



**Høgskolen i Telemark**

Avdeling for teknologiske fag

Masterutdanningen

---

## **HOVEDOPPGAVE 2005**

Student: Bjørn Moholt

Oppgavens tittel: Simulering av CO<sub>2</sub>-fjerning med aminer



Avdeling for teknologiske fag

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

---

Ingeniørutdanning - Masterutdanning - Doktorgradsutdanning



# Høgskolen i Telemark

Avdeling for teknologiske fag

Masterutdanningen

## RAPPORT FRA HOVEDOPPGAVE, FAG F4203

**Student** : Bjørn Moholt

**Oppgavens tittel** : Simulering av CO<sub>2</sub>-fjerning med aminer

**Signatur** : . . . . .

**Antall sider** : <#>

**Emneord** : **Gasskraftverk** . . . .  
**CO<sub>2</sub>-håndtering** . . . .  
**Amin.** . . . . .  
**Energiforbruk.** . . . .

**Faglærer** : Lars Erik Øi sign.: . . . . .

**Biveileder** : Bengt Bergersen, Skagerak Energi AS

**Sensor** : Kjersti Wilhelmsen, Norsk Hydro sign.: . . . . .

**Ekstern partner** : Skagerak Energi AS

**Tilgjengelighet** : Åpen

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

### Sammendrag:

Gasskraftverk produserer store mengder CO<sub>2</sub>, og det er ønskelig å unngå utslipp av CO<sub>2</sub> til atmosfæren. Skagerak Energi AS har planer om et gasskraftverk med CO<sub>2</sub>-fjerning i Grenlandsområdet.

Det er utført simuleringer av et gasskraftverk uten CO<sub>2</sub>-håndtering med totalvirkningsgrad på 58 %. Når det hentes ut 194 MW varme til regenerering eller 1,33 kWh/per kg CO<sub>2</sub> fjernet, reduseres totalvirkningsgraden til 54 %. Dette er høyere enn verdier fra litteraturen som er på 47 – 51 %. En årsak til avviket er at det ikke er tatt med effektbehov til vifter og CO<sub>2</sub>-kompressor.

Effektbehovet til regenerering avtar fra 413 MW til 137 MW og tilsvarer 2,85 kWh og 0,94 kWh per kg CO<sub>2</sub> fjernet, når kokertemperaturen økes fra 102 °C til 120 °C med rensegrad på 85,2 %. Med CO<sub>2</sub>-fjerning på 80, 90 og 99,7 % ble kokereffektene funnet til henholdsvis 139, 239 og 426 MW og tilsvarer 1,02, 1,56 og 2,51 kWh per kg CO<sub>2</sub> fjernet. De siste 10 % med rensing koster 87 % mer enn de 10 % fra 80 til 90 %. Ifølge litteraturen er energibehovet 1,1 – 1,3 kWh per kg CO<sub>2</sub> fjernet.

Kostnader ved 194 MW regenerering er beregnet ved varmepris på 6 øre/kWh og naturgassbasert varme til 12 øre/kWh som gir årlige kostnader på 93 og 189 mill.NOK. Ved å benytte kraftverksintern damp til regenerering reduseres el-produksjon. Kostnaden med el-pris 25 øre/kWh er beregnet til 68 mill.NOK. Det tilsvarer en pris på kraftverksintern damp på 4,4 øre/kWh. Ved å bruke kraftverksintern damp blir kostnadsreduksjonen 121 mill.NOK per år sammenlignet med å bruke ekstern damp generert av naturgass (til 12 øre/kWh).

Hvis et gasskraftverk med CO<sub>2</sub>-håndtering bygges i Brevik, Rafnes eller Herøya kan det bruke kraftverksintern damp til regenerering. Beregninger tyder på at bruk av kraftverksekstern damp blir så kostbart at det ikke er et fornuftig alternativ. Kraftverksintern damp bør brukes siden den er rimeligst, og da vil ikke lokaliseringen avhenge av varmeintegrasjon.

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

## FORORD

Hovedoppgaven inngår i fjerde semester i masterstudiet Energi og Miljøteknikk på Høgskolen i Telemark. Rapporten krever at leseren har noe kjennskap om anvendelse av renseteknologi for CO<sub>2</sub>-fjerning. I rapporten presenteres resultater fra simuleringsprogrammet Hysys. Det er ikke nødvendig med kunnskaper om Hysys for å kunne lese rapporten.

Jeg vil takke førsteamanuensis Lars Erik Øi for all assistanse og hjelp.

Porsgrunn 26.05.2005

---

Bjørn Moholt

# INNHALDSFORTEGNELSE

<b>FORORD</b> .....	<b>3</b>
<b>1 INNLEDNING</b> .....	<b>5</b>
<b>2 BAKGRUNN FOR GASSKRAFT</b> .....	<b>6</b>
2.1 NATURGASS OG GASSKRAFT .....	6
2.2 KARBONDIOKSID OG KYOTOPROTOKOLL .....	8
2.3 PROSESSMODELLERINGSVERKTØYET HYSYS .....	11
2.4 PROBLEMBESKRIVELSE .....	11
<b>3 PROSESSBESKRIVELSER</b> .....	<b>12</b>
3.1 PROSESSBESKRIVELSE AV GASSKRAFTVERK .....	12
3.2 PROSESSBESKRIVELSE AV CO <sub>2</sub> -FJERNING .....	14
3.2.1 De-karbonisering av naturgass ved hjelp av pre-forbrenning .....	14
3.2.2 Resirkuleringsforbrenning med O <sub>2</sub> /CO <sub>2</sub> – oxyfuel .....	14
3.2.3 Fjerning av CO <sub>2</sub> etter forbrenning .....	15
3.3 LØSEMIDLER FOR ABSORPSJON .....	19
3.3.1 Kjemiske løsemidler .....	19
3.3.2 Fysiske løsemidler .....	21
3.3.3 Alkalisalter .....	21
<b>4 HYSYS SIMULERINGSBEREGNINGER</b> .....	<b>22</b>
4.1 VERIFIKASJON AV SIMULERING AV GASSKRAFTVERK .....	22
4.1.1 Forenklinger og spesifikasjoner .....	22
4.1.2 Verifikasjon av simulering av gasskraftverk med en gassturbin og en dampturbin .....	23
4.1.3 Verifikasjon av simulering med uttak av varme til CO <sub>2</sub> -fjerning .....	25
4.1.4 Verifikasjon av simulering med to dampturbiner .....	27
4.1.5 Diskusjon av Hysys-simuleringer av gasskraftverk .....	28
4.2 SIMULERINGSBEREGNING AV CO <sub>2</sub> -FJERNING I HYSYS .....	29
4.2.1 Forenklinger og spesifikasjoner .....	29
4.2.2 Sensitivitetsberegninger .....	31
4.2.3 Energiforbruk som funksjon av rensegrad og regenereringstemperatur .....	33
4.2.4 Diskusjon av Hysys-simuleringer av CO <sub>2</sub> -fjerning .....	35
4.3 NY SIMULERING AV GASSKRAFTVERK MED UTTAK AV VARME .....	36
<b>5 ENERGIKOSTNADER, PROSESS OG LOKALISERING</b> .....	<b>37</b>
5.1 VIRKNINGSGRADER FOR GASSKRAFTVERK MED CO <sub>2</sub> -FJERNING .....	37
5.2 EKSTERNE ELLER INTERNE VARMEKILDER .....	37
5.3 LOKALISERINGENS AVHENGIGHET AV VARMEINTEGRASJON .....	38
5.4 LOKALISERING AV GASSKRAFTVERK MED CO <sub>2</sub> -HÅNDTERING I GRENLAND .....	39
5.5 USIKKERHET I ENERGIBEHOVET OG ENERGIKOSTNADER I EN CO <sub>2</sub> -RENSEPROSESS MED ABSORPSJON	39
5.6 CO <sub>2</sub> -FJERNING MED NATURGASS SOM ENERGIKILDE .....	40
<b>6 KONKLUSJON</b> .....	<b>42</b>

## 1 INNLEDNING

Et av de mest omdiskuterte temaer i Norge de senere år har vært bygging av gasskraftverk. Det ser ut til at det er politisk flertall for bygging av gasskraftverk med CO<sub>2</sub>-håndtering i Norge i dag. Motstanden mot gasskraftverk har vært begrunnet med store utslipp av CO<sub>2</sub>. Norge har sammen med mange andre land underskrevet Kyotoavtalen og dermed forpliktet seg til å redusere utslippene av CO<sub>2</sub>.

I hovedoppgaven simuleres et gasskraftverk på 500 MW i Hysys. Virkningsgrader i simuleringer blir sammenlignet med resultater fra en tidligere hovedoppgave og med virkningsgrader fra litteraturen. Det blir simulert kjemisk absorpsjon med aminer for å finne hvilke faktorer som påvirker energibehovet ved CO<sub>2</sub>-fjerning og hvordan virkningsgraden påvirkes. Skagerak Energi AS har planer om et gasskraftverk med CO<sub>2</sub>-fjerning i Grenlandsområdet. I oppgaven blir det vurdert forskjellige alternativer for lokalisering utfra om energibehovet til CO<sub>2</sub>-fjerning skal dekket av kraftverksinterne eller eksterne varmekilder. Det blir også sett på usikkerhet i energibehovet ved CO<sub>2</sub>-fjerning.

## 2 BAKGRUNN FOR GASSKRAFT

### 2.1 Naturgass og gasskraft

Deler av kapittelet er hentet fra ”Naturgass – en generell innføring” av NVE<sup>1</sup>

Naturgass er fellesbetegnelse for gass som er dannet ved nedbryting og omdanning av organisk materiale under jordens overflate. I Nordsjøen ble olje og gassforekomstene dannet for mange millioner år siden. Døde mikroorganismer og planterester ble omdannet til olje og gass under høyt trykk og varme fra jordens indre uten tilgang til oksygen. De letteste av disse stoffene vil ved trykket på jordens overflate opptre som gass, tyngre stoffer vil ligge på grensen mellom gass og væske, mens de tyngste vil være væske.

Naturgass er sammensatt av en rekke kjemiske stoffer med ulike egenskaper. Stoffene er i hovedsak bygd opp av karbon og hydrogen og kalles derfor for hydrokarboner. I tillegg er det et innslag av andre stoffer som har lite eller ingen praktisk nytte. I naturgass er det dominerende hydrokarbonet metan, CH<sub>4</sub>. Naturgass fra Nordsjøen inneholder i gjennomsnitt 80 % metan. Tabell 1 viser sammensetningen av naturgass fra Heidrunfeltet. Naturgass inneholder ofte lite svovel, klorforbindelser og faste partikler. Før naturgassen sendes ut på markedet blir den behandlet og danner forskjellige gasstyper:

- Tørrgass betegner gass som ved vanlig trykk og temperatur ikke inneholder flytende komponenter. Den består hovedsaklig av metan, men har innslag av etan og mindre mengde tyngre hydrokarboner som holder seg i gassform. Tørrgass distribueres for det meste gjennom rør, men kan også transporteres i tanker som CNG, Compressed Natural Gas eller LNG, Liquefied Natural Gas.
- Våtgass består hovedsaklig av etan, propan og butan. Disse gassene kan ved høye trykk og/eller lave temperaturer bringes over i flytende form. Propan og butan går også under betegnelsen LPG, Liquefied Petroleum Gas og kan også forekomme som komponent i råolje.
- Kondensat, nafta og naturbensin brukes som betegnelse på de tyngste delene av naturgass med fem eller flere karbonatomer. Disse stoffene opptrer normalt i flytende form.

Tabell 1. Sammensetning av naturgass fra Heidrunfeltet. Kilde: Industrikraft Midt-Norge<sup>21</sup>

Komponent	Navn	Andel (mol %)
H <sub>2</sub> O	Vann	0,004
N <sub>2</sub>	Nitrogen	0,460
CO <sub>2</sub>	Kulldioksid	1,665
C1	Metan	85,918

C2	Etan	6,885
C3	Propan	2,858
i-C4	Isobutan	0,548
n-C4	Normalbutan	0,872
i-C5	Isopentan	0,239
n-C5	Normalpentan	0,223
C6	Heksan	0,177
C7	Heptan	0,110
C8	Oktan	0,037
C9	Nonan	0,004
Sum		100,000

Verdens påviste utvinnbare ressurser vil med dagens uttak vare i ca. 60 år (Kilde: NVE<sup>1</sup>). Mer enn 70 % av alle naturgassressursene er påvist i tidligere Sovjetunionen og Midt-Østen. USA og Russland er de største produsentene av naturgass med 30 % hver av verdens totale produksjon. Russland er verdens største eksportør av naturgass, mens USA, Tyskland og Japan har den største importen. Ifølge Statistisk Sentralbyrå (SSB<sup>2</sup>) var Norges produksjon av naturgass i 2003 på 77 747 millioner Sm<sup>3</sup> som er omlag 2 % av verdens totale gassforbruk. Det norske forbruket var ifølge SSB<sup>2</sup> i 2003 på 6 648 millioner Sm<sup>3</sup> eller 8,55 % av den totale norske produksjon. Største norske gassforbruker var i 2003 metanolfabrikken på Tjeldbergodden med et forbruk på 770 millioner Sm<sup>3</sup> naturgass (Kilde: NVE<sup>1</sup>). Industrien i Grenland bruker om lag 1,15 millioner tonn våtgass med et energiinnhold på ca 15 TWh (Kilde: NVE<sup>1</sup>). Ifølge Industrikraft Midt-Norge<sup>21</sup> vil gasskraftverket på Skogn i Nord Trøndelag forbruke 1 013 millioner Sm<sup>3</sup> naturgass med en elektrisitetsproduksjon på 840 MW. Med en produksjon på 2003 nivå med 77 747 millioner Sm<sup>3</sup> naturgass vil Norges gjenværende naturgassressurser vare i 65 år.

Tabell 2. Norges totale, forbrukte og gjenværende olje og gass ressurser pr. 31.12.2004.

Kilde: Oljedirektoratet<sup>3</sup>

	Olje [mill. Sm <sup>3</sup> ]	Gass [mrd. Sm <sup>3</sup> ]	NGL [mill. Sm <sup>3</sup> ]	Kondensat [mill. Sm <sup>3</sup> ]	Sum olje ekv. [mill. Sm <sup>3</sup> ]
Totale ressurser	5837	6007	255	556	12885
Forbrukte ressurser	2870	948	81	72	4044
Gjenværende ressurser (inkluderer uoppdagede ressurser)	2967	5059	174	484	8840

## Gasskraft

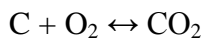
Argumentene for å bygge gasskraftverk er mange. Et av de viktigste argumentene er at Norge har et netto underskudd av elektrisk kraft. Ifølge Statistisk Sentralbyrå<sup>4</sup> var netto import av kraft på 7,8 TWh i 2003. Av et totalt forbruk på 115 TWh utgjorde underskudd dekket av import 6,84 %. Norges Vassdrags og Energidirektorat (NVE<sup>4</sup>) antar en årlig vekst i norsk strømforbruk på 1,2 % og dermed kan flere nedbørsfattige vintre gi mangel på vannkraft. En fordel med gasskraft er at tilgangen på den er stabil og ikke avhengig av nedbør. Mesteparten av importert kraft kommer fra kullfyrte danske kraftverk. Tilhengere av gasskraft argumenterer med at det gir mindre globale utslipp av CO<sub>2</sub> dersom vi erstatter importert kullkraft med gasskraft produsert i Norge. Det blir også argumentert med at Norge selger råvaren naturgass og kjøper tilbake elektrisk kraft og dermed går glipp av verdiskapning. Norsk industri argumenterer med at gasskraft er viktig fordi den kan gi tilgang til mer energi og dermed trygge industrien.

## 2.2 Karbondioksid og Kyotoprotokoll

Karbondioksid dannes når et stoff som inneholder karbon reagerer med oksygen.

