

TKP4120

Prosjektoppgave, gruppe 20

CO₂-fangst

Vegard G. Jervell, Mathias Hanson Gerace, Martin Raaen, Ivar Bjerkebæk

April 2018

Sammendrag

Denne rapporten tar for seg post-combustion CO₂-fangst, altså at CO₂ fanges og lagres etter en forbrenningsprosess (*TKP4120 Prosjektoppgave CO₂-fangst*, 2017). Dette foregår i veldig korte trekk ved at CO₂ blir ført inn i et system, absorbert av løsemiddelet monoetanolin, videre kalt for MEA, inne i en absorber, for så å bli strippet fra MEA igjen i en stripper. Deretter sendes ren CO₂ ut av systemet, mens MEA med mindre CO₂ går tilbake til absorberen. Ut av absorberen går også en gassblanding med så lite som mulig CO₂.

Rapporten er skrevet for å lære om hvordan et slikt anlegg fungerer, og for å reflektere over hvilke utfordringer man står ovenfor dersom man skal drive med slik CO₂-fangst. For å løse denne oppgaven har en simulator av prosessen blitt laget i python for å regne på massebalanser, og det har blitt utført utregninger over komponentene for å se på energibruk og finne ukjente data om anlegget.

Resultatene fra simulatoren og utregningene blir gitt i en tabell mot slutten av rapporten, som beskriver hver strøm i prosessen med temperatur, trykk, massestrøm og hvilken massefraksjon av hver komponent som finnes i løsningen til enhver tid. Regning på energibalanser og prosessmessige utfordringer er kommentert, og det konkluderes med at anlegget har evner til å fjerne hele 97% av karbondioksidet som kommer inn fra fødestrømmen. Samtidig forbruker anlegget en del energi gjennom kjølere, kokere og kompressorer i systemet, noe som er utfordringer som det må tas hensyn til.

Innhold

1	Innledning	5
2	Prosessbeskrivelse	6
2.1	Reaksjoner og ligninger	7
2.2	Absorber og Stripper	8
2.3	Viktige faktorer og utfordringer i prosessen	8
3	Metode	10
3.1	Valg av basis	10
3.2	Utleddning av likning for loading	11
3.3	Massebalanser og energibalanser for strømmene i prosessen	12
3.3.1	Massebalanser	12
3.3.2	Energibalanser	13
3.4	Energiforbruk i stripper	14
3.4.1	Kjøler V-3	14
3.4.2	Koker V-4	15
3.5	Varmeveksling i prosessen	16
3.5.1	Varmeveksler V-1	16
3.5.2	Kjøler V-2	18
3.6	Kompresjon av produktstrom	19
3.6.1	Kompresjon i tre steg	20
3.6.2	Kompresjon i ett steg	21
4	Resultater og diskusjon	21
4.1	Prosessdata ved gitte betingelser	21
4.1.1	Massefraksjoner	21
4.1.2	Massestrømmer	22
4.1.3	Entalpier	22
4.1.4	Oppsummering	23
4.2	Energiforbruk i stripper med tilhørende kjøler og koker	24
4.2.1	Kjøler V-3	24

4.2.2	Koker V-4	24
4.3	Varmeveksling i prosessen	25
4.3.1	Varmeveksler V-1	25
4.3.2	Kjøler V-2	25
4.4	Kompresjon av CO ₂	26
4.5	Partialtrykk av CO ₂ i gassfase	27
5	Konklusjon	29
6	Vedlegg	30
	Referanser	30

1 Innledning

CO₂-utslipp fra industri står for et betydelig bidrag til global oppvarming (Agency, 2017). Hvis man lykkes i å rense og lagre CO₂ fra store industrianlegg vil det kunne bremse den globale oppvarmingen. Lagring av CO₂ gir mulighet for negative utslipp, ved at man fjerner CO₂ fra det naturlige kretsløpet. Dette er et viktig tiltak for å nå målene satt av FNs klimapanel (Tveit, 2014).

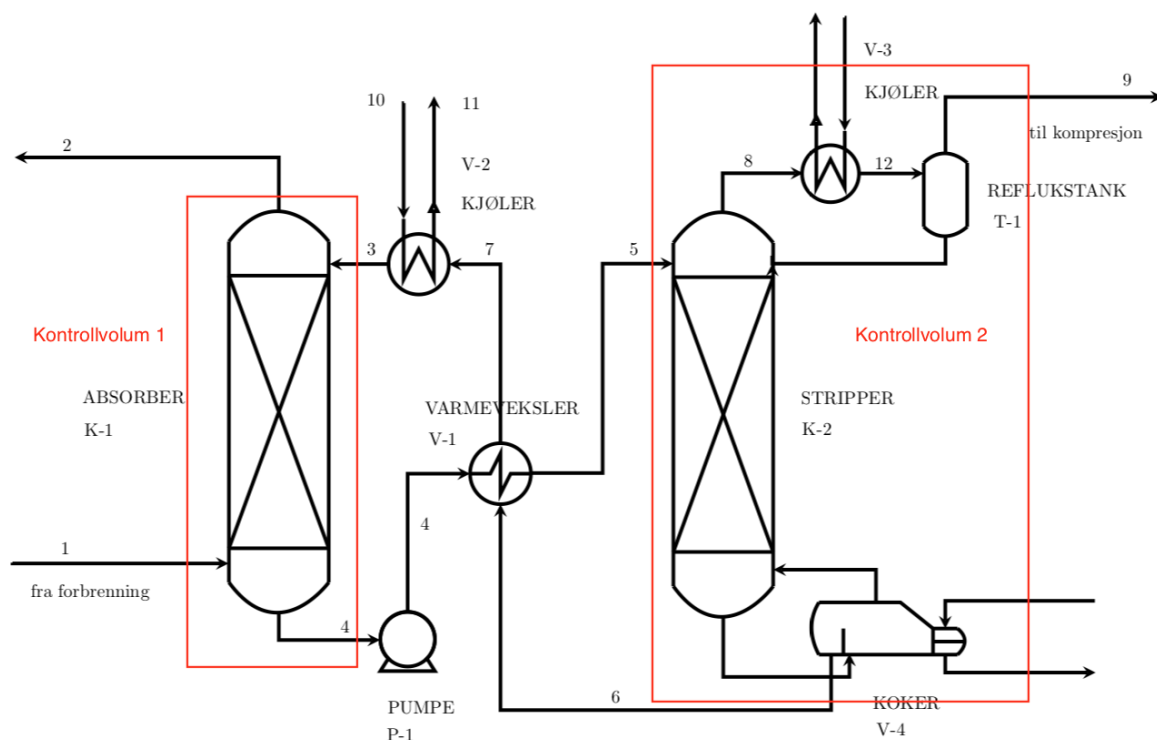
Ved Sintefs CO₂-fangst laboratorium på Tiller forskes det på post-combustion CO₂-fangst, dvs. isolering av CO₂ fra avgassene etter en forbrenningsprosess. Dette er interessant fordi avgasser etter en forbrenning ofte inneholder kun små andeler CO₂ (Sintef, 2016). Det er svært lite energieffektivt å komprimere og lagre en gass som hovedsaklig består av stoffer det er helt ufarlig å slippe ut i atmosfæren.

Post-combustion CO₂-fangst er en prosess som er relativt lett å implementere ved industrielle anlegg fordi selve anlegget ikke trenger ombygging. Fangstprosessen skjer adskilt fra forbrenningen, og kan derfor innføres ved gamle anlegg (Hana Gerbelová*, 2016) ved å lede avgassen inn i et fangstanlegg i stedet for ut i atmosfæren. Det er til og med mulig å se for seg et eget fangstanlegg som tar imot avgasser fra flere industrianlegg i et helt område.

Metoden for CO₂-fangst som denne rapporten omhandler er CO₂-fangst ved absorpsjon. Dette går ut på at CO₂ kan absorberes av et arbeidsmedie, for deretter å frigjøres senere. På denne måten kan man isolere CO₂ fra en gassblanding, kun ved å endre på likevektsbetingelsene for absorpsjonsreaksjonen.

