

Småskalert CO₂-fangst i gassifiseringsanlegg

KRISTINE ØREN
ROBIN JORDSKAR

Bacheloroppgave i Energiteknologi
Bergen, Norge 2022



Småskalert CO₂-fangst i gassifiseringsanlegg

Kristine Øren

Robin Jordskar

Institutt for Maskin- og Marinfag

Høgskulen på Vestlandet

NO-5063 Bergen, Norge

Høgskulen på Vestlandet
Fakultet for Ingeniør- og Naturvitskap
Institutt for maskin- og marinfag
Inndalsveien 28
NO-5063 Bergen, Norge

Omslag fotografi © Norbert Lümmer

English title: Small scaled CO₂-capture in gasification plant

Forfatter(e), studentnummer: Kristine Øren h587719
Robin Jordskar h580849

Studieprogram: Energiteknologi
Dato: Mai 2022
Rapportnummer: IMM 2022-M76
Veileder ved HVL: Dr. Shokri Amzin
Oppdragsgiver: Portable Energy Plants AS
Oppdragsgivers referanse: Hans Bjerkvig

Antall filer levert digitalt: 3

IMM 2022-M76

Forord

Denne oppgaven er skrevet som en del av bachelorprogrammet «Energiteknologi» ved institutt for Maskin- og Marin ved Høgkolen på Vestlandet i vår 2021. Oppgaven er skrevet i samarbeid med selskapet Portable Energy Plants, PEP AS.

Gruppen ønsker å rette en takk til intern veileder Dr. Shokri Amzin for hans rettleiding og kunnskap. Vi ønsker også å uttrykke vår takknemmelighet til Dr. Norbert Lümmen, vår studieveileder, som ikke bare har hjulpet oss med denne oppgaven, men gjennom hele studiet. En takk også til vår eksterne veileder Hans Bjerkvig ved PEP AS, han har også vært til stor hjelp gjennom denne prosessen, og gitt oss innsikt i fagfeltet. Vi vil og takke Kristiane Myklebust Solvik fra BIR for omvisning og nyttig info som vi har fått bruk for i oppgaven vår. Takk og til David Berstad ved SINTEF for bruk av figurer. Til slutt ønsker vi å rette en oppmerksomhet til alle medlemmer ved fakultetet for bidrag til vår kunnskap og utdanning.

Sammendrag

Denne oppgaven vurderer muligheter for implementering av CO₂-fangstteknologi for et pre-forbrennings gassifiseringsanlegg som behandler kommunalt avfall i Kjevikdalen. Anlegget planlegges for en bruttoeffekt på 6,5 MW og skal håndtere 50 tonn avfall daglig. Teknologiene som blir evaluert for CO₂-fangst er fysisk absorpsjon, Rectisol, lav-temperatur syntesegass-separasjon, og polymer membranteknologi. Gassifiseringsanlegget vil fange 15-16 tusen tonn CO₂ årlig.

Den økonomiske vurderingen er basert på LCOE, Levelized Cost of Energy, og CAC, CO₂ Avoidance Cost. Den viser varierende priser for CAC for relevante anlegg: mellom €67/t CO₂ og €47/t CO₂ for Rectisol, €22/t CO₂ - €42/t CO₂ for lav-temperatur og €53/t CO₂ for membranteknologi. For inntekt på anlegget er det vurdert muligheten for salg av CO₂ til planlagte nærliggende drivhus og algeproduksjonsanlegg. Drivhus og algeproduksjon krever relativt lite CO₂, ca. 91 t CO₂/år. Det er også vurdert inntekt fra salg av kraft fra anlegget, og dette vil være den største inntektskilden med potensielt mellom 15,8-17,3 millioner kr årlig. En annen vesentlig inntektskilde er besparelsen knyttet til CO₂-kvoter, som kan utgjøre mellom 13,5 og 14,5 M kr årlig. Etter sammenligning av teknologiene viser Rectisol størst modenhet og polymer membran viser moderat høy modenhet. Lav-temperatur har mindre modenhet, men har vist lovende tall i senere år.

Abstract

This thesis considers the possibility of implementing a CO₂-capture technology to a pre-combustion gasification plant treating municipal solid waste by reviewing relevant research. The plant will be located in Kjevikdalen in Nordhordland. It will have a power output of 6.5 MW with 50 tonnes of waste managed every day. The technologies evaluated for CO₂-capture are physical absorption with Rectisol, low-temperature synthesis gas separation, and polymer membrane. The gasification plant with CO₂ capture technology can capture 15-16 thousand tonnes of CO₂ a year.

The economic evaluation is based on LCOE, Levelized Cost of Energy, and CAC, CO₂ Avoidance Cost, and considers similar facilities as references. It shows very variable prices for CAC: between €67 /t CO₂ and € 47 /t CO₂ for Rectisol, €22 /t CO₂ - €42 /t CO₂ for low-temperature and €53 /t CO₂ for membrane technology. Considering profits for the plant, the possibility of selling CO₂ to planned nearby greenhouses and algae production plants is reviewed, which requires approx. 91 t CO₂/year. Profits from power sales can amount to NOK 15.8-17.3 million annually. Savings related to CO₂ quotas amounts to NOK 13.5- 14.5 M annually. The maturity levels show Rectisol as the best option, followed by polymer membrane, and low temperature capture to be least mature.

Innhold

1.	Innledning	1
2.	Analyse.....	2
2.1	Bakgrunn	2
2.2	Gassifiseringsanlegg.....	2
2.3	Teknologier for CO ₂ -fangst.....	4
2.3.1	Absorpsjon av CO ₂ ved fysisk løsning	4
2.3.2	Lav-temperatur syntesegass-separasjon	5
2.3.3	Membranbasert CO ₂ -fangst.....	6
2.4	CO ₂ -fangstberegninger	7
2.5	Økonomiske beregninger.....	9
3.	Resultat.....	12
3.1	Energibehov og CO ₂ -fangst.....	12
3.1.1	Energibehov	13
3.1.2	CO ₂ -utslipp og -fangst.....	14
3.2	Økonomiske resultater.....	15
3.2.1	Kostnader for CO ₂ -fangstteknologier.....	15
3.2.2	Skaleringsforhold	17
3.2.3	Inntekt	18
4.	Diskusjon.....	21
4.1	Småskala CO ₂ -fangst og gassifiseringsanlegg.....	21
4.2	Valg av Teknologier	21
4.3	Økonomi.....	22
4.4	Sammenligning av teknologiene.....	24
4.5	Videre arbeid	25
5.	Konklusjon	27
	Referanser	28
	Figurer.....	32
	Tabeller	32
	Vedlegg 1	33
	Vedlegg 2.....	33

1. Innledning

Økte nivåer av klimagasser, spesielt karbondioksid, CO₂, er ansvarlig for den globale oppvarmingen som driver klimaendringene [1]. Det er anerkjent at klimagassutslippene må reduseres betydelig for å forhindre alvorlige konsekvenser av global oppvarming [2]. Norge har som mål å redusere utslippene med 50 til 55% sammenlignet med nivået i 1990, innen 2030 [3]. For å oppnå det behøves det flere teknologier for å utnytte fornybare energikilder. For anlegg som ikke kan benytte seg av fornybare energikilder eller som krever betydelig omveltning for å implementere fornybar energi, er det nødvendig med alternative CO₂-reduserende teknologier.

Store mengder av Norges avfall blir i dag fraktet til Sverige på grunn av manglende forbrenningskapasitet. Miljødepartementet estimerte at i 2021 ble det eksportert 3,4 millioner tonn avfall til Sverige [Vedlegg 1]. Portable Energy Plants AS, PEP AS, ønsker å redusere behovet for eksport av avfall, ved å bygge et lokalt gassifiseringsanlegg. Gassifisering av avfall vil medføre utslipp av miljøskadelige drivhusgasser, deriblant CO₂. For at PEP AS skal få nødvendige subsidier til å finansiere et gassifiseringsanlegg, er de avhengig av å redusere CO₂-utslippet. Det blir derfor sett på muligheten for et gassifiseringsanlegg med CO₂-fangstteknologi. Denne typen anlegg vil ha en integrert kombinert gassifiseringssyklus, Integrated Gasification Combined Cycle, IGCC. Et slikt anlegg vil kunne fange CO₂, for videre utnyttelse. Anlegget skal bygges i samarbeid med Nordhordland og Gulen Interkommunale Renovasjonsselskap IKS, NGIR, i Kjevikdalen, og skal skaleres til 50 tonn avfall per dag, tilsvarende 6,5 MW. I nærheten av anlegget planlegges det for et drivhus og algeproduksjonsanlegg; industrier som begge er avhengig av CO₂. Ved at disse industriene kan dra nytte av CO₂, løses utfordringer knyttet til dyr lagring av gassen under havbunnen [4].

Ifølge FNs klimapanel er fangst av CO₂ et sentralt tiltak i kampen mot klimaendringene [5]. CO₂-fangst og lagring, Carbon Capture and Storage, CCS, i Sleipnerfeltet og ved Snøhvitanlegget er store prosjekter i Norge som har vært operative i mange år. Bergen Carbon Solutions, Aker Carbon Capture og SINTEF er store aktører innenfor fagfeltet. Hovedsakelig gjelder dette CO₂-fangst i mye større skala enn størrelsen på anlegget som planlegges av PEP AS. For å øke kunnskap og lønnsomhet kreves det mer arbeid og forskning, også for mindre anlegg. Det er mange prosjekter som planlegges for å fange CO₂ i årene som kommer, blant annet prosjekt Langskip i Norge [6], [7]. Det planlegges òg CO₂-fangst ved avfallsforbrenningsanlegget til Bergensområdets Interkommunale Renovasjonsselskap, BIR, i Rådalen. Det tyder på muligheter for PEP AS for lignende prosjekt. Det er mange mulige teknologier for fangst av CO₂. Denne oppgaven fokuserer på pre-forbrenning CO₂-fangst med fysisk absorpsjon med Rectisol, lavtemperatur syntesegass-separasjon og CO₂-separasjon med polymer membran. Roussanaly, et al. [8] har skrevet om de samme teknologiene i stor skala. Teknologiene i denne oppgaven blir sammenlignet basert på energibehov, spesifikt CO₂-utslipp og økonomi.

2. Analyse

I dette kapittelet blir bakgrunnen for prosjektet og de forutsetningene som gjelder for denne oppgaven presentert. Tre forskjellige hovedmetoder for å fange CO₂ blir analysert. Metodene som blir redegjort for er absorpsjon med fysisk løsning, lav-temperatur syntesegass-separasjon og polymer membran teknologi. Disse metodene er valgt basert på muligheter for bruk i et mindre anlegg, innovativ teknologi, bevaring av hydrogen og tilstrekkelig forskning. Kapittelet inkluderer en teknologisk og økonomisk analyse av de forskjellige CO₂-fangstmetodene, som brukes videre i oppgaven. Teknologienes funksjonalitet, modenhet, og lønnsomheten til de forskjellige løsningene blir presentert.

2.1 Bakgrunn

CO₂-fangstteknologi har blitt benyttet siden 1920-tallet for å separere CO₂ funnet i naturgassreservoarer fra metangassen som kan selges. På begynnelsen av 1970-tallet ble CO₂ fanget på denne måten fra et gassbehandlingsanlegg i Texas. Det ble så ført til nærliggende oljefelt og injisert for å øke oljeutvinningen. Denne prosessen, kjent som Enhanced Oil Recovery, EOR, er svært vellykket og har blitt brukt videre for injisering i oljefelt [9]. I dag fanges CO₂ hovedsakelig på tre måter: pre-forbrenning, post-forbrenning og oxy-fuel CO₂-fangst [10]. Det finnes i dag 26 kommersielle operative CO₂-fangstprosjekter i verden, i tillegg til 21 i tidlig utviklingsfase og 13 i avansert utviklingsfase [11]. CO₂-fangst kan stå for 14 prosent av den globale drivhusgassreduksjonen nødvendig innen 2050, og vil dermed spille en viktig rolle i industrien de kommende årene [11].

I Bergensområdet håndterer BIR det kommunale avfallet i Rådalen. Anlegget behandler 220 000 tonn avfall i året gjennom en post-forbrenning, som produserer røykgass [Vedlegg 2]. BIR ser på muligheter for å fange CO₂, ettersom det er et utslipp på 260 000 tonn per år. PEP AS, i samarbeid med NGIR, planlegger å bygge et gassifiseringsanlegg for kommunalt avfall i Kjevikdalen, Nordhordland. Anlegget skal behandle 50 tonn avfall per dag, ca. 17 000 tonn avfall fordelt på 11 måneder i året, og vil ha en kapasitet på 6,5 MW. Avfallet behandles gjennom pre-forbrenning, hvor det foregår en ufullstendig forbrenning av avfallet. Implementasjon av en CO₂-fangst-teknologi, vil i dette anlegget kunne bidra til redusert utslipp, med økonomisk inntjening i form av salg av CO₂ til nærliggende drivhus og algeproduksjon, samt besparelse knyttet til CO₂-kvoter.

