vil bli med permeatet, 10-15 % metan kan gå tapt i denne typen prosess (Baker, 2012).

For å unngå det store tapet av metan kan to-trinns prosessen være et alternativ. I denne prosessen blir permeatet komprimert etter den første separasjonen for så å bli ført gjennom en membranmodul nummer to. Dette andre trinnet gjør metantapet blir mindre. Men på grunn av kostnaden av kompresjonen mellom de to membranene har to-trinnsprosessen vanskeligheter med å konkurrere med aminprosessen (Baker, 2012).



Figur 4-7 Flytskjema for ett-trinn (one-stage) og to-trinns membranseparasjonsprosess (two-stage) for CO₂ fjerning fra naturgass. Hentet fra «Membrane Technology and Applications» av Baker, 2012, s. 361

For begge membranmodulene må høyt trykk opprettholdes for å sikre god permeasjonsrate, og ofte må membranmoduler kobles i serie og/eller parallelt for å kunne oppnå ønsket konsentrasjon i produktstrømmen (Abdel-Aal et al., 2003). I tillegg må gassen forbehandles før den kan separeres i membranen. Gassen kan inneholde flere urenheter som kan skade membranen, for eksempel sand. Celluloseacetat, som ofte brukes for CO₂-fjerning, er også ømfintlig for vann. Glykol dehydrering fulgt av silica gel brukes ofte som forbehandling for fjerning av vann før gassen føres gjennom membranmodulen. Figur 4-8 viser to muligheter for forbehandling av naturgassen. Forbehandlingen avhenger altså av hvilken membrantype som er installert og hva naturgassen eventuelt inneholder. Figuren viser «maximum pretreatment» og «minimum pretreatment», hvor maximum brukes når gassen har et høyt innhold av CO₂ og tyngre hydrokarboner. Ved motsatt tilfelle, lavt innhold av CO₂ og gass med relativt lette hydrokarboner, brukes minimum pretreatment (Baker, 2012).



Figur 4-8 Forbehandlingstrinn før gassen ankommer membranmodulen. Hentet fra «Membrane and Technology Applications» av Baker, 2012, s. 362

Markedet for fjerning av CO₂ ved hjelp av membranseparasjonssystemer per i dag varierer med hensyn på strømningsraten. Ved en strømningsrate på mindre enn 3540 Sm³/h er membranseparasjons systemer meget attraktive. Da brukes ofte et enkelt og lite system, som ett-trinnsprosessen beskrevet ovenfor. To-trinnsprosessen kan brukes ved en strømningsrate mellom 3540 og 35 400 Sm³/h, men her vil to-trinnsprosessen og aminprosessen konkurrere, og valget mellom dem vil avhenge av innholdet i gassen som skal behandles og hvor utstyret skal plasseres. Det finnes også større systemer som kan behandle en strømningsrate større enn 35 400 Sm³/h, men generelt kan man si at membransystemer har vanskelig for å konkurrere med aminprosessen hvis gassen inneholder mindre enn 10 % CO₂ (Baker, 2012).

4.3 H₂S-fjerning

Hydrogensulfid er uønsket i industrien av flere grunner. For det første er H₂S giftig. Ved eksponering for 500 ppm kan pustevansker og død forventes i løpet av noen få minutter. Momentan død vil inntreffe ved eksponering for 1000 ppm (Abdel-Aal et al., 2003). For det andre kan H₂S være en viktig bidragsyter til korrosjon. Kostnader knyttet til vedlikehold og utskiftning av rørledninger samt annet utstyr gjør det ønskelig å redusere mengden hydrogensulfid i gasstrømmen. Salvgassen kan kun inneholde 2,5 ppm H₂S⁵.

Tre renseprinsipper for fjerning av H₂S fra naturgass vil bli beskrevet i dette delkapittelet, henholdsvis absorpsjon, adsorpsjon og membran-teknologi. Delkapittelet vil ta for seg ulike virkemidler og prosesser som benyttes innenfor disse prinsippene.

Absorpsjon er ofte gunstig å benytte dersom naturgassen inneholder større konsentrasjoner av hydrogensulfid. Ved høye konsentrasjoner anvendes ofte fysisk absorpsjon. Imidlertid vil dette renseprinsippet være lite lønnsomt dersom mindre mengder skal fjernes. I disse tilfellene vil ofte adsorpsjon være et bedre alternativ (Mork & Gudmundsson, 2000).

4.3.1 H₂S-fjerning med absorpsjon

Kapittel 4.1.1 forklarer hva kjemisk- og fysisk absorpsjon innebærer generelt, samt hvilke fordeler og ulemper som er knyttet til dette renseprinsippet. Kjemiske absorpsjonsprosesser har videre blitt omtalt i kapittel 4.2.1. For å unngå gjentakelser vil disse prosessene kun beskrives kort i dette delkapittelet.

Fysiske absorpsjonsprosesser er komplekse. Å investere i anleggene kan være dyrt, mens operasjonskostnadene vil være lavere. Aminanlegg vil være dyrere i innkjøp, samt ha høyere operasjonskostnader enn fysiske absorpsjonsprosesser. Anlegg som benytter kaliumkarbonat som absorbent vil, som aminanleggene, være dyre i innkjøp, men ha rundt samme operasjonskostnader som fysiske absorpsjonsprosesser (Mokhatab & Poe, 2012).

Prosesser innenfor fysisk absorpsjon er Fluor, Selexol, Purisol.

4.3.1.1 Aminprosessen

Aminprosessen har blitt beskrevet i kapittel 4.2.1.1. Fjerning av hydrogensulfid ved hjelp av aminløsninger er en utstrakt metode.

DEA (dietanolamin) var det første aminet som ble brukt for å redusere mengden H₂S. Dette er et sekundært amin som har rask reaksjonskinetikk med H₂S og CO₂, og som fjerner begge komponentene (Aker Solutions, u.å.).

MDEA er mer selektivt for hydrogensulfid. Dette er et tertiært amin, og har erstattet DEA innenfor H₂S-fjerning (Aker Solutions, u.å.).

4.3.1.2 Kaliumkarbonatprosessen

Kaliumkarbonatprosessen vil bare kunne fjerne H₂S dersom CO₂ er tilstede. I kapittel 4.2.1.2 er det blitt sett nærmere på denne prosessen.

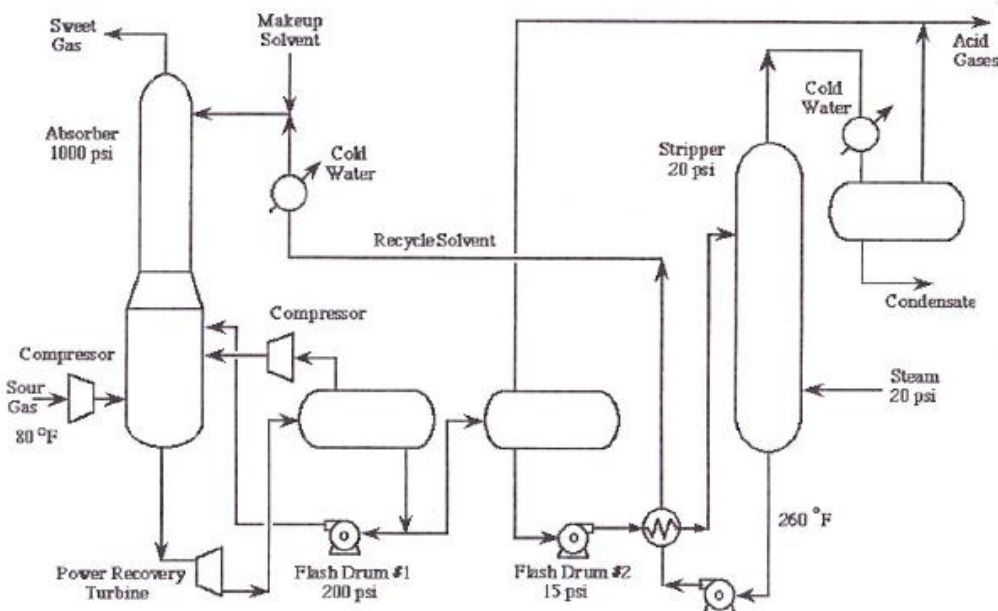
⁵ Verdi gitt av Polytec.

4.3.1.3 Fluorprosessen

Fluorprosessen kan fjerne hydrogensulfid selektivt. Den beskrives grundigere i delkapittel 4.2.1.4 ettersom den benyttes i større grad for CO₂ (Mork & Gudmundsson, 2000).

4.3.1.4 Selexolprosessen

Som tidligere nevnt i delkapittel 4.2.1.3 kan Selexolprosessen fjerne H₂S selektivt, men vil også kunne redusere CO₂-innholdet med rundt 85 %. DMPEG benyttes som absorbent. Prosessen anvendes når partialtrykket av H₂S og CO₂ er høyt i den sure gassen (Mork & Gudmundsson, 2000).



Figur 4-9 Illustrasjon av Selexolprosessen. Hentet fra "Petroleum and Gas field Processing" av Abdel-Aal, Aggour & Fahim, 2003, s. 278.

Som Figur 4-9 illustrerer sendes den sure gassen inn i nedre del av absorpsjonstårnet, som opererer med et trykk på rundt 69 bar (Mokhatab & Poe, 2012). Absorpsjonstårnet kan driftes med temperaturer mellom -18 °C og omgivelsestemperatur (Mork & Gudmundsson, 2000).

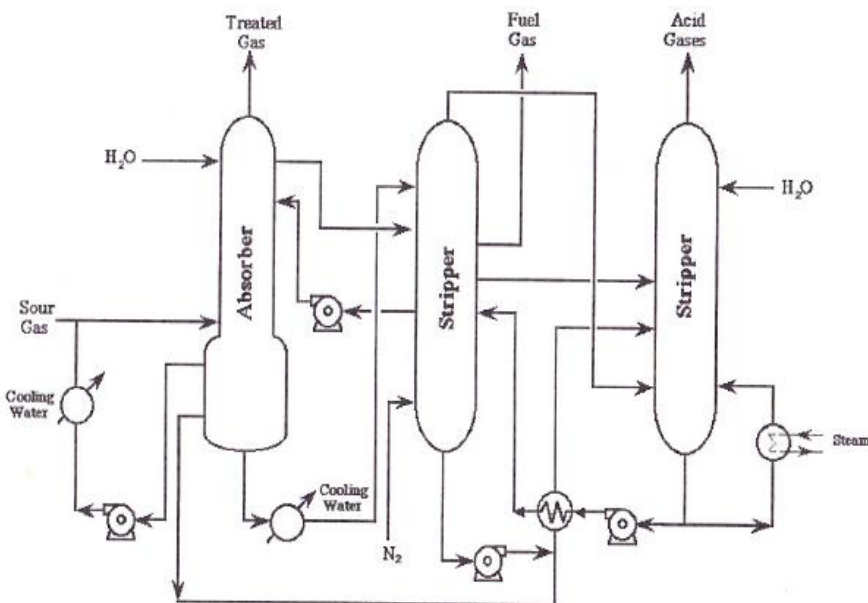
Regenereringen av absorbenten gjøres i flere trinn ved at trykket gradvis reduseres (Mork & Gudmundsson, 2000). Absorbenten går først inn i en flashtank hvor trykket blir satt ned til rundt

14 bar. Metan vil også ha blitt løst i væsken, og resirkuleres tilbake til absorpsjonskolonnen, for deretter å bli en del av den rensede gassen. Absorbenten føres videre inn i en ny flashtank, hvor trykket blir redusert til atmosfæretrykk. Absorbenten vil fortsatt kunne inneholde noe H₂S etter dette. For å fullføre regenereringen føres til slutt absorbenten inn i en regenereringskolonne varmet opp av damp. Temperaturen vil ligge på rundt 127 °C. Syklusen avsluttes ved at absorbenten tilbakeføres til absorpsjonstårnet (Abdel-Aal et al., 2003).

Ulempene med Selexol- og Purisolprosessen er knyttet til tap av tyngre hydrokarboner (Burr & Lyddon, u.å.).

4.3.1.5 Purisolprosessen

Purisol er basert på tilstedeværelse av NPM i en organisk væske (Mork & Gudmundsson, 2000). Prosessen er selektiv for H₂S, men vil også kunne fjerne CO₂ og H₂O (Abdel-Aal et al., 2003).



Figur 4-10 Illustrasjon av Purisolprosessen. Hentet fra "Petroleum and Gas field Processing" av Abdel-Aal, Aggour & Fahim, 2003, s. 277.

Som vist i Figur 4-10 føres naturgassen inn i nedre del i et absorpsjonstårn. Trykket i tårnet vil vanligvis være rundt 69 bar (Mokhatab & Poe, 2012). Temperaturen i absorpsjonstårnet kan variere fra omgivelsestemperatur til -15 °C. Ved sistnevnte temperatur vil det være behov for en kjøler (Burr & Lyddon, u.å.).

Absorbenten regenereres ved hjelp av to regenereringstårn som har blitt tilført tilstrekkelig varme. Hydrokarboner skilles fra væskeløsningen i det første tårnet, og forlater tårnet som brennbar gass. Det andre tårnet vil på sin side fjerne H₂S fra absorbenten. Deretter resirkuleres absorbenten tilbake til absorpsjonstårnet (Abdel-Aal et al., 2003).

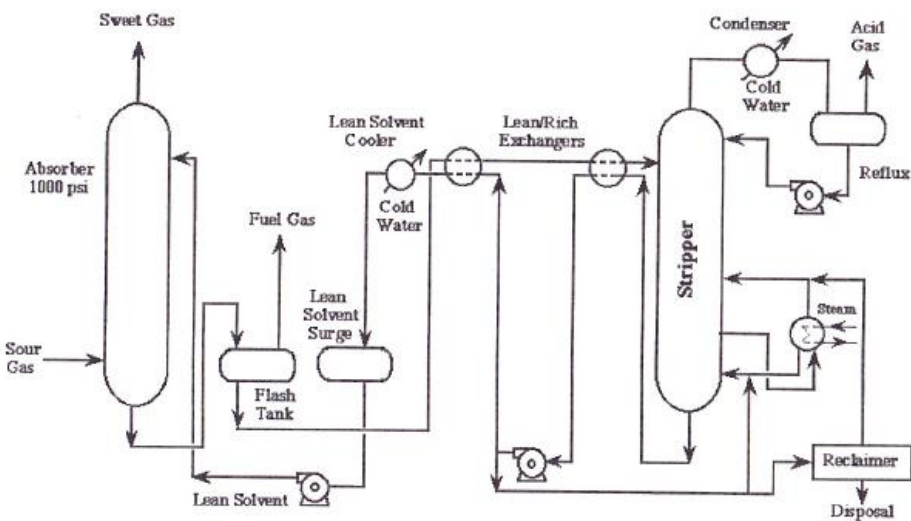
4.3.2 H₂S-fjerning med kombinerte prosesser

Å blande fysiske og kjemiske prosesser har vist seg å være lønnsomt i enkelte tilfeller, og betegnes som kombinerte prosesser.

4.3.2.1 Sulfinolprosessen

Sulfinolprosessen er en kombinert prosess som foregår ved både fysisk og kjemisk absorpsjon. Vanligvis benyttes 40 % sulfolan (tetrahydrotiopen), 40 % DIPA og 20 % H₂O (Abdel-Aal et al., 2003). Mengden og tilsetningen av de ulike stoffene vil avgjøre i hvor stor grad de ulike gassene absorberes (Mork & Gudmundsson, 2000).

Sulfinolprosessen vil være egnet dersom partialtrykket til H₂S er høyt, og dersom større mengder H₂S enn CO₂ skal fjernes. Videre vil ikke prosessen medføre et betydelig tap av tyngre hydrokarboner (Abdel-Aal et al., 2003).



Figur 4-11 Illustrasjon av Sulfinolprosessen. Hentet fra "Petroleum and Gas field Processing" av Abdel-Aal, Aggour & Fahim, 2003, s. 279.

I Figur 4-11 kan det ses at prosessen har flere likheter med Selexolprosessen. Den sure gassen føres inn i nedre del av absorpsjonstårnet som har et trykk på rundt 69 bar, og vil strømme motstrøms absorbenten som har blitt tilført i øvre del. Regenereringen av absorbenten krever i motsetning til Selexolprosessen kun en flashtank, før H_2S og CO_2 fjernes fra absorbenten i et regenereringstårn oppvarmet av damp. Absorbenten vil deretter kjøles ned, og føres tilbake til absorpsjonstårnet. Sulfinolprosessen har, i motsetning til Selexolprosessen, et gjenvinningsanlegg for degraderte absorbenter (Abdel-Aal et al., 2003).

Større investeringer og driftskostnader vil kreves. Dette kan blant annet tilskrives behovet for et større antall utstyr i prosessene (Cooley et al., 1987).

4.3.3 H_2S -fjerning med adsorpsjon

Hva adsorpsjon innebærer, samt hvilke styrker og svakheter som kjennetegner dette renseprinsippet, ble sett nærmere på i kapittel 4.1.2. Prinsippet kan benyttes når en høy renhetsgrad i naturgassen kreves, og når konsentrasjonen av H_2S i utgangspunktet er lav (Mork & Gudmundsson, 2000). Dette medfører at de ulike adsorpsjonsprosessene inneholder begrensninger i form av hvilke mengder H_2S de kan håndtere. Dessuten vil adsorpsjon generelt gi et større trykktap enn absorpsjon (Netusil & Ditl, 2011), samt kreve utskifting av adsorbenter

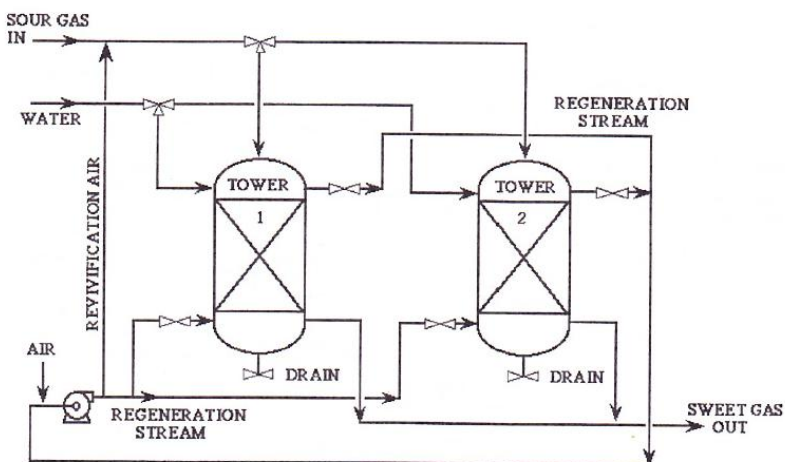
pga. degradering over tid (Campbell & Company, 2004). Samtidig vil dette være nyttige prosesser dersom salgskravet for H₂S skal innfris.