Helt konkret omhandler rapporten beregning av massestrømmer, samt energiforbruk til kjøling og koking av MEA-løsning og kompresjon av sluttprodukt. Beregningene har blitt gjort ved masse- og energibalanser, hvor alle strømmer er antatt å være enfasestrømmer.

2 Prosessbeskrivelse

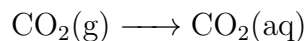


Figur 1: Beskriver systemet med massestrømmer (nummererte), komponenter og kontrollvolumer

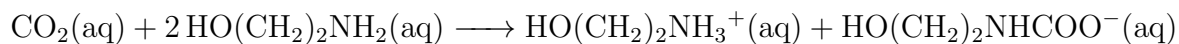
Her skal selve prosessen i figur 1, som forenklet viser hvordan CO₂-fangst fungerer, beskrives i detalj. Alle komponentenes funksjon er beskrevet, og viktige reaksjonligninger og formler blir spesifisert. I tillegg blir noen spesifikke og mer viktige faktorer i prosessen utdypet. Til slutt vil prosessmessige utfordringer bli drøftet.

Strøm 1: Gass med CO₂ fra forbrenning går inn i absorber.

I absorber (K-1): CO₂ løses opp



og absorberes deretter av monoetanolamin-løsning, heretter referert til som MEA-løsning. Fyldigere beskrivelse senere i rapporten.



Strøm 4: MEA-løsning med absorbert CO_2 strømmer ut av absorber (K-1), inn i pumpe (P-1), deretter ut av pumpen og videre inn i en varmeveksler (V-1).

Pumpe (P-1): Pumper strøm 4 slik at den kommer opp gjennom varmeveksleren (V-1) og videre mot stripperen, og gir den dermed høyere trykk.

Varmeveksler (V-1): Varmeoverføring fra strøm 6 over på strøm 4, slik at strøm 5 får høyere temperatur enn strøm 4.

Strøm 5: Varmere versjon av strøm 4 som går inn i stripperen (K-2).

Stripper (K-2): Skiller ut $\text{CO}_2(\text{g})$ og vann fra MEA-løsningen. Fyldigere beskrivelse senere i rapporten.

Koker (V-4): Koker opp MEA-løsningen som har rent ut i bunnen av stripperen (K-2), slik at $\text{CO}_2(\text{g})$ og vann går inn i stripperen igjen, gjennom toppen av kokeren. Resterende rensset MEA-løsning går ut av kokeren og blir strøm 6.

Strøm 8: $\text{CO}_2(\text{g})$ og $\text{H}_2\text{O}(\text{g})$ går ut av toppen på stripperen (K-2) og går inn i kjøler (V-3).

Kjøler (V-3): Kjøler ned strøm 8 og sender så ut strøm 12.

Strøm 12: Nedkjølte gasser fra strøm 8 går inn i reflukstank (T-1).

Reflukstank (T-1): Sender ren $\text{CO}_2(\text{g})$ til strøm 9. Gjenværende væske, som da er vann, går inn i stripperen (T-2) igjen.

Strøm 6: Renset løsning går ut nederst i kokeren, og videre inn i varmeveksler (V-1), hvor den avkjøles ved varmeveksling med strøm 4.

Strøm 7: Avkjølt rensset løsning går inn i kjøler (V-2).

Kjøler (V-2): Kaldt vann avkjøler strøm 7 og sender ut strøm 3.

Strøm 3: Avkjølt versjon av strøm 7 går inn i absorberen (K-1) igjen.

Absorber (K-1) (II): Renset, avkjølt MEA-løsning går inn i absorberen for gjenbruk til ny absorbering av CO_2 . Gass rensset for CO_2 går ut øverst i absorberen, noe som utgjør strøm 2.

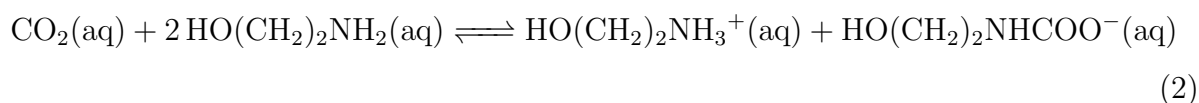
Strøm 2: Renset gass går ut fra absorberen og ut av hele systemet.

2.1 Reaksjoner og ligninger

Oppløsning/fordamping av CO_2 :



Absorpsjon av CO₂ i MEA-løsning:



2.2 Absorber og Stripper

De to viktigste reaksjonene som skjer i absorberen og stripperen er oppløsning og absorpsjon av CO₂, som skjer etter likning 1 og 2.

CO₂(g) ligger altså i likevekt med CO₂(aq), som ligger i likevekt med CO₂(abs). I praksis ligger altså CO₂(g) i likevekt med CO₂(abs) (Le Chateliers prinsipp). Ved å endre temperaturen til MEA-løsningen kan man endre metningskonsentrasjonen til CO₂(abs), på denne måten kan man sørge for at det tas opp CO₂ i absorberen og frigis CO₂ i stripperen. I absorberen sendes en gass som inneholder CO₂ og avkjølt MEA-løsning inn i hver sin ende av en kolonne. En lengre kolonne gir større kontaktflate mellom MEA-løsningen og gassen, dette er ønskelig for at mest mulig CO₂ skal absorberes.

Den mettede MEA-løsningen varmes opp før den sendes inn i stripperen, her damper CO₂ og H₂O av, før den strippede MEA-løsningen kokes for at likevekt 2 skal skyves mer mot dannelsen av CO₂(g), slik at det skal være minst mulig CO₂ i løsningen som til slutt sendes tilbake mot absorberen.

2.3 Viktige faktorer og utfordringer i prosessen

Med en slik prosess vil det være noen faktorer som spiller en større rolle enn andre, samtidig som at det kommer noen prosessmessige utfordringer med på kjøpet. Her kommer et utvalg viktige betingelser man må tenke over dersom målet er å lage et anlegg med hensikt om å rense CO₂ fra en gassblanding ved hjelp av kjemisk absorpsjon.

Dette er en prosess som krever stort areal dersom CO₂-fangsten skal være effektiv; absorberen og separatoren må være veldig store for å kunne tåle strømmer på mange hundre kilo med kjemikalier. Det har også kommet fram fra utregningene at varmeveksleren V-1 må ha et areal på 53 m², så mange av komponentene krever stor plass for å kunne drive

rensing av CO_2 på stor skala. Når det er snakk om plassbruk vil også hvilken massestrøm av CO_2 man tar inn i føden være en begrensing, da man med veldig mye CO_2 også vil trenge mer absorpsjonsmiddel for å fange opp denne mengden. Det vil føre til at rørsystemet og de forskjellige komponentene vil måtte kunne romme større masse- og volumstrømmer som gjør kostnaden og arealbruken til anlegget større. Det vil lønne seg å finne en løsning som maksimerer effektiviteten uten at omkostningene og arealbruken blir for stor.

I tillegg til stort arealbruk, vil energiforbruk i de ulike komponentene også være noe å tenke over. Både pumpen, kompressorer og kokere/kjølere i anlegget krever energi. Eksempelvis er energiforbruket for kokeren 81.29 som er en energikostnad man er nødt til å ta hensyn til. Et annet poeng er hvor denne energien kommer fra. Dersom man skal drive med rensing av CO_2 , er det lite hensiktsmessig å produsere energi fra fossile kilder for å drive anlegget.

