



Forstudie: Screening af muligheder for CO₂ fangst på Norfors affaldsforbrændingsanlæg

Date: 24-08-2020
Project No.: 2020_023
Project responsible: MWH

Weel & Sandvig
ENERGI OG PROCESINNOVATION

Diplomvej bygning 377

2800 Kgs. Lyngby

Tlf.: 2671 0046

email: mwh@weel-sandvig.dk

web: www.weel-sandvig.dk

Indholdsfortegnelse

1	Indledning	4
1.1	Introduktion til indfangning (CC) og lagring (CCS) eller anvendelse (CCU) af CO ₂	4
2	Anlægget på Norfors.....	6
2.1	Funktionel beskrivelse af forbrændingsanlægget på Norfors.....	6
2.1.1	Røggassammensætning og mængder	8
3	Teknologier til CO ₂ fangst.....	10
3.1	Amin-skrubning (MEA, DEA, TEA, MDEA etc.).....	10
3.1.1	Energiintegration med Norfors forbrændingsanlæg	13
3.1.2	Økonomi.....	16
3.1.3	Miljøforhold.....	18
3.1.4	CO ₂ -fangstanlægget fysiske størrelse	18
3.1.5	Referenceanlæg	19
3.1.6	Teknologiens modenhed	20
3.1.7	Teknologileverandører.....	20
3.2	Enzyme process (Carbon Anhydrase), CO2 Solutions inc. https://co2solutions.com/en/)	21
3.2.1	Energiintegration på Norfors	21
3.2.2	CO ₂ -fangstanlæggets fysiske størrelse.....	22
3.2.3	Teknologiens modenhed	22
3.2.4	Referenceanlæg	22
3.3	Membran separation (https://www.mtrinc.com/our-business/carbon-capture/)	22
3.3.1	Energi integration med Norfors.....	25
3.3.2	Økonomi.....	26
3.3.3	CO ₂ -fangstanlægget fysiske størrelse	27
3.3.4	Teknologiens modenhed	27
3.3.5	Referenceanlæg	27
3.4	Oxyfuel processen	28
3.5	Kryo - Cryogenic Carbon Capture™ (CCC)	28
3.6	Biokoks.....	30
3.7	Chilled NH ₃ proces til CO ₂ fangst	30
3.7.1	Teknologiens modenhed	30
3.7.2	Referenceanlæg	30
4	Transport af CO ₂	30
5	Lagring af CO ₂	31
5.1	Eksisterende eller kommende kommercielle CO ₂ lagringsmuligheder:.....	32
5.2	EOR (Enhanced Oil Recovery)	33
5.3	Udnyttelse af CO ₂ til elektrofuels (CCU).....	33

6	Sikkerhed.....	34
7	Større forsøgsanlæg med CO ₂ separation på kulfyrede kraftværker	36
8	Referencer	37
9	Tabel oversigt.....	38
10	Figur oversigt.....	38
11	Appendix	39
11.1.1	Sankey-diagrammer	39
11.1.2	Overordnede beregningsforudsætninger:	43
11.1.3	Simuleringsmodel for standard MEA-proces vha UNISIM.....	43
11.1.4	Simulering af CO ₂ forvæskning for lagring ved 16 bar og -31 C.	43

1 Indledning

Norfors har fået gennemført et indledende screeningstudie af mulighederne for CO₂ fangst på Usserødværket i Hørsholm for at imødekomme regeringens beslutning om en reduktion af den årlige CO₂ emission fra Danmark med 70 % ved udgangen af 2030.

CO₂ fangst og lagring er ifølge klimarådet¹ et af de væsentligste midler for at kunne nå det meget ambitiøse 70 % reduktionsmål. Affaldsforbrændingsanlæg har en CO₂ udledning på ca. 93 kg/GJ indfyret effekt i brændslet, hvoraf ca. 38 % kan henføres til fossile kilder. De resterende 62 % er fra såkaldte biogene kilder.

I denne undersøgelse er det først og fremmest hensigten at afdække løsninger til fangst af CO₂ fra anlægget og gøre den indfangede CO₂ egnet til videre transport. Den indfangede CO₂ kan derefter enten lagres som CO₂ eller indgå i anvendelser, hvor CO₂ omdannes og indgår i andre produkter og erstatter f.eks. fossilt kulstof.

1.1 Introduktion til indfangning (CC) og lagring (CCS) eller anvendelse (CCU) af CO₂

Der findes en række processer, der anvendes til at indfange og isolere luft og røggassers indhold af CO₂.

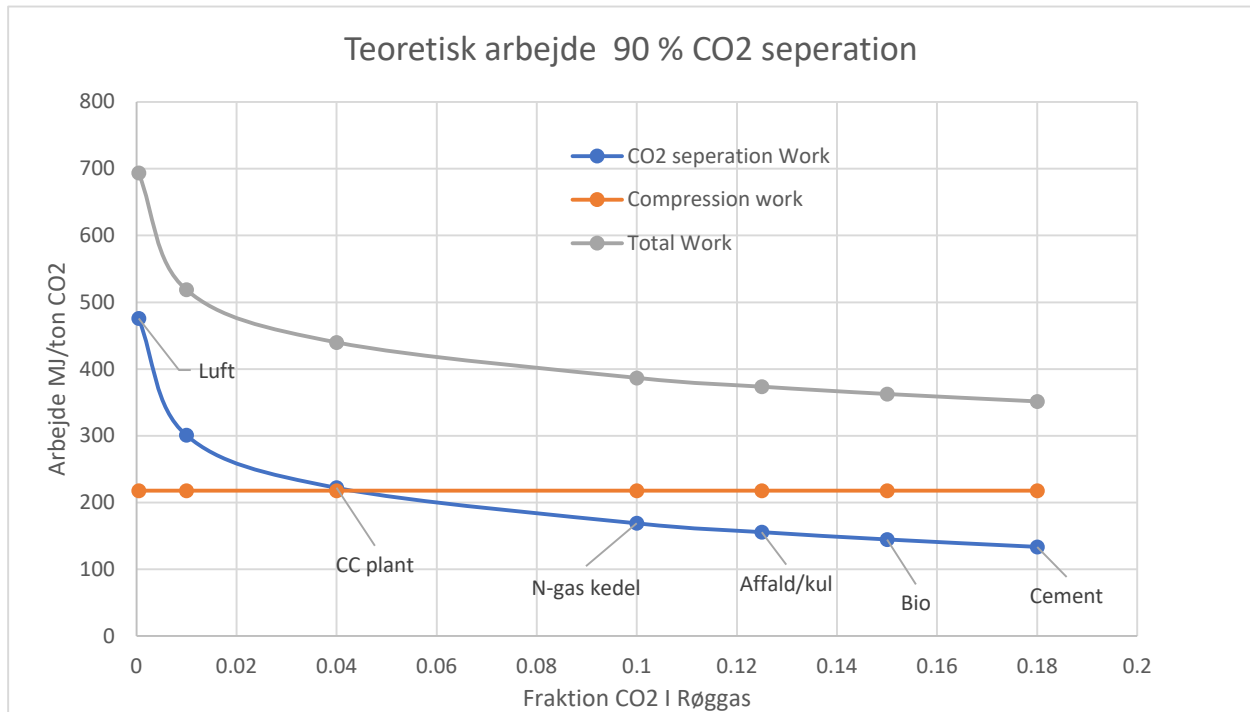
Processerne er alle energikrævende. Det teoretiske minimumsenergibehov der kræves for at udskille CO₂ fra røggas eller fra luften kan beregnes termodynamisk som forskellen i fri energi, G , mellem røggassen og henholdsvis den CO₂ frie røggas og den udskilte CO₂. Dette er vist i Figur 1 hvor arbejdet udtrykt i MJ/ton for 90 % udskillelse af CO₂ er vist som funktion af røggassens CO₂ indhold.

På figuren er vist CO₂ indholdet i røggassen fra typiske kilder (atmosfærisk luft, Combined Cycle gasturbiner, naturgasfyrede kedler, WTE (affald), kul, biobrændsler og cementproduktion). Af figuren fremgår det, at kilder med et højt CO₂ indhold vil have et lavere specifikt energibehov ved CO₂ separation.

Det fremgår også tydeligt, at det ikke giver mening at trække CO₂ ud af atmosfæren, da arbejdet hertil vil være uforholdsmæssigt højt set i forhold til arbejdet ved CO₂ udskillelse fra røggasser.

Separationsprocessen for CO₂ er langt fra ideal, og derfor skal der anvendes betydelig mængder energi til separationen, hvilket vil blive belyst i et senere kapitel.

¹ Klimarådet: https://klimaraadet.dk/sites/default/files/downloads/70_pct_analyse.pdf



Figur 1 Teoretisk arbejde for at opnå 90 % CO₂ udskillelse fra røggasser etc. som funktion af CO₂ indholdet i kilden.

Den udskilte CO₂ skal derefter komprimeres til ca. 100 bar for at denne er egnet til efterfølgende transport eller lagring. Det teoretiske arbejde til kompression udgør ca. 211 MJ/ton. Det totale arbejde er separation arbejde plus kompressionsarbejdet. Det totale teoretiske arbejde for 90 % udskillelse og kompression af CO₂ indholdet i røggassen fra affaldsforbrænding er f.eks. 373 MJ/ton CO₂.

Det samlede energiforbrug til CO₂ fangst og kompression er for de mest lovende konceptstudier ca. 900 -1.100 MJ/ton CO₂. Virkningsgraden er derfor reelt langt under 50 % i forhold til den teoretiske værdi.

Omkostningerne til CO₂-fangst er store pga. betydelige kapitalomkostninger og det høje energiforbrug til processen. Udvikling af processer samt modning af teknologier betyder, at der lige som for vindmøller og solceller etc. er en såkaldt "learning curve" som vist i Figur 2. Learning curven er afledt ud fra eksisterende CO₂-fangstanlæg samt såkaldte Feed studier (Front end engineering studie). Det ses af figuren, at det estimeres at der en learning rate på omtrent 8 % (dvs. at det bliver 8 % billigere for hvert år som gennemsnit).

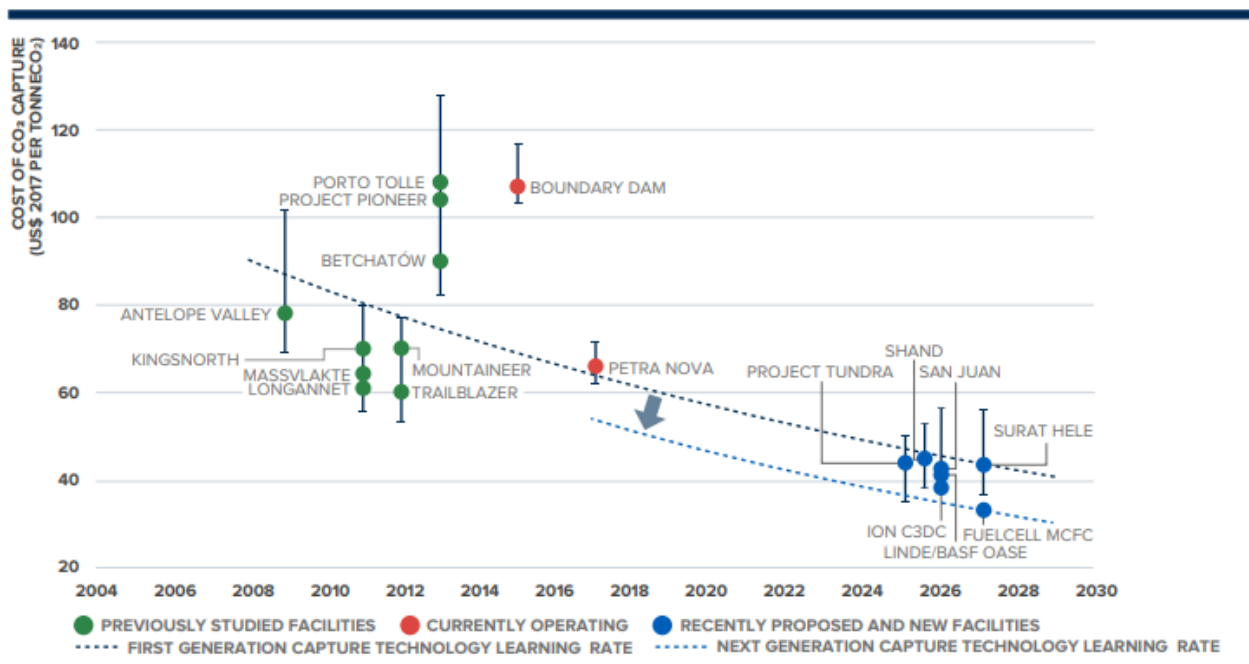


FIGURE 8 LEVELISED COST OF CO₂ CAPTURE FOR LARGE SCALE POST-COMBUSTION FACILITIES AT COAL FIRED POWER PLANTS, INCLUDING PREVIOUSLY STUDIED FACILITIES⁴⁴

Figur 2 "Learning Curve" som viser den forventede udvikling i prisen for CO₂ fangst.

Lagringen af CO₂ foregår i en såkaldt geologisk stabil formation, hvor CO₂ kan opbevares i mere end 1000 år. Processen er kun let beskrevet i litteraturen. Internationalt kaldes CO₂ fangst og lagring CCS (Carbon Capture & Storage).

I det omfang, hvor den totale mængde af indfanget og lagret CO₂ fra både fossile og biogene kilder, er større end CO₂ bidraget fra den fossile andel vil indfangningen bidrage til at trække CO₂ ud af atmosfæren (negativ CO₂ udledning). Det sidste er nødvendigt, hvis man ønsker at nulstille atmosfærens indhold af CO₂ til præ-industrielt niveau.

Anvendelsen af CO₂ kaldes CCU (Carbon Capture & Utilisation). P.t. er det aktuelt at tale om Power To X eller CCU. Power To X er en omdannelse af elektricitet baseret på vind, hydro eller sol til flydende brændsler, eventuelt med indfanget CO₂ fra forbrændingsprocesser som råstof. og f.eks. i kombination med brint produceret ved elektrolyse.

2 Anlægget på Norfors

Anlægget på Norfors består af to ovnlinjer med en nominal forbrændingskapacitet på hver ca. 11 ton/h svarende til en indfyret effekt på ca. 33 MW på hver ovnlinje. Norfors har tilladelse til at forbrænde 152.000 tons affald pr. år. Den årlige CO₂ udledning ved fuld udnyttelse af forbrændingskapaciteten er ca. 159.000 ton CO₂/år.

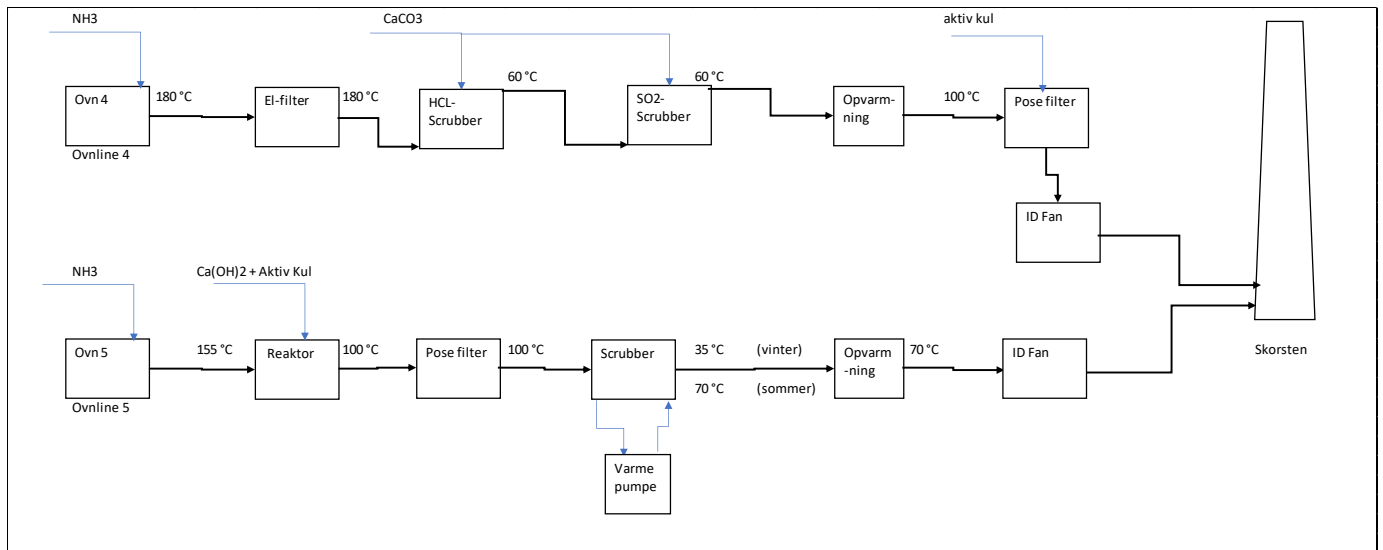
2.1 Funktionel beskrivelse af forbrændingsanlægget på Norfors.

Ovnlinje 4 og 5 fødes fra en fælles affaldsbunker så sammensætningen af affald der forbrændes i de to ovne, er nogenlunde ens.

Affaldet tilføres ovnene via affaldstragten, hvorfra det skubbes ind på risten. Når affaldet er inde i ovnen, sker der først en udtørring, dernæst en afgasning og til slut en udbrænding på risten. Røggassen fra risten tilsættes sekundær og tertiær luft som sikre udbrænding af de brændbare gasser. I ovnrummene og kedlernes strålingstræk overføres varme til vand/dampkredsen fra røggas ved stråling. I konvektionsparten, som består af dampoverhedere, konvektionsfordamper og economiser overfører røggasserne varme til vand/dampkreds ved konvektion. Både Ovnlinje 4 og 5 er forsynet med SNCR (ammoniakkvand inddysning) til reduktion af NO_x-emissionen i første strålingstræk.

