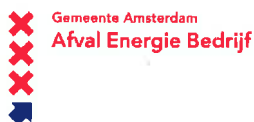


74102383.400-RES/ENS 13-3279

CO₂-afvangst met membranen uit AEB rookgassen

Arnhem, 23 september 2013

Auteur(s) Martijn Huibers, Koen Broess, Sjoerd van Rijen



Ministerie van Economische Zaken,
Landbouw en Innovatie

In opdracht van Afval Energie Bedrijf, OCAP, Productschap Tuinbouw

Met financiële ondersteuning van het ministerie van Economische Zaken, in het kader van het programma Kas als Energiebron

auteur : Martijn Huibers, Koen Broess, Sjoerd van Rijen
107 blz. 3 bijl. MS

beoordeeld : Paul Raats
goedgekeurd : Petra de Boer

PHR 4/10/13
11/10/13 PdB



Copyright © 2011, KEMA Nederland B.V., Arnhem, Nederland. Alle rechten voorbehouden.

Het is verboden om dit document op enige manier te wijzigen, het opsplitsen in delen daarbij inbegrepen. In geval van afwijkingen tussen een elektronische versie (bijv. een PDF bestand) en de originele door KEMA verstrekte papieren versie, prevaleert laatstgenoemde.

KEMA Nederland B.V. en/of de met haar gelieerde maatschappijen zijn niet aansprakelijk voor enige directe, indirecte, bijkomstige of gevolgschade ontstaan door of bij het gebruik van de informatie of gegevens uit dit document, of door de onmogelijkheid die informatie of gegevens te gebruiken.

De inhoud van dit rapport mag slechts als één geheel aan derden kenbaar worden gemaakt, voorzien van bovengenoemde aanduidingen met betrekking tot auteursrechten, aansprakelijkheid, aanpassingen en rechtsgeldigheid.

INHOUD

	Pagina
1	Managementsamenvatting 5
2	Verklarende woordenlijst 6
3	Inleiding en achtergrond 7
3.1	Situatie 7
3.2	Mogelijke oplossing: membraanafvangst CO ₂ 7
3.3	Aanpak studie 8
3.4	Leeswijzer 9
4	Uitgangspunten en randvoorwaarden 10
4.1	Inleiding 10
4.2	Gekozen waarden voor parameters 10
4.3	Overzicht uitgangspunten en randvoorwaarden 12
5	Conceptueel ontwerp afvangstinstallatie 16
5.1	Aanpak 16
5.2	Kerncomponenten 16
5.3	Zuivering 17
5.4	Concentratieverhoging tot 99% 19
5.5	Afgeleide onderdelen 19
5.6	Hybride afvangst: membranen plus absorbers 20
5.7	Processchema's 21
6	Modellering 23
6.1	Inleiding 23
6.2	Gasscheiding met membranen: MPM model 24
6.3	Thermodynamische processen: SPENCE model 25
6.4	Economische modellering 26
6.5	Cases 28
7	Resultaten 30
7.1	Resultaten: AVI-rookgasstroom 30
7.2	Resultaten: biogasmotor-rookgasstroom 34
7.3	Resultaten: vergelijking rookgasstromen 38
7.4	Gevoeligheidsanalyse 39
8	Perspectief 42
8.1	Conclusies 42



8.2	Aanbevelingen	44
	Appendix A - Toelichting economische modellering	46
	Appendix B - Vragen en antwoorden	48
	Appendix C - SPENCE processchema's	52

1 MANAGEMENTSAMENVATTING

Rookgassen van AEB bevatten CO₂ dat indien gezuiverd en geconcentreerd via het transportnetwerk van OCAP aan tuinders geleverd zou kunnen worden. Afvangst van CO₂ uit die rookgassen met behulp van CO₂-selectieve gasscheidingsmembranen zou dit mogelijk kunnen maken, en biedt voordelen boven alternatieven, zoals geen gebruik van chemicaliën, modulariteit en eenvoud. De kostprijs voor afgevangen CO₂ is bepalend voor de haalbaarheid maar niet bekend voor deze toepassing.

Een studie naar deze kosten is daarom uitgevoerd door DNV KEMA, op de volgende wijze. In overleg zijn randvoorwaarden vastgelegd, waaronder de volgende zaken:

- Twee AEB rookgasstromen, namelijk van een AVI en van biogasmotoren.
- Drie productconcentraties per rookgasstroom: 40%, 60% en 99% CO₂.

Na opstellen van toepasselijke processchema's is met gespecialiseerde modellen een groot aantal *cases* doorgerekend met verschillende waarden van variabelen.

De drie economisch meest gunstige cases (voor 40%, 60% en 99% productconcentratie) voor de AVI-rookgasstroom blijken uit te komen op kosten van EUR 42, EUR 38 en EUR 67 per ton afgevangen CO₂, respectievelijk. Voor de biogasmotor-rookgasstroom kosten de overeenkomstige beste cases EUR 46, EUR 43 en EUR 56 per ton afgevangen CO₂, respectievelijk. Zuiveringskosten van SO₂ en/of NO_x maken een significant deel uit van de totale kosten, terwijl het zonder experimentele gegevens uiterst onzeker is in hoeverre dit nodig is. Als zuivering niet nodig blijkt, dan kan een prijs van EUR 26 per ton afgevangen CO₂ worden gehaald voor de AVI-rookgasstroom, en EUR 30 voor de biogasmotor-rookgasstroom, wat ongeveer gelijk is aan het economisch wenselijke bedrag.

De eerste en belangrijkste vervolgstap richting toepassing van deze technologie is het verzamelen van experimentele gegevens over de concentraties van eventuele vervuilingen in de productstroom.

2 VERKLARENDE WOORDENLIJST

Term	Verklaring
CAPEX	<i>Capital Expenditure</i> ; totale investeringskosten van bijvoorbeeld een installatie
<i>Case</i>	Specifieke verzameling parameterwaarden die samen met een specifiek procesontwerp binnen de opgestelde randvoorwaarden doorgerekend is.
<i>Feed</i>	Te scheiden massastroom die een membraanmodule binnenkomt
Fytotoxisch, fytotoxines	Een schadelijk effect hebbend, c.q. stoffen die een schadelijk effect hebben, op de groei van planten
Membraan	Materiaal dat bepaalde componenten van een ingaande massastroom sneller doorlaat dan andere, en deze zo in zekere mate scheidt (vergelijkbaar met een filter)
Membraanmodule	Verzameling membranen gefixeerd in een houder, die kan worden ingebouwd in een systeem
OPEX	<i>Operating Expenditure</i> ; totale operationele kosten van bv. een installatie
Partieeldruk	Product van absolute druk maal volumeconcentratie van een component in een gasstroom
Permeaat	Massastroom die na permeatie door een membraan uit een membraanmodule komt
<i>Permeance</i>	Maat voor snelheid van permeatie van een bepaalde component door een bepaald membraan
Permeatie	Door een membraan stromen van componenten van een massastroom
Retentaat	Massastroom die uit een membraanmodule komt zonder permeatie door een membraan, of wat overblijft van een <i>feed</i> -stroom nadat componenten door het membraan naar het permeaat zijn gestroomd.
Selectiviteit	Verhouding van permeatiesnelheden van twee te scheiden componenten (bij de hier beschouwde toepassing zijn dat voornamelijk CO ₂ en N ₂), en zo een maat voor scheidingsvermogen van een membraan

3 INLEIDING EN ACHTERGROND

3.1 Situatie

Een belang voor de glastuinbouw is de beschikbaarheid van voldoende en schone CO₂ voor een acceptabele prijs, omdat het een belangrijke rol speelt als bemesting voor planten. OCAP levert momenteel CO₂ aan bepaalde tuinders, via een vertakte pijpleiding in Zuid- en Noord-Holland. Bronnen van OCAP-CO₂ zijn momenteel de Shell-raffinaderij in Pernis en de Abengoa bio-ethanolfabriek in Rotterdam. Omdat de afname gelijk is aan de aanvoer van CO₂, en de potentiële markt groter is, zoekt OCAP naar nieuwe bronnen.

AEB stoot CO₂ uit in haar rookgassen, en vanaf 2013 zal het ook als (afval)product van biogasproductie beschikbaar komen. Beide CO₂-bronnen kunnen interessant zijn voor de glastuinbouw en OCAP, mits de CO₂ schoon en goedkoop aan de OCAP leiding (slechts 2 km verwijderd van AEB) kan worden aangeleverd. Het is derhalve in het belang van zowel AEB, OCAP als de glastuinbouw om daartoe geschikte methoden te vinden. Voor CO₂ afvangst uit rookgassen is eerder in dit kader al absorberttechnologie overwogen, maar dat bleek alleen economisch haalbaar bij een onrealistisch hoog aantal bedrijfsuren.

Om deze reden zijn de volgende drie organisaties gezamenlijk geïnteresseerd in alternatieve methoden voor CO₂ afvangst uit rookgassen: het Afval en Energiebedrijf Amsterdam (AEB), OCAP, en het Productschap Tuinbouw (PT). Deze laatste organisatie is de brancheorganisatie voor bedrijven in de tuinbouw, en behartigt derhalve hun belangen.

Het scheiden en zuiveren van CO₂ die vrijkomt bij biogas-productie is ook mogelijk en interessant voor alle genoemde partijen, maar valt buiten de *scope* van deze studie.

3.2 Mogelijke oplossing: membraanafvangst CO₂

Voor de situatie van de genoemde drie opdrachtgevers ziet DNV KEMA membraanafvangst van CO₂ als een potentiële oplossing. Hierbij zouden AEB rookgassen door een membraanafvangstinstallatie worden geleid, waarbij selectief CO₂ uit de rookgassen door de membranen permeëert. Andere componenten zullen in veel mindere mate of niet permeëren, waardoor het permeaat (de productstroom) verrijkt is aan CO₂ ten opzichte van de rookgassen. Het permeaat zou dan, eventueel na nabewerking, via OCAP aan tuinders worden geleverd. Membraanafvangst-technologie is inmiddels uitgebreid getest, en heeft doorgaans een aantal voordelen, zoals energie-efficiëntie, modulaire opbouw (schaalbaarheid) en het feit dat er geen chemicaliën in het proces gebruikt worden.

Twee zaken zijn echter niet bekend voor toepassing voor de drie opdrachtgevers: de investerings- en operationele kosten, en de teeltkundige zuiverheid van het product, oftewel in hoeverre fytotoxische componenten in het permeaat zitten. Met betrekking tot het laatste bestaat consensus dat dit alleen door middel van een specifiek daarop gerichte praktijktest kan worden bepaald. Een dergelijke test zal mogelijk worden uitgevoerd indien het economisch perspectief van membraanafvangst gunstig blijkt. Het kostenaspect is al wel beschouwd voor bepaalde toepassingen, maar niet voor de huidige situatie. Omdat de kosten van membraanafgevangen CO₂ zeer afhankelijk zijn van de precieze toepassing, dient dit specifiek en nauwkeurig te worden gemodelleerd, berekend en beschouwd. AEB, OCAP en PT hebben DNV KEMA gevraagd om een studie hiernaar uit te voeren, waarvan dit document het eindrapport is.

3.3 Aanpak studie

Het doel van de studie was om een zo nauwkeurig mogelijke inschatting te maken van de investerings- en operationele kosten van CO₂ membraanafvangst uit AEB rookgassen ten behoeve van levering aan tuinders via OCAP. De kosten worden uiteindelijk opgegeven in euro per ton CO₂ op basis van een bepaalde jaarlijkse bedrijfstijd van de afvangstinstallatie. In de studie worden de volgende uitgangspunten en stappen gehanteerd:

- A. Als doelconcentraties van CO₂ in de productstroom (het permeaat) zijn zoals al eerder afgesproken de volgende concentraties gebruikt:
 - 40% - vermoedelijk energetisch gunstig voor afvangst, maar ongunstig voor transport
 - 60% - een tussenliggende waarde
 - 99% - energetisch ongunstiger voor afvangst, maar de huidige OCAP concentratieAndere randvoorwaarden zijn in deze stap ook beschouwd en vastgelegd.
- B. Voor elk van deze drie productconcentraties is met behulp van geavanceerde modellen een uitgebreide optimalisatie uitgevoerd op energieverbruik. De hierbij gebruikte modellen zijn het DNV KEMA membraan-gasscheidingsmodel MPM, en het uitgebreide DNV KEMA thermodynamisch model SPENCE.
 - Variabelen hierbij zijn het membraantype en -oppervlak, en de gehanteerde vacuümdruk aan de permeatzijde.
 - Twee nauwkeurig gedefinieerde AEB rookgasstromen zijn als ingangsstroom gebruikt: rookgas van de afvalverbrandingsinstallatie (AVI) en van een biogasmotor.
- C. Na bepaling van de optimale parameters voor elk van de drie bij stap A genoemde productconcentraties zijn voor deze drie *cases* de investeringskosten en operationele kosten bepaald (inclusief compressie tot 21 bar), omgerekend naar een prijs per ton afgevangen CO₂.
- D. Het is beschouwd of het technisch of economisch zinnig is om nazuivering, bijvoorbeeld een concentratieverhogende cryogene stap, toe te passen. Zo ja, dan is gekeken naar een goede methode, en zal dit worden meegenomen in de berekeningen.

- E. Een perspectief van ongeveer een halve pagina A4 is geschetst van CO₂ afvangst met hybride afvangst (een combinatie van membraan- en absorbertechnologie). Deze globale haalbaarheidsinschatting zal worden gebaseerd op DNV KEMA's patent op genoemd concept, ervaringen en resultaten uit het CATO2 onderzoek hiernaar, parate kennis, en de resultaten van bovengenoemde stap A tot en met D.
- F. Een uitgebreide discussie en analyse van de resultaten is gegeven, evenals een perspectief voor de genoemde toepassing.
- G. De voorgaande stappen en hun resultaten zullen worden gepresenteerd aan de opdrachtgevers. Eventuele op- en aanmerkingen op dit rapport of de eindpresentatie die dan zullen worden gemaakt zullen in overleg worden verwerkt in het definitieve rapport.

3.4 Leeswijzer

Hoofdstuk 1 is een korte samenvatting van de opzet, uitvoering, resultaten en conclusies van deze studie. Belangrijke en veel voorkomende vaktermen worden uitgelegd in de verklarende voorwoordenlijst, **Hoofdstuk 2**. In **Hoofdstuk 3**, dit hoofdstuk, wordt de achtergrond van de studie beschreven, alsook de aanpak van de studie. Voordat nu begonnen kan worden met de vereiste technoeconomische analyses, moeten eerst de vele uitgangspunten en randvoorwaarden worden vastgelegd, wat in **Hoofdstuk 4** gebeurt. Op basis daarvan wordt in **Hoofdstuk 5** een conceptueel ontwerp gemaakt en toegelicht van de CO₂-afvangstinstallatie. Nu is het mogelijk de massa- en energiestromen, vereiste specificaties en bijbehorende kosten van het systeem te modelleren, wat in **Hoofdstuk 6** wordt toegelicht. De uiteindelijke resultaten, met name de kostprijs per ton geproduceerde CO₂ in elk van de beschouwde *cases*, worden uitgebreid kwantitatief en kwalitatief besproken in **Hoofdstuk 7**. **Hoofdstuk 8** bespreekt vervolgens het perspectief voor de technologie dat hieruit voortvloeit voor de onderzochte toepassing. In de **Appendices** is een grote hoeveelheid ruwe gegevens te vinden die is geproduceerd en geanalyseerd in deze studie.

4 UITGANGSPUNTEN EN RANDVOORWAARDEN

4.1 Inleiding

De drijvende kracht voor gasscheiding door middel van membranen, dus ook CO₂ afvangst uit rookgassen met membranen, is een verschil in partiedruk van de te scheiden component tussen beide zijden van het membraan. Dientengevolge hangt de prestatie van een dergelijk systeem sterk af van een groot aantal verschillende gerelateerde parameters bij een te bestuderen toepassing, zoals gewenste productzuiverheid (CO₂ concentratie), gewenste opbrengst, concentratie van hoofdcomponenten in de rookgasstroom, drukken aan beide zijden van het membraan, membraanoppervlakte, et cetera.

Bepaling van de techno-economische haalbaarheid van een dergelijk systeem begint derhalve bij het in kaart brengen van de parameters, oftewel het vastleggen van uitgangspunten en randvoorwaarden. Sommige liggen vast bij een gekozen toepassing, zoals rookgasconcentraties, –debiet, en –temperatuur. Voor andere moet binnen realistische grenzen een waarde worden gekozen, zoals bijvoorbeeld voor (inter-)koeling en drukverhoudingen van te gebruiken compressoren. Tenslotte zijn er variabelen die kunnen worden gevarieerd, zoals met name membraanoppervlakte, type membraan, en drukken.

In de volgende paragrafen worden de gekozen waarden voor de relevante parameters toegelicht en in tabelvorm weergegeven. Binnen deze kaders kan vervolgens een conceptueel procesontwerp worden gemaakt, wat daarna techno-economisch doorgerekend kan worden.

4.2 Gekozen waarden voor parameters

Van de volgende parameters wordt hieronder toegelicht op basis waarvan hun waarden zijn vastgesteld.

- **Rookgassamenstelling, -debiet en -temperatuur.** AEB heeft gegevens met betrekking tot verschillende rookgasstromen aangeleverd die voorhanden zijn binnen haar verschillende verbrandingseenheden. In overleg zijn hieruit twee specifieke rookgasstromen gekozen, te weten AVI lijn 23 en de totale biogasmotor-rookgasstroom. Representatieve waarden zijn berekend (gemiddeld) voor concentraties CO₂, N₂, O₂ en water, de *flow* (debiet), en temperatuur. AEB heeft de berekende waarden gecontroleerd en geaccordeerd.
- **Productconcentratie CO₂.** Zoals eerder vermeld zijn per rookgasstroom permeaatdoelconcentraties van respectievelijk 40%, 60% en 99% gefixeerd.
- **Membraantypes.** Membranen voor CO₂ afvangst uit rookgassen zijn nog niet als zodanig op industriële schaal commercieel beschikbaar. Hoewel gasscheiding door middel van membranen al decennialang op grote schaal commercieel wordt toegepast, is deze specifieke

toepassing pas sinds enkele jaren in ontwikkeling. Een belangrijk criterium bij de selectie van in deze studie beschouwde membranen, naast natuurlijk technische geschiktheid (prestaties), is daarom commerciële beschikbaarheid, of tenminste een realistische verwachting dat dit binnen afzienbare tijd mogelijk is. Een ander zwaarwegend punt is de praktijkervaring die met de verschillende soorten membranen is opgedaan; gedemonstreerde duurzaamheid in industriële rookgassen is vanzelfsprekend cruciaal. Op basis van voorgaande overwegingen is in deze studie gekozen om de volgende membranen te onderzoeken:

- een polyphenyleenoxide membraan (hierna: PPO) van Parker Filtration & Separation B.V.¹ in Nederland, doorgaans toegepast voor N₂/ O₂ scheiding maar ook getest voor CO₂ afvangst uit rookgassen.²
- een Polyvinylamide-op-polysulfon Fixed-Site-Carrier membraan (hierna: FSC) ontwikkeld door de universiteit van Trondheim in Noorwegen (NTNU)³ binnen het NanoGLOWA project.²
- een zogeheten Polaris-membraan (hierna: POL) van Membrane Technology Research Inc.⁴ in de Verenigde Staten, aldaar ontwikkeld en ook getest bij energiecentrales.⁵

Vermeldenswaard is tenslotte dat gestage ontwikkeling plaatsvindt met betrekking tot de eigenschappen van diverse membranen, zoals selectiviteit, *permeance*, duurzaamheid, maar ook kostengerelateerde aspecten. Verbetering met bijvoorbeeld een factor 5 in sommige van deze eigenschappen binnen enkele jaren is zeker niet onrealistisch.

