TKP4120 - Prosessteknikk Prosjektoppgave - Gruppe 8 CO₂-fangst

Snorre Sagli, Astrid Enya Weidemann, Otto Bonsaksen Sjøhagen og Erlend Sørlie

April 2020

Sammendrag

I denne rapporten vil en mulig prosess ved post-combustion CO_2 -fangst bli gjennomgått. Mer spesifikt er det snakk om et absorpsjonsbasert system, der det blir brukt et stoff som absorberer CO_2 , og som så kan skille det ut igjen senere i prosessen. På den måten er det mulig å få ren CO_2 ut av prosessen, med utgangspunkt i en innstrøm av uren forbrenningsgass.

Denne rapporten er hovedsakelig skrevet som en øving, for å analysere og gjøre beregninger på en slik realistisk og kompleks prosess. Men det er også relevant for forståelsen av hvordan en industriell prosess fungerer, og hvilke utfordringer de kan føre med seg.

Først vil oppsettet til aktuell prosess bli beskrevet kvalitativt, før det vil bli regnet på hva som skjer iløpet av prosessen ved hjelp ulike scripts. Det vil bli satt opp massebalanser og energibalanser for strømmer og enhetsoperasjoner, og det er disse som gir utgangspunktet for simulatorene som har gjort beregninger på prosessdata og energiforbruk.

I resultatene finner man tall på beregnet strømdata og effektivitet. Utregningen viser at systemet vil kunne fange 84,4 prosent av all CO_2 som kommer inn med fødestrømmen av forbrenningsgassene. Dette gir en rimelig stor mengde absorbert CO_2 tatt i betraktning av hvor stort utslippet til for eksempel et kullkraftverk ville vært. Likevel er også en like viktig observasjon at det kreves mye energi underveis i prosessen ved kompresjon og kjøling. Resultatet i rapporten viser derfor hvilket potensial et slikt anlegg har, og hvorfor det er knyttet utfordringer til prosessen slik den er nå.

Innhold

1	Inn	ledning	4				
2	Pro	sessbeskrivelse	5				
	2.1	Reaksjoner	6				
	2.2	Viktige faktorer i prosessen	7				
	2.3	Utfordringer ved prosessen	8				
3 Metode							
	3.1	Utledning av sammenheng mellom p_{CO2} og loading	9				
	3.2	Valg av basis og konvertering mellom ulike basis	10				
	3.3	Massebalanser og energibalanser for strømmene i prosessen $\ldots \ldots \ldots \ldots \ldots$	10				
		3.3.1 Massebalanser	10				
		3.3.2 Energibalanser	13				
	3.4	Energiforbruk i stripper	15				
		3.4.1 Kjøler V-3	15				
		3.4.2 Koker V-4	16				
	3.5	Varmeutveksling i prosessen	16				
		3.5.1 Varmeveksler V-1	16				
		3.5.2 Kjøler V-2	17				
	3.6	Kompresjon av produktstrøm	18				
		3.6.1 Kompresjon i tre steg	19				
		3.6.2 Kompresjon i ett steg	19				
4	\mathbf{Res}	sultater og diskusjon	20				
	4.1	Prosessdata ved gitte betingelser	20				
		4.1.1 Massefraksjoner	20				
		4.1.2 Massestrømmer	20				
		4.1.3 Entalpier	21				
		4.1.4 Oppsummering	21				
	4.2	Energiforbruk i stripper med tilhørende koker og kjøler	22				
	4.3	Varmeveksling i prosessen	22				
		4.3.1 Varmeveksler V-1	22				
		4.3.2 Kjøler V-2	23				
	4.4	Kompresjon av CO_2	23				
	4.5	Partialtrykk av CO_2 i gassfase	25				
5	Kor	nklusjon	27				
Re	efera	nser	28				

1 Innledning

Et av de store temaene i dagens samfunn omhandler utslippet av CO_2 -gass ut i atmosfæren, noe som medfører en økt drivhuseffekt og en økning i de globale temperaturene. På grunn av dette er det et stadig større behov for å finne gode og effektive måter å håndtere disse gassutslippene på. En av de mer moderne måtene for å håndtere disse utslippene kommer i form av CO_2 -fangst. Der vil forbrenningsgasser sendes gjennom en prosess med den hensikt å fjerne CO_2 fra gassene. Den rensede CO_2 -gassen blir deretter lagret og bidrar dermed ikke til den økte drivhuseffekten. [1]

Slike CO_2 -absorbere er relativt lette å implementere i dagens industri, ved at prosessen foregår etter dannelsen av CO_2 -gass. Dermed er det kun behov for at forbrenningsgassene fra fabrikker eller kraftverk kan sendes inn i et anlegg for CO_2 -fangst.

En av metodene som kan brukes i et slikt fangstanlegg, er å benytte et løsemiddel som kan absorbere CO_2 -gass. Et egnet stoff er monoetanolamin, som i resten av denne rapporten vil omtales som MEA. Dette stoffet kan raskt absorbere oppløst CO_2 omkring standardbetingelser, og MEA og CO_2 vil kunne skilles fra hverandre igjen ved en moderat temperaturøkning. Det er heller ingen ulempe at stoffet er billig, med tanke på at det vil være behov for store mengder i prosessen.[2]

I denne rapporten vil det bli forklart de forskjellige stegene som inngår i et slikt absorpsjonsanlegg, der en MEA-løsning blir brukt som absorpsjonsmiddel. CO_2 -gassen absorberes og separeres fra MEA løsningen i forskjellige steg i prosessen, slik at renset CO_2 -gassen kan bli komprimert og lagret. Rapporten vil inneholde utregninger av masse og massefraksjon til de forskjellige strømmene, samt energibruken til de forskjellige komponentene i prosessen der det blir brukt variabelnotasjon foreslått i oppgaveteksten [9] i vedlegg A.1.

2 Prosessbeskrivelse



Figur 1: Flyskjema for post-combustion CO2-fangst[9]

Følgende kommer en systematisk oversikt over strømmene og oppsatte kontrollvolum for prosessen med utgangspunkt i figur 1. Mer utdypende om de viktigste enhetsoperasjonene kommer senere i kapittelet.

Strøm 1: Uren gass strømmer inn i prosessen, består av CO₂, H₂O, O₂ og N₂

Strøm 2: Renset gass ut av prosessen, består av H₂O, O₂ og N₂

Strøm 3: Renset MEA-løsning fra kjøler V-2 inn i absorber K-1

Strøm 4: Strøm ut av absorber **K-1**, består av MEA og CO₂. Trykket øker i pumpe **P-1**, og temperaturen øker i motstrøms varmeveksler **V-1**.

Strøm 5: Samme stoffsammensetning som i strøm 4, men høyere temperatur på grunn av varmeveksler V-1. Går inn i stripper K-2 og CO_2 og vann skilles fra MEA.

Strøm 6: MEA-utløpet fra stripperen renner ned i koker V-4, der væsken varmes opp til over 100 grader slik at vann og CO_2 kan strømme tilbake til splitter K-2 i gassform. Gjenværende væske strømmer videre gjennom varmeveksler V-1 for avkjøling, og oppvarming av strøm 4.

Strøm 7: Avkjølt strøm 6, som blir ytterligere kjølt ned i kjøler V-2.

Strøm 8: $CO_2(g)$ og $H_2O(g)$ som er skilt fra MEA-løsningen i stripper K-2. (Molfraksjoner: 0.7 CO2, 0.3 H2O.) Strømmen kjøles ned i kjøler V-3, slik at alt vann kondenserer.

Strøm 9: Strøm av renset CO₂ til kompresjon

Strøm 10: Kaldt strøm inn i kjøler V-2

Strøm 11: Oppvarmet strøm ut av kjøler V-2

Strøm 12: CO_2 i gassform og kondensert vann skilles fra hverandre i reflukstank **T-1**, gass sendes til strøm 9, vannet tilbake til stripper **K-2**.

Kontrollvolum 1 (blå): Inneholder absorber K-1. Innstrømmer er strøm 1 og 3, utstrømmer er strøm 2 og 4.

Kontrollvolum 2 (rød): Inneholder pumpe p-1, varmeveksler V-1 og kjøler V-2. Det skjer ingen blanding i kontrollvolumet. Innstrøm 4 går ut som strøm 5, og innstrøm 6 går ut som strøm 3.