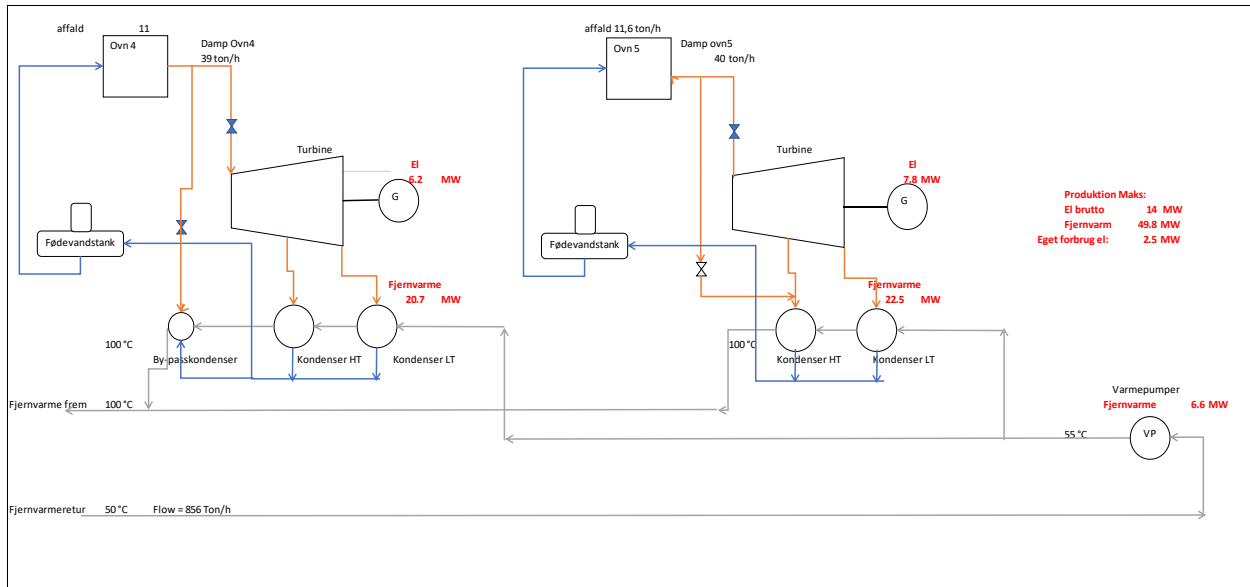
Efter kedlen føres røggassen til røggrensingsanlægget. Ovnlinje 4 har en såkaldt våd røggrensingsproces og Ovnlinje 5 en såkaldt tør proces. På Ovnlinje 5 er der en også en røggaskondenseringsskrubber, hvorfra varmen i røggassen udnyttes via varmepumper til produktion af fjernvarme.

Nedenfor i Figur 3 er vist processerne i de to ovnlinjer i skematisk form.



Figur 3 Røggrensning m.m. vist skematisk for de to ovnlinjer hos Norfors.

Vand/damp system og varmegenvinding for de to ovnlinjer er vist skematisk i Figur 4. Vand/damp system består af to separate dampturbiner, som er koblet til henholdsvis Ovnlinje 4 og 5. Dampen fra hver turbine kondenseres i separate fjernvarmekondensatorer. Der mulighed for helt eller delvis bypass af dampturbinerne og kondensere dampen direkte i fjernvarmekondensatorerne. Ved denne driftsform bliver energiindholdet i røggassen omsat til fjernvarme.



Figur 4 Simplificeret diagram vand/damp og fjernvarmeproduktion fra Usseødværket.

I Tabel 1 nedenfor er anført maksimum kontinuerlig forbrændingskapacitet og effekter for el- og varmeproduktion for Ovnlinje 4 og 5 hos Norfors.

Parameter		Ovnlinje 4	Ovnlinje 5
Forbrændingskapacitet nominel	ton/h	11	11.6
Brændværdi (vægtede gennemsnit)	MJ/kg	10.5	10.5
Indfyret effekt	MW	32.1	33.8
Eta_el max (brutto)	Frac	0.192	0.225
Kedelvirkningsgrad u. VP		85	88
Indfyret effekt	MW	30.83	34.84
eleffekt anlæg 4	MW	6.17	7.84
Fjernvarmeeffekt	MW	20.66	22.47
Varmepumpe effekt anlæg 5	MW	0	6.6
Eget elforbrug med. VP	MW	1	2.3
Varmeeffekt total m. VP	MW	49.73	
Varmeeffekt total ved bypass drift	MW	63.74	

Tabel 1 Nominel kapacitet og effekt for Ovnlinje 4 og 5

2.1.1 Røggassammensætning og mængder

Norfors forbrænder såkaldt forbrændingsegnet affald og sorteret husholdningsaffald på de to ovnlinjer. Røggasflow og hovedsammensætningen af røggassen er angivet i Tabel 2. Pga. røggaskondenseringsanlægget på Ovnlinje 5 er der mindre vandindhold i røggassen i vinterhalvåret, hvor der produceres fjernvarme fra røggaskondenseringsvarmen.

Beskrivelse		Ovnlinje 4	Ovnlinje 5	Total
Byggeår		1999	2027	
forbrændingskapacitet aktuel	ton/h	11	11.6	22.6
forbrændingseffekt aktuel	MW	33.6	35.4	69.1
Årlig forbrændingsmængde	ton/år	75000	80000	155000
CO2 udledning	ton/år	77000	82000	159000
Røggas flow (100 % Last)	Nm3/H	62870	64855	127725
Røggas flow (100 % Last, 0 % O2, tørt)		32400	34167	66567
Røggasflow (11 % O2, tørt)	Nm3/h	68255	71978	140233
Ilt indhold Setpunkt (kedel)	% Wet	7	5	
CO2 indhold I røggas (11 % O2, tørt)	%	8.42	8.42	
CO2 emission 100 % Last	ton/h	11.30	11.30	23
H2O Vandindhold efter kedel	%	15.23	17.26	
H2O Vandindhold Vinter efter scrubber	%	20	5.6	
H2O Vandindhold sommer efter scrubber	%	20	20	
Røggastemp vinter		60	60	
Røggas temp sommer		60	70	
Røggastryk efter ID fan	bara	1	1	1
Driftimer per år (fuldlast timer)	timer	6000	7400	
Biogent CO2 indhold I røggas	%	55 - 65	56 - 65	55- 65
CO2 emission 100 % Last	ton/h	11.3	11.9	
CO2 emission	kg/GJ indfyret	93.1	93.1	
CO2 emission	kg/MWh indfyret	335.2	335.2	

Tabel 2 Norfors Usserødværkets driftsparametre

Udover hovedkomponenterne i røggassen er der lave emissioner af uønskede stoffer til omgivelserne, jf. Tabel 3 nedenfor.

Komponent	Enhed	Ovnlinje 4	Ovnlinje 5
Støv	mg/Nm ³ , 11 % O ₂	5	0.2
TOC	mg/Nm ³ , 11 % O ₂	0.001	11
CO	mg/Nm ³ , 11 % O ₂	10	10.0
HCl	mg/Nm ³ , 11 % O ₂	1	0.2
HF	mg/Nm ³ , 11 % O ₂	0.01	0.02
SO ₂	mg/Nm ³ , 11 % O ₂	1	14
NO _x	mg/Nm ³ , 11 % O ₂	200	70
NO ₂	mg/Nm ³ , 11 % O ₂	2	1
NH ₃	mg/Nm ³ , 11 % O ₂	4	5
O ₂ indhold Setpunkt (kedel)	% Våd	7	5

Tabel 3 Røggassens sammensætning hovedkomponenter

Røggassens sammensætning anses for at være egnet til CO₂-fangst.

3 Teknologier til CO₂ fangst

Separation af CO₂ fra røggas eller syntesegasser er ikke i sig selv en ny teknologi, men har været praktiseret fordi CO₂ enten har været et værdifuldt produkt (f.eks. CO₂ til sodavandsproduktion) eller som inert gas til svejsning, og EOR². I andre forhold har CO₂ skulle udskilles for økonomisk at kunne fremstille et produkt som f.eks. ammoniak. Den CO₂, som i dag sælges på verdensmarkedet, kommer primært som et biprodukt fra ammoniakproduktion som fremstilles ud fra reformeret naturgas. Markedet for CO₂ er dog meget beskedent med det nuværende CO₂-forbrug. Det er derfor ikke et værdifuldt marked til afsætningen af CO₂.

Ved separation af CO₂ taler man oftest om to hovedprincipper:

- "Post combustion", dvs. at CO₂ separationen fra røggassen efter forbrændingen.
- "Pre combustion", dvs. at der laves en CO₂-rig syntesegas som regel under højt tryk, som gør det lettere at udskille CO₂, hvorefter de brændbare gasser forbrændes.

Endelig er der nogle hybrider som "Oxy fuel combustion" hvor man i stedet for atmosfærisk luft anvender ilt til forbrændingen, hvorved man får en meget CO₂-rig røggas.

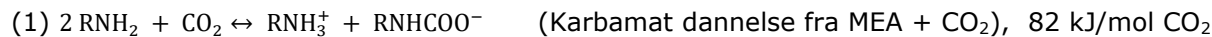
I de følgende afsnit beskrives de forskellige teknologier til CO₂ separation

- Princip, herunder kemiske- og fysiske forhold mv.
- Energiforhold
- Teknologiens modenhed
- Fysisk størrelse af anlæg
- Referenceanlæg, hvor teknologien har været anvendt

3.1 Amin-skrubning (MEA, DEA, TEA, MDEA etc.)

Den mest modne teknologi til CO₂ fangst fra røggasser er såkaldt skrubning med aminer i en vandig opløsning. Mest benyttede amin er Mono-Ethanolamin forkortet MEA med den kemiske formel: C₂H₇NO eller strukturelt: HOCH₂CH₂NH₂. En opløsning af MEA med vand (30 % opløsning) kan teoretisk optage ca. 400 g/kg MEA ved en CO₂ koncentration i røggassen på 12 % og et total tryk på 1 bar.

Der to primære reaktioner under absorptionen er som følger:



Ved absorption med MEA er det primært den første reaktion som fremmes. Dette er ugunstigt både mht. til absorptionsenergien (Exoterm proces) og 2:1 forbruget af amin i forhold til CO₂. Tungere aminer som f.eks. MDEA³ reagerer i højere grad via reaktionsskema (2) med dannelse af bikarbonat/karbonat.

Reaktionsvarme ved absorption er ca. 82 kJ/mol CO₂ (1.636 kJ/kg CO₂) for MEA, hvor den for MDEA kun er ca. 50 kJ/Mol CO₂. Der arbejdes derfor intensivt med iblanding af patentbeskyttede

² EOR – Enhanced Oil Recovery

³ MDEA – Methyl Diethanol-amin (struktur formel: CH₃N(C₂H₄OH)₂)

additiver som fremmer bikarbonat/karbonat dannelse fremfor karbamat for at sænke energiforbruget.

Ved brug af en 30 % MEA opløsning vil man have et varmeenergibehov (varme tilført til stripper reboileren) på ca. 3,6 MJ/kg CO₂. Typisk vil reboiler temperaturen ligge på 120 °C, hvilket svarer til at varmeenergien i form af vanddamp skal leveres ved et tryk på 2,2 bara (123 °C mættet damp).

Højere aminer DEA⁴, MDEA og PZ⁵ kan også bruges i kombination med MEA. MDEA, DEA og PZ har en væsentligt lavere Absorption energi samt en højere CO₂ optagelse, hvilket umiddelbart vil sænke energibehovet. Disse tungere aminer har til gengæld langsommere reaktionstid, hvilket betyder at den fysiske størrelse af CO₂-fangstanlægget skal være uforholdsmæssig stor (behov for større kontakt flade til absorption). Ved blanding af MEA med MDEA, PZ, andre aminer eller additiver kan man delvis opretholde en højere reaktionshastighed og dermed udnytte fordelene af den lavere absorptionsvarme og højere CO₂ optagelse.

I Tabel 4 er angivet den teoretiske mulige CO₂ optagelse, reaktionsvarme og reaktionshastighed for udvalgte aminer, der er egnede til absorption af CO₂. Disse vil være i en opløsning med vand dels for at reducere viskositeten så opløsningen uhindret kan fordeles i absorbertårnet og dermed opnå kontaktflade med CO₂ i røggassen.

Teknologileverandørerne af CO₂-fangstanlæg anvender oftest en patentsikrede blanding af aminer eller andre tilsætningsstoffer som fremmer reaktionshastigheden samt reducere degraderingsmekanismer.

Amin	Molvægt	Kogepunkt (°C)	Teoretisk CO ₂ optagelse, (mol CO ₂ /mol amin)	Absorptionsenergi (MJ/kg CO ₂)	Reaktionshastighed v. 25 °C (m ³ /mol/sec)
MEA (C ₂ H ₇ NO)	61	170	0,5	1,9	6
MDEA (C ₅ H ₁₃ NO ₂)	119	247	1	1,1	0,005
AMO (C ₄ H ₁₁ NO)	89	165	1	1,6	0,58
PZ (C ₄ H ₁₀ N ₂)	86	146	2	1,6	70

Tabel 4 Aminer til CO₂-indfangning – fysiske og kemiske egenskaber

Amin skrubning processen består af følgende hoved komponenter som vist i Figur 5:

1. Røggasserne tilføres Absorber i modstrøm med en amin baseret absorbent. Absorberen er forsynet med struktureret pakning for at opnå størst mulig kontaktflade. Der er integreret køling for at fjerne den exoterme energi i form af absorptionsvarme, da temperaturen under CO₂ absorptionen skal holdes på ca. 40-50 °C.
2. Den CO₂ fattige røggas går derefter ind i et vasketårn hvor eventuelt medrevet absorbentvæske bliver vasket ud.
3. Den CO₂ rige absorbent pumpes fra Absorberen via en Varmeveksler (rig CO₂ blanding/mager CO₂ blanding) til Stripperkolonnen.

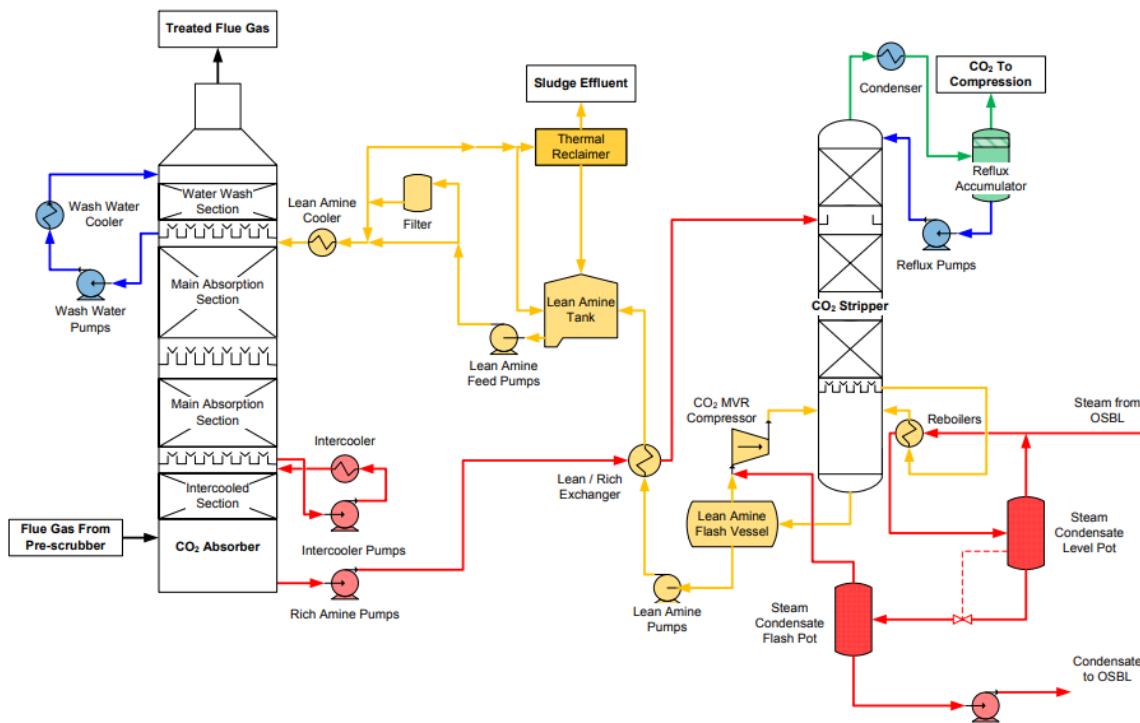
⁴ DEA - Diethanol amin (struktur formel C₄H₁₁NO₂)

⁵ PZ - Piperazin (struktur formel C₄H₁₀N₂)

4. I Stripperkolonnen tilføres lavtryksdamp til reboileren hvorved temperaturen øges yderligere medvirkende til at damp og CO₂ frigives fra absorbentvæsken (ca. 38 vol. % CO₂ og 62 vol. % H₂O). Den frigivne vanddamp kondenseres derefter i "overhead kondenseren" og returneres til kolonnetoppen (reflugs). CO₂ gassen (90 vol. % CO₂ og 10 vol.% H₂O) forlader derfra kolonne for klargøring til transport.
5. Fra bunden af stripperen ledes den strippede absorbent til en flashbeholder hvorfra flash damp returneres til stripperkolonnen vha. en kompressor (MVR). Fra bunden af flashbeholderen pumpes den magre absorbent via varmeveksleren tilbage til absorptionstårnet.
6. Pga. degradering af absorbenten udtages en sidestrøm af absorbenten, hvor uønskede salte og partikler separeres fra vha. filtre. Derudover sker der en termisk regenerering af absorptionsvæsken for at forøge levetiden af denne.

Ajay Singh and Karl Stéphenne / Energy Procedia 63 (2014) 1678 – 1685

1681



Figur 5 Typisk flowdiagram for en CO₂-fangst med Amin⁶.

Vi har i det følgende valgt at tage udgangspunkt i et CO₂-fangsts anlæg baseret på Shell-Cansolv processen og sammenlignet dette med en proces, hvor man i stedet bruger en 30 % MEA opløsning, hvor MEA kan købes som en handelsvare. Shell-Cansolv absorbenten består af en "Mixed

Amine" opløsning benævnt Cansolv-DC103 blandet med 50 % vand samt nogle patenterede additiver.

Energiforbruget til stripping af CO₂ består af 3 bidrag; kemisk energi (de-sorption), latent energi (vandfordampning) og sensibel energi. Energiinput til stripping i reboiler (Shell Cansolv process) er 2,40 MJ/kg CO₂ (Plus energi fra flashdampkompression MVR). Vi har beregnet, at den energi som tilbageføres til reboileren vha. MVR udgør omtrent 0,65 MJ/kg CO₂. For standardprocessen med MEA skal der bruges 3,6 MJ/kg CO₂ i reboileren.