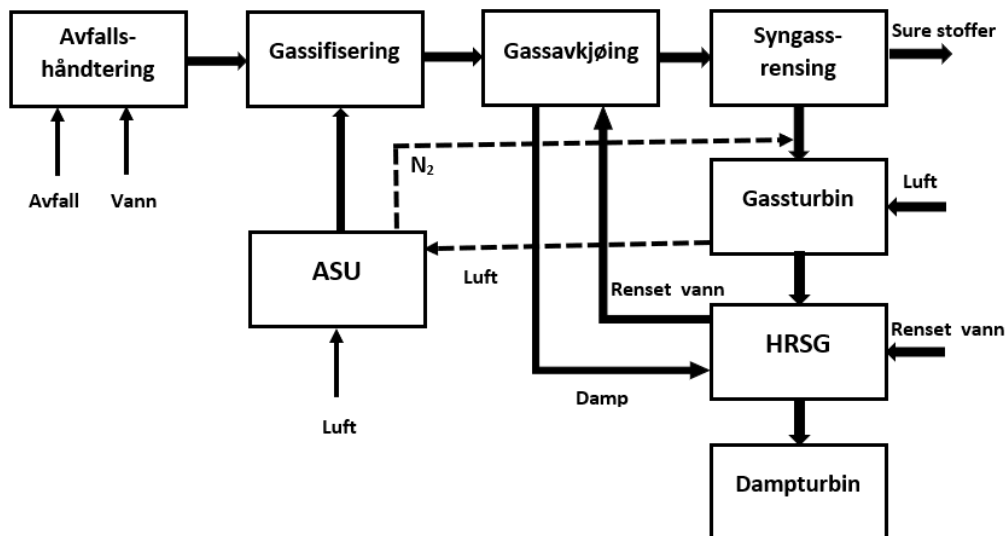
2.2 Gassifiseringsanlegg

Generelt, vil et gassifiseringsanlegg bestå i hovedsak av avfallskverner, forgasser og gassbehandlingsenheter [12]. I anlegget er det en Waste-to-Energy-teknologi, WtE, som gjør avfall om til termisk energi. WtE-prosessen gjør det mulig å redusere avfallsvolumet betydelig og gjenvinne energi. Avfall er en billig energikilde, og vil redusere behovet for ekstern energitilførsel for et gassifiseringsanlegg [13]. I gassifiseringsanlegget blir avfallet behandlet gjennom tre faser før det skal

inn i forgasseren; det grovkvernes før det tørkes og videre finkvernes. Når avfallspartiklene er i en spesifisert størrelse for anlegget, kan gassifiseringen starte. Det karbonbaserte avfallet må inn i en forgasser, som første ledd av gassifiseringen. I en prosess med pre-forbrenning CO₂-fangst blir avfall ufullstendig forbrent ved at mengden oksygen som er tilgjengelig i forgasseren er nøye kontrollert under høy temperatur og trykk [8]. Oksygenet hentes fra en luftseparasjonsenhet, Air Separation Unit, ASU, som skiller oksygen og nitrogen fra luft. Fra prosessen i forgasseren vil det komme en syntesegass, også kalt syngass, som består av CO, H₂, CO₂ og mindre mengder av andre gasser [8]. Gassen brukes i en gassturbinmotor, og hydrogenet forbrennes i et brennkammer, og eksosgassene ekspanderes i gassturbinen [14]. Etter det vil gassen gå inn i en dampgenerator for varmegjenvinning, Heat Recovery Steam Generator, HRSG, sammen med rensert vann som mates inn. I HRSG vil det produsere damp som går videre inn i en dampturbin som henter ut termisk energi og overfører det til mekanisk arbeid [15]. Sammen med syngassen vil den forgassede massen bli omgjort til slagg og aske [16]. Resterende faste stoffer fra gassifiseringsprosessen vil bli vurdert om det har noe form for ressursverdi. Gassifiseringsprosessen skjer i en nedtrekksforgasser ved ca. 800-1000°C og syngassen vil komme ut med et trykk på 35 bar [8]. Denne prosessen er illustrert i Figur 1.

For rensing av syngassen vil det være behov for syklonseparator og tørrskrubber. Syklonseparatoren i anlegget er en enhet for å separere faste partikler fra forurensede strømmen, og har lenge vært brukt i samarbeid med industrielle applikasjoner som kraftproduksjoner, gassturbiner, kjemiske prosesser o.l. [17]. Enheten fjerner faste partikler og stoffer fra et fluid. Sentrifugalkraften virker tangentielt på veggen av syklonsylinderen. Denne kraften, sammen med tetthetsforskjellen mellom fluidet og det faste stoffet, øker den relative sedimenteringshastigheten [18]. En tørrskrubber har som ansvar å rense syngassen for sure stoffer. Vanligst vil det være et behov for fjerning av svoveldioksid og saltsyre [19]. Det vil være absorpsjon av stoffene gjennom en sikt av reagenser [20].

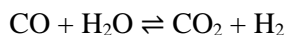
For å senke temperaturen i gassturbinen, og dermed sørge for trygg og effektiv turbindrift, blir det tilsatt nitrogen fra ASU som et fortynningsmiddel til den hydrogenrike gassen. Dette gjøres ikke om en er avhengig av ren H₂ ut fra prosessen [8]. Er det ønskelig å utnytte H₂, er et vanlig alternativ å sende det gjennom en gassturbin som kan utnytte energien i hydrogenet etter forbrenning i brennkammer. Et annet alternativ er å videre rense gassen for å oppnå rent hydrogen. Dette kan brukes til drivstoff for biler, ferger eller lignende transportmidler som utnytter brenselcelle, og det kan bli utgangsstoff for syntetiske drivstoffer som metanol og syntetisk diesel [21]. Elektrifisering av transportsektoren er viktig da den har stort potensial for å redusere nasjonale utslipp, og det kan brukes hydrogen som drivstoff [22].



Figur 1: Forenklet flytdiagram for en gassifiseringsprosess [15].

2.3 Teknologier for CO₂-fangst

For å implementere CO₂-fangst ved et gassifiseringsanlegg, må det gjøres endringer på anlegget. Produsert CO og tilført vandamp blir overført til en vann-gass-skiftreaktor, Water Gas Shift Reactor, WGSR. WGSR brukes regelmessig i industrien til fremstilling av ammoniakk, hydrokarboner, metanol og hydrogen. Dens viktigste anvendelse er i forbindelse med omdannelse av CO fra dampreformering av CH₄ eller andre hydrokarboner i produksjon av hydrogen [23]. I pre-forbrenning CO₂-fangst, blir det brennbare materialet gassifisert til syngass som består hovedsakelig av H₂ og CO. WGSR blir så anvendt for å øke både CO₂ og H₂ innholdet til syngassen, se formel 1. Den opererer gjerne med en temperatur på mellom 300 og 500°C. Separasjonen av CO₂ fra blandingen gir H₂ som et biprodukt som kan blant annet benyttes i en brenselcelle [24].



1

2.3.1 Absorpsjon av CO₂ ved fysisk løsning

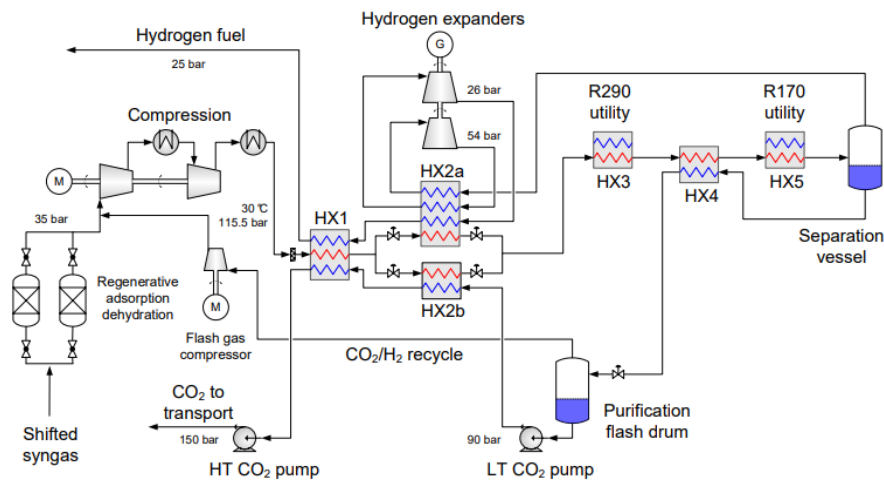
Generelt, er det to muligheter ved absorpsjon av CO₂; kjemisk absorpsjon og fysisk absorpsjon. Kjemisk absorpsjon er mer passende ved post-forbrenningsteknologi, hvor man renser en røykgass med lavt CO₂-nivå (3-15 vol%) [10]. Det er vanlig med forskjellige aminløsninger som absorbent ved denne teknologien. Fysisk absorpsjon er mer passende ved store mengder CO₂ (≈ 40 vol%), som er tilfellet ved pre-forbrenning [10]. To vanlige metoder for å absorbere CO₂ fra syngass er løsning av metanol, Rectisol, og N-metyl-2-pyrrolidon, Selexol. Denne oppgaven fokuserer på Rectisol som fysisk løsning.

Prosessen ved bruk av Rectisol kan variere mellom ulike anlegg. Prosessen virker slik at syngassen vil først kjøles ned til Rectisol sin operasjonstemperatur som er -40°C til -30°C [25]. Løsningen av metanol vil være tilsatt i en CO₂-absorpsjonsenhet, som syngassen strømmer inn i. Av absorpsjonsenheten vil det komme ut absorbert CO₂ i metanolløsningen. Denne løsningen vil frigjøre CO₂ i en Flash Regeneration Unit, hvor CO₂ går videre til komprimering, og løsningen vil bli regenerert tilbake til absorpsjonsenheten. Gassen som CO₂ blir absorbert fra vil være en hydrogenrik gass som kan videre behandles for ønsket formål [25].

2.3.2 Lav-temperatur syntesegass-separasjon

Flere design av prosessen er mulig for lav-temperatur syntesegass-separasjon, hvor CO₂ blir separert fra syngassen gjennom flytendegjøring av CO₂. Denne oppgaven vil ta utgangspunkt i prosessen som er redegjort for i artiklene delt av SINTEF Energy Research pga. deres mangeårige arbeid innenfor denne teknologien [8], [26]–[28]. Som vist i Figur 2, går syngassen først gjennom WGSR, som beskrevet i kapittel 2.2. Deretter vil den forskjøvede gassen gå gjennom en water knock-out prosess som dehydrerer syngassen. Dette er en viktig prosess for å unngå isdannelse i prosessen, for eksempel i varmevekslerne hvor syngassen nedkjøles under vannets frysepunkt. Omtrent komplett dehydrering er nødvendig, og det bør siktes mellom 0,1 og 1 ppm. Det vil derfor være passende med regenerative molekylsikt for dehydreringen. Etter dehydrering vil syngassen bli komprimert til 115,5 bar og så gå gjennom en nedkjølingsprosess med et nettverk av varmevekslere. Når syngassen er ferdig nedkjølt og klar for separering, er temperaturen -56°C. Kjølemiddelet som brukes for syngassener propan, R290, og etan, R170. Ekspandering av hydrogenet vil skje for å tilpasse gassen til ønsket tilstand. Det som er igjen etter separasjonen av syngassen er en hydrogenrik gass og en CO₂-rik væske [27].

Etter den nedkjølte, hydrogenrike gassen er separert, vil den strøme gjennom flere varmevekslere for å videre kjøle ned den useparerte syngassen, og hydrogenekspandering som letter på trykket. Om man ønsker å utnytte hydrogenet på en annen måte, som nevnt tidligere, bør ekspanderingen revurderes [27]. Den CO₂-rike væsken, som er det andre produktet etter syngass-separeringen, vil bli oppvarmet gjennom én varmeveksler før væsken blir strupet ned til omtrent 7-8 bar. Væsken strømmer videre til en flash drum for videre rensing av CO₂, samt gjenvinning av resterende hydrogen. Den rensede væsken med CO₂ blir pumpet videre og varmet gjennom to varmevekslere, før den til slutt blir pumpet til ønsket trykk for videre håndtering. Alternativt, om det er ønsket at CO₂ skal komme ut som væske, kan man ekskludere de to siste varmevekslerne og pumpene. Det er ofte vanlig i skipstransport at fluider fraktes som væske.



Figur 2: Flytdiagram for lav-temperatur syngass-separasjon [27].