- **Maximale feed-temperatuur.** Aangezien een *feed*-temperatuur van 55 graden Celsius de hoogst bekende temperatuur is waarbij genoemde membranen zijn getest voor CO₂ afvangst bij rookgassen, wordt deze waarde als bovengrens aangehouden. Hogere temperaturen zorgen voor een hogere *permeance*, maar soms ook een lagere selectiviteit en dus slechtere gasscheiding. Bovendien zijn de polymere membranen en gerelateerde componenten vaak niet bestand tegen veel hogere temperaturen, en/of treedt reguliere veroudering versneld op.
- **Methode drijvende kracht.** Het voor de afscheiding van CO₂ uit rookgas benodigde partiële drukverschil kan worden aangelegd door compressie van de feed-stroom en/of toepassing van vacuüm aan de permeaatzijde. In deze studie is alleen gekozen voor permeaatvacuüm. Zoals ook binnen het NanoGLOWA project werd geconcludeerd, is feed-compressie uitgesloten omdat dan een veel grotere gasstroom verwerkt moet worden (met alle bijbehorende kosten) en ook omdat de compressoren dan blootgesteld worden aan agressievere omstandigheden dan aan de permeaatkant.
- **Diepte vacuüm.** Op basis van wat (kosten-)technisch redelijkerwijs haalbaar wordt geacht door internationale systeembouwers en industriële eindgebruikers is gekozen voor een

¹ Zie www.parker.com/pfs .

² EC 6^e Kaderprogramma (FP6) Integrated Project “NanoGLOWA”, zie www.nanoglowa.com voor meer info.

³ Zie www.chemeng.ntnu.no/memfo .

⁴ Zie www.mtrinc.com .

⁵ Zie o.a. Merkel *et al.*, “Selective exhaust recycle with membranes for CO₂ capture from natural gas combined cycle power plants”, Ind. Eng. Chem. Res., 2012.

ondergrens van 100 mbar absoluut. Een arbitraire bovengrens van 250 mbar absoluut is aangehouden omdat daarboven de gasscheiding steeds minder effectief verloopt bij een vast membraanoppervlak.

- **Membraansysteem-configuratie.** De eindconcentratie CO₂ in de productstroom kan worden verhoogd door een tweede membraaneenheid te gebruiken, aangesloten op het permeaat van de eerste. Een dergelijke *multistage* configuratie kan ook uit drie of meer trappen bestaan, waarbij wel elke trap opbrengstverlies met zich meebrengt. Een *multistep* (meerstaps) configuratie is ook mogelijk, waarin een volgende membraanunit is aangesloten op het retentaat van de vorige om een hogere opbrengst te bereiken ten koste van de productconcentratie. Omdat productconcentratie een optimalisatiecriterium is, en om de complexiteit te beperken, is gekozen voor een maximum van twee trappen, en geen meerstapsconfiguraties.
- **Overige parameters.** Voor het vaststellen van andere waarden en randvoorwaarden is telkens op basis van kennis en ervaring een zo goed mogelijke inschatting gemaakt; zie tabel 1 in paragraaf 4.3.

4.3 Overzicht uitgangspunten en randvoorwaarden

Onderstaande tabel 1 geeft een overzicht van uitgangspunten en randvoorwaarden. Waarden en eenheden staan vermeld, plus eventuele korte toelichting. Groene cellen duiden parameters aan die juist gevarieerd kunnen en moeten worden in deze studie.

De termen in de tabel zijn weergegeven in het Engels, omdat de gebruikte modellen Engelstalig zijn en derhalve alle parameters en termen in het Engels worden gebruikt; vertalen zou weinig meerwaarde bieden maar wel verwarring kunnen opleveren.

Tabel 1. Overzicht uitgangspunten en randvoorwaarden.

Feed streams	Value	Unit	Remark
Waste incinerator flue gas			Based on averaged line 23 data for 2011. ¹
Flow	143653	Nm ³ /h	
Temperature	70.67	°C	
Pressure	1016	mbar	
CO ₂ content (dry)	8.89	% v/v	
CO ₂ content (wet)	6.57	% v/v	
O ₂ content (dry)	9.28	% v/v	
O ₂ content (wet)	6.86	% v/v	
N ₂ content (dry)	81.83	% v/v	
N ₂ content (wet)	60.48	% v/v	
H ₂ O content	26.10	% v/v	
Trace components	-	-	Cannot be processed: missing quantitative membrane data. Not directly relevant for energy calculations.
Gas engine flue gas			Calculated from total 2011 biogas consumption. ¹
Flow	12279	Nm ³ /h	Values CH ₄ content sometimes erratic; those <5% removed.
Temperature	275.86	°C	Average of measurements at engine 10, 20 and 40 on one day
Pressure	1016	mbar	Ambient air (not reentry in boilers)
CO ₂ content (dry)	10.81	% v/v	
CO ₂ content (wet)	9.58	% v/v	
O ₂ content (dry)	8.80	% v/v	
O ₂ content (wet)	7.79	% v/v	
N ₂ content (dry)	80.39	% v/v	
N ₂ content (wet)	71.20	% v/v	
H ₂ O content	11.43	% v/v	
Trace components	-	-	Cannot be processed: missing quantitative membrane data. Not directly relevant for energy calculations.

Membrane units	Value	unit	remark
Membrane unit 1			
Role	always on	-	
Feed pressure	as flue gas	mbar	No feed compression
Permeate pressure	<i>variable</i>	mbar	Not lower than 100 mbar
Feed temperature	55	°C	Maximum allowed for membranes. If hotter, feed is cooled to this temperature.
Membrane type	<i>variable</i>	-	
Membrane area	<i>variable</i>	m ²	
Membrane unit 2			
Role	<i>optional</i>	-	
Feed pressure	as flue gas	mbar	No feed compression
Permeate pressure	<i>variable</i>	mbar	Not lower than 100 mbar
Feed temperature	55	°C	Maximum allowed for membranes. If hotter, feed is cooled to this temperature.
Membrane type	<i>variable</i>	-	
Membrane area	<i>variable</i>	m ²	
Vacuum / (re)compression			
Compression steps per train	2-3, as required	steps	If pressure ratio too high, efficiency is lost, and maximum temperature exceeded
Max. compression temperature increase	100	°C	Estimated in MPM, calculated in SPENCE
Max. pressure ratio	2.625	-	Corresponds with 400 to 1050 mbar recompression
Intercooling steps per train	1-2, as required	steps	Between the required compression steps
Intercooling temperature	22	°C	Estimated in MPM, calculated in SPENCE
After-cooling	as required	steps	If temperature too high for any subsequent membranes
After-cooling temperature	55	°C	Output temperature in case of after-cooling
Recycling			
Layout	see remark	-	Retentate of membrane unit is mixed into feed of previous membrane unit.
Recycling criterium	see remark	-	CO ₂ concentration in retentate of subsequent membrane unit exceeds feed concentration.
Venting criterium	see remark	-	No recycling (entire stream vented), or recycling flow exceeds feed flow (excess vented).

Membrane properties	value	unit	remark
Membrane types investigated	<i>variable; see remark</i>	-	Parker PPO, MTR Polaris, NTNU FSC; selection based on availability
Parker PPO key properties			as used in MPM
CO ₂ permeance	5.8	m ³ /m ² hbar	
O ₂ permeance	1.3	m ³ /m ² hbar	
N ₂ permeance	0.3	m ³ /m ² hbar	
H ₂ O permeance	100	m ³ /m ² hbar	Estimated
Selectivity CO ₂ over N ₂	20	-	
MTR Polaris key properties			as used in MPM
CO ₂ permeance	5.95	m ³ /m ² hbar	
O ₂ permeance	0.5153	m ³ /m ² hbar	
N ₂ permeance	0.1189	m ³ /m ² hbar	
H ₂ O permeance	100	m ³ /m ² hbar	Estimated
Selectivity CO ₂ over N ₂	50	-	
NTNU FSC key properties			as used in MPM
CO ₂ permeance	0.15	m ³ /m ² hbar	
O ₂ permeance	0.0075	m ³ /m ² hbar	
N ₂ permeance	0.0015	m ³ /m ² hbar	
H ₂ O permeance	10	m ³ /m ² hbar	Estimated
Selectivity CO ₂ over N ₂	100	-	
Impurities in permeate			
MACs fyto toxins in permeate	<i>Based on Nota 582</i>	mg/Nm ³	MAC: Maximum Acceptable Concentration

¹ Data taken from the following sources:

- “Emissiecijfers AEB 2011 tbv CO₂ afvangstproject.xlsx”
- “Ecostiler 12s27 pgimdata 5a uitlaatgas berekening voor Sietse.xlsx”
- “Biogasverbruik tbv CO₂ project data.xlsx”
- Tables 4.1 through 4.4 extracted from document “Afval Energie Bedrijf Amsterdam Bems meting biogasmotoren 21 juni 2012 – versie 1 – Concept”
- “Risico-evaluatie toepassing Groen Gas in de Nederlandse Glastuinbouw” (Nota 582)

as obtained from Max Kuhn, David van Diepen and Sietse Agema from AEB and Dennis Medema from PT, with clarifications and additions received up to January 11, 2013.

5 CONCEPTUEEL ONTWERP AFVANGSTINSTALLATIE

5.1 Aanpak

Om de technische en economische berekeningen te kunnen maken dient allereerst een conceptueel ontwerp te worden gemaakt van de CO₂-afvangstinstallatie. Aan de hand van de in het vorige hoofdstuk opgestelde uitgangspunten en randvoorwaarden, plus maximaal aanvaardbare concentraties van fytotoxische verontreinigingen en natuurlijk de te bereiken productconcentraties CO₂, dient bepaald te worden welke componenten nodig zijn voor de afvangstinstallatie en hoe zij naar verwachting het beste kunnen worden geconfigureerd. Op het resulterende processchema kunnen vervolgens de uiteindelijke resultaten gebaseerd worden. Het dient vermeld te worden dat de voorgestelde procesinrichting noodzakelijkerwijs een eerste inschatting is. Als later besloten wordt tot verdere uitwerking en/of realisatie van een dergelijk systeem, dan kan en moet aan de hand van de resultaten van deze studie en/of van een kleinschalige demonstratie een beter en gedetailleerder ontwerp worden gemaakt.

Naar het conceptuele ontwerp van de CO₂-afvangstinstallatie wordt hieronder stap voor stap toegewerkt. Allereerst worden de kerncomponenten op een rijtje gezet. Aan de hand van de vereiste product- en ingeschatte verontreinigingsconcentraties worden additionele componenten geïdentificeerd. Tenslotte worden componenten zo handig mogelijk op elkaar aangesloten, waarbij aanvullende componenten het proces verbeteren en completeren, zoals koelers en warmtewisselaars.

5.2 Kerncomponenten

Voor een vacuüm-gebaseerd membraansysteem voor CO₂-afvangst af uit rookgassen met als doel transport in een leidingsysteem, vormen de volgende installatieonderdelen de kern van het systeem: een membraaneenheid, een vacuümsysteem, en een eindcompressor. De membraaneenheid, bestaande uit de membranen zelf in modules die op hun beurt weer in een *skid* zijn opgesteld, zorgt voor de daadwerkelijke afscheiding van CO₂ uit de rookgassen. Het vacuümsysteem is nodig om de drijvende kracht, een CO₂-partieeldrukverschil, op te wekken, in dit geval een vacuüm tussen 100 en 250 mbar absoluut. De compressie van die druk tot de transportdruk van 21 bar absoluut moet gebeuren door de eindcompressor.

5.3 Zuivering

Voor de maximaal aanvaardbare concentraties (MAC-waardes) van fytotoxines in de productstroom is volgens afspraak uitgegaan van onderzoek van WUR.⁶ De met de opdrachtgevers overeengekomen te hanteren verdunningsfactor van 1000x betekent dat de productconcentraties maximaal 1000x hoger mogen zijn dan de MAC-waardes voor in de kas; bij een lagere verdunningsfactor is dit evenredig lager. Voor een inschatting van welke vervuilingen in het permeaat terecht zouden kunnen komen is uitgegaan van de beschikbare analyses van de rookgassenstelling. Van bepaalde bekende organische fytotoxines (waaronder etheen) is een concentratie aangenomen, onder een gemeten maximumwaarde. De bekende of geschatte concentraties zijn vermenigvuldigd met een concentratiefactor om tot een geschatte permeaatconcentratie te komen. Deze concentratiefactor is samengesteld uit de ingeschatte permeatiesnelheid en de oplosbaarheid in water, in verband met verwijdering van condensaat. Helaas zijn voor de beschouwde membranen en toepassing geen concentratiefactoren bekend uit literatuur of praktijk. Het kan overigens zo zijn dat in de rookgassen componenten zitten die wel fytotoxisch zijn maar niet in de aangeleverde meetwaarden zijn meegenomen, en waarvan dus geen permeaatconcentratie geschat kan worden.

Tabel 2. Inschatting permeaatconcentraties bekende vervuilingen in AVI-rookgasstroom.⁷

Vervuiling	Eenheid	Feed	Concentratie-factor	Schatting permeaat	MAC aanvoer mg/Nm ³	OK?
SO ₂	OK
NO _x	!
...						
...						
...						
...						
...						
...						
<i>(De gegevens in deze tabel zijn niet beschikbaar in de publieke versie van dit rapport)</i>						
...						
...						
...						
...						
...						
...						
...						
...						
...						

⁶ Van Dijk *et al.*, “Risico-evaluatie toepassing Groen Gas in de Nederlandse Glastuinbouw” (Nota 582), Wageningen Universiteit, 2009.

⁷ Jaargemiddelden 2011, AEB AVI lijn 23, verkregen van AEB.

In de meest rechtse kolom betekent “!” dat zuivering van die vervuiling nodig lijkt op basis van de geschatte permeaatconcentratie, en “OK” dat geen zuivering nodig lijkt; “?” betekent dat de MAC-waarde of concentratie niet bekend is.

Tabel 3. Gemiddelde waarden vervuilingen in biogasmotor-rookgas.⁸

Vervuiling	Eenheid	Feed	Concentratie-factor	Schatting permeaat	MAC aanvoer mg/Nm ³	OK?
SO ₂	!
NO _x	!
...						
...						
...						
<i>(De gegevens in deze tabel zijn niet beschikbaar in de publieke versie van dit rapport)</i>						
...						
...						

In de laatste kolom betekent een “!” dat zuivering van die vervuiling nodig lijkt op basis van de geschatte permeaatconcentratie, en “OK” dat geen zuivering nodig lijkt; “?” betekent dat de MAC-waarde of concentratie niet bekend is.

Voor de uit te voeren economische modellering verdient het de aanbeveling om het zekere voor het onzekere te nemen, en zodoende in geval van twijfel mogelijke zuiveringsinstallatie mee te nemen in de kostenberekening. Nadrukkelijk moet echter gezegd worden dat grote onzekerheid bestaat over de te verwachten permeaatconcentraties van fytoxische componenten, die niet kan worden weggenomen zonder experimenteel onderzoek. Labonderzoek naar eventuele permeatie van bekende fytoxische en met name een praktijktest waarbij planten worden blootgesteld aan door membranen afgevangen CO₂ zijn essentieel om die onzekerheid weg te nemen.

Gezien de inschattingen in bovenstaande tabellen 2 en 3 is voor beide rookgasstromen de NO_x concentratie mogelijk te hoog. Een DeNO_x-installatie (die overigens ook de etheenconcentratie reduceert) is derhalve voor beide rookgasstromen vereist. Aangezien een dergelijke installatie functioneert bij een rookgastemperatuur van boven de 200 graden Celsius, is bij de afvalverbrander-rookgasstroom een verhittingseenheid nodig; dit geldt niet voor de biogasmotor-rookgasstroom die al heet genoeg is. Deze rookgasstroom heeft echter volgens de inschatting in bovenstaande tabel wel een RookgasOntzwavelingsInstallatie (ROI) nodig om de SO₂ concentratie te verlagen, in tegenstelling tot de afvalverbrander-rookgasstroom, waar al in een eerder stadium een ROI de SO₂ concentratie voldoende heeft verlaagd. Misschien is ook mogelijk om SO₂ en/of NO_x vorming te voorkomen door H₂S verwijdering vóór verbranding respectievelijk NO_x reductie tijdens de verbranding; of dit mogelijk is en wat de kosten ervan zouden zijn is niet beschouwd in deze studie.

⁸ Gemiddelden AEB biogasmotor 10, 20, 30 en 40, uit tabel 4.1 tot en met 4.4 uit document “Afval Energie Bedrijf Amsterdam Bems meting biogasmotoren 21 juni 2012 – versie 1 – Concept”, verkregen van AEB.

5.4 Concentratieverhoging tot 99%

Voor een deel van de *cases* waarbij een productconcentratie van (minstens) 99% vereist kan bij beide rookgasstromen een *cold box* gebruikt: een koelinstallatie waarbij de permeaatstroom zodanig wordt gekoeld dat het CO₂ condenseert en zich zo afscheidt van de overige gassen. De *cold box* is misschien niet strikt noodzakelijk omdat genoemde productconcentratie mogelijk ook met een bepaalde configuratie van membranen gehaald zou kunnen worden. Dit is echter niet zeker, en daarnaast is het denkbaar dat een combinatie van een *cold box* en membraaneenheden de economische meest gunstige optie blijkt. Een *cold box* zal dus als optie moeten meegenomen om tot een productconcentratie van 99% te komen.

5.5 Afgeleide onderdelen

De hierboven geïdentificeerde installatieonderdelen vereisen de volgende aanvullingen om efficiënt of überhaupt te kunnen functioneren:

- Meerstapscompressie, omdat bij het permeaatvacuüm en bij de eindcompressie de respectievelijke drukverhoudingen zodanig groot zijn dat deze (beter) niet in één stap kunnen worden gegenereerd.
- Tussenkoeling, om de hoge temperaturen te koelen die bij elke compressiestap van de vacuümpompen en compressoren ontstaan.
- Condensaatverwijdering, met name voor het bij intercoolers in grote mate condenserende water, en mogelijk ook voor elders optredend condensaat.
- Recycling houdt in dat in de *feed*-stroom van een membraaneenheid een eenvoudige gasmixer wordt geplaatst, waar ook de retentaatstroom van een volgende membraantrap wordt ingeleid, alleen wanneer deze een hogere CO₂-concentratie heeft dan de *feed*-stroom. Vanwege de op deze manier verhoogde *feed*-concentratie en het hergebruiken van retentaat CO₂ is recycling een eenvoudige doch doeltreffende methode om bij een meertrapsconfiguratie zowel de productconcentratie als de opbrengst te verhogen.
- Voorkoeling, om de rookgasstroom van elke membraanunit af te koelen tot het gestelde maximum van 55 graden Celsius. Sproeikoeling is hier de meest efficiënte methode, en een positief neveneffect is dat verzadiging van de *feed*-stroom de selectiviteit en *permeance* van de membranen verhoogt. Wanneer een ROI wordt gebruikt, dan kan deze de koelfunctie overnemen, omdat daarbij een waterige loogoplossing gesproeid wordt.
- Warmtewisselaars, om efficiënt om te gaan met de verschillende vereiste temperaturen voor de gasstroom op verschillende locaties in het processchema (energiebesparing).
- Droger, om water ter verwijderen uit de productstroom, ter voorkoming van problemen bij CO₂-transport en ook bij een eventuele *cold box*.
- Leidingwerk om alle componenten te verbinden.
- Actuatoren, zoals kleppen en schakelaars.

- Sensoren om drukken, temperaturen, relatieve vochtigheid, productconcentraties, debieten, et cetera op verschillende locaties te monitoren.

De laatstgenoemde drie componenten worden niet expliciet meegenomen in het processchema omdat ze de gasscheidings- en energiemodellering niet beïnvloeden.