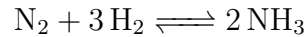
I denne prosjektoppgaven er det absorpsjon av CO_2 ved hjelp av MEA-løsning som undersøkes, og når man bruker kjemisk absorpsjon vil det alltid være noen spørsmålsteget rundt hvor godt kjemikaliene som brukes holder seg over tid. Kjemikaliet som brukes til å absorbere CO_2 kan over tid slutte å absorbere CO_2 eller begynne å danne aerosoler som kan være skadelige. For å bytte ut absorpsjonsstoffet er det mulig å vaske det ut av absorbereren ved hjelp av en syrevask. (*Muntlig samtale ved ekskursjon på CO_2 -anlegg på Tiller, 2017*)

Man vet enda ikke sikkert hvilket stoff som egner seg best til å absorbere CO_2 , men ved anlegget på Tiller forskes det på hvilke stoff som tar opp mye CO_2 , altså hvilke som har god loading. Resultater til nå viser at diverse aminer har relativt god loading, og dette er noe av grunnen til at det er absorpsjon med MEA som undersøkes i denne oppgaven. Reaksjon 2 viser at man trenger 2 mol MEA for hvert mol CO_2 som skal reagere, så selv om MEA er et av de beste kjemikaliene til å absorbere CO_2 som har blitt funnet, er det fortsatt en utfordring å finne stoffer som kan ta absorberere CO_2 enda mer effektivt.

MEA er et stoff som produseres gjennom følgende reaksjon:



NH_3 inngår altså som reaktant i denne reaksjonen, og NH_3 må utvinnes fra Haber-Bosch-prosessen;



som er en prosess med hydrogengass som reaktant, et stoff som ofte fremstilles ved dampreforming og slipper ut CO_2 . Det betyr at til grunne for produksjonen av MEA ligger det ofte bruk av fossile kilder for å fremstille hydrogen, som slipper ut mye CO_2 . Det finnes også andre måter å fremstille hydrogen på, som for eksempel elektrolyse av vann, men det er dampreforming som per dags dato er den mest brukte og billigste kilden til hydrogengass. Dette er en svakhet i et anlegg som skal rense CO_2 , nemlig at man bruker naturgass for å fremstille kjemikaliene som skal absorbere CO_2 . Det blir da viktig at kjemikaliet som er i bruk er i stand til å ta opp mye CO_2 over tid slik at det ikke må produseres nye mengder stadig vekk. Likevel er hydrogengass og hydrogen som energibærer et felt det kommer til å arbeides mye med de neste årene, så det finnes muligheter for at hydrogengassproduksjonen også blir grønnere i fremtiden. (Kalamaras & Efstathiou, 2013), (Luis, 2016)

3 Metode

3.1 Valg av basis

Massebasis er brukt i alle utregninger både i massebalanser og energibalanser. Dette er fordi mesteparten av dataene for systemet er oppgitt på vektbasis, data oppgitt på molbasis blir omgjort på vanlig måte.

3.2 Utledning av likning for loading

Henrys lov for systemet er definert som:

$$p_{\text{CO}_2} = K_H [\text{CO}_2] \quad (3)$$

Der p_{CO_2} er partialtrykket til CO_2 løst i gassfasen, K_H er en systemspesifikk konstant og $[\text{CO}_2]$ er konsentrasjon av CO_2 løst i væskefasen. Vi skal nå vise at partialtrykket av CO_2 i gassfase kan uttrykkes ved:

$$p_{\text{CO}_2} = \frac{K_H \alpha^2}{K_2 (1 - 2\alpha)^2} \quad (4)$$

Reaksjonsskjema for reaksjon (2):

Tabell 1: Denne tabellen viser reaksjonsskjemaet for reaksjon 2

	$\text{CO}_2(\text{aq})$	MEA	$\text{HO}(\text{CH}_2)_2\text{NCOO}^-$	$\text{HO}(\text{CH}_2)_2\text{NH}_3^+$
Før	$[\text{CO}_2]_0$	$[\text{MEA}]_0$	0	0
Endring	-x	-2x	x	x
Etter	$[\text{CO}_2]_0 - x$	$[\text{MEA}]_0 - 2x$	x	x

Merk at $x = [\text{CO}_2]_{\text{abs}}$

Likvevektsuttrykket for reaksjon 2 er:

$$K_2 = \frac{[\text{HO}(\text{CH}_2)_2\text{NH}_3^+][\text{HO}(\text{CH}_2)_2\text{NCOO}^-]}{[\text{CO}_2(\text{aq})][\text{HO}(\text{CH}_2)_2\text{NH}_2]^2} \quad (5)$$

Setter inn data fra reaksjonsskjema:

$$K_2 = \frac{[\text{CO}_2]_{\text{abs}}^2}{[\text{CO}_2] ([\text{MEA}]_0 - 2[\text{CO}_2]_{\text{abs}})^2} \quad (6)$$

Ved å gange med Henrys konstant og omforme uttrykket får vi at:

$$p_{\text{CO}_2} = \frac{K_H \cdot [\text{CO}_2]_{\text{abs}}^2}{K_2 ([\text{MEA}]_0 - 2[\text{MEA}]_{\text{abs}})^2} = \frac{K_H \alpha^2}{K_2 (1 - 2\alpha)^2} \quad (7)$$

3.3 Massebalanser og energibalanser for strømmene i prosessen

3.3.1 Massebalanser

Ved å systematisk utlede massebalanser over de forskjellige komponentene i systemet kan vi formulere likninger som gjør det mulig å bestemme total massestrøm og sammensetning av de ukjente strømmene. Massebalansene er utledet over 2 forskjellige kontrollvolum (se figur 1). Kontrollvolum 1 over absorberer, og kontrollvolum 2 over stripperen. Både i stripperen og absorberer inngår flere av komponentene i kjemiske reaksjoner. Massebalansene blir i begge tilfeller på formen:

$$UT = INN + DANNET$$

CO₂ tas opp i MEA-løsningen etter reaksjonslinkingene 1 og 2. I disse reaksjonslikningene inngår til sammen 5 komponenter:

CO_{2(g)}, CO_{2(aq)}, HO(CH₂)₂NH_{2(aq)}, HO(CH₂)₂NH_{3⁺aq} og HO(CH₂)₂NCOO⁻_(aq). Massebalansene kan forenkles ved å se bort fra at CO₂ reagerer med MEA og danner nye stoffer, men heller betrakte både CO₂ og MEA som inerte. Med andre ord betrakter vi strømmen av CO₂ og strømmen av MEA som separate strømmer. Dette er mulig å gjøre fordi MEA-løsningen aldri forlater systemet, dermed er det irrelevant om MEA foreligger på formen HO(CH₂)₂NH_{3⁺aq}, eller HO(CH₂)₂NCOO⁻_(aq). Ved denne tilnærmingen får massebalansene formen:

$$UT = INN$$

Massebalansene over absorberer blir:

$$(I) \quad m_4\omega_4^{CO_2} + m_2\omega_2^{CO_2} = m_1\omega_1^{CO_2} + m_3\omega_3^{CO_2}$$

$$(II) \quad m_4\omega_4^{MEA} + m_2\omega_2^{MEA} = m_1\omega_1^{MEA} + m_3\omega_3^{MEA}$$

$$(III) \quad m_4\omega_4^{H_2O(g)} + m_2\omega_2^{H_2O(g)} = m_1\omega_1^{H_2O(g)} + m_3\omega_3^{H_2O(g)}$$

$$(IV) \quad m_4\omega_4^{O_2} + m_2\omega_2^{O_2} = m_1\omega_1^{O_2} + m_3\omega_3^{O_2}$$

$$(V) \quad m_4\omega_4^{N_2} + m_2\omega_2^{N_2} = m_1\omega_1^{N_2} + m_3\omega_3^{N_2}$$

Massebalansene over stripperen blir:

$$(VI) \quad m_9 \omega_9^{CO_2} + m_6 \omega_6^{CO_2} = m_5 \omega_5^{CO_2}$$

$$(VII) \quad m_9 \omega_9^{MEA} + m_6 \omega_6^{MEA} = m_5 \omega_5^{MEA}$$

For å få et løsbart likningssystem implementeres capture rate, og andre opplysninger om strømmene som likninger:

$$(VIII) \quad m_4 = m_5$$

$$(IX) \quad m_3 = m_6$$

$$(X) \quad \omega_5^{MEA} = \omega_4^{MEA}$$

$$(XI) \quad \omega_6^{MEA} = \omega_3^{MEA}$$

$$(XII) \quad \omega_4^{CO_2} + \omega_4^{H_2O} + \omega_4^{O_2} + \omega_4^{N_2} + \omega_4^{MEA} = 1$$

$$(XIII) \quad \omega_3^{CO_2} + \omega_3^{H_2O} + \omega_3^{O_2} + \omega_3^{N_2} + \omega_3^{MEA} = 1$$

$$(XIV) \quad m_2 \omega_2^{CO_2} = (1 - \omega_{capture}) m_1 \omega_1^{CO_2}$$

Kjent informasjon

- Størrelse og sammensetning av strøm 1.
- Sammensetning av strøm 9.
- Loading, og dermed vektfraksjon CO₂ i alle strømmene.
- Capture rate.