Vi har efter bedste evne forsøgt at genskabe en varmebalance for processen, da det ikke på nuværende stadie er muligt at få disse tal fra teknologileverandørerne.

Specifikt energiforbrug og kølebehov for Shell-Cansolv processen er sammen med en standard proces med 30 % MEA vist i Tabel 5. I bilag er vist en detaljeret simulering af standard MEA-processen som W&S har udført vha. simuleringprogrammet UNISIM, som har termodynamiske modeller (Kent-Esienberg, Li-Maher) der med rimelig stor nøjagtighed kan beregne ligevægtsforholdene i absorber og stripperkolonner.

		Shell -Cansolv	MEA (30 % Standard)
Energibehov til reboiler, CO ₂ fangst	MJ/kg CO ₂	2.4	3.6
Kølere, CO ₂ fangst	MJ/kg CO ₂	2.4	3.6
Kølebehov CO ₂ kompression	MJ/kg CO ₂	0.36	0.43
Elbehov CO ₂ fangstanlæg	MJ/kg CO ₂	0.17	0.11
Elbehov CO ₂ kompression til 120 bar	MJ/kg CO ₂	0.36	0.43

Tabel 5 Specifikt energibehov ved CO₂ fangst

Hvis vi antager, at man ønsker at indfange 90% af CO₂ fra Norfors forbrændingsanlæg ved fuldlast, svarende til at man indfanger 20 ton CO₂ per time, kræver det temmelig stort varmebehov og el-effekt for at drive processen som vist i Tabel 6.

		Shell -Cansolv	MEA (30 % Standard)
Indfyret effekt (22.6 ton/h)	MW	69.1	69.1
CO ₂ fangst	ton/h	20	20
Energibehov til reboiler, CO ₂ fangst	MW	13.3	20.0
Kølere, CO ₂ fangst	MW	13.3	20.0
Kølebehov CO ₂ kompression	MW	2.0	2.4
Elbehov CO ₂ fangstanlæg	MW	0.9	0.6
Elbehov CO ₂ kompression til 120 bar	MW	2.0	2.4

Tabel 6 Effektbehov med CO₂ fangst fordelt på hovedoperationer ved en CO₂-fangst på 20 ton/h

3.1.1 Energiintegration med Norfors forbrændingsanlæg

I det følgende har vi undersøgt muligheden for at energiintegrere et fuldskala CO₂-fangst anlæg med forbrændingsanlægget på Norfors. Ved energiintegrationen har målet været, at al overskudsvarme fra CO₂-fangst anlægget så vidt muligt forsøges udnyttet til fjernvarme.

Da langt størstedelen af overskudsvarmen fra CO₂-fangst anlægget ligger i temperaturintervallet fra 30 -50 °C, er det nødvendigt at anvende varmepumper for at energien kan overføres til fjern-

varmen. Derudover vil der også tilkomme røggaskondenseringsvarme fra Ovnlinje 4, da røggastemperaturen til CO₂-fangst anlægget helst skal under 40 °C. Ved fuldlast på Ovnlinje 4 vil der derfor komme yderligere ca. 5,5 MW varme fra røggaskondensering, som kan udnyttes til fjernvarme via varmepumpning. Ovn 5 har allerede et røggaskondenseringsanlæg. En mindre del af varmeoverskuddet fra "overhead condenser" i CO₂-fangstprocessen ligger i temperaturintervallet 60 -110 °C, som vil kunne bruges til direkte produktion af fjernvarme. Vi har skønnet at ca. 5,5 MW fra "Overhead condenser" vil kunne bruges til direkte opvarmning af fjernvarmevand.

Varmeenergi til processen skal tilføres i reboileren i form af damp ved et tryk på mellem 2,5 – 5 bar. Det er ikke umiddelbart muligt at forsyne reboileren med udtagsdamp fra de to eksisterende dampturbiner i de mængder, som der er behov for. Det er derfor nødvendigt at bruge bypass damp eller alternativt kan man investere i en ny turbine, som alene bruges til dette formål. En anden mulighed er at ombygge den ene af de eksisterende dampturbiner. Vi har derfor sammenlignet 4 konfigurationer med fuld CO₂ fangst:

1. Reference case: Ingen CO₂-fangst.
2. Shell-Cansolv med forsynet med bypass damp.
3. Shell-Cansolv forsynet fra ny dampturbine eller ved ombygning af eksisterende dampturbine.
4. Standard MEA proces forsynet med bypass damp.
5. Standard MEA proces forsynet fra ny dampturbine eller ved ombygning af eksisterende dampturbine.

I Tabel 7 er vist energiforholdene i den nuværende drift (reference case) og for de fire undersøgte konfigurationer med 90 % CO₂ fangst og fuld kapacitet på de to ovnlinjer hos Norfors.

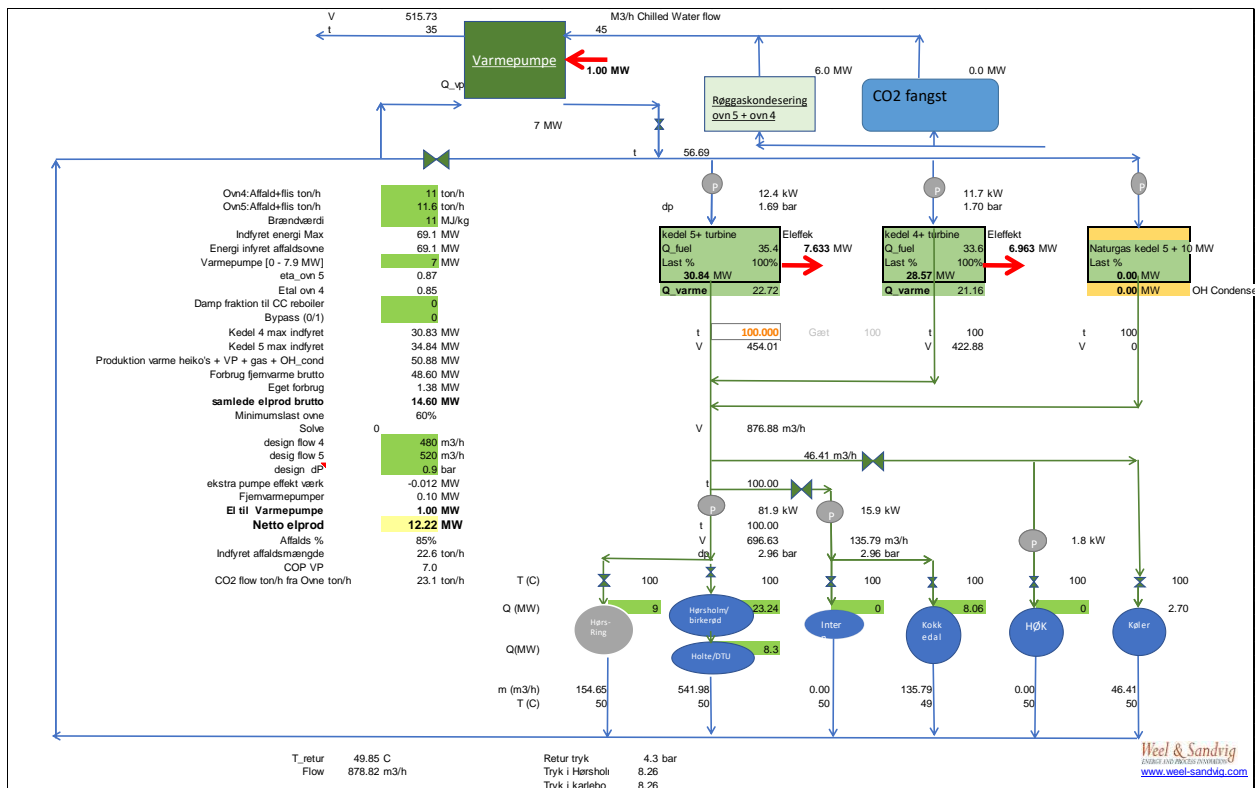
Det bemærkes at fjernvarmeeffekten er steget fra de nuværende ca. 51 MW helt op til 72 MW. Dette skyldes bl.a. røggaskondenseringsvarme fra ovn 4 og den ekstra el-effekt som skal til at drive varmepumpen, som er steget fra 1 MW op til 8,1 MW.

Den høje el-effekt til drift af varmepumper skyldes dels, at der meget lavtemperaturvarme som skal udnyttes samt at varmepumpen skal levere varmen ved en højere temperatur (op til 75 °C i forhold til de nuværende ca. 55 °C). Det bemærkes også, at netto el-effekten som sælges til nettet, er faldet fra 12 MW til -4 MW (dvs. at der i dette tilfælde skal importeres strøm som bliver til varme via varmepumpen).

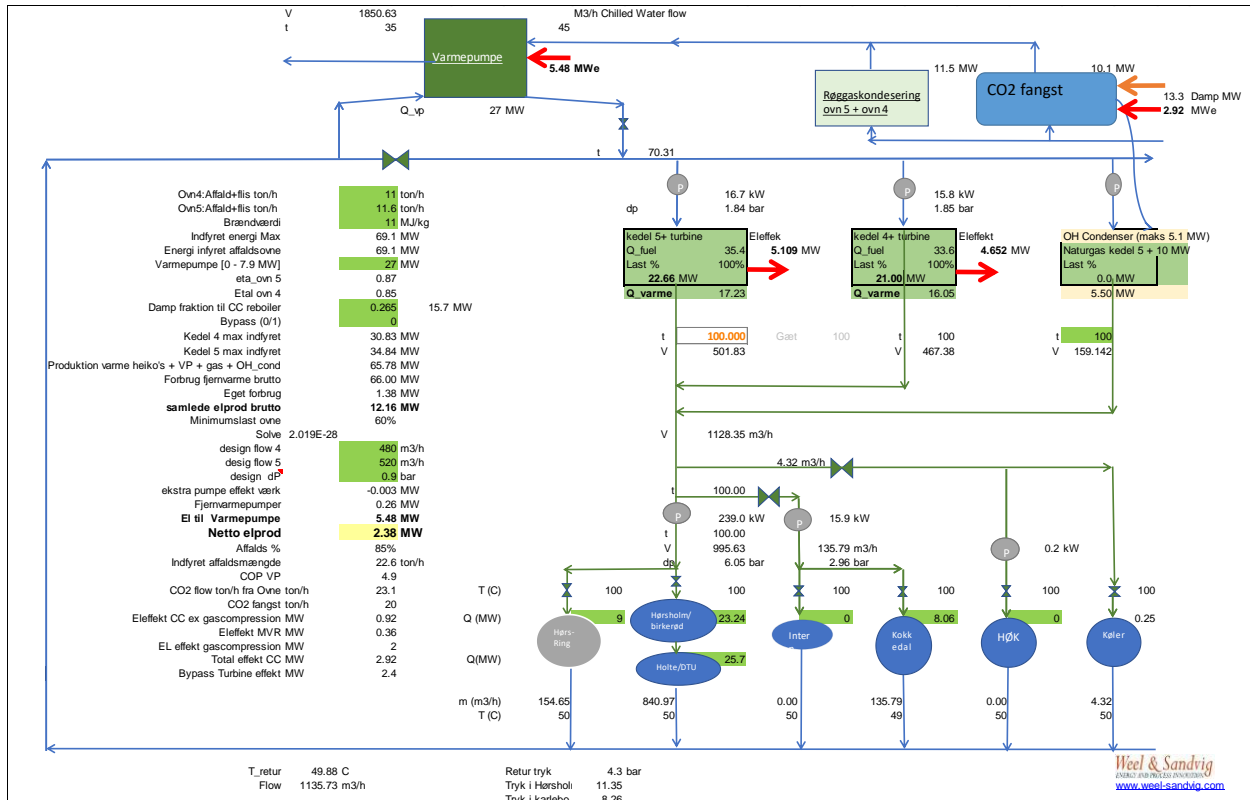
		Nuværende situation	Shell -Cansolv	MEA (30% Standard)	Ny turbine Shell -Cansolv	Ny turbine MEA (30% Standard)
Indfyring ovn 4 + ovn 5	ton/h	22.6	22.6	22.6	22.6	22.6
Indfyret effekt	MW	69.1	69.1	69.1	69.1	69.1
CO2 fangst	%	0	90	90	90	90
CO2 seperation	ton/h	0	20	20	20	20
Energiforbrug til reboiler	MJ/Kg CO2		2.4	3.6	2.4	3.6
Damptryk til reboiler	bara		4.8	2.5	4.8	2.5
Tryk I stripper	bara		2.1	1.1	2.1	1.1
Varme effekt til reboiler	MW		13.33	20.00	13.33	20.00
Røggaskondensering Ovn 5+ ovn 4	MW	6.00	11.50	11.50	11.50	11.50
Kølebehov (30 - 50 C)	MW	6.00	10.23	16.90	10.23	16.90
Kølebehov (60- 110 C)	MW		5.5	5.5	5.5	5.5
Elbehov CO2 fangst	MW		0.93	0.61	0.93	0.61
Elbehov CO2 kompression til 120 bar	MW		2.00	2.40	2.00	2.40
Total fordampereffekt til Varmepumpe	MW	6.00	21.73	28.40	21.73	28.40
Varmeeffekt fra Varmepumpe	MW	7	27.00	36.40	27	36.40
Varmeeffekt heikos	MW	43.86	34.98	30.39	27.99	27.05
Total fjernvarmeeffekt	MW	50.86	67.48	72.29	60.49	68.95
Eleffekt varmpumpe	MW	1	5.40	8.10	5.40	8.10
Elprod brutto (Turbiner)	MW	14.61	10.44	8.49	12.17	11.84
Total egetforbrug	MW	2.36	9.72	12.80	9.72	12.97
Netto elproduktion	MW	12.25	0.72	-4.31	2.45	-1.13
Elprod bypass turbine					2.4	4.6

Tabel 7 Energiforhold m.m. for nuværende situation sammenlignet med fire cases med CO₂ fangst 20 ton/h

I Figur 6 og Figur 7 er energiforholdene vist skematisk for henholdsvis reference case og for Shell-Cansolv proces med en ny bypass turbine.



Figur 6 Energi flow for reference case ved 100 % last på Ovnlinje 4 og 5 uden CO₂ fangst.



Figur 7 Energi flow for Shell-Cansolv case ved 100 % last på Ovnlinje 4 og 5 og med 90 % CO₂ fangst (ca. 20 ton CO₂/h).

3.1.2 Økonomi

Det er på nuværende stadie kun muligt at give et meget groft estimat for investeringsomkostninger for CO₂-fangst på Norfors. Vi har taget udgangspunkt i Feed Studier (Front End Engineering) som har været gennemført forskellige steder i verden og brugt en skalering med en potensfaktor på 0,8, hvilket er meget almindeligt for den type af anlæg. Derudover kommer omkostninger ved integration af varmepumper for at kunne udnytte de store mængder overskudsvarme som kommer fra processen. På den baggrund er vi kommet frem til en investering på 371 mio. Kr. for et anlæg med en CO₂-fangst på 20 ton/h.

I Tabel 8 er vist hvorledes de totale projektomkostninger er fordelt. Det bemærkes at det er antaget af CO₂ afleveres ved 120 bar. Der er ikke medtaget udgifter til eventuelt CO₂ mellemlagring, som vil være nødvendigt, hvis der ikke er transport af CO₂ til eksternt lager i rørledninger.

		Shell-Cansolv m. MVR + bypass turbine	MEA 30 % + bypass turbine
CAPEX CO2 fangst på 20 ton/h hos Nordfors	enhed	beløb	beløb
CO2 sep + compression	mio. Kr	358	358
Nye Varmepumper	mio. Kr	54	88
Turbine ombyg eller ny	mio. Kr	24	24
Bygninger + fundament (5 % af ovenfor)	mio. Kr	22	23
Diverse 15 % af ovenfor	mio. Kr	65	70
Engineering og project mangement (10 % af ovenfor)	mio. Kr	44	47
Total CAPEX	mio. Kr	566	611

Tabel 8 omkostning fordeling for CO₂ fangstanlæg med fuld varmegenvinding

Det er antaget at CO₂-fangstanlægget har en levetid på 25 år og anlægget kapitaliseres over denne periode. Der er regnet med en intern rente på 6 % som (Total omkostninger for kapital), hvilket giver en annuitetsfaktor på 0,07823.

I Tabel 9 er en overslagsberegning af omkostningerne for CO₂-fangsten med de angivne forudsætninger i Tabel 8 og en årlig fuldlast ækvivalent tid på 7.500 timer.

Af tabellen fremgår det, at prisen for CO₂-fangst på værket er henholdsvis 407 kr./ton og 465 kr./ton CO₂. Økonomien ser bedst ud med Shell-Cansolv processen.

Hvis man kun kan sælge den samme fjernvarme som i reference-casen, vil CO₂ prisen stige til ca. 1.000 kr./ton CO₂. Det er derfor vigtigt, at der kan findes ekstra afsætning for den ekstra fjernvarme som vil blive produceret. Alternativt må man lave anlægget mindre.

		Reference	Shell-Cansolv m. MVR + bypass turbine	MEA 30 % + bypass turbine
	Samfund tidshorison:	25	år (levetid af invest.)	25
			NETL skalering	skalering
Investering Capex (CO2 fangst + CO2 compression + varmeintegratio	mio kr	0	566	611
Årlig vedligehold	% af Capex	3	3	3
Værdi af el prod til marked	kr/MWh	300	300	300
Køb af el	kr/MWh		450	450
Værdi af Varmeprod	kr/MWh	250	250	250
Effekt brutto	MW	13.51	12.16	11.84
Egetforbrug CO2 fangst + CO2 compression	MW	0	2.92	3.32
ElForbrug Varmepumper Coolers CO2 fangst + røggaskondensering	MW	1	5.48	8.27
Øvrigt egetforbrug	MW	1.3	1.30	1.55
Egetforbrug ialt	MW	2.3	9.70	13.14
Netto elprod til Net	MW	11.21	2.46	-1.30
Varmeprod	MW	50.88	65.80	69.00
Drifttimer/år	timer/år	7500	7500	7500
CO2 fangst	ton/h	0	20	20
Årlig capital CO2	mio kr/år	0	44.31	47.78
Årlig udgift til vedligehold	mio. Kr/år	0	16.99	18.32
Årlig udgift til absorbtvæske m.m. (30 kr/Ton CO2)	mio. Kr/år	0	4.50	4.50
Mandskab til drift af CO2-fangst (1 operatør/skift)	mio. Kr/år		3.50	3.50
Opex CO2 fangst	mio kr/år	0	24.99	26.32
Indtægt elsalg / køb	mio. Kr/år	25.22	5.54	-4.39
Indtægt varmesalg	mio. Kr/år	95.4	123.4	129.4
Årlig driftindtæg varme og elsalg	mio. Kr/år	120.62	128.91	124.99
Årlig ekstra pris for CO2 fangst	mio. Kr/år	0.00	61.02	69.74
Årlig CO2 fangst	tons/år	0	150000	150000
CO2 fangst pris	kr/ton CO2		407	465

Tabel 9 Projektøkonomi CO₂ fangst ved 25 års tidshorison og 7.500 årlige ækvivalente driftstimer.