Kontrollvolum 3: (grønn) Inneholder stripper K-2, reflukstank T-1, kjøler V-3 og koker V-4. Innstrøm er strøm 5, utstrømmer er strøm 6 og 9.

2.1 Reaksjoner

Absorber K-1

En post-combustion CO_2 fanger består i hovedsak av to essensielle delprosesser som inngår i fjerningen av CO_2 gass. I tillegg består prosessen av en rekke med delprosesser som har i oppgave å optimalisere prosessen i sin helhet.

Det første steget i en slik prosess er absorberen, der $CO_2(g)$ blir løst i et løsemiddel, som i dette tilfelle er en MEA-løsning. Her strømmer $CO_2(g)$ inn i bunnen av absorberen, mens MEA-løsningen kommer inn fra toppen. Dette skaper en motstrøm som optimaliserer absorbsjonen av CO_2 over i MEA løsningen. I tillegg har MEA løsningen blitt avkjølt av kjøler **V-2** for å øke løsligheten til CO_2 gassen. Følgende likning uttrykker løsningsreaksjonen.

$$\rm CO_2(g) \rightleftharpoons \rm CO_2(aq)$$

Etter at CO₂-gassen har blitt løst, vil CO₂(aq) absorberes ved å reagere med MEA-løsningen.

 $CO_2(aq) + 2 HO(CH_2)_2 NH_2(aq) \Longrightarrow HO(CH_2)_2 NH_3^+(aq) + HO(CH_2)_2 NHCOO^-(aq)$

Stripper K-2

Stripperen er den komponenten i prosessen som er ansvarlig for fjerningen av CO_2 og vanndamp fra strømmen. Løst CO_2 -gass kommer inn i stripperen, der det fjernes fra MEA-løsningen og sendes videre i strøm 8 for nedkjøling. Den nå strippede MEA-løsningen blir sendt til kokeren der løsningen kokes for å få MEA-løsningen så ren som mulig. Vann som gikk ut av stripperen sendes tilbake til stripperen for resirkulering.

Øvrige enhetsoperasjoner

V-1 er en varmeveksler som gjør nytte av at prosessen i stripper K-2 foregår ved en høyere temperatur enn i absorber K-1. Når strøm 6 forlater stripperen og koker V-4 har den en for høy temperatur, og kjøles dermed ned i V-1 av den kalde strømmen 4 ut av absorberen. På samme tid er oppvarmingen av strøm 4 svært gunstig, da den behøver høyere temperatur for at stripperen skal fungere optimalt.

V-2 er en kjøler som senker temperaturen i strøm 7 ut av varmeveksler **V-1** ytterligere, før den når riktig temperatur for absorberen. Her er det en ekstern kald strøm 10 som vil bli varmet opp, og sendt ut av prosessen igjen som strøm 12.

V-3 er en kjøler som virker på det øvre utløpet av stripperen, for å kondensere all vanndamp.

$$H_2O(g) \Longrightarrow H_2O(l)$$

V-4 er en koker som skal varme opp MEA løsningen som strømmer ut gjennom bunnen av stripperen. Når løsningen kokes opp går CO_2 og H_2O tilbake til stripperen slik at strøm 6 nesten bare inneholder MEA løsning

P-1 er en pumpe som pumper strømmen fra absorberen videre gjennom varmeveksleren V-1 og over til stripperen.

T-1 er en reflukstank der både CO_2 og H_2O kommer inn. CO_2 gassen sendes videre gjennom strøm 9 for å bli komprimert. Vanndampen sendes tilbake til stripperen for gjenbruk.

2.2 Viktige faktorer i prosessen

Fordi det første steget i prosessen innebærer oppløsningen av CO_2 gass i MEA løsemidlet, er det viktig å se på hvordan dette steget kan optimaliseres slik at mest CO_2 gass løses i løsemidlet. Dette blir oppnådd ved hjelp av en rekke med faktorer. Løseligheten til CO_2 gass i et løsemiddel minker når temperaturen til løsemidlet øker. Det er dermed mest optimalt å kjøle ned løsemidlet før det sendes inn i absorberen. Det er også ønsket å danne stor kontakt mellom CO_2 gassen og MEA løsningen. Et stort areal i absorberen, kombinert med motstrømmen mellom CO_2 og MEA løsningen, gir optimalisert oppløsning av CO_2 gassen.

Denne prosessen krever både at strømmene er enten varme, eller kalde på forskjellige punkter i prosessen. Dermed er det viktig at varmeveksleren i prosessen plasseres optimalt. Ved å plassere varmeveksleren mellom absorberen og stripperen, gir det muligheten til å bruke den oppvarmede strømmen fra V-4 for å varme opp strøm 4, før den kommer inn i stripperen. Samtidig blir strøm 6 avkjølt før den kommer til kjøler V-2

Som nevnt tidligere er ressurs optimalisering et sentralt punkt innenfor CO_2 absorbsjon. Både vannet og MEA løsningen har i stor grad muligheten til å brukes flere ganger i prosessen, og er viktig for at prosessen ikke skal kaste bort store mengder med vann og løsemiddel når det kan gjenbrukes. I denne prosessen har dette blitt forbedret ved bruken av kjøler **V-3** som gjør det mulig for vanndamp å kondensere slik at det kan sendes tilbake til stripperen. I tillegg hjelper kokere V-4 med å fordampe CO_2 gass og vann for å sende det tilbake til stripperen.

2.3 Utfordringer ved prosessen

Post-combustion CO_2 -fangst med MEA har flere prosessmessige utfordringer, og følgende er blant de største.

I forbindelses med løsemiddelet MEA er det tilknyttet utfordringer forbundet med degradering og korrosjon. MEA vil over tid i systemet degraderes og danne biprodukter som ammoniakk, aldehyder og karboksylsyrer. Særlig syrer er et problem, da de kan reagere med MEA og danne varmestabile salt (heat-stable salt, HSS). Disse fører ikke bare til at absorbsjonen av CO_2 reduseres, men i tillegg vil det også føre til korrosjon i anlegget. Dette er veldig kostnadskrevende, da det ofte vil være nødvendig å skifte deler, i tillegg til MEA-løsningen må skiftes med jevne mellomrom. [2] Degradering av MEA vil riktignok ikke bli tatt hensyn til i utregninger i denne rapporten.

I tillegg til utfordringene forbundet med MEA, oppstår det også en annen materiell utfordring. Prosessen bruker store mengder med vann, både for å få løst opp CO_2 gassen og for å bli brukt som kjølemiddel gjennom prosessen. Av denne grunn er det viktig å få optimalisert resirkuleringen av ressurser på de punktene det er mulig. [4]

Likevel er den største utfordringen at prosessen i sin helhet er veldig energikrevende. [5] Av den grunn, oppstår spørsmålet om hvor denne energien skal komme fra. Dersom denne energien blir anskaffet ved å brenne fossile brennsel, er det viktig å vurdere effektiviteten til prosessen. I et eksempel der denne formen for CO_2 -fangst skal benyttes ved et kullkraftverk, er det er ironisk om det medfører et betydelig større utslipp av CO_2 for å produsere energien til å drive rensesprosessen. CO_2 absorbert må da være betydelig større enn CO_2 produsert for at prosessen skal være lønnsom. Blant operasjonene som krever mye energi er kompresjon, og særlig når CO_2 -gassen må komprimeres før den fraktes under jorden til oppbevaring. Dette temaet vil tas grundigere opp senere i oppgaven, da energibruken underveis i prosessen skal behandles nøyaktig i neste kapittel.

3 Metode

3.1 Utledning av sammenheng mellom p_{CO2} og loading

Utledningen tar utgangspunkt i følgende reaksjon

$$CO_2(aq) + 2HO(CH_2)_2NH_2(aq) \Longrightarrow HO(CH_2)_2NH_3^+(aq) + HO(CH_2)_2NHCOO^-(aq)$$

og Henrys lov for systemet

$$\mathbf{p}_{CO2} = \mathbf{K}_H \cdot [\mathbf{CO}_2]_{abs}$$

der K_H er Henrys konstant, som er gitt systemspesifikt som en funksjon av temperatur og loading for CO2 i MEA-løsningen.