Ved hjelp av massebalanser og gitte opplysninger har vi nå et løsbart likningssystem med 14 likninger og 14 ukjente. Modellen massebalanser.py (se vedlegg ??) er brukt til å løse likningssystemet numerisk, resultatene ligger i tabell 2.

3.3.2 Energibalanser

Det antas stasjonær prosess, altså ingen akkumulering i systemet vårt. Energibalansen bli så på formen (Skogestad, 2009b):

$$\boxed{H_{ut} - H_{inn} = Q + W_s} \quad (8)$$

Her neglisjeres potensiell og kinetisk energi, og annet arbeid antas å være lik 0.

Pumpen P-1 (se figur 1) er det eneste stedet hvor det utføres akselarbeid på systemet, men i følge oppgitte data øker ikke pumpen trykket i strøm 4. Akselarbeidet er dermed lik 0. Dette er selvfølgelig ikke riktig, men det kan tolkes som at energien som pumpen tilfører systemet er neglisjerbar. Energibalansen for hele systemet blir så:

$$\boxed{H_{ut} - H_{inn} = Q} \quad (9)$$

Videre antar vi at systemet er isolert, og at varme kun tilføres gjennom varmevekslerne. Imidlertid viser energibalansen over absorberen at omtrent 5.5 MW varme går tapt til omgivelsene, her er funksjonen `enthalpy.Hf.strom()` brukt (se ??). Likevel er antakelsen om at systemet er isolert akseptabel, da 5.5 MW er lite i forhold til størrelsen på massestrømmene.

3.4 Energiforbruk i stripper

3.4.1 Kjøler V-3

Kjøler V-3 kjøler ned strøm 8 for å kondensere ut vanndamp, samt effektivisere kompresjonen av CO₂ i strøm 9. Strøm 8 består kun av vanndamp og CO₂, dette vet vi fordi MEA ikke fordampes, og strøm 9 består av ren CO₂. Det antas at all CO₂ fra strøm 12 går ut i strøm 9. Ved denne antakelsen må mengden CO₂ i strøm 8 være lik mengden CO₂ i strøm 9. Når vi vet molfraksjonen av CO₂ i strøm 8 kan vi bestemme total massestrøm og sammensetning av strøm 8, og dermed også strøm 12. Bestemmer først stoffmengde CO₂:

$$n_{\text{CO}_2} = \frac{m_9}{M_{\text{CO}_2}} = \frac{102.77 \text{ kg/s}}{44.01 \times 10^{-3} \text{ kg/mol}} = 2335.15 \text{ mol}$$

Total molstrøm blir:

$$n_{\text{tot}} = \frac{n_{\text{CO}_2}}{x_{\text{CO}_2}} = \frac{2335.15 \text{ mol}}{0.7} = 3335.93 \text{ mol}$$

Stoffmengden vann er da:

$$n_{\text{H}_2\text{O}} = n_{\text{tot}} - n_{\text{CO}_2} = 1000.78 \text{ mol}$$

Gjør om til vektbasis, data for strøm 8 blir da:

$$m_8 = 120.83 \text{ kg}, \quad \omega_8^{\text{CO}_2} = 0.149, \quad \omega_8^{\text{H}_2\text{O}} = 0.851$$

Nå kan energiforbruket i kjøleren beregnes. Ved å anta stasjonær prosess, blir energibalansen

$$\begin{aligned} H_{12} &= H_8 + Q \\ \Delta H &= Q \end{aligned} \tag{10}$$

der Q er definert som varme tilført systemet. Beregningen forenkles ved å betrakte strøm 8 og 12 som 2 separate strømmen, en med ren CO_2 og en med ren H_2O , vi får:

$$\Delta H_{\text{CO}_2} + \Delta H_{\text{H}_2\text{O}} = Q \tag{11}$$

Entalpiendringen for CO_2 strømmen er gitt ved $m c_p \Delta T$ da varmekapasitet for gasser antas konstant. Ved å utnytte at entalpi er en tilstandsfunksjon kan beregningen av entalpiendringen til vannstrømmen forenkles ved delprosessmetoden. Entalpiendringen blir så summen av følgende tenkte delprosesser:

1) Nedkjøling av vanndamp fra 395 til 298 kelvin (ΔH_1).

$$\Delta H_1 = m c_p \Delta T \tag{12}$$

2) Kondensering av vann ved 298 kelvin (ΔH_2).

$$\Delta H_2 = m \Delta h_{\text{con}} \tag{13}$$

3.4.2 Koker V-4

Som vi ser i Figur 1, kan vi velge å se på strøm 5 som strømmen som kommer inn i det røde kontrollvolumet, mens strøm 6 og 9 går ut av det. Dette kan vi også gjøre når vi skal beregne energiforbruket i kokeren. Vi velger da å dele Q for denne prosessen inn i Q_1 og Q_2 , hvor Q_1 er energiforbruket til kjøler V-3, mens Q_2 da blir vår ukjente, som altså er

energien som blir brukt i koker V-4.

Q_1 , som var energiforbruket i kjøler V-3, har vi allerede beregnet over. For å nå beregne Q_2 kan vi bruke at

$$H_{inn} + Q = H_{ut} \quad (14)$$

I denne situasjonen får vi spesifikt at

$$H_5 + Q_1 + Q_2 = H_6 + H_9 \quad (15)$$

enthalpy.Hf.strom()-funksjonen, som ligger vedlagt, gir oss entalpien for alle strømmene i systemet. Dermed har vi selvfølgelig også entalpiene for strøm 5, strøm 6 og strøm 9. Dette gjør at vi kun står igjen med Q_2 som ukjent.

$$Q_2 = H_6 + H_9 - (H_5 + Q_1) \quad (16)$$

3.5 Varmeveksling i prosessen

3.5.1 Varmeveksler V-1

Varmeveksleren V-1 utnytter temperaturforskjeller innad i strømmene for å kjøle strøm 6 og varme strøm 4 slik at man slipper å bruke strømmen fra utsiden av prosessen til varmeveksling. Både strøm 4 og strøm 6 består av en blanding av CO_2 , vann og MEA. Det er et poeng å få varmet opp strøm 4 før den skal inn i stripperen, for at mest mulig vann og CO_2 skal fordampe, slik at MEA blir skilt fra gassen. Samtidig burde strøm 6, som kommer fra kokeren V-4 kjøles ned før den skal inn i absorberer fordi likevekten 2 forskyves mot høyre ved lavere temperaturer. Da en faktor for avviket fra ideell strøm ikke er oppgitt, og en motstrøms varmeveksler generelt er mer effektiv enn en medstrøms varmeveksler, er beregningene gjort med utgangspunkt i en ideell motstrøms varmeveksler.

For å finne varme overført, den ukjente temperaturen i strøm 7 og arealet varmeveksleren trenger, har det blitt laget et python-script som skal finne disse verdiene, varmeveks-

lerV1.py (se vedlegg ??). For å finne disse ukjente verdiene måtte først energibalansen for varmeveksleren utledes:

$$Q = H_{ut} - H_{inn}$$

$$Q = m_c \cdot C_{p_c} \cdot (T_{c,ut} - T_{c,inn}) \quad (17)$$

Den samme likningen kan brukes for energibalansen på varm side, bare at varme overført får motsatt fortegn når man bruker temperaturer, massestrøm og varmekapasitet for den varme strømmen.