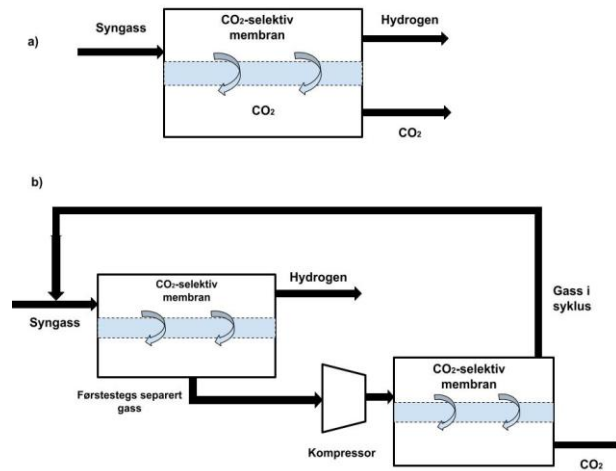
2.3.3 Membranbasert CO₂-fangst

Kvaliteten til ytelsen av en membran baseres på selektivitet og permeans. Separasjon av gasser med membran avhenger av forskjeller i den fysiske eller kjemiske interaksjonen med gasser eller membranmaterialet slik at ønsket komponent går gjennom membranen fortere enn den andre komponenten. Det vil si at membranen har høy selektivitet for en viss komponent. Permeansen i en membran er dens ledeevne av et stoff. Desto bedre permeans en CO₂-selektiv membran har, desto bedre ledes CO₂ gjennom membranen [29].

CO₂ kan separeres fra syngass ved enten ett-steps eller to-steps separasjon, som vist i Figur 3. To-steps separasjon sørger for renere CO₂ og høyere CO₂-gjenvinning. Dette resulterer i flere prosesser, og krever mer energi og vil dermed koste mer i drift og materialinnkjøp [29]. Ved separasjon av syngassen med membran, vurderes gasskomposisjonen for hva slags membran som er passende. Syngassen er rik på CO₂ og hydrogen, og dermed vil det være passende med en CO₂-selektiv eller H₂-selektiv membran. Merkel et al. [30] trekker frem at begge alternativene byr på høy renhet av CO₂ og en CO₂-fangstrate, CO₂ Capture Rate, CCR, på ca. 90%. H₂-selektiv membran har flere fordeler enn CO₂-selektiv membran, men grunnet teknologisk modenhet og bedre toleranse for CO vil denne oppgaven se på en CO₂-selektiv polymer membran [31].

Polymer membran er en tynn barriere mellom to gassfaser, og virker som molekulære sikt som opererer med løsningsdiffusjon. Syngassen vil oppløses i polymeren ved den ene siden av membranen før CO₂ blir diffundert gjennom. På den andre siden av membranen vil gassen desorberes og blir deretter komprimert. Hydrogenet kan trykk- og temperaturbehandles videre til ønsket tilstand. Scholes et al. [31] anbefaler en gummiaktig membran, PVAm (polyvinylamin), PDMS (Polydimetylsiloksan) og PEBAX (poly(eter-blokk-amid)) er gode alternativer. For å møte ønsket nivået av H₂- og CO₂-selektivitet til absorpsjonsteknologier, er det eneste alternativet en palladium-membran. Palladium-

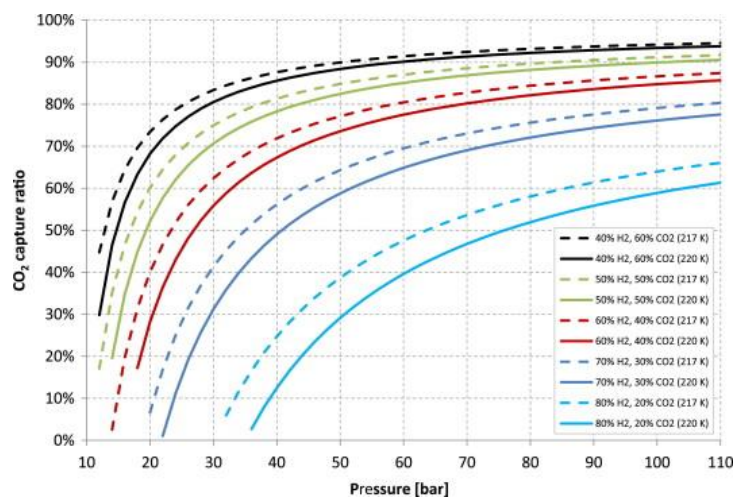
membranen tåler ikke nærvær av hydrogensulfid, det vil dermed være viktig at gassen som skal inn i membranen er uten hydrogensulfid. Palladium er et godt alternativ til polymer membran, om forholdene er passende for materialet [32].



Figur 3: Gass-separasjon med membran. a) Ett-stegsseparsjon, b) To-stegsseparsjon [29].

2.4 CO₂-fangstberegninger

Det vil bli sluppet ut noe CO₂ selv ved integrasjon av en CO₂-fangstteknologi, som beregnes ved CCR. CCR er basert på teknologiens egenskaper og trykk- og temperaturforhold. Figur 4 viser CCR ved forskjellige trykk og temperatur ved bruk av lav-temperatur syntesegass-separasjon, avhengig av komposisjonen av syngassen. CCR vil være avhengig av syngassens faselikevekter.



Figur 4: CCR ved lav-temperatur syngass-separasjon [28].

For å vurdere CO₂-utslippsnivået og CO₂-fangst, kan mange indikatorer benyttes, avhengig av hva en ønsker å presentere. En måte å vise CO₂-utslipp, er ved å se på det spesifikke utslippet av CO₂, e_{CO_2} som er en verdi av utslippsintensiteten, beregnet i g_{CO_2}/kWh , som vist i formel 2:

$$e_{CO_2} = \frac{\dot{m}_{CO_2}}{W_{net}} \cdot 3600$$

2

Hvor e_{CO_2} er spesifikt CO₂-utslipp [g_{CO_2}/kWh], \dot{m}_{CO_2} er massestrømmen til CO₂-utslippet [kg/s], og W_{net} [MW] er nettoeffekt [33].

Massestrømmen av CO₂-utslippet, \dot{m}_{CO_2} , beregnes på bakgrunn av daglig masse av avfall [34], se formel 3:

$$\dot{m}_{CO_2} = \frac{m_{avfall} \cdot k}{t}$$

3

Hvor m_{avfall} er den daglige massen av avfall, regnet i tonn, [t/dag], k er CO₂-utslipp for kommunalt avfall og er konstant, satt til 1087 kgCO₂/t avfall [34], og t er tiden [s].

Nettoeffekt, W_{net} , beregnes med bakgrunn i bruttoeffekt på 6,5 MW for anlegget, og tar hensyn til internt effektbehov for drift av anlegg. Interneffekten deles i to hovedgrupper; konstant last og variabel last. Den konstante lasten er uendret uavhengig av CO₂-fangstteknologi, og inkluderer avfallshåndtering, luftseparasjonsenhet, O₂/N₂-kompressor, gassifiseringsenhet (inkludert slukking i form av vifter og kompressor) og syngassrensing, som beskrevet i Tabell 1. Den variable lasten er avhengig av valg av CO₂-teknologi, og tar hensyn til modifikasjoner på gassifiseringsanlegget slik som WGSR, dampsyklus og CO₂-behandlingsenhet.

Tabell 1: Konstant last for gassifiseringsanlegget.

Enhet	Effektbehov [kW _e]
Avfallshåndtering	37
Luftseparasjonsenhet, ASU	341
O ₂ /N ₂ -kompressor	263
Gassifiseringsenhet	76
Syngassrensing	53

Det er i hovedsak forsket på større pre-forbrenning gassifiseringsanlegg med CO₂-fangst. Ettersom anlegget i Kjevikdalen er planlagt for småskala, er det gjort et estimat på verdier for kraften anlegget bruker, basert på en nedskalering av et større tilsvarende anlegg. Referanseanlegget er basert på artikkelen «Techno-economic comparison of three technologies for pre-combustion CO₂ capture from a lignite-fired IGCC» [8], som tar utgangspunkt i brunkull som brensel, og er skalert til 316,7 MW. Anlegget i Kjevikdalen utgjør til sammenligning 2,05% av referanseanlegget, basert på bruttokraft. Det er òg tatt hensyn til at anlegget i Kjevikdalen har kommunalt avfall som brensel.

2.5 Økonomiske beregninger

Et av de vanligste målene på kostnader for CO₂-fangst er kostnad for unngått CO₂-utslipp, CO₂ Avoidance Cost, CAC [35]. Det er en verdi på gjennomsnittlig kostnad knyttet til å fjerne CO₂-utslipp fra atmosfæren, og er basert på kostnadene for anlegget og det spesifikke CO₂-utslippet. For et elektrisk kraftverk defineres det som i formel 4 [36]:

$$CAC = \frac{LCOE_{CCS} - LCOE_{ref}}{e_{CO_2, ref} - e_{CO_2, CCS}}$$

4

Hvor: CAC er kostnad for unngått CO₂-utslipp, LCOE_{CCS} er Levelized Cost Of Energy eller kostnad av energi for et anlegg med CO₂-fangst [kr/kWh], LCOE_{ref} er LCOE for anlegget uten CO₂-fangst [kr/kWh], $e_{CO_2, ref}$ er spesifikk CO₂-utslipp for anlegget uten CO₂-fangst [g_{CO₂}/kWh], $e_{CO_2, CCS}$ er spesifikk CO₂-utslipp for anlegget med CO₂-fangst [g_{CO₂}/kWh] [36]. Spesifikt CO₂-utslipp beregnes som vist i formel 2.

LCOE, se formel 5, er en lønnsomhetsberegning for energisystemer og representerer den laveste mulige salgsprisen for energi for å oppnå nullpunktsomsetning over livssyklusen til anlegget [37].

$$\text{LCOE} = \frac{\text{OPEX} + \text{CAPEX}}{E}$$

5

Hvor OPEX, Operational Expenses, er summen av operasjons- og vedlikeholdskostnader i løpet av anleggets levetid [kr] og CAPEX, Capital Expenses, er investeringskostnader [kr]. E er summen av energi produsert i løpet av anleggets levetid. [MW] [38]. Levetiden til et Carbon Capture and Utilization, CCU-gassifiseringsanlegg kan antas å være 25-30 år [39].

For hvilket som helst industrielt anlegg, er det viktig å ta skaleringen i betraktning. For kostnadsberegninger, blir skaleringen basert på at det ikke er lineær-økning forhold til størrelsen av kraften på anlegget [1]. Det er utviklet en regel, «0.6-regelen», som sier at økningen i kapasiteten til et anlegg er større enn økningen i utstyrskostnad. 0,6 er en konstant som er basert på forskning på flere oppskaleringer, og økonomiske trender som oppstår i den sammenheng, her kalt n . Verdien for n kan derimot variere fra anlegg til anlegg, men da dette i forskning anses som et gjennomsnitt, brukes denne verdien her [40]. Formel 6 viser hvordan man kan regne på kostnad for et nedskalert anlegg.

$$C_{\text{nedskalert}} = \frac{C_{\text{ref}}}{\left(\frac{W_{\text{ref}}}{W_{\text{nedskalert}}}\right)^n}$$

6

Hvor $C_{\text{nedskalert}}$ er investeringskostnaden for det nedskalerte anlegget [kr], C_{ref} er investeringskostnaden for referanseanlegget [kr], W_{ref} er bruttokraft for referanseanlegget [MW], $W_{\text{nedskalert}}$ er bruttokraft for det nedskalerte anlegget [MW] og n er en skaleringskonstant, uten enhet [40].

Relevansen for denne formelen i denne oppgaven blir mulighet for nedskalering, da flere av referanseanleggene som blir omtalt har betydeligere større bruttokraft. Formelen er derfor modifisert for å gi mulighet til dette, om man kjenner investeringskostnaden og bruttokraften til et tilsvarende anlegg.