Eksempler på stoffer kan være gass, olje, kull og mange typer organisk avfall.

Reaksjonslikningen er:

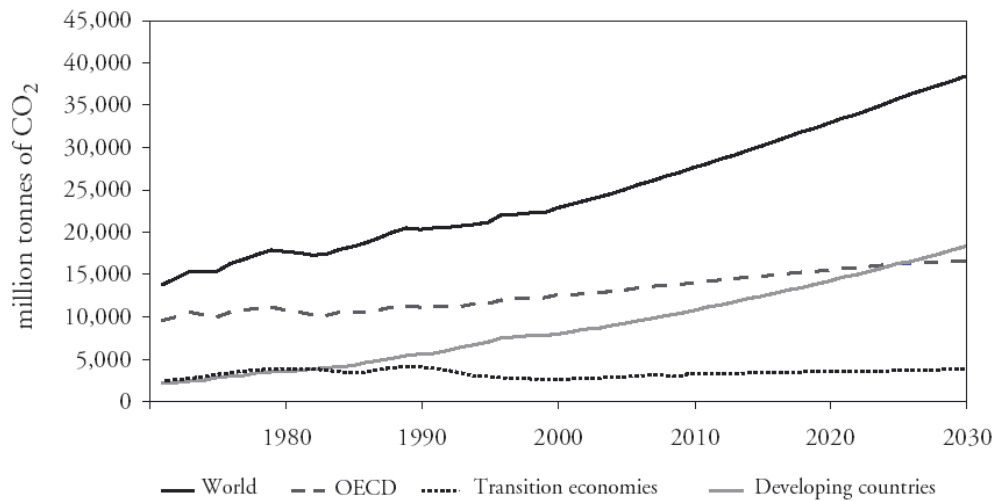


Karbondioksid er en del av det naturlige kretsløp men er også en klimagass. Ifølge International Energy Agency<sup>5</sup> (IEA) vil globale utslipp av CO<sub>2</sub> øke med 1,8 % hvert år fram mot år 2030. Det betyr at verdens utslipp av CO<sub>2</sub> på 25 milliarder tonn i år 2005 vil øke til 38 milliarder tonn i år 2030, se figur 1. Den største veksten vil komme i fra land i den tredje verden. IEA<sup>5</sup> anslår at utviklingslandenes andel av totale CO<sub>2</sub>-utslipp vil øke fra 34 % i år 2002 til 47 % i år 2030. Veksten i Kinas CO<sub>2</sub>-utslipp vil utgjøre en fjerdedel av den globale økningen frem mot år 2030. Kina vil i år 2030 slippe ut 6,7 milliarder tonn CO<sub>2</sub> som allikevel er mindre enn utslipp fra USA. Målt per innbygger vil kinesiske utslipp øke fra 2,4 tonn i år 2002 til 4,5 tonn i år 2030. For innbyggere i India er veksten fra 0,9 tonn i 2002 til 1,6 tonn i 2030. I OECD landene vil utslippene være 13 tonn i år 2030 og for transition economies vil utslippene være 11 tonn i år 2030. Transition economies er for eksempel land i Øst-Europa.

Økning i utslippene fram mot år 2030 vil ifølge IEA<sup>5</sup> fordele seg slik: kraftproduksjon vil utgjøre halvparten av økningen, transport en fjerdedel og resten fordeler seg på industri, næringsliv og privat forbruk.



Ifølge Statistisk Sentralbyrå<sup>6</sup> var det norske CO<sub>2</sub>-utslippet i år 2004 på 55,5 millioner tonn CO<sub>2</sub>, dvs. 10 % over målet i Kyotoavtalen. SSB anslår at norske utslipp fram mot år 2010 vil øke til 62 millioner tonn CO<sub>2</sub> eller 22,5 % over målsettinga i Kyotoavtalen.



Figur 1. Utvikling i CO<sub>2</sub>-utslipp. Kilde: IEA<sup>5</sup>

CO<sub>2</sub>-utslipp i et land kan ifølge Professor Yoichi Kaya ved Universitetet i Tokyo uttrykkes på følgende måte:

$$CO_2 = \frac{\text{Utslipp av } CO_2}{\text{Energiforbruk}} \cdot \frac{\text{Energiforbruk}}{BNP} \cdot \frac{BNP}{\text{Befolkning}} \cdot \text{Befolkning}$$

Første ledd sier hvor mye CO<sub>2</sub> vi slipper ut når vi forbruker energi. Virkningsgrader og hvilke typer drivstoff som brukes er avgjørende for hvor stort dette leddet blir.

Andre ledd forteller hvor mye energi vi forbruker i forhold til den totale økonomien. Et land med mye industri vil få et større bidrag fra dette leddet enn et land med mye jordbruk fordi landet med mye industri bruker sannsynligvis mer energi.

Tredje ledd sier hvor mye penger det er i sirkulasjon per innbygger i et land.

Fjerde og siste ledd medfører at et land med stor befolkning slipper ut mer CO<sub>2</sub> enn et lite land dersom de tre første leddene er like. I fattige land med stor befolkningsvekst vil CO<sub>2</sub>-utslipp øke fordi innbyggerne har elementære behov som må dekkes og som medfører utslipp av CO<sub>2</sub>.

Ifølge Bolland<sup>7</sup> finnes det tre forskjellige måter å redusere menneskeskapte CO<sub>2</sub>-utslipp på:

1. Redusere bruken av fossile brenslers gjennom økning av prosessers virkningsgrad, redusere behovet for energi og økt bruk av ikke-fossile energikilder som vindkraft, biomasse og kjernekraft.
2. Bruke fossile brenslers med lavere karbon/hydrogen forhold. For eksempel erstatte kull og olje med naturgass.
3. Fange CO<sub>2</sub> fra forbrenningsprosesser slik at den ikke kommer ut i atmosfæren og lagre den i tømte gassreservoarer eller i havet.

Ifølge Wong<sup>8</sup> kan CO<sub>2</sub> lagres på tre forskjellige måter:

1. Biologisk lagring som er naturlig reservoar for CO<sub>2</sub>. Det kan være lagring i hav, skog og vegetasjon
2. Geologisk lagring som kan være tomme olje eller gassreservoarer eller reservoarer hvor det ønskes økt uttak av olje eller gass
3. Lagring i materialer som plastikk, kalk og kjemikalier

Informasjonen om Kyotoprotokollen er hentet fra Miljøstatus<sup>19</sup> i Norge.

### **Kyotoprotokollen**

Kyotoprotokollen ble ferdigforhandlet og vedtatt på det tredje partsmøtet under Klimakonvensjonen (COP3) i Kyoto i Japan i desember 1997. Protokollen er juridisk bindende og omfatter tallfestede, tidsbestemte utslippsreduksjoner for industrilandene. Protokollens mål er å redusere de samlede utslippene av de viktigste klimagassene til minst 5 prosent under 1990-nivå i en forpliktelsesperiode, som går fra 2008 til 2012. Norge har forhandlet seg frem til en avtale om en økning i CO<sub>2</sub>-utslipp på 1 % i år 2012, grunnet økt aktivitet i petroleumsvirksomheten. Utslippsforpliktelsene gjelder kun industriland som er inkludert i Klimakonvensjonens Klimakonvensjonens Annex I.

### **Innholdet i Kyotoprotokollen**

I henhold til protokollen har hvert enkelt industriland tallfestede utslippsforpliktelsers å forholde seg til. Disse varierer fra 8 prosent reduksjon til 10 prosent økning av utslippene for perioden 2008-2012 i forhold til 1990. Protokollen åpner for at land kan innfri sine forpliktelsers ved bruk av tre ulike fleksible mekanismer:

- Felles gjennomføring (Joint Implementation). Det er mulig å oppnå kreditter for investering i utslippsreducerende prosjekter i land som har forpliktelsers
- Den grønne utviklingsmekanismen (CDM). Det er mulig å oppnå kreditter for investeringer i prosjekter i u-land uten forpliktelsers

- Internasjonal kvotehandel (Emission Trading)

Bruken av disse såkalte "Kyotomekanismene" skal være et supplement til tiltak innenlands. Protokollen åpner til en viss grad opp for at tiltak innen skogbruk og arealbruk kan brukes for å oppnå utslippsreduksjonene.

### **Kyotoprotokollen har trådt i kraft**

Kyotoprotokollen trådte i kraft 16. februar 2005. Over 100 land har ratifisert protokollen. Dette inkluderer også Russland, som står for 17 prosent av utslippene. USA, som alene står for 36 prosent av industrilandenes samlede utslipp, og Australia har valgt å stå utenfor. Disse land har de høyeste utslipp av klimagasser per innbygger i verden.

## **2.3 Prosessmodelleringsverktøyet Hysys**

Ifølge produsenten AspenTech er Hysys et prosessmodelleringsverktøy for statiske og dynamiske simuleringer, design av anlegg, overvåking av drift og forretningsplanlegging i prosessindustrien.

Hysys er en simulator som kan bruke forskjellige pakker med forskjellige beregningsmodeller. I oppgaven er det brukt aminpakke med termodynamisk beregningsmodell Kent-Eisenberg og statiske simuleringer. Hysys har et brukergrensesnitt hvor det kan lages flytskjema med ønskede komponenter der data som trykk, temperatur, massefraksjoner og en rekke andre variabler kan legges inn. Fordelen med Hysys er at den kan beregne svært mange data i et anlegg raskt. Dersom det må gjøres endringer utføres oppdateringer hurtig. Hvis beregningene hadde vært utført for hånd hadde det blitt en arbeidskrevende oppgave. Ved endring av en utstyrsenhet hadde det medført at kanskje alle andre beregninger måtte utføres på nytt for hånd. Mengden data som kan hentes ut er svært stor. Derfor er det mulig å finne ut mye om hva som skjer i en prosess. I Hysys er det tre ting som er viktige: massebalanser, energibalanser og likevekter.

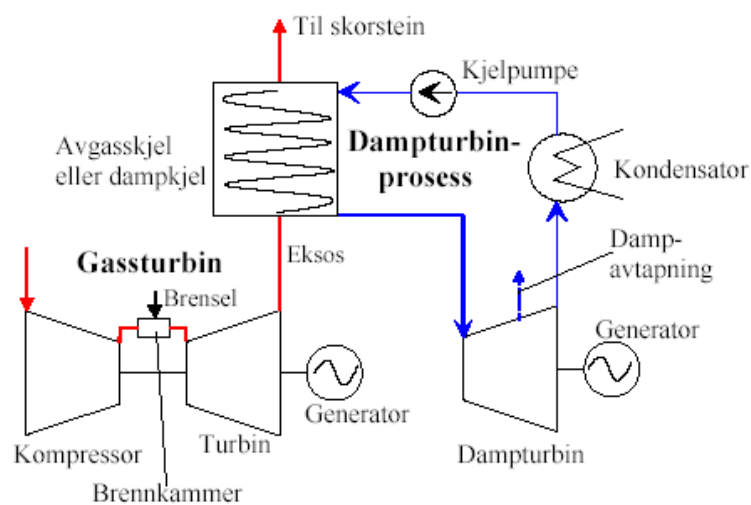
## **2.4 Problembeskrivelse**

Gasskraftverk produserer CO<sub>2</sub> og det er ønskelig å unngå å slippe ut CO<sub>2</sub> til atmosfæren. Det er foreslått flere alternativer for prosesser som separerer CO<sub>2</sub> fra utslippsgassen. Skagerak Energi AS har presentert planer for et gasskraftverk i Grenland med CO<sub>2</sub>-håndtering. Lokalisering av gasskraftverket kan være avhengig av integrasjon med eksisterende energikilder/brukere. Energibehov for CO<sub>2</sub>-fjerning må vurderes ut fra parametere som rensegrad og regenereringstemperatur. Det må også vurderes om energibehov bør dekkes av intern eller ekstern varmekilde. Totalvirkningsgraden for kraftverket påvirkes av CO<sub>2</sub>-fjerning og må beregnes. Usikkerhet i energibehov og energikostnader må vurderes.

### 3 PROSESSBESKRIVELSER

#### 3.1 Prosessbeskrivelse av gasskraftverk

Et gasskraftverk har til hensikt å omforme energi i gass til elektrisk kraft eller varme. Med gasskraftverk menes det som regel et kombinert verk som består av en gassturbin, dampturbin og dampkjel. Figuren under viser prinsippet i et kombinert verk.

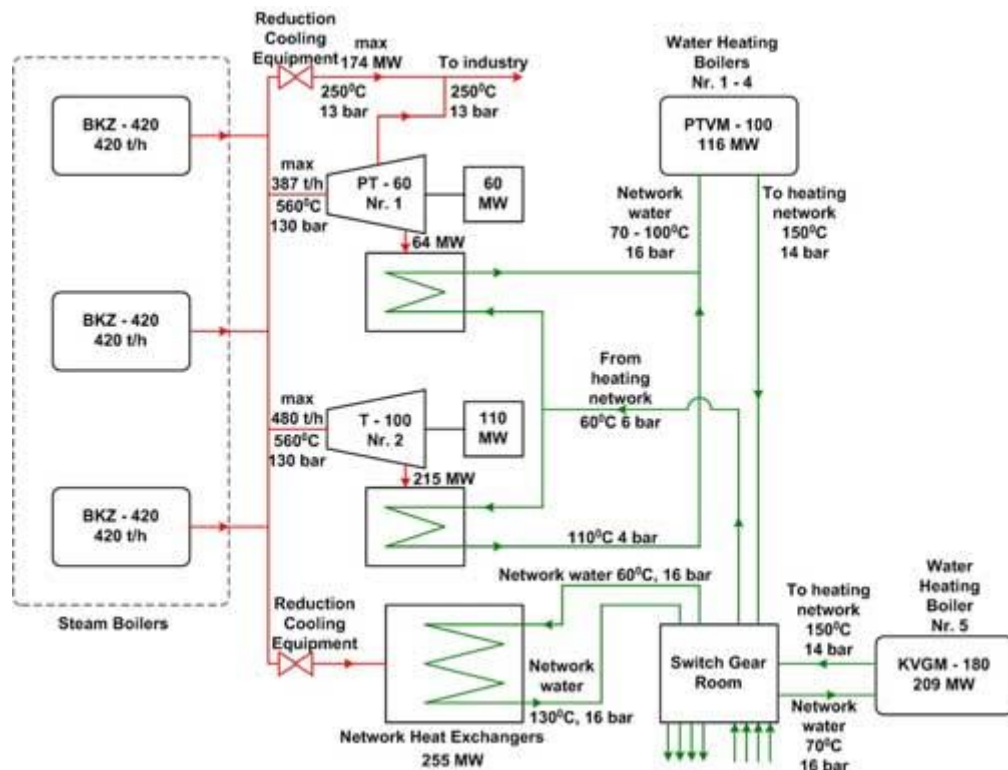


Figur 2. Kombinert gasskraftverk(kilde: Bolland<sup>9</sup>)

Kompressoren suger inn luft og øker trykket før den kommer inn i brennkammeret. Trykket er ifølge Bolland<sup>9</sup> 10-30 bar avhengig av hvilken type gassturbin som brukes. I brennkammeret tilsettes brensel som er naturgass. Temperaturen på avgass fra brennkammer ønskes så høy som mulig for å kunne bruke mest mulig av energien til dampturbinprosessen. Maksimaltemperaturen på avgass er begrenset av turbinens materialer og kjølesystemet. For store turbiner kan maksimaltemperaturen ifølge Bolland<sup>9</sup> være opp til 1500 °C. Etter forbrenningen ekspanderes avgass i turbin. Forholdet mellom turbinens arbeid og kompressorens arbeid er ifølge Bolland<sup>9</sup> typisk 2:1, slik at overskuddet kan brukes til å lage strøm med en generator. Ifølge Øverli<sup>10</sup> er virkningsgrad for gassturbiner i området 81 - 91 %. Eksos ut fra turbin er mellom 450 - 650 °C avhengig av type turbin(Bolland<sup>9</sup>). Energien i eksos brukes for å lage damp til dampturbinen. Vann ved et trykk på 30 - 120 bar varmes opp til damp med temperatur på 450 - 560 °C i dampkjelen(Bolland<sup>9</sup>). I dampturbinen ekspanderer dampen og arbeidet kan brukes til å

lage elektrisk kraft med en generator. Ifølge Bolland<sup>9</sup> omformes 30 - 40 % av varmen i eksos fra gass turbin til arbeid i dampturbin. Dampturbinen kan øke anleggets totale virkningsgrad med opp til 20 % slik at totalvirkningsgrad er i området 45 - 60 %. Trykket ut fra turbin kan være helt ned til 0,03 - 0,07 bar som er undertrykk(Bolland<sup>9</sup>). Det er mulig fordi dampsyklusen er lukket. Dampen føres til en kondensator hvor kjølevann omformer damp til væske. Kjølpumpa pumper inn det avkjølte vannet inn i kjelen igjen under høyt trykk og syklusen gjentas.