Loading α er uttrykt som forholdet mellom absorbert CO₂ og initiell konsentrasjon av MEA.

$$\alpha = \frac{[\mathrm{CO}_2]_{absorbert}}{[\mathrm{MEA}]_0}$$

Henrys lov for systemet (s. 3), utledning av Henrys konstant (s. 10) og utrykket for loading (s. 3) er hentet fra oppgaveteksten[8].

Definerer likevektsuttrykket for reaksjonen.

$$K_{2} = \frac{[HO(CH_{2})_{2}NH_{3}^{+}] \cdot [HO(CH_{2})_{2}NHCOO -]}{[CO_{2}(aq)] \cdot [MEA]_{0}^{2}}$$

Med utgangspunkt i reaksjonslikningen, kan følgende sammenhenger settes opp der x er reaksjonskoeffisienten og lik $[CO_2]_{abs}$.

$$[HO(CH_2)_2NH_3^+] = x = [CO_2]_{abs}$$
$$[HO(CH_2)_2NHCOO_-] = x = [CO_2]_{abs}$$
$$[MEA] = [MEA]_0 - 2x = [MEA]_0 - 2[CO_2]_{abs}$$

Dermed følger videre utledning.

$$K_{2} = \frac{[CO_{2}]_{abs}^{2}}{[CO_{2}(aq)] \cdot ([MEA]_{0} - 2 [CO_{2}]_{abs})^{2}}$$
$$[CO_{2}(aq)] = \frac{[CO_{2}]_{abs}^{2}}{K_{2} \cdot ([MEA]_{0} - 2 [CO_{2}]_{abs})^{2}} \cdot \frac{[MEA]_{0}^{-2}}{[MEA]_{0}^{-2}}$$
$$[CO_{2}(aq)] = \frac{\alpha^{2}}{K_{2} \cdot (1 - 2\alpha)^{2}}$$

Ved å sette inn Henrys lov får man til slutt følgende sammenheng.

$$\mathbf{p}_{CO2} = \frac{\mathbf{K}_H \cdot \alpha^2}{\mathbf{K}_2 \cdot (1 - 2\alpha)^2}$$

3.2 Valg av basis og konvertering mellom ulike basis

I denne rapporten er det valgt å bruke massebasis til utregningene. Dette er fordi nesten all data om systemet, og konstantene, er oppgitt med henhold til vekt.

Data som er oppgitt på molbasis har blitt omgjort til massebasis underveis i beregningene slik: Sammenhengen mellom mol (n [mol]), molvekt $(M_w [g mol^{-1}])$ og vekt (m [g]) brukes som hovedprinsipp:

$$m = nM_w \tag{3.2.1}$$

Det er gitt en molfraksjon i oppgaven. Den ble gjort om til en vektfraksjon ω slik: Fant molvekten av strøm j ved å legge sammen produktetene av molfraksjonene til komponent i (x_i) og molvekten av komponenten.[8]

$$M_w^j = \sum_i x_i M_w^i \tag{3.2.2}$$

Ved bruk av likning (3.2.1), ble dermed vektfraksjonen av komponenten i funnet ved:

$$\omega_i = \frac{x_i M_w^i}{M_w^j} \tag{3.2.3}$$

Entalpiendringen $\Delta H_{\text{H}_2\text{O},m}$ for sublimasjon og fordampning av vann ble oppgitt på molbasis, utifra dette ble den molare fordampningsentalpien $\Delta_{vap}H_{\text{H}_2\text{O},m}$ funnet for å ha en sammenheng mellom entalpiendringen i faseovergangen fra flytende til gassform.

$$\Delta_{vap}H_{\mathrm{H}_{2}\mathrm{O},m} = \Delta_{sub}H_{\mathrm{H}_{2}\mathrm{O},m} - \Delta_{fus}H_{\mathrm{H}_{2}\mathrm{O},m}$$
(3.2.4)

Omgjøringen av $\Delta_{vap} H_{H_{2}O,m}$ til massebasis (kJ kg⁻¹) ble gjort slik:

$$\Delta_{vap} h_{\rm H_2O} = \frac{\Delta_{vap} H_{\rm H_2O,m}}{M_w^{\rm H_2O}} 1000 \,\mathrm{g\,kg^{-1}}$$
(3.2.5)

3.3 Massebalanser og energibalanser for strømmene i prosessen

3.3.1 Massebalanser

For å bestemme totalmasser og sammensetningen av strømmer i en prosess, kan man systematisk gå over komponentene i prosessen og utlede likninger kalt massebalanser. Ved å sette sammen massebalansene til et likningssett kan man løse settet og få informasjon om strømmene. Det er da viktig å sørge for at likningene i systemet er uavhengige.

Massebalanser utledes ved å bruke formelen [8]:

$$\Delta BEHOLDNING = INN - UT + DANNET - TAPT$$

I denne oppgaven har det blitt definert tre kontrollvolum for systemet. Alle likninger har blitt utledet ved å bruke prinsippet over.

I avsnitt 2.1 ble det vist at MEA kan foreligge som flere forbindelser avhengig av om det har absorbert CO_2 eller ikke. MEA-løsningen går i en syklus i systemet, og i denne syklusen er det kun CO_2 som går ut og inn, imens MEA-løsningen blir værende. Siden beregningene blir gjort på vektbasis kan man dermed se bort ifra de ulike forbindelsene, og heller se på MEA-løsningen som en komponent, og CO_2 som en annen. Både DANNET og TAPT kan da settes lik 0. Videre er det heller ingen endring i beholdning. Dette gjør at utviklingen av massebalanser kan forenkles, dermed kan massebalansene settes opp ved dette uttrykket:

$$UT = INN$$

Videre under beregninger vil MEA stå for MEA-løsning. I strømmene 3-7 og 9, vil det være verken H_2O , N_2 eller O_2 . Å sette opp massebalanser som inkluderer disse komponentene i strømmene er derfor ikke relevant ettersom man ikke får ny informasjon.

I de følgende avsnittene vil massebalansene settes opp. De som blir nummerert blir lagt til i likningssettet, de som ikke får nummer er valgt vekk fordi de ikke gir ny informasjon. Massestrømmene blir gitt med: \dot{m}_j [kg s⁻¹]for strøm j. Massefraksjonene er gitt ved ω_j^i i strøm j for komponent i

Massebalanser kontrollvolum 1

Strøm 1 og 3 går inn i kontrollvolumet, strøm 2 og 4 går ut.

$$\dot{m}_2 + \dot{m}_4 = \dot{m}_1 + \dot{m}_3 \tag{1}$$

$$\dot{m}_2\omega_2^{\rm CO_2} + \dot{m}_4\omega_4^{\rm CO_2} = \dot{m}_1\omega_1^{\rm CO_2} + \dot{m}_3\omega_3^{\rm CO_2} \tag{2}$$

$$\dot{m}_2\omega_2^{\rm H_2O} + \dot{m}_4\omega_4^{\rm H_2O} = \dot{m}_1\omega_1^{\rm H_2O} + \dot{m}_3\omega_3^{\rm H_{20}} \tag{3}$$

$$\dot{m}_2 \omega_2^{N_2} + \dot{m}_4 \omega_4^{N_2} = \dot{m}_1 \omega_1^{N_2} + \dot{m}_3 \omega_3^{N_2} \tag{4}$$

$$\dot{m}_2\omega_2^{O_2} + \dot{m}_4\omega_4^{O_2} = \dot{m}_1\omega_1^{O_2} + \dot{m}_3\omega_3^{O_2} \tag{5}$$

$$\dot{m}_2\omega_2^{MEA} + \dot{m}_4\omega_4^{MEA} = \dot{m}_1\omega_1^{MEA} + \dot{m}_3\omega_3^{MEA}$$

Massebalanser kontrollvolum 2

Det skjer ingen blanding av strømmene eller reaksjon. Det er derfor mulig å se på vektfraksjonene. Strøm 6 går inn og blir avkjølt, kommer ut som strøm 3.