Beregninger av kostnader knyttet til CO₂-fangst, er ofte basert på flere gjennomsnitt av verdier for lignende anlegg. De fleste av disse anleggende defineres som Nth Of A Kind, NOAK, som gjør en antagelse at teknologiene er modne og velprøvde. Derimot er det sannsynlig at for et anlegg av størrelsen beregnet for Kjevikdalen, vil defineres som First Of A Kind, FOAK, som antar at teknologiene ikke er modne og velprøvde. Dette begrunnes i at selv om de relevante CO₂-fangst-teknologiene er NOAK i stor skala, vil nedskaleringen, samt avfallstypen sannsynligvis ha en

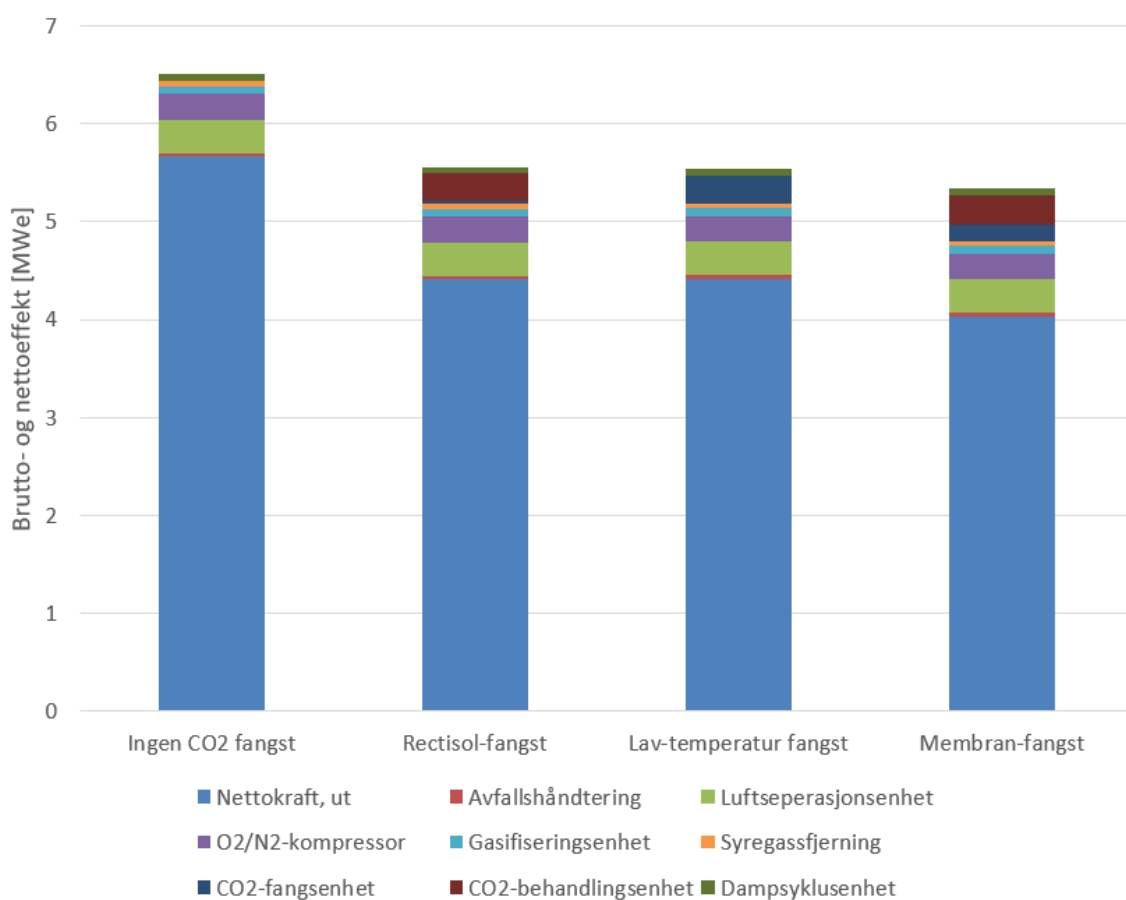
innvirkning på kostnadene [41]. For en FOAK CCS-installasjon på et IGCC-anlegg, vil LCOE være 45% høyere sammenlignet med en NOAK under samme omstendigheter. Dette utelukker transport -og lagringskostnader. [6]

3. Resultat

Gjennom undersøkelser av de ulike CO₂-fangst teknologiene, presentert i kapittel 2, fremkommer det tydelige forskjeller. I dette kapittelet blir det presentert energibehov, spesifikt CO₂-utslipp, fordeler og ulemper med ulike teknologier, økonomi knyttet til teknologiene og dens modenhetsvurdering.

3.1 Energibehov og CO₂-fangst

Teknologiene som er vurdert, har ulike energibehov, og derav ulik nettoeffekt. Dette er beregnet med bakgrunn i referanseanlegget som beskrevet i kapittel 2.4, og er basert på en 97,95% nedskalering. Det spesifikke CO₂-utslippet vil også variere, og er beskrevet i kapittel 2.4, og er beregnet med grunnlag i formel 2.



Figur 5: Effektbehov for gassifiseringsanlegget i Kjevikdalen med og uten CO₂-fangst [8].

Tabell 2: Effektbehov, CCR, spesifikt CO₂-utslipp, og CO₂-utslipp per dag for gassifiseringsanlegget i Kjevikdalen med og uten CO₂-fangst, inkludert konstant og variabel last.

Parametere	Ingen CO₂-fangst	Rectisol	Lav-temperatur separasjon	Polymer membran
Gassturbin, nettoeffekt [MWe]	3,7	3,5	3,4	3,3
Dampsturbin, bruttoeffekt [MWe]	2,8	2,1	2,1	2,0
Bruttoeffekt [MWe]	6,5	5,6	5,5	5,3
Internkraft, konstant [kWe]	770	770	770	770
CO₂-fangst enhet [kWe]	-	25	285	164
CO₂-behandlingsenhet [kWe]	-	285	-	304
Dampsyklusdrift [kWe]	72	68	68	68
Nettoeffekt [MWe]	5,7	4,4	4,5	4,0
CO₂-fangst-rate, %	-	89,0	84,1	86,9
Spesifikk CO₂-utslipp [g_{CO2}/kWh]	400,2	56,5	80,0	74,2
CO₂-utslipp [t/dag]	54,4	6,0	8,6	7,1

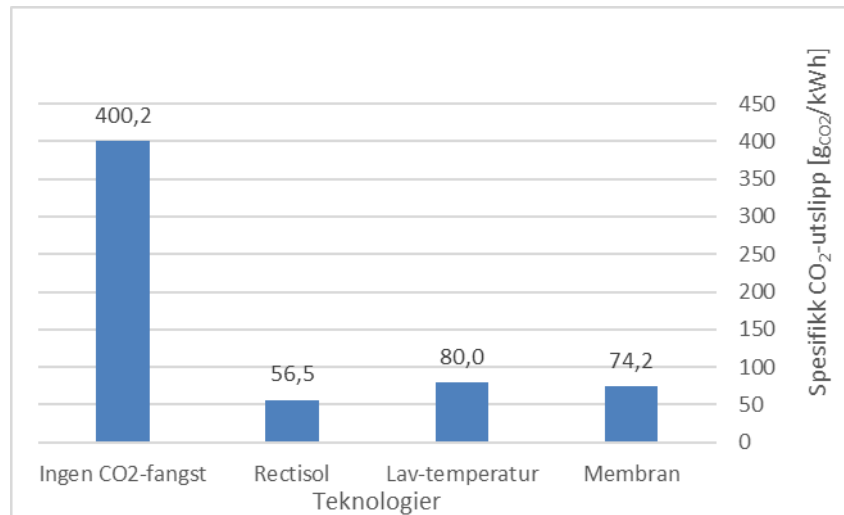
3.1.1 Energibehov

Når CO₂-fangst er inkludert, reduseres bruttoeffekten. Dette er på grunn av lastene implementert ved modifikasjonen av kraftverket. Det inkluderes en WGSR, for å konvertere CO til CO₂, noe som krever store mengder damp, ulikt for de forskjellige CO₂-fangst teknologiene. Effekten til gassturbinen reduseres også på grunn av den lavere brennverdien til den H₂-rike gassen på grunn av begrensningen i H₂-innholdet, den reduserte strømmen gjennom gassturbin, og hydrogentapene i CO₂-strømmen til transport og lagring [8].

Det forekommer av Tabell 2 at CO₂-fangst med Rectisol og lav-temperatur CO₂-fangst er mest energieffektiv, med nettoeffekt på henholdsvis 4,4 MW og 4,5 MW. Membranteknologien har en nettoeffekt på 4,0 MW. Rectisol har i utgangspunktet et lavt effektbehov for CO₂-fangstenheten som er 25 kW ettersom regenereringen er basert på trykkavlastning og ikke krever energi [8]. Derimot er energibehovet til CO₂-behandlingsenheten relativt høyt ved 285 kW ettersom energi kreves for nedkjøling av metanol i prosessen [42]. Det forekommer av Figur 5 at CO₂-fangst med Rectisol og lav-temperatur CO₂-fangst er mest energieffektiv, med nettoeffekt på henholdsvis 4,4 MW og 4,5 MW. Membranteknologien har en nettoeffekt på 4,0 MW. For lav-temperaturs-fangst er kraftbehovet for CO₂-fangstenheten betydelig større ved 285 kW. Dette er fordi syngass vil ha et trykk på mellom 25 og 70 bar for et gassifiseringsanlegg [28], og må komprimeres til 110 bar [43]. For lav-temperatur CO₂-fangst er CO₂-behandlingsenheten inkludert i CO₂-fangstenheten, og det totale energibehovet vil være 285 kW. Den membranbaserte fangstprosessen viser lavere nettoeffekt. Dette begrunnes i høyere kraftbehov både på CO₂-fangstenheten, og CO₂-behandlingsenheten, henholdsvis 164 kW og 304 kW. Det høye kraftbehovet skyldes både kompresjon og vakuumpumping ved det andre steget for membranseparasjon. Den betydelige kraften nødvendig for å komprimere CO₂ fra 1 bar til transporttrykk, resulterer også i høyt kraftbehov. Membranteknologien har også en lavere bruttoeffekt på 5,3 MW, ettersom CO fra syngassen trenger gjennom membranen og gjenvinnes sammen med CO₂ som fanges opp [8].

3.1.2 CO₂-utslipp og -fangst

Resultater for spesifikt CO₂-utslipp bergenes, hvor \dot{W}_{net} er nettoeffekt for de ulike teknologiene som sett i Tabell 2. Det er blir også tatt hensyn til CO₂-fangstraten. CO₂ produsert per dag av anlegget ved forbrenning av 50 tonn kommunalt avfall, er 54,4 tonn, basert på konstanten for CO₂-utslipp ved forbrenning av kommunalt avfall på 1087 kgCO₂/t avfall [34]. På en årlig basis utgjør dette 18 224 tonn CO₂. Med anlegget uten CO₂-fangst som utgangspunkt, reduseres CO₂-utslippet med 80-86% avhengig av fangstmetoden benyttet og deres CCR.



Figur 6: Spesifikt CO₂-utslipp for gassifiseringsanlegget i Kjevikdalen med og uten CO₂-fangst.

Vurdert utelukkende for CO₂-fangst, er fysisk absorpsjon med Rectisol fremtredende med et spesifikt CO₂-utslipp på 56,5 gCO₂/kWh som sett i Figur 6. Dette tilsvarer 6 tonn CO₂-utslipp hver dag, 2 010 tonn årlig. Deretter har membranteknologi et spesifikt CO₂-utslipp på 74,2 gCO₂/kWh, og spesifikt utslipp ved lavtemperatur CO₂-fangst er 80,0 gCO₂/kWh, som gir henholdsvis 7,1 og 8,6 tonn/dag.

Ved overføring av disse beregningene mot landets reduksjonspotensiale for CO₂-utslipp ved avfallshåndtering er det store muligheter. I 2021 ble det eksportert 3,4 millioner tonn avfall fra Norge til Sverige for forbrenning, se Vedlegg 1. Om Norge kan bygge anlegg som kan behandle dette avfallet og samtidig hindre at CO₂ slippes ut i atmosfæren, vil det med samme beregningsmetode for anlegget i Kjevikdalen, redusere utslipp med ca. 3,3 millioner tonn CO₂ i året, i tillegg til utslippet fra transporteringsen av avfallet til Sverige.

3.2 Økonomiske resultater

3.2.1 Kostnader for CO₂-fangstteknologier

For å vurdere kostnader knyttet til CO₂-fangst, kan CAC benyttes, som beskrevet i kapittel 2.5. Da det aktuelle anlegget fortsatt er under planlegging, vil det ikke være mulig å beregne ved dette stadiet. Det er også utfordrende å estimere en verdi for dette på grunn av svært varierende priser for materiell, kjemikalier, energi og arbeidskraft for ulike land og anlegg. På grunnlag av dette, presenteres Tabell 3, som viser ulike priser for CAC og CAPEX for tilsvarende anlegg. På grunnlag av anleggenes ulikhet, er det inkludert størrelse, basert på bruttoeffekt, årstall prisene ble estimert og hva slags brensel anlegget fyres med. Det er vurdert at ettersom anlegget i Kjevikdalen vil være så nedskalert, vil det være avhengig av en egen prisenvaluering. Til tross for at CAC og LCOE er skalerbare verdier, er det sannsynlig at dette vil avvike ved nedskalering. Dessuten varierer verdier svært på tvers av anleggene,

som tabellen viser. Med bakgrunn i dette, er det ikke beregnet en spesifikk pris for implementering av CO₂-fangstanlegget i Kjevikdalen.

Tabell 3: Økonomiske referanser fra ulike anlegg, inkludert størrelse, år og brensel.