I tillegg til å produsere elektrisk kraft kan et gasskraftverk levere varme til industriprosesser eller fjernvarmeanlegg. Det er kjent som "combined heat and power" eller CHP. Varme kan tas ut enten ved å tappe damp fra dampturbinen eller bruke en kondensator med høyt trykkfall. Når varme hentes ut reduseres produksjon av elektrisitet. I følge Bolland<sup>9</sup> er forholdet mellom energi som tas ut som varme og tilhørende reduksjon av elektrisitetsproduksjon på ca. 3-5. Bolland<sup>9</sup> begrunner det med at varme på et gitt temperaturnivå ikke kan konverteres til elektrisk kraft i henhold til termodynamikkens 2<sup>o</sup> lov. Figuren under viser et skjema over Kaunas gass/oljekraftverk i Litauen som produserer elektrisitet, fjernvarme og damp til industri.



Figur 3. Skjema over Kaunas kraftverk i Litauen (kilde: [www.kel.lt](http://www.kel.lt))

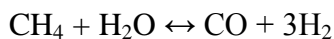
## 3.2 Prosessbeskrivelse av CO<sub>2</sub>-fjerning

For fjerning av CO<sub>2</sub> er det ifølge Wong<sup>8</sup> tre metoder

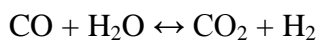
- De-karbonisering av naturgass ved hjelp av pre-forbrenning
- Resirkuleringsforbrenning med O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> - oxyfuel
- Fjerning av CO<sub>2</sub> etter forbrenning

### 3.2.1 De-karbonisering av naturgass ved hjelp av pre-forbrenning

Prosesen går ut på å fjerne karbon ved hjelp av pre-forbrenning. Hensikten er å overføre brennverdien fra de karbonholdige gasmolekylene til ren hydrogengass. Naturgass reagerer med O<sub>2</sub> og/eller damp for å produsere karbonmonoksid(CO) og hydrogen i en autoterm reformering. Autoterm reformering er en dampreformeringsprosess med følgende reaksjon:



CO reagerer deretter med damp i en katalytisk reaktor(vann-shift) for å gi CO<sub>2</sub> og mer H<sub>2</sub>:



Ifølge Bolland<sup>11</sup> må temperaturen i reaktoren være 900 – 1000 °C og med 30 – 40 bars trykk for de to reaksjonene. CO<sub>2</sub> fjernes under trykk i absorpsjonskolonne med aminer. Alternativt kan membraner brukes for å fjerne CO<sub>2</sub>. Hydrogen(brenngass) kan brukes i hydrogen brenselceller kombinert med en turbin. I virkeligheten vil det ikke bare være hydrogen i brenngass. En typisk sammensetning kan være 46 % hydrogen, 40 % nitrogen, 13 % vanndamp og noe karbonmonoksid, metan og karbondioksid. Bolland<sup>11</sup> påpeker at det er utfordrende å få hydrogen volumfraksjon større enn 40 %. Ifølge Kvamsdal<sup>12</sup> er dette velkjent teknologi med virkningsgrad på inntil 47 %. Ulempen er at den er komplisert og sammensatt og dyrere enn eksosgassrensing. Hydro hadde planer om et 1200 MW kraftverk med denne teknologien. Selv om prosjektet ble vurdert som teknisk gjennomførbart ble det ikke bygget på grunn av for høye kostnader. Bolland anslår at det koster 494 kr per tonn CO<sub>2</sub> som fjernes med pre-forbrenning.

### 3.2.2 Resirkuleringsforbrenning med O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> – oxyfuel

Nitrogen fjernes fra lufta slik at forbrenningen skjer med oksygen og naturgass.

Luftseparasjon kan utføres med Linde prosess som er en velkjent teknologi. Luft kjøles ned til den blir flytende slik at nitrogen skilles ut. Metoden kan gi opptil 97 % rent oksygen som brukes i støkiometrisk forbrenning. Forbrenningen skjer støkiometrisk for å ikke bruke mer oksygen enn nødvendig siden det koster penger å lage oksygen. Luftseparasjon

reduserer virkningsgraden med 12 % ifølge Bolland<sup>7</sup>. Ulempen med støkiometrisk forbrenning er at det kan oppstå høy temperatur i turbin. For å redusere temperaturen kan det resirkuleres CO<sub>2</sub> eller vann. Alternativ metode er AZEP som betyr Advanced Zero Emission Power og som fungerer på den måten at luftseparasjon og forbrenning skjer i en reaktor. Metoden bruker membran for å separere nitrogen fra oksygen.

Fordelen med oxyfuel forbrenning er at avgassen bare består av vann og karbondioksid som er lette å skille. Avgassen kjøles ned slik at mesteparten av vanddampen kondenseres mens CO<sub>2</sub> er i gassform. Siden det brukes oksygen istedenfor luft oppstår det lite NO<sub>x</sub> i forbrenningsprosessen. Ved å øke mengden oksygen og eventuelt føre tilbake noe av avgassen kan det oppnås 98 % CO<sub>2</sub>-volumkonsentrasjon. Wong<sup>8</sup> påpeker at metoden er spesielt attraktiv ved forbrenning av kull fordi den reduserer kostnader ved CO<sub>2</sub>-fjerning og samtidig reduserer mengden nitrogen i avgass. Ifølge Bolland<sup>7</sup> er dette komplisert og velkjent teknologi med virkningsgrad opp mot 48 %. Bolland anslår at det koster 456 kr per tonn CO<sub>2</sub> som fjernes med denne metoden og at rensegrad opp mot 100 % er mulig.

### 3.2.3 Fjerning av CO<sub>2</sub> etter forbrenning

Kohl<sup>13</sup> nevner fem generelle metoder for gassrensing:

1. Absorpsjon til væske
2. Adsorpsjon til fast stoff
3. Membran
4. Kjemisk omforming til et annet stoff
5. Kondensering

Absorpsjon er en prosess hvor en komponent i en gassfase overføres til en væskefase som er løslig. Det motsatte av absorpsjon er stripping.

Adsorpsjon er en selektiv konsentrasjon av en eller flere stoffer som overføres fra en gass til overflaten av et mikroporøst fast stoff(absorbent). For å frigjøre komponenten som er tatt opp av det faste stoffet kan enten temperaturen økes eller partialtrykket for komponenten reduseres. Fordelen med metoden framfor absorpsjon er ifølge Wong<sup>8</sup> at metoden er enkel og energiøkonomisk, men at utfordringen er å skalere opp og utvikle absorbenter spesielt for CO<sub>2</sub>.

Membran separerer gasser ved at den slipper en eller flere komponenter gjennom seg. Transporten gjennom membran skjer p.g.a. konsentrasjonsgradienten skapt av høyt partialtrykk på den ene siden av membran. Ifølge Wong<sup>8</sup> er membraner for CO<sub>2</sub>-fjerning lagd for rensing av naturgass og ikke for fjerning av CO<sub>2</sub> i eksosgass. Eksosgassens

sammensetning, store volumstrømmer, lavt trykk og høy temperatur gjør at det må utvikles nye typer membraner for at teknologien skal bli økonomisk lønnsom, sammenlignet med andre metoder for CO<sub>2</sub>-fjerning i stor skala.

Kjemisk omforming til et annet stoff omfatter mange prosesser. Eksempler er katalytiske og ikke katalytiske gassfasereaksjoner og gassfasereaksjoner mot fast stoff. Kohl<sup>13</sup> nevner katalytisk hydrogenisering av CO og CO<sub>2</sub> til metan. Prosessen brukes som etterrensing for å fjerne små mengder CO og CO<sub>2</sub> som andre renseprosesser ikke har fjernet. Metoden er tiltenkt brukt i gassrensing og ikke til eksosgassrensing.

Kondensering er nedkjøling av gass slik at komponenten som skal fjernes kondenseres. Eksempel er nedkjøling av vanndamp og CO<sub>2</sub> slik at vanndamp går over i væskefase mens CO<sub>2</sub> forblir i gassfase.

Kohl<sup>13</sup> anbefaler bruk av absorpsjon for fjerning av CO<sub>2</sub> i store gasstrømmer.

Wong<sup>8</sup> konkluderer med at siden avgasser har lavt trykk er absorpsjon med MEA, DGA og KS best fordi disse løsemidlene har høye nok reaksjonsenergier til å absorbere CO<sub>2</sub> ved lavt trykk.

I følge Eimer<sup>15</sup> er absorpsjon førstevalg for CO<sub>2</sub>-fjerning per 2004 fordi:

- Håndterer store gassmengder
- Renser med store CO<sub>2</sub>-mengder
- Skalerbar til store størrelser
- Utviklingspotensiale tilstede

Prinsipper for absorpsjon:

Kohl<sup>13</sup> nevner tre prinsipper for absorpsjon

1. Fysisk løsning - komponenten i gasstrømmen som skal overføres til væske er mer løslbar til væsken enn de andre komponentene i gasstrømmen.  
Likevektsskonsentrasjonen i prosessen avhenger av partialtrykk.
2. Reversibel reaksjon - kjemisk reaksjon hvor en komponent i gassen reagerer med en komponent i væsken og danner et løst bundet produkt. Et eksempel er CO<sub>2</sub> som reagerer med amin.
3. Irreversible reaksjoner - komponenten i gassen som skal absorberes reagerer med væsken og danner et produkt som er vanskelig å separere.

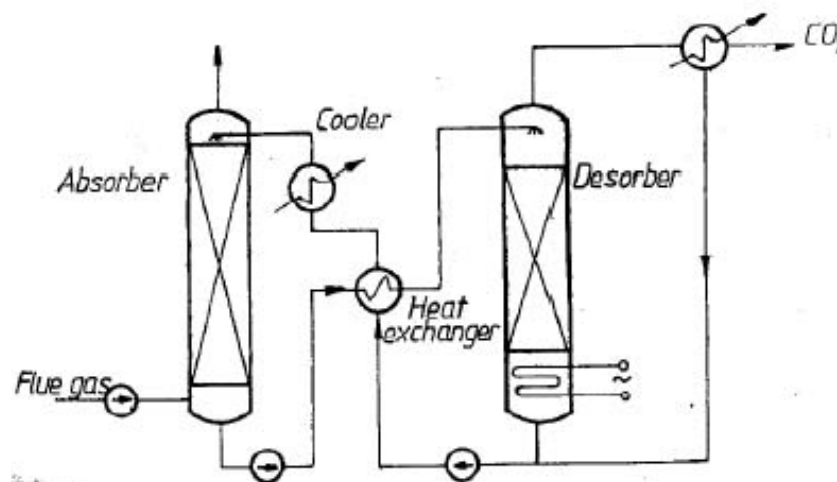
Fysisk løsning krever ifølge Kohl<sup>13</sup> et partialtrykk på mer enn 200 psia for å fungere. I følge Wong<sup>8</sup> er fordelene med metoden at den krever forholdsvis lite energi hvis



partialtrykket er høyt nok. Dersom partialtrykket er lavt anbefaler Kohl<sup>13</sup> reversibel reaksjon med amin. Avgasser fra forbrenning kommer ofte ut med lavt trykk og derfor er reversibel reaksjon med amin å foretrekke fremfor fysisk løsning. Siden irreversible reaksjoner skaper et restprodukt som er vanskelig å separere må konklusjonen bli at reversibel reaksjon med amin er mest egnet for CO<sub>2</sub>-fjerning fra gasskraftverk.

### Prinsipp for CO<sub>2</sub>-fjerning ved hjelp av aminer – reversibel reaksjon

For absorpsjon og regenerering kan det brukes flere typer kolonner. Kohl<sup>13</sup> anbefaler platekolonne der hvor trykkfall ikke er viktig og hvor det oppnås ønsket rensegrad med opptil 20 plater. Ulempen med platekolonne er lav virkningsgrad per trinn slik at kolonna kan bli svært høy dersom kravet til rensegrad er stort. Ved CO<sub>2</sub>-fjerning foretrekkes derfor pakket kolonne som absorpsjonskolonne for å få høy rensegrad og et ikke for høyt tårn. Pakket kolonne er å foretrekke der hvor det ønskes lite trykkfall. For regenerator er platekolonne egnet fordi 20 trinn kan gi tilstrekkelig rensegrad. Figuren under viser prinsippet ved CO<sub>2</sub>-fjerning.



Figur 4. prinsippet ved CO<sub>2</sub>-fjerning (Kilde: Bolland<sup>7</sup>)

Væsken som kommer inn på toppen av absorber (absorpsjonskolonna) er rensket væske fra desorber (destillasjonskolonna). Væsken kan være vann, sjøvann eller aminer. Mest vanlig er det å bruke aminer fordi den lettere absorberer CO<sub>2</sub>. Ifølge Wong<sup>8</sup> er amininnhold i væske i typiske anlegg i drift i dag på 15-25 vektprosent MEA som gir en CO<sub>2</sub>-rensegrad på 80 – 90 %. Væsken kjøles ned i kjøleren før den pumpes inn i absorpsjonskolonna. På toppen av absorpsjonskolonna er det væskefordelere som sørger for å fordele væsken over hele kolonna. I bunnen kommer det inn flue gas, dvs. eksosen fra kraftverket som skal renses. Eksos kan inneholde CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S og NO<sub>x</sub>. Når væsken renner ned kolonna vil den møte gass som stiger oppover. Komponenter i gassen, som for eksempel CO<sub>2</sub> vil bli tatt opp i væsken. Ut fra toppen av kolonna vil det komme ut gass som er mer eller mindre

renset for CO<sub>2</sub>. I bunnen kommer det ut væske som har absorbert CO<sub>2</sub>. Væsken sendes gjennom heat exchanger (varmeveksler) for å bli varmet opp før den sendes til destillasjonskolonna for regenerering. I en ideell regenerering ønskes CO<sub>2</sub> separert fra amin og vann slik at det bare kommer ut CO<sub>2</sub> på toppen av destillasjonskolonna og bare en blanding av vann og aminer ut i bunnen. I praksis kommer det ut vann sammen med CO<sub>2</sub> ut fra toppen av destillasjonskolonna og i bunnen vil det komme ut en blanding av vann, aminer og CO<sub>2</sub>. Vann som kommer ut i fra toppen av kolonna kan skilles fra CO<sub>2</sub> og føres tilbake til systemet. I bunnen er det viktig at det kommer ut rensset væske som har så lav konsentrasjon av CO<sub>2</sub> at den kan absorbere CO<sub>2</sub> i absorpsjonskolonna når syklusen gjentas. Effektbehovet for denne typen renseprosesser er hovedsaklig til koker i destillasjonskolonna. Deler av effektbehovet kan i mange tilfeller dekkes av energi fra kondensator i toppen av kolonna. I følge Chakravarti<sup>14</sup> kan typisk temperatur i bunnen av destillasjonskolonna være 120 °C og i toppen 110 °C.