5.6 Hybride afvangst: membranen plus absorbers

Membraantechnologie en absorbertechnologie voor CO₂-afvangst hebben beide voor- en nadelen. Een interessant idee is om te kijken naar een combinatie van beide technologieën op zodanige wijze dat de voordelen van beide zo veel mogelijk gecombineerd kunnen worden.⁹ Om te kijken of deze zogeheten hybride CO₂-afvangst een optie is voor de in deze studie beschouwde toepassing moet eerst worden gekeken naar hoe een dergelijk systeem hier geconfigureerd zou moeten worden. De vraag is dus allereerst welke additionele installatieonderdelen op welke manier moeten worden toegevoegd aan het proces (en eventueel welke er kunnen worden weggelaten).

Een belangrijk voordeel van absorbertechnologie is dat de productstroom een zeer hoge CO₂-concentratie heeft, iets wat lastig te bereiken is met alleen membraantechnologie. Hier volgt direct uit dat de absorbereenheid na de membraaneenheid geplaatst zal moeten worden; andersom biedt geen voordelen. In deze configuratie zal de absorbereenheid een voorgeconcentreerde (en dus per volume-eenheid CO₂ kleinere) rookgasstroom te verwerken krijgen, wat voornamelijk een CAPEX voordeel oplevert omdat een kleinere installatie nodig is. Wanneer de permeaatconcentratie na de membraaneenheid hoog genoeg is (bijvoorbeeld 40%), kan verder energetisch voordeel worden behaald door gebruik te maken van fysische *solvents* (CO₂-afvangst oplossingen) in plaats van de gebruikelijke chemische *solvents* die meer energie nodig hebben per eenheid afgevangen CO₂. Hiervoor is het wel nodig om de gasstroom te comprimeren tot een druk van enkele tientallen bar, maar de energie hiervoor kan deels worden teruggewonnen door een *expander*, en de productstroom dient uiteindelijk toch tot 21 bara te worden gecomprimeerd.

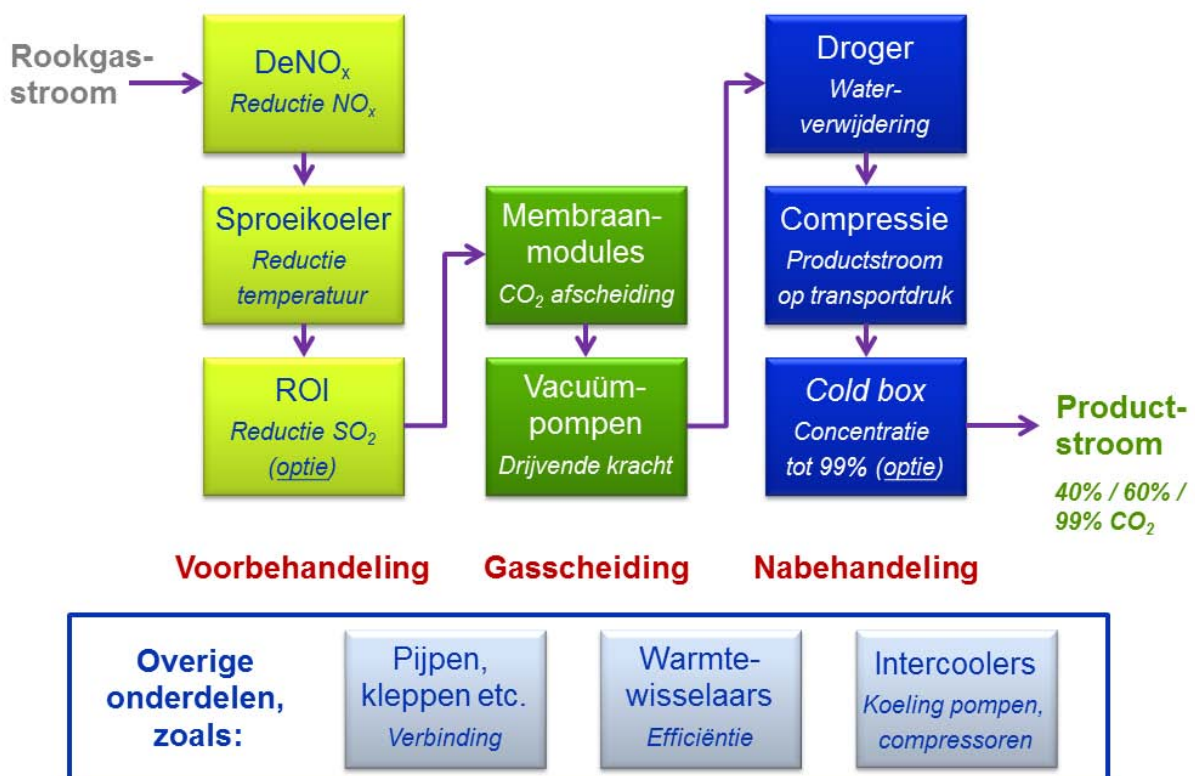
Bovenstaand systeem kent echter ook een aantal nadelen. Door twee op zichzelf al relatief complexe systemen sequentieel te combineren neemt de complexiteit van het geheel sterk toe. Voor het modelleren en optimaliseren ervan geldt overigens hetzelfde, omdat het aantal niet-lineair gerelateerde variabelen sterk uitgebreid wordt. De storingsgevoeligheid zal omhoog gaan en de totale opbrengst naar beneden (vergeleken met de individuele systemen). Tenslotte is niet bekend wat de effecten van vervuilingen en met name zuurstof zullen zijn op levensduur en chemisch gedrag van fysische *solvents*, die doorgaans voor schone zuurstofloze processen worden toegepast. Verdere ontwikkeling van het hybride-concept is aan te raden om deze (mogelijke) nadelen te onderzoeken en op te lossen.

⁹ DNV KEMA bezit een patent op een bepaalde toepassing van deze technologie, en doet samen met andere partijen verder onderzoek hiernaar binnen het Nederlandse CATO2 programma (zie www.co2-cato.org).

De conclusie van bovenstaande analyse is dat hybride afvangst wellicht in bepaalde gevallen een technisch en/of economisch interessante combinatie van eigenschappen van twee verschillende CO₂-afvangstechnologieën is, maar om verschillende redenen beter niet kan worden meegenomen in deze studie. Er zal dus geen absorber worden toegevoegd aan de lijst met voor deze studie geïdentificeerde installatieonderdelen.

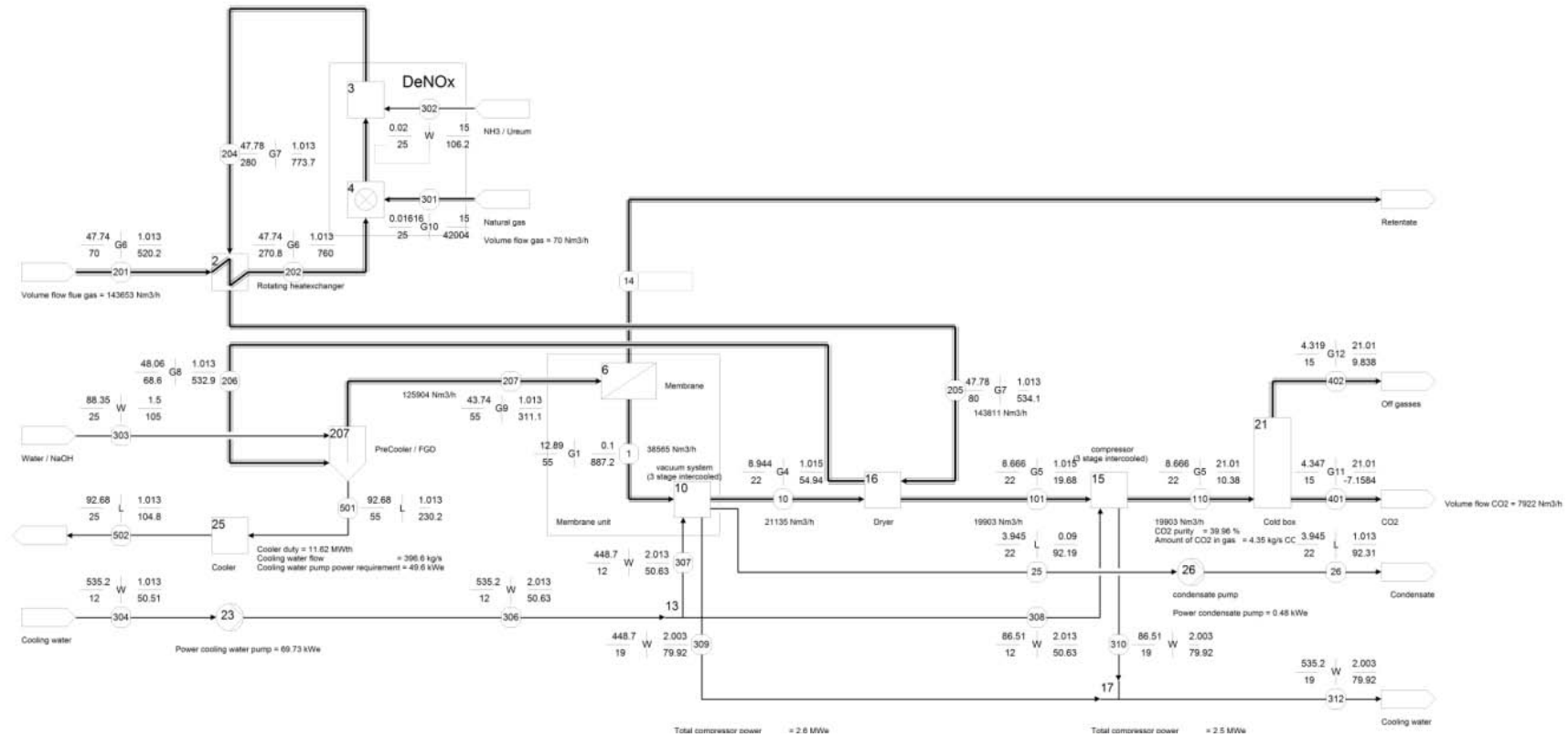
5.7 Processchema's

Een visuele samenvatting van de gekozen installatieonderdelen wordt gegeven in Figuur 1 hieronder.



Figuur 1. Visuele samenvatting van voorgesteld membraansysteem voor CO₂ afvangst. De ROI (RookgasOntzwavelingsInstallatie) is alleen vereist voor de biogasmotor (de AVI heeft al een ROI) en de cold box alleen voor de cases met een productconcentratie van 99%. In een meertrapssysteem komen de blokken membraanmodules en vacuümpompen meer dan eens voor.

In figuur 2 hieronder staat een voorbeeld gegeven van een technisch processchema zoals is ontworpen op basis van de hierboven geïdentificeerde componenten. De modellering in deze studie is gebaseerd op dit basisontwerp.



Figuur 2. Voorbeeld van een algemeen SPENCE processchema. Bij de biogasmotor-cases is geen loop met verhitting en warmtewisselaar nodig bij de DeNO_x installatie, omdat de gasstroom al een voldoende hoge temperatuur heeft. Bij de AVI-cases is de “FGD” (ROI) niet nodig maar vervangen door een sproeikoeler. Zie Appendix C voor alle processchema’s van alle berekende cases, inclusief kwantitatieve gegevens.

6 MODELLERING

6.1 Inleiding

Een belangrijk punt bij gasscheidings-membraansystemen, en dus ook het modelleren ervan, is dat een groot aantal parameters de uiteindelijke prestaties en ook elkaar beïnvloedt. Er zijn weinig of geen eenvoudige verbanden, vele parameters hebben invloed op vele andere, vaak ook nog eens op non-lineaire wijze. De volgende relaties bestaan bijvoorbeeld:

- Feed-concentratie ↔ productconcentratie CO₂
- Selectiviteit ↔ (maximaal haalbare) productconcentratie CO₂
- Selectiviteit ↔ omgekeerd met opbrengst
- Permeance ↔ omgekeerd met benodigde membraanoppervlakte
- Membraanoppervlakte ↔ opbrengst
- Membraanoppervlakte ↔ omgekeerd met productconcentratie CO₂
- Permeaatdruk ↔ omgekeerd met productconcentratie CO₂
- Permeaatdruk ↔ omgekeerd met opbrengst.

Aangezien enkele van deze parameters ook direct invloed hebben op de investeringskosten en operationele kosten van een membraansysteem (bijvoorbeeld membraanoppervlak, permeaatdruk), is het absoluut niet vooraf of door simpele extrapolaties van bekende situaties te zeggen welke verzameling parameterwaarden optimaal is voor een bepaalde toepassing. Het is dus noodzakelijk om met kennis en ervaring een breed scala aan waarden te modelleren met betrekking tot gasscheidingsprestaties, en deze resultaten verder thermodynamisch en kostentechnisch te modelleren en analyseren.

Binnen het kader van deze studie is daarom eerst een brede analyse uitgevoerd met DNV KEMA's Membrane Performance Model (MPM). *Cases* waarvan op voorhand al duidelijk was dat deze ongunstig zouden uitpakken, zoals die met uiterst lage opbrengst of excessieve membraanoppervlakte of incorrecte productconcentraties, zijn vervolgens verworpen. De overblijvende *cases* zijn daarna thermodynamisch doorgerekend met DNV KEMA's SPENCE model, op basis waarvan ook de dimensionering van de benodigde componenten mogelijk is. De uitkomsten van deze twee modellen vormden de input voor de uiteindelijke *cost engineering* berekeningen. Elk van deze modelleerstappen wordt hieronder toegelicht. De resultaten zelf worden gegeven in het volgende hoofdstuk.

6.2 Gasscheiding met membranen: MPM model

Binnen het Nederlandse CATO2 onderzoeksprogramma¹⁰ heeft DNV KEMA het membraan-gasscheidingsmodel MPM ontwikkeld. Dit MatLab-model is gebaseerd op een theoretisch raamwerk¹¹ opgesteld door de Technische Universiteit Aachen (RWTH), projectpartner in het grote internationale door DNV KEMA gecoördineerde CO₂- membraanafvangstproject NanoGLOWA.¹² Permeatie van gassen kan wiskundig worden beschreven door middel van een stelsel van differentiaalvergelijkingen die (behalve in uitzonderingsgevallen zoals eenvoudige binaire gasmengsels) geen analytische oplossing hebben. Numeriek oplossen van de formules hieronder kan echter een wel een oplossing opleveren. Voor een bepaald membraan en een zekere verzameling lokale omstandigheden, wordt de concentratie van één component in een gasmengsel geschat en iteratief aangepast totdat een kloppende waarde is gevonden, waaruit alle andere componenten worden berekend.

$$1 - \sum_{i=1}^n \frac{x_i * y_1 * \frac{Q_i}{Q_1}}{x_1 - y_1 * \frac{P_p}{P_F} * (1 - \frac{Q_i}{Q_1})} = 0 \quad y_i = \frac{x_i * y_1 * \frac{Q_i}{Q_1}}{x_1 - y_1 * \frac{P_p}{P_F} * (1 - \frac{Q_i}{Q_1})}$$

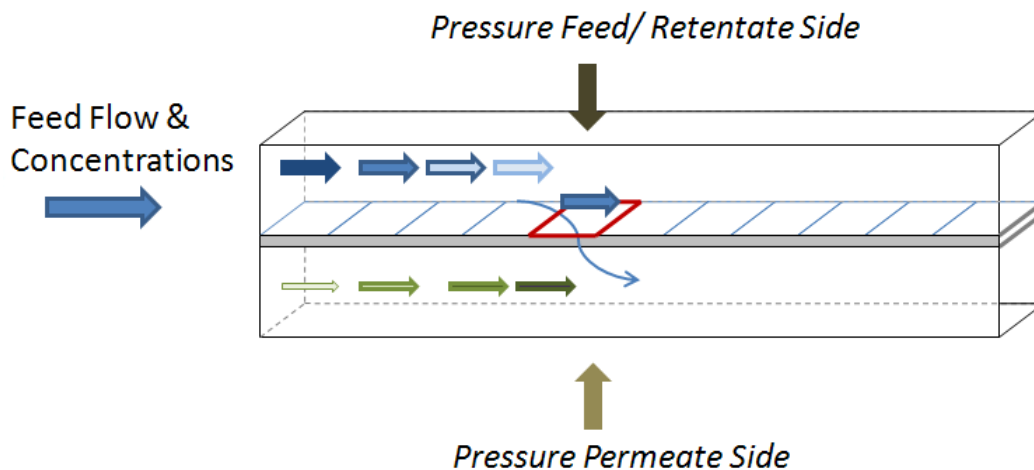
Figuur 3. Sleutelformules bij membraan-gasscheiding. De formule links kan gebruikt worden om iteratief de concentratie van een enkele component y_1 te berekenen, waarna de rechter formule de concentraties van de andere componenten y_i oplevert.

Een gedetailleerdere wis- en natuurkundige beschrijving van de interne werking van het MPM model zijn voor dit rapport niet nodig. Wat wellicht wel interessant is om te vermelden is dat het iteratieproces wordt uitgevoerd voor een voldoende groot aantal van voldoende kleine (geëxtrapoleerd tot oneindig dunne) stukjes membraanoppervlak, omdat permeatie zorgt voor een veranderende *feed*- en permeaatstroom na elk stukje. Het model is (semi-)gevalideerd op basis van praktijktesten.

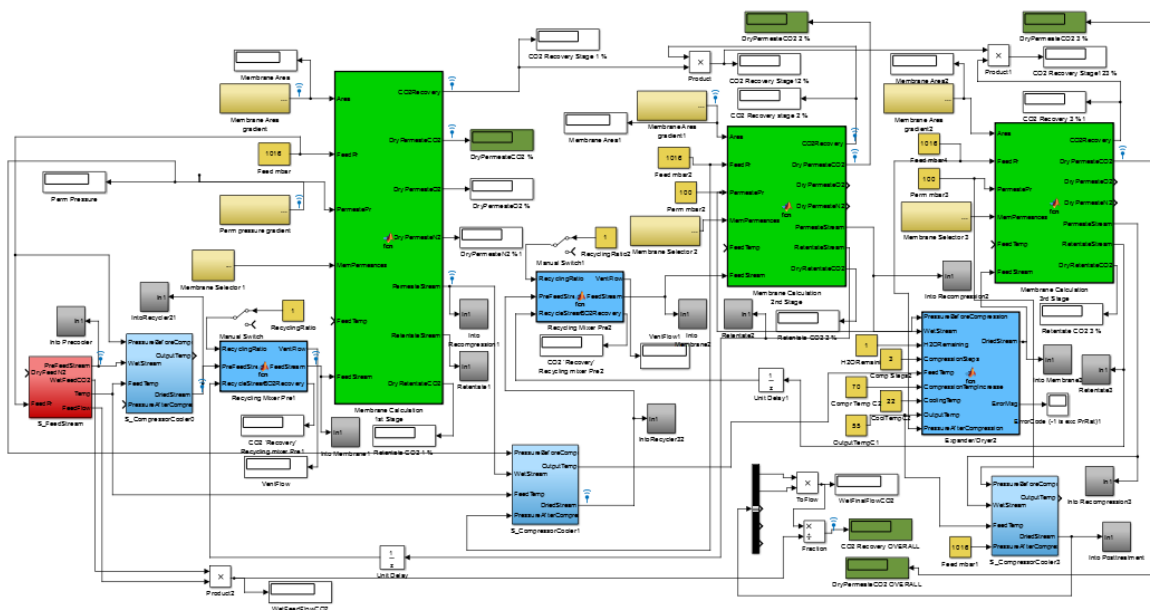
¹⁰ Zie www.co2-cato.org.

¹¹ Thomas Melin, Robert Rautenbach "Membranverfahren", 2007, hoofdstuk 14.