Adsorpsjon kan blant annet foregå med ”jernsvamp”, sinkoksid og molekylsil. ”Jernsvamp” og sinkoksid er basert på kjemisk adsorpsjon, mens molekylsil er en fysisk adsorpsjonsprosess.

4.3.3.1 ”Jernsvamp-prosessen”

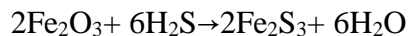
”Jernsvamp-prosessen”, også kalt ”Iron Sponge”, har blitt benyttet i USA og i Europa i over 100 år, og fjerner H₂S selektivt (Foral & Al-Ubaidi, u.å.). Prosessen vil være egnet dersom konsentrasjonen av hydrogensulfid er mindre enn 300 ppm (Mork & Gudmundsson, 2000), og kan redusere H₂S-innholdet til rundt 1 ppm (Abdel-Aal et al., 2003). Prosessen vil kunne innfri salgskravet for H₂S.

For å forhindre voksavsetning i tårnet, og for at H₂S skal kunne adsorberes optimalt, opererer systemet vanligvis med en temperatur mellom 18.3 °C og 46 °C (Kohl & Nielsen, 1997). Operasjonstrykket vil være opptil 83 bar (Mork & Gudmundsson, 2000). Et trykkfall på opptil 14 bar kan forventes (Manning & Thompson, 1991).



Figur 4-12 Illustrasjon av jernsvamp-prosessen. Hentet fra ”Petroleum and Gas field Processing” av Abdel-Aal, Aggour & Fahim, 2003, s. 262.

Prosessen kan enten foregå ved å benytte to tårn, som vist i Figur 4-12, hvor adsorbenten regenereres, eller ved et adsorpsjonstårn med påfølgende utskiftning. Den sure gassen føres inn i et adsorpsjonstårn som er fylt med adsorbenter. Disse består av trespon og jernoksider (Asheim, 1985). H₂S reagerer med jernoksid, og danner jernsulfid:



Adsorbenten kan regenereres ved å tilføre luft. Dette vil føre til at jernsulfidet oksideres, for deretter å omdannes til jernoksid og svovel (Abdel-Aal et al., 2003). Imidlertid kan kun 60 % av adsorpsjonsevnen forventes etter regenerering. Svovel vil redusere adsorpsjonsevnen til jernoksidet ved at det legger seg som et lag på overflaten av adsorbenten. Dessuten bør adsorbenten fuktes før den benyttes i et nytt løp, ved at vann som har et pH- nivå mellom 8-10

tilføres (Mork & Gudmundsson, 2000). Sjøvann inneholder et pH- nivå mellom 8,0- 8,3 (Lindholm, 2007).

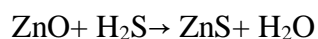
Adsorbenten vil måtte skiftes ut med jevne mellomrom. I følge Abdel-Aal et al. (2003) bør den skiftes ut etter 10 sykluser. Levetiden til adsorbenten vil av den grunn være begrenset.

Regenerering benyttes vanligvis ikke. I flere tilfeller vil det være mer lønnsomt dersom adsorbenten skiftes ut og erstattes med en ny (Kohl & Nielsen, 1997).

Operasjonskostnader vil være knyttet til avfallshåndtering av adsorbenten, med tilhørende sikkerhetstiltak. Dersom jernsulfidet eksponeres for luft kan dette føre til en kraftig økning i temperatur i adsorbenten. Dette kan igjen resultere i selvantennelse (Abdel-Aal et al., 2003) (Kohl & Nielsen, 1997). Utskiftning av jernsvamper vil derfor kunne være mer tidkrevende og dyrere sammenlignet ved å benytte andre adsorbenter (Foral & Al-Ubaidi, u.å.).

4.3.3.2 Sinkoksid

Med sinkoksid adsorberes H₂S på et granulært/ kornet materiale med sinkoksid på overflaten (Mork & Gudmundsson, 2000). H₂S reagerer med sinkoksid, og omdannes til sinkulfid og vann:



Sinkoksid er en bedre adsorbent enn jernoksid. Ved en temperatur på rundt 300 °C i adsorpsjonskolonnen kan H₂S-innholdet være 1 ppm etter rensingen (Abdel-Aal et al., 2003). ZnO-adsorpsjon holdes vanligvis over 121 °C for at reaksjonshastigheten skal gå raskere (Mork & Gudmundsson, 2000). En ekstra energitilførsel kan kreves for å oppnå disse temperaturene.

En ulempe med denne prosessen er at sinkulfid ikke kan regenereres tilbake til sinkoksid på stedet. Videre anses sink (Zn) som et tungmetall, og det vanskeliggjør avfallshåndteringen av det (Abdel-Aal et al., 2003).

Operasjonskostnader vil være knyttet til at prosessen vil ha et kontinuerlig behov for utskiftning, samt tilførsel av adsorbent.

4.3.3.3 Molekylsil

Adsorpsjon med molekylsil kan redusere H₂S- innholdet til 4 ppm (Mokhatab & Poe, 2012). Molekylsil benyttes for å fjerne H₂S og H₂O, men den vil også fjerne noe CO₂. Molekylsilen består av krystallinske natrium aluminiumsilikater. Polare molekyler som H₂S og H₂O vil tiltrekkes av elektriske ladninger inne i porene. Ladningene oppstår som følge av at molekylsilen inneholder alumina (Campbell & Company, 2004). H₂O, som er et meget polart molekyl, vil adsorberes først (Abdel-Aal et al., 2003). Prosessen driftes vanligvis ved et trykk på rundt 30 bar (Mork & Gudmundsson, 2000).

Molekylsilene fremstilles syntetisk, se Figur 4-13. På grunn av dette kan man få et materiale hvor porestørrelsen er lik i alle deler av silen. Porestørrelsen velges ut i fra hvilke molekyler som ønskes fjernet (Mork & Gudmundsson, 2000). Industrien tilbyr fire forskjellige molekylsiler,

henholdsvis 3 Å⁶, 4 Å, 5 Å og 13 X. Når hydrogensulfid skal fjernes, bør type 5 Å anvendes. Størrelsen på CO₂-molekylene vil være forholdsvis lik størrelsen på H₂S molekylene. Dette medfører at CO₂ vil kunne ta opp plass i porene som i utgangspunktet var ment for H₂S (Mokhatab & Poe, 2012). En diameter på 4 Å i molekylsilen vil ikke medføre et betydelig trykktap (Xinyuan Technology, 2011).



Figur 4-13 Utdrag av oppbygningen til en molekylsil. Hentet fra: http://www.molecularsieve.org/Zeolite_Molecular_Sieve.htm

For at prosessen skal foregå kontinuerlig behøves minst to tårn med siler. Mens den ene regenereres, vil den andre fungere som adsorbent (Abdel-Aal et al., 2003). Regenereringen driftes vanligvis ved en temperatur på rundt 315 °C. En ekstra energitilførsel kan kreves for å oppnå denne temperaturen. De adsorberte molekylene frigjøres fra silen, ved at forhåndsoppvarmet gass, som ikke inneholder H₂S og CO₂, tilføres (Mork & Gudmundsson, 2000).

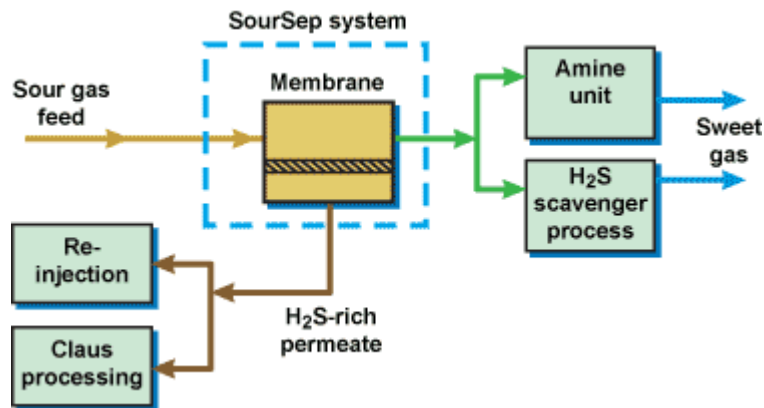
Dokumentasjon på hvor lang tid det vil gå før en molekylsil må skiftes ut, har vært vanskelig å finne. Molekylsilen degraderes ikke (Mork & Gudmundsson, 2000). Det er rimelig å anta at adsorpsjonsevnen vil avta med tid, men synes ut i fra denne påstanden ikke å være hyppig.

4.3.4 H₂S-fjerning med membran

I kapittel 4.1.3 ble det sett nærmere på hvilke fordeler som er knyttet til anvendelse av membraner. Nyere prosjekter benytter membraner særlig når H₂S- og CO₂-innholdet er høyt (Cnop, u.å.). Generelt er membraner egnet for å rense sur gass med høy konsentrasjon av H₂S og CO₂. Renseprinsippet vil derimot være underlegent sammenlignet med andre prinsipper dersom konsentrasjonen er lav. Komponentenes partialtrykk vil være lave ved mindre konsentrasjoner, og separasjonen, som drives av trykkforskjeller, vil reduseres. En membran som i utgangspunktet er ment for å fjerne CO₂, vil også kunne fjerne en stor andel H₂S. H₂S-innholdet kan reduseres til 100 ppm i en kommersiell membranhet (Mork & Gudmundsson, 2000). For å innfri transportkravene må imidlertid ytterligere renseprosesser benyttes (Echt & Singh, 2008) (Bhide et al., 1998) (Cnop, u.å.).

⁶ Å står for Ångström, og angir her diameteren til porene. En Å tilsvarer 10⁻¹⁰ meter.

En illustrasjon av hva kommersiell teknologi kan tilby, dersom membraner benyttes for H₂S-fjerning, vises i Figur 4-14 (Membrane Technology & Research, 2011).



Figur 4-14 Illustrasjon av MTR's SourSep™ system. Hentet fra: http://www.mtrinc.com/h2s_removal.html

Akademisk forskning har i stor grad fokusert på fjerning av CO₂. Forskingen som har blitt gjort for H₂S har hovedsakelig sett på lave konsentrasjoner og trykk (Vaughn, u.å.).

Å benytte celluloseacetat-membran har vist seg å være nyttig dersom H₂S har et høyt partialtrykk (Cnop, u.å.), men samtidig tyder studier på at H₂S vil plastifisere i dette materialet (Pourafshari Chenar et al., 2009).

Metan vil også kunne permeere gjennom polymere membraner sammen med CO₂ og H₂S. Mengden CH₄ som vil gå tapt i permeatstrømmen vil avhenge av operasjonsbetingelsene for prosessen (Hao, Rice & Stern, 2002).

Hul-fiber- og spiralmembraner kan benyttes for å fjerne H₂S (Hao et al., 2002), se Vedlegg 2. Lokhandwala og Baker foreslår et ko-polymer bestående av polyeter som det mest egnede membranmateriale for H₂S-fjerning (Pourafshari Chenar et al., 2009). Dette er et gummiaktig polymer, og har tidligere blitt beskrevet i kapittel 4.1.3. Gummiaktige membraner egner seg bedre enn glassaktige membraner når hydrogensulfid skal fjernes, men samtidig vil tyngre hydrokarboner permeere lettere i denne typen membran, og vil med det bli en del av permeatet (Baker, 2012).

4.4 H₂O-fjerning

Fjerning av vann fra gass betegnes ofte gasstørking eller dehydrering. Resultatet av dehydrering er senkning av vannduggpunktet, altså det punktet hvor vanndamp i gassen begynner å kondensere. Tørking av naturgass er nødvendig av flere årsaker. For høyt vanninnhold i gassen kan medføre hydratdannelse under rørtransport, som igjen kan helt eller delvis blokkere for gasstrømmen. Hydratdannelse kan fremkalles av høye trykk og lave temperaturer. Videre kan det risikeres at vanndamp i gassen kondenserer, slik at det blir felt ut vann i gassrørene. Da kan tofasestrømning by på problemer, blant annet vannansamling i lave punkter i rørledningene (kalles *slugs*). Slike vannansamlinger vil redusere gjennomstrømningen i røret. Redusert vanninnhold i gassen vil også redusere korrosjon av rørene. Dersom gassen er sur, vil korrosjonen gå fortere, grunnet dannelse av syrer fra kondensert vann og H₂S og CO₂. Videre spiller transport- og mottakerkrav for gassen inn.

I dette delkapitlet vil ulike prinsipper for gasstørking presenteres. Under hver av de nevnte hovedprinsippene for fjerning av vann fra gass finnes det mange variasjoner. Her vil hvert hovedprinsipp beskrives gjennom en av flere mulige utførsler.

4.4.1 H₂O-fjerning med absorpsjon

Ved tørking av gass gjennom absorpsjon kan EG, DEG, TEG, og T4EG benyttes som absorberer. Ettersom TEG er den mest brukte glykolen (Løvland, 1993), beskrives her en absorberingsprosess som benytter TEG. Trietylen glykol foretrekkes blant annet på grunn av høyt kokepunkt, høy dekomposisjonstemperatur⁷, lavt fordampningstap, lite vedlikeholdsbehov og lave kostnader for øvrig (Cisoilgas, u.å.).

Prosesen foregår i en absorpsjonskolonne (se Figur 4-15), hvor den fuktige gassen strømmer inn i bunnen og TEG strømmer inn i toppen av kolonnen. Gassen vil så stige oppover i kolonnen, samtidig som glykolen renner nedover. Tilstrekkelig kontakt mellom glykolen og gassen sikres ved at det i kolonnen er lagt inn flere plater, også kalt trinn. Antall trinn avhenger av ønsket tørrhet, gassens massestrøm og egenskaper, samt kolonnens dimensjoner. Gass-glykol-kontakten på platene kan ses som skumming (Asheim, 1985).

Temperaturen i absorpsjonskolonnen bør holdes under 38 °C. Dette reduserer glykolemengden som fordamper, i tillegg til at vannmengden i gassen reduseres (Mork & Gudmundsson, 2000). Overskridelse av maksimumstemperaturen med 10-15 °C kan medføre at størrelsen på absorpsjonstårnet må dobles (Holm, 1993). Minimum driftstemperatur for absorpsjonstårnet er 0 °C (Holm, 1993). For en effektiv absorpsjon bør temperaturforskjellen mellom fødegassen og glykolen ligge mellom 10-15 °C (Khan, 2012).

Trykket i absorpsjonskolonnen bør vanligvis ligge under 139 bar. Det kan ventes et trykkfall på mellom 0,34-0,69 bar over en TEG absorpsjonskolonne med TEG (Kidney & Parrish, 2006).

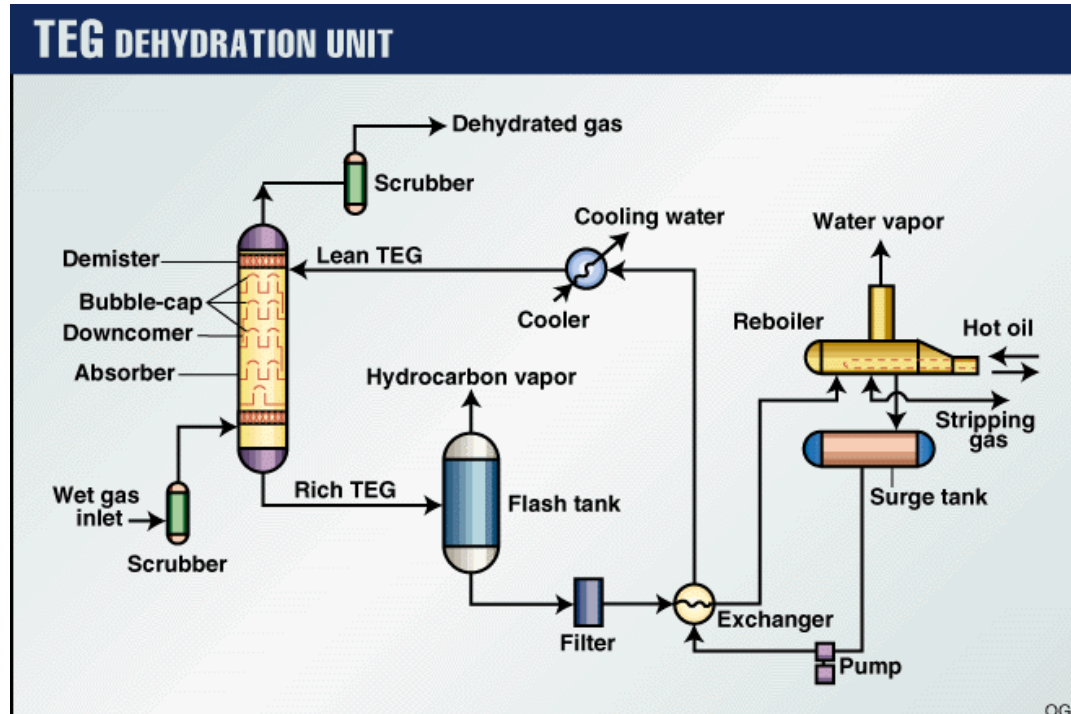
Den vannholdige glykolen fra absorpsjonskolonnen pumpes så videre til flashtanken. Flashtanken har til hensikt å hente ut hydrokarboner som har fulgt med glykolen fra absorpsjonskolonnen. På denne måten kan hydrokarbonene dampes av i flashtanken og gjenforenes med produktstrømmen, heller enn å gå tapt sammen med vanndampen fra regenereringskolonnen. Anbefalt temperatur og

⁷ Dekomposisjonstemperatur: Temperaturen hvor den kjemiske sammensetningen begynner å brytes opp til en enklere kjemisk sammensetning (Store Norske Leksikon, u.å.).

trykk i flashtanken er henholdsvis 65 °C og 3,5-7 bar for best mulig utskilling av hydrokarboner (Cisoilgas, u.å.).