Strøm 4 går inn og blir oppvarmet, kommer ut som strøm 5.

$$\dot{m}_5 = \dot{m}_4 \tag{6}$$

$$\omega_5^{\rm CO_2} = \omega_4^{\rm CO_2} \tag{7}$$

$$\omega_5^{MEA} = \omega_4^{MEA} \tag{8}$$

$$\dot{m}_3 = \dot{m}_6 \tag{9}$$

$$\omega_3^{\rm CO_2} = \omega_6^{\rm CO_2} \tag{10}$$

$$\omega_3^{MEA} = \omega_6^{MEA} \tag{11}$$

Massebalanser kontrollvolum 3

Strøm 5 går inn og kokes. Ut kommer strøm 6 og strøm 9.

$$\dot{m}_6 + \dot{m}_9 = \dot{m}_6$$

$$\dot{m}_6\omega_6^{\rm CO_2} + \dot{m}_9\omega_9^{\rm CO_2} = \dot{m}_5\omega_5^{\rm CO_2} \tag{12}$$

$$\dot{m}_{6}\omega_{6}^{MEA} + \dot{m}_{9}\omega_{9}^{MEA} = \dot{m}_{5}\omega_{5}^{MEA} \tag{13}$$

Andre likninger

Likninger hentet fra antakelser gitt i oppgaveteksten. Og ved å se på massebalanser innad i kontrollvolumene.

Massebalanser over kjøleren V-2:

$$\hat{m}_3 = \hat{m}_7 \tag{14}$$

$$\omega_3^{\rm CO_2} = \omega_7^{\rm CO_2} \tag{15}$$

$$\omega_3^{MEA} = \omega_7^{MEA} \tag{16}$$

Summen av massefraksjonene i strømmer er 1, for strøm 3 og 4:

$$\omega_3^{\rm CO_2} + \omega_3^{\rm MEA} = 1 \tag{17}$$

$$\omega_4^{\rm CO_2} + \omega_4^{\rm MEA} = 1 \tag{18}$$

Kan anta at all CO_2 i strøm 8 går over i strøm 9:

$$\dot{m}_8\omega_8^{\rm CO_2} = \dot{m}_9\omega_9^{\rm CO_2} \tag{19}$$

Massefraksjonen for absorpsjon av CO₂ fra strøm 1 er gitt ($\omega_{capture}^{CO_2}$), det er derfor mulig å sette opp denne likningen for hvor mye CO₂ som går ut av systemet gjennom strøm 2:

$$\dot{m}_2 \omega_2^{\rm CO_2} = \dot{m}_1 \omega_1^{\rm CO_2} - \dot{m}_1 \omega_1^{\rm CO_2} \omega_{capture}^{\rm CO_2}$$

Ved litt videre regning:

$$\dot{m}_2 \omega_2^{\rm CO_2} = \dot{m}_1 \omega_1^{\rm CO_2} (1 - \omega_{capture}^{\rm CO_2}) \tag{20}$$

Analyse av likningssett

En del av variablene er kjent, enten fordi de er gitt av oppgaven eller fordi antakelser gjør at de kan settes lik 0. Enkelte blir også beregnet basert på oppgitte data.

Det er totalt 20 ukjente i likningssettet:

 $\omega_2^{\text{CO}_2}, \omega_2^{\text{H}_2\text{O}}, \omega_2^{\text{N}_2}, \omega_2^{\text{O}_2}, \dot{m}_2, \omega_3^{\text{MEA}}, \dot{m}_3, \omega_4^{\text{MEA}}, \dot{m}_4, \omega_5^{\text{CO}_2}, \omega_5^{\text{MEA}}, \dot{m}_5, \omega_6^{\text{CO}_2}, \omega_6^{\text{MEA}}, \dot{m}_6, \omega_7^{\text{CO}_2}, \omega_7^{\text{MEA}}, \dot{m}_7, \dot{m}_8 \text{ og } \dot{m}_9.$

Likningssettet består av 20 likninger, og har 20 ukjente. Det er derfor løsbart. Koden i modulen "MassBalance.py" [3] ble brukt til å løse likningssettet, resultatene ligger i tabell 1 under avsnitt 4.1.

3.3.2 Energibalanser

Metode for utledning av energibalanser

Det antas stasjonær prosess, altså at variablene i systemet ikke endres over tid. Dermed kan energibalansene for systemet utledes ved å bruke [8]:

$$H_{ut} - H_{inn} = Q + W_s \tag{3.3.1}$$

Hvor H_{ut} [J] er entalpien ut av systemet, H_{inn} [J] er entalpien inn i systemet, Q [W] er varme overført og W_s [W] er akselarbeid. Det eneste stedet hvor det utføres akselarbeid W_s i prosessen er i pumpen P-1. Dette arbeidet vil imidlertid ikke påvirke energibalansene, da entalpien til væsker ikke endres ved kompresjon. For varmevekslere defineres Q som entalpiendringen på kald side, og likning (3.3.1) kan forenkles til:

$$Q = H_{ut,c} - H_{inn,c} \tag{3.3.2}$$

Hvilket medfører at for varm side vil differansen $H_{ut,h} - H_{inn,h} = -Q$

For kjølerne og kokeren blir Q definert som forskjellen mellom entalpien før og etter:

$$Q = H_{ut} - H_{inn} \tag{3.3.3}$$

Dette kan brukes videre for å sette opp energibalanser over V-komponentene. De utledede energibalansene over V-komponentene ligger i avsnitt 3.4 og i avsnitt 3.5

Beregning av spesifikke entalpier

For å kunne bruke energibalansene må først de entalpiene til de ulike strømmene beregnes, dette kan gjøres ved å først finne dannelsesentalpien til strømmen ved standard betingelser, for deretter å se på oppvarmingen eller nedkjølingen av strømmen som en reaksjon med en entalpiendring gitt ved varmekapasitet. Følgende formler ble brukt [8]:

$$h_j(T_j) = \Delta_f h_j^{\circ} + \int_{T^{\circ}}^{T_j} c_{p,j}(T) dT$$
(3.3.4)

Hvor $h_j(T_j)$ [J kg⁻¹] er den spesifikke entalpien til strøm j ved temperaturen til strømmen, $\Delta_f h_j^{\circ}$ [J kg⁻¹] er dannelsesentalpien av strøm j ved standard betingelser og $c_{p,j}(T)$ er varmekapasiteten [J kg⁻¹ K] til strøm j ved temperaturen T. Slik at integralet blir entalpiendringen ved oppvarming av strøm j fra standardtilstand til T_j . Dannelsesentalpien til strøm j bestående av komponenter i, ved standard betingelser ble funnet ved summen av:

$$\Delta_f h_j^\circ = \sum_i \omega_i^j \Delta_f h_i^\circ \tag{3.3.5}$$

For gasstrøm, ved å anta ideell gass:

$$\int_{T^{\circ}}^{T_{j}} c_{p,j}(T) dT = c_{p,j}(T_{j} - T^{\circ})$$
(3.3.6)

Varmekapasiteten til strømmen j, $c_{p,j}$, er gitt ved:

$$c_{p,j}(T) = \sum_{i} \omega_{i}^{j} c_{p,i}(T)$$
(3.3.7)

Hvor $c_{p,i}(T)$ er varmekapasiteten til komponenten i ved temperaturen T.

 $c_{p,i}$ er gitt i oppgaven, men det er variasjoner mellom gass- og væskestrømmene:

I gasstrømmene er $c_{p,i}$ oppgitt som enkelt verdi. For strøm 1, 2, 8 og 9 blir det derfor antatt ideell gass, og at varmekapasiteten er konstant. Disse beregnes deretter ved likning (3.3.6).

For å beregne entalpien av væskestrømmen, ble det oppgitt en likning for entalpien i oppgaven under A.6[8], som ble brukt i python[3]. $c_{p,i}$ er oppgitt som en funksjon av T, derfor må uttrykkene for varmekapasitene av komponentene integreres (se [9][A.5]). Det blir gjort i modulen "enthalpy.py" med funksjonen quad fra scipy.integrate.

Trykk påvirker ikke entalpien av væskestrømmer, derfor blir ikke dette diskutert videre i denne besvarelsen.