¹² EC 6e Kaderprogramma (FP6) Integrated Project "NanoGLOWA", zie www.nanoglowa.com voor meer info.



Figuur 4. Schematische weergave van het werkingsprincipe van het MPM model. Het horizontale gesegmenteerde vlak in het midden geeft het membraan weer. Voor elk segment worden, gebaseerd op de lokale concentraties van componenten in de gasstroom aan beide zijden, sequentieel de permeatie en resulterende bijbehorende nieuwe gasstroomconcentraties berekend.



Figuur 5. Grafische interface van het MPM model.

6.3 Thermodynamische processen: SPENCE model

DNV KEMA heeft een softwarepakket ontwikkeld genaamd SPENCE®, voor de simulatie van processen voor energieomzettingen en elektriciteitsproductie. SPENCE® is bedoeld voor ondersteuning van thermodynamische en chemische technici werkzaam bij elektriciteitsbedrijven of in de industrie, en wordt in die sector al jarenlang een erkend en betrouwbaar hulpmiddel toegepast.

SPENCE® wordt gebruikt voor:

- Systeem- en haalbaarheidsstudies
- Conceptuele ontwerpen
- Ontwerp reviews
- Procesoptimalisering
- *Upgrading* en *re-powering*
- Exergieanalyses
- Technische en functionele specificaties
- Ontwikkeling van online *conditioning monitoring* modules.

SPENCE® is een statische thermodynamische *flow sheet* simulator voor het bepalen van de technische gegevens en prestaties van energieomzettingssystemen, waaronder:

- Efficiëntie
- Milieu-impact
- Kosten en voordelen.

De gassenstellingen zoals berekend door MPM zijn in SPENCE ingevoerd in het eerder opgestelde processchema. Resultaten van de SPENCE modellering zijn in dit geval gebruikt voor dimensionering van de te gebruiken systeemonderdelen, elektriciteitsverbruik, gasverbruik, en koelwaterbehoefte.

6.4 Economische modellering

Bij het berekenen van de kosten van het business model is uitgegaan van alle directe kosten voor het neerzetten van een CO₂ afvanginstallatie. Aangezien MPM en SPENCE alleen op energieverbruik kunnen optimaliseren modelleren en niet op de totale kosten is er voor een systematische aanpak gekozen om een groot aantal cases door te rekenen in het deze en daarna afzonderlijk te modelleren op kosten.

Alle relevante componenten zoals compressoren, pompen, warmtewisselaars, membranen etcetera zoals aangegeven in figuur 1 zijn meegenomen in de begroting. De prijzen voor de verschillende onderdelen zijn bepaald met behulp van gegevens en systematiek van de *Dutch Association of Cost Engineers* (DACE),¹³ interne referenties van vergelijkbare cases voor de ROI en DeNO_x installaties, voor de prijzen van de verschillende membranen, modules en *skids* zijn interne documenten gebruikt van NanoGLOWA¹⁴ en CapWA.¹⁵ Voor dimensionering van de verschillende componenten op basis

¹³ “DACE prijzenboekje” (editie 28), ISBN 978-90-5895-051-2.

¹⁴ EC 6e Kaderprogramma (FP6) Integrated Project “NanoGLOWA”, zie www.nanoglowa.com voor meer info.

¹⁵ EC 7e Kaderprogramma (FP7) “CapWa”, zie www.watercapture.eu voor meer info.

van bijvoorbeeld gasstroomdebiet en energieverbruik is gebruikt gemaakt van interne documentatie en een bekende *cost engineering* website.¹⁶

De mogelijk noodzakelijke zuiveringsinstallaties zoals de ROI en DeNO_x zijn meegenomen in de begroting. Voor de AVI cases is de ROI niet nodig, maar wel een voorcoeler (een rol die anders vervuld kan worden door de ROI). De *cold box* is alleen in de *cases* meegenomen om uiteindelijk op een productconcentratie van 99% te komen, behalve de enkele *case* daarvan waarin alleen membranen worden gebruikt. In alle cases is uitgegaan van 4000 draaiuren per jaar, en daarmee impliciet ook van dag/nacht buffering in het OCAP pijpsysteem. Bij meer draaiuren per jaar zal de CO₂ prijs per ton lager worden en *vice versa* bij minder draaiuren.

De directe kosten bestaan uit de CAPEX en OPEX. Bij de CAPEX is uitgegaan van een economische afschrijving over 20 jaar, een conservatieve benadering. De OPEX is onderverdeeld in de energiekosten en onderhoudskosten. Van al de afzonderlijke componenten in figuur 1 zijn de volgende directe kosten meegenomen:

1. Fundaties en bestrating
2. Gebouwen
3. Leidingwerk
4. Isolatie en brandwering
5. Elektra
6. Schilderwerk, schoonmaken, testen en diversen
7. Transport en plaatsen van apparatuur
8. Montagemateriaal

Niet meegenomen zijn de indirecte kosten die misschien wel gemaakt moeten worden om tot een operationele CO₂ afvangstinstallatie te komen. De reden dat deze niet zijn meegenomen is dat deze sterk afhankelijk zijn van het soort installatie. Doordat membraaninstallaties voor CO₂ afvangst niet eerder zijn gebouwd, zijn het interne uurtarief, allocatie van kosten, expertise en onzekerheden onbekend. Onder deze indirecte kosten die niet zijn meegenomen in de begroting vallen:

1. Projectmanagement
2. Opstarten van de installatie
3. Verzekeringen
4. Licenties en vergunningen.

¹⁶ Zie www.matche.com.

Naast de directe en indirecte kosten is er vanuit gegaan dat de CO₂ afvangstinstallatie naast de bestaande installatie geplaatst kan worden. Het oppervlak hangt heel erg van de case af of een DeNO_x en ROI installatie moet worden meegenomen. Het membraan oppervlak verschilt ook enorm per case, maar membraanmodules kunnen prima efficiënt gestapeld worden. Het is dan ook de verwachting dat voor alle membraan cases een grondoppervlak van maximaal 400 m² voldoende is.

De nauwkeurigheid van de kostenschatting zal tussen de DNV KEMA *cost engineering* classificatie 5 en 4 inzitten (zie Appendix A). Dit komt voornamelijk door het innovatieve karakter van de installatie en dan met name op het onderdeel van de membranen. De levensduur van de membranen is daarom bij 100% gebruik op drie jaar gezet. Dit is een conservatieve schatting, maar geeft wel goed aan waarom de kostenschatting niet nauwkeuriger kan worden voordat een kleine proefinstallatie meer zekerheid kan geven over de precieze kosten. Aangezien de membraanmodules modulair zijn geeft een proefinstallatie een goede schatting van de prijs maar ook van welke extra zuiveringsstappen noodzakelijk zijn.

Verdere achtergrondinformatie, waaronder levensduren en installatiefactoren per component, zijn te vinden in Appendix A.

6.5 Cases

De drie doelconcentraties voor CO₂ in de productstroom dienen te worden gehaald bij zowel de biogasmotor- als de afvalverbrandingsrookgasstroom. Er zullen dus uiteindelijk zes verschillende *cases* worden geselecteerd, als economisch meest gunstige qua investeringskosten en operationele kosten per ton afgevangen CO₂. Om tot die zes beste *cases* te komen is een kleine veertig *cases* (op hun beurt weer geselecteerd uit honderden MPM analyses) volledig doorgerekend in MPM en SPENCE, omdat zoals eerder gezegd niet op voorhand exact te bepalen is welke case economisch het meest gunstig zal uitpakken.

In onderstaande tabel 4 worden met drie verschillende gradaties oranje drie groepen *cases* voor de rookgasstroom van de AVI (afvalverbrandingsinstallatie) aangeduid, en met drie gradaties groen drie groepen *cases* voor de biogasmotorrookgasstroom. Dit zijn alle *cases* die met SPENCE zijn gemodelleerd, na voorselectie uit een veel groter aantal MPM *cases*. Sommige *cases* zijn gegroepeerd in reeksen om patronen te kunnen afleiden, andere zijn één of twee losse sets parameters.

Tabel 4. Voorgeselecteerde en gemodelleerde cases in MPM en SPENCE.

Rookgasstroom	Product-concentratie	Gevarieerde parameter	Parameterwaarden	Membraan-systeem ^a
AVI	40%	Permeaatdruk	100, 150, 200, 250 mbara	PPO
AVI	40%	Permeaatdruk	100, 150, 200, 250 mbara	POL
AVI	60%	Permeaatdruk	100, 150, 200, 225 ^b mbara	POL
AVI	60%	-	250, 250 mbara	PPO-PPO
AVI	99%	Concentratie CO ₂ vóór cold box	85%, 85%, 90%, 95%	
AVI	99%	-	-	POL-FSC
Biogasmotor	40%	Permeaatdruk	100, 150, 200, 250 mbara	PPO
Biogasmotor	40%	Permeaatdruk	100, 150, 200, 250 mbara	POL
Biogasmotor	60%	Permeaatdruk	100, 150, 200, 250 mbara	POL
Biogasmotor	60%	Mem. oppervlak	250, 250 mbara	POL-POL
Biogasmotor	99%	Concentratie CO ₂ vóór cold box	80%, 85%, 90%, 95%	POL-POL
Biogasmotor	99%	-	-	POL-FSC

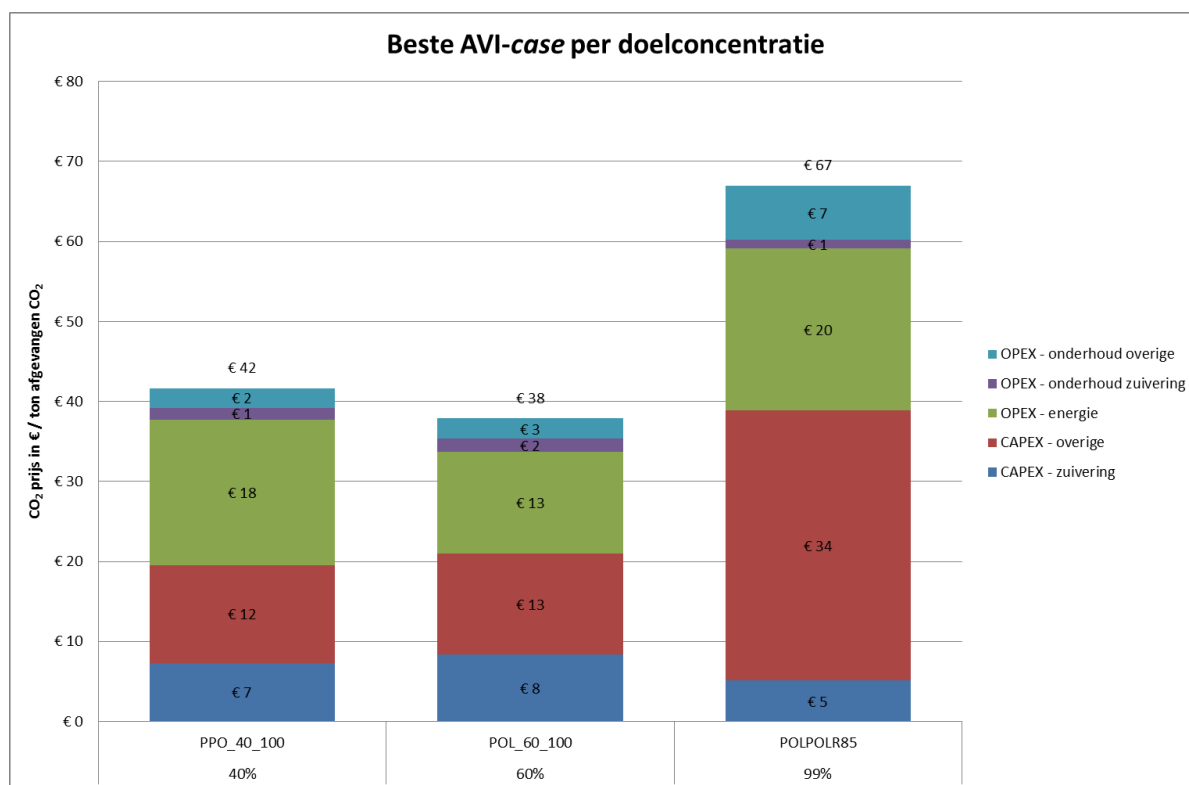
^a Een dubbele naam in de vorm X-Y duidt een tweetraps membraansysteem aan met een eerste membraaneenheid van membraan X gevolgd door een tweede eenheid van membraan Y aangesloten op de permeaatstroom van de eerste eenheid.

^b Bij 250 mbar kon een CO₂ concentratie van 60% niet worden bereikt; 225 mbar is als alternatief genomen.

7 RESULTATEN

7.1 Resultaten: AVI-rookgasstroom

In figuur 6 hieronder wordt, voor elk van de drie doel-productconcentraties (40% / 60% / 99%), een visuele samenvatting gegeven van de berekende kosten in de economisch meest gunstige *case* voor CO₂-afvangst met membranen uit de AVI-rookgasstroom. In tabel 5 en de bijbehorende figuur 7 op de volgende pagina's staat een overzichtstabel met alle resultaten van alle *cases* van deze rookgasstroom.

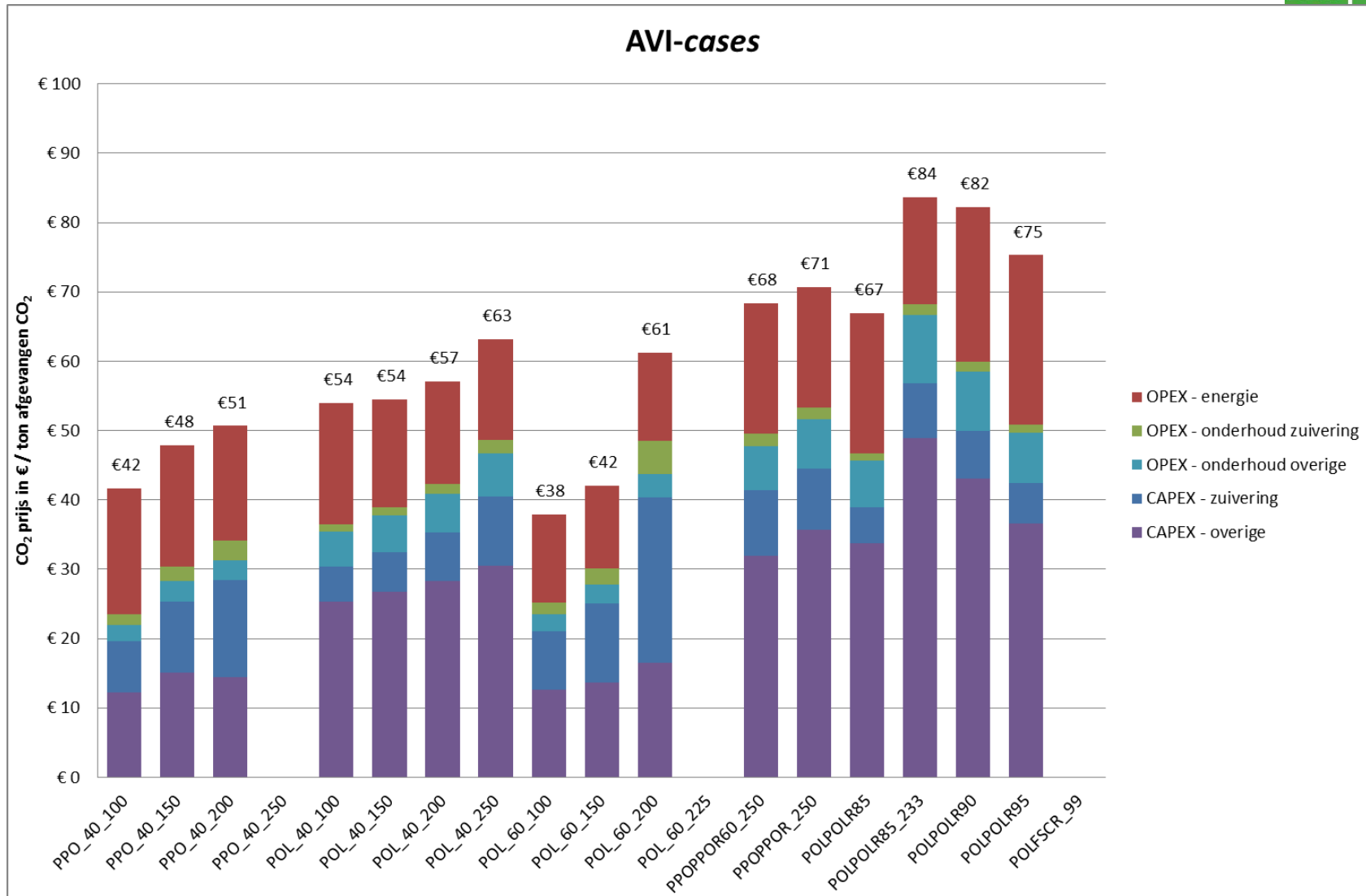


Figuur 6. Economisch meest gunstige AVI-rookgas case voor elk van de drie doelconcentraties (40%/60%/ 99%), met onderverdeling.

Tabel 5. Overzichtstabel kosten voor alle AVI-rookgasstroom cases.