Videre filtreres den vannholdige glykolen for å unngå problemer med skumming og helt eller delvis blokkerte passasjer. Deretter forvarmes den vannholdige strømmen opp til omtrent 150-175 °C av den regenererte glykolstrømmen før den går inn i regenereringskolonnen (Cisoilgas, u.å.). I regenereringskolonnen varmes den vannholdige glykolen opp slik at vannet i den fordampes, mens mesteparten av glykolen blir igjen. Dette er mulig da vannet har kokepunkt på 100 °C ved atmosfæretrykk, mens TEG koker ved 277,85 °C ved atmosfæretrykk. Altså kan man velge å koke av vannet uten å koke av glykolen. Temperaturen i regenereringskolonnen må ikke overstige 204 °C. Da risikeres dannelse av uønskede produkter av glykolen (Netusil og Ditol, 2011). Dette fordi TEG har en dekomposisjonstemperatur på 206 °C (Campbell & Company, 2004). Like fullt er det ønskelig å holde temperaturen i regenereringskolonnen så tett opp mot 204 °C som mulig for å oppnå høyest mulig renhetsgrad på den regenererte glykolen. Vanligvis ligger temperaturen i regenereringskolonnen innenfor 170 °C og 204 °C (Mork & Gudmundsson, 2000).

Renset TEG pumpes ut fra bunnen i regenereringskolonnen, ned til surge-tanken, kjøles deretter ned av den vannholdige glykolstrømmen fra flashtanken, går gjennom en ytterligere kjøler og blir så injisert i toppen på absorpsjonskolonnen for å tørke gass.



Figur 4-15 Flytskjema for TEG gasstørking. Hentet fra <http://wbsakti.wordpress.com/2012/10/05/teg-dehydration-unit/>

Litt TEG vil gå tapt sammen med vanddampen fra regenereringstanken. Dette må erstattes fortløpende. I tillegg vil forurensing som bten (benzen, toluen, etylbenzen og xylen) gå ut sammen med vanddampen. ETA krever at større glykol-anlegg må ha et eget kontrollsystem for utslipp av benzen (Baker, 2012). Kombinasjonen av glykol og svovel er korrosjonsfremmende (Campbell & Company, 2004). Et høyt svovelinnhold i gassen vil altså fremme økt korrosjon av prosessutstyret. Glykolen vil dessuten degraderes fortere jo større innhold gassen har av svovel og oksygen (Campbell & Company, 2004).

4.4.2 H₂O-fjerning med adsorpsjon

Et annet prinsipp for å skille vann fra rikgass, er ved hjelp av adsorpsjon. Selve prosessforløpet er beskrevet i kapittel 4.1.2. Aktuelle adsorbenter kan som nevnt være silica gel, aktivert alumina eller en molekylsikt. Valget mellom disse avhenger av ønsket duggpunkt, tilstedeværelse av urenheter, ko-adsorpsjon av tunge hydrokarboner og kostnad (Campbell & Company, 2004). Campbell & Company påpeker videre at ved temperaturen 38 °C går det et skille. Mens silica gel og aktivert alumina mister mye av sin kapasitet ved temperaturer over 38 °C, vil molekylsiler ikke bli like redusert av høye temperaturer.

Bruk av bauksitt (råvaren til aktivert alumina) kan få gassens vanninnhold ned til omtrent 1 ppm. En ulempe her er at bauksitten også tar opp en del tyngre hydrokarboner som ikke lar seg fjerne under regenerering (Mork & Gudmundsson, 2000). Da mister bauksitten fort virkningsgraden. Enten må det unngås at tyngre hydrokarboner kommer i kontakt med adsorbenten, eventuelt må adsorbenten skiftes ut for hver adsorpsjonssyklus.

Aktivert alumina, som lages av bauksitt, er for øvrig adsorbenten med høyest mekanisk styrke, og er billigere enn silica gel og molekylsiler (Gandhidasan et al., 2001). Denne kan flytte duggpunktet ned mot -73 °C (Campbell & Company, 2004), og har en regenereringstemperatur på 240 °C (Netusil & Ditl, 2011). Ulemper er stor ko-adsorpsjon av hydrokarboner og at det kreves større adsorpsjonstårn. (Gandhidasan et al., 2001).

Silica gel blir ofte foretrukket som adsorbent. Denne kan redusere vanninnholdet til omtrent 10 ppm, og lar seg lett regenerere (Mork & Gudmundsson, 2000). Med denne adsorbenten kan duggpunktet senkes til -60 °C (Campbell & Company, 2004). Regenereringstemperaturen er på 230 °C (Netusil & Ditl, 2011). Silica gel tiltrekker seg både vann og tyngre hydrokarboner (her fra og med C₅), og kan derfor senke både vann- og hydrokarbonduggpunktet i en og samme enhet (Campbell & Company, 2004). Adsorbenten mettes fortere med tyngre hydrokarboner enn vann, og stor tilstedeværelse av tyngre hydrokarboner kan forkorte adsorpsjonssyklusen ned til én time mellom hver regenerering (Campbell & Company, 2004). Dessverre mister silica gelen sin konsistens ved kontakt med vann i væskeform (Gandhidasan et al., 2001). Dette kan motvirkes ved å legge et lag alumina (som tåler flytende vann) over silica gelen i tårnet, slik at vann i væskeform ikke kommer frem til silica gelen (Netusil & Ditl, 2011).

Benyttelse av molekylsikt er et av de dyrere behandlingalternativene for dehydrering av gass. Til gjengjeld kan det oppnås svært lav vannkonsentrasjon i gassen, ned til 0,03 ppm (Mork & Gudmundsson, 2000). Den lave vannkonsentrasjonen gir utslag på duggpunktet, som ved bruk av molekylsiler kan senkes ned mot -100 °C (Campbell & Company, 2004).

Regenereringstemperaturen for en typisk molekylsikt er på 290 °C (Netusil & Ditl, 2011). Etersom vannmolekylet har en diameter på 3,2 Å (0,00032 µm), trengs en molekylsilt med poreåpning større enn 3,2 Å for å ta opp vannmolekyler. Til dehydrering av naturgass nyttes

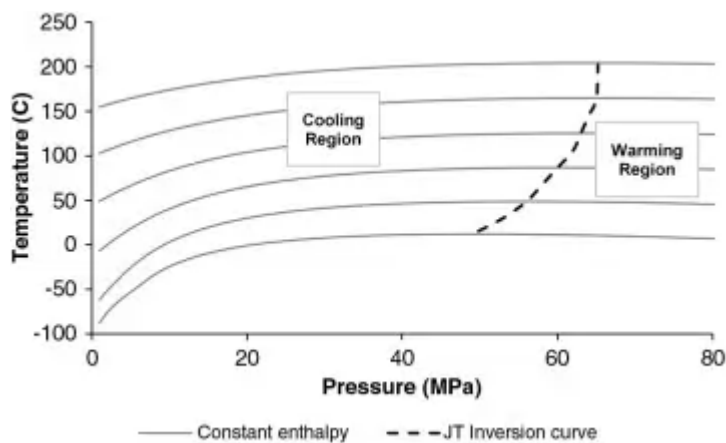
gjørne molekylsilen kalt 4 Å, med poreåpning på 4 Å. Ettersom CO₂ har molekyl diameter på 2,8 Å og H₂S 3,6 Å, vil også disse kunne bli tatt opp av 4 Å-silen. Polariteten i molekylsikten vil for øvrig sørge for at stort sett polare molekyler blir tatt opp, her vann- og H₂S-molekyler (Campbell & Company, 2004).

Et adsorpsjonsanlegg er i følge Netusil & Ditl (2011) sammenlignet med et absorpsjonsanlegg opptil 2-3 ganger dyrere i innkjøp. Det vil ha 70 % større diameter på kolonnene pga. at gjennomstrømningshastigheten skal være 1/3 av gjennomstrømningshastigheten for absorpsjonsanlegg. Kolonnene vil også være høyere og tyngre. Videre nevnes at adsorpsjonsanlegg generelt takler urene gasser bedre enn absorpsjonsanlegg, da urenheter i gassen kan forårsake skumming i absorpsjonskolonner. Forventet trykktap er 6-7 bar.

4.4.3 H₂O-fjerning med kjøling

Når gass kjøles ned under vannets duggpunkt, vil vann kondensere ut fra gassen. Gassen kan kjøles med flere metoder. Disse kan deles inn i direkte kjøling, eller ekspansjonskjøling med turboekspander eller Joule Thomson-ventil (Norges Teknisk-Naturvitenskapelige Universitet, u.å.). Etter at vannet er kondensert ut, trengs det en eller flere separatorer for å fjerne det fra gasstrømmen.

Ekspansjons-kjøling baserer seg på utnyttelse av Joule-Thomson-effekten, altså at temperaturen vil falle ved hurtig ekspansjon av en gass. Temperaturfallet vil igjen medføre at fuktighet vil kondensere ut fra gassen. Det er likevel ikke gitt at en hurtig ekspansjon med tilnærmet konstant entalpi vil forårsake en nedkjøling av gassen. Fortegnet til Joule-Thomson-koeffisienten forteller hvorvidt nedkjøling av gassen vil følge en hurtig ekspansjon (Parks & Amin, 2012). Som vist i figuren under vil man på venstre side av *JT Inversion curve*, eller *inversjons-kurven* på norsk, oppnå et temperaturfall ved trykksenkning med konstant entalpi. *JT Inversion curve* markerer tilstandene der Joule Thomson-koeffisienten er lik null. Figuren er basert på gassen fra Gorgon-feltet på vest-kysten av Australia.



Figur 4-16 Illustrasjonen viser utslag i temperatur ved trykkendring ved konstant entalpi. På venstre side av JT iverion curve vil trykkfall medføre senkning av temperatur. Hentet fra http://ezproxy.hsh.no:2309/S0920410511002865/1-s2.0-S0920410511002865-main.pdf?_tid=69c051ec-8cb8-11e2-955b

Joule Thomson-koeffisienten, μ , er gitt følgende formel (4):

$$\mu = \frac{h}{m \lambda}$$

(4)

Joule Thomson-koeffisienten er altså gitt ved raten av temperaturendring over raten av trykkendring ved konstant entalpi.

4.4.3.1 Direkte kjøling

Duggpunktreduksjon kan oppnås med direkte kjøling av naturgassen, f.eks. med bruk av flytende propan (Norges Teknisk-Naturvitenskapelige Universitet, u.å.). I følge Asheim (1985) er slike anlegg uaktuelle offshore på grunn av sin betydelige vekt og størrelse. Asheim mener riktignok montering på plattform i denne sammenhengen, ikke subsea. Subsea spiller ikke størrelse og vekt en like stor rolle, annet enn ved monteringen og om anlegget eventuelt må tas opp for service.

4.4.3.2 Kjøling ved hjelp av turboekspander

Ekspansjonen foregår enten gjennom en ventil eller en ekspander (Norges Teknisk-Naturvitenskapelige Universitet, u.å.). Ekspanderen kalles også gjerne turboekspander. Teknologien har hovedsakelig vært brukt til å skille metan fra tyngre hydrokarboner (Campbell & Company, 2004). Mye av energien gassen gir fra seg ved trykktapet driver turbinen rundt. 85 % av denne rotasjonsenergien kan omdannes til elektrisk strøm vha. generator, og siden benyttes til kompressoren (Campbell & Company, 2004). Etersom ekspansjonskjøling medfører et betydelig trykktap, vil ekspansjonskjøling i all hovedsak være mest attraktivt der hvor rekompresjon ikke er nødvendig (Campbell & Company, 2004).

Fordeler med turboekspander:

- Noe energi fra ekspansjonen kan nyttes til kompresjonen
- Pålitelig

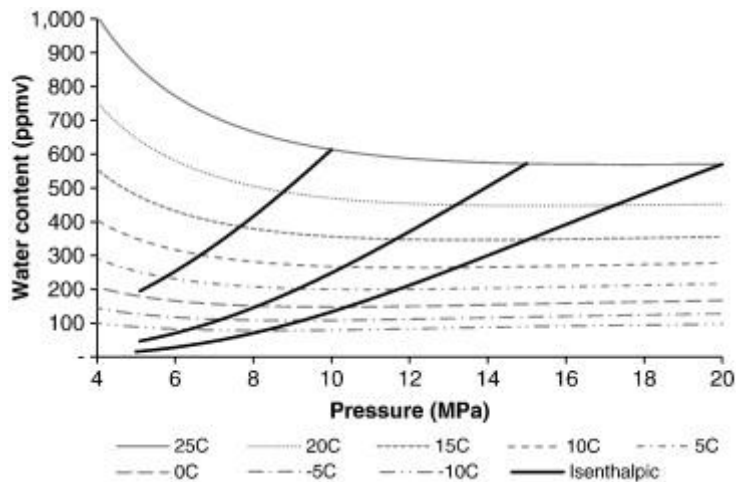
(Campbell & Company, 2004)

Ulemper med turboekspander:

- Bevegelige deler
- Ekspansjonsturbinen tåler bare en viss mengde vann
- Gir et stort trykktap for gasstrømmen, kan måtte kompenseres ved kompresjon
- Behov for inhibitor
- Energi til pumpe for kondensat (evt. oppvarming, nedkjøling, og inhibitor-pumpe)

4.4.3.3 Kjøling ved hjelp av Joule Thomson-ventil

Istedenfor en roterende turbin, kan det benyttes en ventil til ekspansjonen. Ved å strupe gassen over en ventil vil det oppstå et trykkfall over ventilen. Over en relativt kort avstand snevres løpet til gasstrømmen inn, for så å munne ut i et vesentlig større tverrsnitt straks etter at restriksjonen er passert. Gitt at Joule-Thomson-koeffisienten har positivt fortegn, vil dette trykkfallet føre til en temperaturnedgang. Selv om trykkfallet teoretisk vil øke vannmengden i gassen noe, blir dette mer enn oppveid av effekten av temperaturfallet. Totalt sett vil altså vannmengden i gassen avta. Denne effekten er synliggjort i Figur 4-17 (for en gitt gasskomposisjon).



Figur 4-17 Sammenhengen mellom vanninnhold, trykk og temperatur. Hentet fra http://ezproxy.hsh.no:2309/S0920410511002865/1-s2.0-S0920410511002865-main.pdf?_tid=69c051ec-8cb8-11e2-955b-00000aach362&acdnat=1363273625_aef3fb51a4d7e3afed176278a2d5a58a

Videre vil den ekspanderte gassen gå inn i en flashtank. Her skilles det kondenserte vannet fra gassen. Også NGL⁸ vil bli skilt fra her. Å skille NGL fra gassen har inntil nå vært det vanligste formålet med bruk av Joule Thomson-ventil (Campbell & Company, 2004). Årsaken til dette er at Joule Thomson-ventilen ikke oppnår spesielt lavt vandduggpunkt, og at hydrokarbon-duggpunktet senkes lettere enn vannets duggpunkt.

Er Joule-Thomson-effekten høy, kan temperaturen bli lav nok til at det dannes hydrater som følge av temperaturfallet. Dette er normalt ikke ønskelig. En vanlig metode for å unngå dette er tilsetning av metanol eller MEG i gasstrømmen. Det kan også være aktuelt å varme opp gassen så snart fuktigheten er felt ut. En måte å oppnå denne oppvarmingen på, er å varmeveksle den dehydrerte gassen med den varme, fuktige gassen på vei til ekspansjonsventilen. (Netusil & Ditl, 2011).

Imidlertid er det med tanke på subsea-anvendelse av ventilekspansjon gjort forsøk på å kontrollere hydratdannelse etter ekspansjonen. I dette forsøket foregår strupingen av gassen over en dyse. Dysen munner ut i en romslig beholder, spesialdesignet for hydratdannelse. Dersom veggene i beholderen er dekket med hydrater, vil kontakt med disse medføre ytterligere nedkjøling av gassen med påfølgende kondensering av fuktighet. Samtidig må det unngås at hydratdannelsen blir så omfattende at hydraterne blokkerer gassrøret (Netusil & Ditl, 2011). Dannelse av hydrater frigir varme som vil, dersom den ikke ledes bort med like stor rate som den dannes, endre omliggende trykk og temperatur slik at hydratdannelsen til slutt stopper (Parks & Amin, 2012). Ved å regulere varmetapet fra hydratbeholderen kan hydratdannelsen holdes på et ønskelig nivå. Fortløpende regulering kan gjøres gjennom struping av gasstrømmen (minke innløpstrykket) eller gjennom oppvarming av hydratbeholderen.

For å oppnå tilstrekkelig hydratdannelse i kammeret rett etter dysen, kan det være nødvendig å kjøle gassen noe før den ekspanderes. For dehydrering av naturgass er det vanlig å kjøle gassen inntil like før hydrater dannes før den går inn i dysen (Netusil & Ditl, 2011).

⁸ Kondenserbare hydrokarboner som finnes i naturgass, dvs etan, propan, butan og tyngre komponenter (<http://snl.no/NGL>)

I forsøket med styrt hydratdannelse ble duggpunkt ned til $-40\text{ }^{\circ}\text{C}$ oppnådd ved gasstrykk på mellom 25-55 bar etter ekspansjonen, hvilket gjør teknologien egnet til subsea dehydrering (Parks & Amin, 2012).