Både den kalde og varme strømmen består av en viss mengde MEA, vann og CO₂, og varmekapasiteten for denne strømmen er gitt ved:

$$C_{p,sol} = (1 - \omega_{MEA})C_{p_{H_2O}} + \omega_{MEA}C_{p_{MEA}} + \omega_{MEA}(1 - \omega_{MEA})(A_s + B_s * T + C_s\omega_{MEA}((T - 273.15)^{-1.5859})) \quad (18)$$

Dette er imidlertid kun varmekapastitet for en viss temperatur, og for utregningen over en varmeveksler trengs midlere varmekapastitet over en temperaturendring. For å finne denne må vi integrere uttrykket i likning 18. Til dette brukes funksjonen quad fra scipy.integrate-pakken. Koden for integralet er gitt i vedlegg ??, i fila heat_cp.py.

Quad er en funksjon som integrerer et uttrykk numerisk fra en start til en sluttverdi, ved hjelp av trapesmetoden. I dette tilfellet får den inn uttrykket for varmekapastitet 18 som er en funksjon av temperatur. Funksjonen tar også inn start- og sluttverdien den skal integrere over. Quad returnerer da en tuple med to elementer; tallsvaret på det bestemte integralet, og feilestimatet som vanligvis er en neglisjerbar liten verdi. Det første elementet i tuplen brukes altså videre i utregningene.

I tillegg er sammenhengen mellom varme overført, areal, oppgitt varmeoverføringskonstant U og logaritmisk gjennomsnittlig temperaturendring gitt ved:

$$Q = U A \Delta T_{lm} \quad (19)$$

Hvor ΔT_{lm} for en ideell motstrøms varmeveksler er gitt ved:

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_{h,inn} - T_{c,ut}) - (T_{h,ut} - T_{c,inn})}{\ln((T_{h,inn} - T_{c,ut})/(T_{h,ut} - T_{c,inn}))} \quad (20)$$

Da har vi våre to likninger, altså likning 17 og 19 med to ukjente, temperatur på varm utstrøm og areal på varmeveksler.

Likningene løses i python ved likningsløseren `scipy.optimize.root()`. Hovedtanken bak scriptet (vedlegg ??) er å først bruke gjetningene for temperaturen til den varme utstrømmen til å beregne estimer for varmekapasitet i den varme strømmen, samt logaritmisk midlere temperaturdifferanse. Dette kan gjøres fordi disse to verdiene har alle andre parametre som kjente, og står derfor igjen som funksjoner av temperaturen til den varme utstrømmen. Likningsløseren itererer over disse verdiene for ΔT_{lm} og C_{p_h} og finner ut hvilke som passer for at alle betingelsene i likningssettet skal gå godt overens. Løseren gir ut en liste med to elementer, en verdi for temperaturen til strøm 7 og en verdi for arealet til varmeveksleren.

3.5.2 Kjøler V-2

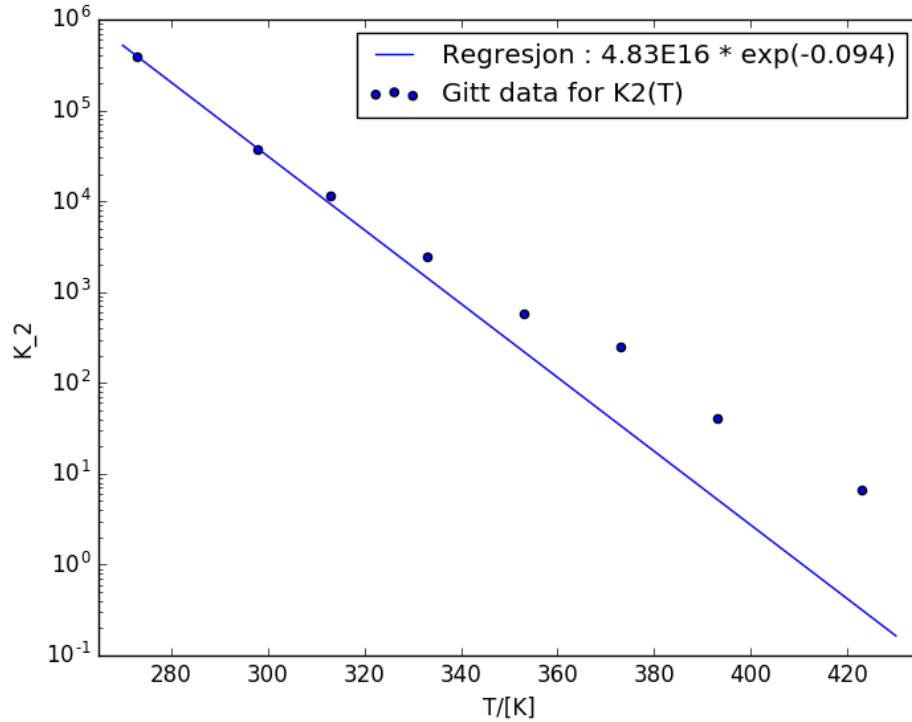
Kjøler V-2 tar inn strøm 7 som kommer ut fra varmeveksler V-1, som skal kjøles ytterligere. Som nevnt skjer denne kjølingen for at MEA-løsningen skal kunne ta opp mest mulig CO_2 , da likevekt 2 går mot produktet ved lavere temperaturer. Dette kan vises ved å se på spontaniteten til reaksjonen gjennom Gibbs fri energi og figur 2 som viser verdier til K for reaksjonen ved ulike temperaturer. Gibbs fri energi kan skrives slik (Skogestad, 2009a):

$$\Delta G^\circ = -RT \ln K \quad (21)$$

Spontaniteten til reaksjonen øker med lave verdier for ΔG , og fordi K øker såpass mye ved synkende temperatur, vil reaksjonen bli mer spontan ved lave temperaturer enn høye temperaturer.

Mye info om denne varmeveksleren er allerede kjent, det er kun massen av kaldt vann som trengs for å kjøle som er ukjent. Python brukes til å finne denne massestrømmen (vedlegg ??) ved å importere resultater fra V-1 og bruke energibalansen for kald side, gitt

ved likning 17 for å finne masse kald strøm som er nødvendig.



Figur 2: Regresjon av K for reaksjon 1, som funksjon av temperatur.

3.6 Kompresjon av produktstrom

Til beregning av kompresjon av produktstrømmen ble følgende likninger brukt (Skogestad, 2009c):

Temperaturendring ved adiabatisk kompresjon :

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{R}{C_p}} \quad (22)$$

Reversibelt arbeid ved adiabatisk kompresjon:

$$W_s^{rev} = C_p(T_2 - T_1) \quad (23)$$

Reelt arbeid ved virkningsgrad η :

$$W_s = \frac{W_s^{rev}}{\eta} \quad (24)$$

Ved å løse likning 22, 23 og 24 med hensyn på T_2 får vi temperatur til en gass med konstant varmekapasitet C_p som komprimeres fra p_1 til p_2 av en kompressor med virkningsgrad η :

$$T_2 = \frac{T_1}{\eta} \left(\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{R}{C_p}} - 1 \right) + T_1 \quad (25)$$

Ved å løse de samme likningene mhp. arbeid får vi akselarbeid ved kompresjon med virkningsgrad η av en gass med konstant varmekapasitet C_p fra p_1 til p_2 :

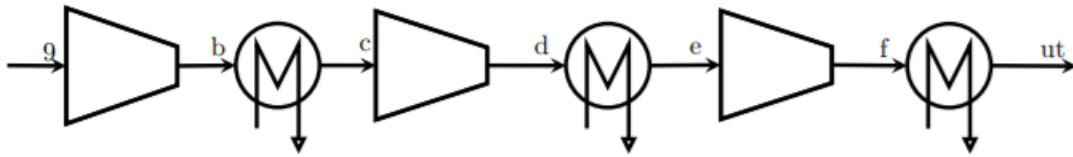
$$W_s = \frac{T_1 C_p}{\eta} \left(\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{R}{C_p}} - 1 \right) \quad (26)$$

Varme tilført ved kjøling av en gass med konstant varmekapasitet C_p er gitt ved:

$$Q = C_p(T_2 - T_1) \quad (27)$$

Likning 25, 26 og 27 er brukt til å lage modulen compressor.py (se vedlegg ??).