Entalpien til strøm 7 kunne ikke beregnes på denne måten ettersom temperaturen var ukjent. Istedet ble entalpien beregnet ved å se på energibalansen over varmeveksler T-1. Dette blir gjort i avsnitt 3.5.1

Energibalansene krever absolutte entalpier for strømmene. For å gjøre om den spesifikke entalpien h_j for strøm j, til den absolutte entalpien H_j [J]:

$$H_j = m_j h_j \tag{3.3.8}$$

3.4 Energiforbruk i stripper

3.4.1 Kjøler V-3

I kjøler V-3 kjøles strøm 8 ned for å separere H_2O og CO_2 . Nedkjølingen fører til at H_2O (g) kondenserer, mens CO_2 forblir i gassfase. Det antas at all CO_2 går videre til strøm 9, mens all H_2O kondenserer og går tilbake til stripperen. Vi kan da sette opp energibalansen:

$$Q_{V-3} = H_{12} - H_8 \tag{3.4.1}$$

Hvor Q_{V-3} er overført varme. Siden dette er en kjøler vil Q_{V-3} være negativ, ettersom varme forlater systemet. Av likning (3.4.1) får man da at

$$\Delta H = Q_{V-3}$$

 ΔH kan uttrykkes ved

$$\Delta H = \Delta H_{\rm CO_2} + \Delta H_{\rm H_2O}$$

 $\Delta H_{\rm H_2O}$ kan finnes ved å se på en delprosess:

$$\Delta H_{\rm H_2O} = \Delta H_1^{\rm H_2O} + \Delta H_2^{\rm H_2O}$$

Hvor $\Delta H_1^{\text{H}_2\text{O}}$ er entalpiendringen for H₂O i gassfase fra T_8 til T_{12} , og $\Delta H_2^{\text{H}_2\text{O}}$ er entalpiendringen ve kondensasjon av vanndamp ved 25°C. Disse kan igjen regnes ut på følgende måte:

$$\Delta H_1^{\rm H_2O} = m_8^{\rm H_2O} c_p^{\rm H_2O} (T_{12} - T_8) \tag{3.4.2}$$

$$\Delta H_2^{\rm H_2O} = -m_8^{\rm H_2O} \Delta H_{vap}^{\rm H_2O} \tag{3.4.3}$$

Videre er det antatt at $m_8^{\rm CO_2} = m_9$, og Q_{V-3} kan til slutt finnes ved:

$$Q_{V-3} = \Delta H$$

= $\Delta H_{\rm CO_2} + \Delta H_{\rm H_2O}$
= $m_9 c_p^{\rm CO_2(g)}(T_{12} - T_8) + \omega_8^{\rm H_2O} m_8(c_p^{\rm H_2O(g)}(T_{12} - T_8) - \Delta H_{vap}^{\rm H_2O})$ (3.4.4)

Likning (3.4.4) ble løst ved hjelp av funksjonen "CoolerV3()" i modulen "EnergyBalance.py" i koden.[3]

3.4.2 Koker V-4

For å finne Q_{V-4} kan man se på stripperen , kjøleren V-3 og kokeren V-4 som ett kontrollvolum, slik det ble gjort for utledning av massebalanser. Strøm 5 vil da være innstrøm, mens strøm 6 og strøm 9 vil være utstrømmer. Da kan man sette opp energibalansen:

$$H_6 + H_9 - H_5 = Q \tag{3.4.5}$$

Her vil Q bestå av Q_{V-3} og Q_{V-4} . Siden Q_{V-4} er varme *tilført* systemet og Q_{V-3} er varme *ut* av systemet, får vi at

$$Q = Q_{V-4} + Q_{V-3} \tag{3.4.6}$$

Ved å kombinere likning (3.4.5) med likning (3.4.6) får vi at

$$Q_{V-4} = H_6 + H_9 - H_5 - Q_{V-3} \tag{3.4.7}$$

Alle parameterene utenom Q_{V-4} er kjent, og likningen kan dermed løses enkelt. Likning (3.4.7) ble løst ved hjelp av funksjonen "BoilerV4()" i modulen "EnergyBalance.py" i koden.[3]

3.5 Varmeutveksling i prosessen

3.5.1 Varmeveksler V-1

Varmeveksler V-1 er en ideell motstrøms varmeveksler hvor m_4 er kald innstrøm og m_6 er varm innstrøm. Det antas adiabatisk varmeveksler, og følgende energibalanse kan da settes opp slik at varmeoverføringen Q_{V-1} i V-1 kan beregnes slik:

$$Q_{V-1} = H_5 - H_4 \tag{3.5.1}$$

Dette er en adiabatisk varmeveksler, og følgende blir også gjeldende:

$$Q_{V-1} = -(H_7 - H_6)$$

= $H_6 - H_7$ (3.5.2)

Den ukjente absolutte entalpien H_7 kan da finnes ved likning (3.5.2):

$$H_7 = Q_{V-1} + H_6 = H_5 - H_4 + H_6$$

For å finne T_7 ble likning (3.3.8) og likning (3.3.4) kombinert og løst numerisk, dette ble gjort i funksjonen "FindT7()" i modulen "EnergyBalance.py"[3].

Nødvendig varmeoverføringsareal $A [m^2]$ i V-1 kan deretter finnes ved bruk av denne likningen:

$$Q = f U A \Delta T_{lm} \tag{3.5.3}$$

hvor Q er varmen overført i V-1, f er en faktor som korrigerer avvik fra ideell motstrøm, men siden dette er en ideell motstrøms varmeveksler er f lik 1. U [W m⁻² K⁻¹] er total varmegjennomgangskoeffisient og ΔT_{lm} [K] er den logaritmiske midlere temperaturdifferansen. [7]. A ble funnet ved kode i modulen "EnergyBalance.py" [3]

 ΔT_{lm} kan uttrykkes ved:

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_{h,inn} - T_{c,ut}) - (T_{h,ut} - T_{c,inn})}{ln(\frac{(T_{h,inn} - T_{c,ut})}{(T_{h,ut} - T_{c,inn})})}$$
(3.5.4)

3.5.2 Kjøler V-2

Energibalansen for kjøler V-2 kan settes opp ved å bruke likning (3.3.2):

$$Q = H_7 - H_3 \tag{3.5.5}$$

Energibalansen for V-2 kan settes opp for å varmeoverføringen i kjøleren:

$$Q_{V-2} = H_3 - H_7 \tag{3.5.6}$$

Tilsvarende vil kjølemediet få tilført $-Q_{V-2}$, hvilket gir:

$$H_{11} - H_{10} = -Q_{V-2} \tag{3.5.7}$$

Vi vet at $m_{10} = m_{11}$, og at både strøm 10 og 11 består av H₂O slik at likning (3.5.6) kan forkortes til:

$$\dot{m}_{10}(h_{\rm H_2O}(T_{11}) - h_{\rm H_2O}(T_{10})) = -Q_{V-2}$$

Ved bruk av likning (3.3.4) og at dannelsesentalpiene til strøm 10 og 11 er like, forkortes dette videre til:

$$\dot{m}_{10}\left(\int_{T^{\circ}}^{T_{11}} c_{p,\mathrm{H}_{2}\mathrm{O}}(T)dT - \int_{T^{\circ}}^{T_{10}} c_{p,\mathrm{H}_{2}\mathrm{O}}(T)dT\right) = -Q_{V-2}$$

Ved videre regning:

$$\dot{m}_{10} = \frac{-Q_{V-2}}{\int_{T_{10}}^{T_{11}} c_{p,\mathrm{H}_2\mathrm{O}}(T) dT}.$$
(3.5.8)

 \dot{m}_{10} ble beregnet ved hjelp av likning (3.5.8) i python, ved bruk av funksjonen "CoolerV2()" i modulen "EnergyBalance.py"[3].

3.6 Kompresjon av produktstrøm

Metode

I denne delen av oppgaven skal energiforbruket under kompresjon av gassen i utstrøm 9 beregnes. Det gjøres både for kompresjon i tre steg, og for kompresjon i ett steg. Energiforbruket kan beregnes ved å se på akselarbeidet over kompressorene og energiforbruket av varmevekslerne.