Fordeler:

- Enkelt system med få komponenter
- Ingen bevegelige deler (i selve dysen)
- Forutsetninger for å kunne operere lenge uten inngripen
- Liten størrelse
- Krever ikke tilførsel av kjemikalier (forutsatt subsea-variant med styrt hydratdannelse)

Ulemper:

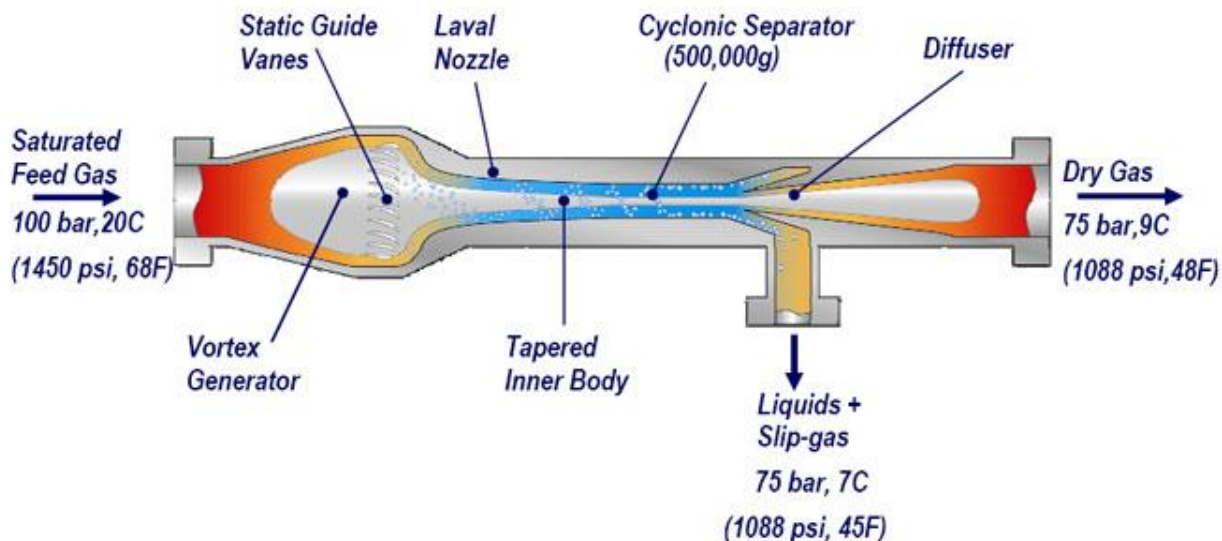
- Overdreven hydratdannelse etter dysen kan medføre blokkering
- Gir et stort trykktap for gasstrømmen, kompenseres ved kompresjon
- Uegnet for inngangstrykk lavere enn 100 bar (Netusil & Ditl, 2011)
- Trenger vanligvis tilsetning av inhibitor (ofte metanol eller etylenglykol)
- Kan være nødvendig med forbehandling (kjøling) av gassen før den ekspanderes (Netusil & Ditl, 2011)
- Kan være nødvendig med oppvarming etter ekspansjonen
- Energi til pumpe for kondensat (evt. oppvarming, nedkjøling, og inhibitor-pumpe) (Netusil & Ditl, 2011)

4.4.4 H₂O-fjerning med ekspansjon og sentrifugalkrefter (supersonisk separator)

En av de mer nytenkende teknologiene for dehydrering av naturgass er Twister supersonic separator. Twister er ment for å kunne erstatte turboekspandere og Joule Thomson-kjøling. Altså vil også de supersoniske dysene skille NGL fra gassen, i tillegg til dehydreringen. Supersoniske separatorer er også interessante i forhold til fjerning av CO₂ og H₂S fra naturgass (Wen, Cao & Yang, 2011).

Teknologien benytter to prinsipper. For det første vil trykket synke når gassen gis supersonisk hastighet gjennom en smalende dyse. Da skjer det en ekspansjon av gassen, som vil resultere i et temperaturfall. Temperaturfallet sørger for at vannet løst i gassen kondenserer til dråper.

Det andre prinsippet som anvendes er at sentrifugalkrefter vil føre dråper og andre tyngre komponenter mot veggene når gassen roterer hurtig gjennom dysen. Som vist i Figur 4-18 er det utløp i dysens vegg, hvor vannet samt tyngre hydrokarboner siles ut. I tillegg vil litt av gassen (slip-gas på Figur 4-18) forsvinne ut med vannet. Denne kan gjenvinnes i en separator og gjenforenes med den tørkede gassen.



Figur 4-18 Skisse av Twister Supersonic Separator. Hentet 29.03.2013 fra <http://twisterbv.com/products-services/twister-supersonic-separator/how-it-works/>

Twister skaper en roterende gasstrøm ved å sette vridde blader i innløpet (static guide vanes i Figur 4-18). Etter at gassen har passert disse bladene vil den strøkke i en spirallignende bevegelse gjennom dysen. I Twister BVs dysen er hastigheten Mach 1 (Twister BV, 2013).

I følge Twister kan det påregnes et trykktap på rundt 30 % av innløpstrykket. Et innløpstrykk på 100 bar vil altså medføre et trykktap på 30 bar. Hva temperaturer angår, vil dysen senke duggpunktet uansett. Men duggpunktet senkes mer, jo kaldere innløpsstrømmen er.

Bruk av supersonisk dysen til dehydrering kan i følge Baker & Company (2004) og Twister BV (2013) gjøre bruk av inhibitor overflødig, eller i det minste redusere behovet betydelig. Dette kan forklares med at store hastigheter og kort oppholdstid gir liten mulighet for hydrattdannelse.

Fordeler:

- Ingen bevegelige deler
- Liten og kompakt
- Enkelt system
- Ingen bruk av kjemikalier
- Ingen utslipp

(Twister BV, 2013)

Ulemper:

- Oppnår per dags dato ikke spesielt lave duggpunkt (kort oppholdstid gir begrenset separasjon) (Baker & Company, 2004)
- Avhengig av et visst inngangstrykk for å oppnå tilstrekkelig hastighet på gassen
- 30 % trykktap (Twister BV, 2013), kan føre til behov for kompresjon

4.4.5 H₂O-fjerning med membran

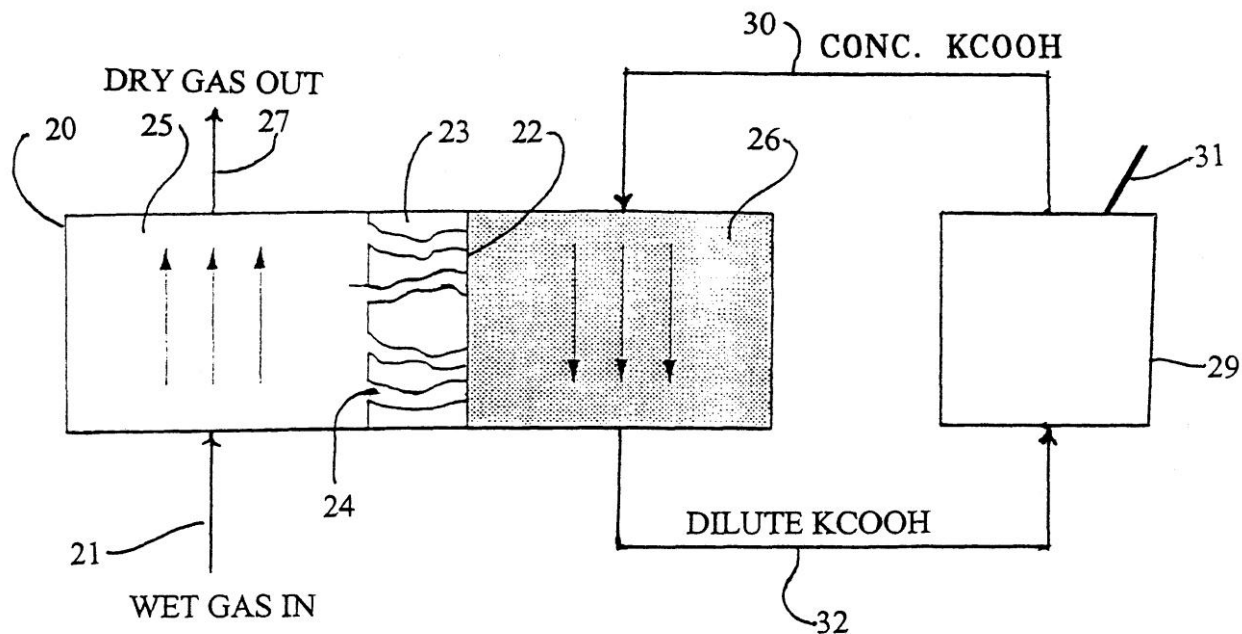
Gass kan også tørkes ved anvendelse av membran. For å sørge for at mest mulig vann, og minst mulig hydrokarboner skilles fra gasstrømmen, benyttes det at vannmolekyler er mindre enn metanmolekyler (og følgelig også de andre hydrokarbonmolekylene). Altså vil vann lettere diffundere gjennom membraner. Videre er vann mer løselig enn hydrokarboner i polymerer (Lin et al., 2012). Dermed lar det seg gjøre å lage membraner med høy selektivitet for vann i forhold til hydrokarboner. I dag er selektiviteten for vann/metan på over 500, men pga. konsentrasjonspolarisering blir selektiviteten i praksis rundt 200 (Baker, 2012).

Best økonomisk egnet for gasstrømmen under 11 163 Nm³/h (Lin et al., 2012).

En typisk ytelse ved dehydrering med membran kan være at 90 % av vannet i fødestrømmen blir fjernet (Baker, 2012). Dersom slipgassen som går ut sammen med vannet kan benyttes som brensel på stedet, vil anlegget bli økonomi konkurransedyktig med glykoldehydrering. I de fleste tilfeller er gassmengden i permeatet likevel for stor til å benyttes som brensel på stedet. Det er også mulig å gjenforene slipgassen med retentatet. Et oppsett for å skille slipgassen fra vannet i permeatet, for deretter å gjenforene slipgassen med retentatet, vil omtrent doble kostnaden av anlegget (Baker, 2012).

Til dehydreringsformål kan det være fordelaktig med oppvarming av fødegassen før den når membranen for å unngå at vanndampen kondenserer inne i porene. I de fleste tilfeller vil det være tilstrekkelig å varme opp gassen til omtrent 4-7 °C over duggpunktet (ProSep, u.å.).

Prosessen er skissert i Figur 4-19. På venstresiden av membranen fødes den fuktige gassen inn fra nedsiden, og kommer deretter tørket ut på toppen. Det meste av fuktigheten har vandret gjennom membranen (til høyre i Figur 4-19), drevet av trykk- og konsentrasjonsforskjeller. Her frakter en sweep-strøm bort permeatet for å opprettholde konsentrasjonsforskjellen over membranen. Sweep-strøm er bare nødvendig dersom tilstrekkelig konsentrasjonsforskjell over membranen ikke kan opprettholdes uten.



Figur 4-19 Membrantørking av gass. Hentet 27. februar 2013 fra <http://www.freepatentsonline.com/6666906.pdf>

4.4.6 Subsea H₂O-fjerning i praksis

I de senere år har det blitt satt i drift anlegg med subsea fjerning av vann fra gass. På Tordis-feltet til Statoil fjernes vann og sand fra brønnstrømmen. På Perdido-feltet til Petrobras skilles væske fra gass.

Tordis-feltet ligger vel å merke på 200 meters dyp, og teknologien som benyttes her, er ikke nødvendigvis like egnet på større dyp. På Tordis-feltet nyttes først en enhet som skiller ut mesteparten av gassen ved syklonisk separasjon. Hensikten med dette er å kunne bruke en mindre horisontal separator i neste trinn, ettersom mye av gassen allerede har blitt skilt ut i den sykloniske separatorene. Resten av gassen går sammen med vann og olje inn i en horisontal separator, hvor gassen skilles fra væsken. Den horisontale separatorene skiller også vann fra oljen. Oljen blir deretter gjenforent med gassen og pumpet til Gullfaks-feltet for prosessering, vannet blir reinjisert (FMC Technologies, u.å.). Skulle denne separatorene blitt installert på 2000 meters dyp med et designtrykk på 180 bar, hadde veggene måttet være 110 mm tykke i henhold til Europeisk Standard EN 13445 (Hannisdal, et al., 2012).

Perdido-feltet på 2377 meters dyp nytter noe lignende teknologi som Tordis-feltet, med enkelte modifikasjoner. Fem vertikale separatorene er gravd ned i havbunnen. De er hver 92 meter høye og har en diameter på 91 cm. Det store lengde/breddeforholdet har til hensikt å gjøre separatorene bedre rustet til å motstå omgivelsestrykket i dypet. Inne i separatorene er benyttet en GLLC-prosess, som syklonisk skiller væske og gass. Brønnstrømmen entrer separatorene ovenfra tangentielt. Deretter følger væsken en spiral-lignende bane langs veggene ned til bunnen av separatorene, for deretter å bli pumpet opp i riserene av en nedsenkbar, elektrisk pumpe (ESP). Væsken behandles så på plattform, hvor vannet skilles fra oljen. Gassen samles i senteret av separatorene og stiger så opp gjennom egne risere (Oil & Gas Journal, 2010).

5 Teknologievaluering med diskusjon

Noen av de presenterte teknologiene har bedre forutsetninger for subsea-anvendelse enn andre. Selv om mange av teknologigapene kan lukkes med kapital, skal anleggene også være økonomisk forsvarlige, både i innkjøp og drift. Dersom innsatsfaktorene for å lukke teknologigapene blir for store, eller teknologigapene for mange, må teknologien inntil videre anses uegnet til subsea-bruk. I de følgende underkapitler vil vi undersøke og diskutere hvorvidt renseteknologiene fra kapittel fire kan egne seg til subsea prosessering.

Også i dette kapitlet vil vi forsøke å unngå gjentakelser ved å forholde oss til én teknologi for hvert renseprinsipp i tilfeller der operasjonsbetingelser, fordeler og ulemper er forholdsvis like uavhengig av benyttet teknologi. Generelle utfordringer teknologiene kan møte subsea vil bli diskutert i kapittel 5.2.

5.1 Valgte sammenlikningsparametere

For å avdekke hvilke renseteknologier som kan egne seg subsea, ble det utarbeidet en sammenlikningstabell. De ulike teknologiene blir evaluert for subsea-anvendelse ved hjelp av tabellen i kapittel 5.3, 5.4 og 5.5. Under følger en kort argumentasjon for de valgte sammenlikningsparametrene.

Tilsetning av kjemikalier. Har teknologien behov for tilførsel av kjemikalier under operasjon, anser vi dette som en ulempe for subsea-bruk. Behovet må enten møtes med et kjemikaliedepot på havbunnen, eller tilføres fra overflaten. Pris og kompleksitet vil øke uansett løsning.

Enkelt/robust system. Et enkelt system bestående av få komponenter har generelt større driftssikkerhet.

Driftsutfordringer. Her vurderer vi om teknologien har utfordringer knyttet til driften subsea, og da fokuseres særlig på trykk og temperatur. Kreves ekstra høye eller lave trykk kan dette medføre utfordringer i form av kompresjon eller struping av brønnstrømmen. I det kalde miljøet på havbunnen kan det være energikrevende dersom prosessen krever at brønnstrømmen må varmes betraktelig opp. Prosessutstyret må kanskje også isoleres for å kunne holde rett driftstemperatur.

Betydelig trykktap. Dersom teknologien påfører et betydelig trykktap, kan det være nødvendig med kompresjon av gassen. Dette vil i så fall være en ulempe, som vil gi ekstrakostnader.

Kompakt design. Her ser vi på utførselen og designet av anlegget. Selv om installering på havbunnen i utgangspunktet kan tillate store footprint, vil det ved store forskjeller på indre og ytre trykk enten kreves kompakt design eller en kraftig, fordyrende utførelse for å tåle trykkdifferansen.

Kapitalintensiv. Her gjøres en generell vurdering av teknologiens kostnader, både i innkjøp og drift.

Servicevennlig. Enkle systemer vil antakelig være enklere å utføre service/reparasjoner på under vann. Jo færre grep servicen kan gjøres med, jo bedre egnet vil systemet være for subsea-service. Dersom komponenter i anlegget skulle trenge service på land, kan det være fordelaktig at den aktuelle komponenten kan tas opp til overflaten separat, eventuelt at hele anlegget er lett å hente opp. Da reduseres både nedetiden på anlegget og kostandene i forbindelse med servicen.

Hyppig vedlikehold. Dersom teknologien har korte vedlikeholdsintervaller, vil dette være en ulempe subsea. Det er rimelig å anta at kostnadene ved service vil bli vesentlig høyere enn ved tilsvarende teknologi på land.

5.2 Generelle utfordringer subsea

5.2.1 Omgivelsestrykk

Utstyr som skal plasseres på havbunnen, vil som følge av vannets egenskaper være utsatt for et høyere omgivelsestrykk enn på land. En tommelfingerregel for trykk i vann, er at trykket stiger med en bar per tiende meter. Matematisk er trykket p gitt ved vannets massetetthet ρ multiplisert med tyngdeakselerasjonen g multiplisert med vannsøyrens høyde h . Dette uttrykkes med formelen (5):

$$p = \rho \cdot g \cdot h \quad (5)$$

Dersom det antas at sjøvannet har tetthet 1025 kg/m^3 , $g = 9,81 \text{ m/s}^2$ og et dyp på 1000 m, blir trykket:

$$p = 1025 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,81 \text{ m/s}^2 \cdot 1000 \text{ m} = 101 \text{ bar} \quad (6)$$

Utrekning (6) indikerer at tommelfingerregelen gir et brukbart anslag med 100 bar trykk på 1000 meters dyp. For større nøyaktighet bør også atmosfæretrykket legges til. For grove overslag egner forenklingen seg likevel godt.

Subseainstallasjoner skal i noen tilfeller plasseres på flere kilometers dyp. Da kan omgivelsestrykket komme opp i flere hundre bar, og gjøre seg mer gjeldende for utførelsen av utstyret enn det indre trykket. Utstyret må tilpasses omgivelsestrykket for å unngå at vann trenger inn, eller at utstyret deformeres eller ødelegges under høye trykk. Dette fordrer at gods, pakninger, sammenføyninger, inn- og utløp og eventuelle elektriske komponenter er designet for det aktuelle dypet utstyret skal operere på.

På moderate dyp vil ikke omgivelsestrykket virke særlig utslagsgivende på dimensjoneringen.

5.2.2 Korrosivt miljø

Sjøvann representerer et korrosivt miljø på grunn av sine egenskaper som elektrolytt. Utstyr som skal plasseres i sjøvann trenger gjerne spesielt korrosjonsvern. Særlig er dette tilfellet når utstyret skal ha en levetid på flere tiår. Offshore benyttes gjerne anodebeskyttelse.