CO<sub>2</sub>-fjerning med aminer er velkjent teknologi. Selskapet "Carbon Dioxide Technology Corporation" bygde et av de første renseanlegg i stor skala i 1980. Anlegget har en kapasitet på fjerning av 1000 tonnekvivalenter CO<sub>2</sub> per døgn og er lokalisert på Garza Field ved Lubbock i Texas. Teknologien er moden og kan ifølge Eimer<sup>15</sup> utvikles videre. Siden det er mulig med rensegrader på over 90 % med dagens teknologi er utfordringen å få ned kostnadene på framtidige anlegg. Chapel<sup>16</sup> nevner fire områder hvor det er mulig å redusere byggekostnader for framtidige anlegg:

1. Bruke andre materialer i absorpsjonstårn og eksosgasskjøler
2. Større diameter på absorpsjonstårn
3. Flere absorpsjonstårn per destillasjonstårn for å kunne lage større anlegg
4. Forbedrede oksidasjonsinhibitorer

Chapel<sup>16</sup> nevner også tre områder hvor det er mulig å redusere driftskostnader i framtidige anlegg:

1. Reduksjon av dampforbruk
2. Integrasjon mellom kraftverk og CO<sub>2</sub>-renseanlegg
3. Nye typer pakking som gir mindre trykkfall i absorpsjonstårn

Naturkraft AS som skal bygge gasskraftverk på Kårstø anslår at det koster 200 - 250 kr per tonn CO<sub>2</sub> som fjernes. Ifølge Wong<sup>8</sup> koster det 30 – 50 kanadiske dollar per tonn CO<sub>2</sub> i år 2002. Med en inflasjon på 7,61 % i Canada siden 2002 og med kursen 1 CAN\$ = 5,35 NOK per 05.04.2005, koster det 173 – 288 NOK for å fjerne 1 tonn CO<sub>2</sub>. Chapel<sup>16</sup> anslår

kostnaden for å fjerne 1 tonn CO<sub>2</sub> til 25,14 CAN \$ i 1999. Med en inflasjon på 15,31 % siden 1999 blir kostnaden per 05.04.2005 155 NOK per tonn CO<sub>2</sub>.



Figur 5. CO<sub>2</sub>-fjerningsanlegg i Garza Field ved Lubbock i Texas  
(Kilde: Wiley Inter Science)

### 3.3 Løsemidler for absorpsjon

#### 3.3.1 Kjemiske løsemidler

Kjemiske løsemidler brukes i reversible renseprosesser hvor CO<sub>2</sub> i avgass reagerer kjemisk med for eksempel amin i et løst bundet produkt. Ifølge Kohl<sup>13</sup> er det alkaliniteten, dvs. pH verdien til aminer som avgjør hvor effektiv den er til å ta opp CO<sub>2</sub>. Ved 27 °C er pH til MEA ca 12,4 og pH til DEA er ca 11,3. Siden MEA har høyest pH reagerer den lettest med CO<sub>2</sub> som er en sur gass med lav pH. Ved å tilføre varme øker pH i amin og gir slipp på CO<sub>2</sub>. Wong<sup>8</sup> påpeker flere begrensninger for CO<sub>2</sub>-fjerning fra eksosgasser. Største begrensning er lavt trykk i eksosgass og derfor er det bare MEA, DEA og KS serien med aminer som kan ta opp mye CO<sub>2</sub> ved lavt trykk. Dersom gassen inneholder mye oksygen kan det bidra til nedbryting av amin og skape problemer med korrosjon. Er det svoveloksider i avgass brytes amin ned og kan danne varmemestabile salter som kan korrodere. Chapel<sup>16</sup> nevner at en mol SO<sub>x</sub> bryter ned to mol MEA. Siden naturgass vanligvis inneholder lite eller ikke noe SO<sub>x</sub> er ikke det noen problemstilling i et gasskraftverk. Chapel<sup>16</sup> anbefaler at eksosgass fra kraftverk må kjøles ned under 50 °C for å redusere nedbryting av aminer og for å få absorbert mer CO<sub>2</sub>. Ifølge Chapel<sup>16</sup> er tapet av aminer på 1,6 kg per tonn CO<sub>2</sub> fjernet for et gasskraftverk.

For kjemisk absorpsjon er det fire hovedgrupper med løsemidler:

- Primære aminer – for eksempel monoethanol amin (MEA) og diglycolamine (DGA). MEA er den mest brukte amin for CO<sub>2</sub>-fjerning fordi den er lett, er billigste amin og er den amin som reagerer lettest med CO<sub>2</sub> ved lavt trykk. Ulempen med MEA er at den har høyest damptrykk av alle aminer og derfor har mest tap i regenerering. I tillegg krever den mer energi til regenerering enn andre aminer. Diglycolamine har ifølge Kohl<sup>13</sup> mange av egenskapene til MEA. Forskjellen mellom de to er at DGA har lavere damptrykk med konsentrasjoner på 40 – 60 % som gir lavere sirkulasjonsrater og lavere regenereringskostnader. Ulempen med DGA kontra MEA er at den koster 37 % mer. Kohl<sup>13</sup> viser til et eksempel hvor den optimale DGA konsentrasjonen var 50 %
- Sekundære aminer – for eksempel diethanolamine (DEA) og di-isopropylamine (DIPA). Fordelen med sekundære aminer kontra primære er at de krever mindre energi til regenerering. Ifølge Wong<sup>8</sup> er energiforbruket til regenerering bare 80 % av energien som brukes for primære aminer. Ulempen er at sekundære aminer ikke reagerer så raskt med CO<sub>2</sub> som primære aminer. Kohl<sup>13</sup> stiller spørsmålsteget ved om DEA er egnet for fjerning av CO<sub>2</sub> fordi det dannes korrosive degenererte produkter. En annen ulempe Kohl<sup>13</sup> nevner er at DEA antagelig trenger vakumdestillering for regenerering. Ifølge Kohl<sup>13</sup> er fordelene med DIPA at den trenger lite energi til regenerering og korroderer ikke.
- Tertiære aminer – for eksempel triethanolamine (TEA) og methyl-diethanolamine (MDEA). Wong<sup>8</sup> nevner lav regenereringsvarme som fordelene med denne typen aminer og at den er svært motstandsdyktig mot degenerering. Ulempen er at den ikke reagerer så raskt med CO<sub>2</sub> sammenlignet med primære og sekundære aminer, slik at det må sirkulere større mengder væske. MDEA kan brukes med konsentrasjoner opp til 60 vektprosent og gir lite damptap i regenerering. TEA har lav pH og korroderer derfor mindre
- Spesielle aminer – for eksempel ”hindered aminer”. KS serien hindered aminer utviklet av Mitsubishi Heavy Industries er tiltenkt som erstatning av MEA i avgassrensing. Chapel<sup>16</sup> nevner at fordelene med KS aminer er at de kan absorbere mye CO<sub>2</sub> og dermed redusere mengden sirkulerende væske. KS aminer har regenereringstemperatur på bare 110 °C og er dermed energibesparende. KS korroderer lite på karbonstål og ved 130 °C er korrosjonen mindre enn 5 millimeter per år. Første kommersielle renseanlegg med KS-1 er Petronas Fertilizers kunstgjødselabrikk i Gurun Kedah, Malaysia.

### 3.3.2 Fysiske løsemidler

Ved fysisk absorpsjon blir CO<sub>2</sub> absorbert av et løsemiddel ved høyt partialtrykk og lav temperatur. Fysisk absorpsjon krever ifølge Kohl<sup>13</sup> et partialtrykk på mer enn 200 psia for å fungere. Absorpsjon skjer ifølge Wong<sup>8</sup> ved temperaturer på 0 – 5 °C. Løsemidlene som brukes er selexol som er polyethylene glykol eller rectisol som er kald metanol. For å regenerere kan temperaturen økes eller trykket reduseres. Prosessen blir ikke brukt til CO<sub>2</sub>-fjerning i eksosgasser fordi trykket som regel er for lavt.

### 3.3.3 Alkalisalter

Alkaliesalter fra forskjellige svake syrer kan brukes til CO<sub>2</sub>-fjerning. Wong<sup>8</sup> nevner væskeløsninger med sodium og potassium karbonat som de mest populære. Det er mange problemer forbundet med alkalisalter. Langsom reaksjon med CO<sub>2</sub> og energikrevende regenerering gjør metoden lite egnet til CO<sub>2</sub>-fjerning fra eksosgass.

## 4 HYSYS SIMULERINGSBEREGNINGER

### 4.1 Verifikasjon av simulering av gasskraftverk

Verifiseringen går ut på å teste simuleringer fra hovedoppgaven ”Energiforbruk ved CO<sub>2</sub>-fjerning fra gasskraftverk<sup>17</sup>” skrevet av Kristin Marie Vamraak, 2004. I dette kapitlet utføres helt nye simuleringer med betingelsene gitt i den tidligere hovedoppgaven for å verifisere at resultatene stemmer.

#### 4.1.1 Forenklinger og spesifikasjoner

For simulering av gasskraftverket på 500 MW er det gjort følgende forenklinger i den tidligere hovedoppgaven<sup>17</sup>:

- Naturgassen som brukes i simuleringen inneholder 100 % metan og ingen andre stoffer.
- Forbrenningen i Hysys er 100 %, dvs. fullstendig. I virkeligheten vil det være komponenter som kullos og hydrokarboner som ikke er forbrent i avgass
- Ikke trykkfall gjennom brennkammer og varmevekslere
- Kraftverksprosessen er adiabatisk, dvs. ingen varmetap til omgivelsene
- Bare en motstrøms varmeveksler

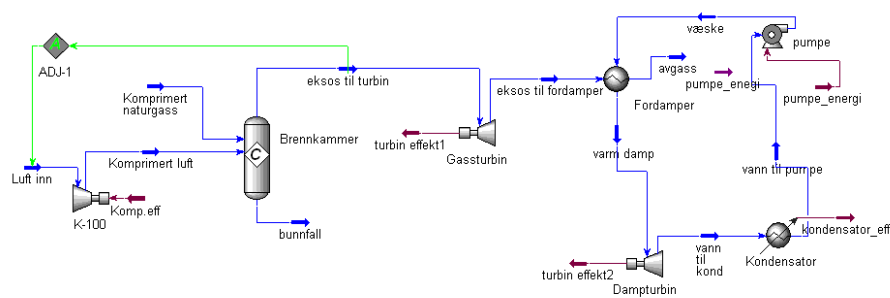
Verdier som er satt inn i modell av gasskraftverk i den tidligere hovedoppgaven<sup>17</sup>:

- Naturgass til brennkammer:  $T = 25 \text{ °C}$  og  $p = 30 \text{ bar}$
- Luft til kompressor:  $T = 25 \text{ °C}$  og  $p = 1 \text{ bar}$ , 79 % nitrogen, 21 % oksygen
- Kompressor: isentropisk virkningsgrad: 70 %
- Luft til brennkammer:  $p = 30 \text{ bar}$
- Brennkammer:  $T = 1500 \text{ °C}$
- Gassturbin: isentropisk virkningsgrad: 90 %
- Avgass ut av gassturbin:  $p = 1 \text{ bar}$
- Damp til første dampturbin:  $T = 560 \text{ °C}$  og  $p = 120 \text{ bar}$
- Dampturbin: isentropisk virkningsgrad: 90 %
- Damp etter dampturbin:  $p = 0,07 \text{ bar}$

- Kjelpumpe: adiabatisk virkningsgrad: 75 %
- Antall mol CH<sub>4</sub> som forbrennes: 3868 kmol/h

I hovedoppgaven<sup>17</sup> er det utført tre simuleringer av gasskraftverket. Første simulering er av et gasskraftverk med en gassturbin og en dampturbin. I andre simulering er det i tillegg en varmeveksler etter dampturbinen hvor det hentes ut varme til et CO<sub>2</sub>-fjerningsanlegg. I den tredje simuleringen er det tatt med en mindre dampturbin som er plassert etter varmeveksler som henter varme til CO<sub>2</sub>-fjerningsanlegget. Hensikten med den siste dampturbinen er å ta ut mer av energien som er til overs etter at det er hentet ut varme til CO<sub>2</sub>-fjerning.

#### 4.1.2 Verifikasjon av simulering av gasskraftverk med en gassturbin og en dampturbin



Figur 6. Simulering av gasskraftverk med en gassturbin og en dampturbin.

Tabell 3. Resultater av ny simulering og simulering i tidligere hovedoppgave<sup>17</sup>:

Komponent	Effekt [MW]	Effekt i tidligere hovedoppgave [MW]
P <sub>kompressor</sub>	528,1	522,78
P <sub>gassturbin</sub>	857,9	854,17
P <sub>dampsturbin</sub>	179,1	179,08
P <sub>pumpe</sub>	2,239	2,25

Resultater i tidligere hovedoppgave<sup>17</sup> stemmer bra overens med nye beregninger. Største avvik er 1 % forskjell i kompressoreffektene.

I simuleringen er virkningsgrad for kompressor satt til 70 %. Rolls Royce som leverer kompressorer oppgir en virkningsgrad på opptil 91 %. Setter 90 % virkningsgrad for kompressor inn i simulering. Virkningsgrader for gass og dampturbiner er i tidligere hovedoppgave<sup>17</sup> satt til 90 %. Øverli<sup>10</sup> foreslår en virkningsgrad for gassturbin på 81- 91 %. Setter 85 % som er en middelvei. Rapporten ”Technology characterization: Steam Turbines<sup>18</sup>” foreslår 65 % virkningsgrad for 1 MW dampturbiner og 90 % for store dampturbiner. Reduserer virkningsgraden fra 90 % til 85 % for dampturbinen som er på ca 179 MW. Ved utløpet til dampturbin må trykket økes fra 0,07 bar til 0,2 bar for at det ikke skal bli damp i strømmen til pumpen.

Tabell 4. Resultater av ny simulering med endret virkningsgrader og resultater i tidligere hovedoppgave<sup>17</sup>

Komponent	Effekt med endret virkningsgrad [MW]	Effekt i tidligere hovedoppgave [MW]
P <sub>kompressor</sub>	355,6	522,78
P <sub>gassturbin</sub>	706,9	854,17
P <sub>dampsturbin</sub>	154,1	179,08
P <sub>pumpe</sub>	2,276	2,25

Totalt effektoverskudd i simulering med endret virkningsgrad:

$$\begin{aligned}
 P_{\text{total}} &= P_{\text{gassturbin}} + P_{\text{dampsturbin}} - P_{\text{kompressor}} - P_{\text{pumpe}} \\
 &= (706,9 + 154,1 - 355,6 - 2,276)\text{MW} \\
 &= 503,1 \text{ MW}
 \end{aligned}$$

Kjemisk energi i 3868 kmol CH<sub>4</sub> er i den tidligere hovedoppgaven<sup>17</sup> beregnet til 862,07 MW.

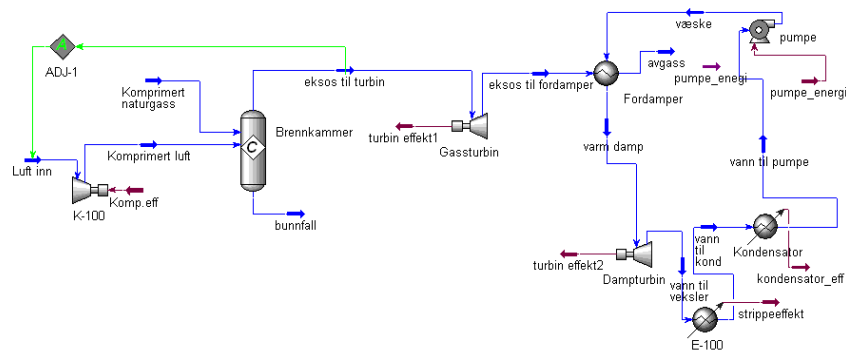
$$\text{Totalvirkningsgrad } \eta = \frac{P_{\text{total}}}{\text{energi } CH_4} = \frac{503,1 \text{ MW}}{862,07 \text{ MW}} \cdot 100\% = 58,36\%$$

I den tidligere hovedoppgaven<sup>17</sup> ble totalvirkningsgrad beregnet til 58,95 %

Differansen i totalvirkningsgrad mellom simuleringene er på 0,59 %



### 4.1.3 Verifikasjon av simulering med uttak av varme til CO<sub>2</sub>-fjerning



Figur 7. Simulering av gasskraftverk med uttak av varme til CO<sub>2</sub>-rensing

Denne simuleringen er identisk med den første med unntak av at det hentes ut 202,54 MW varme til CO<sub>2</sub>-fjerning. Resultatet av simuleringen vises i tabellen under.