	Pris	Størrelse	År	Brensel	Evt.	Kilde
Rectisol	CAC = €67 / t CO ₂	343,3 MW	2017	Kull	Basert på 95% CCR	[44]
Rectisol	CAC = €47 / t CO ₂	316,7 MW	2019	Brunkull	Basert på 85% CCR	[8]
Lav-temp.	CAC = €22 / t CO ₂	450,0 MW	2008	Kull	Basert på 85% CCR	[27]
Lav-temp.	CAC = €42 / t CO ₂	316,7 MW	2019	Brunkull	Basert på 85% CCR	[8]
Membran	CAPEX = \$2851/kW	440,0 MW	2003	Kull	Ett- stegsseparatorasjon, 16 bar, basert på 85% CCR	[45]
Membran	CAPEX = \$6521/kW	440,0 MW	2003	Kull	To- stegsseparatorasjon, 16 bar, basert på 85% CCR	[45]
Membran	CAC= €53/ t CO ₂	316,7 MW	2019	Brunkull	Basert på 85% CCR	[8]

Som vist i Tabell 3, varierer CAC og CAPEX betydelig for ulike anlegg og teknologier. Selv om disse verdiene ikke er overførbare til Kjevikdalen, gir det et inntrykk av prisforholdet. For Rectisol er det presentert to priser for CAC for to anlegg av tilsvarende størrelsesorden; 343,3 MW og 316,7 MW. Selv om disse anleggene har relativt like betingelser, er det en betydelig forskjell i pris, henholdsvis €67/t CO₂ og €47/t CO₂. Denne prisforskjellen kan være påvirket av CCR som differerer med 10% for anleggene, men det er sannsynlig at det er flere faktorer som påvirker. For lav-temperatur CO₂-fangst er det presentert to verdier for CAC; €22/t CO₂ for anlegget på 450,0 MW og €42/t CO₂ for anlegget

på 316,7 MW. Her er det førstnevnte anlegget noe større, men anleggene opererer ved samme CCR på 85%. For membranteknologi er det inkludert en verdi for CAC på anlegget med 316,7 MW på €53/t CO₂. Det er også inkludert verdier for CAPEX for å vise forskjellen mellom ett-steps- og to-stepsseparasjon ved 16 bar. Som tabellen viser har to-stepsseparasjon over dobbelt så store investeringskostnader som ett-stepsseparasjon.

Ved sammenligning av verdier fra samme anlegg på 316,7 MW, er lav-temperatur CO₂-fangst den rimeligste løsningen, deretter Rectisol og til slutt membranteknologi. Grunnen til den høye prisen for membranteknologi er i hovedsak den lave nettokraften, i sammenligning med de andre teknologiene. En annen mindre betydelig grunn er den høye investeringen knyttet til teknologien pga. høyt membranareal og kompresjonsarbeid. Til sammen for anlegget i Kjevikdalen er det beregnet at kraftbehovet til CO₂-fangst enheten er 164 kW, og CO₂-behandlingenheten har et behov på 304 kW, til sammen 468 kW. Til sammenligning har Rectisol et samlet energibehov for CO₂-fangst- og behandling på 310 kW, og lav-temperatur 285 kW. Dette underbygger også hvorfor lav-temperatur er rimeligst, da nettoeffekten er høyere ved 4,5 MW pga. lavere internkraft enn Rectisol som har 4,4 MW nettoeffekt og membranteknologi som har 4,0 MW.

For et referanseanlegg fyrt med brunkull, med bruttokraft på 316,7 MW, er det vist at for inkludering av CO₂-fangst, øker LCOE med minst 40% [8]. Et tilsvarende anlegg, fyrt med kull, med nettoeffekt på 394 MW uten CCS og 321 MW med CO₂-fangst med fysisk absorpsjon, viser en økning for LCOE på minst 43% når CCS inkluderes [46]. Den største grunnen til dette er reduksjonen av nettoeffekten for CO₂-fangst-teknologiene, som vist i Tabell 2. Dessuten vil både OPEX og CAPEX øke betydelig i sammenligning med et IGCC-anlegg uten CO₂-fangst [6]. Etersom CAC er beregnet med bakgrunn i LCOE, se formel 4, vil dette også utgjøre en økning i CAC.

Ved utregning av CAC, vil en viktig faktor være CCR [47]. I Tabell 3 er det redegjort for CCR til teknologiene vurdert; 89,0% for fysisk absorpsjon med Rectisol, 84,1% for lav-temperatur CO₂-fangst og 86,9% for membranteknologi. For fysisk absorpsjon opererer teknologien best ved CCR på 90% og høyere, og CAC vil øke når CCR reduseres for Rectisol [48]. For referanseanlegget øker CAC for Rectisol med 19% når CCR reduseres fra 85 til 60% [8]. Forholdet mellom CAC og CCR for lav-temperatur CO₂-fangst er tilsvarende som det for Rectisol; CAC øker når CCR reduseres. For det samme referanseanlegget øker CAC med 13% når CCR reduseres fra 85-50% [8]. Da det gjelder membranbasert CO₂-fangst, er CAC lavest ved CCR verdier mellom 60-75%,

3.2.2 Skaleringsforhold

Det er viktig å ta skaleringen til anlegget i betraktning. Når det gjelder økonomi i industriell skala, vil ofte økt produksjon av det aktuelle produktet, lede til reduserte kostnader per enhet av produktet. Dette gjelder også for CO₂-fangst [1]. CAPEX for gassifiseringsanlegg, inkludert CO₂ fangst, har ofte en ikke-lineær økning med økt skala. Det kan antas at for industrielle anlegg vil et anlegg nedskaleres i

forhold til kostnader, ved å opphøye i n , som vist i formel 6, hvor $n=0.6$. Fra beregninger basert på dette gjort av Global CCS Institute, vises det at for et anlegg som oppskaleres til 10 ganger av dens originale bruttokraft, vil det føre til besparelse på ca. 60% per produksjonsenhet, eller LCOE [1]. For anlegget i Kjevikdalen på 6,5 MW kan dette brukes til sammenligning ved større anlegg, f.eks. med det eksisterende GreenGen Project IGCC-CCS anlegget i Kina som skal videre utvikles til 650 MW [49]. I dette tilfelle er anlegget i Kina 100 ganger større, som tilsvarer en kostnadsreduksjon i LCOE på 84%, som tilsier at LCOE vil være 84% høyere for Kjevikdalen.

Det finnes begrenset informasjon for investeringskostnader på de aktuelle teknologiene, da priser ofte blir oppgitt som LCOE eller CAC, uten spesifikk informasjon om hva som er inkludert i disse prisene. Dessuten vil hvert anlegg differere i forhold til størrelse, brensel, teknologi, osv. Det er fornuftig å anta en treårig konstruksjonsperiode hvor investeringskostnadene er fordelt 40/30/30 [50]. Det bør også bli tatt hensyn til en lavere kapasitetsfaktor de første to operasjonsårene, henholdsvis 40% og 65%, for å ta hensyn til potensielle tekniske problemer ved oppstart. Som nevnt i kapittel 2.5, vil kostnader differere for en FOAK og en NOAK. For verdier presentert i Tabell 3, er det antatt at det er vurdert for en NOAK [8], [27], [44], [45]. I realiteten kan LCOE for anlegget i Kjevikdalen bli 45% høyere ettersom det bør vurderes som en FOAK pga. skaleringen [6].

3.2.3 Inntekt

Anlegget har flere muligheter for inntjening; salg av CO₂, salg av strøm til nettet og evt. fjernvarme til f.eks. privatpersoner, eller til industrien, som produksjon av sement. Implementering av hydrogenutnyttelse gjør at man kan selge hydrogen som et biprodukt, eller brukes som drivstoff internt i anlegget. For salg av elektrisk strøm er det gjort et anslag basert på 'Kraftmarkedsanalyse 2017-2030' av Norges Vassdrag- og energidirektorat, NVE [51]. Anslaget som er inkludert, er for 2025 og 2030 med både lave og høye verdier. Tidligere år er ikke inkludert pga. at det antas at anlegget ikke vil stå klart i løpet av 2022, og er dermed nærmere 2025 enn 2020. Det er også antatt at nettokraften ikke brukes til drift av kontor, eller tilhørende bygg.

Tabell 4: Strømpris-prognose mot kraftproduksjon

År	Øre/kWh	Ingen CCS, 5,7 MW	Rectisol, 4,4MW	Lav-temp, 4,5MW	Membran, 4,0MW
2025	29	13,3 Mkr	10,3 Mkr	10,5 Mkr	9,33 Mkr
Lav 2030	19	8,71 Mkr	6,72 Mkr	6,87 Mkr	6,11 Mkr
2030	30	13,7 Mkr	10,6 Mkr	10,9 Mkr	9,65 Mkr
Høy 2030	49	22,5 Mkr	17,3 Mkr	17,7 Mkr	15,8 Mkr

Tabell 4 viser at i 2030 vil anlegget med CCS ha en inntekt på mellom 9,65-10,6 millioner kr med forbehold om normale betingelser for strømprisøkning. Denne årlige inntjeningen kan medberegnes for nedbetaling av anlegget. Salg av CO₂ er estimert i underkant av 2 kr/kg CO₂ [52]. Det gjøres en beregning for salg av CO₂, basert på 2 kr/kg CO₂ i Tabell 5.

Tabell 5: Inntekt ved salg av CO₂ ved 2 kr/kg CO₂

Parametere	Rectisol	Lav-temperatur separasjon	Polymer membran
CO₂-fanget [t/dag]	48,4	45,8	47,3
CO₂-fanget [t/år]	16 348	15 343	15 846
Inntjening ved salg av all CO₂ [Mkr/år]	32,7	30,1	31,7

Et drivhus krever 0,75 kg CO₂ per 100 m² daglig [53]. Et drivhus på 400 m² vil ha et årlig behov på 1095 kg, som resulterer i en inntjening på 2190 kr/år. Et tilsvarende algeproduksjonsanlegg på 400 m² vil kunne absorbere opp til ca. 245 kg CO₂ hver dag, eller 89,4 t CO₂/år, som resulterer i en inntjening på 178 850 kr/år [54]. I et scenario hvor både drivhus og algeproduksjon er skalert til 400 m² hver, vil det kreves til sammen ca. 90,5 t CO₂/året, som tilsvarer en inntjening på 181 040 kr/år.

CO₂-kvoter

Ved implementering av CCU-teknologi i gassifiseringsanlegget, reduseres CO₂-kvotene betydelig. Per 13.05.2022, koster en CO₂ kvote €90,9/t CO₂ for EU, som tilsvarer 901 kr for valutakurs 13.5.2022, og er forventet å stige [55], [56]. Tabell 6 beskriver besparelse knyttet til CO₂-kvoter for de ulike teknologiene.

Tabell 6: Kostnader CO₂-kvoter

Parametere	Ingen CO₂-fangst	Rectisol	Lav-temperatur separasjon	Polymer membran
CO₂-utslipp [t/dag]	54,4	6,0	8,6	7,1
CO₂-kvoter kostnad [kr/dag]	48 599	5 400	7 739	6 390
CO₂-kvoter kostnad [Mkr/år]	16,2	1,8	2,6	2,2
Besparelse [Mkr/år]	-	14,5	13,5	14,2

4. Diskusjon

Resultatene reflekterer et stort potensial for CO₂-fangst. Flere teknologier er vurdert for integrasjon i et gassifiseringsanlegg. Det evaluerte scenarioet presenterer flere utfordringer; skalering, gassifisering av kommunalt avfall og økonomi. Teknologiene for CO₂-fangst blir sammenlignet ved ulike TRL, effektivitet og investerings- og operasjonskostnader. Dette kapitlet diskuterer resultater, evaluering av oppgaven og muligheter for videre arbeid.

4.1 Småskala CO₂-fangst og gassifiseringsanlegg

Det er begrenset med relevant forskning på anlegg av størrelsen som oppgaven baserer seg på, som forgasser kommunalt avfall. Kilder som er brukt har dermed ikke like forutsetninger som for anlegget på Kjevikdalen. Det er vurdert at selv om mesteparten av artikler om pre-forbrenning CO₂-fangst bruker et kullforbrenningsanlegg, så vil det uansett være syngass som kommer ut. Selv om gasskomposisjonen kan være ulik, vil de samme prinsippene gjelde.

For å bygge et mindre IGCC-CCS anlegg enn det som er forsket på, vil det kreve mindre materialer og mindre areal. Dette gir en prisreduksjon, men det er ikke gitt at kostnadene vil synke i lik grad som reduksjonen på anlegget. Beregninger gjort for energibehov og CO₂-fangst i Tabell 2, er også basert på et større anlegg. Det er antatt at anlegget i Kjevikdalen utgjør ca. 2% i størrelse av referanseanlegget, basert på effekt. Flere beregninger er basert på en omtrent 98% reduksjon av energibehov. Det er noe usikkert om disse beregningene er presise og overførbare i nedskalering. Dette gir derimot et inntrykk av forholdet mellom energibehov for ulike komponenter i anlegget, og kan gi et generelt estimat for dette.