3.6.1 Kompresjon i tre steg



Figur 3: Trestegs-kompresjon med mellomkjøling (*TKP4120 Prosjektoppgave CO₂-fangst*, 2017)

Akselarbeidet som kreves for å komprimere CO₂-gassen skal beregnes for både ettstegs- og trestegs-kompresjon. Ved å komprimere CO₂ gassen i flere steg med mellomkjøling reduseres det totale akselarbeidet som kreves. Det reversible akselarbeidet ved kompresjon

av ideell gass er gitt ved (Skogestad, 2009c):

$$W_s^{rev} = \int_{p_1}^{p_2} V dp \quad (28)$$

Ved å bruke mellomkjøling minker volumet av gasstrømmen etter den ideelle gasslikningen: $V = \frac{nRT}{p}$. Dermed vil også det reversible akselarbeidet $\int V dp$ bli mindre. Reelt akselarbeid er gitt ved $\frac{W_s^{rev}}{\eta}$ og minker tilsvarende.

3.6.2 Kompresjon i ett steg

For adiabatisk kompresjon i ett steg, altså uten kjøling, kreves større akselarbeid enn ved kompresjon i flere steg med kjøling. Dette kan forklares ved at volumet av gassen gitt ved $V = \frac{nRT}{p}$ er større enn for en gass som kjøles. Når volumstrømmen, V , øker kreves også større akselarbeid, da akselarbeidet er gitt ved

$$W_s = \frac{1}{\eta} \int_{p_1}^{p_2} V dp \quad (29)$$

4 Resultater og diskusjon

4.1 Prosessdata ved gitte betingelser

Tabell 2: Data for hovedstrømmer i post-combustion CO₂-fangst.

Strøm	Beskrivelse	Massefraksjon									
		T	p	h	m	Gass				Væske	
		[°C]	[bar]	[kJ]	kg s ⁻¹	CO ₂	H ₂ O	N ₂	O ₂	MEA-løsn.	CO ₂
1	Gassblanding inn i syst.	40	1	-1315346.2	850	0.13	0.03	0.755	0.085	0	0
2	Gassblanding ut av syst.	40	1	-398684.41	746.41	0.010363	0.034163	0.85978	0.096796	0	0
3	Kald strøm 7	40	1	-20923484	1570.5	0	0	0	0	0.95028	0.049717
4	MEA m/ abs. CO ₂ ut av K-1	52	1	-21779220	1673.3	0	0	0	0	0.89192	0.10808
5	Varmere strøm 4 m/ høyere trykk	113	2	-21497514	1673.3	0	0	0	0	0.89192	0.10808
6	Strippet MEA-løsn.	122	2	-20553659	1570.5	0	0	0	0	0.95028	0.049717
7	Avkjølt strøm 6	57	2	-20836848	1570.5	0	0	0	0	0.95028	0.049717
8	CO ₂ og H ₂ O ut av K-2	122	2	-1144226.4	120.83	0	0.149	0	0	0	0.851
9	Ren CO ₂ ut av syst.	25	2	-917999.75	102.77	1	0	0	0	0	0

4.1.1 Massefraksjoner

De beregnede massefraksjonene er lagt inn i tabell 2, sammen med de som var en del av de gitte betingelsene. Om vi legger sammen tallene for massefraksjoner på hver rad i tabellen

får vi alltid ~ 1 , og de små avvikene som dukker opp er der på grunn av avrundinger. Generelt ser man fordelingen av stoffer i de ulike strømmene veldig godt ved hjelp av tabell 2.

4.1.2 Massestrømmer

Resultatene av massestrømmene er gitt i tabell 2. Her vises det at mye av fødestrømmen går rett ut av absorberen, slik den skal. Det er kun CO_2 som blir tatt opp av MEA-løsningen og går videre i systemet. Massen ut av absorberen er større enn fødestrømmen, og det er logisk ettersom MEA-løsningen er i væskeform og det trengs mye av den for å ta opp nok CO_2 .

Videre en massestrømmen naturligvis bevart over varmeveksleren før den går inn i stripperen. Ut av stripperen kommer 102 kg/s av CO_2 ut av strøm 9, mens det går 1570 kg/s strippet MEA-løsning til kokeren og ut i strøm 6. Det eneste som skjer i stripperen er som nevnt tidligere at CO_2 og H_2O damper av fra MEA-løsningen, derfor er det logisk at summen av massestrømmene ut av stripperen er lik massestrømmen inn i stripperen.

Massen CO_2 som går ut av systemet i strøm 9 var altså omtrent lik differansen mellom strøm 3 og strøm 4. Altså er det noen gram CO_2 det er usikkert hvor har blitt av, men ved nærmere kontrollregning viser det seg at dette skyldes små avrundingsfeil i tabellen, fullstendige tall fra simulatoren (??) gir:

$$\begin{aligned} m_4 &= 1673.25067876 \text{ kg s}^{-1} \\ m_3 &= 1570.48567876 \text{ kg s}^{-1} \\ m_9 &= m_4 - m_3 = 102.765 \text{ kg s}^{-1} \end{aligned} \tag{30}$$

4.1.3 Entalpier

Entalpier i strømmene er gitt i tabell 2. Disse verdiene representerer entalpiendringer i strømmene med utgangspunkt i referansetilstanden 298 K og trykk på 1 atm. Det finnes noen ganske store forskjeller på verdiene innad i strømmene, for eksempel mellom strøm 1 og strøm 4, inn og ut av absorberen. Dette kommer av at strøm 4 inneholder mye MEA-løsning, vann og CO_2 som har høyere dannelsesentalpi enn gasser som nitrogen og oksygen som har dannelsesentalpi lik 0. Samtidig har strøm 4 en større massestrøm enn

strøm 1. Det gir mening at strøm 4 og 5 har omtrent lik entalpi, da strømmen bare har gått gjennom en varmeveksler og temperaturen er omtrent 60°C høyere.

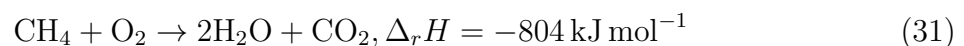
At størrelsesordenen på entalpiene er oppe i -20 MJ kan forklares ved at vann og MEA-løsningen har høye verdier for ΔH_f , men det er mest fordi massestrømmene er veldig store, og entalpien i tabell 2 er ikke gitt per kilogram, men som total entalpi i hver strøm.

4.1.4 Oppsummering

Resultatene som er gitt i tabell 2 er altså ikke urimelige. Massefraksjonene summeres alltid opp til 1, og det er ingen komponenter som er på avveie, altså i en strøm hvor de ikke ble forventet å dukke opp. Massestrømmene er store, og det er som forventet ut i fra størrelsen på innstrømmen, som tross alt er en gassblanding på 850 kg/s. Strømmene er i alle fall i samme størrelsesorden, og at strøm 9 er veldig lav i forhold til de andre er også greit, fordi det er strømmen av rensset CO₂ som går ut av systemet. Massen er bevart når man ser på systemet som helhet, og mengden CO₂ som strippest og absorberes er lik.

Entalpiene i strømmene får store verdier på grunn av store massestrømmer og høye verdier for dannelsesentalpi. En gjennomgående trend er at strømmer som inneholder MEA-løsning har større entalpi enn de andre, og dette er både fordi disse strømmene har større masse og fordi løsningen har relativt høy ΔH_f . Selv om entalpiene er store, er ikke størrelsen på dem urimelig ettersom massestrømmene er så store. Samtidig er de passe store i forhold til hverandre, med gasstrømmer med litt mindre entalpi enn væskestrømmene, som er omtrent like hverandre.