Tabell 5. Resultater av ny simulering og simulering i tidligere hovedoppgave<sup>17</sup>:

Komponent	Effekt [MW]	Effekt i tidligere hovedoppgave [MW]
P <sub>kompresor</sub>	528,1	522,78
P <sub>gassturbin</sub>	857,9	854,17
P <sub>dampsturbin</sub>	109,4	109,36
P <sub>pumpe</sub>	2,239	2,25

Resultater i tidligere hovedoppgave<sup>17</sup> stemmer bra med nye beregninger. Største avvik er 1 % forskjell i kompressoreffektene.

Endrer virkningsgrader slik som i forrige simulering. Resultatet av simuleringen vises i tabellen på neste side.

Tabell 6. Resultater av ny simulering med endret virkningsgrader og resultater i tidligere hovedoppgave<sup>17</sup>

Komponent	Effekt med endret virkningsgrad [MW]	Effekt i tidligere hovedoppgave [MW]
$P_{\text{kompresor}}$	355,5	522,78
$P_{\text{gassturbin}}$	706,9	854,17
$P_{\text{dampturbin}}$	103,3	109,36
$P_{\text{pumpe}}$	2,276	2,25

Totalt effektoverskudd i simulering med endret virkningsgrad:

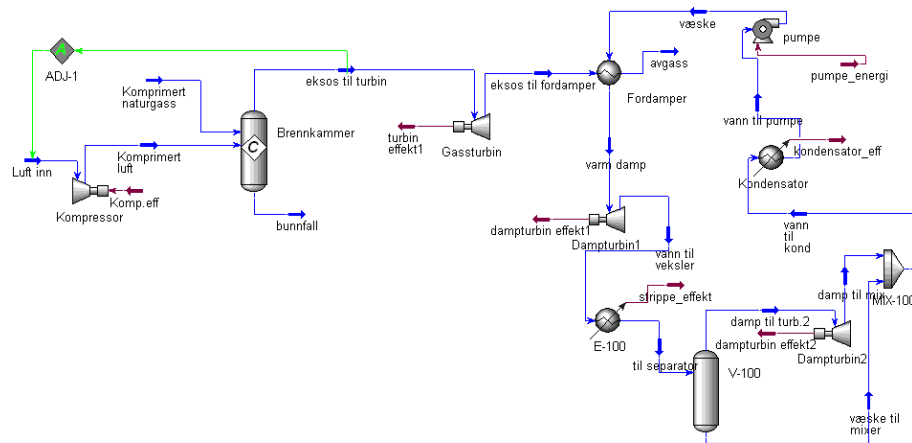
$$\begin{aligned}
 P_{\text{total}} &= P_{\text{gassturbin}} + P_{\text{dampturbin}} - P_{\text{kompresor}} - P_{\text{pumpe}} \\
 &= (706,9 + 103,3 - 355,5 - 2,276)\text{MW} \\
 &= 452,42 \text{ MW}
 \end{aligned}$$

$$\text{Totalvirkningsgrad } \eta = \frac{P_{\text{total}}}{\text{energi i } CH_4} = \frac{452,42\text{MW}}{862,07\text{MW}} \cdot 100\% = 52,48\%$$

I den tidligere hovedoppgaven<sup>17</sup> ble totalvirkningsgrad beregnet til 50,87 %

Differansen i totalvirkningsgrad mellom simuleringene er på 1,61 %

#### 4.1.4 Verifikasjon av simulering med to dampturbiner



Figur 8. Simulering av gasskraftverk med to dampturbiner

I tredje simulering er det tatt med en separator som skiller væske fra damp. Damp fra separator ledes til en dampturbin som tar ut mer av energien som ikke er brukt til CO<sub>2</sub>-fjerning. Damp fra turbin blandes med væske fra separator for så å bli ført til kondensator. Resultatet av simuleringen vises i tabellen under.

Tabell 7. Resultater av ny simulering og simulering i tidligere hovedoppgave<sup>17</sup>:

Komponent	Effekt [MW]	Effekt i tidligere hovedoppgave [MW]
$P_{\text{kompressor}}$	528,1	522,78
$P_{\text{gassturbin}}$	857,9	854,17
$P_{\text{dampturbin1}}$	109,4	109,36
$P_{\text{dampturbin2}}$	23,11	23,25
$P_{\text{pumpe}}$	2,239	2,25

Simuleringer i tidligere hovedoppgave<sup>17</sup> er i overensstemmelse med nye simuleringer.

Største avvik er 1 % for kompressoreffektene.

Endrer virkningsgrader slik som i forrige delkapittel. I tillegg må virkningsgraden på 90 % for den minste dampturbinen endres. Rapporten ”Technology characterization: Steam Turbines<sup>18</sup>” foreslår 80 % virkningsgrad for 15 MW dampturbiner som bruker damp på 48 bar. Siden trykket bare er på 3,5 bar i simulering settes virkningsgraden til 65 %. Resultatet av simuleringen vises i tabellen under.

Tabell 8. Resultater av ny simulering med endret virkningsgrader og resultater i tidligere hovedoppgave<sup>17</sup>

Komponent	Effekt med endret virkningsgrad [MW]	Effekt i tidligere hovedoppgave [MW]
$P_{\text{kompressor}}$	355,5	522,78
$P_{\text{gassturbin}}$	706,9	854,17
$P_{\text{dampturbin1}}$	100,5	109,36
$P_{\text{dampturbin2}}$	16,15	23,25
$P_{\text{pumpe}}$	2,19	2,25

Totalt energioverskudd i simulering med endret virkningsgrad:

$$\begin{aligned}
 P_{\text{total}} &= P_{\text{gassturbin}} + P_{\text{dampturbin1}} + P_{\text{dampturbin2}} - P_{\text{kompressor}} - P_{\text{pumpe}} \\
 &= (706,9 + 100,5 + 16,15 - 355,5 - 2,19)\text{MW} \\
 &= 465,86 \text{ MW}
 \end{aligned}$$

$$\text{Totalvirkningsgrad } \eta = \frac{P_{\text{total}}}{\text{energi i } CH_4} = \frac{465,86 \text{ MW}}{862,07 \text{ MW}} \cdot 100\% = 54,04\%$$

I den tidligere hovedoppgaven<sup>17</sup> ble totalvirkningsgrad beregnet til 53,56 %

Differansen i totalvirkningsgrad mellom simuleringene er på 0,48 %

#### 4.1.5 Diskusjon av Hysys-simuleringer av gasskraftverk

Simuleringene i den tidligere hovedoppgaven<sup>17</sup> stemmer bra overens med de nye simuleringene. Største avvik er 1 % for kompressoreffektene. Når virkningsgrader endres blir største differanse i totalvirkningsgrad 1,61 %. Årsaken til at totalvirkningsgradene stemmer bra overens er at kompressorvirkningsgraden økes, samtidig som at turbinvirkningsgradene reduseres. Dermed oppveies redusert kompressoreffekt med reduserte turbineffekter.

I simuleringene antas det at naturgassen bare består av metan. Naturgass inneholder 80 – 90 % metan og i tillegg tyngre komponenter som propan og etan. Metan har lavere brennverdi enn de tyngre komponentene og det medfører at effekten til gassturbinen blir lavere i simuleringer enn i virkeligheten. Det antas fullstendig forbrenning i gassturbin. I virkeligheten vil forbrenningen være noen få prosent lavere og gi redusert turbinytelse.

Prosessen i Hysys er adiabatisk og det er heller ikke trykktap i varmevekslere og forbrenningskammer. Eksosgassvifte og CO<sub>2</sub>-kompressor er ikke tatt med i simuleringer. Det er forenklinger som gir høyere virkningsgrader enn i et virkelig gasskraftverk.

## 4.2 Simuleringsberegning av CO<sub>2</sub>-fjerning i HYSYS

### 4.2.1 Forenklinger og spesifikasjoner

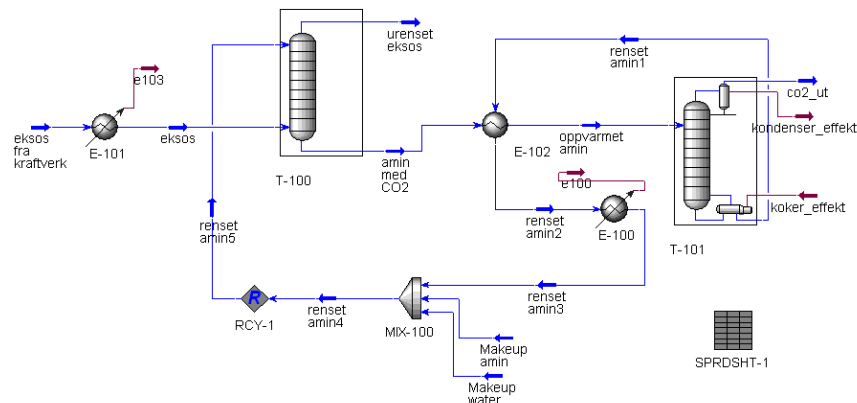
Simuleringer av CO<sub>2</sub>-fjerningsprosesser utføres kjemisk med MEA amin absorpsjon. Prosessen er forenklet ved at det i simuleringen bare er tatt med et begrenset antall komponenter. Modellen i Hysys har bare de viktigste komponentene som absorpsjon/destillasjonskolonne og varmevekslere. Det er sett bort fra pumper, ventiler, lagringstanker for amin, kompressorer, styringssystemer for prosessen og mange komponenter som finnes i et virkelig anlegg. Prosessen regnes som adiabatisk, dvs. ingen varmetap til omgivelsene. Selv om modellen er forenklet kan den gi et bra bilde av hva som skjer i prosessen.

Data for avgass som skal renses er hentet fra simuleringene til gasskraftverket.

Tabell 9. Data for avgass fra gasskraftverk

Variabel	Verdi
Temperatur [°C]	100
Trykk [bar]	1,5
Molflow [kmol/h]	85695
CO <sub>2</sub> -molfraksjon [%]	4,51
H <sub>2</sub> O molfraksjon [%]	9,03
O <sub>2</sub> molfraksjon [%]	11,02
N <sub>2</sub> molfraksjon [%]	75,44

Temperaturen på aminvæsken som kommer inn på toppen av absorpsjonskolonna settes til 40 °C. Kohl<sup>13</sup> viser til systemer som bruker temperaturer fra 43 °C til 49 °C, men velger 40 °C i simulering for å få bedre rensing. Kohl<sup>13</sup> anbefaler at temperaturen på eksos skal være minimum 10 °C kaldere enn temperatur på aminvæske. For å redusere temperaturen på eksos fra gasskraftverket brukes det en cooler som senker temperaturen til 30 °C. Ifølge Chapel<sup>16</sup> er maksimal temperatur for eksosgass 50 °C som er doggpunktet til vann. Kohl<sup>13</sup> anbefaler at MEA aminfraksjon i masseprosent er 12 % til 32 %. Chapel<sup>16</sup> viser til prosesser som bruker opp til 30 % MEA. Velger 25 % MEA i simulering for å få høy absorpsjon og redusert væskesirkulasjon. Massesammensetningen i aminvæsken til absorpsjonstårn er i simuleringen: 25 % amin, 7,8 % CO<sub>2</sub> og 67 % H<sub>2</sub>O. Mengde væske i sirkulasjon er  $3 \cdot 10^5 - 4 \cdot 10^5$  kmol/h eller 7200 – 9200 tonn/h. Mengden varieres i forhold til regenereringstemperatur for å få ønsket rensegrad. Det er 12 teoretiske trinn i absorpsjonskolonna som gir 80 – 90 % fjerning av CO<sub>2</sub>. Trykket settes til 1,5 bar i bunnen og 1,0 bar i toppen slik at trykkfallet er 0,5 bar. Kohl<sup>13</sup> gir et eksempel på en MEA CO<sub>2</sub>-fjerningsprosess som har et trykkfall på 0,37 bar. Mettet aminvæske som kommer ut fra bunnen av absorpsjonskolonna passerer en varmeveksler som forvarmer væsken før den kommer inn i destillasjonskolonna. Forvarmingen er så høy at  $\Delta t$  i varmeveksleren ikke kommer under 10 – 12 °C. I destillasjonskolonna brukes det 12 teoretiske trinn som gir tilstrekkelig rensing av aminvæske. Temperaturen varierer fra simulering til simulering og er i området 100 – 120 °C. Refluks ratio er ifølge Kohl<sup>13</sup> typisk 2 – 3 for MEA. Refluks ratio er satt til 0,15 i simulering for å redusere energiforbruk og for at simuleringen skal konvergere. Trykket i kolonna er satt til 2 bar for å redusere energibehovet ved regenerering. Kohl<sup>13</sup> gir eksempler på eksisterende anlegg som bruker 1,8 bar i destillasjonskolonna. Renset væske som kommer ut i bunnen av kolonna går tilbake til varmeveksleren hvor den avgir varme til væske som skal inn til destillasjonskolonna. Deretter følger det en ny veksler som har til hensikt å senke temperaturen til 40 °C. Fra topp av absorpsjons og destillasjonskolonna vil det lekke ut vann. For å kompensere for vanntap er det brukt en mikserblokk som tilsetter ”makeup water”. Mengden vann som må erstattes regnes ut ved hjelp av et regneark (SPRDSHT-1) slik at massebalansen for vann er konstant. Det er også et amintap ut fra absorpsjonskolonna som erstattes ved hjelp av regnearket og mikserblokka.