4.2 Valg av Teknologier

Valget av teknologiene som skal fange CO₂ i anlegget baserer seg på følgende kriterier; muligheter for bruk i et mindre anlegg, innovativ teknologi, bevaring av hydrogen og tilstrekkelig forskning om teknologiene. Teknologiene som er redegjort for i denne oppgaven har vært de mest interessante og passende i henhold til kriteriene satt.

Rectisol eller Selexol som fysisk løsning ble vurdert mot hverandre. Selexol er mer kommersialisert, spesielt i stor skala, mindre energikrevende og koster mindre enn Rectisol. Rectisol viser lovende tall i forbindelse med lavt hydrogentap og lavt løsningsstap [57]. Roussanaly et al. [8] har sammenlignet lavtemperatur, Rectisol og polymer membran. Ettersom flere verdier er hentet fra denne artikkelen, vil det gi mest presise verdier i denne oppgaven ved bruk av Rectisol fremfor Selexol. PEP AS er interessert i innovative teknologier og ønsker å være med på utviklingen. Med grunnlag i dette vil oppgaven fokusere på metanolbasert Rectisol som løsning.

For beregninger av de ulike teknologienes evne til fangst av CO₂, ble det sett på CCR. Prosentverdiene som er brukt, er hentet fra referanseanlegget, 89,0% for Rectisol, 84,1% for lavtemperatur, og 86,9% for membran [8]. Disse verdiene vil variere noe for ulike anlegg, og gjennom ulik forskning. Dette er og CCR som er beregnet for det mest energieffektive anlegget. Er derimot hovedfokus på CO₂-fangst, kan anlegget justeres slik at denne CCR øker, på bekostning av energiforbruk [28].

De valgte teknologiene for å fange CO₂ (Rectisol, lav-temperatur syngass-separasjon og polymer membran) er, som nevnt i kapittel 4.1, basert på visse kriterier. Det betyr ikke at de valgte teknologiene er best egnet for anlegget som skal bygges på Kjevikdalen, men valgene ble gjort i en tidligere fase i oppgaveprosessen for å ha muligheten til fordypning i noen teknologier. Dermed kan det være teknologier som er oversett.

4.3 Økonomi

Det er vanskelig å estimere hva et CO₂-fangstanlegg vil koste. Ved å se på forskning og eksisterende anlegg, er det mulig å gi en oversikt. Prisene oppgitt er derimot kalkulert i forhold til eksisterende anlegg, dens størrelse, plassering og lokal arbeidskraft og pris for materialer. Det vil altså være svært avhengig av situasjonen.

Da det gjelder inntekter på anlegget, er det redegjort for salg av energi og CO₂. Salg av energi kan potensielt stå for store deler av inntjeningen, på mellom 9,33 og 10,5 millioner kr årlig ved integrering av CO₂-fangstteknologi. Salg av CO₂ kan gi ca. 30 Mkr årlig, med forbehold om at alt blir solgt. Som tidligere nevnt vil et drivhus på 400 m² ha et årlig behov på 1095 kg CO₂ og algeproduksjon på samme størrelse vil kreve ca. 89,4 t CO₂/år. Til sammen vil dette utgjøre 90,5 tonn CO₂ i året som tilsvarer en inntjening på 181 040 kr/år. Dette er betydelig mindre enn fangstkapasiteten til teknologiene, og vil resultere i et overskudd av CO₂. Drivhuset og algeproduksjonen er antatt å være 400m² hver for å gi et inntrykk i et reelt scenario, men det vil være et overskudd av CO₂ nesten uavhengig av den faktiske av størrelsen av anleggene. Fangsten av CO₂ vil være mellom ca. 15 000 og 16 000 tonn/år. Det vil si at en har betydelig mer CO₂ fanget, enn behovet for drivhus og algeproduksjon. Hvis mulighetene for CO₂-utnyttelse i drivhus og algeproduksjon reduseres, vil en være avhengig av andre måter å utnytte CO₂ for å unngå CO₂-kvoter. Som presentert i Tabell 5, vil unngåelsen av CO₂-kvoter utgjøre en stor besparelse for PEP AS, og er nødvendig for å realisere anlegget. Mulige løsninger for produksjon av CO₂-produkter bør vurderes videre.

Formel 6 er inkludert for å gi PEP AS mulighet til å enkelt få et inntrykk av kostnader knyttet til CO₂-fangst. Formelen er avhengig av et referanseanlegg, og fra samtaler med PEP AS, er det visst at selskapet har kontakter i Korea som skal bygge ut lignende anlegg, som potensielt kan vurderes som et referanseanlegg. Det er tenkt at formelen kan være til hjelp i den sammenheng, med forbehold om lokale prisforskjeller for materiale og arbeidskraft. Ved bruk av formel 6, er n satt lik 0.6. Dette er som

nevnt en gjennomsnittsverdi, som kan variere fra 0,3-0,9. Denne formelen bør derfor kun brukes som en retningslinje for å estimere kostander. Det er også fornuftig å vurdere anlegget som en FOAK pga. størrelsesorden og spesielt da implementasjonen av CO₂-fangst.

Prisene i Tabell 3 er basert på ulike anlegg av ulike størrelse, og er inkludert for å gi et bilde av eksisterende priser for CAC og CAPEX. Dette er derimot ikke priser som bør brukes direkte i nedskalering. På grunn av usikre parametere som er inkludert i disse prisene, samt mangel på priser for anlegget i Kjevikdalen uten CCS, er det vurdert at det ikke er hensiktsmessig å bruke formel 6 for å estimere en CAC-verdi for et nedskalert anlegg i dette arbeidet. Formelen er derimot inkludert slik at PEP AS kan benytte den, etter hvert som de innhenter mer informasjon fra leverandører og samarbeidspartnere som har tidligere utviklet tilsvarende anlegg.

Som nevnt i kapittel 3.2 er lav-temperatur den rimeligste løsningen i forhold til CAC av de tre teknologiene som er inkludert i denne oppgaven. Dette er derimot basert på et anlegg på 316,7 MW, og det er ikke sikkert at det samme vil stemme for anlegget i Kjevikdalen på 6,5 MW. Fysisk absorpsjon med Rectisol er også et alternativ som bør vurderes da det kommer til kostnader, da det bare er ca. 12% dyrere (€42/t CO₂ og €47/t CO₂). Membranbasert CO₂-fangst er derimot ca. 26% dyrere enn lav-temperatur CO₂-fangst, ved €53/t CO₂. Selv om lav-temperatur CO₂-fangst har den laveste verdien for CAC, er det ikke sikkert at det er den totalt billigste teknologien. Rectisol har et lavere spesifikt CO₂-utslipp, som vil si at PEP AS vil unngå flere CO₂-kvoter, og dermed tjene indirekte på dette. Det er derfor vurdert at begge disse teknologiene viser lovende økonomiske resultater.

Beregningen for CO₂-kvoter er basert på kostnaden for en kvote en tilfeldig dag i mai 2022, og eurovalutakursen for samme dag. Prisen for en kvote er forventet å stige, og eurokursen kan endre seg [55]. Det er vurdert at for CAC og CAPEX i Tabell 3, er det fornuftig å beholde prisene i dens originale valuta ettersom det er usikkert akkurat når disse prisene ble vurdert. Dessuten er hovedfunksjonen til tabellen å vise et prisforhold mellom teknologiene, uavhengig av valuta.

Anlegget omgjør termisk energi til elektrisk energi, og etter internt behov vil det være et overskudd på 5,7 MW for anlegget uten CO₂-fangst, og ved CO₂-fangst 4,5 - 4,0 MW avhengig av teknologien. Denne kraften er mulig å selge på nettet. Det er da selve kraften man får betalt for, og dette vil variere etter sesong, inflasjon og etterspørsel. Anlegget vil være selvdrevet av kraft, noe som ikke bare er en fordel for gassifiseringsanlegget, men også for tilhørende bygg. Dette inkluderer drift av kontor, oppholdsrom osv. Dette vil da være en inntjening for anlegget, men også en kostnadsreduksjon.

Ved beregning av inntjening fra solgt kraft for anlegget, er det benyttet rapporten fra NVE fra 2017 [51]. Ettersom denne analysen er fra 2017, og kraftmarkedet har endret seg betydelig det siste årene [58], er det fornuftig å revaluere inntjeningen på anlegget. Selv om energiprisene brukt i oppgaven er noe utdaterte, er det vurdert at dette er det mest presise anslaget. Det er også inkludert ekstremalpunkt

for 2030, hvor den øvre verdien kan brukes som en referanse for høyere strømpriser enn det som var forventet i 2017 [58]. Prisene som er brukt i denne oppgaven, er et årsgjennomsnitt, men det vil i realiteten variere gjennom sesongene [51].

4.4 Sammenligning av teknologiene

De tre teknologiene som er fokusert på i denne oppgaven blir i dette kapitlet sammenlignet med fordeler og ulemper. Egenskapene til teknologiene blir sammenlignet, og det blir gitt en karakter i TRL, Technology Readiness Level, som indikerer hvor klar teknologien er for markedet med en karakter fra 1 til 9. Sammenligning av teknologiene vises i Tabell 7.

Rectisol er sammen med Selexol det mest utbredte valget av fysisk løsning når man skal fange CO₂. Rectisol viser flere egenskaper som gjør det til et godt valg fremfor andre løsninger. Spesielt vektlagt er det lave hydrogentapet som er vesentlig lavere enn med sine konkurrenter. Rectisol har en større absorpsjonskapasitet og er mer egnet der det kreves høy kvalitet på syngass [42]. Den største utfordringen til Rectisol sammenlignet med andre fysiske løsninger er at det er mer energikrevende [59]. Rectisol har fått TRL-karakter 9 per 2021 [1].

Lav-temperatur CO₂-fangst har i de siste årene vist lovende tall i forhold til absorpsjonsteknologier, hovedsakelig fysiske løsninger. Som Berstad et al. [27] presenterer, kan denne teknologien oppnå høyere effektivitet for strømforbruk. I tillegg vises det til at investeringskostnadene er lavere enn med absorpsjonsteknologier. Selv om det vises gode resultater, er det et relativt få publikasjoner som omhandler denne teknologien, noe som kan føre til mangel på konsekvent og presis terminologi. Et problem med lav-temperatur CO₂-fangst er at fangstprosenten er begrenset av fase likevekter. Det gjør at om det er ønskelig å oppnå 90% CCR, må trykket økes til 10 MPa, som vises i Figur 4. Denne teknologien ble i 2014 vurdert til å få TRL-karakter 2 [60], men teknologien er vurdert til å få karakter 6 i 2020 av en mindre offisiell vurdering [8].

Membranteknologi er en teknologi som er brukt til mange formål. Ved fangst av CO₂ viser det mange muligheter i form av valg av materiale avhengig av behov. Drift og vedlikehold av membran er relativt simpel. Membranen har sine svakheter med høye konstruksjonsutgifter og lav selektivitet [61]. I mange industrielle bruk av membran blir membranen brukt med andre separasjonsteknikker for å bruke fordeler fra hver teknologi [30]. Modenheten til denne teknologien fikk TRL-karakter 7 i 2021 [1].

Tabell 7: Sameligning av CO₂-fangst teknologier

Parametere	Rectisol	Lav-temperatur separasjon	Polymer membran
Energibehov	Middels	Middels	Høyt
Korrosjon	Lavt	Lavt	Middels
H₂-tap	Lavt	Lavt	Lavt
TRL 1-9	9 (2020)	2 (2014)	7 (2020)
Nøkkelleverandører / Ekspertise	Linde, Air Liquide	SINTEF	MTR inc.

Kilder: [1], [8], [26], [27], [29], [57], [61]

4.5 Videre arbeid

Det behøves mer forskning på teknologi for CO₂-fangst i mindre skala. Dette gjelder i alle metoder, om det er pre- eller post-forbrenning eller andre måter. Her behøves det livssyklusanalyse av fangstteknologiene for å avdekke prestasjon over tid, levetid til teknologien, vedlikehold nødvendig, osv. En analyse som omhandler små anlegg med CO₂-utslipp i landet kan bidra til utvikling av småskala CO₂-fangstanlegg. Ved å sette lys på hvor mye CO₂-utslipp som kan reduseres fra å bli sluppet ut i atmosfæren, kan det føre til økt støtte fra statlige subsidieordninger. Det er viktig at CO₂-fangst blir hyppigere utført for at erfaringer bygges og kostnader minker. Den største forskjellen mellom anlegget i Kjevikdalen og anlegg som er evaluert i denne oppgaven, er størrelsesforskjellen. Anlegget på Kjevikdalen skal ha en kapasitet på ca. 6,5 MW og de fleste anleggene som er skrevet om har flere hundre MW. Dette utgjør en usikkerhet i om hvordan teknologiene vil prestere etter en slik kraftig nedskalering.