Likninger over kompressorene

Ved å anta at kompresjonsprosessene er adiabatiske, kan følgende likninger benyttes [8]: Ved antakelse av konstant varmekapasitet ved reversibel kompresjon, kan forholdet mellom temperaturen inn og ut beregnes ved hjelp av:

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{p_2}{p_1}\right)^{\frac{R}{C_{p,m}}} \tag{3.6.1}$$

Hvor T_1 [K] og p_1 [bar] er temperatur og trykk før kompresjon, og T_2 [K] og p_2 [bar] er temperatur og trykk etter. R [J mol⁻¹ K] er den gasskonstanten. $C_{p,m}$ [J mol⁻¹ K⁻¹] er den molare varmekapasiteten. Den blir funnet ved å gange sammen varmekapasiteten på vektbasis c_p og den molare massen M_w .

Ettersom det ikke skjer noen varme
overføring, kan likning (3.3.1) forenkles slik at det reversible akselar
beidet W_s^{rev} [W] er gitt ved:

$$W_s^{rev} = H_2 - H_1 = mC_p(T_2 - T_1) \tag{3.6.2}$$

Ettersom en kompresjon reelt sett ikke er reversibel, må man ta hensyn til at energi går ut av kompressoren gjennom friksjon. Det kan gjøres ved hjelp av virkningsgraden η til kompressoren, da vil det reelle akselarbeidet W_s [W]for kompressoren være gitt ved:

$$W_s = \frac{W_s^{rev}}{\eta} \tag{3.6.3}$$

For kompresjonene gitt i oppgaven, er temperaturen ut av kompressorene ukjent. Alle andre variabler er kjent, ved å omforme likning (3.6.1) slik at T_2 står for seg selv, og sette dette uttrykket inn i likning (3.6.2) for deretter å sette dette inn i likning (3.6.3). Kan man regne seg fram til et uttrykk for akselarbeidet i kompressoren som ikke avhenger av utgangstemperaturen:

$$W_s = \frac{C_p T_1}{\eta} \left(\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{\frac{R}{C_p}} - 1 \right)$$
(3.6.4)

Likning (3.6.2) kan også brukes for reelt akselarbeid. Ved å bruke det reelle akselarbeidet, får man ut utgangstemperaturen fra kompressoren. Ved å sette inn likning (3.6.4), kan man få følgende uttrykk for utgangstemperaturen fra kompressoren:

$$T_{2} = \frac{T_{1}}{\eta} \left(\left(\frac{p_{2}}{p_{1}} \right)^{\frac{R}{C_{p}}} - 1 \right) + T_{1}$$
(3.6.5)

Likninger over varmevekslerne

Ettersom gasstrømmen skal kjøles ned, blir gassen varm side i varmeveksleren. Antar konstant varmekapasitet, da gir energibalansen at tilført varme er gitt ved [8]:

$$Q = mc_p(T_2 - T_1) \tag{3.6.6}$$

3.6.1 Kompresjon i tre steg



Figur 2: Kompresjon av ren CO₂-gass fra strøm 9 i ett steg.[9]

For å beregne verdiene for kompresjonen i tre steg, er det lettest å se på kompresjonen i tre deler. Hver del består av en kompressor etterfulgt av en varmeveksler. Dette kan gjøres ettersom alle data om strømmen ut av varmevekslerne er kjent.

Å finne det totale akselarbeidet over kompresjonen er dermed ganske enkelt: Akselarbeidet for hver enkelt del legges sammen. Det samme gjøres med tilført varme.

Energiforbruket og de ukjente temperaturene underveis ble beregnet av funksjonen "three_step_compression()" i pythonmodulen "compression.py" [3]. Resultatene er presentert i tabell 3 under avsnitt 4.4

3.6.2 Kompresjon i ett steg

For å beregne energiforbruket av en ett stegs kompresjon ble pythonmodulen "compression.py" [3] lagd. De ulike funksjonene i modulen er basert på likning (3.6.4), likning (3.6.5) og likning (3.6.6).

Funksjonen "one_step_compression()" ble brukt til å beregne akselarbeid, tilført varme og mellom temperatur for kompresjonen. Resultatene er presentert i tabell 4 under avsnitt 4.4.



Figur 3: Kompresjon av ren CO₂-gass fra strøm 9 i ett steg.[9]

4 Resultater og diskusjon

4.1 Prosessdata ved gitte betingelser

								ma	ssefral	sjon	
		Г	p p	h	m		ga	SS		væske	
strøm	beskrivelse	[K]	[bar]	$\left \left[kJkg^{-1} ight] ight.$	$\left [\rm kgs^{-1}] \right.$	$ CO_2 $	H_2O	N_2	$ O_2$	MEA-løsning	CO_2
1	Gassblanding inn i system	303	1	-1201	750	0.090	0.030	0.795	0.085	0	0
2	Gassblanding ut av system	303	1	-561	693	0.015	0.033	0.861	0.092	0	0
3	Avkjølt strøm 7 ut av V-2	303	1	-13373	917	0	0	0	0	0.955	0.045
4	MEA-løsn. m/ abs. CO_2 ut av K-1	323	1	-13060	975	0	0	0	0	0.898	0.102
5	Strøm 4 m/ økt T og p ut av V-1	384	2	-12899	975	0	0	0	0	0.898	0.102
6	Strippet MEA-løsn. ut av K-2	395	2	-13122	917	0	0	0	0	0.955	0.045
7	Avkjølt strøm 6 ut av V-1	333	2	-13291	917	0	0	0	0	0.955	0.045
8	H_2O - og CO_2 -gass ut av K-2	384	2	-9516	67	0.851	0.149	0	0	0	0
9	Ren CO_2 -gass ut av systemet	298	2	-8933	57	1	0	0	0	0	0

Tabell 1: Data for hovedstrømmer post-combustion CO₂-fangst. (Verdiene er avrundet)

4.1.1 Massefraksjoner

Denne prosessen innebærer at flere stoffer kommer inn i system, som videre reagerer med hverandre før de sendes ut i andre strømmer. Dette betyr at hver strøm består av ulike fraksjoner av forskjellige stoffer, og optimalt vil summen av disse fraksjonene i hver strøm bli 1. Tabell 1 gir en oversikt over oppsettingen av de forskjellige strømmene, og summen av fraksjonene i hver strøm summeres opp til ≈ 1 . Ved å undersøke verdiene ut av massesimulatoren[3] med flere desimaler, får man at summen blir lik 1

4.1.2 Massestrømmer

Tabell 1 gir en god oversikt over de massene som kommer inn i systemet, og de som går ut av systemet. For at totalbalansen skal stemme i systemet, må den totale massen inn i systemet være lik den totale massen som kommer ut av systemet. tabell 1 viser at gassblandingen i strøm 1 kommer inn i absorberen der CO_2 absorberes og den rensede gassblandingen sendes ut av systemet. Det første kontrollvolumet består av massen CO_2 inn og ut av systemet det, og tabell 1 viser at dette stemmer.

$$\dot{m}_1 = \dot{m}_2 + \dot{m}_9 \tag{4.1.1}$$

I steget med varmeveksleren foregår det kun en varmeveksling mellom strøm 6 og strøm 4, og medfører dermed at massen i disse strømmene blir bevart. Tabellen viser at massen til strøm 4 bevares til strøm 5, og at massen til strøm 6 bevares til strøm 7 og 8. Strømmen som føres inn i stripperen ligger på 975 kg s⁻¹, mens strømmen ut av stripperen til kokeren ligger på 917 kg s⁻¹. Differansen mellom disse to strømmene gir en verdi på 58 kg s⁻¹, som er nært verdien ren CO_2 som

går ut av systemet i strøm 9. Ved å kontrollere ved hjelp av massesimulatoren, finner man ut at dette er en avrundingsfeil, og at massebalansen stemmer når det brukes verdier med flere desimaler.

I kontrollvolum 3 går MEA løsningen inn i stripperen der CO_2 gass og vanndamp strippes og sendes ut i strøm 8 for nedkjøling. Vanndamp kondenseres og sendes tilbake til stripperen, dette som medfører at den eneste massen som forsvinner i dette kontrollvolumet er massen ren CO_2 gass som forsvinner i strøm 9. Strøm 6 består av massen til den strippede MEA løsningen, dette som stemmer med de verdiene tabell 1 viser.