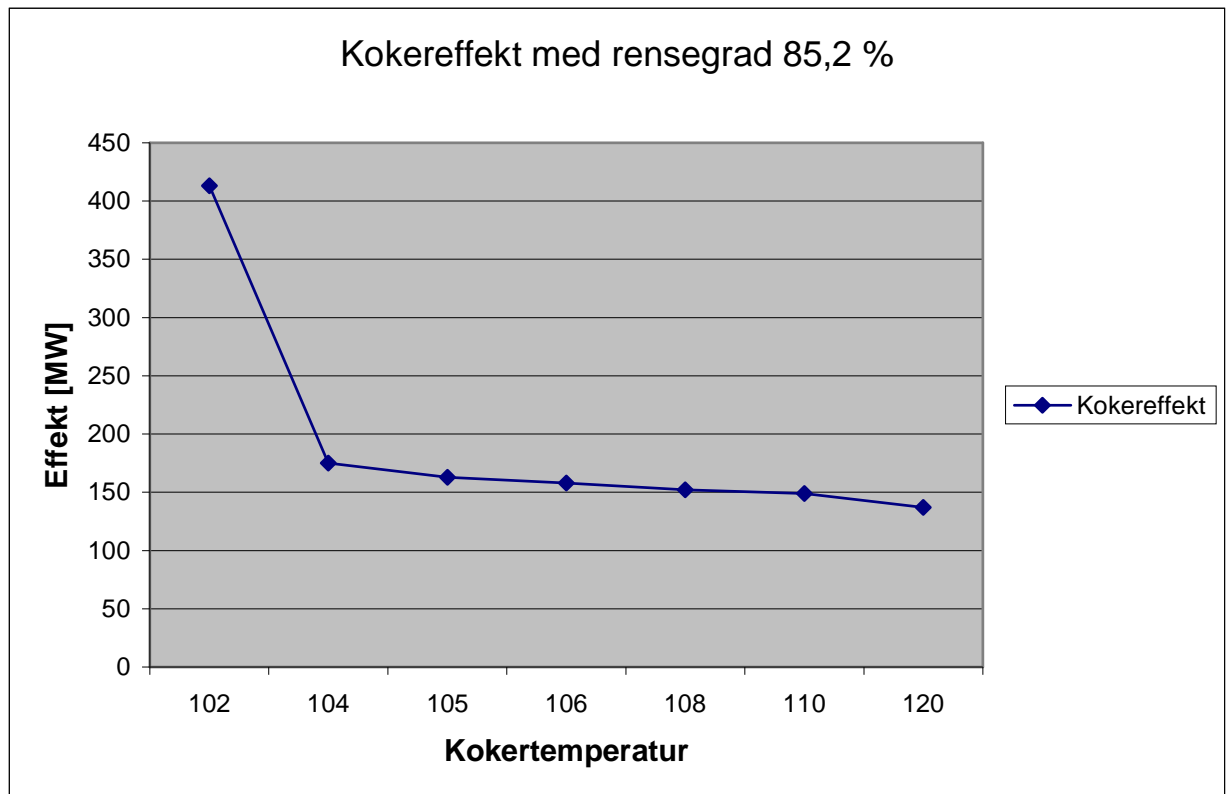


Figur 9. Simulering av CO<sub>2</sub>-fjerning med absorpsjon

Utskrift av simulering finnes i vedlegg 3

#### 4.2.2 Sensitivitetsberegninger

For å finne effektbehov som funksjon av temperatur er den samme modellen brukt med forskjellige regenereringstemperaturer i destillasjonskolonna. Laveste temperatur er 102 °C og høyeste 120 °C. Kravet i simuleringen er at rensegraden skal være 85,2 %. Når temperaturen øker reduseres væskemengden som sirkulerer for å få 85,2 % rensing. Det er ikke mulig å redusere temperaturen under 102 °C og oppnå 85,2 % fjerning av CO<sub>2</sub>. Ved 101 °C og med en væskeflyt på  $16 \cdot 10^5$  kmol/h blir rensegraden 82 %. Væskemengde ved 102 °C er  $9,99 \cdot 10^5$  kmol/h, så selv om væskemengden økes ved 101 °C oppnås ikke rensegrad på 85,2 %. Resultatet av simuleringene vises i figuren på neste side.

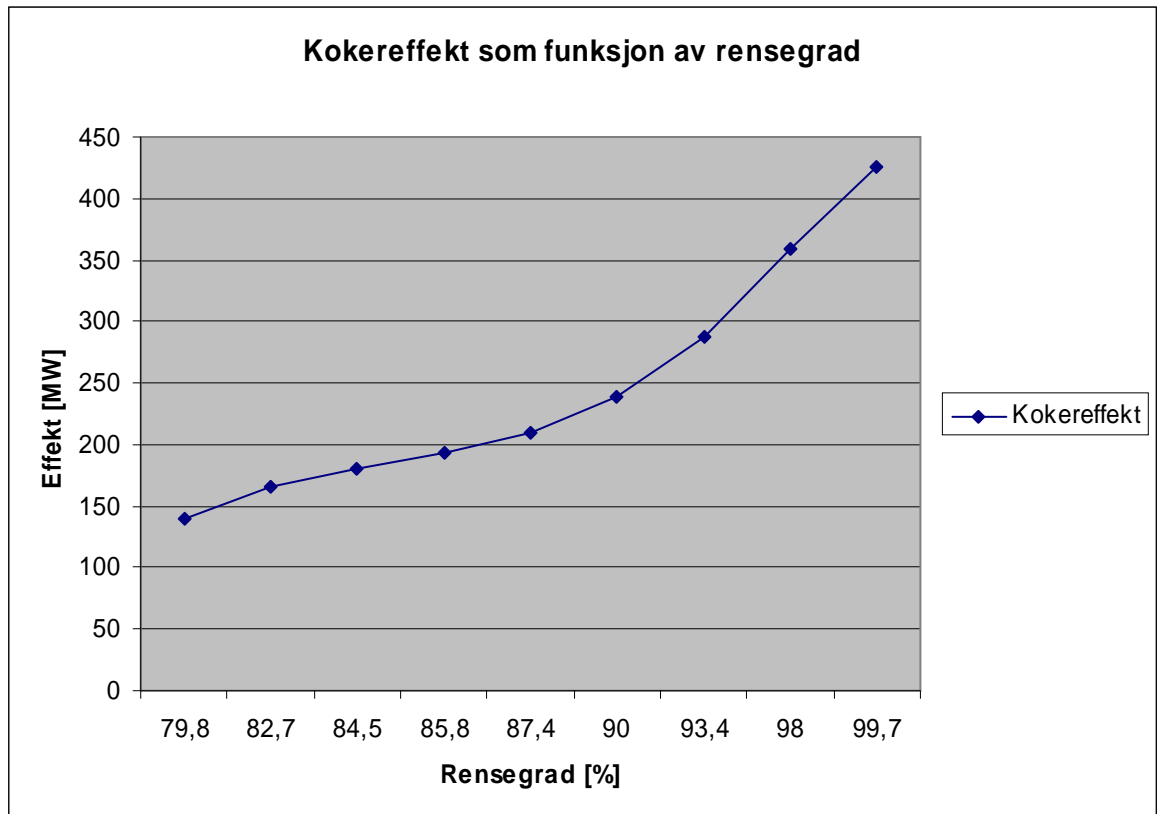


*Figur 10. Effektbehov som funksjon av kokertemperatur*

Nedgangen i effektbehovet fra 102 °C til 104 °C er fra 413 MW til 175 MW, dvs. en reduksjon på 57,6 %. Kurven flater videre ned mot 137 MW ved 120 °C, dvs. en nedgang på 21,7 %. Nedgangen i effekt skyldes at mengden væske som sirkulerer avtar når temperaturen øker. For å få tilstrekkelig rensegrad ved 102 °C må væskemengden økes med 278 % i forhold til væskemengden ved 104 °C.

For å simulere effektbehov som funksjon av rensegrad er temperaturen endret og alle andre variabler holdt konstante. Temperaturen er endret fra 100 °C opp til 120 °C. Laveste effekt er 139 MW ved 100 °C og med en rensegrad på 80 %, se figur på neste side. Ved 110 °C er effekten 239 MW med rensegrad 90 %. Høyeste effekt er 426 MW ved 120 °C med rensegrad 99,7 %. Økes rensegraden fra 80 % til 90 % øker effektbehovet med 100 MW. En økning fra 90 % til 99,7 % rensing gir en økning i effektbehovet på 187 MW. De siste 10 % med rensing koster 87 % mer enn de 10 % fra 80 til 90 %. Simuleringen viser at fullstendig CO<sub>2</sub>-fjerning er effektkrevende.

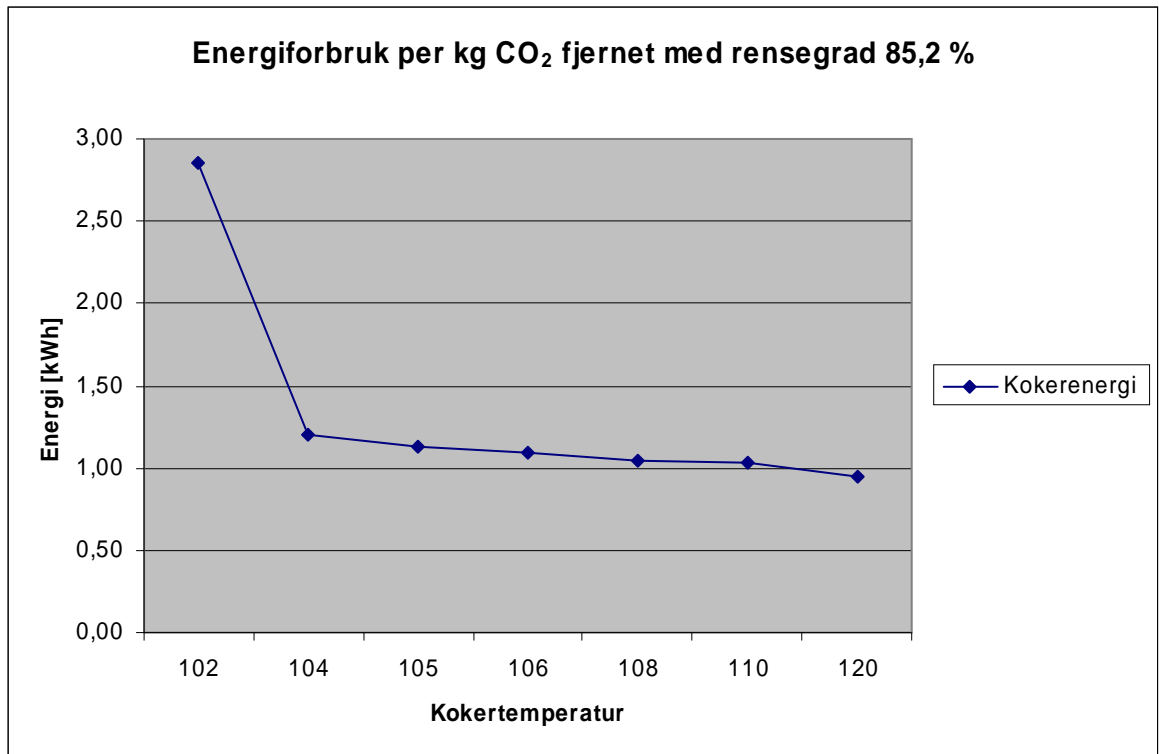




Figur 11. Effektbehov som funksjon av rensegrad

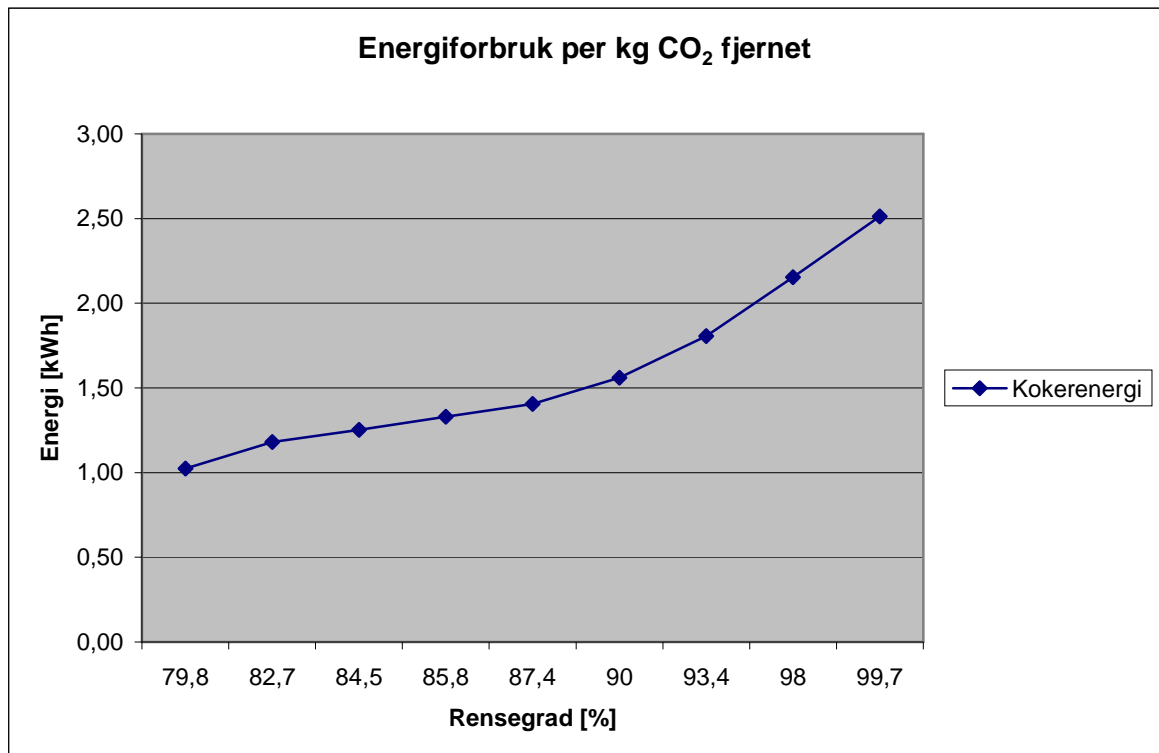
#### 4.2.3 Energiforbruk som funksjon av rensegrad og regenereringstemperatur

Ut fra effektberegningene i forrige kapittel kan det settes opp energiforbruk som funksjon av rensegrad og regenereringstemperatur. Kurvene for energiforbruk har samme stigning som kurvene for effektbehov siden energi er utledet av effekt. Figuren på neste side viser hvordan energiforbruket per kg CO<sub>2</sub> fjernet endres med temperatur. Ved 102 °C er energiforbruket 2,85 kWh per kg CO<sub>2</sub> fjernet. Energibehovet synker til 1,244 kWh ved 104 °C. Ved 120 °C er energibehovet 0,945 kWh per kg CO<sub>2</sub> fjernet.



Figur 12. Kokerenergi som funksjon av kokertemperatur

Figuren under viser kokerenergi som funksjon av rensegrad. Kurven følger samme trend som kurven for effektbehov fordi energi er utledet av effekt. Ved 80 % CO<sub>2</sub>-fjerning er energibehovet 1,02 kWh per kg CO<sub>2</sub> fjernet. Ved 99,7 % fjerning er energibehovet 2,51 kWh per kg CO<sub>2</sub> fjernet.



Figur 13. Kokerenergi per kg CO<sub>2</sub> fjernet som funksjon av rensegrad

#### 4.2.4 Diskusjon av Hysys-simuleringer av CO<sub>2</sub>-fjerning

Kokertemperatur og sirkulasjonsrate påvirker rensegrad i CO<sub>2</sub>-fjerningsprosessen. Rensegrad påvirker energikostnader. Når det skal gjøres et prosessvalg er rensegrad og energikostnader de to viktigste parametere fordi det ønskes å fjerne en bestemt mengde CO<sub>2</sub> som medfører en energikostnad. Ut fra kurvene i figur 11 og 13 er 86 % CO<sub>2</sub>-fjerning et bra valg fordi det gir en kokereffekt på 194 MW med en energikostnad på 1,33 kWh per kg CO<sub>2</sub> fjernet. Ifølge Bolland<sup>9</sup> er det teoretiske energibehovet 0,34 kWh per kg CO<sub>2</sub> fjernet. I praksis er energibehovet 1,1 – 1,2 kWh eller ca 3,5 ganger høyere grunnet varme til stripping og mekanisk arbeid til pumper og vifter. Wong<sup>8</sup> anslår at reaksjonsvarmen som må brukes til regenerering av MEA amin er 820 Btu/lb eller 0,53 kWh/kg CO<sub>2</sub> fjernet. Det er sett bort fra pumpe og viftearbeid. Tallet er lavt fordi det bare er et mål på reaksjonsvarmen for å frigjøre CO<sub>2</sub> fra amin. Chapel<sup>16</sup> rapporterer at eksisterende anlegg i drift bruker mindre enn 4,2 GJ damp per tonn CO<sub>2</sub> fjernet, noe som tilsvarer 1,17 kWh per kg CO<sub>2</sub> fjernet. Chapel<sup>16</sup> ser da bort fra pumpe og viftearbeid. Pumpe og viftearbeid kan ifølge Chapel<sup>16</sup> regnes ut med formelen:

$$kW = (0,4 + \frac{16,4}{\text{vol\% CO}_2}) \cdot \text{CO}_2 \text{ tonnekvivalenter per døgn}$$

I simuleringene er CO<sub>2</sub> volumfraksjon på 7,21 % og det gir et effektbehov på 2,67 kW og et energibehov på 0,064 kWh per kg CO<sub>2</sub> fjernet. Ifølge Chapel<sup>16</sup> blir energibehovet for å fjerne 1 kg CO<sub>2</sub> når pumpe og viftearbeid tas med: (1,17 + 0,06) kWh = 1,23 kWh per kg CO<sub>2</sub> fjernet. Kohl<sup>13</sup> antar at typisk dampforbruk er et sted i underkant av 1 lb og opp til 2 lb damp per gallon med aminvæske som sirkulerer. Kohl<sup>13</sup> antar at det i de fleste tilfeller er tilstrekkelig å bruke 1 lb damp per gallon med aminvæske som sirkulerer. Omregnet blir det 4,72 kWh per kg CO<sub>2</sub> fjernet hvis det brukes 150 °C damp. Tallene som Bolland<sup>9</sup> og Chapel<sup>16</sup> oppgir kan være litt for lave mens tallet Kohl<sup>13</sup> foreslår er lite relevant fordi Kohl<sup>13</sup> refererer til naturgassrensing ved høyere trykk. Antar at en renseprosess med 104 °C regenerering og med rensegrad 86 % og et energibehov på 1,33 kWh per kg CO<sub>2</sub> fjernet er et fornuftig valg.