5.2.3 Temperatur

Temperaturen på havbunnen avhenger først og fremst av dyp og geografi. I Atlanterhavet kan det påregnes en havbunnstemperatur på 2-4 °C, i Norskehavet av og til under -1 °C (Sælen, u.å.). Sjøvannets gode varmeledningsevner og lave temperatur vil virke kjølede på prosesseringsutstyr subsea. Brønnstrømmen kan på sin side virke oppvarmende på utstyret. Ved stabil gjennomstrømning vil temperaturen på utstyret stabilisere seg et sted mellom brønnstrøms- og havbunnstemperatur. Kjøling av prosesseringsutstyret forårsaket av sjøvannet kan være gunstig for noen prosesser, ugunstig for andre, alt etter prosessenes operasjonsbetingelser.

For prosesser som krever ekstern oppvarming, kan kjøling fra sjøvannet gjøre oppvarmingen energikrevende og dyr. Omfattende isolering av de oppvarmede enhetene vil øke produksjonskostnadene.

5.2.4 Tilførsel av kjemikalier

Tilføring av kjemikalier til prosessutstyr subsea kan i noen tilfeller by på utfordringer. Utfordringen ligger gjerne i hvordan kjemikaliene skal injiseres. Dersom kjemikaliene sjelden skal skiftes ut eller etterfylles, kan det være aktuelt å gjøre dette ved hjelp av ROV. Om det kreves kontinuerlig tilførsel av kjemikalier, er ikke ROV lenger noen god løsning for utskiftningen. Flytende kjemikalier kan pumpes over større avstander, men der hvor kjemikaliene er faste stoffer, for eksempel granulater, kan de kun pumpes over korte avstander. I så tilfelle må kjemikaliedepotet være nær prosessutstyret, enten på havbunnen eller ved overflaten (i form av skip, plattform, bøye, osv.). Kreves konstant tilstedeværelse av skip eller plattform, faller mange av argumentene for subsea prosessering bort. Da kunne også selve prosesseringen ha foregått på disse installasjonene, snarere enn på havbunnen.

5.2.5 Disponering av fraskilte produkter

De fraskilte produktene har gjerne et lavt trykk sammenliknet med brønnstrømmen og omgivelsestrykket fra sjøvannet. Altså vil de ha vanskelig for å strømme ut i havet, til eget depot eller reinjiseres ved hjelp av egen kraft. Etersom disse produktene gjerne inneholder miljøgifter, vil det være mest aktuelt å oppbevare dem i et eget depot eller reinjisere dem i havbunnen/reservoaret. Reinjisering i reservoaret eliminerer problemet med videre håndtering og rensing. I tillegg vil reinjiseringen hjelpe til med å opprettholde reservoartrykket. Det vil behøves en pumpeanordning som transporter dem bort etter å ha blitt skilt fra brønnstrømmen.

5.2.6 Tilgjengelighet

Prosessutstyr plassert på havbunnen vil ha høyere kostnader ved inngrep enn for tilsvarende utstyr på land. På små dyp og lette operasjoner kan dykkere være aktuelt, ellers må inngrepene utføres ved hjelp av ROV med tilhørende survey skip. Prosessutstyret kan heller ikke demonteres uten videre på havbunnen, ettersom deler av utstyret ikke er laget for å tåle kontakt med vann. Resultatet av dette er at det ønskes anlegg som krever færrest mulig inngrep, men at de inngrepene som likevel må gjennomføres vil ta forlenget tid både å arrangere og gjennomføre.

5.3 Evaluering av teknologier for CO₂-fjerning

5.3.1 Evaluering av CO₂-fjerning med aminprosess

Metode: Aminprosessen		
Sammenlikningsparametere	Ja/nei	Kommentar
Tilsetning av kjemikalier	Ja	Prosessen krever aminer. Aminene regenereres, men blir gradvis brukt opp over tid. Prosessen trenger derfor etterfylling av aminer. Kjemikalier som skal hindre dannelse av skum må ofte også tilsettes.
Enkelt system/robust	Nei	Aminprosessen har mye prosessutstyr og er et omfattende system. Den inneholder blant annet flere ventiler, pumper og tanker.
Driftsutfordringer	Ja og nei	Absorpsjonen foregår mellom 15-45 °C og regenereringen mellom 115-130 °C. Temperaturen for regenereringen er en ulempe. Fordelen med aminprosessen er trykket i absorpsjonstårnet, ettersom absorpsjonen kan foregå ved ulike trykk.
Betydelig trykktap	Nei	0,30-0,75 bar.
Kompakt	Nei	Anlegget til prosessen er et omfangsrikt system.
Kapitalintensiv	Ja og nei	Ved behov for lave konsentrasjoner av CO ₂ i produktstrømmen er dette et rimelig alternativ. I motsatt tilfelle vil membran være et rimeligere alternativ.
Servicevennlig	Nei	Anlegget består av mye prosessutstyr som gjør service omfattende hvis det skal utføres på havbunnen, eventuelt blir det mye utstyr å hente opp.
Hyppig vedlikehold	Ja	Det må etterfylles aminer minst en gang i året.

5.3.2 Evaluering av CO₂-fjerning med kaliumkarbonat prosess

Metode: Kaliumkarbonatprosessen		
Sammenlikningsparametere	Ja/nei	Kommentar
Tilsetning av kjemikalier	Ja	Krever en kaliumkarbonat-løsning. Inhibitor må tilsettes for å begrense korrosjon.
Enkelt system/robust	Nei	Anlegget består av flere komponenter og er et omfattende system.
Driftsutfordringer	Ja	Det kreves høye temperaturer i denne prosessen. Både absorpsjonstårnet og regenereringstårnet krever høye temperaturer, henholdsvis 110 og 120 °C.
Betydelig trykktap	Nei	Trykktapet antas neglisjerbart fordi absorpsjonsprosesser har generelt lavt trykktap.
Kompakt	Nei	Anlegget er omfangsrikt.
Kapitalintensiv	Ja	Denne prosessen egnes best når produktstrømmen ikke krever en lav konsentrasjon av CO ₂ . Dette vil antagelig gjøre kaliumkarbonatprosessen dyrere enn membran.
Servicevennlig	Nei	Anlegget inneholder mange komponenter, det vil antagelig være omfattende å utføre service.
Hyppig vedlikehold	Ja	Antagelig vil det kreves en del vedlikehold på et så stort og omfattende anlegg.

5.3.3 Evaluering av CO₂-fjerning med flourprosess

Metode: Flourprosessen		
Sammenlikningsparametere	Ja/nei	Kommentar
Tilsetning av kjemikalier	Ja	Kreves tilsetning av propylenkarbonat.
Enkelt system/robust	Nei	Anlegget består av mye prosessutstyr, blant annet flere tanker.
Driftsutfordringer	Nei	Trykket i absorpsjonskolonnen holdes høyt og temperaturen lav.
Betydelig trykktap	Nei	Trykktapet antas neglisjerbart fordi absorpsjonsprosesser har generelt lavt trykktap.
Kompakt	Nei	Anlegget er omfangsrikt.
Kapitalintensiv	Ja	Prosessen egner seg for naturgass hvor det ikke kreves en lav konsentrasjon av CO ₂ i produktstrømmen. I tillegg egner ikke prosessen seg for gasser med innhold av tyngre hydrokarboner. Andre alternativ vil antagelig være rimeligere en Flourprosessen.
Servicevennlig	Nei	Et anlegg med mange komponenter vil være lite servicevennlig.
Hyppig vedlikehold	Ja	Antagelig vil et så stort anlegg kreve en del vedlikehold.

5.3.4 Evaluering av CO₂-fjerning med membran

Metode: Membran		
Sammenlikningsparametere	Ja/nei	Kommentar
Tilsetning av kjemikalier	Nei	Krever ingen tilsetning av kjemikalier.
Enkelt system/robust	Ja	Et lite og enkelt system. Består av få komponenter og ingen beveglige deler.
Driftsutfordringer	Ja	Det må opprettholdes en trykkdifferanse over membranen, altså må det opprettholdes en differanse over membranen og permeat-siden. En ulempe med membraneparasjonen kan være forbehandlingen av gassen som ofte kreves. Det vil gjerne være behov for sand/partikkel filter før gassen entrer membranmodulen. I noen tilfeller må også gassen dehydreres i forkant hvis membranmaterialet er ømfintlig for vann.
Betydelig trykktap	Nei	Trykktapet antas neglisjerbart.
Kompakt	Ja	Systemet har kompakt design.
Kapitalintensiv	Ja og nei	Kreves en lav konsentrasjon av CO ₂ i produktstrømmen, vil aminprosessen være et rimeligere alternativ. Er ikke en lav konsentrasjon nødvendig i produktstrømmen, er membran et rimeligere alternativ. Et annet problem som gjør membran kostbart er tapet av metan ved separasjonen. Skal dette gjenvinnes, blir CO ₂ -fangst med membran et kostbart alternativ.
Servicevennlig	Ja	Enkelt å ta opp til overflaten.
Hyppig vedlikehold	Nei	Membranen ser ut til å ha lange serviceintervaller.

5.3.5 Oppsummering CO₂-fjerning

Av de teknologier som er evaluert for CO₂-fjerning vil amin-, kaliumkarbonat- og fluorprosessene være utfordrende å installere subsea. Anleggene til disse tre prosessene er omfattende, inneholder mye prosessutstyr og alle trenger tilsetning av kjemikalier. Det vil trolig være utfordrende å vedlikeholde slike anlegg og kreve regelmessig injeksjon og etterfylling av ulike kjemikalier.

Fluorprosessen har også en stor ulempe med at den tar med seg tyngre hydrokarboner sammen med CO₂ som er fanget, men har igjen en fordel med at den ikke krever høye temperaturer i absorpsjons- og regenereringskolonnene.

Ser man på kaliumkarbonatprosessen har denne prosessen også flere ulemper i tillegg til dem som er nevnt ovenfor. Den krever nemlig høye temperaturer både i absorpsjons- og regenereringskolonnene, noe som er energikrevende og vanskelig subsea. Med denne ulempen og det at den ikke vil gi noen høy renhet av naturgassen, vil ikke denne være særlig egnet for CO₂-fjerning subsea.

Aminprosessen har på sin side noen fordeler. Den renses gassen godt, det vil si at lave konsentrasjoner av CO₂ kan oppnås i produktstrømmen. Den er også godt utprøvd og veletablert over vann. Men den har en ulempe med den høye temperaturen som kreves i regenereringskolonnen.

Membranteknologi kan være den mest lovende teknologien for subsea bruk. Den er kompakt, inneholder ingen bevegelige deler, har neglisjerbart trykktap, krever ingen kjemikalier og krever minimalt med service. En ulempe er forbehandlingen av gassen som noen membrantyper krever før den kan separeres i membranen. Et annet problem med membran er at man ikke kan oppnå høy renhet av gassen. Kreves en lav andel av CO₂ i naturgassen blir bruk av membran kostbart. I tillegg tapes en del metan i en membran separasjon, og skal dette gjenvinnes blir dette også kostbart.

Oppsummert ser subsea prosessering ut til å være en utfordring. Ønskes en høy renhetsgrad av gassen kan det fort blir kostbart og komplisere løsningen. Det later ikke til at man med dagens teknologier kan få etablert et anlegg subsea som både har kompakt design og som samtidig klarer å oppnå lav nok konsentrasjon av CO₂ i produktstrømmen. I tillegg ser det ut til at løsningen vil bli kostbar.

5.4 Evaluering av teknologier for H₂S-fjerning

5.4.1 Evaluering av H₂S-fjerning ved fysisk absorpsjon med Selexolprosessen

Metode: Selexolprosessen		
Sammenlikningsparametere	Ja/nei	Kommentar
Tilsetning av kjemikalier	Ja	Krever tilstedeværelse av DMPEG.
Enkelt system/robust	Nei	Anlegget er komplekst og inneholder mange komponenter.
Driftsutfordringer	Ja	Regeneringstårnet krever 127 °C. Kan ha behov for energitilførsel til oppvarming.
Betydelig trykktap	Nei	Trykktapet antas å være neglisjerbart, ettersom Selexolprosessen foregår ved absorpsjon.
Kompakt	Nei	Anlegget er stort.
Kapitalintensiv	Ja	Til tross for at anlegget skal være billigere i innkjøp og drift sammenlignet med aminprosessen på land, vil en subsea-installasjon være utfordrende og dyr på bakgrunn av anleggets kompleksitet. Tyngre hydrokarboner vil gå tapt.
Servicevennlig	Nei	Anlegget inneholder mye prosessstyr, og kan være vanskelig å utføre service på eller hente opp.
Hyppig vedlikehold	Ja	Antageligvis vil et så omfattende anlegg ha behov for en del vedlikehold.

5.4.2 Evaluering av fysisk absorpsjon med Purisolprosessen

Metode: Purisolprosessen		
Sammenlikningsparametere	Ja/nei	Kommentar
Tilsetning av kjemikalier	Ja	Tilstedeværelse av NPM.
Enkelt system/robust	Nei	Komplekst anlegg som inneholder mange komponenter.
Driftsutfordringer	Ja	Regenereringstårnet kan ha behov for oppvarming.
Betydelig trykktap	Nei	Trykktapet antas å være neglisjerbart ettersom Purisolprosessen er basert på absorpsjon.
Kompakt	Nei	Stort anlegg.
Kapitalintensiv	Ja	Innkjøps- og operasjonskostnader er lavere ved fysisk absorpsjon enn aminprosesser på land. Allikevel vil en subsea innstallasjon være utfordrende og dyr på bakgrunn av anleggets kompleksitet. Hydrokarboner vil gå tapt.
Servicevennlig	Nei	Anlegget består av mange komponenter og kan være vanskelig å utføre service på subsea, eller å hente opp.
Hyppig vedlikehold	Ja	Et så stort anlegg vil antageligvis ha behov for en del vedlikehold.

5.4.3 Evaluering av H2S-fjerning ved kombinasjon av kjemisk- og fysisk absorpsjon med Sulfinolprosessen

Metode: Sulfinol		
Sammenlikningsparametere	Ja/nei	Kommentar
Tilsetning av kjemikalier	Ja	Krever tilstedeværelse av sulfolan (tetrahydrotiopen) og DIPA.
Enkelt system/robust	Nei	Anlegget består av mange komponenter.
Driftsutfordringer	Ja	Regenereringskolonnene kan ha behov for oppvarming.
Betydelig trykktap	Nei	Absorpsjonsprosesser medfører generelt et lavt trykktap, og derfor antas trykktapet for Sulfinolprosessen å være neglisjerbart.
Kompakt	Nei	Anlegget er omfattende.
Kapitalintensiv	Ja	Større investeringer og driftskostnader vil kreves, men medfører ikke et betydelig tap av tyngre hydrokarboner.
Servicevennlig	Nei	Anlegget vil være vanskelig å utføre service på under vann, samt å hente opp.
Hyppig vedlikehold	Ja	Antageligvis vil et så stort anlegg ha behov for en del vedlikehold.

5.4.4 Evaluering av H2S-fjerning ved kjemisk adsorpsjon med Jernsvamp-prosessen

Metode: "Jernsvamp"		
Sammenlikningsparametere	Ja/nei	Kommentar
Tilsetning av kjemikalier	Ja	Krever tilstedeværelse og utskifning av adsorbent som inneholder jernoksid. Regenerering virker lite hensiktsmessig, da adsorbenten likevel bør skiftes ut etter 10 sykluser. Et depot på havbunnen eller på overflaten som forsyner anlegget med ny adsorbent, og som i tillegg mottar den brukte, kan være en løsning.
Enkelt system/robust	Ja	Anlegget består generelt av færre komponenter enn absorpsjonsprosesser.
Driftsutfordringer	Nei	Sjøvann kan ved behov kjøle ned brønnstrømmen til ønsket temperatur, 18,3-46 °C.
Betydelig trykktap	Ja	Ca. 14 bar.
Kompakt	Nei	Anlegget ser ikke ut til å være kompakt.
Kapitalintensiv	Ja	Kontinuerlig behov for tilførsel og utskifning av adsorbent kan bli dyrt subsea. Avfallshåndtering krever spesielle sikkerhetstiltak.
Servicevennlig	Nei	Anlegget er stort og vanskelig å hente opp, men det er mer servicevennlig ettersom det består av få komponenter.
Hyppig vedlikehold	Ja	Vil ha regelmessig behov for tilførsel og utskifning av adsorbent. Likevel er anlegget enkelt, og vil derfor kunne ha redusert vedlikeholdsbehov.

5.4.5 Evaluering av H2S-fjerning ved kjemisk adsorpsjon med sinkoksid

Metode: Sinkoksid		
Sammenlikningsparametere	Ja/nei	Kommentar
Tilsetning av kjemikalier	Ja	Kontinuerlig tilførsel samt utskiftning av adsorbent som inneholder sinkoksid. Et depot på havbunnen eller på overflaten som forsyner anlegget med ny adsorbent, og som i tillegg mottar den brukte, kan være en løsning.
Enkelt system/robust	Ja	Anlegget består av få komponenter.
Driftsutfordringer	Ja	Adsorpsjonskolonnen holdes vanligvis over 121 °C, og for å få konsentrasjonen ned til 1 ppm må temperaturen ligge på 300 °C. Ekstra energitilførsel kan kreves.
Betydelig trykktap	Ja	Ca. 14 bar. Dette trykktapet antas fordi denne prosessen i likhet med Jernsvamp-prosessen er basert på kjemisk adsorpsjon.
Kompakt	Nei	Anlegget ser ikke ut til å være kompakt.
Kapitalintensiv	Ja	Et regelmessig behov for tilførsel, samt utskiftning av adsorbent, kan bli dyrt subsea.
Servicevennlig	Nei	Anlegget er stort og vanskelig å hente opp, men det er mer servicevennlig ettersom det består av få komponenter.
Hyppig vedlikehold	Ja	Regelmessig behov for tilførsel og utskiftning av adsorbent. Likevel er anlegget enkelt, og vil derfor kunne ha redusert vedlikeholdsbehov.