Der er naturligvis meget stor usikkerhed på ovenstående tal på dette stadie.

3.1.3 Miljøforhold

Emissioner til luften af aminer er uønsket. Måling på storskala forsøgsanlæg viser en emission af aminer på under 1 ppm. På pilotanlægget Klementsrud i Norge blev målt under 0,4 ppm. Derudover kan der være mindre mængder NH_3 (1-20 mg/Nm³) i røggassen.

Aminer som er degraderet (ca. 220 ton/år) skal bortskaffes eller forbrændes i affaldsforbrændingsanlægget.

Der vil være støj fra blæsere, pumper og kompressor anlæg, som skal lydisoleres.

3.1.4 CO₂-fangstanlægget fysiske størrelse

CO₂-fangst anlægget med CO₂ gas-kompression, varmegenvinding og nye varmepumper formodes at optage et areal på ca. 2.000 m².

De højeste konstruktioner vil være CO₂ absorberer med en højde på mellem 35 – 50 m og en diameter på 4-5 m. På Figur 8 er der indtegnet et areal på ca. 2.000 m² på Norfors ejendom på Kærvej i Hørsholm.

Aker Solutions har udviklet et modulopbygget koncept hvor et CO₂-fangstanlæg med en kapacitet på 12 ton/h fylder et grundareal på 450 m². Hertil kommer plads til varmegenvinding, varmepumper, røggaskondensering (ovn 4) samt gaskompression. Med Aker Solutions modulopbygget system må det antages, at det samlede pladskrav kan blive reduceret til mindre end 2000 m². Det skal dog nævnes, at det anlæg, som skal bygges på Klementsrud i Oslo, optager ca. 11.000 m² (kapaciteten er her ca. 50 ton CO₂/h).



Figur 8 Placering af Amine baseret CO₂-fangst anlæg på Norfors.

3.1.5 Referenceanlæg

På affaldsforbrændingsanlæg har Shell-Cansolv kørt forsøg med røggas fra Klementsrud i Norge, Der er lavet kontrakt på et anlæg på Klementsrud med en kapacitet på 400.000 tons/år med idriftsættelse i 2024. Den separerede CO₂ sendes med tankbiler til Oslo havn, hvorefter den sejles til Kåstø og herfra transporteres den i rør til lagring under havbunden.

Aker Solutions har kontrakt med affaldsforbrændings Twence i Holland om et anlæg på 100.000 ton CO₂ per år. Anlægget skal være færdigt i 2021. CO₂ vil blive transporteret med lastbiler til udnyttelse i lokale drivhuse for at booste drivhusproduktionen.

Derudover har Amin-processen været demonstreret på adskillige kulfyrede anlæg i stor skala igennem adskillige år.

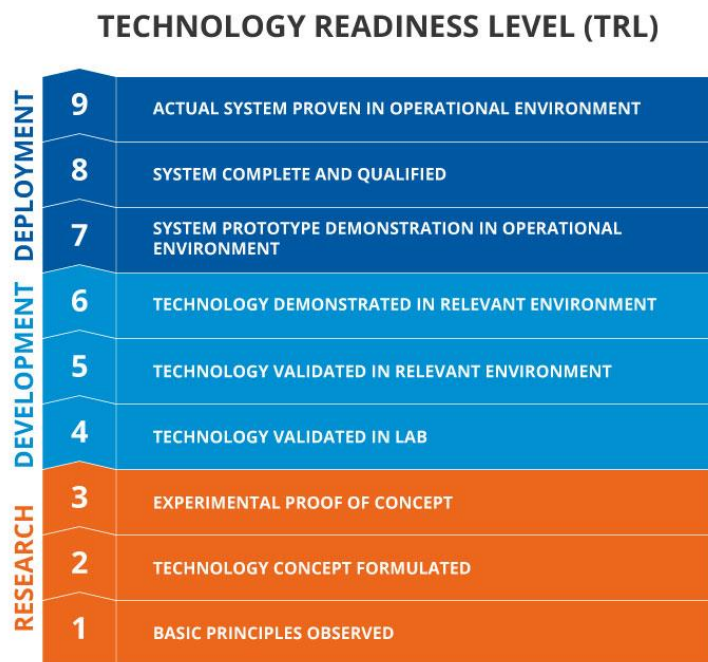
På Esbjergværket i Danmark har der været et pilotanlæg med en kapacitet på ca. 10 ton/dag finansieret i et EU-projekt i perioden 2006 - 2009.

På DTU Kemiteknik er der i laboratorieskala diverse forsøgsanlæg til eksperimentel undersøgelse af egnede solventer til CO₂ separation.

ARC (Amager Ressource Center) har netop fået EUDP støtte til et pilotprojekt (samlede projektsum på 28 mio. kr.) med en MEA-baseret CO₂-fangst på 0,5 ton/h. Den indfangne CO₂ vil, så vidt vides, kunne afsættes til gasindustrien (der er tale om små mængder).

3.1.6 Teknologiens modenhed

CO₂-fangsprocessen med aminer må anses for at være fuldt moden svarende til TL8 – TL9. Teknologiens modenhed opgøres efter en TRL-skala som vist nedenfor:



3.1.7 Teknologileverandører

Nedenfor er oplyste teknologileverandører. Ofte vil konstruktionen af anlægget blive udført af en hovedkontraktør som bygger anlægget efter en licens fra teknologileverandøren.

Flour: <https://www.fluor.com/about-fluor/corporate-information/technologies/fluor-econamine-fg-plus>

Shell: <https://www.shell.com/business-customers/catalysts-technologies/licensed-technologies/emissions-standards/tail-gas-treatment-unit/cansolv-co2.html#iframe=L2NhbnNvbHYtY28yLWZvcml0>

Basf/Linde: <https://energy-resources.basf.com/global/en/gas-treatment/technologies/solution-flue-gas.html>

Mitshubishi: <https://www.mhi.com/products/engineering/co2plants.html>

Aker Solutions: <https://www.akersolutions.com/what-we-do/products-and-services/carbon-capture-utilization-and-storage/>

Union Engineering: <https://union.dk/products-technologies/beverage/co2-plants-beverage/co2-extraction-plant/>

3.2 Enzyme process (Carbon Anhydrase), CO2 Solutions inc. <https://co2solutions.com/en/>

Det Canadiske firma CO₂ Solutions har udviklet en CO₂ fangst proces som får hjælp af naturens egen respirationsfysiologi (industriell lunge) ved at katalysere CO₂ absorption vha. enzymet Carbon-Anhydrase, CA.

Absorptionen af CO₂ sker i en opløsning af kaliumcarbonat (1,5 M K₂CO₃ opløsning) med en lille tilsætning af enzymet CA, hvorved absorptionshastigheden accelereres stærkt. Tilsætning af mellem 0,5 – 1 % enzym CA medvirker til en øgning af reaktionshastigheden med en faktor 5 – 10.

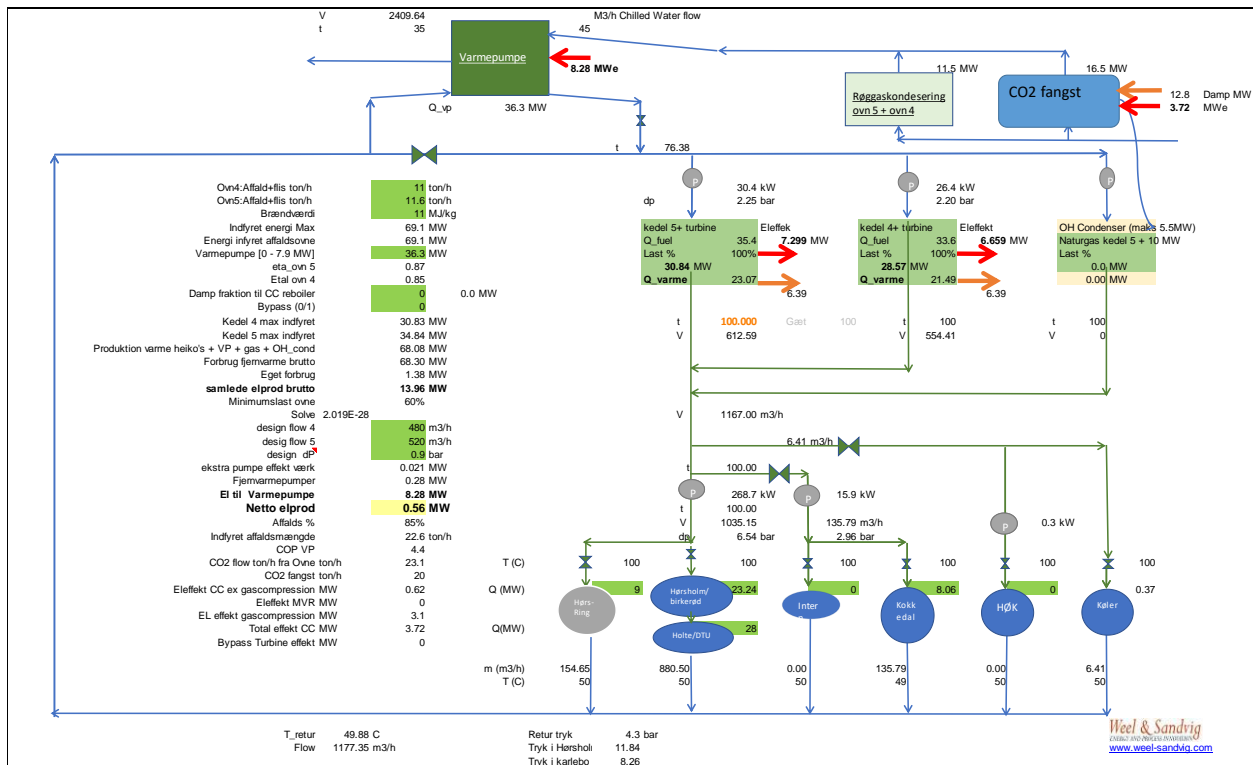
Den øgede reaktionshastighed betyder, at man kan udnytte kaliumcarbonat som CO₂ absorbent og dermed få fordel af, at der skal bruges mindre energi ca. 2,3 MJ/kg CO₂ (ca. 65 % af MEA). Enzymet CA bliver nedbrudt hurtigt ved temperaturer over 75 °C, og derfor er det nødvendigt at køre stripperkolonnen ved vakuum (ca. 0,35 bara). Det lave tryk i stripperkolonnen giver desværre et betydeligt øget CO₂ kompressionsarbejde. Hæmskoen ved processen er et forholdsvis stort forbrug af enzymer, hvilket på det nuværende udviklingsstadium betyder, at energigevinsten økonomisk bliver ædt op af udgiften til enzym.

Der forestår derfor stadig et stort udviklingsarbejde i at billiggøre enzymerne eller forøge deres levetid.

Processen har været testet i pilotskala siden 2015. Største anlæg som er i drift, har en kapacitet på 30 ton CO₂/dag.

3.2.1 Energiintegration på Norfors

Processen ligner i store træk Amin-processen. Pga. det lave strippertryk kan denne forsynes med lavtryksdamp direkte fra de eksisterendes dampturbiners udløb. Til gengæld vil man ikke kunne udnytte overskudsvarme fra overheadkondensoren til direkte fjernvarmeproduktion, som tilfældet var med aminprocessen. I Figur 9 er vist overordnede varmebalance for Norfors integreret med processen.



Figur 9 Varmebalance Norfors integreret med enzym katalyseret CO₂ fangst proces.

3.2.2 CO₂-fangstanlæggets fysiske størrelse

Den Enzym-katalyserede CO₂ fangst indeholder samme komponenter som de amin-baserede anlæg og vil derfor have tilsvarende pladsforhold.

3.2.3 Teknologiens modenhed

Det vurderes at modenheden ligger mellem TRL4-5.

3.2.4 Referenceanlæg

Processen er installeret på en papirmølle Resolute and Serres Toundra i Canada med en kapacitet på 30 ton/dag i 2018 som kommercielt anlæg. Den udskilte CO₂ bruges som vækst-katalysator i nærtliggende drivhuse.

Derudover er der en række mindre pilot-anlæg se <https://co2solutions.com/en/chapters/10/>.

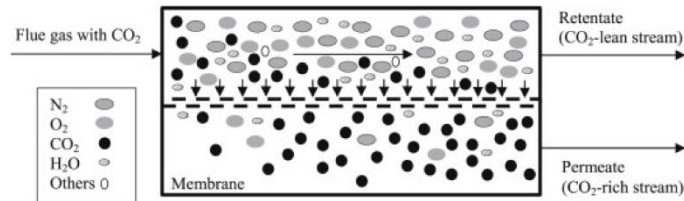
3.3 Membran separation (<https://www.mtrinc.com/our-business/carbon-capture/>)

Ved membran separation udnytter man en membran, som har en meget høj selektivitet mellem CO₂, N₂ og O₂ og samtidig har en høj permeabilitet.

Det er partialtryk-forskellen som driver separationen, så man er nødt til at have et meget højt tryk på retentat-siden eller omvendt vakuum på permeat-siden af membranen. Alternativt anvender man en sweep gas på permeat-siden, så man på den måde fortynder denne og dermed sænker CO₂ partialtrykket. I Figur 10 er vist princippet på gasmolekylernes transport i membranen. Membranens performance udtrykkes som nævnt i selektivitet og permabilitet.

Den førende teknologi kommer fra firmaet MTR med Polaris membranen. Denne har en selektivitet på mellem CO₂/N₂ på 50 og en permabilitet på ca. 1000 GPU (1 GPU = 3.3464 × 10⁻⁶ kmol/m²-s-kPa (SI-units)). Dvs. at hvis man har en partialtrykforskel på 0,1 bar vil der løbe ca. 1,5 g CO₂/(m²*s).

MTR regner med, at membranen har en holdbarhed på ca. 3 år, hvorefter selve membranen skal udskiftes.

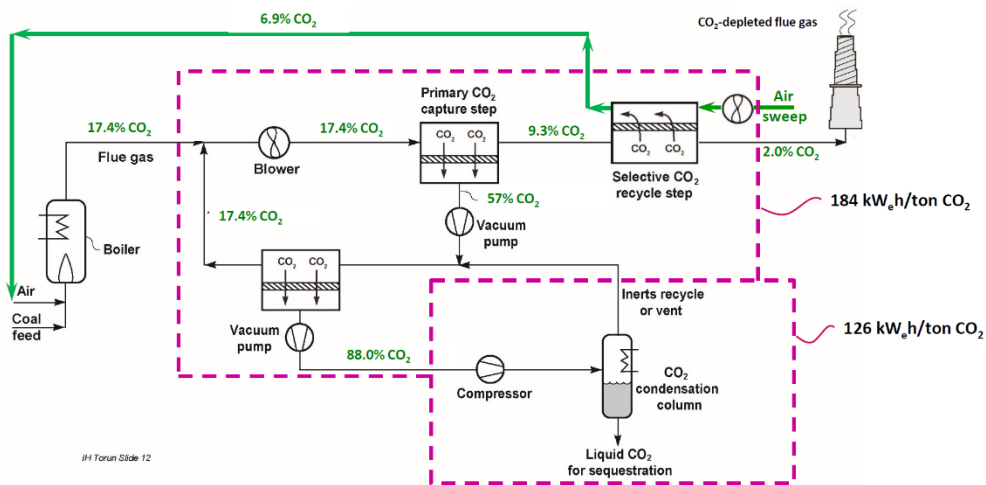


Figur 10 Membran separation princip

Membran-teknologien til CO₂-fangst er stadig i demonstrations-fasen med et pilot-/demonstrationsanlæg med en CO₂-fangst på ca. 10 ton/h på et kulfyret kraftværk, som skal påbegynde test-fasen i 2020.

Mindre pilot anlæg har kørt siden 2006 og 11.000 timers drift er demonstreret på et Membran-separationsanlæg med en kapacitet 1 ton/dag med røggas fra et naturgasfyret combined cycle anlæg.

Et simplificeret diagram af membranprocessen integreret med et kulfyret kraftværk, hvor forbrændingsluften bruges som sweep gas, er vist i Figur 11.



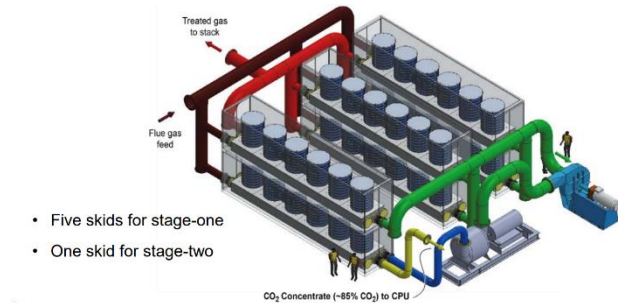
Figur 11 Simplificeret flowdiagram af membran-separation af CO₂ fra røggas fra MTR.

Energibehovet til CO₂ separation ved membranprocessen består udelukkende af elektricitet til kompressionsarbejde. Energiforbruget er estimeret til 1,1 – 1,3 MJ/kg CO₂ for en proces hvor forbrændingsluften bruges som sweep gas og ved en CO₂ separation på ca. 80 %.