Brenselet til gassifiseringsanleggene som er forsket på tidligere, er hovedsakelig kull og brunkull. Gasskomposisjonen av produktet fra gassifiseringen, er forskjellig fra hva den er etter gassifisering av kommunalt avfall [8], [16]. Syngassen vil ha forskjellig konsentrasjon av CO, CO₂ og H₂. Forskjell i komposisjonen kan bety at separasjonen av syngassen kan gjennomføres med andre parametere i forbindelse med trykk og temperatur enn det blir brukt i refererte artikler. Det behøves mer arbeid i CO₂-fangst hvor brenselet er kommunalt avfall.

Det har tidligere blitt redegjort for muligheter for å utnytte hydrogen fra forgassing av avfall til å bruke det som drivstoff i transportsektoren [22], men absorpsjonen av hydrogenet ble gjort med en

Pressure Swing Absorption Unit, PSAU. Det behøves videre arbeid i forbindelse med renheten og hvor mye av hydrogenet fra syngassen som kan hentes fra de forskjellige teknologiene for CO₂-fangst hvor PSAU ikke brukes.

5. Konklusjon

Implementering av CO₂-fangst til industrier med utslipp, vil være et stort steg mot 55% reduksjon av Norges klimagassutslipp. Ved bygging av gassifiseringsanlegg med CO₂-fangstteknologi som kan behandle avfallet Norge eksporterer til Sverige, vil det årlige utslippet reduseres med over 3,3 millioner tonn CO₂. Ved behandling av 50 tonn avfall hver dag i anlegget i Kjevikdalen med CO₂-fangst, reduseres CO₂-utslippet med 15-16 tusen tonn per år, i tillegg til utslippene knyttet til transporteringen av avfallet til Sverige som ellers ville vært tilfellet.

De forskjellige teknologiene som blir beskrevet i denne oppgaven er viser gode egenskaper som kan kombineres med et gassifiseringsanlegg. Rectisol er den mest modne teknologien, og lav-temperatur syngass-separasjon er den minst modne. Membranteknologi er generelt en moden teknologi, men polymer membranteknologi for separasjon av CO₂ trenger mer arbeid. For utnyttelse av hydrogenet i syngassen er det gode muligheter for det med alle tre teknologiene.

Ved implementering av CO₂-fangst-teknologi, reduseres nettoeffekten ettersom teknologiene har større internt energibehov. Fysisk absorpsjon med Rectisol har en nettoeffekt på 4,4 MW, lav-temperatur CO₂-fangst har 4,5 MW og membranteknologi har 4,0 MW. Dette vil føre til ulik inntekt knyttet til salg av kraft til nettet, hvor lav-temperatur har potensiale til å tjene opptil 17,3 millioner kr årlig. Spesifikk CO₂-fangst beregnes og det vises at fysisk absorpsjon med Rectisol er lavest med 56,5 g CO₂/kWh. Dette resulterer i større besparelse knyttet til CO₂-kvoter, og kan utgjøre opptil 14,5 millioner kr årlig sammenlignet med ingen CO₂-fangst. Anlegget baseres seg på CCU, og salg av CO₂ til nærliggende drivhus og algeproduksjon. Disse industriene trenger derimot bare til sammen ca. 91 t CO₂ i året, og det bør vurderes alternative måter å utnytte CO₂ for å unngå dyr lagring i berggrunnen. Når det gjelder utgifter, beregnes dette i CAC som er basert på LCOE. Det er svært variert hva verdien for dette er på tvers av teknologiene og varierer for Rectisol mellom 47-67 €/t CO₂, for lav-temperatur syngass-separasjon 22-42 €/t CO₂, og for polymer membran 53 €/t CO₂. Det blir vurdert at lav-temperatur CO₂-fangst har potensialet til å ha den laveste verdien for CAC også i Kjevikdalen basert på tidligere forskning. Flere verdier benyttet i arbeidet tar utgangspunkt i referanseanlegg i større skala, og det må medberegnes at overføring av disse verdiene ikke vil være lineært. Anlegget i Kjevikdalen bør anses som en FOAK pga. størrelsesordenen. Implementering av CO₂-fangst i et gassifiseringsanlegg har potensial til å redusere eksport av avfall og redusere CO₂-utslipp, også i liten skala.

Referanser

- [1] D. D. Kearns, «Technology readiness and costs of CCS», *Glob. CCS Inst.*, s. 50, mar. 2021.
- [2] J. Chen, H. L. Lam, Y. Qian, og S. Yang, «Combined energy consumption and CO₂ capture management: Improved acid gas removal process integrated with CO₂ liquefaction», *Energy*, bd. 215, s. 119032, jan. 2021, doi: 10.1016/j.energy.2020.119032.
- [3] K. miljødepartementet, «Klimaendringer og norsk klimapolitikk», *Regjeringen.no*, 22. oktober 2021. <https://www.regjeringen.no/no/tema/klima-og-miljo/innsiktsartikler-klima-miljo/klimaendringer-og-norsk-klimapolitikk/id2636812/> (åpnet 16. mai 2022).
- [4] S. J. Friedmann, J. J. Dooley, H. Held, og O. Edenhofer, «The low cost of geological assessment for underground CO₂ storage: Policy and economic implications», *Energy Convers. Manag.*, bd. 47, nr. 13, s. 1894–1901, aug. 2006, doi: 10.1016/j.enconman.2005.09.006.
- [5] «FNs klimapanel med kraftfull rapport om klimaløsninger - Miljødirektoratet», *Miljødirektoratet/Norwegian Environment Agency*. <https://www.miljodirektoratet.no/aktuelt/nyheter/2022/april-2022/fns-klimapanel-med-kraftfull-rapport-om-klimalosninger/> (åpnet 16. mai 2022).
- [6] Global CCS Institute, «Global Status of CCS 2021». [Online]. Tilgjengelig på: <https://www.globalccsinstitute.com/wp-content/uploads/2021/11/Global-Status-of-CCS-2021-Global-CCS-Institute-1121.pdf>
- [7] «Langskip – Et prosjekt for CO₂-håndtering som omfatter fangst, transport og lagring av CO₂». <https://langskip.regjeringen.no/> (åpnet 16. mai 2022).
- [8] S. Roussanaly *mfl.*, «Techno-economic comparison of three technologies for pre-combustion CO₂ capture from a lignite-fired IGCC», s. 17, 2020.
- [9] «A Brief History of CCS and Current status», *IEAGHG*, [Online]. Tilgjengelig på: https://ieaghg.org/docs/General_Docs/Publications/Information_Sheets_for_CCS_2.pdf
- [10] X. Wang og C. Song, «Carbon Capture From Flue Gas and the Atmosphere: A Perspective», *Front. Energy Res.*, bd. 8, s. 560849, des. 2020, doi: 10.3389/fenrg.2020.560849.
- [11] «Carbon Capture — Center for Climate and Energy Solutions». <https://www.c2es.org/content/carbon-capture/> (åpnet 16. mai 2022).
- [12] G. Di Lorenzo, P. Barbera, G. Ruggieri, J. Witton, P. Pilidis, og D. Probert, «Pre-combustion carbon-capture technologies for power generation: an engineering-economic assessment», *Int. J. Energy Res.*, bd. 37, nr. 5, s. 389–402, 2013, doi: 10.1002/er.3029.
- [13] L. Makarichi, W. Jutidamrongphan, og K. Techato, «The evolution of waste-to-energy incineration: A review», *Renew. Sustain. Energy Rev.*, bd. 91, s. 812–821, aug. 2018, doi: 10.1016/j.rser.2018.04.088.
- [14] Z. Xi *mfl.*, «Enhancement of biogas combustion by co-firing dimethyl ether in a gas turbine model combustor», *Fuel*, bd. 316, s. 123446, mai 2022, doi: 10.1016/j.fuel.2022.123446.
- [15] F. Emun, M. Gadalla, T. Majozi, og D. Boer, «Integrated gasification combined cycle (IGCC) process simulation and optimization», *Comput. Chem. Eng.*, bd. 34, nr. 3, s. 331–338, mar. 2010, doi: 10.1016/j.compchemeng.2009.04.007.
- [16] M. He *mfl.*, «Syngas production from pyrolysis of municipal solid waste (MSW) with dolomite as downstream catalysts», *J. Anal. Appl. Pyrolysis*, bd. 87, nr. 2, s. 181–187, mar. 2010, doi: 10.1016/j.jaap.2009.11.005.
- [17] O. Kitamura og M. Yamamoto, «Proposal of a Reynolds Stress Model for Gas-Particle Turbulent Flows and its Application to Cyclone Separators», i *Engineering Turbulence Modelling and Experiments 4*, W. Rodi og D. Laurence, Red. Oxford: Elsevier Science Ltd, 1999, s. 893–902. doi: 10.1016/B978-008043328-8/50086-2.
- [18] R. Sadeghbeigi, «Chapter 11 - Process and Mechanical Design Guidelines for FCC Equipment», i *Fluid Catalytic Cracking Handbook (Third Edition)*, R. Sadeghbeigi, Red. Oxford: Butterworth-Heinemann, 2012, s. 223–240. doi: 10.1016/B978-0-12-386965-4.00011-2.

- [19] L. Malek, C. Hulteberg, og H. Svensson, «Scrubber liquid recovery in biomass gasification plants: centrifugation as a method for tar separation», *Biomass Convers. Biorefinery*, bd. 6, nr. 3, s. 261–269, sep. 2016, doi: 10.1007/s13399-015-0196-0.
- [20] Y.-H. Kiang, *Fuel Property Estimation and Combustion Process Characterization - Conventional Fuels, Biomass, Biocarbon, Waste Fuels, Refuse Derived Fuel, and other Alternative Fuels*. Elsevier, 2018.
- [21] W. Zhang, «Automotive fuels from biomass via gasification», *Fuel Process. Technol.*, bd. 91, nr. 8, s. 866–876, aug. 2010, doi: 10.1016/j.fuproc.2009.07.010.
- [22] N. Lømmen og E. V. Røstbø, «Biowaste to hydrogen or Fischer-Tropsch fuels by gasification – A Gibbs energy minimisation study for finding carbon capture potential and fossil carbon displacement on the road», *Energy*, bd. 211, s. 118996, nov. 2020, doi: 10.1016/j.energy.2020.118996.
- [23] V. C. Coletta *mfl.*, «Cu-Modified SrTiO₃ Perovskites Toward Enhanced Water–Gas Shift Catalysis: A Combined Experimental and Computational Study», *ACS Appl. Energy Mater.*, bd. 4, nr. 1, s. 452–461, jan. 2021, doi: 10.1021/acsaem.0c02371.
- [24] J. Boon, E. van Dijk, Ö. Pirgon-Galin, W. Haije, og R. van den Brink, «Water–Gas Shift Kinetics Over FeCr-based Catalyst: Effect of Hydrogen Sulphide», *Catal. Lett.*, bd. 131, nr. 3, s. 406–412, sep. 2009, doi: 10.1007/s10562-009-0090-0.
- [25] A. Padurean, C.-C. Cormos, og P.-S. Agachi, «Pre-combustion carbon dioxide capture by gas–liquid absorption for Integrated Gasification Combined Cycle power plants», *Int. J. Greenh. Gas Control*, bd. 7, s. 1–11, mar. 2012, doi: 10.1016/j.ijggc.2011.12.007.
- [26] D. Berstad, S. Roussanaly, G. Skaugen, R. Anantharaman, P. Nekså, og K. Jordal, «Energy and Cost Evaluation of A Low-temperature CO₂ Capture Unit for IGCC plants», *Energy Procedia*, bd. 63, s. 2031–2036, 2014, doi: 10.1016/j.egypro.2014.11.218.
- [27] D. Berstad *mfl.*, «CO₂ Capture from IGCC by Low-Temperature Synthesis Gas Separation», *Energies*, bd. 15, nr. 2, s. 515, jan. 2022, doi: 10.3390/en15020515.
- [28] D. Berstad, R. Anantharaman, og P. Nekså, «Low-temperature CO₂ capture technologies – Applications and potential», *Int. J. Refrig.*, bd. 36, nr. 5, s. 1403–1416, aug. 2013, doi: 10.1016/j.ijrefrig.2013.03.017.
- [29] J. Xu, H. Wu, Z. Wang, Z. Qiao, S. Zhao, og J. Wang, «Recent advances on the membrane processes for CO₂ separation», *Chin. J. Chem. Eng.*, bd. 26, nr. 11, s. 2280–2291, nov. 2018, doi: 10.1016/j.cjche.2018.08.020.
- [30] T. C. Merkel, M. Zhou, og R. W. Baker, «Carbon dioxide capture with membranes at an IGCC power plant», *J. Membr. Sci.*, bd. 389, s. 441–450, feb. 2012, doi: 10.1016/j.memsci.2011.11.012.
- [31] C. A. Scholes, K. H. Smith, S. E. Kentish, og G. W. Stevens, «CO₂ capture from pre-combustion processes—Strategies for membrane gas separation», *Int. J. Greenh. Gas Control*, bd. 4, nr. 5, s. 739–755, sep. 2010, doi: 10.1016/j.ijggc.2010.04.001.
- [32] K. Ramasubramanian, Y. Zhao, og W. s. Winston Ho, «CO₂ capture and H₂ purification: Prospects for CO₂-selective membrane processes», *AIChE J.*, bd. 59, nr. 4, s. 1033–1045, 2013, doi: 10.1002/aic.14078.
- [33] *Carbon Dioxide Emission Management in Power Generation* / Wiley. Åpnet: 2. mai 2022. [Online]. Tilgjengelig på: <https://www.wiley.com/en-us/Carbon+Dioxide+Emission+Management+in+Power+Generation-p-9783527826650>
- [34] «5_3_Waste_Incineration.pdf». Åpnet: 24. mai 2022. [Online]. Tilgjengelig på: https://www.ipcc-nggip.iges.or.jp/public/gp/bgp/5_3_Waste_Incineration.pdf
- [35] G. Xu, H. Jin, Y. Yang, Y. Xu, H. Lin, og L. Duan, «A comprehensive techno-economic analysis method for power generation systems with CO₂ capture», *Int. J. Energy Res.*, bd. 34, nr. 4, s. 321–332, 2010, doi: 10.1002/er.1559.
- [36] S. Roussanaly, «Calculating CO₂ avoidance costs of Carbon Capture and Storage from industry», *Carbon Manag.*, bd. 10, nr. 1, s. 105–112, jan. 2019, doi: 10.1080/17583004.2018.1553435.
- [37] A. Berrada og K. Loudiyi, «Chapter 3 - Economic Evaluation and Risk Analysis of Gravity Energy Storage», i *Gravity Energy Storage*, A. Berrada og K. Loudiyi, Red. Elsevier, 2019, s. 51–74. doi: 10.1016/B978-0-12-816717-5.00003-7.