For å se på hvordan de verdiene vi har ser ut i forhold til virkelige kraftanlegg ble følgende raske beregninger gjort: Forbrenning av CH₄ går etter reaksjonen



CO₂ har en molmasse på 44.6 g mol⁻¹ (Blackman, 2014). Dette gir at reaksjonsentalpien per kilo CO₂ blir:

$$\frac{-804 \text{ kJ mol}^{-1}}{44.6 \times 10^{-3} \text{ kg mol}^{-1}} \approx -18\,000 \text{ kJ kg}^{-1} \quad (32)$$

Ved å gange denne med massestrømmen av CO₂ fra tabell 2 får vi at et gasskraftverk

som brenner ren CH_4 , har en 100% virkningsgrad og produserer den mengden CO_2 vi har i fødestrømmen vil ha en effekt på ca. 1980 MW.

4.2 Energiforbruk i stripper med tilhørende kjøler og koker

4.2.1 Kjøler V-3

Som beskrevet i 3.4.1 beregnes energiforbruket som summen av entalpiendringene til vann og karbondioksid i strømmen, hvor entalpiendringen til vann beregnes ved hjelp av delprosessmetoden.

$$\Delta H_{\text{CO}_2} = m c_p \Delta T = 102.77 \text{ kg s}^{-1} \cdot 0.868 \text{ J kg}^{-1} \text{ K} \cdot = -8652 \text{ kJ s}^{-1}$$

$$\Delta H_1 = m c_p \Delta T = 18.06 \text{ kg s}^{-1} \cdot 1.866 \text{ kJ kg}^{-1} \cdot = -3286 \text{ kJ s}^{-1}$$

$$\Delta H_2 = m \Delta h_{\text{con}} = 18.06 \text{ kg} \cdot -2442 \text{ kJ kg}^{-1} = -44\,096 \text{ kJ s}^{-1}$$

$$\Delta H_{\text{H}_2\text{O}} = H_1 + H_2 = -47\,382 \text{ kJ s}^{-1}$$

Varmen tilført systemet er etter likning 11

$$Q_{V-3} = \Delta H_{\text{CO}_2} + \Delta H_{\text{H}_2\text{O}} = -47\,382 \text{ kW} - 8652 \text{ kW} = -56.03 \text{ MW}$$

Energiforbruket i kjøleren er altså 56.03 MW.

Merk at energiforbruket her er definert som varme overført til kjølemediet. Det er ikke spesifisert i oppgaven om kjøleren er en varmepumpe, eller om kjølevann hentes fra en annen kilde.

4.2.2 Koker V-4

Totalt energiforbruk i kokeren V-4 finner vi ved å bruke kjøre funksjonen `enthalpy.get_heat_V4()` (se vedlegg ??). Den returnerer

$$Q_{V-4} = 81.89 \text{ MW} \tag{33}$$

Kokeren tilfører altså 81.89 MW til systemet.

4.3 Varmeveksling i prosessen

4.3.1 Varmeveksler V-1

Etter at kodesnutten varmevekslerV1.py (vedlegg ??) kjørte, ble følgende verdier for temperatur i strøm 7 og areal gitt:

$$T_7 = 330 \text{ K} = 57^\circ\text{C}$$

$$\text{Areal} = 53 \text{ m}^2$$

Temperaturdifferansen mellom strøm 4 og 5 er 61 K, mens differansen mellom 6 og 7 blir da 65 K. Dette viser at strøm 6 har blitt nedkjølt omtrent like mye som strøm 4 har blitt varmet, så dette er et godt tegn da strømmene består av de samme komponentene med litt forskjellig vektfraksjoner. 57°C er altså absolutt ikke et urimelig estimat av temperaturen i strøm 7. Arealet til varmeveksleren ble beregnet til 53 m^2 . Det er tross alt over 1500 kg/s i hver strøm som skal varmeveksle, så at man trenger stort areal for å gjennomføre disse relativt store temperaturendringene er logisk.

Denne varmeveksleren er en god ressurs fordi den ikke trenger å tilføres energi, den utnytter bare temperaturforskjellene i strømmene innad i systemet. Dette gjør at man bruker mindre energi både til å kjøle ned løsningen i V-2 før den går inn i absorberen, og til å varme opp løsningen i stripperen. For å øke effektiviteten til denne varmeveksleren kan man øke arealet slik at man får mer varme overført. Det vil selvfølgelig kreve større plass og føre med seg noen økonomiske kostnader, og da er spørsmålet hvor mye man vil ofre for å få effekten litt bedre.

4.3.2 Kjøler V-2

For kjøleren V-2 var det kun nødvendig massestrøm av kaldt vann for å kjøle blandingen av MEA, vann og CO_2 som var ukjent etter at beregningene for V-1 var fullført. Denne massestrømmen ble beregnet til:

$$m_c = 1454 \text{ kg/s}$$

Vannet som blir brukt til nedkjøling starter her på 3°C , og øker til 20°C . Det er logisk at man trenger store mengder kaldt vann for å kjøle løsningen omtrent 20°C , det er tross

alt en massestrøm på 1570 kg/s som skal kjøles. For denne kjøleren er det gunstig om løsningen som kommer ut fra varmeveksler V-1 er nedkjølt så mye som mulig, så V-2 slipper å gjøre alt arbeidet, spesielt siden det må tilføres energi utenfra for nedkjølingen, med mindre man har en naturlig kilde til kaldt vann i nærheten.

4.4 Kompresjon av CO₂

Da funksjonen `compressor.trestegskompresjon()` (se vedlegg ??) ble kjørt returnerte den følgende data:

W_s	7403 kW kg^{-1}
Q	-7212 kW kg^{-1}
T_b	355 K
T_d	361 K
T_f	381 K

Tabell 3: Data for trestegskompresjon av produktstrøm til 20 bar med mellomkjøling til 303 K ved henholdsvis 4 bar og 8 bar, samt kjøling av komprimert gass til 303 K

Funksjonene `T_out()`, `shaftWork()` og `cooling()` (se vedlegg ??) ble brukt for å finne data for ettstegskompresjon, og de returnerte følgende data:

W_s	8713 kW kg^{-1}
Q	-8510 kW kg^{-1}
T_b	526 K

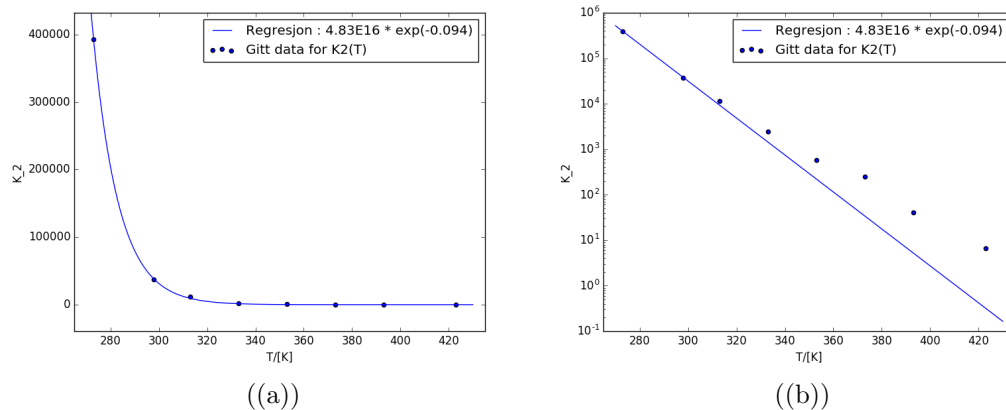
Tabell 4: Data for ettstegskompresjon av produktstrøm til 20 bar og påfølgende kjøling til 303 K

Hvis man sammenligner informasjonen i tabell 3 og 4, ser man ganske tydelig at trestegskompresjon er mer effektivt enn ettstegskompresjon. Akselarbeidet er lavere, kjølebehovet er lavere og temperaturene i alle komponentene, som her er kompressorer, er lavere. Dermed virker det som at det vil kreve mindre energi å komprimere CO₂ ved hjelp av trestegskompresjon. Dette er en klar positiv side ved denne måten å komprimere på. Problemet med denne typen kompresjon, i forhold til ettstegskompresjon, er at den vil kreve mer plass i systemet. I tillegg er det et mer komplisert system med flere komponenter som

må vedlikeholdes. Det må altså gjøres en vurdering av nytte og kostnader ved de to kompressortypene når et slikt fangstanlegg skal bygges.