Scenario beschrijving	eenheid	AVI	AVI	AVI	AVI	AVI	AVI	AVI	AVI	AVI	AVI	AVI	AVI	AVI	AVI	AVI	AVI	AVI	AVI	AVI	
Rookgasstroom	-																				
Scenario nummer	-	1	5	6	2	7	8	9	10	11	12	13	14	15+16	3+4	21+22	19+20	17+18	23+24	25+26	
Scenario code	-	PPO_40_100	PPO_40_150	PPO_40_200	PPO_40_250	POL_40_100	POL_40_150	POL_40_200	POL_40_250	POL_60_100	POL_60_150	POL_60_200	POL_60_225	PPOPOR_60_250	PPOPOR_250	POLPOLR85	POLPOLR19_233	POLPOLR90	POLPOLR95	POLFSR_99	
Membraantype trap 1	-	PPO	PPO	PPO	PPO	POL	POL	POL	POL	POL	POL	POL	POL	PPO	PPO	POL	POL	POL	POL	POL	
Membraneoppervlak trap 1	m2	24120	21500	14200	3760	88000	81700	71750	52340	23100	17900	9080	1700	50000	50000	100000	100000	100000	100000	50000	
Membraantype trap 2	-													PPO	PPO	POL	POL	POL	POL	FSC	
Membraneoppervlak trap 2	m2													8280	22090	7800	5175	5175	2868	28300	
Energieverbruik	eenheid																				
Power cooling water pump	kW	60	40	31	7	70	60	48	32	50	36	16	3	63	64	93	62	88	103	88	
Compressor power, vacuum system	kW	1800	1000	600	100	2600	1700	1200	700	1000	600	200	0	1900	1800	4300	1700	3600	4900	3500	
Compressor power, eindcompressie	kW	1700	1300	900	200	2500	2200	1800	1200	1000	700	300	100	800	900	1100	700	800	900	300	
Cold box, compressor/chiller energiegebruik	kW															363	233	271	319		
Totaal energiegebruik	kW	3.560	2.340	1.531	307	5.170	3.960	3.048	1.932	2.050	1.336	516	103	2.763	2.764	5.856	2.695	4.759	6.222	3.888	
Kosten systeemcomponenten en onderhoud	eenheid																				
Vacuumpomp	€	412.000	412.000	412.000	412.000	412.000	412.000	412.000	412.000	412.000	412.000	412.000	412.000	412.000	412.000	412.000	412.000	412.000	412.000	412.000	
Compressor	€	1.657.667	1.210.553	878.084	353.586	2.322.604	1.901.286	1.540.156	1.070.114	1.047.185	769.172	436.703	270.469	1.196.223	1.222.018	2.047.458	1.084.444	1.683.462	2.110.512	1.382.520	
Rookgas Ontzwavelings Installatie (ROI)	€	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
Voorkoeler	€	116.000	116.000	116.000	116.000	116.000	116.000	116.000	116.000	116.000	116.000	116.000	116.000	116.000	116.000	116.000	116.000	116.000	116.000	116.000	
DeNOx installatie	€	6.250.000	6.250.000	6.250.000	6.250.000	6.250.000	6.250.000	6.250.000	6.250.000	6.250.000	6.250.000	6.250.000	6.250.000	6.250.000	6.250.000	6.250.000	6.250.000	6.250.000	6.250.000	6.250.000	
Membranen inclusief membraanmodules	€	1.929.600	1.720.000	1.136.000	300.800	7.040.000	6.536.000	5.740.000	4.187.200	1.848.000	1.432.000	726.400	136.000	4.662.400	5.767.200	8.624.000	8.414.000	8.414.000	8.229.440	6.264.000	
Membraanskid, volledig geïnstalleerd	€	1.929.600	1.720.000	1.136.000	300.800	7.040.000	6.536.000	5.740.000	4.187.200	1.848.000	1.432.000	726.400	136.000	4.662.400	5.767.200	8.624.000	8.414.000	8.414.000	8.229.440	6.264.000	
Cold box, warmtewisselaar 1	€	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1.260.131	872.622	967.275	1.056.911	0	
Cold box, warmtewisselaar	€	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1.053.574	711.820	811.404	938.147	0	
Cold box, compressor/chiller	€	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	914.816	609.738	698.635	811.776	0	
Droger	€	438.000	438.000	438.000	438.000	438.000	438.000	438.000	438.000	438.000	438.000	438.000	438.000	438.000	438.000	438.000	438.000	438.000	438.000	438.000	
Totaal CAPEX systeemcomponenten	€	12.732.867	11.866.553	10.366.084	8.171.186	23.618.604	22.189.286	20.236.156	16.660.514	11.959.185	10.849.172	9.105.503	7.758.469	17.737.023	19.972.418	29.739.978	27.322.624	28.204.775	28.592.226	21.126.520	
Onderhoudskosten	€ / jaar	166.772	153.825	126.882	87.861	380.094	355.498	319.695	252.197	157.368	137.764	105.904	80.365	272.676	317.614	473.686	445.220	454.042	454.144	339.310	
Totale kosten per jaar	eenheid																				
Energiekosten	€ / jaar	775.192	531.240	369.328	124.696	1.097.146	855.184	672.850	449.652	473.214	330.340	166.444	83.780	615.882	616.078	1.234.421	602.253	1.015.003	1.307.548	840.804	
Afschrijving: zuiveringscomponenten	€ / jaar	312.500	312.500	312.500	312.500	312.500	312.500	312.500	312.500	312.500	312.500	312.500	312.500	312.500	312.500	312.500	312.500	312.500	312.500	312.500	
Afschrijving: overige componenten	€ / jaar	521.362	456.624	321.911	126.803	1.587.968	1.464.989	1.285.976	948.487	474.338	376.319	217.018	89.324	1.050.881	1.275.569	2.055.932	1.913.601	1.957.708	1.958.218	1.384.051	
Onderhoud	€ / jaar	166.772	153.825	126.882	87.861	380.094	355.498	319.695	252.197	157.368	137.764	105.904	80.365	272.676	317.614	473.686	445.220	454.042	454.144	339.310	
Totale kosten per jaar	€ / jaar	1.775.826	1.454.188	1.130.622	651.860	3.377.707	2.988.171	2.591.021	1.962.836	1.417.419	1.156.923	801.866	565.968	2.251.939	2.521.761	4.076.539	3.273.574	3.739.253	4.032.409	2.876.665	
Totale CO2 kosten	eenheid																				
Hoeveelheid afgevangen CO2	ton CO2 / jaar	42.624	30.384	22.320	5.616	62.640	54.864	45.360	31.104	37.440	27.504	13.104	2.448	32.976	35.712	60.912	39.168	45.504	53.568	21.168	
Opbrengst	%	57,0	40,6	29,9	7,5	83,8	73,5	60,8	41,6	50,0	36,6	17,5	3,2	44,1	47,8	82,1	52,7	79,5	72,1	28,4	
Concentratie	% v/v	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	40	99	99	99	99	99	
Prijs afgevangen CO2	€ / ton CO2	€ 41,66	€ 47,86	€ 50,66	€ 116,07	€ 53,92	€ 54,47	€ 57,12	€ 63,11	€ 37,86	€ 42,06	€ 61,19	€ 231,20	€ 68,29	€ 70,61	€ 66,93	€ 83,58	€ 82,17	€ 75,28	€ 135,90	

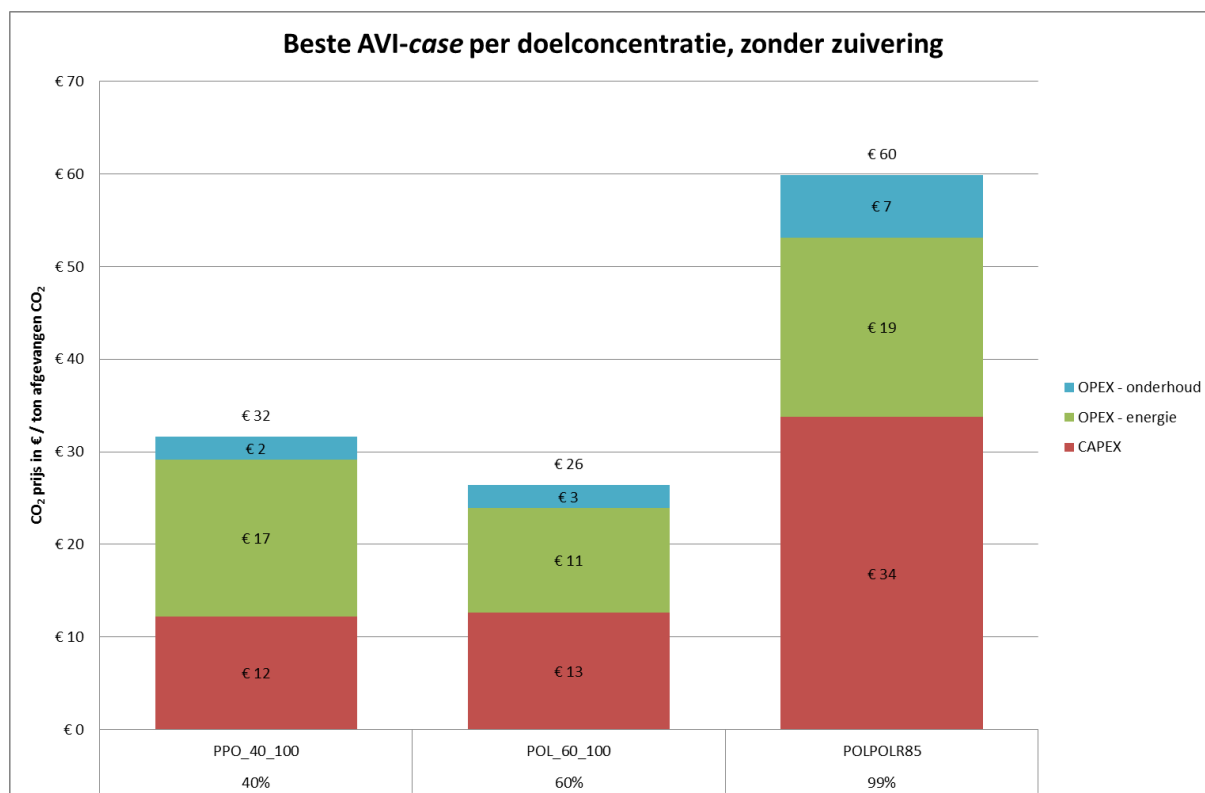
Grijze cellen duiden op een systeemcomponent die niet aanwezig is in een bepaalde case.



Figuur 7. Grafisch overzicht van alle gemodelleerde cases voor de AVI-rookgasroom, inclusief prijsopbouw. De drie cases waarvan geen staaf is weergegeven hebben zodanig hoge kosten dat ze ver buiten bovenstaand diagram vallen en niet realistisch zijn.

Uit de tabel en figuren kunnen de volgende zaken worden afgeleid met betrekking tot de gemodelleerde *cases* voor AVI-rookgasstroom:

- **Percentages CAPEX en energieverbruik.** Het energieverbruik van de afvangstinstallatie bedraagt 30% tot 44% van de totale kosten in de drie economisch meest gunstige *cases*, terwijl de CAPEX dan 47% tot 58% bedraagt.
- **Diepste vacuüm gunstigst.** Bij elk van de drie reeksen van permeaatdrukken (100/150/200/250 mbar) heeft telkens de *case* met het diepste vacuüm de laagste kosten. Uit de PPO_40_250 en POL_60_225 *cases* blijkt zelfs dat een minder diep vacuüm tot zeer hoge kosten kan leiden. Energiekosten en kosten van componenten nemen weliswaar af bij minder diep vacuüm, maar dit compenseert blijkbaar niet voor een onevenredig groter verlies aan opbrengst. Verder speelt mee dat zuiveringskosten constant blijven en dus bij verminderende opbrengst zwaarder meetellen.
Tenslotte dient opgemerkt te worden dat dit effect deels veroorzaakt kan worden door de voor deze studie afgesproken randvoorwaarden van de modellering. Bij een gegeven membraan kan de economisch meest gunstige productconcentratie namelijk hoger liggen dan de gefixeerde doelconcentraties van 40% en 60%. Wanneer in praktijk de productconcentratie niet wordt vastgezet, is het mogelijk dat economisch gunstiger *cases* gevonden kunnen worden (zie ook Appendix B).
- **Productconcentratie 99% zonder cold box onrealistisch.** De *case* met productconcentratie van 99% waarbij alleen membranen worden toegepast en geen *cold box* levert onrealistisch hoge kosten op, voornamelijk vanwege een lage opbrengst.
- **CO₂-prijsniveau hoger dan wenselijk.** De economisch meest gunstige van de gemodelleerde *cases* voor elk van de drie productconcentraties (40% / 60% / 99%) hebben een prijs per ton afgevangen CO₂ die hoger ligt dan wenselijk; namelijk EUR 42, EUR 38 respectievelijk EUR 67 per ton ten opzichte van de gewenste prijs, die voor deze studie is gesteld op EUR 30 per ton.
- **40% en 60% economisch meest gunstig.** De *cases* met 99% productconcentratie (met uitzondering van degene zonder *cold box*) zijn duidelijk duurder dan die waarbij de productconcentratie 40% respectievelijk 60% is. Deze niet onverwachte uitkomst is het gevolg van het feit dat voor membraantechnologie de energie- en investeringskosten asymptotisch stijgen met het toenemen van de vereiste zuiverheid. Dat een doelconcentratie van 60% wel iets goedkoper blijkt dan 40% heeft hoogstwaarschijnlijk te maken met het eerder genoemde effect van de gefixeerde doelconcentraties (zie tweede punt).
- **Zuivering significante kostenpost.** Het verwijderen van fytotoxische componenten uit de rookgasstroom levert een significante kostenpost op, oplopend tot meer dan een kwart van de kosten per ton afgevangen CO₂ voor de economisch meest gunstige *case*. Dit punt is des te belangrijker omdat zoals eerder gezegd grote onzekerheid bestaat over de concentraties van fytotoxische componenten in de productstroom. Het is denkbaar dat zuivering in het geheel niet noodzakelijk zal zijn, in welke situatie de CO₂-kosten veel lager zullen zijn (zie figuur 8), en duidelijk onder de grens van €30 per ton kunnen uitkomen.



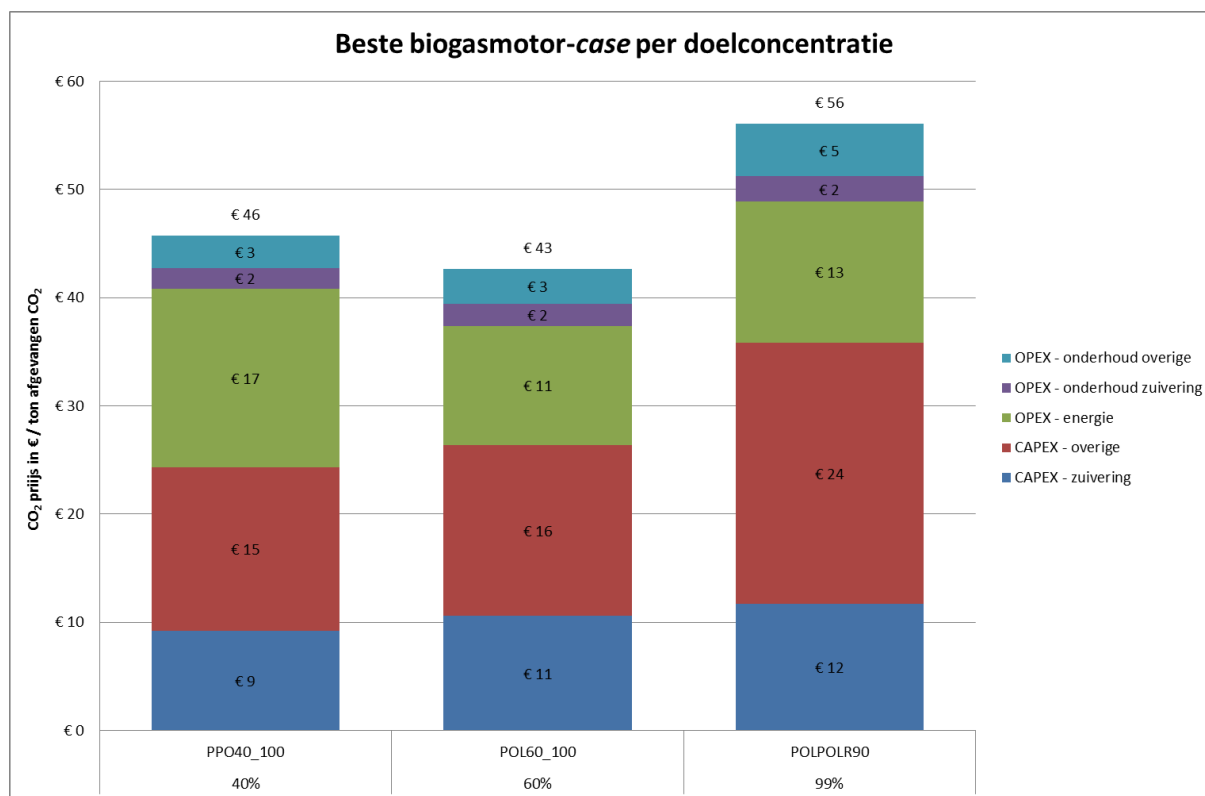
Figuur 8. Economisch meest gunstige AVI-rookgas-case voor elk van de drie doelconcentraties (40%/60%/ 99%), met onderverdeling, voor het geval dat zuivering (in dit geval de DeNO_x installatie) niet nodig is.

7.2 Resultaten: biogasmotor-rookgasstroom

In figuur 9 hieronder wordt, voor elk van de drie doel-productconcentraties (40% / 60% / 99%) , een visuele samenvatting gegeven van de berekende kosten in de economisch meest gunstige *case* voor CO₂-afvangst met membranen uit de biogasmotor-rookgasstroom. In tabel 6 en de bijbehorende figuur 10 op de volgende pagina's staat een overzichtstabel met alle resultaten van alle *cases* van deze rookgasstroom.

Uit de tabel en figuren kunnen de volgende zaken worden afgeleid met betrekking tot de gemodelleerde *cases* voor biogasmotor-rookgasstroom. Bij observaties zonder toelichting is dezelfde toelichting van toepassing als bij de AVI-rookgasstroom.

- **Percentages CAPEX en energieverbruik.** Het energieverbruik van de afvangstinstallatie bedraagt 23% tot 36% van de totale kosten in de drie economisch meest gunstige *cases*, terwijl de CAPEX dan 53% tot 64% bedraagt.
- **Diepste vacuüm gunstigst.**



Figuur 9. Economisch meest gunstige biogasmotor-rookgas case voor elk van de drie doelconcentraties (40% / 60% / 99%), met onderverdeling.

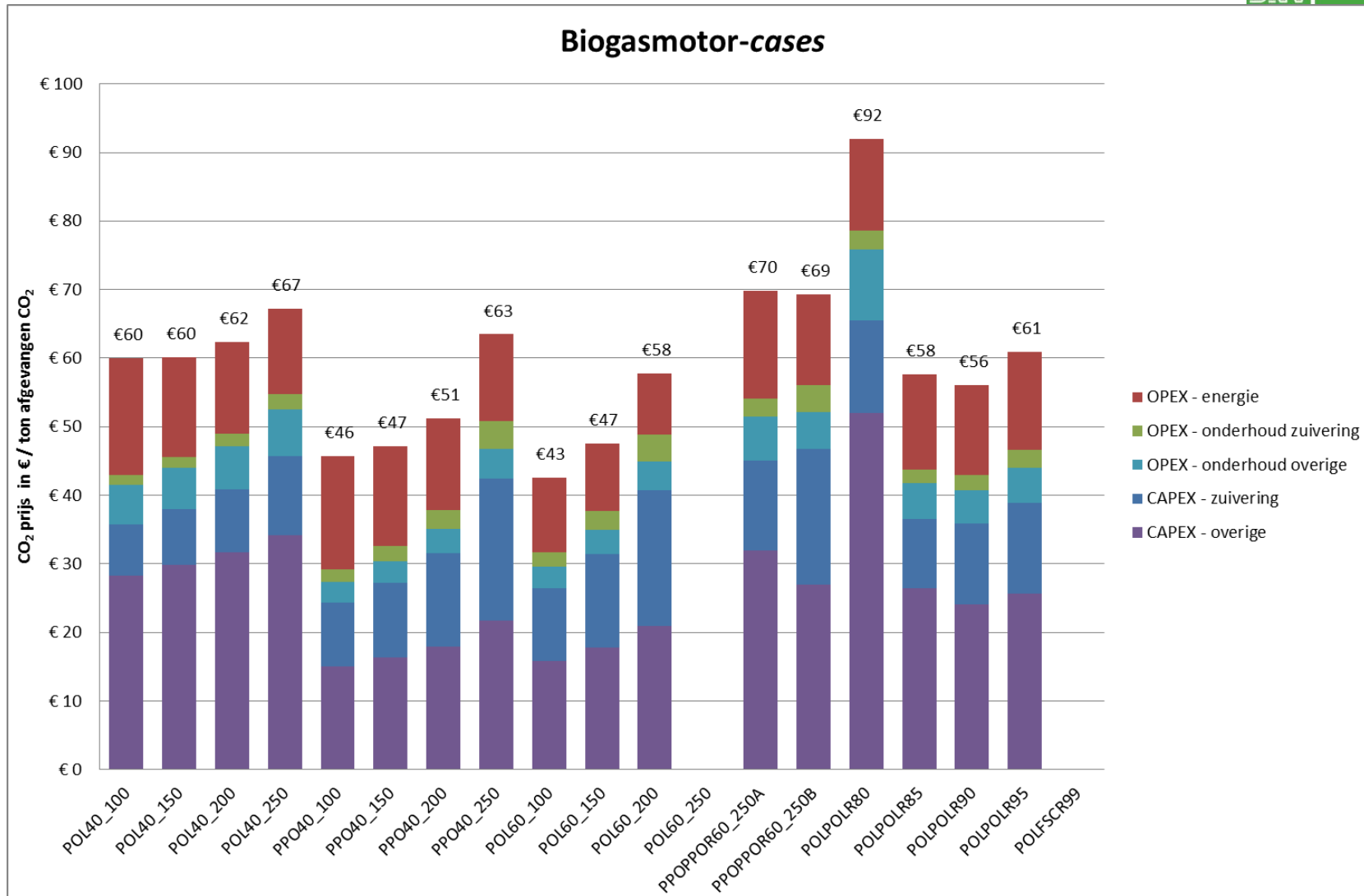
- **Productconcentratie 99% zonder cold box onrealistisch.**
- **CO₂-prijsniveau hoger dan wenselijk.** De economisch meest gunstige van de gemodelleerde cases voor elk van de drie productconcentraties (40% / 60% / 99%) hebben een prijs per ton afgevangen CO₂ die hoger ligt dan wenselijk; namelijk EUR 46, EUR 43 respectievelijk EUR 56 per ton ten opzichte van de gewenste EUR 30 per ton.
- **40% en 60% economisch meest gunstig.**
- **Zuivering significante kostenpost.** Ook hier levert het verwijderen van fytoxische componenten uit de rookgasstroom een significante kostenpost op, oplopend tot dertig procent van de kosten per ton afgevangen CO₂ voor de economisch meest gunstige case. Figuur 11 toont de kosten van CO₂ afvangst uitgaande van het geval dat zuivering niet nodig blijkt te zijn, en ook hier kan dan een lagere prijs dan EUR 30 per ton worden gehaald.