Hos Norfors ville det svare til, at der skulle bruges en el-effekt på ca. 5,4-6,4 MW for en CO₂-fangst på 17,8 ton/h (80 % CO₂-fangst). I Figur 12 er vist en konceptueltegning af et Membran-

modul beregnet til at udskille 150 ton CO₂/dag. Bemærk at selve membran-modulerne er placeret i 40 fods Containere. Membran-levetiden hævdes at være over 3 år.

Concept Drawing of the Large Pilot

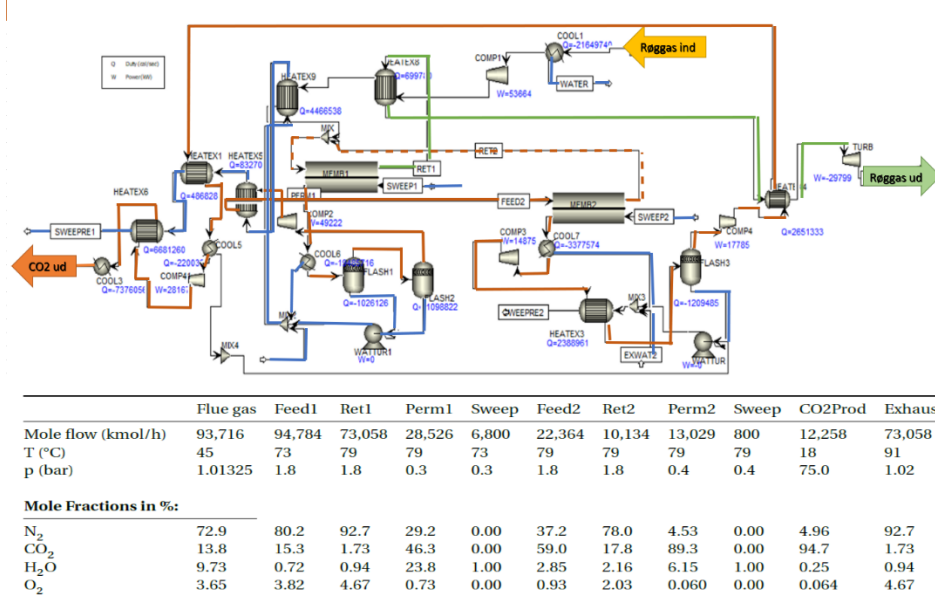


Figur 12 Konceptuel skitse af et membran CO₂ fangst anlæg med kapacitet på 150 ton/dag⁷

I stedet for at anvende forbrændingsluften som sweep-gas kan man også bruge vanddamp som er undersøgt i et studie udført i samarbejde mellem Weel & Sandvig og DTU. I studiet blev det teoretisk eftervist ved simulering, at energiforbruget til CO₂ fangsten kunne reduceres yderligere ved at bruge vanddamp som sweep-gas.

Konceptet er vist i Figur 13 nedenfor, hvor der er brugt selektivitetsegenskaberne fra MTR Polaris membranen i processimuleringen. Energiforbruget (elforbruget) i den undersøgte proces var i størrelsesorden 0,94 MJ/kg CO₂ baseret på et anlæg med en CO₂-fangst på 500 ton/h. Ved skalering til Norfors forhold vil virkningsgraden på kompressorer og ekspandere i processen skulle justeres ned, hvilket resulterer i at energiforbruget ville øges til ca. 1,1 MJ/kg CO₂.

⁷ <https://www.netl.doe.gov/projects/files/MTR%20Ph2%20DOE%20Kickoff%20MtG%20100119.pdf>



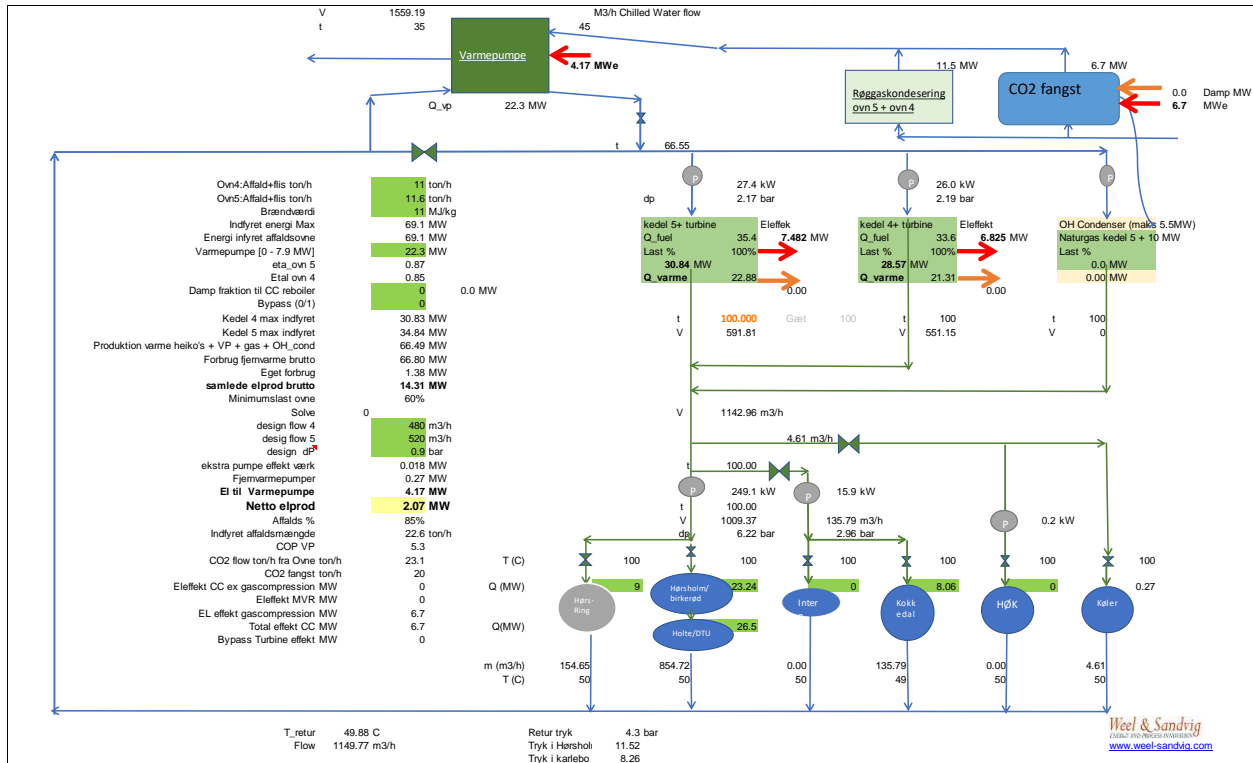
Figur 13 CO₂-fangst med membran hvor der anvendes vanddamp som sweep-gas⁸

3.3.1 Energi integration med Norfors

Membranprocessen forbruger udelukkende elektricitet. Den el som tilføres vil kunne udnyttes som overskudsvarme fra kølere i anlægget vha. en varmepumpe. Vi har regnet med et elforbrug på 1,2 MJ/kg CO₂ hvilket giver et elforbrug på 6,3 MW til processen ved en CO₂-fangst på 20 ton/h.

I Figur 14 er en oversigt over energiflowet ved membranprocessen integreret med Norfors anlæg. Netto el-effekt er beregnet til 2,1 MW og den produceret fjernvarmeeffekt er 66,5 MW.

⁸ Ref. A study of flue gas cleaning by membrane separation, DTU, J. W. Rosbo, M. E. Ditlev, 2019



Figur 14 CO₂-fangst med membran proces hos Norfors.

3.3.2 Økonomi

Investeringsomkostninger (CAPEX) ved membranprocessen er baseret på teoretiske studier, hvor man typisk bruger et "cost estimation program", som er udviklet af AspenTech og som anses for at være det til dato mest rigide til "cost estimation" i forstudier. Selve membranmodulerne har ifølge MTR en pris på mellem 50 – 100 \$/m² og en levetid mere end 3 år (vi har brugt 4 års levetid).

Baseret på et forstudie af et membran anlæg med en fangst på 500 ton/h, har vi skaleret investeringsomkostninger med 0,8 potens for kompressorer og varmevekslere etc. og 0.9 for selve membranen, da den er opbygget i moduler i forhold til en separation på 20 ton/h. Der skal bruges et membranareal på omkring 100.000 m² for separation af 20 ton CO₂/h.

Nedenfor er i Tabel 10 vist investeringsomkostninger og i Tabel 11 er vist den årlige driftsøkonomi (OPEX) ved 7.500 driftstimer pr. år ved brug af membran-separation.

CO₂-fangst prisen er beregnet til 321 kr./ton CO₂. Usikkerheden omkring varmesalg er mindre da varmeydelsen på anlægget kun er ca. 16 MW højere end i referencecasen.

		Membrane proces
CAPEX CO2 fangst på 20 ton/h hos Nordfors	enhed	beløb
CO2 sep + compression	mio. Kr	256
Nye Varmepumper	mio. Kr	38
Turbine ombyg eller ny	mio. Kr	0
Bygninger + fundament (5 % af ovenfor)	mio. Kr	15
Diverse 15 % af ovenfor	mio. Kr	44
Engineering og project magement (10 % af ovenfor)	mio. Kr	29
Total CAPEX	mio. Kr	382

Tabel 10 CAPEX for CO₂-fangst baseret på membran separation

		Reference	Membrane proces
	<i>Samfund tidshorizont:</i>	25 år	<i>år (levetid af invest.)</i>
			<i>NETL skalering</i>
Investering Capex (CO2 fangst + CO2 compression + varmeintegratio	mio kr	0	382
Årlig vedligehold	% af Capex	3	3
Værdi af el prod til marked	kr/MWh	300	300
Køb af el	kr/MWh		450
Værdi af Varmeprod	kr/MWh	250	250
Eleffekt brutto	MW	13.51	14.31
Egetforbrug CO2 fangst + CO2 compression	MW	0	6.7
ElForbrug Varmepumper Coolers CO2 fangst + røggaskondensering	MW	1	4.17
Øvrigt egetforbrug	MW	1.3	1.30
Egetforbrug ialt	MW	2.3	12.17
Netto elprod til Net	MW	11.21	2.14
Varmeprod	MW	50.88	66.50
Driftimer/år	timer/år	7500	7500
CO2 fangst	ton/h	0	20
Årlig capital CO2	mio kr/år	0	29.91
Årlig udgift til vedligehold	mio. Kr/år	0	11.47
Årlig udgift til Membrane m.m. (75 \$/m2)	mio. Kr/år	0	12.19
Mandskab til drift af CO2-fangst (1 operatør/skift)	mio. Kr/år		3.50
Opex CO2 fangst	mio kr/år	0	27.16
Indtægt elsalg / køb	mio. Kr/år	25.22	4.82
Indtægt varmesalg	mio. Kr/år	95.4	124.7
Årlig driftindtæg varme og elsalg	mio. Kr/år	120.62	129.50
Årlig ekstra pris for CO2 fangst	mio. Kr/år	0.00	48.19
Årlig CO2 fangst	tons/år	0	150000
CO2 fangst pris	kr/ton CO2		321

Tabel 11 Energiforhold og økonomi for CO₂-fangst baseret på membran separation

3.3.3 CO₂-fangstanlægget fysiske størrelse

Membranerne er modulbaseret og kan placeres i 40 fods containere. Der skal bruges 8 containere, som kan stilles oven på hinanden (2 eller 3 oven på hinanden) til membranerne. Hele anlægget med kompressorer og varmpumper kan indpasses på et areal på mindre end 2.000 m².

3.3.4 Teknologiens modenhed

MTR hævder selv at Membranprocessen har TRL7-8.

3.3.5 Referenceanlæg

Hos Mongstad i Norge har et anlæg kørt 11.000 timer på naturgas fra et combined Cycle anlæg. Endvidere har der også været en række pilotprojekter. Der bygges p.t. et demonstrationsanlæg med en delstrøm for et kulfyret anlæg i USA med en kapacitet på 150 ton/dag.

3.4 Oxyfuel processen

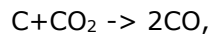
Ved oxyfuel forbrænding anvender man iltberiget forbrændingsluft, som blandes med recirkuleret CO₂ gas. Man skal derfor have et såkaldt luft-separationsanlæg. Luft-separationsanlægget i den størrelse, som vi taler om på Norfors, skal kunne producere ca. 28 ton O₂ per time.

Luftseparation er kendt teknologi og bruges i forbindelse med industriel fremstilling af ilt og nitrogen. Desuden er luftseparationsanlæg en integreret part af kulforgasningsanlæg og til fremstilling af visse kemiske bulkwares m.m.

Energiforbruget til ilt separationen udgør ca. 0,95 MJ/kg (når iltten forligger på gasform ved et tryk på 1 bar, 25 C og 99 % renhed). Elforbruget til luftseparationen ved en CO₂-fangst på 20 Ton/h er derfor 7,3 MW, og dertil skal lægges el-effekten til CO₂-kompression fra 1 – 120 bar som kræver 2,7 MW.

Ved Oxyfuel processen skal CO₂ recirkuleres igennem ovn og kedel for at sikre at temperaturen igennem ovn/kedel nogenlunde kan fastholdes i forhold til det nuværende niveau. Den høje CO₂ koncentration kan påvirke udbrændingsforhold, varmemflux m.m. Disse forhold er ikke tilstrækkeligt undersøgt for affaldsforbrænding.

Ved recirkulering af CO₂ viser en foreløbig simulering udført med WS.WTE-simulator, at omsætningen på risten bliver dårligere pga. at den endoterme forgasningsreaktion:



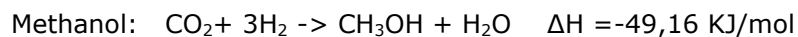
som medvirker til en sænkning af temperaturen i ristelaget.

Man kan muligvis hindre denne uønskede effekt ved en selektiv CO₂-recirkulering over de enkelte ristezoner.

Oxygen kan også frembringes ved elektrolyse med brint som bi-produkt. Energiforbruget til elektrolyse er ca. 11 MJ/kg O₂ (177 MJ/kg H₂) ved en virkningsgrad på 75 % (HHV) med dagens teknologi.

Det høje energiforbrug til elektrolyse gør, at denne proces kun er interessant, hvis man kan benytte den dannede brint på effektiv måde og at elektriciteten til at drive elektrolyseprocessen er billig.

Hvis man samtidig har brinten som tilfældet er ved frembringelse af ilt ved elektrolyse, kunne man udnytte den indfanget CO₂ ved f.eks. at lave methanol eller DME (Power To X).



Methanol processen er exotermisk og dermed varmeudviklende.

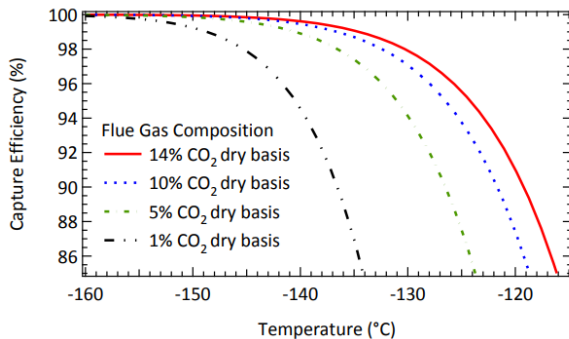
3.5 Kryo - Cryogenic Carbon Capture™ (CCC)

Det er muligt at adskille CO₂ fra røggassen ved at køle denne tilstrækkelig ned til at CO₂ udkondenseres eller desublimenteres som is.

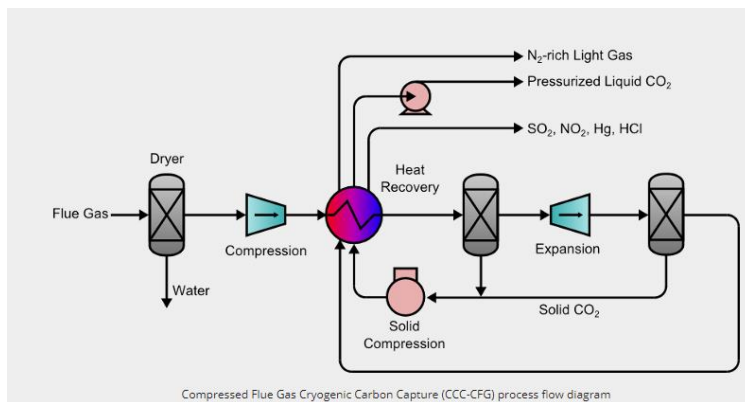
I Figur 15 er vist den nødvendige temperatur til køling af røggassen som funktion af CO₂ indholdet i røggassen og den ønskede CO₂ fangst (x-aksen). Hvis man har et CO₂ indhold i den tørre røggas på 12 %, skal man ved en CO₂ fangst på 90 % køle røggassen til ca. -120 °C. CO₂ isdannelsen tænkes at udfælde på en roterende plade, hvor isen fortløbende skræbes af.

I Figur 16 er vist i simplificeret procesdiagram af kryo-processen. Processen består af følgende operationer.

1. Køling og tørring af røggassen
2. Røggas kompression 5 – 7 bara
3. Varmeveksling med varmestrømme- med kolde strømme (Special varmeveksler)
4. Filter/separator (hvor den første del af den sublimeret CO₂ udtages)
5. Ekspander
6. Solid gas separator (roterende mekanisk tromle hvor CO₂ isen udfælder og fjernes fra gassen)



Figur 15 CO₂-fangst i procent vist som funktion af køletemperaturen og røggassens CO₂-indhold⁹



Figur 16 Simplificeret flowdiagram for kryo CO₂-fangst¹⁰

Den viste proces er udviklet af Sustainable Energy Solutions (SES), og det hævdes, at energiforbruget til CO₂ fangst er meget lavt (0,854 MJ/kg CO₂) og omkostninger er lave, dvs. ned til 11 – 34 \$/ton CO₂. Vi har ikke kunne finde nogle detaljerede beregninger på processen.

Processen har været testet i et pilotanlæg (1 ton CO₂/dag) med røggas fra et kulfyret kraftværk i Wyoming i USA. Den samlede driftstid for pilotprojekterne er angivet til 600 timer.