- [38] M. M. Rahman, C. Despins, og S. Affes, «Analysis of CAPEX and OPEX benefits of wireless access virtualization», i *2013 IEEE International Conference on Communications Workshops (ICC)*, jun. 2013, s. 436–440. doi: 10.1109/ICCW.2013.6649273.
- [39] N. S. Siefert og S. Litster, «Exergy and economic analyses of advanced IGCC–CCS and IGFC–CCS power plants», *Appl. Energy*, bd. 107, s. 315–328, jul. 2013, doi: 10.1016/j.apenergy.2013.02.006.
- [40] M. Tribe og R. L. W. Alpine, «Scale economies and the ‘0.6 rule’», *Eng. Costs Prod. Econ.*, bd. 10, s. 271–278, feb. 1986, doi: 10.1016/S0167-188X(86)80025-8.
- [41] M. Al Juaied og A. Whitmore, «Realistic costs of carbon capture», Energy Technology Innovation Policy Research Group, Belfer Center for Science and International Affairs, Harvard Kennedy School of Government, Harvard University, Cambridge, MA (United States), ETP-DiscussionPaper-2009-08, jul. 2009. doi: 10.2172/960194.
- [42] I. Mohammed, M. Samah, G. Sabina, og A. Mohamed, «Comparison of Selexol™ and Rectisol® Technologies in an Integrated Gasification Combined Cycle (IGCC) Plant for Clean Energy Production», *Int. J. Eng. Res.*, bd. 3, s. 742–744, des. 2014, doi: 10.17950/ijer/v3s12/1207.
- [43] S. Roussanaly, G. Bureau-Cauchois, og J. Husebye, «Costs benchmark of CO₂ transport technologies for a group of various size industries», *Int. J. Greenh. Gas Control*, bd. 12, s. 341–350, jan. 2013, doi: 10.1016/j.ijggc.2012.05.008.
- [44] R. T. J. Porter, M. Fairweather, C. Kolster, N. Mac Dowell, N. Shah, og R. M. Woolley, «Cost and performance of some carbon capture technology options for producing different quality CO₂ product streams», *Int. J. Greenh. Gas Control*, bd. 57, s. 185–195, feb. 2017, doi: 10.1016/j.ijggc.2016.11.020.
- [45] S. P. Kaldis, G. Skodras, og G. P. Sakellaropoulos, «Energy and capital cost analysis of CO₂ capture in coal IGCC processes via gas separation membranes», *Fuel Process. Technol.*, bd. 85, nr. 5, s. 337–346, apr. 2004, doi: 10.1016/S0378-3820(03)00204-2.
- [46] T. J. Falcke, A. F. A. Hoadley, D. J. Brennan, og S. E. Sinclair, «The sustainability of clean coal technology: IGCC with/without CCS», *Process Saf. Environ. Prot.*, bd. 89, nr. 1, s. 41–52, jan. 2011, doi: 10.1016/j.psep.2010.08.002.
- [47] S. Roussanaly og R. Anantharaman, «Cost-optimal CO₂ capture ratio for membrane-based capture from different CO₂ sources», *Chem. Eng. J.*, bd. 327, s. 618–628, nov. 2017, doi: 10.1016/j.cej.2017.06.082.
- [48] R. Anantharaman, S. Roussanaly, S. F. Westman, og J. Husebye, «Selection of Optimal CO₂ Capture Plant Capacity for Better Investment Decisions», *Energy Procedia*, bd. 37, s. 7039–7045, jan. 2013, doi: 10.1016/j.egypro.2013.06.640.
- [49] «8.6. IGCC Project Examples», *netl.doe.gov*. <https://netl.doe.gov/research/coal/energy-systems/gasification/gasifipedia/project-examples> (åpnet 23. mai 2022).
- [50] «Enabling advanced pre-combustion capture techniques and plants», *Decarbit*, 2008, [Online]. Tilgjengelig på: https://www.sintef.no/globalassets/project/decarbit/d-1-4-3_euro_bp_guid_for_ass_co2_cap_tech_280211.pdf
- [51] J. Skaare Amundsen, G. Bartnes, og H. Endresen, «Kraftmarkedsanalyse 2017-2030», *Nor. Vassdrags- Og Energidirektorat*, okt. 2017, [Online]. Tilgjengelig på: https://publikasjoner.nve.no/rapport/2017/rapport2017_78.pdf
- [52] T. Haugstad, «Større avlinger i drivhus med CO₂-fangst», *Tu.no*, 21. januar 2020. <https://www.tu.no/artikler/storre-avlinger-i-drivhus-med-co-fangst/483010> (åpnet 13. mai 2022).
- [53] «Carbon Dioxide In Greenhouses». <http://www.omafra.gov.on.ca/english/crops/facts/00-077.htm> (åpnet 13. mai 2022).
- [54] V. Anguselvi, R. E. Masto, A. Mukherjee, og P. K. Singh, *CO₂ Capture for Industries by Algae*. IntechOpen, 2019. doi: 10.5772/intechopen.81800.
- [55] «Kvotemarked: EU og verden», 7. mai 2022. <https://energiogklima.no/klimavakten/kvotemarked-eu-og-verden/> (åpnet 13. mai 2022).
- [56] «<http://www.toll.no/no/verktoy/valutakurser/>», *Toll.no*. <http://www.toll.no/no/verktoy/valutakurser/> (åpnet 26. mai 2022).

-
- [57] S. H. Park, S. J. Lee, J. W. Lee, S. N. Chun, og J. B. Lee, «The quantitative evaluation of two-stage pre-combustion CO₂ capture processes using the physical solvents with various design parameters», *Energy*, bd. 81, s. 47–55, mar. 2015, doi: 10.1016/j.energy.2014.10.055.
- [58] K. Lund og A. V. Skrivahaug, «Langsiktig kraftmarkedsanalyse», *Nor. Vassdrags- Og Energidirektorat*, okt. 2020, [Online]. Tilgjengelig på:
http://publikasjoner.nve.no/rapport/2020/rapport2020_37.pdf
- [59] N. S. Sifat og Y. Haseli, «A Critical Review of CO₂ Capture Technologies and Prospects for Clean Power Generation», *Energies*, bd. 12, nr. 21, s. 4143, okt. 2019, doi: 10.3390/en12214143.
- [60] M. Haines, «Assessment of emergin CO₂ capture technologies and their potential to reduce cost», *IEAGHG*, des. 2014, [Online]. Tilgjengelig på:
https://ieaghg.org/docs/General_Docs/Reports/2014-TR4.pdf
- [61] Koutsonikolas D., Kaldis S.P., Pantoleontos G.T., Zaspalis V.T., og Sakellaropoulos G.P., «Techno-economic assessment of polymeric, ceramic and metallic membranes integration in an advanced igcc process for h₂ production and co₂ capture», *Chem. Eng. Trans.*, bd. 35, s. 715–720, sep. 2013, doi: 10.3303/CET1335119.

Figurer

Figur 1: Forenklet flytdiagram for en gassifiseringsprosess [15].....	4
Figur 2: Flytdiagram for lav-temperatur syngass-separasjon [27].	6
Figur 3: Gass-separasjon med membran. a) Ett-stegsseparasjon, b) To-stegsseparasjon [29].....	7
Figur 4: CCR ved lav-temperatur syngass-separasjon [28].....	7
Figur 5: Effektbehov for gassifiseringsanlegget i Kjevikdalen med og uten CO ₂ -fangst [8].	12
Figur 6: Spesifikt CO ₂ -utslipp for gassifiseringsanlegget i Kjevikdalen med og uten CO ₂ -fangst for.15	

Tabeller

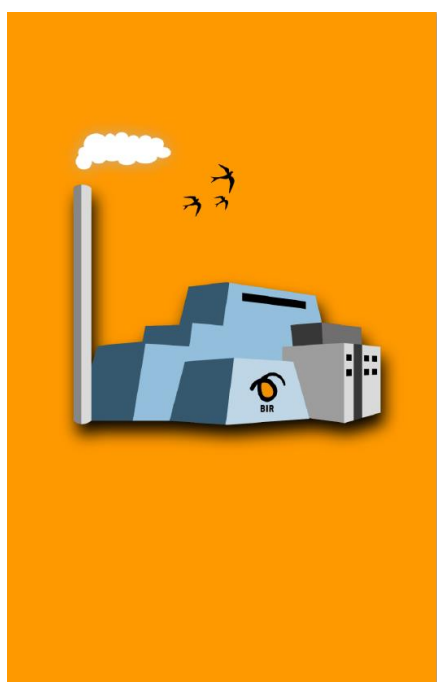
Tabell 1: Konstant last for gassifiseringsanlegget.....	9
Tabell 2: Effektbehov, CCR, spesifikt CO ₂ -utslipp, og CO ₂ -utslipp per dag for gassifiseringsanlegget i Kjevikdalen med og uten CO ₂ -fangst, inkludert kostnad og variabel last.....	13
Tabell 3: Økonomiske referanser for ulike anlegg, inkludert størrelse, år og brensel.....	16
Tabell 4: Strømpris-prognose mot kraftproduksjon	18
Tabell 5: Inntekt ved salg av CO ₂ ved 2 kr /tCO ₂	19
Tabell 6: Kostnader CO ₂ -kvoter.....	20
Tabell 7: Sameligning av CO ₂ -fangst teknologier.....	25

Vedlegg 1

Eksport og import av avfall til Sverige. Levert fra Miljødepartementet, 29.04.2022

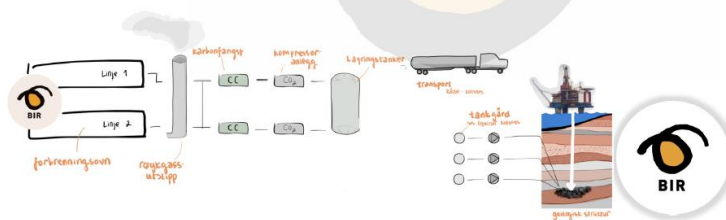
https://hvl365-my.sharepoint.com/:x:/g/personal/587719_stud_hvl_no/EaAgW0rj8R9NgEt-BRyUo38BCtm-ZHeCLtAZjLsNl_rC4A?e=fQtpWz&wdLOR=c1788CD7F-F1EE-4009-BA5B-AE2A4B3290AE

Vedlegg 2



Karbonfangst i Rådalen

- Behandler årlig 220 000 tonn avfall
- 2 produksjonslinjer
- Leverer årlig 400 GWh fordelt på elektrisitet og fjernvarme
- Årlig CO₂ utslipp på 260 000 tonn
 - Fossilt utslipp på ca. 80-90 000 tonn



Mottatt dokumentasjon fra BIR med oversikt over anlegget i Rådalen.