4.5 Partialtrykk av CO₂ i gassfase

CO₂ i gassfase ligger i likevekt med CO₂ løst i væskefase, som i tur ligger i likevekt med CO₂ absorbert i MEA-løsning. Forholdet mellom disse kan beskrives av Henrys lov (3). For å kunne plote funksjoner som tok inn likevektskonstanten for absorpsjon av CO₂ i MEA-løsning $K_2(T)$ ble `scipy.optimize.curve_fit()` (se vedlegg ??) brukt for å approksimere de gitte dataene. Det gav følgende regresjon:



Figur 4: $K_2(T) = Ae^{bT}$

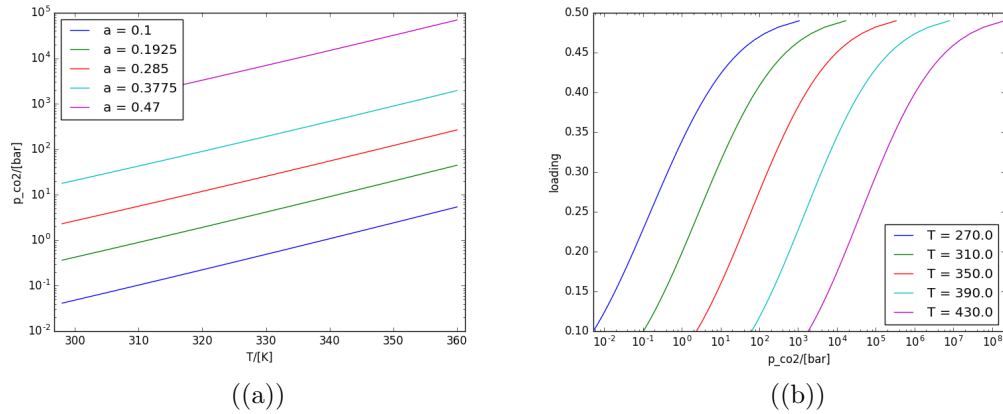
$$A = 4.83096232324 \times 10^{16} \quad b = -0.0935345485973$$

Ved å bruke approksimasjonen og `matplotlib.pyplot` ble forholdet mellom partialtrykk av CO₂, temperatur og loading plottet (se vedlegg ?? for kode)

Som man kan se av figur 5.b, og som vist matematisk i avsnitt 3.2 er

$$\lim_{p_{\text{CO}_2} \rightarrow \infty} \alpha = 0.5$$

altså er maksimal mulig loading 0.5. Dette stemmer godt overens med at det er to mol MEA som må reagere for at ett mol CO₂ skal absorberes (reaksjon 2). Det er gitt i oppgaveteksten at loading i strøm 4 er 0.50, dette er altså en urealistisk høy verdi, ettersom reaksjonen for absorpsjon av CO₂ i praksis aldri vil være fullstendig forskjøvet mot høyre.



Figur 5: Partialtrykk av CO₂ som funksjon av temperatur (a) og loading(α som funksjon av partialtrykk av CO₂ (b)

Vi ser av figur 5 at partialtrykket av CO₂ øker og loading minker med økende temperatur, det er denne effekten som utnyttes i kokeren, hvor partialtrykket av CO₂ øker og loading minker.

Vi ser også at det er ønskelig med høyt partialtrykk av CO₂ og lav temperatur i absorberen for at strømmen ut av absorberen skal ha høyest mulig loading.

5 Konklusjon

Prosessdataene for systemet viser at dette CO₂-fangst anlegget er i stand til prosessere store mengder eksos, og fjerne så mye som 97% av karbondioksidet. Gitt at kilden til CO₂ gassen var et metankraftverk tilsvarende Kårstø-anlegget som har en virkningsgrad på 58-59% (Naturkraft, u.d.) så ville kraftverket hatt en effekt på 1171 MW.

Hvis kjølerene i anlegget bruker kjølevann fra for eksempel en elv så er kompressoren og kokeren de eneste komponentene i anlegget som krever betydelig energi. Disse har en samlet effekt på 840 MW. Vi ser at fangstanlegget forbruker hele 71.7% av energien som produseres i et tenkt gasskraftverk. Imidlertid har Kårstø-anlegget en installert effekt på 430 MW (Naturkraft, u.d.), noe som viser at strømdataene gitt i oppgaven er urealistisk høye da CO₂ laboratoriet ikke er fullskala.

Fordi MEA er en mye tyngre forbindelse enn CO₂ og maksimal loading er 0.5, vil en utfordring ved å oppskalere anlegget være at det må transporteres veldig store mengder MEA i forhold til mengdene CO₂ som absorberes (på massebasis). En annen utfordring er å finne et kuldereservoar som kan ta imot varmen fra kjølesystemene.

Det er altså, som vi har sett, en mengde faktorer som spiller inn på hvordan prosessen med post-combustion CO₂-fangst fungerer. Den største utfordringen med denne typen prosess virker å være det å finne middelveien mellom energi- og materialforbruk i forhold til hvor mye CO₂ som blir fanget opp. Med dette følger også balansegangen som må foregå når man ser på utgifter som kommer som følge av bygging, vedlikehold og bruk av anleggene. CO₂-fangst er mest sannsynlig meget viktig for fremtiden og kampen mot utslippene over hele verden, men det medfølger altså mange utfordringer med optimaliseringen av systemene og prosessene.

6 Vedlegg

Referanser

- Agency, E.P. (2017, 13. april). <https://www.epa.gov/ghgemissions/global-greenhouse-gas-emissions-data>.
- Blackman, A. (2014). *Si chemical data 7th edition*. John Wiley Sons Australia, Ltd.
- Hana Gerbelová*, W.S., Mijndert van der Spekb. (2016, 14-18. november). https://dspace.library.uu.nl/bitstream/handle/1874/357282/1_s2.0_S1876610217319537_main.pdf?sequence=1.
- Kalamaras, C.M. & Efstathiou, A.M. (2013, 9. januar). *Hydrogen production technologies: Current state and future developments*. <https://www.hindawi.com/journals/cpis/2013/690627/>.
- Luis, P. (2016, 15. februar). *Use of monoethanolamine (mea) for co2 capture in a global scenario: Consequences and alternatives*. <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S001191641500418X>.
- Muntlig samtale ved ekskursjon på CO₂-anlegg på Tiller. (2017, 13. april).
- Naturkraft. (u.d.). *Gasskraftverket på kaarsto*. <https://naturkraft.no/om-gasskraftverk/gasskraftverket-pa-karsto/>.
- Sintef. (2016, 11. april). *CO₂ Laboratorium, Tiller*. <https://www.sintef.no/alle-laboratorier/tiller-co2-laboratorium/>.
- Skogestad, S. (2009a). *Prosessteknikk, masse- og energibalanser, 3. utgave, appendix b*. Tapir akademisk forlag, Trondheim.
- Skogestad, S. (2009b). *Prosessteknikk, masse- og energibalanser, 3. utgave, kapittel 4*. Tapir akademisk forlag, Trondheim.
- Skogestad, S. (2009c). *Prosessteknikk, masse- og energibalanser, 3. utgave, kapittel 6*. Tapir akademisk forlag, Trondheim.
- Tkp4120 prosjektoppgave CO₂-fangst. (2017, mars).
- Tveit, A.K. (2014, 6. april). <http://bellona.no/nyheter/co2-fangst-og-lagring/2014-04-ipcc-verden-trenger-klimalosninger-med-negativt-co2-utslipp>.