Simuleringer av kjemisk absorpsjon ble utført med samme modell. Effektbehovet ble beregnet ved å endre på temperatur og væskemengde slik at det ble oppnådd 85,2 % CO<sub>2</sub>-fjerning med temperaturer mellom 102 °C til 120 °C. Ved å bare endre på temperatur ble effektbehovet beregnet som funksjon av rensegrad. Det er beregnet opptil 99,78 % rensegrad med 120 °C regenereringstemperatur.

Hysys har problemer med å få destillasjonskolonna til å konvergere i temperaturområdet 105 – 116 °C med 1 bar trykk. Ved å øke trykket i destillasjonskolonna til 2 bar konvergente simuleringene. Ved temperaturer mellom 100 °C og 103 °C var det også problemer med å få destillasjonskolonna til å konvergere. Problemet ble løst ved å endre

demping. Demping bestemmer hvor store steg Hysys skal ta i beregningene. Hysys har standardverdi 1. Ved å redusere demping reduseres steglengde og simuleringene konvergerer lettere. Refluks ble satt til 0,15 for at destillasjonskolonna skulle konvergere lettere ved lave temperaturer.

### 4.3 Ny simulering av gasskraftverk med uttak av varme

Utfører ny simulering av gasskraftverk med varmeuttak på 194 MW til CO<sub>2</sub>-fjerning. Bruker simulering fra kapittel 4.1.5 med det nye effektuttaket. Resultatet av simuleringen vises i tabellen under.

Tabell 10. Resultat av simulering med varmeuttak på 194 MW

Komponent	Effekt [MW]
P <sub>kompresor</sub>	355,6
P <sub>gassturbin</sub>	706,9
P <sub>dampsturbin1</sub>	100,5
P <sub>dampsturbin2</sub>	17,92
P <sub>pumpe</sub>	2,19

Totalt energioverskudd i simulering med varmeuttak på 194 MW:

$$\begin{aligned}
 P_{\text{total}} &= P_{\text{gassturbin}} + P_{\text{dampsturbin1}} + P_{\text{dampsturbin2}} - P_{\text{kompresor}} - P_{\text{pumpe}} \\
 &= (706,9 + 100,5 + 17,92 - 355,6 - 2,19)\text{MW} \\
 &= 467,53 \text{ MW}
 \end{aligned}$$

$$\text{Totalvirkningsgrad } \eta = \frac{P_{\text{total}}}{\text{energi i } CH_4} = \frac{467,53 \text{ MW}}{862,07 \text{ MW}} \cdot 100\% = 54,23\%$$

Utskrift av simulering finnes i vedlegg 2

## 5 ENERGIKOSTNADER, PROSESS OG LOKALISERING

### 5.1 Virkningsgrader for gasskraftverk med CO<sub>2</sub>-fjerning

Virkningsgraden påvirkes av om det er CO<sub>2</sub>-fjerning eller ikke. Gasskraftverk med dampsyklus og uten CO<sub>2</sub>-fjerning har typisk totalvirkningsgrad opp til 58 – 60 % ifølge Bolland<sup>7</sup>. General Electric rapporterer at de som første leverandør har oppnådd over 60 % totalvirkningsgrad med sitt GE H System. For gasskraftverk med MEA CO<sub>2</sub>-fjerning er totalvirkningsgraden mellom 47 – 51 % ifølge Bolland<sup>7</sup>. I den nye simuleringen av gasskraftverk med to dampturbiner i kapittel 4.3 ble varmeuttaket satt til 0 slik det er i et gasskraftverk uten CO<sub>2</sub>-fjerning. Totalvirkningsgraden ble da 58,17 %. Det stemmer bra overens med teorien. Når varmeuttaket ble satt til 194 MW ble totalvirkningsgraden redusert til 54,25 %. Simuleringen burde vært mellom 47 – 51 % slik som beskrevet i litteraturen, men er 3,25 % over. En årsak er at det ikke er tatt med effektbehovet til eksosvifte og CO<sub>2</sub>-kompressor. Forholdet mellom effekten til gassturbin og kompressor er 1,98 i simuleringen i kapittel.4.3. Forholdet er typisk 2:1 ifølge Bolland<sup>9</sup>, så det ser ut til å stemme. I simuleringen med bare en gassturbin og en dampturbin er effekten til dampturbinen med endret virkningsgrad 154,1 MW. Dampturbinen hever totalvirkningsgraden med 17,9 %. I den tidligere hovedoppgaven<sup>17</sup> er dampturbineffekten 179,08 MW og hever totalvirkningsgrad med 20,8 %. Ifølge Bolland<sup>9</sup> vil dampturbinen øke totalvirkningsgrad med ca. 20 %. Resultatet i den tidligere hovedoppgaven<sup>17</sup> er nærmere det som står i teorien enn den nye simuleringen. Men i den tidligere hovedoppgaven<sup>17</sup> ble det brukt en virkningsgrad på 90 % i dampturbin, noe som er litt for høyt. I den nye simuleringen ble det brukt 85 % virkningsgrad for dampturbin. Trykkfallet i dampturbinen er fra 120 bar til 0,07 bar. Det er et for stort trykkfall gjennom en enkelt turbin og i et virkelig anlegg hadde trykkfallet skjedd i flere turbiner. Totalvirkningsgraden i simuleringen med en dampturbin er litt høyere enn simuleringen med to dampturbiner. Det betyr at første simulering gir en totalvirkningsgrad som er i overkant av hva som er realistisk.

### 5.2 Eksterne eller interne varmekilder

Effektbehovet ved regenerering er 194 MW som gir et effektbehov på 194 000 kWh per time.

Ekstern damp kan koste fra ca 5 øre/kWh til 15 øre/kWh. Dersom det er snakk om overskuddsdamp kan kostnaden være helt ned i 5 øre/kWh. Hvis det er damp som er generert kan kostnaden være opptil 15 øre/kWh. På Herøya er prisen for damp i området 35 til 50 kr/tonn for damp ved 150 °C. Damp til 35 kr/tonn koster omregnet til kWh/kg:

$\Delta H(150\text{ }^\circ\text{C}) = 2115\text{ kJ/kg}$ ,  $1\text{ kWh} = 3600\text{ kJ}$

$$\frac{2115\text{ kJ/kg}}{3600\text{ kJ}} = 0,5875 \approx 0,59\text{ kWh/kg} \Rightarrow \frac{3,5\text{ \pounds/kg}}{0,59\text{ kWh/kg}} = 6\text{ \pounds/kWh}$$

Damp til 50 kr/tonn koster 8,5 øre kWh

Kostnaden ved å bruke ekstern damp til 6 øre/kWh til regenerering:

$$194\ 000\text{ kWh} \cdot 8000\text{ h} \cdot 0,06\text{ kr/kWh} = 93\text{ mill.NOK per år}$$

Kostnaden ved å bruke ekstern damp til 8,5 øre/kWh til regenerering:

$$194\ 000\text{ kWh} \cdot 8000\text{ h} \cdot 0,085\text{ kr/kWh} = 132\text{ mill.NOK per år}$$

Naturgass kan brukes til å generere damp med høy virkningsgrad. Ifølge Øverli<sup>10</sup> kan virkningsgrader for kjeler være godt over 90 %. For å beregne regenereringskostnaden ved å bruke naturgass settes prisen på naturgass til 100 øre per  $\text{Sm}^3$  som gir en pris på 11 øre/kWh. Settes virkningsgraden for kjelen til 90 % koster damp:  $11\text{ øre/kWh} / 0,9 = 12,2\text{ øre/kWh}$ . Kostnaden blir:

$$194\ 000\text{ kWh} \cdot 8000\text{ h} \cdot 0,122\text{ kr/kWh} = 189\text{ mill.NOK per år}$$

Intern damp fra gasskraftverket kan brukes til regenerering. Simuleringen i kapittel 4.3 var med et varmeuttak på 194 MW og med en kraftproduksjon på 467,6 MW. Dersom varmeuttaket settes til 0 MW blir kraftproduksjonen 501,5 MW. Når det hentes ut varme til regenerering reduseres kraftproduksjonen. Kostnaden er at det blir produsert mindre kraft som kan selges. Kostnaden blir hvis det antas en salgspris for strøm på 25 øre/kWh:

$$(501,5 - 467,6) \cdot 10^3\text{ kWh} \cdot 8000\text{ h} \cdot 0,25\text{ kr/kWh} = 68\text{ mill.NOK kr per år}$$

Kostnaden ved å bruke interndamp tilsvarer damp med en pris på 4,37 øre/kWh. I tilfelle prisen på ekstern damp er 50 kr/tonn blir merkostnaden for å ikke integrere  $(132 - 68)\text{ mill.NOK} = 64\text{ mill.NOK per år}$ .

Ved å bruke damp generert med naturgass blir merkostnaden:  $(189 - 68)\text{ mill.NOK} = 121\text{ mill.NOK per år}$ .

### 5.3 Lokaliseringens avhengighet av varmeintegrasjon

Både Herøya, Rafnes og Brevik kan være aktuelle steder for bygging av gasskraftverk med  $\text{CO}_2$ -håndtering som bruker kraftverksintern damp. Det er fordi gasskraftverket selv kan levere energi til regenerering og ikke er avhengig av eksterne leverandører av damp. På Rafnes og Herøya er det ekstern damp tilgjengelig mens det ikke er ekstern damp tilgjengelig i Brevik. Problemet med Rafnes og Herøya er at det ikke finnes nok damp til regenerering slik at bare deler av dampbehovet kan dekkes. Eventuell ekstern damp til et nytt gasskraftverk med  $\text{CO}_2$ -håndtering krever ny dampgenerering på alle tre steder. En

fordel med alternativet Herøya eller Rafnes er at det allerede eksisterer infrastruktur for damp. Fra Herøya bygges det nå også et fjernvarmeanlegg basert på varmtvann til Porsgrunn sentrum. Dersom det bygges et nytt gasskraftverk med CO<sub>2</sub>-håndtering på Herøya som bruker ekstern damp må den eksterne dampproduksjonen utvides. Da kan både CO<sub>2</sub>-håndtering og fjernvarmeanlegget få varme fra samme kilde. Et annet alternativ er et gasskraftverk med CO<sub>2</sub>-håndtering som produserer både elektrisitet og varme. Både CO<sub>2</sub>-håndtering og fjernvarmeanlegget kan få dekket varmebehovet fra et slikt anlegg.

## 5.4 Lokalisering av gasskraftverk med CO<sub>2</sub>-håndtering i Grenland

Det er trolig mest energiøkonomisk å integrere et gasskraftverk med CO<sub>2</sub>-håndtering og bruke kraftverksintern damp. Da er både Brevik, Rafnes og Herøya mulige steder for lokalisering av et gasskraftverk. Bruk av ekstern damp er bare økonomisk dersom den er svært billig, dvs. under 5 øre/kWh. Det er tvilsomt om det er tilfelle for Herøya og Rafnes.

## 5.5 Usikkerhet i energibehovet og energikostnader i en CO<sub>2</sub>-rensing med absorpsjon

CO<sub>2</sub>-rensing med absorpsjon er en moden og mye utprøvd teknologi. Den er hovedsaklig blitt brukt til rensing av naturgass og ikke til eksosgassrensing. Det store trykket gjør at CO<sub>2</sub> kan fanges med bruk av lite energi. Det finnes mye dokumentasjon på energibehovet i en rensing med absorpsjon brukt til naturgassrensing. For å få fjernet CO<sub>2</sub> fra eksosgass med absorpsjon må trykket økes og det er energikrevende og kostbart. Det finnes få anlegg som fjerner CO<sub>2</sub> fra eksosgass ved hjelp av absorpsjon. Derfor er det ikke så mye dokumentasjon som kan dokumentere energibehovet for denne type prosess. Kohl<sup>13</sup> som hovedsaklig omtaler rensing av naturgass ved flere titalls bar antar et typisk energibehov på 1 lb damp per gallon amin i sirkulasjon. Tallet er usikkert fordi prosessen skjer ved flere titalls bar og trolig har mer løst CO<sub>2</sub> enn ved det lave trykket i Hysys-beregningene. Chapel<sup>16</sup> og Bolland<sup>9</sup> oppgir energibehovet til henholdsvis 1,23 og 1,1 – 1,2 kWh per kg CO<sub>2</sub> fjernet. Simuleringene i Hysys er i det samme området og ser ut til å stemme bra for rensing fra 80 % opp til 90 %. Energiforbruket ved 80 og 90 % rensing er henholdsvis 1,02 og 1,56 kWh/per kg CO<sub>2</sub> fjernet. Chapel<sup>16</sup> og Bolland<sup>9</sup> nevner ikke hvor stor rensing som antas med det energibehovet de foreslår. Energiforbruket Chapel<sup>16</sup> og Bolland<sup>9</sup> oppgir er det laveste sammenlignbare med energiforbruket beregnet i Hysys.

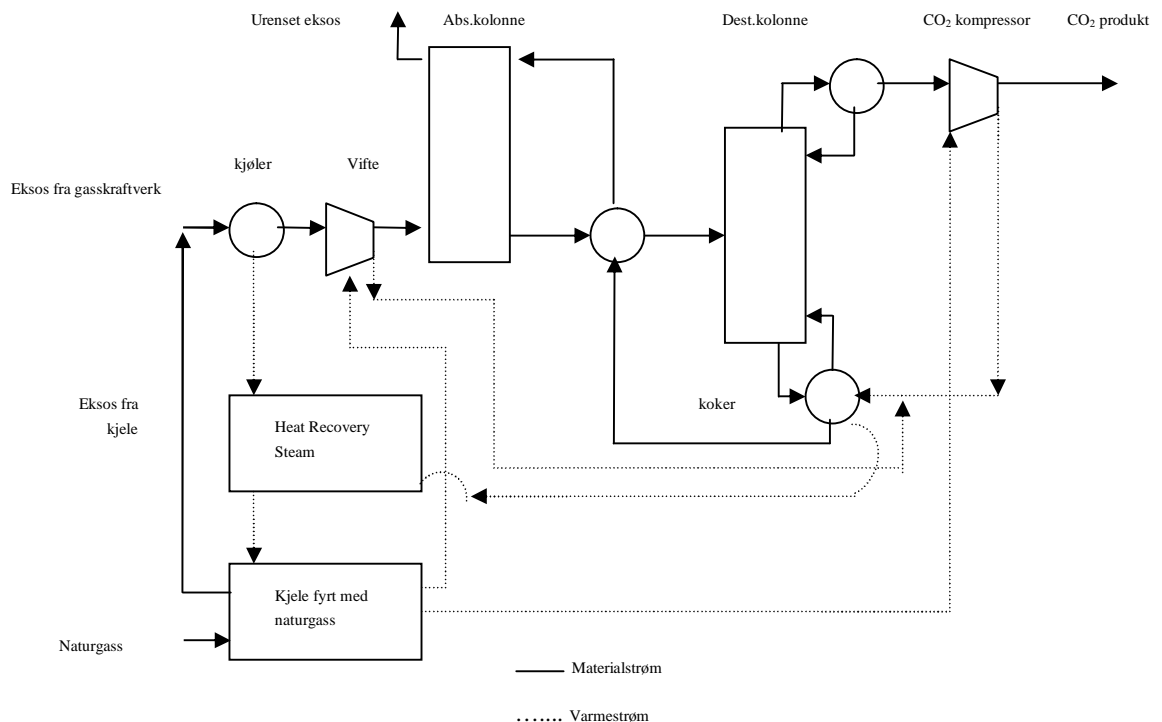
Det er usikkerhet i både energibehov og energikostnader. Det vanskeligste problemet er knyttet til pris på energi til regenerering. Årsaken er at det ikke finnes faste priser for varmeenergi. Varmeenergi prisene kan variere fra sted til sted. På et sted med mye overskuddsdamp er prisen rimeligere enn på et sted hvor det ikke er overskuddsdamp. I

tillegg kan prisene variere mye med tid. Det gjelder spesielt for elektrisitet og naturgass. Prisen for naturgass økte fra desember år 2003 til desember år 2004 med 7,8 %.