⁹ <https://sesinnovation.com/news/documents/cccpittsburghcoalconference.pdf>

¹⁰ https://sesinnovation.com/technology/carbon_capture/

3.6 Biokoks

Ved pyrolyse af affaldet bliver der en rest af primært kulstof tilbage (ca. 10 % af affaldsmængden), som kan deponeres eller bruges til jordforbedring idet biokoks er meget langtidsstabil (1000 år). Dette anses dog ikke at være en mulighed for affaldsforbrænding pga. uønskede stoffer i affaldet, som ikke er destrueret pga. lav processtemperatur og derfor vil være iblandet biokoksen, sammen med ikke brændbare askekomponenter.

3.7 Chilled NH₃ proces til CO₂ fangst

Det er også muligt at absorbere CO₂ i vanding opløsning af NH₃. Processen har væsentlig lavere absorptionsvarme end MEA processen, hvorved behovet for energitilførsel til regenerering reduceres til ca. 2,4 MJ/kg CO₂ i form af damp ved et tryk på ca. 1,5 bar.

Da absorption i dette tilfælde skal foregå ved 10 °C kræver det, at der skal anvendes kølemaskiner og dermed et noget større elforbrug. Derfor anser vi ikke processen for konkurrencedygtig sammenlignet med de øvrige amin-processer (MEA, DEA etc.).

Procesudstyret er derudover sammenligneligt med MEA processen. Vi har derfor ikke undersøgt denne proces integration med Norfors nærmere i dette forstudie.

3.7.1 Teknologiens modenhed

Teknologien har niveau TRL-6.

3.7.2 Referenceanlæg

GE/Alstom har mere end 18.000 timers drift på et pilotanlæg i USA. På Mongsted i Norge findes et anlæg med en kapacitet på 11 ton CO₂/h.

Teknologi leverandør: GE Power <https://www.ge.com/power/steam/co2-capture>

4 Transport af CO₂

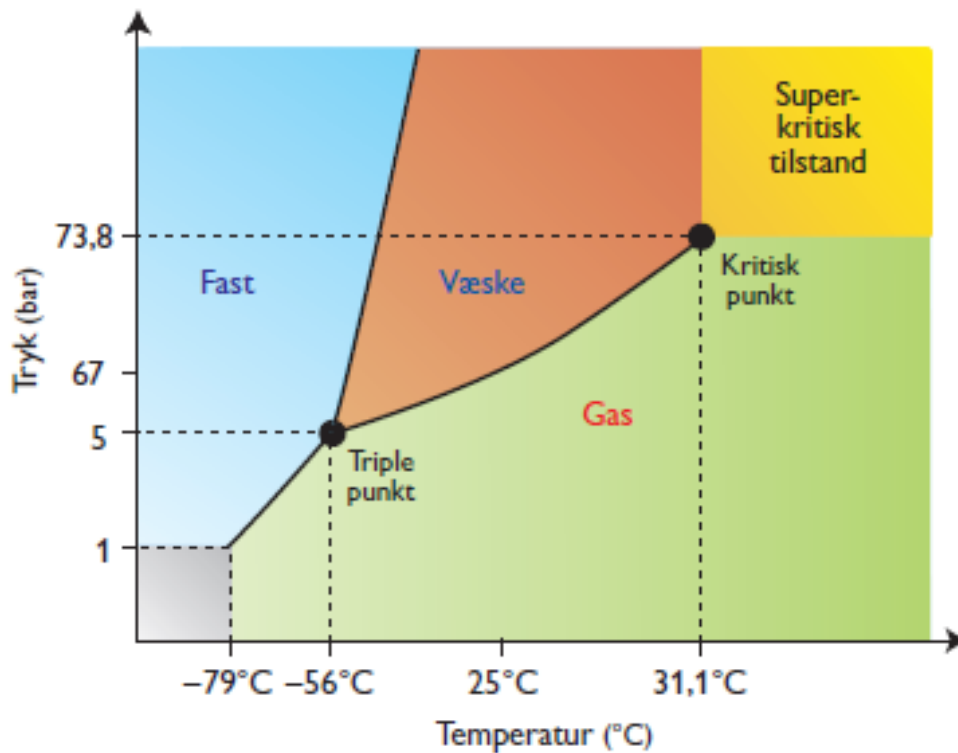
Den indfangede CO₂ skal transporteres til et mellemlager eller til slutlagerdestinationen. Transporten kan enten ske ved transport i rørledninger, med skib, trailer eller kombinationer heraf.

Hvis transport sker med lastbil/trailer, kræves der et mellemlager til opbevaring af CO₂. Ved trailertransport skal CO₂ komprimeres til et tryk på 15 bar og køles til -30 °C, så den kommer på væskeform. Et mellemlager kan bestå af horisontale tanke med dobbeltvæg og isolering og med en lagerkapacitet svarende til 1 døgn CO₂-fangst (480 tons). I dette tilfælde betyder det, at der skulle køre ca. 20 tanklæs CO₂ ud i døgnet fra Norfors. Tankbilerne skal i så fald køre til en slutlager destination eller et mellemlager for videre transport med skib eller rørledning.

Hvis transport sker med rørledning, vil CO₂ blive sendt af sted med et tryk på ca. 120 bar og en temperatur på 20 – 30 °C.

Transport af CO₂ i store rørledninger "onshore" koster ifølge IEAGHG mellem 15 kr./ton CO₂ ved en kapacitet på 10 mio. ton/år og en længde på 180 km.

I Figur 17 er vist et fasediagram for CO₂ som funktion af temperatur og tryk.



Figur 17 Fasediagram for CO₂.

5 Lagring af CO₂

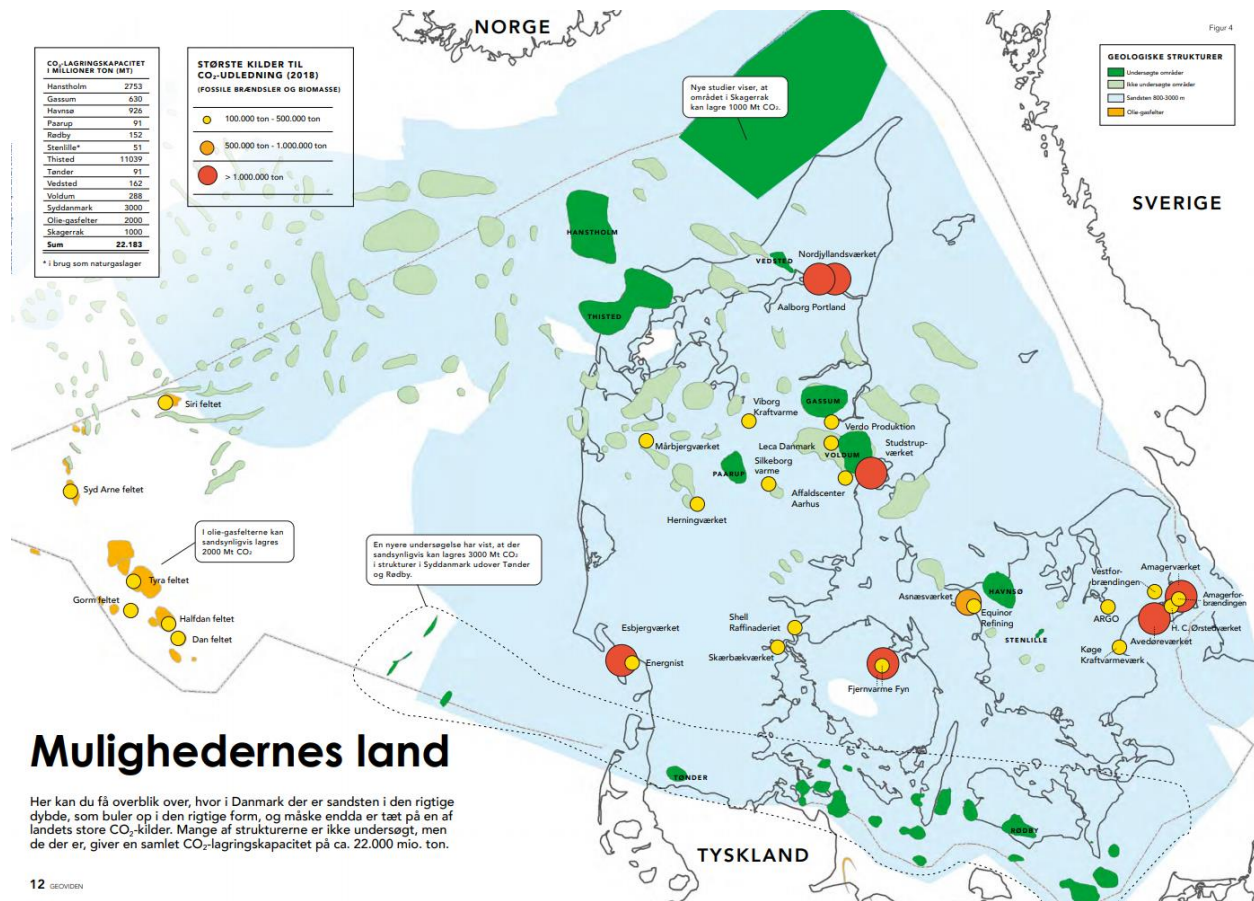
Langtidslagring eller geologisk lagring af CO₂ kan ske i egnede porøse strukturer i undergrunden eller i nedlagte gasfelter, hvor der samtidigt ovenover er et tæt lag. I Figur 18 vises resultatet af indledende undersøgelser udført af Geus, af velegnede områder til CO₂ lagring i Danmarks undergrund.

Det er vurderet at der er et meget egnet lagringspotentiale til ca. 22 mia. ton CO₂ i de markerede områder, hvilket svarer ca. 500 års CO₂ udledning (Danmark udledte ca. 40 mio. tons/år i 2019). Danmark har dermed lagringskapacitet til at man også kunne tilbyde at lagre CO₂ for udenlandske kilder. Lagrene vil typisk befinde sig i dybder fra 500 – 2.500 m.

Det er også muligt at lagre CO₂ i udtømte gasfelter i Nordsøen.

CO₂ kan også lagres i dybhavet da CO₂ ved et tryk på mere end 100 bar og en temperatur på mindre end 10 °C er tungere end vand.

I Figur 18 er vist en oversigt GEUS har udarbejdet over CO₂ lagringsmulighederne i Danmark. Tættest på Norfors er formationen i Havnsø (ca. 100 km fra Norfors).



Figur 18 CO₂ Lagringsmuligheder i Danmark¹¹

Prisen på at lagre CO₂ er ukendt. IEAGHG beregner en samlet pris (CAPEX + OPEX) for lagring på mellem 15 – 90 kr./ton for et landbaseret porøst sandstenslager (Aquifer) og mellem 45 – 150 kr./ton for et offshore baseret lager. Det er derfor ca. tre gange dyrere at lagre offshore.

Det Norske Northern Light projekt, hvor man bygger et offshore lager med en kapacitet på 1,5 mio. ton/år (kan senere udvides til 4,5 mio. ton/år) har beregnet en samlet pris for transport og lagring på omkring 300 - 400 kr./ton. Det er betydelig højere end estimater fra IEAGHG.

5.1 Eksisterende eller kommende kommercielle CO₂ lagringsmuligheder:

Der findes 19 storskala anlæg til CO₂ lagring i undergrunden eller i forbindelse med EOR. Ti af disse findes i USA, hvor der årligt pumpes ca. 25 mio. ton CO₂ ned i undergrunden.

¹¹ [Ref. Geoviden 1. 2020. https://www.geocenter.dk/wp-content/uploads/2020/03/Geoviden_1_2020_spread_comp.pdf]

I Norge har man siden 1996 pumpet CO₂ udskilt fra naturgas ned i undergrunden fra Sleipner og Snöwit felterne. Siden 1996 har man i de to felter lagret i alt ca. 22 mio. ton CO₂.

I Australien er der i 2019 indviet et lager med en kapacitet på 4 mio. ton/år som primært anvendes til CO₂ udskilt fra naturgas lige som anlæggene i Norge.

Derudover er der planer om en række nye lagringsfaciliteter i lighed med det Norske Northern Light projekt.

5.2 EOR (Enhanced Oil Recovery)

Injektion af CO₂ i oliefelter kan medvirke til at en større del af olien i feltet kan udvindes.

CO₂ medvirker til at reducere oliens viskositet, hvorved den strømmer lettere. Samtidigt vil oliens overfladespænding mindskes, hvilket får den til at opdeles i mindre dråber, hvorved den nemmere trænger igennem porrerne i sandstenslagene. Endelig sker der også en swelling af olien, når CO₂ opløses i olien, hvilket også forøger flydeegenskaberne igennem sandstenslaget.

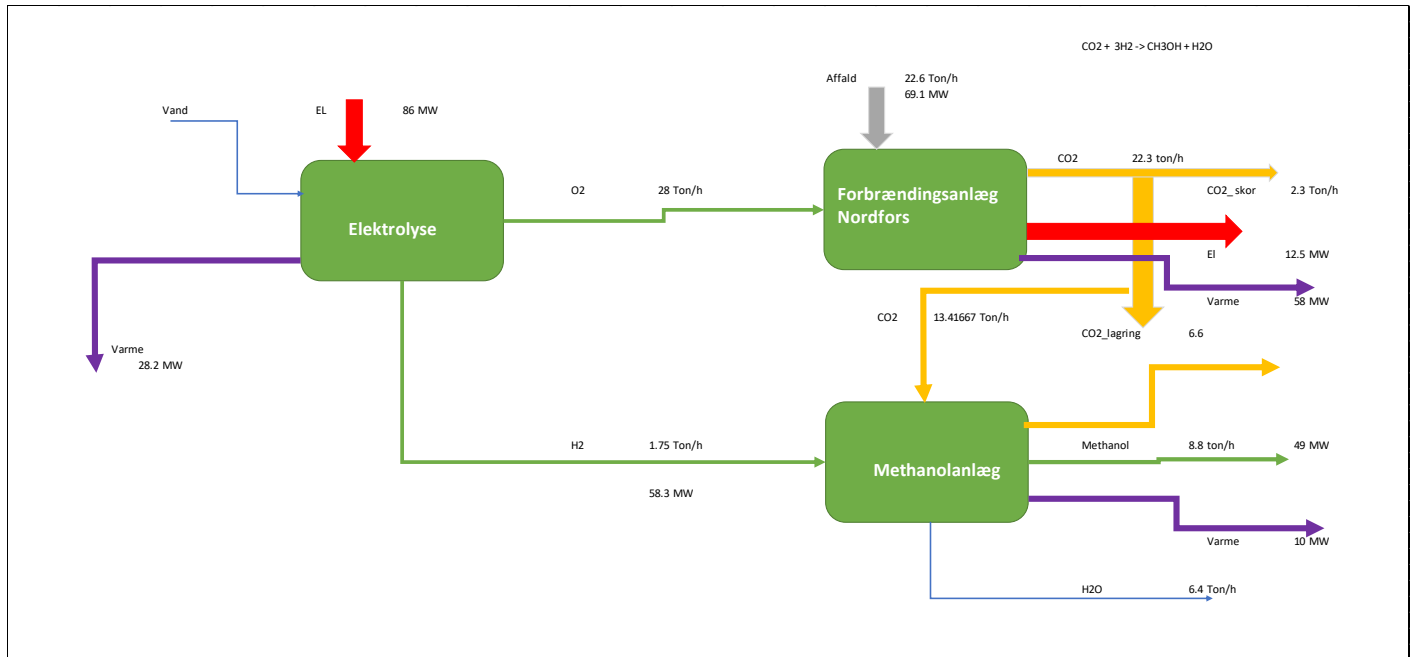
I det omfang CO₂ kan udnyttes til EOR vil man pga. den øgede olieproduktion (øget levetid på eller udtjente oliefelter) kunne opnå en positiv gevinst.

5.3 Udnyttelse af CO₂ til elektrofuels (CCU)

Som tidligere nævnt under afsnittet om oxyfuel kan man ved samtidig fremstilling af brint ved elektrolyse syntetisere brugbare produkter af CO₂ indfanget røggas med brint. Et eksempel er metanol, som kan anvendes til brændstof.

Nedenfor er vist i Figur 19 en foreløbig energi- og massebalance for et metanol-anlæg delvis integreret med Norfors anlæg. Elektrolyseanlægget er udlagt til at producere en ilt-mængde på 28 ton/h svarende til ilt behovet i Norfors anlæg.

Af figuren fremgår det, at man med den produceret brint og separeret CO₂ ville kunne producere ca. 8,8 ton metanol per time. Elforbruget til elektrolysen vil være 86 MW og man vil producere ca. 96 MW fjernvarme.



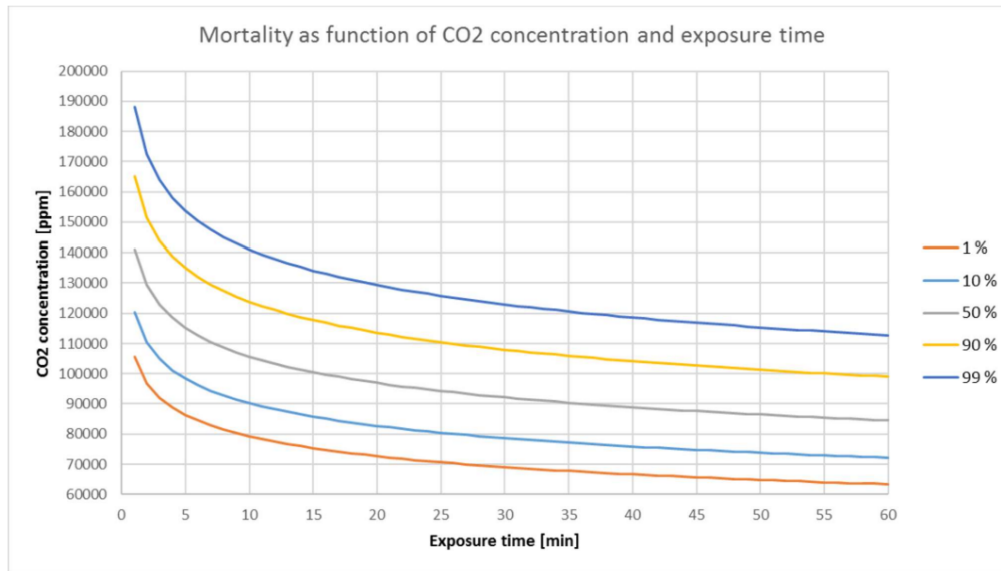
Figur 19 Præliminær energi- og massebalance for et CCU- anlæg hos Norfors, hvor 67 % af CO₂-fangsten udnyttes til produktion af metanol og de resterende 33 % sendes til lagring.