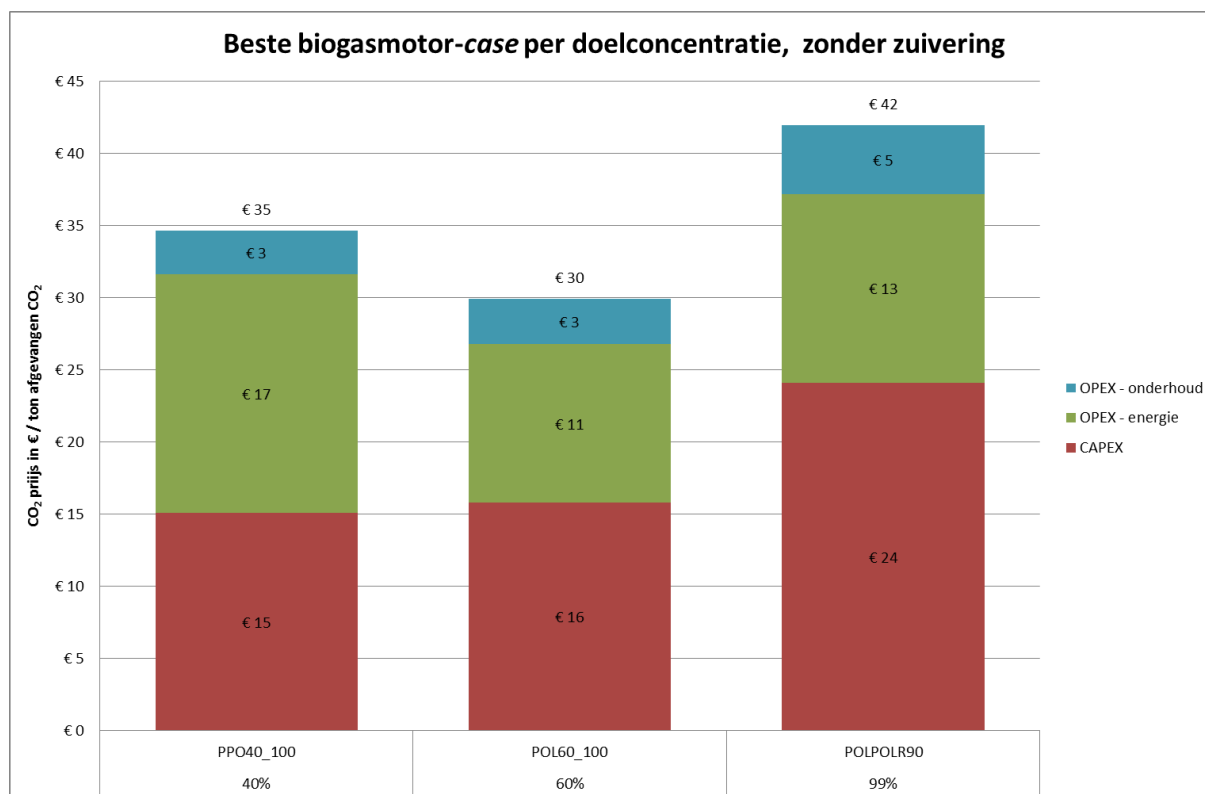
Tabel 6. Overzichtstabel kosten voor alle biogasmotor-rookgasstroom cases.

Scenario's beschrijving	eenheid	Biogas	Biogas	Biogas	Biogas	Biogas	Biogas	Biogas	Biogas	Biogas	Biogas	Biogas	Biogas	Biogas	Biogas	Biogas	Biogas	Biogas	Biogas	Biogas	
Rookgasstroom	-																				
Scenario nummer	-	101	102	103	104	105	106	107	108	109	110	111	112	113+114	115+116	117+118	119+120	121+122	123+124	125+126	
Scenario code	-	POL40_100	POL40_150	POL40_200	POL40_250	PPO40_100	PPO40_150	PPO40_200	PPO40_250	POL60_100	POL60_150	POL60_200	POL60_250	*****	*****	POLPOLR80	POLPOLR85	POLPOLR90	POLPOLR95	POLPOLR99	
Membraantype trap 1	-	POL	POL	POL	POL	PPO	PPO	PPO	PPO	POL	POL	POL	POL	PPO	PPO	POL	POL	POL	POL	POL	
Membraneoppervlak trap 1	m2	12006	11637	10917	9400	3891	3552	2992	2087	3654	3075	2202	551	6000	2500	10000	5000	3500	3500	5000	
Membraantype trap 2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	PPO	PPO	POL	POL	POL	POL	FSC	
Membraneoppervlak trap 2	m2	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	1258	837	1052	1027	587	306	4840	
Energieverbruik	eenheid																				
Power cooling water pump	kW		7	6	5	7	6	5	3	6	5	3	1	7	4	6	7	7	7	9	
Compressor power, vacuum system	kW	374	237	175	120	279	178	119	66	160	95	54	11	238	122	183	268	215	225	401	
Compressor power, eindcompressie	kW	336	307	265	213	270	230	180	118	154	123	81	19	123	80	88	112	90	75	46	
Cold box, compressor/chiller energieverbruik	kW	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	28	37	32	29	0	
Totaal energieverbruik	kW	710	551	446	338	556	414	304	187	320	223	138	31	368	206	304	425	344	335	456	
Kosten systeemcomponenten en onderhoud	eenheid																				
Vacuumpomp	€	120.000	120.000	120.000	120.000	120.000	120.000	120.000	120.000	120.000	120.000	120.000	120.000	120.000	120.000	120.000	120.000	120.000	120.000	120.000	
Compressor	€	506.178	451.120	410.478	366.397	443.009	392.278	348.140	299.187	345.733	310.222	275.599	229.512	351.207	294.544	316.384	353.815	326.644	321.342	355.993	
Rookgas Ontzwarelings Installatie (ROI)	€	625.000	625.000	625.000	625.000	625.000	625.000	625.000	625.000	625.000	625.000	625.000	625.000	625.000	625.000	625.000	625.000	625.000	625.000	625.000	
Voorkoeler	€	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
DeNOx installatie	€	625.000	625.000	625.000	625.000	625.000	625.000	625.000	625.000	625.000	625.000	625.000	625.000	625.000	625.000	625.000	625.000	625.000	625.000	625.000	
Membranen inclusief membraanmodules	€	960.480	930.960	873.360	752.000	311.280	284.160	239.360	166.960	292.320	246.000	176.160	44.080	580.640	266.960	884.160	482.160	326.960	304.480	787.200	
Membraanskid, volledig geïnstalleerd	€	960.480	930.960	873.360	752.000	311.280	284.160	239.360	166.960	292.320	246.000	176.160	44.080	580.640	266.960	884.160	482.160	326.960	304.480	787.200	
Cold box, warmtewisselaar 1	€	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	262.392	287.230	266.954	253.702	0	0	
Cold box, warmtewisselaar 1	€	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	168.635	193.531	179.951	170.898	0	0	
Cold box, compressor/chiller	€	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	124.846	147.070	134.948	126.867	0	0	
Droger	€	219.000	219.000	219.000	219.000	219.000	219.000	219.000	219.000	219.000	219.000	219.000	219.000	219.000	219.000	219.000	219.000	219.000	219.000	219.000	
Totaal CAPEX systeemcomponenten	€	4.016.138	3.902.040	3.746.198	3.459.397	2.654.569	2.549.598	2.415.860	2.222.107	2.519.373	2.391.222	2.216.919	1.906.672	3.101.487	2.417.464	4.229.577	3.534.967	3.151.418	3.070.770	3.519.393	
Onderhoudskosten	€ / jaar	59.795	58.051	55.315	49.966	32.909	31.305	29.051	25.634	31.169	28.941	25.770	19.968	42.884	29.632	60.369	45.206	38.198	36.932	51.285	
Totale kosten per jaar	eenheid																				
Energiekosten	€ / jaar	142.700	110.910	89.914	68.260	111.950	83.530	61.470	38.124	64.688	45.230	28.304	6.838	74.226	41.922	61.586	85.630	69.464	67.799	91.854	
Afschrijving: zuiveringscomponenten	€ / jaar	62.500	62.500	62.500	62.500	62.500	62.500	62.500	62.500	62.500	62.500	62.500	62.500	62.500	62.500	62.500	62.500	62.500	62.500	62.500	
Afschrijving: overige componenten	€ / jaar	236.475	227.753	214.073	187.330	102.043	94.023	82.757	65.670	93.346	82.204	66.351	37.339	151.920	85.658	239.346	163.528	128.488	122.158	193.927	
Onderhoud	€ / jaar	59.795	58.051	55.315	49.966	32.909	31.305	29.051	25.634	31.169	28.941	25.770	19.968	42.884	29.632	60.369	45.206	38.198	36.932	51.285	
Totale kosten per jaar	€ / jaar	501.470	459.213	421.802	368.055	309.402	271.358	235.779	191.928	251.703	218.875	182.925	126.645	331.530	219.712	423.801	356.864	298.650	289.389	399.566	
Overzicht CO2	eenheid																				
Hoeveelheid	ton CO2 / jaar	8.352	7.632	6.768	5.472	6.768	5.760	4.608	3.024	5.904	4.608	3.168	720	4.752	3.168	4.608	6.192	5.328	4.752	3.024	
Opbrengst	%	90,4	82,5	72,8	58,8	72,5	61,9	49,6	32,5	62,7	49,9	33,7	7,9	51,9	33,5	50,1	67,4	57,3	50,8	32,7	
Concentratie	% v/v	40	40	40	40	40	40	40	40	60	60	60	60	60	60	99	99	99	99	99	
Prijs per eenheid	€ / ton CO2	€ 60,04	€ 60,17	€ 62,32	€ 67,26	€ 45,72	€ 47,11	€ 51,17	€ 63,47	€ 42,63	€ 47,50	€ 57,74	€ 175,90	€ 69,77	€ 69,35	€ 91,97	€ 57,63	€ 56,05	€ 60,90	€ 132,13	

Grijze cellen duiden op een systeemcomponent die niet aanwezig is in een bepaalde case.



Figuur 10. Grafisch overzicht van alle gemodelleerde cases voor de biogasmotor-rookgasstroom, inclusief prijsopbouw. De twee cases waarbij geen staaf is weergegeven hebben zodanig hoge kosten dat ze ver buiten bovenstaand diagram vallen en niet realistisch zijn.



Figuur 11. Economisch meest gunstige biogasmotor-rookgas-case voor elk van de drie doelconcentraties (40% / 60% / 99%), met onderverdeling, voor het geval dat zuivering (in dit geval de DeNO_x installatie en de ROI) niet nodig is.

7.3 Resultaten: vergelijking rookgasstromen

De volgende constatering kunnen worden gemaakt na vergelijking van de modelleringsresultaten van de *cases* voor beide rookgasstromen:

- **Hetzelfde patroon.** Vele van de eerder per rookgasstroom genoemde observaties gelden voor beide rookgasstromen, in ieder geval in kwalitatief opzicht.
- **Twee economisch meest gunstige gelijk.** Voor beide rookgasstromen geldt voor de productconcentraties 40% en 60% dezelfde *case* de goedkoopste blijkt, namelijk PPO40_100 respectievelijk POL60_100.
- **AVI goedkoper qua zuivering, biogasmotor goedkoper qua afvangst.** De gemiddelde CAPEX voor rookgaszuivering van de drie economisch meest gunstige *cases* is duidelijk hoger bij de biogasmotor-rookgasstroom, EUR 11 tegen EUR 7. De gemiddelde energiekosten zijn voor de biogasmotor-rookgasstroom juist duidelijk lager dan bij de economisch meest gunstige AVI-*cases*: EUR 14 ten opzichte van gemiddeld EUR 17, en ook de CAPEX voor

niet-zuiveringsonderdelen (voornamelijk membranen, membraanmodules en vacuümpompen) is lager voor de biogasmotor-rookgasstroom, EUR 18 tegen EUR 20.

Als verklaring voor bovenstaande kunnen drie effecten genoemd worden die spelen een rol bij kostenverschillen tussen de biogasmotor-rookgasstroom *cases* en die van de AVI-rookgasstroom:

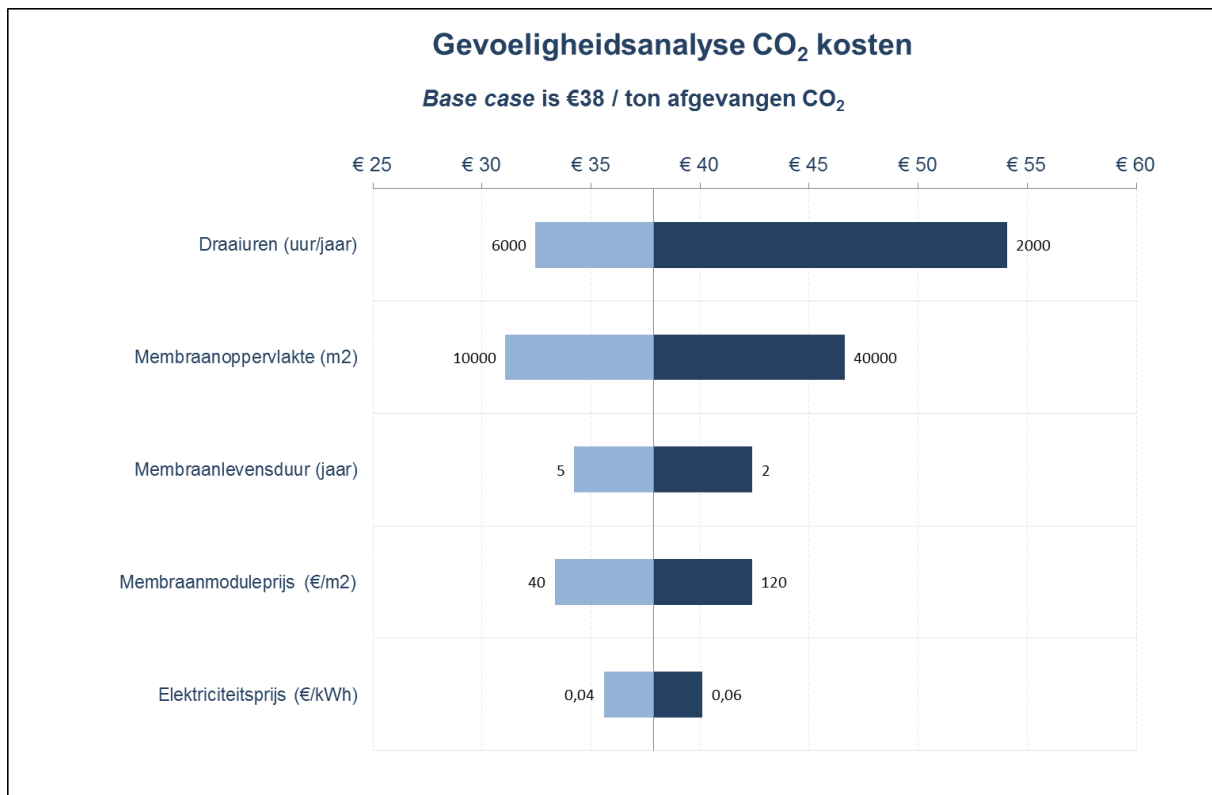
- Schaaleffect: de gemodelleerde biogasmotor-rookgasstroom is meer dan een orde van grootte kleiner dan de andere, wat vanwege *economy of scale* van verschillende componenten hogere investeringskosten per volume-eenheid betekent.
- Hogere concentratie SO₂: de biogasmotor-rookgasstroom heeft een zodanige SO₂ concentratie dat is ingeschat dat een ROI nodig is, wat natuurlijk extra kosten oplevert; voor de AVI-rookgasstroom geldt dit niet (die rookgassen zijn overigens al ontzwaveld).
- Hogere *feed*-concentratie CO₂: omdat membraan-gasscheiding op basis van partiële drukverschil verloopt (hoe hoger, hoe beter), betekent de hogere *feed*-concentratie van CO₂ in de biogasmotor-rookgasstroom dat een lagere CAPEX en OPEX voor membranen nodig zijn om een bepaalde permeaatconcentratie te bereiken. Dit geldt steeds sterker naarmate de gewenste permeaatconcentratie hoger is, wat de significant lagere prijs voor de doelconcentratie van 99% verklaart.

7.4 Gevoeligheidsanalyse

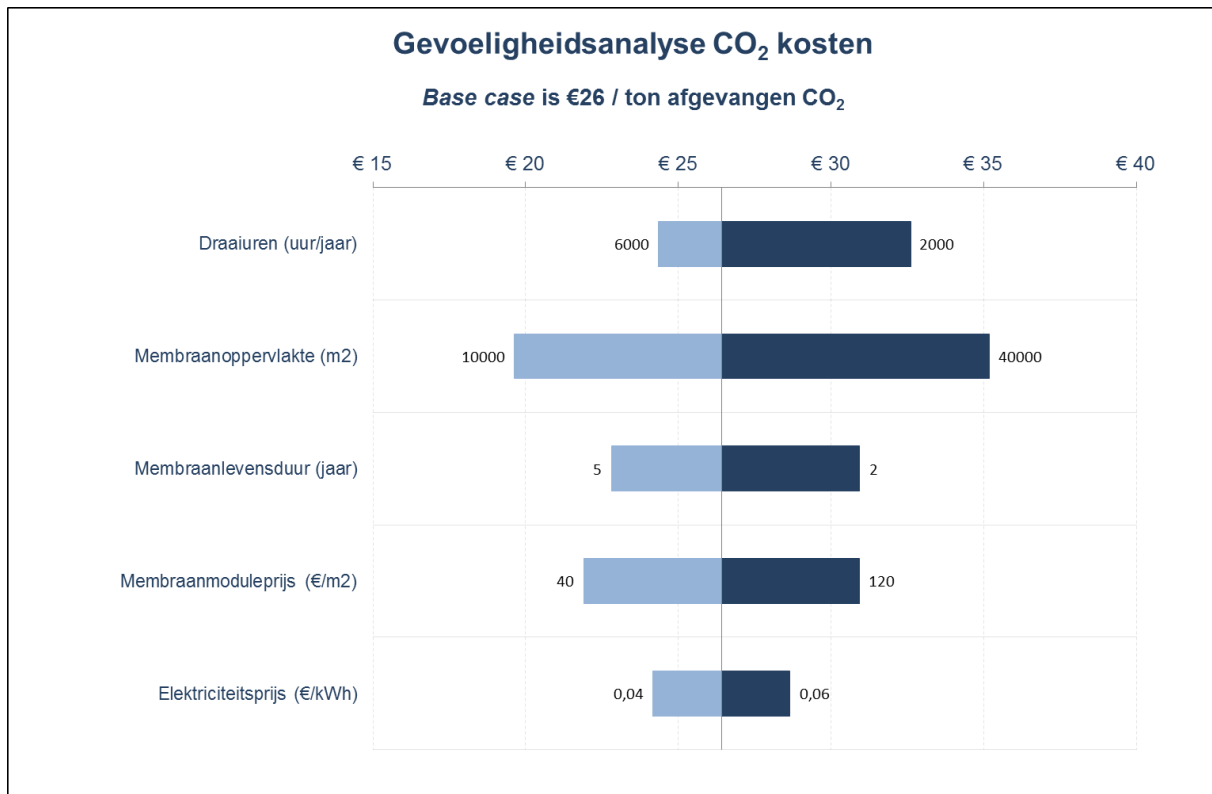
Om een idee te krijgen van de mate van invloed van belangrijke procesparameters op de CO₂ prijs, is een gevoeligheidsanalyse uitgevoerd voor de economisch meest gunstige *case*, met en zonder zuivering. De vijf hiervoor gekozen parameters zijn draaiuren, elektriciteitsprijs, membraanoppervlakte, -prijs, en -moduleprijs. De invloed van bepaalde proces- of componenteigenschappen, zoals bijvoorbeeld CO₂ concentratie, opbrengst, membraanselectiviteit en –*permeance*, zijn ook interessant en relevant om mee te nemen, doch zijn sterk afhankelijk van elkaar en andere parameters (bv. compressie- en vacuüm-gerelateerde kosten). Gevoeligheid voor één parameter specifiek is dan niet te berekenen; vanwege onderlinge nonlineaire samenhang zijn per stuk verschillende complete model*runs* vereist, wat tijdrovend is en niet mogelijk binnen het kader van deze studie. Voorgenoemde samenhangende parameters worden versimpeld en indirect wel meegenomen in de membraanoppervlakte. Voor elk van de vijf gekozen parameters is in de gevoeligheidsanalyse een realistische bandbreedte aangenomen, waarvoor vervolgens het effect op de CO₂ prijs per ton afgevangen CO₂ is berekend (zie figuur 12 en 13).