5.4.6 Evaluering av H₂S-fjerning ved fysisk adsorpsjon med molekylsil

Metode: Molekylsil		
Sammenlikningsparametere	Ja/nei	Kommentar
Tilsetning av kjemikalier	Ja	Krever tilstedeværelse av krystallinske natrium aluminiumsilikater.
Enkelt system/robust	Ja	Anlegget består av få komponenter (dersom det ses bort i fra eventuell struping og rekompresjon av brønnstrømmen).
Driftsutfordringer	Ja	Prosessen driftes vanligvis på rundt 30 bar. Struping av brønnstrømmen vil være nødvendig, med påfølgende kompresjon etter rensing. Regenereringskolonnen krever en temperatur på rundt 315 °C. Ekstra energitilførsel behøves.
Betydelig trykktap	Nei	Antar at trykktapet gjennom molekylsilen kan neglisjeres ettersom molekylsil 4Å har neglisjerbart trykktap. For H ₂ S benyttes vanligvis molekylsil 5 Å, som nødvendigvis må gi et lavere trykktap enn 4 Å. Dersom brønnstrømmen må strupes for å oppfylle driftsbetingelsene, blir likevel trykktapet for hele anlegget betydelig.
Kompakt	Nei	Anlegget ser ikke ut til å være kompakt.
Kapitalintensiv	Ja	Til tross for at tilførsel og utskiftning av adsorbent ikke vil være nødvendig, vil tapet av trykk i forkant av prosessen gjøre molekylsil lite lønnsom. Kompresjon vil behøves etter rensing.
Servicevennlig	Nei	Stort anlegg å hente opp, men består av få og enkle komponenter som det antakelig kan utføres service på subsea.
Hyppig vedlikehold	Ja	Molekylsilen kan regenereres, og krever ikke hyppig utskiftning. Inkludert regenereringskolonne(r) vil anlegget bli mer komplekst, og gjerne kreve hyppigere vedlikehold.

5.4.7 Evaluering av H₂S-fjerning med membran

Metode: Membran		
Sammenlikningsparametere	Ja/nei	Kommentar
Tilsetning av kjemikalier	Nei	Innbærer ikke tilsetning av kjemikalier.
Enkelt system/robust	Ja	Systemet består av få komponenter.
Driftsutfordringer	Ja	Trykkdifferanse må opprettholdes over membranen. Permeat-siden krever et betydelig lavere trykk enn trykket i fødestrømmen. Membranen kan plasseres i en tank som kan sørge for at trykkforskjellene opprettholdes dersom omgivelsestrykket blir en utfordring.
Betydelig trykktap	Nei	Trykktapet er neglisjerbart.
Kompakt	Ja	Anlegget har et kompakt design.
Kapitalintensiv	Ja	Membran kan benyttes sammen med andre renseprinsipper dersom konsentrasjonen av H ₂ S er høy. Dette vil bli kostbart, samt medføre et komplekst anlegg. Dessuten vil hydrokarboner gå tapt. En mulig løsning kan være at permeatet reinjiseres i reservoaret.
Servicevennlig	Ja	Anlegget er enkelt og kompakt, og vil derfor kunne håndteres subsea, samt hentes opp til overfalten ved behov.
Hyppig vedlikehold	Nei	Teknologien ser ut til å ha lange serviceintervaller.

5.4.8 Oppsummering H₂S-fjerning

Absorpsjon med Selexol-, Purisol- og Sulfinolprosessen innebærer omfattende anlegg som vil være vedlikeholdskrevende. Kompleksiteten taler mot subseainstallasjon.

Amin- og kaliumkarbonatprosessen ble evaluert i kapittel 5.3. Som nevnt tidligere i kapittel 4.2.1 og 4.3.1 benyttes disse prosessene også for H₂S.

Det vil kunne være mer fordelaktig å skille ut CO₂ og H₂S sammen enn hver for seg. Størrelsen på det totale anlegget vil med det bli mindre. Flere av prosessene som er nevnt i oppgaven kan fjerne både CO₂ og H₂S. Samtidig vil det måtte tas en vurdering i forhold til at salgskravene for gassen gjerne ikke vil kunne innfris med den valgte prosessen.

Regenerering av adsorbenten i ”Jernsvamp-prosessen” virker lite hensiktsmessig da adsorbentens levetid likevel er kort. Videre medfører den, som absorpsjon med sinkoksid, et betydelig trykkfall. Til tross for at ”Jernsvamp”- og sinkoksidprosessen innebærer færre komponenter enn absorpsjon med molekylsil og absorpsjonsprosesser, vil stadig utskiftning og forsyning av adsorbenter være lite gunstig subsea. Videre krever sinkoksid en høy temperatur i adsorpsjonstårnet. Adsorpsjon med molekylsil vil heller ikke være et godt alternativ i form av trykket må tas ned betraktelig, med påfølgende behov for kompresjon. Dessuten krever regenereringstårnet en svært høy temperatur, som igjen kan kreve ekstra energitilførsel.

Membraner ser ut til å være det beste alternativet for en subsea-løsning, men er ikke godt nok utviklet for å få H₂S-konsentrasjonen ned til ønsket nivå. Dersom H₂S-innholdet er høyt i naturgassen kan membraner være nyttige som en del av rensingen, men ytterligere renseprosesser må benyttes før salgskravet kan innfris. Kompleksiteten og kostnadene som dette vil medføre taler mot anvendelse av membraner.

Kort oppsummert vil behovet for regenerering, eller tilførsel og utskiftning av adsorbenter eller adsorbenter ved henholdsvis absorpsjon og adsorpsjon være utfordrende subsea. Komplekse anlegg vil føre til lavere driftssikkerhet, og antakelig kortere serviceintervaller. Prosessene som har blitt omtalt for H₂S i denne oppgaven, synes derfor ikke å være egnet for en havbunnsinstallasjon.

5.5 Evaluering av teknologier for H₂O-fjerning

5.5.1 Evaluering av gasstørking ved absorpsjon med TEG

Metode: Absorpsjon med TEG		
Sammenlikningsparametere	Ja/nei	Kommentar
Tilsetning av kjemikalier	Ja	Trenger kontinuerlig påfylling av TEG, og av og til en fullstendig utskiftning. Uansett om absorbenten byttes ut eller regenereres, vil etterfylt TEG måtte komme fra et depot plassert enten på havbunnen eller ved overflaten.
Enkelt system/robust	Nei	Anlegget består av mange komponenter.
Driftsutfordringer	Ja	Regenereringsprosessen foregår vanligvis ved 170-204 °C, dette kan kreve ekstra energitilførsel. I absorpsjonskolonnen derimot, bør temperaturen holdes under 38 °C. Dette kan f.eks. oppnås ved at sjøvannet kjøler brønnstrømmen.
Betydelig trykktap	Nei	0,34-0,69 bar.
Kompakt	Nei	Anlegget har store absorpsjonskolonner.
Kapitalintensiv	Nei	Rimeligere enn en del av alternativene, deriblant adsorpsjon med silica gel.
Servicevennlig	Nei	Anlegget består av flere store komponenter som gjør det vanskelig å hente anlegget opp til overflaten. Kompleksiteten til anlegget kan gjøre subsea service vanskelig.
Hyppig vedlikehold	Ja	Dersom glykolen ikke regenereres, må den byttes ut for hver absorpsjonssyklus. I tillegg må kolonnene periodevis gjøres rene (det vil etter hvert bygge seg opp et lag av bunnslam i kolonnene).

5.5.2 Evaluering av gasstørking ved adsorpsjon med silica gel

Metode: Adsorpsjon med silica gel		
Sammenlikningsparametere	Ja/nei	Kommentar
Tilsetning av kjemikalier	Ja	Krever tilstedeværelse og utskiftning av silica gel. Dersom silica gelen skiftes ut istedenfor å regneres, kan det være nødvendig med et depot på havbunnen eller ved overflaten for å forsyne anlegget med ny adsorbent i tillegg til å motta den brukte.
Enkelt system/robust	Ja	Anlegget består generelt av en del færre komponenter enn tilsvarende absorpsjonanlegg.
Driftsutfordringer	Ja	Regenereringsprosessen foregår ved 230 °C. Da kan det være behov for ekstern oppvarming.
Betydelig trykktap	Nei	Ca 6-7 bar.
Kompakt	Nei	Anlegget er betydelig større enn et tilsvarende TEG-anlegg. Diameteren vil være 70 % større, samtidig vil kolonnene også være høyere.
Kapitalintensiv	Ja	Anlegget er 2-3 ganger dyrere enn tilsvarende TEG-anlegg.
Servicevennlig	Nei	Anlegget består av flere store komponenter som gjør det vanskelig å hente anlegget opp til overflaten. At anlegget er rimelig enkelt, gjør service under vann noe enklere.
Hyppig vedlikehold	Nei	Silica gelen må skiftes ut av og til. Hvor ofte påvirkes i stor grad av sammensetningen av gassen. Stort innhold av tyngre hydrokarboner kan forkorte adsorpsjonssyklusen til silica gelen ned til så lite som en time.

5.5.3 Evaluering av gasstørking med Joule Thomson-ventil

Metode: Kjøling med Joule Thomson-ventil		
Sammenlikningsparametere	Ja/nei	Kommentar
Tilsetning av kjemikalier	Ja og nei	Ved tradisjonell kjøling med Joule Thomson-ventil er det vanlig å tilsette inhibitor i form av metanol eller MEG. Dersom versjonen med styrt hydratdannelse skulle settes i drift, kan det være mulig å operere uten å tilsette inhibitor.
Enkelt system/robust	Ja	Anlegget består av få komponenter, og har ingen bevegelige deler.
Driftsutfordringer	Ja	Anvendelse av teknologien er kun aktuell ved inngangstrykk over 100 bar. Gassen må i noen tilfeller forkjøles før ekspansjonen, men dette kan oppnås ved varmeveksling med sjøvann.
Betydelig trykktap	Ja	Omtrent 30 % av inngangstrykket går tapt. Det kan være nødvendig med kompresjon i etterkant for å oppnå tilstrekkelig trykk for videre transport.
Kompakt	Ja	Designet av selve ventilen er kompakt, men separatorene som følger for å skille gassen fra det utfelte vannet er ikke like kompakte.
Kapitalintensiv	Nei	Anlegget bør ikke generere de største kostnadene, verken i innkjøp eller drift.
Servicevennlig	Ja	Ettersom anlegget er relativt lite, vil det ikke være av de vanskeligste å få opp til overflaten dersom det er behov for dette. Også håndtering subsea forenkles gjennom anleggets kompakte design og få komponenter.
Hyppig vedlikehold	Nei	Anlegget ser ut til å ha lange serviceintervaller.

5.5.4 Evaluering av gasstørking med supersonisk separator

Metode: Supersonisk separator		
Sammenlikningsparametere	Ja/nei	Kommentar
Tilsetning av kjemikalier	Ja og nei	Teknologien kan i noen tilfeller operere uten bruk av inhibitor. Dersom det trengs inhibitor, vil behovet uansett være vesentlig redusert sammenliknet med Joule Thomson-kjøling.
Enkelt system/robust	Ja	Anlegget består av få komponenter.
Driftsutfordringer	Nei	Anlegget kan operere innen et bredt spekter av trykk og temperaturer, men yter best ved høye trykk (gir hurtigere rotasjon) og lave temperaturer (feller ut mer vann og tyngre hydrokarboner).
Betydelig trykktap	Ja	Ca. 20-35 % av innløpstrykket går tapt.
Kompakt	Ja	Den supersoniske separatoren er kompakt. En eventuell separator til å skille slipgassen fra den utskilte væsken vil ikke være like kompakt.
Kapitalintensiv	Nei	Anlegget er lite og ukomplisert.
Servicevennlig	Ja	Den supersoniske separatoren kan tas opp til overflaten alene ved behov. Bør være enkel å håndtere under vann grunnet liten størrelse og få komponenter.
Hyppig vedlikehold	Nei	Anlegget ser ut til å ha lange serviceintervaller.

5.5.5 Evaluering av gasstørking med membran

Metode: Membran		
Sammenlikningsparametere	Ja/nei	Kommentar
Tilsetning av kjemikalier	Nei	Teknologien krever ikke tilsetning av kjemikalier dersom membranen kan operere effektivt uten bruk av sweep-strøm. Sweep-strøm kan benyttes for å opprettholde konsentrasjonsforskjell over membranen.
Enkelt system/robust	Ja	Anlegget består av få komponenter.
Driftsutfordringer	Ja	Det må opprettholdes en trykkdifferanse over membranen, slik at trykket på permeat-siden er betydelig lavere enn på siden til fødestrømmen.
Betydelig trykktap	Nei	Trykktapet er neglisjerbart.
Kompakt	Ja	Anlegget har kompakt design.
Kapitalintensiv	Nei	Membraner er nokså rimelig teknologi. Tapet av sliggass (jerne rundt 5 % av den totale gassmengden) vil øke driftskostnaden, men gjenvinning av sliggass er ikke alltid økonomisk forsvarlig. Spesielt subsea kan det stilles spørsmålsteget ved om gjenvinningen vil være verdt den økte kompleksiteten dette påfører anlegget i form av kjøler(e), separator(er) og kompressor(er).
Servicevennlig	Ja	Membranenheten er lett og kompakt, og kan følgelig enkelt hentes opp til overflaten eller håndteres subsea ved behov.
Hyppig vedlikehold	Nei	Teknologien ser ut til å ha lange serviceintervaller.

5.5.6 Oppsummering H₂O-fjerning

Behovet for regenerering, eller stadig utskiftning av absorber og adsorber ved henholdsvis absorpsjon og adsorpsjon, vil i stor grad gjøre disse rensesprinsippene uegnet for subsea-bruk. Til tross for lave trykkfall og evnen til å oppnå svært lave duggpunkt, vil redusert driftssikkerhet på grunn av stor kompleksitet på anleggene og antatt behov for hyppige inngrep medføre at disse alternativene ikke fremstår som de best egnede til subsea-bruk.

Dehydrering ved hjelp av kjøling med Joule Thomson-ventil, turboekspander eller direkte kjøling vil i tillegg til å skille vann fra gassen, også kondensere ut NGL. Da må det være til stede et mottak for NGL. Væsken kan på grunn av sin tetthet ikke pumpes like lett som gass over store avstander. Altså vil NGL, i likhet med olje skilt fra brønnstrømmen, måtte pumpes om bord i et tankskip eller lignende i kort avstand fra brønnen. At NGL skal lastes om bord i tillegg til olje, vil skape behov for hyppigere anløp av skip for å ta unna den ekstra produktmengden NGL vil utgjøre. Dersom anløp til feltet er utfordrende enten på grunn av avstand eller vær- og klimaforhold, kan det være mer fordelaktig å benytte en renseteknologi som ikke kondenserer ut NGL fra gassen, slik at denne heller kan følge med resten av gassen gjennom rørledningene.

Selv om dehydrering med kjøling, spesielt med Joule Thomson-ventil, har forutsetninger for å benyttes subsea på grunn av egenskaper som enkelt, robust, kompakt og billig system med lange serviceintervaller, er det også ulemper. Trykktap på 30 % av innløpsstrømmen, behov for inhibitor ved tradisjonell operasjon, uegnet for innløpsstrykk under 100 bar og at teknologien ikke oppnår spesielt lave duggpunkt reduserer egnetheten.

Gasstørking med supersonisk separator ser temmelig lovende ut med tanke på subsea-operasjon. I noen tilfeller kan teknologien klare seg uten tilsetning av inhibitor, den har lange serviceintervaller, er billig, kompakt og robust. Supersoniske separatorene har høyt trykktap, 20-35 %, og oppnår ikke like lave duggpunkt som absorpsjons- og adsorpsjonsprosesser. Samtidig går noe av gassen tapt sammen med vannet. Gjenvinning av denne gassen kan foretas i en ekstra separator. Supersoniske separatorene vil også felle ut NGL fra gassen, altså vil det bli behov for håndtering av denne produktstrømmen i tillegg til gasstrømmen og oljen.

Vannfjerning med membran ser også ut til å være blant de mest egnede teknologiene.

Teknologien er robust, kan operere lenge uten inngrep, trenger ikke tilsetning av kjemikalier, har kompakt design og neglisjerbart trykktap. Utfordringer med teknologien blir tap av slipgass (gjerne rundt 5 % av den totale gassmengden) og at det må opprettholdes en trykkdifferanse og konsentrasjonsforskjell over membranen.

Oppsummert later det til at teknologiene som lettest kan tilpasses subsea-bruk, er de som fjerner minst vann fra gassen, genererer en tilleggsstrøm av NGL eller fører til tap av slipgass. Det lar seg med andre ord ikke gjøre å få i både pose og sekk ved valg av separasjonsteknologi. Teknologiene som senker vannkonsentrasjonen mest, er også de mest komplekse og dermed minst pålitelige systemene.

6 Konklusjon

6.1 Konklusjon CO₂-fjerning

Per dags dato finnes det ingen teknologi for CO₂-fjerning subsea, men over vann finnes flere utprøvde og etablerte teknologier. Av teknologiene som er blitt belyst i denne oppgaven vil amin-, kaliumkarbonat-, og fluorprosessene være en utfordring å etablere for subsea-bruk. Anleggene til disse tre prosessene er omfangsrike og inneholder mye utstyr. Prosessene vil være utfordrende å vedlikeholde og vil antakelig kreve hyppige inngrep. Aminprosessen krever en høy temperatur i regenereringskolonne, og kaliumkarbonatprosessen krever høye temperaturer både i absorpsjons- og regenereringskolonne. Fluorprosessen har fordelen med at den ikke krever høye temperaturer i prosessen, men den har samtidig ulempen med at tyngre hydrokarboner går tapt i separasjonen.

Membran blir i naturgass separasjon mest brukt til CO₂-fjerning per i dag, og dette bør være den teknologien med størst potensiale for subsea-bruk. Det er et mer kompakt system, krever ingen kjemikalier og det ser ut til at det ikke er nødvendig med hyppige inngrep. Ulempen med membran er renhetsgraden av produktstrømmen. Vil man oppnå lav konsentrasjon av CO₂ i naturgassen blir bruk av membran fort kostbart. Det ser ut til at det med dagens teknologier er vanskelig å få et anlegg som både har kompakt design og som er rimelig i bruk til subsea-prosesser, og samtidig klare å oppnå lave nok konsentrasjoner av CO₂ i naturgassen.

6.2 Konklusjon H₂S-fjerning

Dagens teknologi tilsier at H₂S-fjerning på havbunnen vil bli utfordrende. Samtlige av prosessene som oppgaven har tatt for seg inneholder styrker og svakheter.