Usikkerheten i energibehovet er mindre enn usikkerheten i energikostnadene i en CO<sub>2</sub>-rensing med absorpsjon.

## 5.6 CO<sub>2</sub>-fjerning med naturgass som energikilde

Naturgass kan dekke store deler av energibehovet i et CO<sub>2</sub> fjerningsanlegg. Naturgass kan brukes til å lage damp for å drive viften som blåser eksosgassen inn i absorpsjonstårnet og damp for å drive kompressoren som komprimerer CO<sub>2</sub>-produktet. Det er et alternativ til å bruke kostbar strøm for å drive de to enhetene. Varmen som er til overs i damp fra vifte og kompressor kan brukes til kokeren i destillasjonskolonna. Naturgass bør ikke brukes direkte til oppvarming av destillasjonskolonna. Det er fordi at det ikke skal bli for høy temperatur som kan skape degenerering av amin og korrosjon av stål. Heat recovery steam generator i figuren under gjenvinner varme fra kjøler og koker.



Figur 14. CO<sub>2</sub>-fjerningsanlegg som henter energi til rensing fra naturgass



Energiforbruket til en CO<sub>2</sub>-kompressor er ifølge Aspelund<sup>20</sup> på 100 – 110 kWh per tonn CO<sub>2</sub> som komprimeres til 150 bar for transport i rør. Mengden CO<sub>2</sub> som fjernes er 145 tonn per time. Energiebehovet blir med 110 kWh per tonn CO<sub>2</sub>:

145 tonn CO<sub>2</sub> · 110 kWh = 15 950 kWh per time som betyr at effekten er på 15,95 MW.

Viftens effekt kan regnes ut fra følgende formel:

$$P = \frac{Q_{fg} \cdot \Delta P_{fg}}{\eta}$$

hvor  $Q_{fg}$  er eksosgassens volumstrøm i m<sup>3</sup> per time,  $\Delta P_{fg}$  er trykkendring i bar og  $\eta$  virkningsgrad som typisk er 75 %.  $Q_{fg}$  kan beregnes ut fra den ideelle gassloven:  $pV = nRT$ ,  $v = nRT/p$

$$Q_{fg} = \frac{nRT}{p} = \frac{8,95 \cdot 10^4 \text{ kmol/h} \cdot 8,314 \text{ kJ/kmolK} \cdot 303 \text{ K}}{150 \text{ kPa}} = 1,5 \cdot 10^6 \text{ m}^3 / \text{h}$$

I Hysys-simuleringene ble trykket i bunnen av absorpsjonskolonna satt til 1,5 bar slik at trykkfallet ble 0,5 bar. Brukes et trykkfall på 0,5 bar blir viftens effekt ca. 28 MW som er nesten dobbelt så mye som effekten til CO<sub>2</sub>-kompressoren. 28 MW er et altfor høyt tall. Trykkfallet på 0,5 bar er nok i største laget og det gjør at effektbehovet til vifta blir så stort. Det finnes pakking som gir et trykkfall på noen få millibar per teoretisk trinn i absorpsjonskolonna. Derfor kan trykkfallet i absorpsjonskolonna velges mindre for å få effektbehovet til vifta redusert. Gassen som kommer fra gasskraftverket har litt overtrykk slik at viften ikke trenger å bidra med hele trykkøkningen. Velges trykkøkningen som viften bidrar med til 0,05 bar blir viftens effekt:

$$P = \frac{1,5 \cdot 10^6 \text{ m}^3 \cdot 0,05 \text{ e}5 \text{ N/m}^2}{0,75 \cdot 3600 \text{ s/h}} = 2\,777\,778 \text{ W} \approx 2,78 \text{ MW}$$

Effektbehovet til CO<sub>2</sub>-kompressor og vifte blir: (15,95 + 2,78)MW = 18,73 MW

Dersom det antas at damp generert med naturgass koster 12,2 kWh slik som beregnet i kapittel 5.2, blir årlige kostnader for å drive de to enhetene:

$$\text{Kostnad}_{\text{damp}} = 18,73 \cdot 10^3 \text{ kW} \cdot 0,122 \text{ kr/kWh} \cdot 8000 \text{ h} = 18 \text{ mill.NOK per år}$$

Brukes strøm til 25 øre/kWh for å drive de to enhetene blir årlige driftskostnader:

$$\text{Kostnad}_{\text{strøm}} = 18,73 \cdot 10^3 \text{ kW} \cdot 0,25 \text{ kr/kWh} \cdot 8000 \text{ h} = 38 \text{ mill.NOK per år}$$

Besparelsen med å bruke damp til drift av de to enhetene blir sammenlignet med strøm:

$$(38 - 18) \text{ mill.NOK} = 20 \text{ mill.NOK per år}$$

$$\text{CO}_2\text{-kompressor og vifte reduserer totalvirkningsgraden med: } \frac{18,73 \text{ MW}}{862,07 \text{ MW}} = 2,2 \%$$

## 6 KONKLUSJON

Verifikasjon av simuleringene i den tidligere hovedoppgaven<sup>17</sup> viste at resultatene i den tidligere hovedoppgaven<sup>17</sup> stemte bra overens med resultatene i de nye simuleringene. Største avvik var på 1 % for effektbehovet til kompressor. Når virkningsgradene ble endret var største differanse i totalvirkningsgrad 1,6 %. I den siste simuleringen av gasskraftverket ble det satt inn et varmeuttak på 194 MW til CO<sub>2</sub>-håndtering. Totalvirkningsgraden ble beregnet til 54,25 %. Ifølge litteraturen har gasskraftverk med CO<sub>2</sub>-håndtering en totalvirkningsgrad på 47 – 51 %. En årsak til at totalvirkningsgraden i simuleringen er høyere enn beskrevet i litteraturen er at energibehovet til vifte og CO<sub>2</sub>-kompressor ikke er tatt med. Beregning tyder på at vifte og CO<sub>2</sub>-kompressor reduserer totalvirkningsgraden med 2,2 %. Når varmeuttaket ble satt til 0 MW ble totalvirkningsgraden beregnet til 58,17 %. Ifølge litteraturen har et gasskraftverk uten CO<sub>2</sub>-håndtering en totalvirkningsgrad på 58 – 60 %, så simuleringen stemmer bra overens med litteraturen.

Sensitivitetsberegningene viste at effektbehovet til regenerering avtar fra 413 til 137 MW når kokertemperaturen økte fra 102 til 120 °C, samtidig som rensegraden ble holdt på 85,2 %. Energibehovet ble beregnet til 2,85 og 0,94 kWh per kg CO<sub>2</sub> fjernet ved 102 og 120 °C. Ved å endre kokertemperaturen og holde alle andre variabler konstante ble kokereffekten beregnet som funksjon av rensegrad. Ved 80, 90 og 99,7 % CO<sub>2</sub>-fjerning ble kokereffekten 139, 239 og 426 MW og det tilsvarer 1,02, 1,56 og 2,51 kWh per kg CO<sub>2</sub> fjernet. Når rensegraden økte fra 80 % til 90 % økte effektbehovet med 100 MW. Økte rensegraden fra 90 % til 99,7 % økte effektbehovet med 187 MW. De siste 10 % med rensing kostet 87 % mer enn de 10 % fra 80 til 90 %. Ifølge litteraturen er energibehovet mellom 1,1 – 1,3 kWh per kg CO<sub>2</sub> fjernet. Energibehovet i litteraturen er det lavest sammenlignbare med energibehovet beregnet i Hysys.

Med et effektbehov på 194 MW til regenerering ble kostnaden 93 og 189 mill.NOK per år. Det er basert på at det brukes kraftverksekstern varme til henholdsvis 6 øre/kWh og naturgassbasert varme til 12 øre/kWh. Dersom det brukes kraftverksintern damp reduseres el-produksjonen. Med en el-pris på 25 øre/kWh medfører det en kostnad på 68 mill.NOK per år og tilsvarer damp til 4,4 kWh. Ved å bruke kraftverksintern damp reduseres kostnadene med 121 mill.NOK per år sammenlignet med å bruke ekstern varme generert av naturgass.

Dersom det brukes kraftverksintern damp til CO<sub>2</sub>-håndtering kan et gasskraftverk bygges både i Brevik, Rafnes eller Herøya fordi gasskraftverket selv kan levere energi til regenerering. Det er trolig mest energiøkonomisk å bygge et gasskraftverk med CO<sub>2</sub>-håndtering som bruker kraftverksintern damp. Lokaliseringen avhenger ikke av

varmeintegrasjon fordi det bør velges rimeligste alternativ som er kraftverksintern damp. Da er alle tre steder mulige alternativer for bygging av et gasskraftverk med CO<sub>2</sub>-håndtering.

Det er usikkerhet i energibehov og energikostnader. Mest usikker er energikostnaden fordi det kan være vanskelig å fastsette prisen på energi. Energibehovet er vanligvis lettere å beregne fordi det finnes dokumentasjon om energibehovet i noen få eksisterende CO<sub>2</sub>-fjerningsanlegg for eksosgass.

## REFERANSELISTE

1. **Norges vassdrags- og energidirektorat**, ”Naturgass – en generell innføring”, NVE, 2004, <http://www.nve.no/>
2. **Statistisk Sentralbyrå**, ”Energibalanse for Norge 2003”, SSB, 2005, <http://www.ssb.no/>
3. **Oljedirektoratet**, ”Samlede petroleumsressurser på norsk kontinentalsokkel per 31.12.2004”, OD, 2005, <http://www.npd.no/>
4. **Norges vassdrags- og energidirektorat**, ”Kraftbalansen i Norge mot 2015”, NVE, 2003, <http://www.nve.no/>
5. **International Energy Agency**, ”In 2030, Global CO<sub>2</sub> Emissions will be 70 % More Than Today”, IEA, 2002, <http://www.iea.org/textbase/weo/papers/Weoc02.pdf>
6. **Statistisk Sentralbyrå**, ”Utslipp av klimagasser. Foreløpige landstall, 2004”, SSB, 2005, <http://www.ssb.no/>
7. **Olav Bolland**, ”Fjerning av CO<sub>2</sub> fra gasskraftverk”, SINTEF, Trondheim, 1998, <http://www.energy.sintef.no/publ/xergi/98/3/art-8.htm>
8. **Sam Wong, Rob Bioletti**, ”Carbon Dioxide Separation Technologies”, Carbon and Energy Management/Alberta Research Council, Edmonton, 2002, [http://www.aidis.org.br/aidis\\_span/ftp/CARBON%20DIOXIDE%20SEPARATION%20TECHNOLOGIES.pdf](http://www.aidis.org.br/aidis_span/ftp/CARBON%20DIOXIDE%20SEPARATION%20TECHNOLOGIES.pdf)
9. **Olav Bolland**, ”Energi I Norge – Ressurser, teknologi og miljø”, SINTEF, Trondheim, 2000, [http://www.ntnu.no/gass/documents/gasskraft\\_hva\\_er.pdf](http://www.ntnu.no/gass/documents/gasskraft_hva_er.pdf)
10. **Jan M. Øverli**, ”Strømningsmaskiner”, Bind 3, Tapir, Trondheim, 1981
11. **Olav Bolland**, ”CO<sub>2</sub> removal before combustion”, NTNU-SINTEF, presentasjon ved Cranfield University, 2003, [http://www.ntnu.no/~obolland/pdf/Cranfield\\_March\\_2003\\_Bolland.pdf](http://www.ntnu.no/~obolland/pdf/Cranfield_March_2003_Bolland.pdf)
12. **Hanne M. Kvamsdal**, ”SOFC and Gas Turbine Power Systems Evaluation of Configurations for CO<sub>2</sub> Capture”, NTNU-SINTEF, presentasjon ved 7<sup>th</sup> international conference on Greenhouse Gas Control Technologies, Vancouver, 2004, [http://www.ntnu.no/~obolland/pdf/SOFC\\_GT\\_HanneK.pdf](http://www.ntnu.no/~obolland/pdf/SOFC_GT_HanneK.pdf)
13. **Arthur Kohl, Richard Nielsen**, ”Gas purification”, Gulf Publishing Company, fifth edition, Houston, 1997

14. **Shrikar Chakravarti, Amitabh Gupta, Balaz Hunek**, “Advanced Technology for the Capture of Carbon Dioxide from Flue Gases”, Praxair INC, New York, 2001, [http://www.netl.doe.gov/publications/proceedings/01/carbon\\_seq/p9.pdf](http://www.netl.doe.gov/publications/proceedings/01/carbon_seq/p9.pdf)
15. **Dag Eimer**, “CO<sub>2</sub> capture prosjekt(CCP). Teknologier for fjerning av CO<sub>2</sub> fra røykgass”, Hydro, foredrag i Langesund, 2004
16. **Dan G. Chapel, Carl L. Mariz**, ”Recovery of CO<sub>2</sub> from Flue Gases: Commercial Trends”, Fluor Daniel INC, foredrag hos Canadian Society of Chemical Engineers annual meeting, 1999.
17. **Kristin Marie Vamraak**, “Energiforbruk ved CO<sub>2</sub>-fjerning fra gasskraftverk”, hovedoppgave HIT, 2004
18. **Energy Nexus Group**, ”Technology Characterization: Steam Turbines”, ENG, Arlington, 2002, [http://www.epa.gov/chp/pdf/steam\\_turbines.pdf](http://www.epa.gov/chp/pdf/steam_turbines.pdf)
19. **Miljøstatus i Norge**, “Kyotoprotokollen”, M.S, 2005, [http://www.miljostatus.no/templates/PageWithRightListing\\_\\_\\_\\_2329.aspx](http://www.miljostatus.no/templates/PageWithRightListing____2329.aspx)
20. **Audun Aspelund, Torleif Weydahl, Maria Barrio**, “Overview of CO<sub>2</sub> Transport Alternatives”, presentation at The Second Trondheim Conference on CO<sub>2</sub> Capture, Transport and Storage, 2004, [http://www.energy.sintef.no/arr/co2\\_2004/pdf/Overview%20of%20CO2%20transport%20alternatives.pdf](http://www.energy.sintef.no/arr/co2_2004/pdf/Overview%20of%20CO2%20transport%20alternatives.pdf)
21. **Industrikraft Midt-Norge**, “Kraftvarmeverk Skogn – Utslippssøknad”, IMN, 1999, <http://www.industrikraft.no/>

## VEDLEGGSLISTE

1. Oppgavetekst
2. Hysys-simulering av gasskraftverk med en gass og to dampturbiner og med uttak 194 MW varme til CO<sub>2</sub>-fjerning
3. Hysys-simulering av CO<sub>2</sub>-fjerning med aminer