Vanwege de hogere CAPEX heeft bij de *case* met zuivering het aantal draaiuren een nog grotere invloed op de kosten dan bij de andere *case*. Verder is het patroon vergelijkbaar. In beide gevallen heeft de membraanoppervlakte een sterke invloed op de kosten, al moet rekening gehouden worden met de eerder genoemde nonlineaire samenhang van parameters (dwz. alleen membraanoppervlakte

veranderen is niet mogelijk, andere kosten zullen positief en negatief veranderen). De elektriciteitsprijs heeft relatief weinig invloed op de kosten.



Figuur 12. Gevoeligheidsanalyse met vijf parameters, voor meest gunstige case, met zuivering.



Figuur 13. Gevoeligheidsanalyse met vijf parameters, voor meest gunstige case, zonder zuivering.

8 PERSPECTIEF

8.1 Conclusies

Op basis van de opgestelde uitgangspunten en randvoorwaarden, het conceptuele procesontwerp, inschattingen van concentraties fytotoxines in de productstroom en de gekozen *cases*, zijn kosten van afgevangen CO₂ per ton berekend die voor de economisch meest gunstige *cases* iets hoger liggen dan gewenst, maar wel daar in de buurt. Er kan niet onvoorwaardelijk worden geconcludeerd dat de beschouwde technologie economisch haalbaar is binnen de gestelde kaders van deze studie. De meerprijs boven het gewenste bedrag (de kosten boven EUR 30 per ton afgevangen CO₂) is echter van zodanige grootte dat hierbij tenminste een nadere toelichting moet worden gegeven voordat definitieve conclusies worden getrokken.

Allereerst moet worden gewezen op de onnauwkeurigheid van de gemaakte kosteninschatting, die voor conceptuele systemen zoals hier doorgaans ruwweg 50% bedraagt – meestal meer dan genoemde meerprijs. Bovendien zijn er vele factoren die de berekende prijs per ton afgevangen CO₂ mogelijk lager kunnen doen uitvallen, zoals met name:

- **Minder zuivering.** Als minder of geen zuiveringstappen toegepast hoeven worden, dan is dat de meest effectieve en eenvoudige methode om de CO₂-prijs drastisch te reduceren. Of de (wel ingecalculerde) zuiveringsstappen nodig zijn is immers slechts een onzekere inschatting met een significant kosteneffect. Experimenten zullen moeten aantonen of zuivering van SO₂ en/of NO_x uit de rookgassen daadwerkelijk nodig zijn of juist niet. Wellicht kan het verminderen van zuiveringskosten ook worden bereikt door de productstroom te mengen met CO₂ uit andere bronnen; als de bronnen een significant lagere concentratie van de betreffende fytotoxines hebben dan zou door menging een acceptabele verdunning kunnen ontstaan.
- **Schaalvergroting.** In ieder geval voor de biogasmotor-rookgasstroom geldt dat bij een groter debiet de kosten per hoeveelheid afgevangen CO₂ lager zullen worden, mogelijk ook voor de AVI-rookgasstroom.
- **Verlaging membraan-gerelateerde kosten.** Afschrijving van membranen, membraanmodules en *skids* maken voor de biogasmotor-rookgasstroom ruwweg 50 tot 65% uit van de totale niet-zuiverings afschrijvingskosten; bij de AVI-rookgasstroom is dat zelfs 75% tot 85%. Op dit gebied vinden momenteel wereldwijd vele ontwikkelingen plaats die tot verlaging van membraan-gerelateerde kosten leiden, zoals met name:
 - Verhoging membraanprestaties. Van membranen met een hogere *permeance* bij gelijkblijvende selectiviteit is bijvoorbeeld een kleinere oppervlakte nodig.
 - Verlenging levensduur membranen. Een langere levensduur betekent een lagere afschrijving per jaar. Gezien deze kosten lijkt het zinvol om te zorgen dat een optimaal onderhoudsregime wordt opgesteld.
 - Lagere prijs membranen. Een lagere prijs per oppervlakte-eenheid van de membranen zelf verlaagt de totale kosten, maar slechts met een relatief klein percentage. Manieren

hiervoor zijn efficiënte(re) massaproductie, of gebruik van intrinsiek goedkopere materialen of productieprocessen.

- Lagere prijs membraanmodules en –skids. Aangezien deze onderdelen per eenheid membraanoppervlak duurder zijn dan de membranen zelf, moet hier gezocht worden naar besparing. Het is goed mogelijk dat massaproductie van membraanmodules tot een lagere prijs leidt, evenals het gebruik van goedkopere materialen zoals plastics in plaats van roestvrij staal (mogelijk omdat geen overdruk gebruikt wordt).
- Verhoging temperatuur. Wanneer de membraan-gerelateerde componenten op een hogere temperatuur gebruikt kunnen worden dan hier is aangehouden, dan kan dit tot kostenbesparing leiden. Een voorcoeler is dan voor de AVI-rookgasstroom niet meer nodig, wat een kleine besparing oplevert. Een veel grotere besparing zal waarschijnlijk worden behaald door het feit dat de *permeance* toeneemt met de temperatuur, wat betekent dat voor een gegeven *case* de benodigde hoeveelheid membraanoppervlak afneemt. Er moet wel worden gelet op mogelijke negatieve effecten van temperatuursverhoging, zoals lagere selectiviteit en verkorte levensduur.

Het is tenslotte nog mogelijk dat externe effecten een positieve invloed kunnen hebben op de economische haalbaarheid van de in deze studie beschouwde technologie, zoals subsidies (groene CO₂), regelgeving en CO₂-emissierechten, als die op enig moment van toepassing worden verklaard.

Ook als de CO₂ prijs hoger ligt dan met andere methoden voor CO₂-afvangst uit rookgassen, dan kan membraantechnologie niet-economische voordelen bieden, zoals:

- **Modulariteit**: een kleine installatie kan opgebouwd worden, en later uitgebreid door meer membraanmodules, pompen etc. bij te plaatsen. Ook is het mogelijk een grotere installatie slechts gedeeltelijk te gebruiken, waardoor de energiekosten klein
- **Plug & play**: geen uitgebreide integratie vereist met bestaande systemen (bv stoomcircuit).
- **Groen karakter**: geen chemicaliën bij het proces zelf (mogelijk wel bij zuiveringsstappen), geen afvalstromen.

Of de beschouwde technologie economisch haalbaar zal zijn voor AEB en OCAP kan niet alleen op basis van de resultaten van deze studie worden geconcludeerd. Hierbij zijn meer factoren van belang, zoals de concentraties van fytotoxines in het permeaat, kosten van verwerking van CO₂ met een lagere concentratie dan 99%, beschikbaarheid van leveranciers die op realistische termijn een installatie kunnen opleveren, strategieën van AEB en OCAP, verwachte ontwikkeling in vraag en vraagprijs van CO₂, et cetera.

Alles overwegende kunnen de onderstaande punten gelden als belangrijkste algemene conclusies:

- De kosten in de economisch meest gunstige case voor de AVI-rookgasstroom zijn **EUR 38** per ton afgevangen CO₂ (bij 60% productconcentratie); zonder zuivering wordt dit **EUR 26**.
- De kosten in de economisch meest gunstige case voor de biogasmotor-rookgasstroom zijn **EUR 43** per ton afgevangen CO₂ (bij 60% productconcentratie); zonder zuivering wordt dit **EUR 30**.
- Genoemde kosten liggen hoger dan de gewenste EUR 30 per ton afgevangen CO₂, maar de meerprijs valt binnen de onnauwkeurigheid van de berekeningen.
- Zuiveringskosten van SO₂ en/of NO_x maken een significant deel uit van de totale kosten, terwijl het zonder experimentele gegevens uiterst onzeker is in hoeverre dit nodig is.
- Kostenverlaging lijkt op korte of lange termijn op vele manieren mogelijk.

Alle beweringen gelden voor CO₂ afgevangen met membraantechnologie uit de biogasmotor- en AVI-rookgassen van AEB, ten behoeve van levering via OCAP aan tuinders, op basis van binnen het kader van deze studie vastgelegde randvoorwaarden en uitgangspunten.

8.2 Aanbevelingen

De eerste stap die aangeraden wordt aan de opdrachtgevers is om te overwegen of bovengenoemde kosten en conclusies voldoende aanleiding zijn om verdere acties te ondernemen richting toepassing van deze technologie. Zo ja, dan worden de volgende stappen met name aangeraden.

Allereerst is het essentieel om experimentele gegevens te verzamelen over de concentraties van fytotoxische componenten in de permeaatstroom. Een deel van die gegevens kan worden vergaard door op labschaal experimenten uit te voeren met bekende en beschikbare fytotoxines, zoals NO_x en SO₂. Permeaatconcentraties kunnen worden gemeten en geëxtrapoleerd naar verwachte permeaatconcentraties bij toepassing op grote schaal. Een andere waardevolle en wellicht essentiële test is om permeaat van een testopstelling, gebruik makend van de daadwerkelijke rookgasstroom, te analyseren op fytotoxische componenten. Beter nog is om dat permeaat gedurende voldoende lange tijd op een representatieve manier aan gewassen te leveren, en te volgen in hoeverre dit de teelt beïnvloedt.

Parallel aan dit traject kan een verfijning van modellering plaatsvinden. De in deze studie behaalde resultaten zijn hoopgevend, zeker gezien het feit dat op verschillende vlakken verdere prijsreductie te verwachten valt. Gebruik makend van de leerpunten van deze studie kunnen bepaalde parameters

verder worden vastgelegd, en andere juist worden gevarieerd, om dichter bij de optimum *case* te komen. Membraanoppervlak en permeaatdruk lijken bijvoorbeeld geminimaliseerd te moeten worden, terwijl (indien mogelijk) de productconcentratie niet vastgelegd zou kunnen worden maar tenminste gedeeltelijk vrijgelaten. Verder kan schaalvergroting, indien in praktijk een optie, worden meegenomen. Tenslotte kan de economische modellering worden vergroot door specifieke offertes aan te vragen voor een goed gedefinieerde *case*, wat gezien het noodzakelijkerwijs brede scala aan *cases* in deze studie nog niet mogelijk was.

Een ander aspect dat op enig moment aandacht verdient is levering van de membraantechnologie-componenten. Aangezien CO₂ afvangst met membranen nog geen toepassing op grote schaal is (andere gasscheidingstechnologieën met membranen overigens wel), zal hoogstwaarschijnlijk moeten worden samengewerkt met ontwikkelaars en/of leveranciers van deze technologie. Prijzen en levertijden, of soms zelfs het überhaupt beschikbaar zijn van de benodigde componenten, hangen af van hoe aan deze samenwerking vorm wordt gegeven.

Als na verzamelen van voldoende experimentele gegevens, al dan niet aangevuld met resultaten uit verfijnde modellering en/of samenwerking met leveranciers, wordt geconcludeerd dat de technologie voldoende perspectief heeft, kan een demonstratie op voldoende grote schaal worden opgezet. Vanwege de modulariteit van membraantechnologie is deze schaal kleiner dan bij sommige andere technologieën nodig zal zijn, zolang het maar zodanig groot is dat schaaleffecten zichtbaar zijn, en gedurende lange tijd ervaring met de componenten en hun bedrijfsvoering kan worden opgedaan.

APPENDIX A - TOELICHTING ECONOMISCHE MODELLERING

Kosten installatieonderdelen

- De directe kosten van elk installatieonderdeel zijn berekend uit bepalende parameters (zoals debiet of vermogen), volgens daarvoor opgestelde non-lineaire formules.
- De kosten van sommige installatieonderdelen zijn constant genomen wanneer dat realistisch werd geacht.
- Voor elk installatieonderdeel is een aparte installatiefactor gehanteerd op basis van de gebruikte bronnen en ervaring.

Levensduur

- Per component is een basislevensduur aangehouden op basis van voltijdgebruik, afgaande op standaardwaarden voor industriële toepassingen.
- De levensduur van membranen inclusief modules en exclusief skids is conservatief op 3 jaar gesteld.
- Het aantal draaiuren per jaar is gesteld op 4000.
- De levensduur voor elk installatieonderdeel is bijgesteld (verlengd) indien afhankelijk geacht van het aantal draaiuren.
- De CAPEX per jaar van elk installatieonderdeel is bepaald door totale kosten te delen door levensduur.

OPEX

- Voor eventueel elektriciteitsverbruik van een installatieonderdeel is een prijs van €0,05 per kWh aangehouden.
- Voor eventueel gasverbruik van een installatieonderdeel is een prijs van €0,19 per m³ aangehouden.
- Onderhoud is meegerekend als percentage van de directe kosten.
- De OPEX van een DeNOx installatie is buiten beschouwing gelaten, afgezien van aardgasverbruik voor het voorverhitten van de AVI-rookgasstroom
- De OPEX van een ROI installatie is verwaarloosd (inclusief inkomsten verkoop geproduceerd gips)

DNV KEMA Cost Classification systematiek – categorie 5 en 4

DNV KEMA cost classification 5 (Top Down) Accuracy incl. contingency: ± 25 - 100% (most likely > 40%) End use: Concept screening, marked studies, evaluation of resource needs	
Required data	
Scope	High level properties: <ul style="list-style-type: none"> – Geographical location – Inside / outside battery limits – Building year – Plant type – Plant size and amount of units (redundancy) Scope limitations
Method	Cost and capacity factors, rough equipment cost, parametrical models, expert estimates and comparison with projects from the past
Comments	Accuracy depends on technical complexity, quality of data, suitability of reference material, and estimation of contingency
DNV KEMA cost classification 4 (Top down / Bottom up check) Accuracy incl. contingency: ±15 - 50% (most likely ±40%) End use: Feasibility study, detailed strategic planning, preliminary budget approval	
Required data	
Scope	Identifying properties: <ul style="list-style-type: none"> – Block diagrams – Lay-out indication – PFD's of main processes – Preliminary equipment list of processes and utilities – Connection to the world – Location – 1ste or 2nd on this location Greenfield / Brownfield
Method	Equipment factors, Hand and Lang factors, parametrical models, specific comparable ratio-factors and global equipment cost.
Comments	Accuracy depends on technical complexity, quality of data, suitability of reference material, and estimation of contingency

APPENDIX B - VRAGEN EN ANTWOORDEN

Inleiding

Na voltooiing van de conceptversie van dit rapport zijn, zoals gebruikelijk, in vergaderingen en per email enkele vragen gerezen met betrekking tot verschillende inhoudelijke punten. In deze definitieve versie zijn, waar mogelijk, noodzakelijk en passend in de tekst, aanpassingen gemaakt aan de oorspronkelijke inhoud op basis van deze vragen. De overgebleven nog openstaande vragen worden hieronder weergegeven met een inhoudelijke reactie.

Vragen en antwoorden

- 1. Zou een stoomejector (bijvoorbeeld 20-25 bar stoom) een goed alternatief zijn voor de vacuümpompen in een membraanafvangstinstallatie? Kan de condensatiewarmte gebruikt worden voor de verwarming van de rookgassen?*

Om verschillende redenen lijkt dit geen goed alternatief. Het elektrisch verbruik van de vacuümpompen wordt in deze studie tegen leveringstarief meegenomen, waardoor aftap van stoom geen voordeel biedt, en bovendien hebben ejectoren doorgaans een lager rendement dan vacuümpompen. Verder komen bij een ejector stoom en CO₂ samen in de productstroom terecht zodat het stoom gecondenseerd worden om de CO₂ af te scheiden, wat koelwater kost en verontreinigd condensaat oplevert.

Omdat de einddruk van de vacuüminstallatie atmosferisch is, treedt condensatie daar bij 100 °C op, en kan condensatiewarmte van een stroom dan een andere stroom slechts opwarmen tot maximaal ongeveer 95 °C. Bovendien vindt in het voorgestelde procesontwerp regeneratieve warmte-uitwisseling plaats bij DeNOx-installatie. Dit heeft tot gevolg dat een warmere ingaande rookgasstroom zorgt voor een warmere uitgaande stroom, en dus het nadeel van een grotere benodigde koeling voor de membraanmodule.

- 2. Zou het gunstiger zijn om de DeNOx-installatie na de compressor te plaatsen?*

In deze situatie zal ammoniakslip in de CO₂-productstroom terechtkomen, terwijl het in de huidige situatie door de sproeikoeler wordt weggewassen. Verder wordt in de huidige situatie warmte van de DeNOx-installatie gebruikt om de productstroom te drogen, wat dan elders onttrokken zal moeten worden. Het voordeel dat de DeNOx-installatie kleiner kan worden uitgevoerd wordt tenietgedaan door de meerkosten van een constructie geschikt voor bedrijfsvoering op 21 bar.

3. *Wat de geschatte impact (orde van grootte) van combinatie van membraantechnologie met absorbertechnologie voor de cases met 99% zuiverheid?*

Zonder een significante extra hoeveelheid onderzoek, buiten de *scope* van deze studie vallend, is hier geen goed antwoord op te geven. In theorie zou wellicht een lagere CAPEX en lager energieverbruik mogelijk kunnen zijn, maar eerst is technologie-doorontwikkeling nodig. In het bijzonder zijn er nog veel vraagtekens omtrent het vereiste solvent, met betrekking tot bijvoorbeeld zuurstoftolerantie, vervuiling en doorslip.

4. *Wat zijn de geschatte kosten van verwijdering van eventuele fytotoxische verontreinigingen?*

Welke fytotoxische componenten te verwachten zijn in het permeaat en de permeaatconcentraties daarvan van zijn niet bekend. Zonder meer experimentele gegevens is er dus niets meer te zeggen over de vereiste types zuivering en dimensionering ervan, dan wat in de studie al is meegenomen.