Adsorpsjon vil gi høy grad av rensing, og vil kunne innfri salgskravet for hydrogensulfid for komposisjoner som inneholder lave konsentrasjoner av gassen. Å installere disse anleggene subsea virker utfordrende på grunn av kompleksitet. Jernsvamp- prosessen og adsorpsjon med Sinkoksid innebærer et kontinuerlig behov for tilsetning av kjemikalier, samt påfølgende avfallshåndtering. Videre kan adsorpsjon med Sinkoksid og molekylsil kunne ha behov for en ekstra energitilførsel til oppvarming.

Absorpsjon med Selexol-, Purisol- og Sulfinolprosessen vil være egnet dersom H₂S-konsentrasjonen er større, men anleggene synes å være for komplekse i forhold til havbunnsinstallasjon.

Ved store konsentrasjoner av H₂S vil membranteknologi være et alternativ for grovfjerning, men ytterligere renseprosesser må til for at salgskravet skal kunne innfris. Kompleksiteten og kostnadene som dette vil medføre taler mot en subsea-installasjon av membran for fjerning av hydrogensulfid.

Ingen av prosessene som har blitt omtalt i oppgaven synes å være et godt alternativ for subsea-installasjon. Utvikling av teknologi behøves.

6.3 Konklusjon H₂O-fjerning

Flere interessante og nytenkende teknologier som membranteknologi og supersoniske separatorer er blitt utviklet for dehydrering av naturgass. Likevel har oljeselskapene per dags dato heller valgt mer utprøvde teknologier i sine subsea-installasjoner, gjerne en kombinasjon av syklon- og

gravitasjonsseparasjon. Dette valget er tett knyttet opp mot ønsket om en effektiv og problemfri produksjon, uten uforutsette kostnader eller hendelser. Skulle uhellet først være ute ved en subsea-installasjon, vil kostnadene, og gjerne også miljøkonsekvensene, ved svikt bli store.

Selv om mer nytenkende teknologi har potensiale til å produseres og operere billigere, være mer effektiv, servicevennlig og driftssikker, gjenstår det både utvikling og testing før oljeselskapene vil ta i bruk ny teknologi subsea. I tillegg bør sikkerhet og ytelse forbedres og kostnader reduseres. Det foregår i dag testing av ulike teknologier, deriblant supersoniske separatorer, membraner og Joule Thomson-kjøling med styrt hydratdannelse, som har potensiale for å operere subsea. Samtidig forsetter videreutviklingen av syklon- og gravitasjonsseparatorer. Basert på produktutvalget til leverandører som Aker Solutions og FMC, ser det ut til at syklon- og gravitasjonsteknologi vil bli mest brukt til vannfjerning fra gass subsea de nærmeste årene.

Kildehenvisning

Abdel-Aal, H.K., Aggour, M. & Fahim, M.A. (2003). *Petroleum and Gas Field Processing*. New York: Marvel Dekker

Absorpsjon (2007). I *Store Norske Leksikon*. Hentet 17.02.2013 fra <http://snl.no/absorpsjon>

Adsorpsjon (2007). I *Store Norske Leksikon*. Hentet 18.02.2013 fra <http://snl.no/adsorpsjon>

Aker Solutions. (u.å.) Hentet 15.02.2013 fra http://www.akersolutions.com/Documents/Drilling%20Technologies/Process%20Systems/Processing_solution_brochure.pdf

Albrechtsen, R. (u.å.). *Strømning av olje og gass i rør*. Forelesningsnotater i Petroleumsproduksjon, Høgskolen Stord/Haugesund og Statoil. Haugesund: Høgskolen Stord/Haugesund.

Asheim, H. (1985). *Petroleumsproduksjon og prosessering på plattformen*. Kompendium i fag 24046 Petroleumsproduksjon 1. Trondheim: Universitetet i Trondheim, Norges tekniske høgskole. Institutt for Petroleumsteknologi og anvendt Geofysikk.

Baker, R. W. (2012). *Membrane Technology and Application* (3. utg). United Kingdom: John Wiley & Sons.

Baker, R. W. & Lokhandwala, K. (2008). Natural Gas Processing with Membranes: An Overview. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 47(7), 2109-2121.

Bhide, B.D., Voskericyan, S. & Stern, A. (1998). *Hybrid processes for the removal of acid gases from natural gas*. Hentet 24.03.2013 fra: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0376738897002573>

Burr, B., Lyddon, L. (u.å.) A comparison of physical solvents for acid gas removal. Hentet fra <http://www.bre.com/portals/0/technicalarticles/A%20Comparison%20of%20Physical%20Solvents%20for%20Acid%20Gas%20Removal%20REVISED.pdf>

Campbell, J. M. & Company (2004). *Gas Conditioning and Processing. Volume 2: The Equipment Modules* (8. utg.). Oklahoma: John M. Campbell and Company.

CDS Engineering (u.å.). *Gasunie/CDS Improvement Of The Gasunie Cyclone Gas-Liquid Separator*. Hentet 06.05.2013 fra http://www.kgu.or.kr/download.php?tb=bbs_017&fn=Epp37.pdf&rn=Epp37.pdf

Cisoilgas (u.å.). *Improving TEG Gas Dehydration Operations*. Hentet 22. mars 2013 fra <http://www.cisoilgas.com/article/Improving-TEG-gas-dehydration-operations/>

Cnop, T., Dortmund, D., Schott, M. (u.å.). *Continued development of gas separation membranes for highly sour service*. Hentet 18.04.2013 fra : <http://www.uop.com/wp-content/uploads/2011/02/UOP-Continued-Development-of-Gas-Separation-Membranes-Tech-Paper.pdf>

Cooley, T. E., Coady, A.B. (1978). *Removal of H₂S and/ or CO₂ from a light hydrocarbon stream by use of gas permeable membrane*. Hentet 09.03.2013 fra:

<http://www.google.no/patents?hl=no&lr=&vid=USPAT4130403&id=mG8yAAAEBAJ&oi=fn&dq=cooley+1978&printsec=abstract#v=onepage&q=cooley%201978&f=false>

Damptrykk (u.å.). I *Store Norske Leksikon*. Hentet 07.04.2013 fra <http://snl.no/damptrykk>

Dekomponering (u.å.). I *Store Norske Leksikon*. Hentet 18.02.2013 fra <http://snl.no/dekomponering>

Ditl, P. & Netusil, M. (2011). Comparison for three methods for natural gas dehydration. *Journal of Natural Gas Chemistry* 20(2011), 471–476.

Dullien, F. A. L. (1989). *Industrial Gas Cleaning*. California: Academic Press, INC.

Echt, W., Singh, M. (2008). *Integration of membranes into natural gas process schemes*. Hentet fra: <http://www.uop.com/wp-content/uploads/2011/02/UOP-Integration-of-Membranes-for-CO2-Removal-Tech-Paper.pdf>

Europipe (u.å.). *Nord Stream*. Hentet 28.03.2013 fra <http://www.europipe.com/121-1-Nord-Stream.html>

FMC Technologies (u.å.). *CompactThree Phase InLine Separation Test Skid*. Hentet 06.05.2013 fra <http://www.fmctechnologies.com/en/SeparationSystems/Projects/InLineProjects/ThreePhaseTestSkid.aspx>

FMC Technologies (u.å.). *Statoil Tordis*. Hentet 03.04.2013 fra <http://www.maximizerecovery.com/Subsea-Processing-Projects/Statoil-Tordis>

Foral, A.J., Al-Ubaidi, B.H. (u.å.). *Evaluation of H₂S Scavenger Technologies*. Hentet fra: http://agrienvarchive.ca/bioenergy/download/Foral_Evaluation_H2S_Scavenger_Technol_201994.pdf

Gandhidasan, P., Al-Farayedhi, A. A. & Al-Mubarak, A. A. (2000). Dehydration of natural gas using solid desiccants. *Energy* 26 (2001), 855–868.

Hannisdal, A., Westra, R., Akdim, M. R., Bymaster, A., Grave, E. & Teng, D. (2012). *Compact Separation Technologies and Their Applicability for Subsea Field Development in Deep Water*. Hentet 28.03.2013 fra <http://www.forskningsradet.no/servlet/Satellite?blobcol=urldata&blobheader=application%2Fpdf&blobheadername1=Content-Disposition%3A&blobheadervalue1=+attachment%3B+filename%3D%22PaperFMCOTC2012.pdf%22&blobkey=id&blobtable=MungoBlobs&blobwhere=1274492225754&ssbinary=true>

Hao, J., Rice, P.A. & Stern, S.A. (2002). *Upgrading low-quality natural gas with H₂S- and CO₂-selective polymer membranes. Part I. Process design and economics of membrane stages without recycle streams*. Hentet fra: <http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0376738802003186>

Haraldsen, H. & Fjellvåg, H. (u.å.) Løsning. I *Store Norske Leksikon*. Hentet 22.03.2013 fra <http://snl.no/l%C3%B8sning>

Henrys lov (u.å.). I *Store Norske Leksikon*. Hentet 22.03.2013 fra http://snl.no/Henrys_lov

- Holm, P. (1993). Offshore TEG Dehydration Unit Performance Exceeds Design. *Oil & Gas Journal*, 91(4), 96-103.
- Khan, M. A. (2012). Optimizing Effective Absorption during Wet Natural Gas Dehydration by Tri Ethylene Glycol. *Journal of Applied Chemistry* 2(2), 1-6.
- Kidnay, A. J. & Parrish, W. R. (2006). *Fundamentals of natural gas processing*. The United Kingdom: Taylor & Francis.
- Kidnay, A. J., Parrish, W. R. & McCartney, D. G. (2011). *Fundamentals of Natural Gas Processing* Cambridge: Cambridge University Press.
- Kohl, A.L. & Nielsen, R. (1997). *Gas Purification*. Houston: Gulf Professional Publishing.
- Lin, H., Thompson, S. M., Serbanescu-Martin, A., Wijmans, J. G., Amo, K. D., Lokhandwala, K. A. & Merkel, T. C. (2012). Dehydration of natural gas using membranes. Part I: Composite membranes. *Journal of Membrane Science* 413-414 (2012), 70-81.
- Lindholm, E. (2007). Hentet 01.05.2013 fra <http://www.saltvannsakvariet.no/ph.htm>
- Løvland, J. (1993). *Process Configuration and Material and Energy Balance-Calculations*. Trondheim: Norges Tekniske Høgskole.
- Manning, F.S. & Thompson, R.E. (1991). *Oilfield processing of petroleum*. Oklahoma: Penn Well Publishing Company.
- Membrane Technology & Research. (2011). *SourSep™ system*. Hentet 10.03.2013 fra: http://www.mtrinc.com/h2s_removal.html
- Metz, B., Davidson, O., Coninck, H., Loos, M. & Meyer, L. (2005). *IPCC Special Report on Carbon dioxide Capture and Storage*. Canada: Cambridge University Press
- Mokhatab, S. & Poe, W. A. (2012) *Handbook of natural gas transmission and processing* Amsterdam: Gulf Professional Publ.
- Mork, M. & Gudmundsson, J., S. (2000). *Natural Gas Cleaning*. Trondheim: Norwegian University of Science and Technology.
- Nesse (u.å.). Molekylsil. I *Store Norske Leksikon*. Hentet 18.02.2013 fra <http://snl.no/molekylsil>
- Nesse (u.å.). Membranseparasjon. I *Store Norske Leksikon*. Hentet 06.03.2012 fra <http://snl.no/membranseparasjon>
- Norges Teknisk-Naturvitenskapelige Universitet (u.å.). 10. *Gasshydrater*. Hentet 14.03.2013 fra <http://www.ipt.ntnu.no/~jsg/undervisning/prosessering/kompendium/10%20Gasshydrater.pdf>
- Norges Teknisk-Naturvitenskapelige Universitet (u.å.). 11. *Tørking av naturgass*. Hentet 17.03.2013 fra <http://www.ipt.ntnu.no/~jsg/undervisning/prosessering/kompendium/11%20Toerking.pdf>
- Norsok standard P-001 (2006). 6 *Line sizing criteria*. Hentet 28.03.2013 fra <http://www.standard.no/PageFiles/1134/P-001e5.pdf>

NOU 2004: 11 (2004) *Hydrogen som fremtidens energibærere* Oslo: Statens forvaltningstjeneste. Hentet fra <http://www.regjeringen.no/nb/dep/oed/dok/NOU-er/2004/NOU-2004-11/7/3/3.html?id=418689>

Oil & Gas Journal (2010). *Five enhanced run life ESPs at the heart of Perdido seafloor separation, boosting stations*. Hentet 03.04.2013 fra <http://www.ogj.com/articles/shell/perdido/2010/04/five-enhanced-run-life-esps-at-the-heart-of-perdido-seafloor-separation-boosting-stations.html>

Ore, S. (u.å) Celluloseacetat. I Store Norske Leksikon. Hentet 10.04.2013 fra <http://snl.no/celluloseacetat>

Ore, S. (u.å). *Plastisitet*. I Store Norske Leksikon. Hentet 10.04.2013 fra: <http://snl.no/plastisitet>

Parks, D. & Amin, R. (2012). Novel subsea gas dehydration process, the process plant and dehydration performance. *Journal of Petroleum Science and Engineering* 81 (2012), 94-99.

Pourafshari Chenar, M., Savoji, H., Soltanieh, M., Matsuura, T. & Tabe-Mohammadi, A. (2009). *Removal of hydrogen sulfide from methane using commercial polyphenylene oxide and Cardo-type polyimide hollow fiber membranes*. Hentet 25.03.2013 fra: <http://profdoc.um.ac.ir/articles/a/1012602.pdf>

ProSep (u.å.). Gas Treatment. Hentet 06.03.2013 fra <http://www.prosep.com/files/brochures/Gas%20Membranes.pdf>

Seader, J. D. & Henley, E. J. (2006). *Separation Process Principles* (2. utg.). Hoboken: John Wiley & Sons, Inc.

Separasjon av gass og olje (u.å.). Forelesningsnotater i Petroleumsproduksjon. Haugesund: Høgskolen Stord/Haugesund.

Statoil (23.september 2009). *In Salah*. Hentet 20.03.2013 fra <http://www.statoil.com/no/technologyinnovation/newenergy/co2management/pages/insalah.aspx>

Statoil (23.september 2009). *Snøhvit*. Hentet 20.03.2013 fra <http://www.statoil.com/no/technologyinnovation/newenergy/co2management/pages/snohvit.aspx>

Statoil (15. november 2011). *Sleipner vest*. Hentet 15.03.2013 fra <http://www.statoil.com/no/TechnologyInnovation/NewEnergy/Co2Management/Pages/SleipnerVest.aspx>

Statoil (2012). *Press kit Åsgard subsea gas compression*. Hentet 28.03.2013 fra <http://www.statoil.com/en/NewsAndMedia/PressRoom/PressKitAsgardCompression/Pages/default.aspx>

Sælen, O. H. (u.å.). Hav. I Store Norske Leksikon. Hentet 24.04.2013 fra <http://snl.no/hav>

Twister BV (2012). Hentet 29.03.2013 fra <http://twisterbv.com/products-services/twister-supersonic-separator/>

Vaughn, J. (u.å.) Hentet 27.03.2013 fra: <http://koros.chbe.gatech.edu/index.php?do=grpmb&mbr=Justin>


Wen, C., Cao, X. & Yang, Y. (2011). Swirling flow of natural gas in supersonic separators. *Chemical Engineering and Processing* 50 (2011) 644-649).

Xinyuan Technology CO., Ltd. (2011). Hentet 05.05.2013 fra:
http://www.molecularsieve.org/4A_Molecular_Sieve.htm

Xinyuan Technology CO., Ltd. (2011). Hentet 08.05.2013 fra:
http://www.molecularsieve.org/Zeolite_Molecular_Sieve.htm

Vedlegg

Vedlegg 1 Strømningsdata fra HYSYS-modellen

1	 HOGSKOLEN STORD Burlington, MA USA	Case Name: PROCESS SIMULATION 07052013.hsc
2		Unit Set: Hysys 1
3		Date/Time: Tue May 07 14:16:28 2013
4		
5		

Workbook: Case (Main)

Material Streams Fluid Pkg: All


Name	Reservoarstrøm	Sur gass	Olje	Vann	Sur gass til behandling
Vapour Fraction	0.7933	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature (C)	90.00 *	89.94	89.94	89.94	89.81
Pressure (kPa)	1.000e+004 *	9950	9950	9950	9900
Molar Flow (kgmole/h)	1.722e+004	1.366e+004	2327	1227	1.366e+004
Mass Flow (kg/h)	6.000e+005 *	2.670e+005	3.108e+005	2.213e+004	2.670e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	1223	767.8	432.6	22.19	767.8
Heat Flow (kJ/h)	-2.159e+009	-1.187e+009	-6.267e+008	-3.447e+008	-1.187e+009


Name	Væske	CO2-fattig gass	CO2	Set gass	H2S
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature (C)	89.81	90.00 *	89.55	90.00 *	117.2
Pressure (kPa)	9900	9700 *	9700 *	9600 *	9600 *
Molar Flow (kgmole/h)	0.1993	1.337e+004	164.8	1.320e+004	172.6
Mass Flow (kg/h)	10.16	2.574e+005	7255	2.516e+005	5881
Liquid Volume Flow (m3/h)	1.313e-002	756.7	8.790	749.2	7.460
Heat Flow (kJ/h)	-5.532e+004	-1.091e+009	-6.506e+007	-1.087e+009	-3.802e+006

Name	Tørket gass	H2O	Komprimert gass til r	Gass ankommet sist
Vapour Fraction	1.0000	0.6870	1.0000	1.0000
Temperature (C)	90.00 *	308.6	150.3	5.071
Pressure (kPa)	9800 *	9800 *	1.757e+004	1.652e+004
Molar Flow (kgmole/h)	1.353e+004	129.3	1.320e+004	1.320e+004
Mass Flow (kg/h)	2.647e+005	2330	2.516e+005	2.516e+005
Liquid Volume Flow (m3/h)	765.5	2.335	749.2	749.2
Heat Flow (kJ/h)	-1.156e+009	-3.160e+007	-1.055e+009	-1.167e+009