4.1.3 Entalpier

Tabell 1 viser de spesifikke entalpiene til strømmene, og er gitt ved standard trykk og temperatur. Det er tydelig at de ulike strømmene har stor variasjon i spesifikk entalpi. Eksempelvis består strøm 1 av varierte gasser, mens strøm 4 inneholder store mengder vann og MEA løsning i tillegg til CO_2 . Dermed øker dannelsesentalpien i denne strømmen.

Ved å se på de absolutte entalpiene i tabell 2, er det lett å se hvor stor variasjon det er i entalpiendringen gjennom prosessen. Dette vises tydelig mellom strømmen inn og ut av absorberen. Hovedsakelig oppstår det en stor entalpiendring mellom strømmene der det er en endring i massen til strømmene, grunnet at det er en endring i massene medfører en endring i mengde stoff som bidrar til entalpiendringene. I de strømmene som passerer gjennom varmeveksleren og kjølerene, vil det ikke være stor endring i entalpien, grunnet det kun oppstår en temperaturendring til strømmen. Ettersom det er store variasjoner mellom de absolutte entalpiene til inn- og utstrøm over ulike komponentene, f.eks. strøm 7 og strøm 3 over kjøler V-2, er det tydelig at dette er en energikrevende prosess.

Strøm	Variabel	Verdi $[MJ s^{-1}]$
1	H_1	-901.0
2	H_2	-388.7
3	H_3	-12265.4
4	H_4	-12727.1
5	H_5	-12570.9
6	H_6	-12034.8
7	H_7	-12190.9
8	H_8	-641.7
9	H_9	-512.5

 Tabell 2: Absolutte

 entalpier for

 strømmene.

4.1.4 Oppsummering

De verdiene som ble utregnet i tabell 1 gir ut gyldige verdier som ikke avviker fra hva som var forventet. Summen av massefraksjonene i hver strøm blir 1, i tillegg til at massebalansene til hver strøm stemmer med hva som foregår i hver strøm. Massen til strømmene endrer seg i absorberen og stripperen, mens den er uendret i ledd der det kun foregår en temperaturendring av strømmen.

Massestrømmene i systemet har relativt store verdier, noe som kommer av verdiene valgt for innstrømmene. Innstrømmen av eksos ligger på 750 kg s⁻¹ og består av relativt lite CO_2 i forhold til massen av de andre komponentene. Det er dermed logisk at de andre strømmene også inneholder relativt store verdier. De strømmene med mindre verdier, er de strømmene der CO_2 utgjør en større fraksjon av massen. Strøm 8 inneholder all renset CO_2 i tillegg til litt vanndamp som blir fjernet i reflukstanken før ren CO_2 sendes til strøm 9. Det er dermed logisk at disse to strømmene er betydelig mindre enn de andre strømmene, grunnet at de hovedsakelig skal bestå av den massen CO_2 som gikk inn i systemet. Den absolutte entalpien i hver av disse strømmene ligger på et relativt høyt nivå, og oppstår grunnet de store massestrømmene som inngår i systemet. Med en større massestrøm følger også en betydelig større dannelsesentalpi for hver av komponentene i strømmen. Med tanke på mengden masse som passerer gjennom prosessen, er ikke verdiene for entalpiene urimelige

Effektiviteten til prosessen kan utregnes ved hjelp av å se på forholdet mellom mengden CO_2 inn i systemet gjennom strøm 1 og mengden CO_2 fjernet fra gassblandingen, ut av strøm 9:

$$\frac{\dot{m}_9}{\dot{m}_1 * \omega_1^{\rm CO_2}} \tag{4.1.2}$$

Ved å bruke verdiene fra tabell 1, blir effektiviteten til prosessen på 84,4 prosent. prosessen har dermed muligheten til å fjerne opp til 84,4 prosent av CO_2 gass fra eksosgass som går inn i systemet. I denne type CO_2 fangst, er den forventede effektiviteten til prosessen at den fanger omtrent 90 prosent av CO_2 gass fra fødestrømmen. [6]. Dette betyr at effektiviteten til dette systemet ligger litt under hva som er forventet, men er i sin helhet et helt gyldig resultat for prosessen.

Oppsummer litt om prosessen, kanskje her nevne hvor mye CO2 den tok ut av lufta?

4.2 Energiforbruk i stripper med tilhørende koker og kjøler

Pythonkoden[3] ga at:

$$Q_{V-3} = -30.5 \mathrm{MW}$$

og

$$Q_{V-4} = 54.2 \text{MW}$$

Verdiene virker rimelige. I kjøler V-3 går varme ut av systemet, og det gir dermed mening at Q_{V-3} er negativ. Tilsvarende gir det mening at Q_{V-4} er positiv. I tillegg gir det mening at Q_{V-4} er større i absoluttverdi enn Q_{V-3} ettersom massen som skal varmes i V-4 er større enn massen som skal kjøles i V-3. I tillegg vil noe av den nedkjølte massen ut av V-3 gå tilbake for å bli varmet opp av V-4 igjen, hvilket vil si at V-3 motarbeider V-4. Derfor kreves det mer energi til oppvarming fra kokeren V-4 enn kjøleren V-3 fjerner fra systemet.

4.3 Varmeveksling i prosessen

4.3.1 Varmeveksler V-1

Resultatet av koden[3] er at $T_7 = 60^{\circ}\text{C} = 333\text{K}$.

Dette er en rimelig verdi for T_7 ettersom den er lavere enn inntemperaturen på den varme strømmen (strøm 6). Samtidig som den er høyere enn inntemperaturen på den kalde strømmen (strøm 4), hvilket er slik det skal for en motstrøms varmeveksler.

I tillegg er ΔT for varm side lik 62K og ΔT for kald side lik 61K. Det gir også mening ettersom det strømmen på kald side har større masse per sekund enn strømmene på varm side, hvilket gjør at varmeoverføringen vil påvirke temperaturen mest for strømmene på den varme siden, hvilket den gjør.

Koden[3] gav også at nødvendig varmeoverføringsareal $A = 13503m^2$. Dette virker usannsynlig stort. Ved kontroll med håndregning får man det samme tallet, så dersom T_7 er rett og beregningen av de absolutte entalpiene er gjort på rett måte, er også $A = 13503m^2$ rett med tanke på oppgitte verdier.

4.3.2 Kjøler V-2

Koden[3] gir at massestrømmen i strøm 10,0g forsåvidt i strøm 11, $\dot{m}_{10} = 787 \text{kg s}^{-1}$.

Det er veldig vanskelig å sikkert si noe om hvorvidt dette er riktig verdi ettersom det ville krevd at man vet hvordan varmekapasiteten til MEA-løsningen og $H_2O(l)$ er i forhold til hverandre på de respektive temperaturintervallene. Derimot ligger \dot{m}_{10} i det samme området som de andre massestrømmene i systemet, så det kan konkluderes med at svaret ikke er et urimelig svar.

4.4 Kompresjon av CO₂

Resultatene i denne delen ble funnet ved fremgangsmåten presentert i avsnitt 3.6.

Kompresjon av produktstrøm i tre steg

Hva	Variabel	Uten oppgitt masse	For strøm 9
Totalt akselarbeid	W_s	$7404 \ {\rm kW kg^{-1}}$	424.8 MW
Total varmeoverføring	Q	-7219 kW kg^{-1}	-414.2 MW
Temperatur strøm b før kjøling	T_b	$355~\mathrm{K}$	$355~\mathrm{K}$
Temperatur strøm d før kjøling	T_d	361 K	361 K
Temperatur strøm f før kjøling	T_f	381 K	381 K

Tabell 3: Resultater for kompresjon av produktstrøm i tre steg.

Kompresjon av produktstrøm i ett steg

Hva	Variabel	Uten oppgitt masse	For strøm 9
Akselarbeid	W_s	$8718 \mathrm{~kW~kg^{-1}}$	$500.2 \ \mathrm{MW}$
Varmeoverføring	Q	-8532 kW kg^{-1}	$-489.5 \ \mathrm{MW}$
Temperatur strøm b før kjøling	T_b	$526 \mathrm{~K}$	$526 \mathrm{~K}$

 Tabell 4: Resultater for kompresjon av produktstrøm i ett steg.