6 Sikkerhed

CO₂ er en farveløs gas. Ved 15 °C har den en densitet på 1,98 kg/m³, hvilket er 1,5 gange tungere end atmosfærisk luft. CO₂ indholdet i atmosfæren er ca. 385 – 400 ppm. Til sammenligning indeholder den luft, som mennesker udånder ved vejrtrækning, ca. 4 Vol. % (40.000 – 50.000 ppm).

Hvis man indånder luft med et højt CO₂-indhold igennem længere tid, kan det være fatalt. I Figur 20 er vist dødsraten i % som funktion af CO₂ indholdet i indåndingsluften samt eksponeringstiden.

Af figuren fremgår det eksempelvis, at hvis man indånder luft med 7 % CO₂ i 25 minutter vil en ud af 100 personer (1%) omkomme.



Figur 20 Dødelighed som vist som funktion af CO₂ koncentration og exponeringstid.

I forbindelse med oplagring af større mængder CO₂ i tryktanke er der en minimal risiko for en stor lækage. I "worst case Scenarie" kunne man antage, at en 150 mm rørledning med flydende CO₂ og et tryk på 15 bar sprænger, hvilket vil give et CO₂ udslip på ca. 500 kg/s.

Hvis udslippet sker i en situation, hvor vindhastigheden er under 1 m/s, vil CO₂-skyen efter 10 minutters udslip (600 tons CO₂) dække et areal med en diameter på ca. 1 km med en koncentration over 7 % i 1 -2 meters højde over terræn.

Hvis vindhastigheden er 4 – 5 m/s vil CO₂ skyen være mere end halveret i størrelse, hvor koncentrationen af CO₂ er over 7%.

Dvs. i worst case scenariet har man mellem 10 -25 minutter til at bevæge sig mere end 500 m væk fra udslips punktet for komme i sikkerhed.

Alternativt hvis man opholder sig indendørs i en almindelig bolig med et luftskifte på 0,5 gange/time. Efter to timer vil CO₂ niveauet indendørs være 63 % af, hvad det er udendørs, hvilket betyder, at det er mere sikkert at blive indendørs med lukkede vinduer.

7 Større forsøgsanlæg med CO₂ separation på kulfyrede kraftværker

Nedenfor er gengivet en tabel for større CO₂-fangstanlæg som har været eller er installeret på kulfyrede kraftværker.

Table 2 Summary of trials of PCC based on chemical absorption process integrated to live power plants

Project	Location	Consortium	Cost	Capacity	Year
Pleasant Prairie (Alstom 2009)	Wisconsin, USA	Alstom Power/Electric Power Research Institute/We Energies	US\$8.6 M	15,000 tCO ₂ /year	2008–2009
E.ON Karlshamn (MIT 2016a)	Malmo, Sweden	E.ON Thermal Power/Alstom Power	US\$15 M	15,000 tCO ₂ /year	2009–2010
AEP Mountaineer (Alstom 2011)	West Virginia, USA	American Electric Power (AEP)/ Alstom Power/RWE/NETL/ Battelle Memorial Institute	US\$668 M	100,000 tCO ₂ /year	2009–2011
Brindisi (Mangiaracina 2011)	Brindisi, Italy	Enel and Eni.	€20 M	8000 tCO ₂ /year	2010–2012
Plant Barry (MIT 2016b)	Alabama, USA	Southern Energy/Mitsubishi Heavy Industries/Southern Company/U.S. DOE's Southeast Regional Carbon Sequestration Partnership and EPRI	Unknown	500 tCO ₂ /day	2011–2012
Gaobeidian (Ju 2015)	Beijing, China	Huaneng Power Group/CSIRO	Unknown	3000 tCO ₂ /year	2008 to present
Shidongkou (Ju 2015; MIT 2016d)	Shanghai China	Huaneng Power Group	US\$24 M	120,000 tCO ₂ /year	2010 to present
Shenhua (Ju 2015)	Inner Mongolia, China	Shenhua Group	Unknown	100,000 tCO ₂ /year	2010–2014
Sinopec (Ju 2015)	Shandong, China	Sinopec Group	Unknown	40,000 tCO ₂ /year	2010–2012
Boryeong (Lee et al. 2015; MIT 2016e)	Boryeong, S. Korea	Korea Electric Power Company (KEPCO)	US\$42 M	2 tCO ₂ /day (Phase 1) 200 tCO ₂ /day (Phase 2)	2010–2013
Wilhelmshaven (Radgen et al. 2014)	Bremen, Germany	Fluor/E.ON Kraftwerke	Unknown	70 tCO ₂ /day	2012–2014
CCSPilot100+ (Fitzgerald et al. 2014)	Ferrybridge, UK	SSE/Doosan Babcock/Vattenfall	£21 M	100 tCO ₂ /day	2012–2013
ECO ₂ (Powerspan 2016)	Burger	First Energy/Powerspan/Ohio Coal Development Office	Unknown	20 tCO ₂ /day	2008–2010
Aberthaw (MIT 2016f)	Wales	RWE npower/CanSolv Technologies Inc.	Unknown	50 tCO ₂ /day	2013–2014
Pikes Peak (MIT 2016g)	Saskatchewan	Husky Energy Inc./CO ₂ Solutions	US\$12.13 M	15 tCO ₂ /day	2015
EDF (Chopin 2014)	Le Havre, France	EDF/Veolia/Alstom Power/Dow Chemical	€22 M	25 tCO ₂ /day	2013–2014

8 Referencer

[1] Cryogenic CO₂ Capture as a Cost-Effective CO₂ Capture Process; Larry Baxter^{1,2} , Andrew Baxter² , and Stephanie Burt¹ 1 Brigham Young University <https://sesinnovation.com/news/documents/cccpittsburghcoalconference.pdf>

[2] Guidelines for quantitative risk analysis of facilities handling CO₂, 2019
https://www.dsb.no/globalassets/dokumenter/rapporter/prj11089512_r1_final.pdf

[3] CO₂ Technology Centre Mongstad–Design, functionality and emissions of the amine plant
[Geleinde Koeijer^aYngvilEnge^aKnutSanden^bOscar Fr.Graff^bOlavFalk-Pedersen^cToreAmundsen^cSverreOverå^a](#)

[4] FEED Study Report DG3: Project CCS Carbon Capture Oslo, 2019

[5] Af Mogens, Weel Hansen, and Sandvig Nielsen. Kraftværker med separation og deponering af CO₂ («Zero emission power plant»). Dansk Kemi nr 5. 2002.

[6] A study of flue gas cleaning by membrane separation, DTU, J. W. Rosbo, M. E. Ditlev, 2019.

[7] COST AND PERFORMANCE BASELINE FOR FOSSIL ENERGY PLANTS VOLUME 1: BITUMINOUS COAL AND NATURAL GAS TO ELECTRICITY, 2019

[8] Technoeconomic Evaluation of MEA versus Mixed Amines and a Catalyst System for CO₂ Removal

at Near-Commercial Scale at Duke Energy Gibson 3 Plant and Duke Energy Buck NGCC Plant. D.A. Jones, 2018.

[9] Geoviden 1. 2020. Geus.

[10] Costs of CO₂ Transport. European Technology Platform for Zero Emission Fossil Fuel Power Plants

[11] Electricity-based fuels as a link between the electricity and transport sectors, Siemens 2019.

9 Tabel oversigt

Tabel 1	Nominel kapacitet og effekt for Ovnlinje 4 og 5	8
Tabel 2	Norfors Usserødværkets driftsparametre.....	9
Tabel 3	Røggassens sammensætning hovedkomponenter	9
Tabel 4	Aminer til CO ₂ -indfangning – fysiske og kemiske egenskaber	11
Tabel 5	Specifikt energibehov ved CO ₂ fangst	13
Tabel 6	Effektbehov med CO ₂ fangst fordelt på hovedoperationer ved en CO ₂ -fangst på 20 ton/h	13
Tabel 7	Energiforhold m.m. for nuværende situation sammenlignet med fire cases med CO ₂ fangst 20 ton/h.....	15
Tabel 8	omkostning fordeling for CO ₂ fangstanlæg med fuld varmegenvinding	17
Tabel 9	Projektøkonomi CO ₂ fangst ved 25 års tidshorisont og 7.500 årlige ækvivalente driftstimer. .	17
Tabel 10	CAPEX for CO ₂ -fangst baseret på membran separation	27
Tabel 11	Energiforhold og økonomi for CO ₂ -fangst baseret på membran separation.....	27

10 Figur oversigt

Figur 1	Teoretisk arbejde for at opnå 90 % CO ₂ udskillelse fra røggasser etc. som funktion af CO ₂ indholdet i kilden.	5
Figur 2	"Learning Curve" som viser den forventede udvikling i prisen for CO ₂ fangst.	6
Figur 3	Røggrensning m.m. vist skematisk for de to ovnløser hos Norfors.....	7
Figur 4	Simplificeret diagram vand/damp og fjernvarmeproduktion fra Usserødværket.	8
Figur 5	Typisk flowdiagram for en CO ₂ -fangst med Amin.	12
Figur 6	Energi flow for reference case ved 100 % last på Ovnlinje 4 og 5 uden CO ₂ fangst.	15
Figur 7	Energi flow for Shell-Cansolv case ved 100 % last på Ovnlinje 4 og 5 og med 90 % CO ₂ fangst (ca. 20 ton CO ₂ /h).	16
Figur 8	Placering af Amine baseret CO ₂ -fangst anlæg på Norfors.....	19
Figur 9	Varmebalance Norfors integreret med enzym katalyseret CO ₂ fangst proces.	22
Figur 10	Membran separation princip.....	23
Figur 11	Simplificeret flowdiagram af membran-separation af CO ₂ fra røggas fra MTR.	23
Figur 12	Konceptuel skitse af et membran CO ₂ fangst anlæg med kapacitet på 150 ton/dag.....	24
Figur 13	CO ₂ -fangst med membran hvor der anvendes vanddamp som sweep-gas.....	25
Figur 14	CO ₂ -fangst med membran proces hos Norfors.	26
Figur 15	CO ₂ -fangst i procent vist som funktion af køletemperaturen og røggassens CO ₂ -indhold	29
Figur 16	Simplificeret flowdiagram for kryo CO ₂ -fangst	29
Figur 17	Fasediagram for CO ₂	31
Figur 18	CO ₂ Lagringsmuligheder i Danmark	32
Figur 19	Præliminær energi- og massebalance for et CCU- anlæg hos Norfors, hvor 67 % af CO ₂ -fangsten udnyttes til produktion af metanol og de resterende 33 % sendes til lagring.	34
Figur 20	Dødelighed som vist som funktion af CO ₂ koncentration og exponeringstid.	35
Figur 21	Sankey diagram for reference case	40
Figur 22	Sankey diagram MEA skrubning med Shell-Cansolv processen	41
Figur 23	Sankey diagram for membran separationsprocessen	42
Figur 24	Simulering MEA-proces med strippertryk på 1,8 bara	44
Figur 25	Simulering MEA-proces med strippertryk på 1 bara.....	45
Figur 26	Simulering membran separation.....	46

11 Appendix

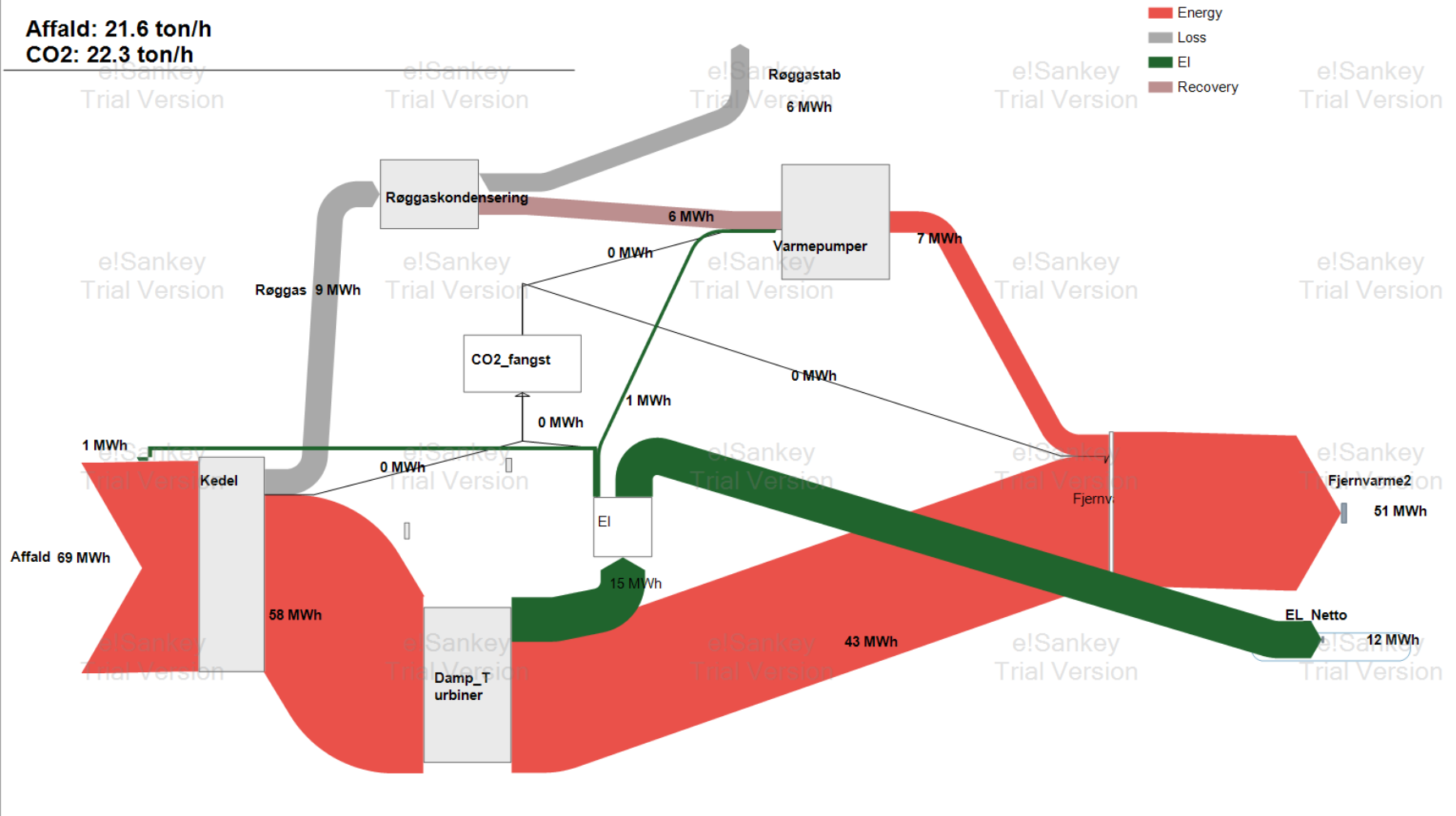
11.1.1 Sankey-diagrammer

På de følgende sider er vist Sankey-diagrammer for energiflowet for:

- Reference case
- MEA skrubning med Shell-Cansolv processen og
- Membran separationsprocessen.

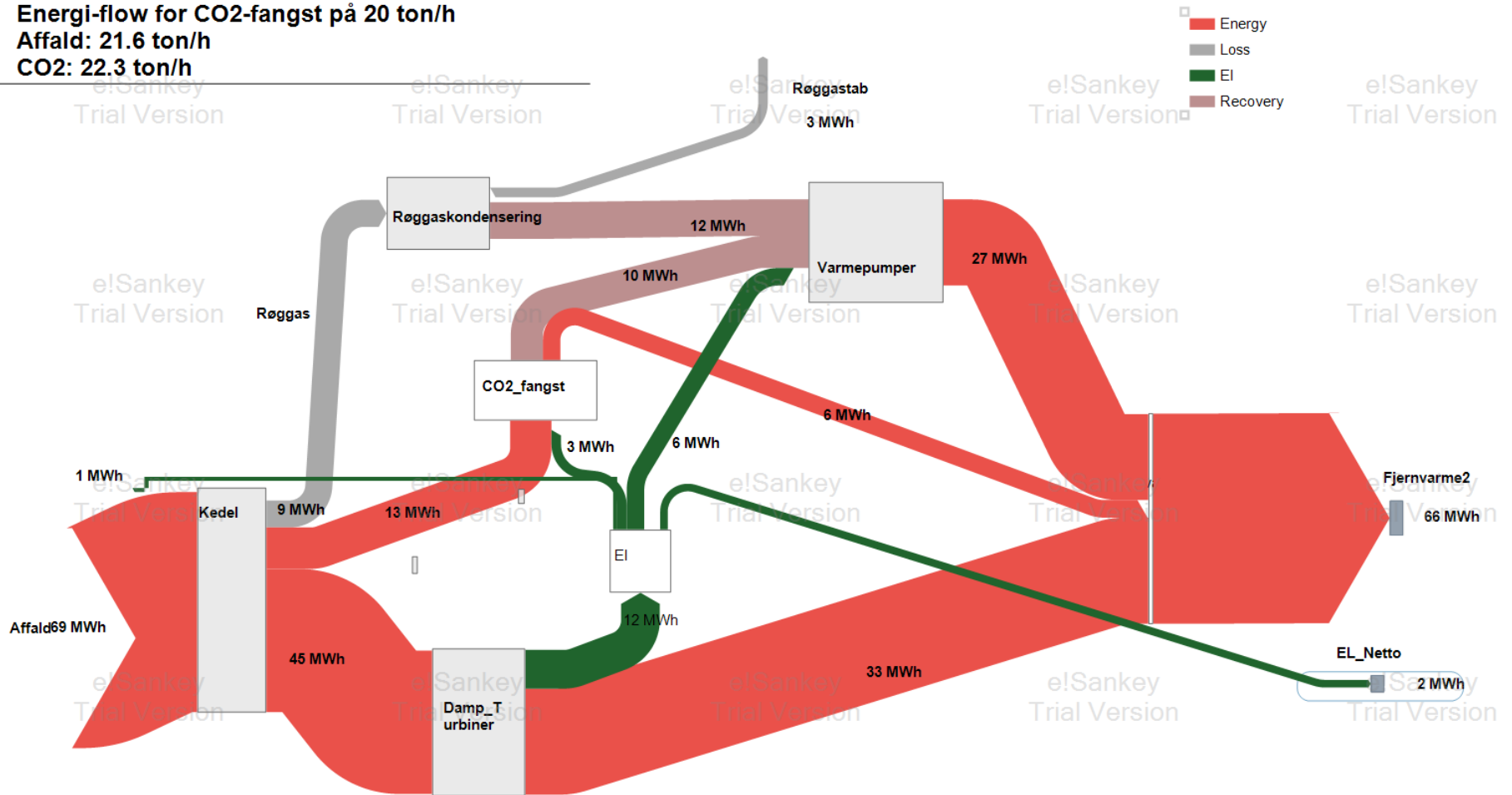
Nordfors Ref. Case.