Compositions Fluid Pkg: All

Name	Reservoarstrøm	Sur gass	Olje	Vann	Sur gass til behandling
Comp Mole Frac (Methane)	0.6974 *	0.8343	0.2815	0.0000	0.8343
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0491 *	0.0548	0.0415	0.0000	0.0548
Comp Mole Frac (Propane)	0.0372 *	0.0375	0.0553	0.0000	0.0375
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0027 *	0.0024	0.0058	0.0000	0.0024
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0001 *	0.0001	0.0002	0.0000	0.0001
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0014 *	0.0010	0.0046	0.0000	0.0010
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0001 *	0.0001	0.0004	0.0000	0.0001
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0001 *	0.0000	0.0005	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0001 *	0.0000	0.0006	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0002 *	0.0000	0.0013	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0008 *	0.0001	0.0054	0.0000	0.0001
Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0001 *	0.0000	0.0007	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C11)	0.0100 *	0.0004	0.0717	0.0000	0.0004
Comp Mole Frac (n-C12)	0.0104 *	0.0002	0.0755	0.0000	0.0002
Comp Mole Frac (n-C13)	0.0090 *	0.0001	0.0659	0.0000	0.0001
Comp Mole Frac (n-C14)	0.0060 *	0.0000	0.0442	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C15)	0.0106 *	0.0000	0.0782	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C16)	0.0080 *	0.0000	0.0591	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C17)	0.0150 *	0.0000	0.1108	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C18)	0.0012 *	0.0000	0.0089	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C19)	0.0040 *	0.0000	0.0296	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-C20)	0.0051 *	0.0000	0.0377	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (H2S)	0.0119 *	0.0127	0.0134	0.0005	0.0127
Comp Mole Frac (H2O)	0.0795 *	0.0095	0.0057	0.9990	0.0095
Comp Mole Frac (CO2)	0.0300 *	0.0345	0.0193	0.0005	0.0345
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0100 *	0.0122	0.0021	0.0000	0.0122

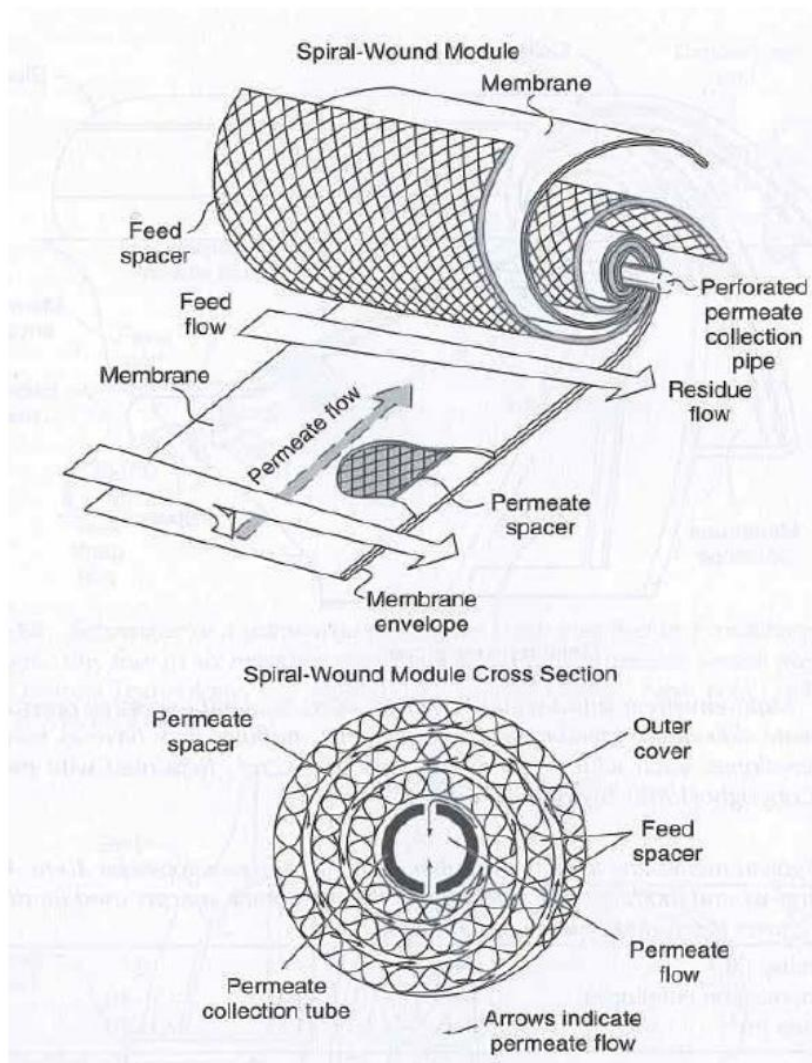
1	 HOGSKOLEN STORD Burlington, MA USA			Case Name: PROCESS SIMULATION 07052013.hsc		
2				Unit Set: Hysys 1		
3				Date/Time: Tue May 07 14:18:28 2013		
4						
5	Workbook: Case (Main) (continued)					
6	Compositions (continued)					
7						Fluid Pkg: All
8						
9						
10						
11	Name	Væske	CO2-fattig gass	CO2	Set gass	H2S
12	Comp Mole Frac (Methane)	0.0743	0.8526	0.0000	0.8638	0.0000
13	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0118	0.0580	0.0000	0.0567	0.0000
14	Comp Mole Frac (Propane)	0.0158	0.0383	0.0000	0.0388	0.0000
15	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0017	0.0025	0.0000	0.0025	0.0000
16	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0001	0.0001	0.0000	0.0001	0.0000
17	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0013	0.0010	0.0000	0.0010	0.0000
18	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0001	0.0001	0.0000	0.0001	0.0000
19	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
20	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
21	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0004	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
22	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0016	0.0001	0.0000	0.0001	0.0000
23	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
24	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0207	0.0004	0.0000	0.0004	0.0000
25	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0218	0.0002	0.0000	0.0003	0.0000
26	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0190	0.0001	0.0000	0.0001	0.0000
27	Comp Mole Frac (n-C14)	0.0127	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
28	Comp Mole Frac (n-C15)	0.0225	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
29	Comp Mole Frac (n-C16)	0.0169	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
30	Comp Mole Frac (n-C17)	0.0316	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
31	Comp Mole Frac (n-C18)	0.0025	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
32	Comp Mole Frac (n-C19)	0.0083	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
33	Comp Mole Frac (n-C20)	0.0101	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
34	Comp Mole Frac (H2S)	0.0042	0.0129	0.0000	0.0000	1.0000
35	Comp Mole Frac (H2O)	0.7157	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
36	Comp Mole Frac (CO2)	0.0058	0.0229	1.0000	0.0232	0.0000
37	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0006	0.0125	0.0000	0.0127	0.0000
38	Name	Tøket gass	H2O	Komprimert gass til r	Gass ankommet sist	
39	Comp Mole Frac (Methane)	0.8423	0.0000	0.8638	0.8638	
40	Comp Mole Frac (Ethane)	0.0553	0.0000	0.0567	0.0567	
41	Comp Mole Frac (Propane)	0.0378	0.0000	0.0388	0.0388	
42	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0024	0.0000	0.0025	0.0025	
43	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0001	0.0000	0.0001	0.0001	
44	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0010	0.0000	0.0010	0.0010	
45	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0001	0.0000	0.0001	0.0001	
46	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
47	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
48	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
49	Comp Mole Frac (n-Nonane)	0.0001	0.0000	0.0001	0.0001	
50	Comp Mole Frac (n-Decane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
51	Comp Mole Frac (n-C11)	0.0004	0.0000	0.0004	0.0004	
52	Comp Mole Frac (n-C12)	0.0002	0.0000	0.0003	0.0003	
53	Comp Mole Frac (n-C13)	0.0001	0.0000	0.0001	0.0001	
54	Comp Mole Frac (n-C14)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
55	Comp Mole Frac (n-C15)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
56	Comp Mole Frac (n-C16)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
57	Comp Mole Frac (n-C17)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
58	Comp Mole Frac (n-C18)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
59	Comp Mole Frac (n-C19)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
60	Comp Mole Frac (n-C20)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
61	Comp Mole Frac (H2S)	0.0128	0.0000	0.0000	0.0000	
62	Comp Mole Frac (H2O)	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	
63	Comp Mole Frac (CO2)	0.0348	0.0000	0.0232	0.0232	
64	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0124	0.0000	0.0127	0.0127	
65	Energy Streams					
66						Fluid Pkg: All
67	Name	Energitytelse				
68	Heat Flow	(kJ/h)	3.131e+007			
69						
70	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 7.2 (24.0.0.7263)		Page 2 of 3	
	Licensed to: HOGSKOLEN STORD			* Specified by user.		

1	 HOGSKOLEN STORD Burlington, MA USA		Case Name: PROCESS SIMULATION 07052013.hsc			
2			Unit Set: Hysys 1			
3			Date/Time: Tue May 07 14:16:28 2013			
4						
5						
6	Workbook: Case (Main) (continued)					
7						
8	Unit Ops					
9						
10						
11	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored	Calc Level
12	Trefaseseparator	3 Phase Separator	Reservoarstrøm	Olje	No	500.0 *
13				Sur gass		
14				Vann		
15	Tofaseseparator	Separator	Sur gass	Væske	No	500.0 *
16				Sur gass til behandling		
17	CO2-fjerner	Component Splitter	Tørket gass	CO2-fattig gass	No	500.0 *
18				CO2		
19	H2S-fjerner	Component Splitter	CO2-fattig gass	Set gass	No	500.0 *
20				H2S		
21	H2O-fjerner	Component Splitter	Sur gass til behandling	Tørket gass	No	500.0 *
22				H2O		
23	Kompressor	Compressor	Set gass	Komprimert gass til rørledning	No	500.0 *
24				Energijulførsel		
25	Rørledning	Compressible Gas Pipe	Komprimert gass til rørledning	Gass ankommet siste prosess	No	500.0 *
26						
27						
28						
29						
30						
31						
32						
33						
34						
35						
36						
37						
38						
39						
40						
41						
42						
43						
44						
45						
46						
47						
48						
49						
50						
51						
52						
53						
54						
55						
56						
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69						
70	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 7.2 (24.0.0.7263)		Page 3 of 3	

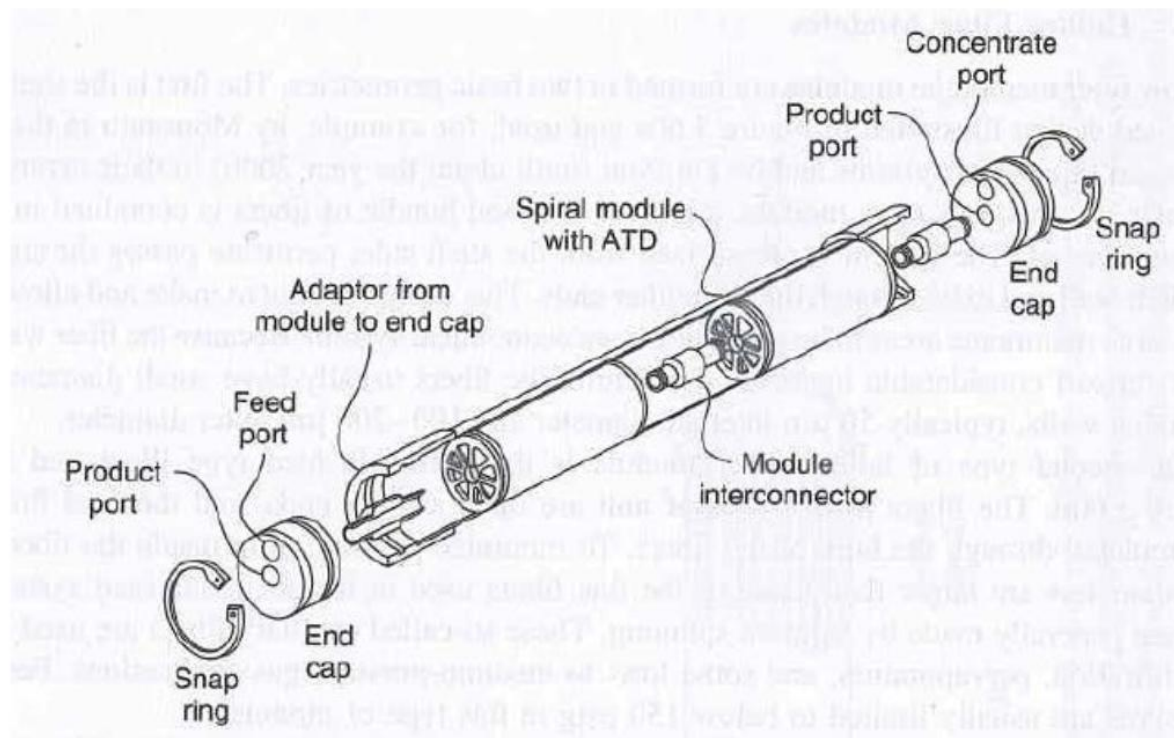
Vedlegg 2 Spiral-wound og hollow-fiber membranmodul til CO₂-fjerning

Skrevet av kandidatnr. 11, kandidatnr. 18 og kandidatnr. 37

Det er to sammenstillinger av membran som er mye brukt ved CO₂-fjerning: hul-fiber og spiral (Abdel-Aal et al., 2003)(Baker, 2012). På engelsk omtales disse som «Spiral-Wound» og «Hollow-fiber». Den enkleste formen spiralmembranen modul er vist i figur 1. I spiralmembranmodulen er to membraner skilt av en permeate spacer, også kalt permeate channel. Membranene og permeate spacer blir limt sammen i tre av sidene. Den fjerde siden vil ligge inntil et perforert rør. Den limte membranen ligger mellom to feed spacer. Disse lagene er surret rundt det perforerte rør som en spiral. Spiralen er plassert inni en sylindrerformet trykketank som figur 2 viser. Fødestrømmen strømmer aksielt gjennom spiralen, og CO₂ trenger gjennom membranen og følger permeate channel til det perforerte røret. CO₂ strømmer ut av dette røret for videre behandling. Retentatet strømmer ut i andre enden av spiralen (Baker, 2012).

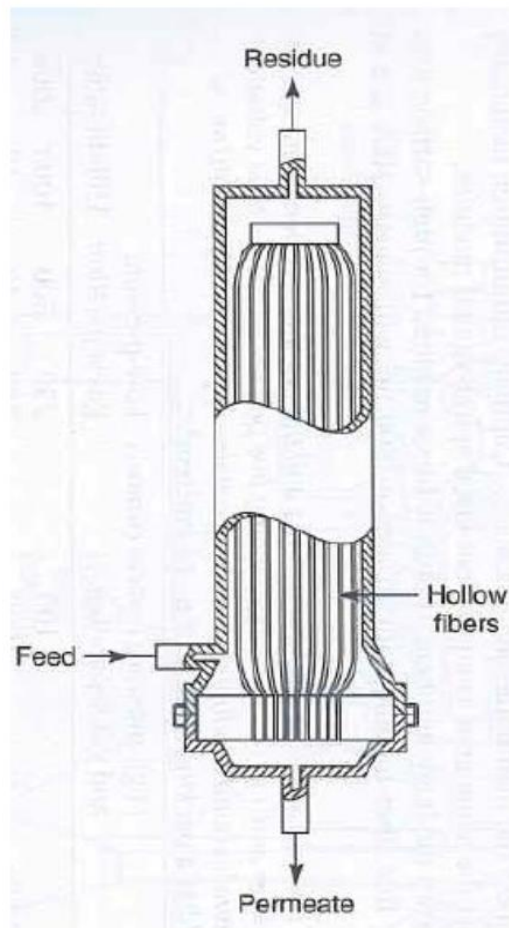


Figur 1 Illustrasjon av spiralmembran. Hentet fra "Membrane Technology and Applications" av Baker, 2012, s. 159

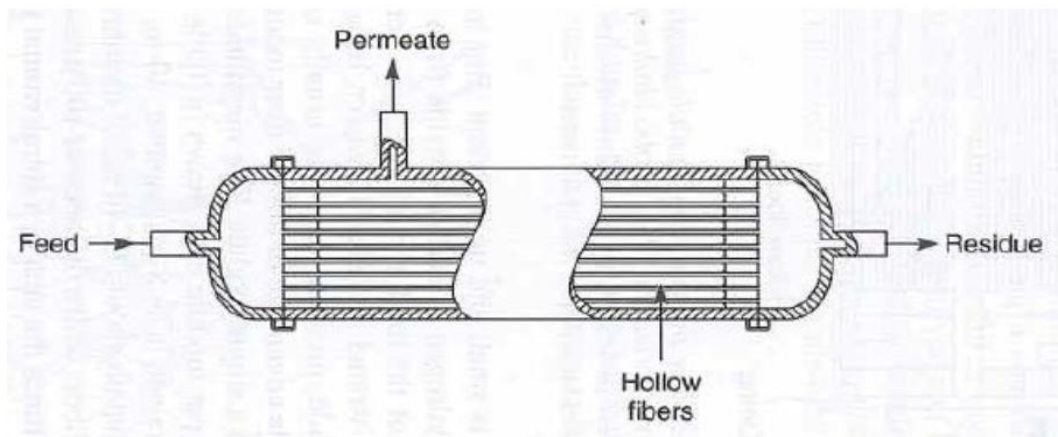


Figur 2 Illustrasjon av spiralmembran installert i trykktank. Hentet fra "Membrane Technology and Applications" av Baker, 2012, s. 161

Hul-fiber modulen finnes i to basiske former. Den ene er en Shell-side feed type og den andre er en Bore-side feed type. Figur 3 viser en Shell-side type og figur 4 en Bore-side. I Shell-side er en pakke med hule fibre plassert i en trykktank. Føden strømmer inn fra siden av tanken (shell-side), og permeatet vil trenge gjennom de hule fibre (membranene) og følge hulrommet i fibre ut. Retentatet vil strømme på utsiden av fibre og ut. Shell-side blir oftest brukt ved høyt trykk, opptil 69 bar. I Bore-side vil føden strømme helt gjennom hulrommet (bore-side) til fibre slik at retentatet strømmer helt gjennom hulrommet og ut. Permeatet vil trenge gjennom fibre og ut en egen utgang i tanken. Denne typen hul-fiber modul brukes som regel til fødestrømmer med middels høyt trykk opptil 10 bar (Baker, 2012).



Figur 3 Shell-side feed type av hul-fiber membran modul. Hentet fra "Membrane Technology and Applications" av Baker, 2012, s. 163



Figur 4 Bore-side feed type av hul-fiber membran modul. Hentet fra "Membrane Technology and Applications" av Baker, 2012, s. 163.