Sammenlikning

Ut ifra tabell 3 og tabell 4 kan man lett se at kompresjon i tre steg krever mindre energi enn kompresjon i ett steg. Det er ikke lett å beregne det totale energiforbruket til noen av kompresjonene ettersom det foregår en varmeoverføring underveis. Det er derimot ganske tydelig at det vil kreve mindre energi av kompresjonen i seg selv, når det gjøres i flere steg.

Varmeoverføringen får negativt fortegn, hvilket vil si at det fjernes varme fra CO_2 -gassen. Det er veldig vanskelig å vite hvor mye energi nedkjøling krever totalt ettersom det ikke er oppgitt hvordan kjølemediet blir nedkjølt. Dersom dette er gjort ved kjølemaskin, er det mye energi som går med til det. Hvis det derimot blir brukt vann i fra en elv, vil ikke energiforbruket være like høyt. Som oftest er nedkjøling er dyrt, og man kan se at kompresjon i ett steg krever mer nedkjøling enn kompresjon i tre steg. Hvilket gjør det mindre gunstig å ha kompresjon i ett steg.

Årsaken til at tre stegs kompresjon er mest effektiv kan forklares med disse formlene [8, s. 16, 137]: Ideell gasslov:

$$pV = nRT \tag{4.4.1}$$

Formel for reversibelt akselarbeid:

$$W_s^{rev} = \int_{p1}^{p2} V dp$$
 (4.4.2)

Man kan bruke ideell gasslov som utgangspunkt for å forstå resultatene. Ved å anta at ulike variable i den ideelle gassloven er konstante ved de forskjellige prosessene:

Antar at trykket er konstant under kjøling. Ved å ha mellomkjøling mellom kompresjonene i en flerstegs kompresjon, vil volumet avta etter ideell gasslov, hvilket igjen medfører at det reversible akselarbeidet W_s^{rev} , og dermed også det reelle, avtar.

Dersom man antar at volumet av gassen er konstant over kompressorene, ser man at små endringer i trykk fører til tilsvarende få endringer i temperatur. Dette minsker igjen kjølebehovet etter kompresjonen.

Det kommer klart frem at kompresjon av CO_2 i flere steg er å foretrekke når man ser på energiforbruket. På en annen side, flere komponenter gjør at prosessen tar mer plass, hvilket gjør at energiforbruk og plassbruk må vurderes når det skal velges hvor mange trinn kompresjonen av gassen skal ha.

4.5 Partialtrykk av CO₂ i gassfase

Partialtrykket av CO₂ i gassfase i denne prosessen kan undersøkes nærmere ved å bruke utledet sammenheng mellom p_{CO2} og loading fra delkapittel 3.1.

$$\mathbf{p}_{CO2} = \frac{\mathbf{K}_H \cdot \alpha^2}{\mathbf{K}_2 \cdot (1 - 2\alpha)^2}$$

Sammen med oppgitte verdier for K_2 ved ulike temperaturer, er det mulig å observere hvordan partialtrykket til CO_2 endres som funksjon av loading, eller ved forskjellig temperatur.



Figur 4: Grafer for p_{CO2} som funksjon av temperatur og loading

I figur 4 kan man se at partialtrykket av CO_2 øker med både loading og temperatur. Likevel er det i denne prosessen også relevant å undersøke hvordan loading endrer seg med gitte betingelser, noe som er mulig å gjøre med utgangspunkt i partialtrykket. I figur 5 er loading presentert som funksjon av partialtrykket til CO_2 ved ulike temperaturer.



Figur 5: Grafer for loading som funksjon av p_{CO2} ved ulike temperaturer

Her er det interessant å observere hva som skjer ved høyere temperaturer. Tendensen ser ut til å være at høyere temperatur gir lavere verdi for loading, dersom man sammenligner verdiene ved feks. 100 kPa. I stripperen K-2 er det ønskelig å fjerne så mye CO_2 som mulig fra MEA-løsningen, og grafen forklarer hvorfor det er gunstig å varme strøm 4, før den går inn i stripperen.

5 Konklusjon

Data utregnet fra prosessen, viser at dette systemet har muligheten til å absorbere omtrent 84.4% av CO₂-gass fra en fødestrøm. En slik type CO₂-fangst består av en rekke med ledd og faktorer som må optimaliseres for at prosessen skal være gunstig. Anleggets størrelse og energibruk er de to mest sentrale faktorene som må vurderes. Prosessen inneholder store strømmer, i dette tilfellet mellom 750 kg s⁻¹ og 1000 kg s⁻¹. Overflatearealet i varmeveksleren var veldig høyt (13503 m²), men ettersom dette er en gitt oppgave og ikke en reell prosess, kan det hende at noen av verdiene er funnet opp, og derfor gjør at dette tallet ble veldig høyt.

I tillegg til at prosessen er svært plasskrevende, er det også tydelig at prosessen er svært energikrevende. Både kjøling og kompresjon av gassen krever store mengder med energi som må komme fra et sted. Og etter at gassen kommer ut av systemet og har blitt komprimert, er det også viktig å ha en plan for hvor og hvordan den rensede CO₂-gassen effektivt kan lagres i ettertid.

Det er også viktig å huske at de verdiene som ble utregnet i denne rapporten vil inneholde verdier som regnes ut ved hjelp av ideelle tilstander. Dette er et tilfelle som ikke vil inntreffe dersom prosessen utføres industrielt, og må tas hensyn til dersom prosessen skal utbygges i full skala. Dette er også en faktor som inngår i de forskjellige komponentene i prosessen, der flere deler vil ha behov for vedlikehold, og eventuelle fullstendige erstatninger over tid. Til tross for at MEA-løsningen kan resirkuleres, vil det være behov for å erstatte den for at prosessen skal holde en gunstig effektivitet. Det er alle disse faktorene som vil være med på å bestemme om en slik prosess vil være gunstig eller ikke.

Som denne rapporten har vist er det en rekke med faktorer som inngår i å effektivisere en slik CO_2 absorber. En av de største utfordringen som oppstår er hvordan man skal finne en balanse mellom mengden energi som brukes og mengden materialet som brukes. Det må vurderes om mengden CO_2 er optimalisert til kostnadene av å bygge, kjøre og vedlikeholde prosessen. CO_2 -fangst vil sannsynligvis være sentralt i nær framtid, og denne prosessen vil være mest egnet til å hindre massive utslipp fra fabrikker. Det er dermed viktig å optimalisere slike prosesser slik at de blir gunstige både for CO_2 -fangst, og det økonomiske aspektet for samfunnet.

Referanser

- Lise Brix. Hva vet vi om global oppvarming? 2014. URL: https://forskning.no/klimamiljovern-forurensning/spor-en-forsker-hva-vet-vi-om-global-oppvarming/532321.
- Georgis Fytianos mfl. «Corrosion and degradation in MEA based post-combustion CO₂ capture. (English)». I: International Journal of Greenhouse Gas Control 46 (2016), s. 48–56. DOI: http: //dx.doi.org/10.1016/j.iggc.2015.12.028.
- [3] Gruppe 8. Pythonkode lagt ved rapporten ved innlevering. 2020.
- [4] RonMunson GuidoMagneschi TonyZhang. «The impact of CO₂ capture on water requirements og power plants. ([English])». I: Energy Procedia 114 (2017), s. 6337–6347. DOI: https://www. sciencedirect.com/science/article/pii/S1876610217319720.
- [5] Yann Le Moullec mfl. «Process modifications for solvent-based post-combustion CO₂ capture. (English)». I: International Journal of Greenhouse Gas Control 31 (2014), s. 96–112. DOI: http://dx.doi.org/10.1016/j.iggc.2014.09.024.
- [6] Anand B. Rao og Edward S. Rubin. «Identifying Cost-Effective CO₂ Control Levels for Amine-Based CO₂ capture Systems. (English)». I: Industrial and engineering chemistry research 45 (2006), s. 2421–2429. DOI: https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/ie050603p.
- [7] Sigurd Skogestad. Prosessteknikk, masse- og energibalanser. 2nd. Fagbokforlaget, 2003, s. 111– 112.
- [8] Sigurd Skogestad. Prosessteknikk, masse- og energibalanser. 3rd. Fagbokforlaget, 2014, s. 33, 94, 97, 98, 126, 136, 141, 285.
- [9] TKP4120. Prosjektoppgave CO_2 -fangst. 2020.