Affald: 21.6 ton/h
CO2: 22.3 ton/h

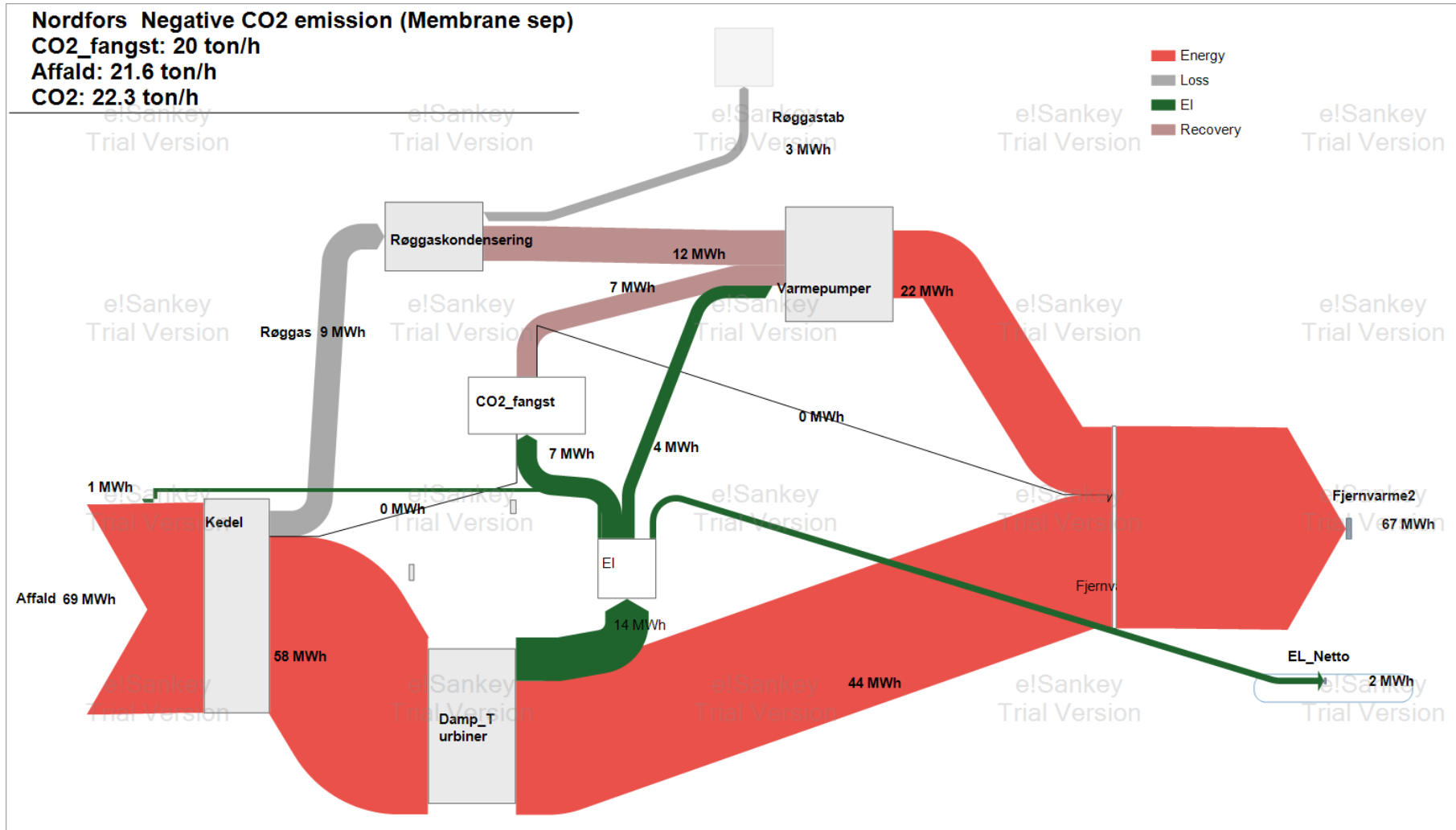


Figur 21 Sankey diagram for reference case

Nordfors Negative CO2 Emission Plant
Energi-flow for CO2-fangst på 20 ton/h
Affald: 21.6 ton/h
CO2: 22.3 ton/h



Figur 22 Sankey diagram MEA skrubning med Shell-Cansolv processen



Figur 23 Sankey diagram for membran separationsprocessen

11.1.2 Overordnede beregningsforudsætninger:

Total CO₂-fangst 20 ton/h (ca. 90 % CO₂ fangst)

CO₂ kompression til 120 bar i 5 trin med mellemkøling til 45 °C.

Kompressor isentropvirkningsgrad 0,70

For varmevekslere er der brugt en mindste temperaturdifferens på 5 °K.

Damppturbiner (Damppturbine-model som udregner effekt efter fjernvarme retur- og fremløbstemperatur til Heiko's samt damp flow til damppturbinerne)

Ny bypass damppturbine med ekspansion fra 50 bar, 400 °C til forsyning af reboilers ved et tryk på henholdsvis 5 bar (Shell-Cansolv) og 2,5 bar (standard MEA proces)

Elforbrug til MVR (Shell-Cansolv) beregnet ud fra et estimeret flashdamp flow på 5,6 ton/h med en trykøgning fra 1 bar til 4 bar og en isentrop virkningsgrad på 0.7.

Øvrigt elforbrug er estimeret ud fra absorbentflow (2,4 -4 kg/Nm³ røggas), statisk højde, samt tryktab. For røggassen igennem absorber er der regnet med et trykfald på 75 mbar og en virkningsgrad på 0,75 på blæseren.

For varmepumperne er COP beregnet ved følgende simplificeret udtryk:

$COP = 0.6 \cdot (T_h + 4) / (T_h - 32)$ hvor T_h er fjernvarmetemperaturen efter varmepumpen i Kelvin.

11.1.3 Simuleringsmodel for standard MEA-proces vha UNISIM

Simuleringen er udført med et røggasflow og CO₂ indhold til absorberen svarende til de to ovnlinjer på Norfors.

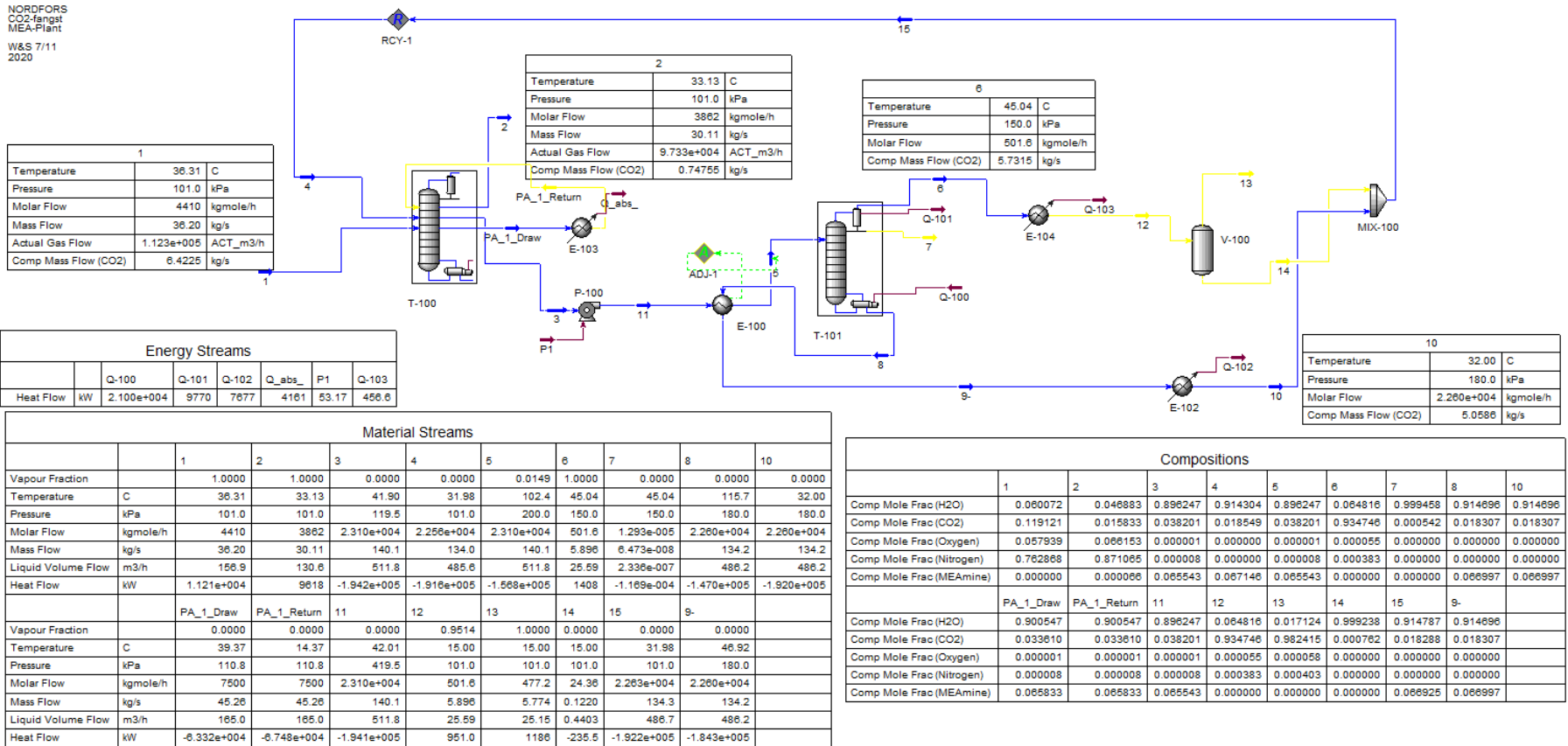
Det specifikke varmeforbrug er i simuleringsprogrammet beregnet til 3,67 MJ/kg som er lidt højere end de 3,6 MJ som er brugt tidligere.

Strippertrykket i bunden er hhv. 1,8 bara (Figur 24) og 1,0 bara (Figur 25) i simuleringen.

11.1.4 Simulering af CO₂ forvæskning for lagring ved 16 bar og -31 C.

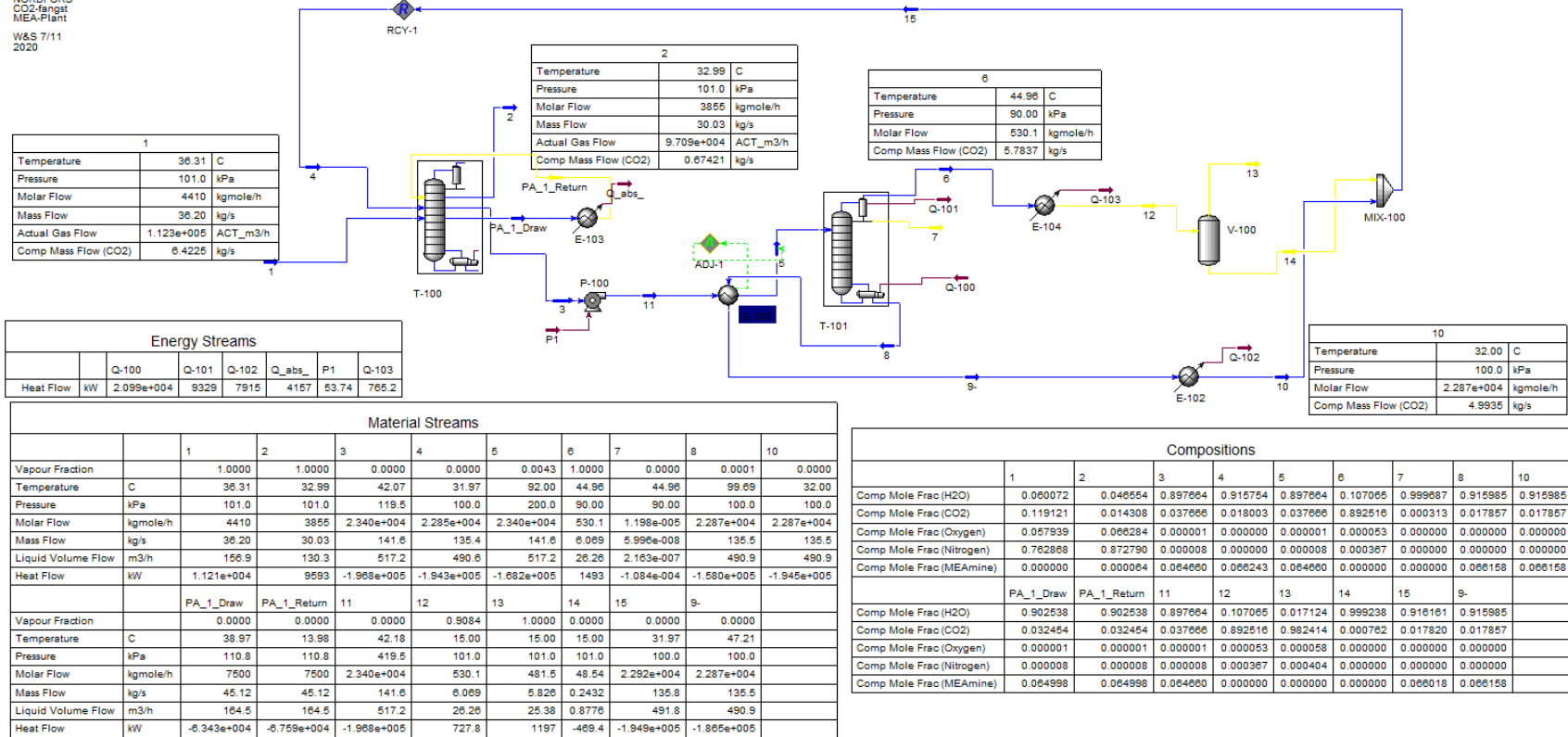
Simuleringen af membran separationsprocessen er udført med et røggasflow og CO₂ indhold til absorberen svarende til de to ovnlinjer på Norfors (Figur 26).

NORDFORS
CO2-fangst
MEA-Plant
W&S 7/11
2020

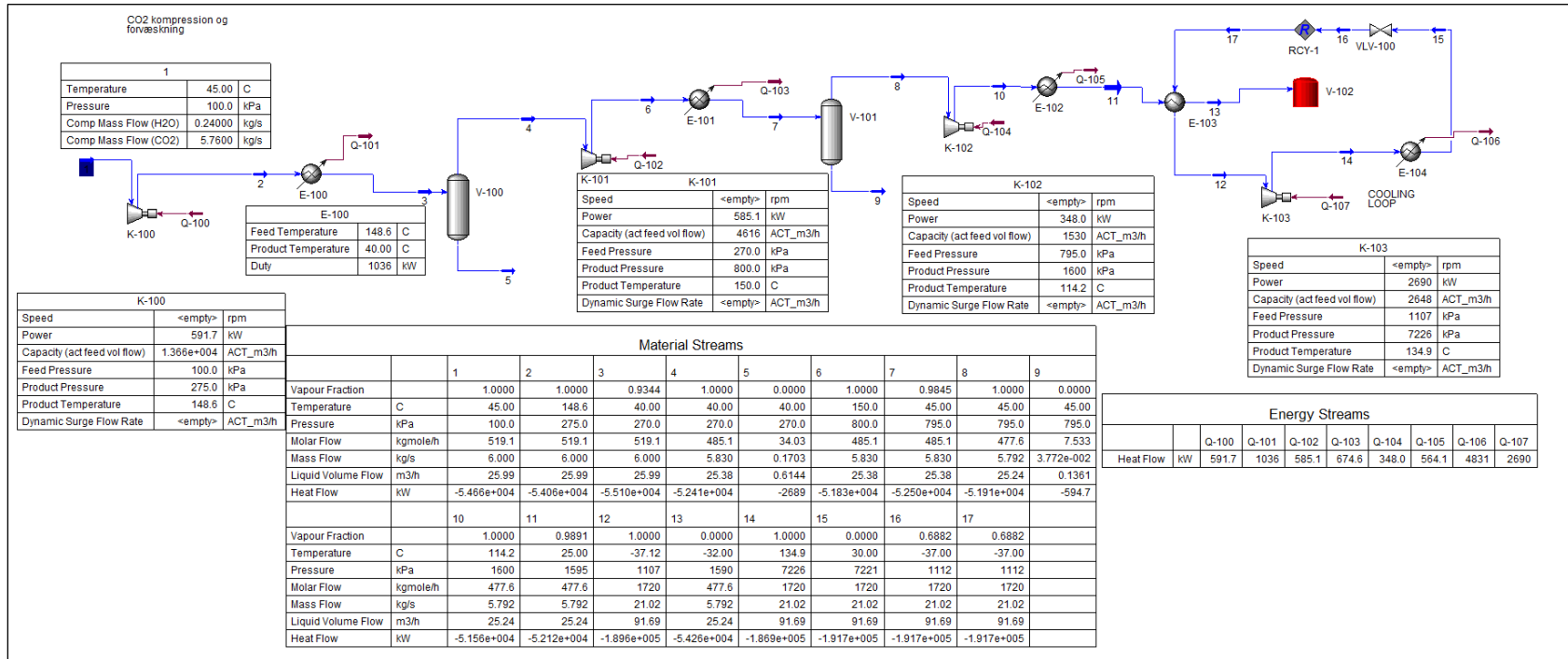


Figur 24 Simulering MEA-proces med strippertryk på 1,8 bara

NORDFORS
CO₂-fangst
MEA-Plant
W&S 7/11
2020



Figur 25 Simulering MEA-proces med strippertryk på 1 bara



Figur 26 Simulering membran separation