5. *Wat zijn de geschatte concentraties van verontreinigingen in de productstroom in vergelijking met de overeenkomstige concentraties in de buitenlucht?*

Een dergelijke vergelijking is niet relevant, aangezien de eisen en wensen voor de toepassing (gebruik in kassen) bepalend zijn.

6. *Wat is de geschatte schaalfactor bij opschaling van 1 naar 6 lijnen bij AEB, oftewel een ruwweg zesvoudige vergroting?*

Vanwege het modulaire karakter van membraantechnologie zal een veranderde schaalgrootte in principe relatief weinig uitmaken voor CAPEX en OPEX van de kerncomponenten; voor de zuiveringscomponenten geldt dit niet. Een vuistregel voor prijsdaling is $[\text{schaalvergroting}]^{0.8}$, wat in dit geval neerkomt op zo'n 30% lagere kosten, maar vanwege de modulariteit zal de kostendaling duidelijk lager uitvallen. Een sterk kostenverlagend effect bij schaalvergroting zal wel optreden als de toepassing bij AEB aan het begin van de periode van commerciële toepassing van de technologie plaatsvindt, waarbij *economy of scale* de kosten van membraan- en moduleproductie nog sterk omlaag zal brengen.

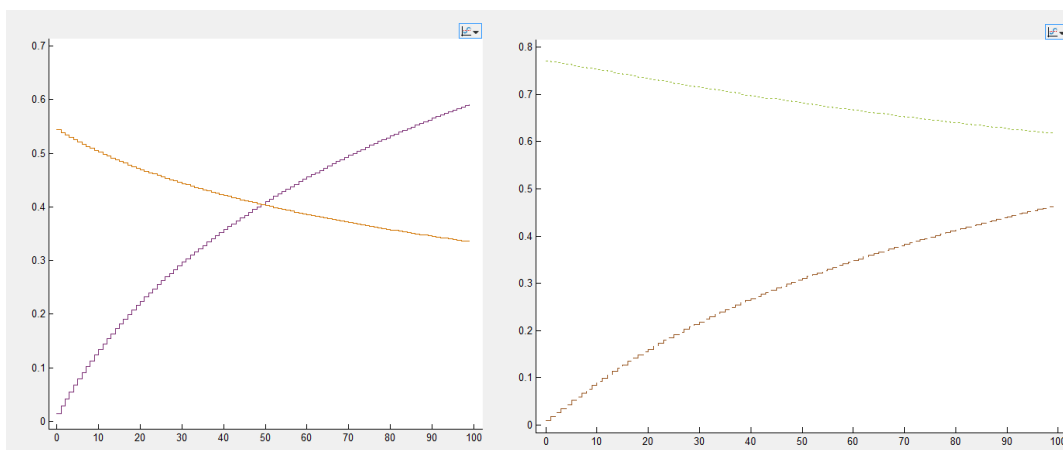
7. *Wat valt er te zeggen over de haalbaarheid bij gebruik van deze technologie bij andere rookgasstromen, bijvoorbeeld bij andere AVI's of bij kolencentrales?*

De hoge parametrische gevoeligheid van CO₂-afvangst membraantechnologie houdt in dat kleine verschillen in procesinstellingen of –ontwerp kunnen leiden tot grote verschillen in resultaten, zoals concentraties en kosten. Zeker voor een geheel ander type installatie zoals een kolencentrale kan er dus niet worden geëxtrapoleerd op basis van de resultaten van deze studie, maar zal de gehanteerde aanpak opnieuw moeten worden uitgevoerd voor elke andere rookgasstroom.

8. *Er is geconcludeerd dat het fixeren van productconcentraties (40%, 60%, 99%) wellicht leidt tot economisch suboptimale resultaten. Wat zou de optimale concentratie zijn, en wat de bijbehorende kosten?*

In feite komt het vrijlaten van de productconcentratie neer op het uitbreiden van de oplossingsruimte met een extra dimensie. Het aantal mogelijke oplossingen wordt sterk vergroot. Omdat daarnaast niet rechtstreeks op kosten geoptimaliseerd kan worden, houdt dit in dat wederom een significant aantal *cases* volledig doorgerekend zal moeten worden voor een degelijk antwoord. Om tenminste een indruk te geven van de effecten die een rol spelen bij niet-gefixeerde productconcentratie worden hieronder twee voorbeelden beschouwd en met enkele aannames kort uitgewerkt.

Als eerste voorbeeld wordt hier *case 10* genomen: een ééntraps POL systeem bij 250 mbar. In Figuur 13 is de relatie van productconcentratie, opbrengst en membraanoppervlakte weergegeven. Voor 40% productconcentratie is ongeveer 52000 m² nodig, zoals eerder berekend; de bijbehorende opbrengst is 41.6% (zie Tabel 5). Omdat bij grotere membraanoppervlakte de opbrengst steeds minder sterk toeneemt, zal de hoogste opbrengst per m² membraan gehaald worden bij een oppervlakte die nadert tot 0. Financieel zal dat niet het optimum zijn, omdat de CAPEX dan oneindig zwaar zal meewegen in de kosten per ton afgevangen CO₂. Voor deze beschouwing wordt daarom gekozen voor een arbitraire minimum opbrengst van 20%. De productconcentratie is daarbij 48%, en de benodigde membraanoppervlakte is dan ongeveer 18000 m², een relatieve efficiëntieverbetering van 28% wat betreft opbrengst per m². De totale kostenbesparing per ton afgevangen CO₂ is echter lager (op basis van lineair vereenvoudigde berekeningen slechts 5% - 10%), omdat kostenverlaging door het kleinere membraanoppervlak slechts een deel van de vaste kosten is, en deze vaste kosten aan een kleinere hoeveelheid CO₂ worden toegerekend.



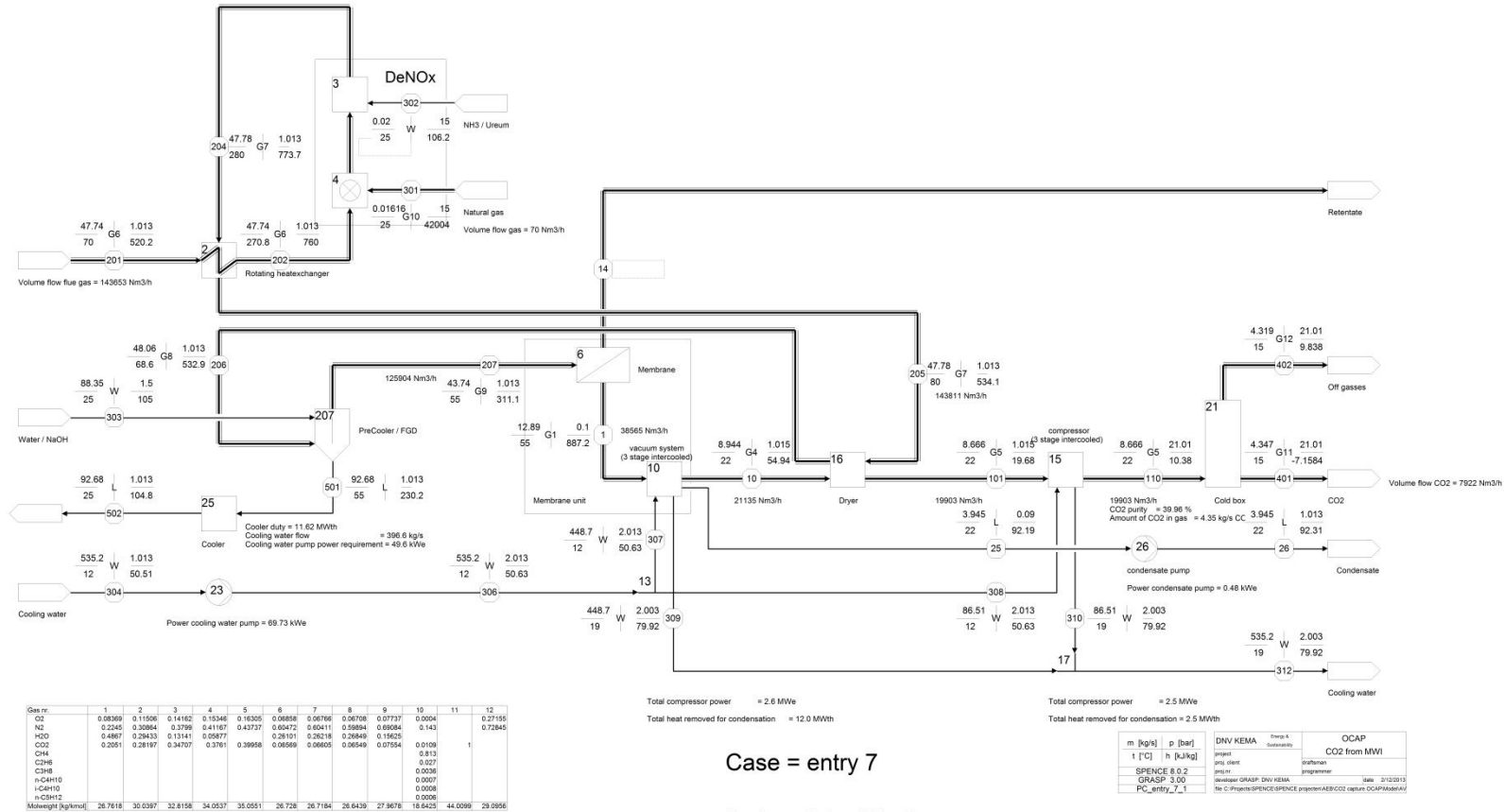
Figuur 13. *Opbrengst en productconcentratie, uitgaande van case 10 (links) en 11 (rechts), als functie van membraanoppervlak. X-as: membraanoppervlakte (in 1000 m² links, in 200 m² rechts); Y-as: opbrengst (stijgende lijn) en productconcentratie (dalende lijn) als fractie.*

Als tweede voorbeeld wordt *case* 11 genomen: wederom een ééntraps POL systeem, nu bij 100 mbar. Als nu analoog aan het eerste voorbeeld uitgegaan wordt van 20% opbrengst in plaats van de oorspronkelijke 50%, daalt het membraanoppervlak van 23000 naar 5600 m², een relatieve efficiëntieverbetering van 65% wat betreft opbrengst per m². De productconcentratie stijgt bovendien van 60% naar 72%. De (lineair vereenvoudigd) geschatte kosten per ton afgevangen CO₂ blijven echter vrijwel gelijk of nemen zelfs iets toe, omdat bij deze *case* de membraankosten een kleiner deel uitmaken van de totale CAPEX, waardoor blijkbaar de opbrengst relatief sterker afneemt dan de totale CAPEX. Het is overigens waarschijnlijk dat een andere opbrengst dan 20% wel enige kostenverlaging tot gevolg heeft, omdat de kans nihil is dat het kostenminimum precies bij 50% opbrengst ligt.

Uit deze twee vereenvoudigde voorbeeldanalyses volgt dat het vrijlaten van de productconcentratie inderdaad kan leiden tot verbetering in andere procesparameters en mogelijk lagere kosten. Het is dus financieel interessant om de optimale productconcentratie te bepalen.

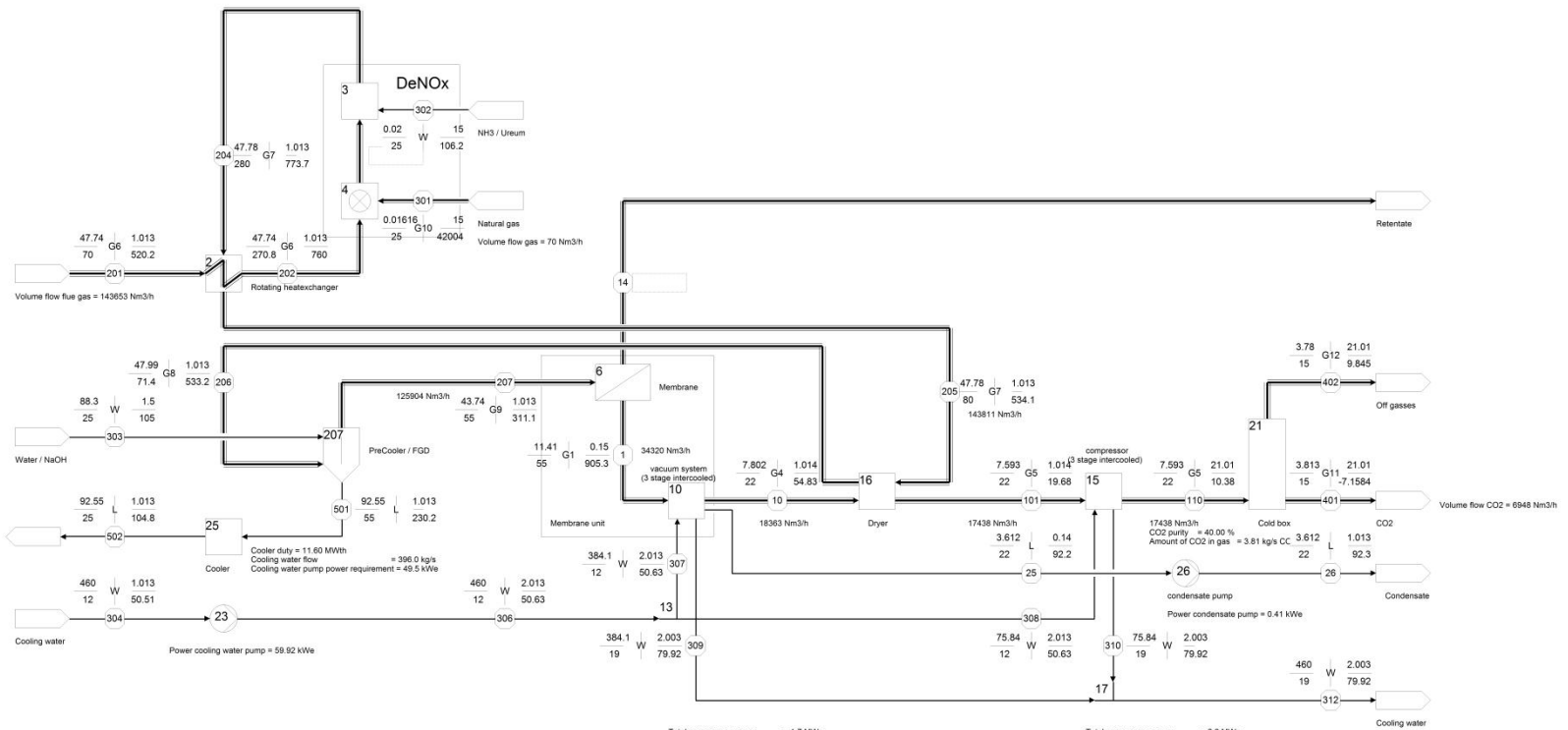
APPENDIX C - SPENCE PROCESSCHEMA'S

Process schemes – waste incinerator



Case = entry 7

Membrane Code = POL_40



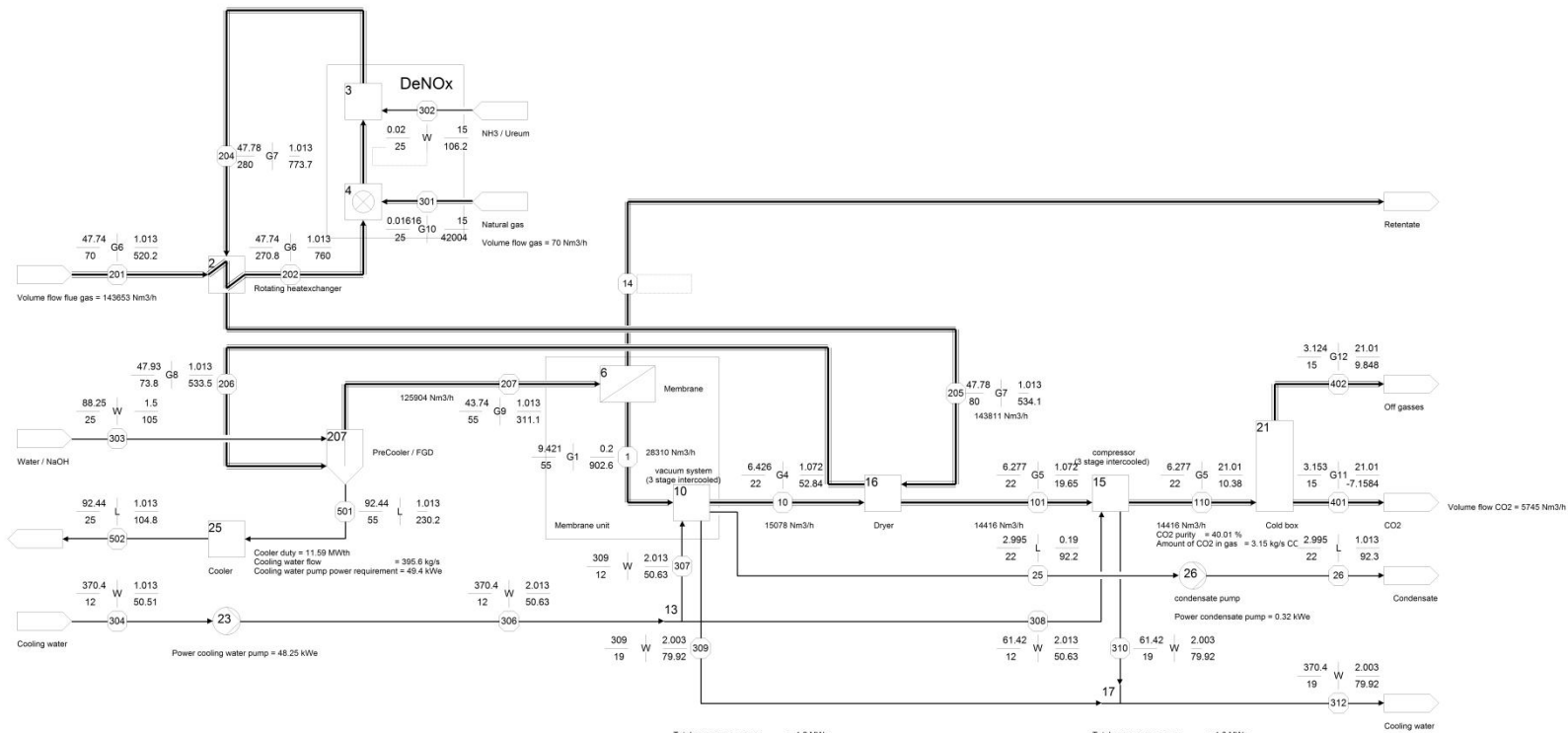
Gas nr	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CO2	0.08144	0.13067	0.14539	0.153	0.16119	0.06958	0.06766	0.06722	0.07737	0.0004		0.28895
N2	0.22171	0.35573	0.39579	0.4165	0.4386	0.04472	0.04411	0.02022	0.09084	0.143		0.73135
H2O	0.46473	0.18923	0.08602	0.05902	0.28191	0.26216	0.26693	0.15625				
CO	0.20211	0.20428	0.3608	0.37968	0.40001	0.06569	0.06605	0.06563	0.07554	0.0109	1	
CH4										0.813		
C2H6										0.027		
C3H8										0.0038		
i-C4H10										0.0007		
n-C4H10										0.0008		
i-C3H12										0.0008		
Molweight [kg/mol]	26.6247	31.8286	33.3844	34.1887	35.0545	26.728	26.7184	26.6623	29.9676	16.6425	44.0099	29.0641

Case = entry 8

Membrane Code = POL_40_150

m	kg/s	p	[bar]
t	[°C]	h	[kJ/kg]

DNV KEMA Energy & Sustainability
 Project: CO2 from MWI
 Project client: gaffman
 Project manager: SPENCE S 0.2
 Version: GRASP 3.0.0
 Date: 2013/05/13
 File: C:\Projects\SPENCE\SPENCE\project\AEB\CO2 capture OCAP\ModellAU



Gas nr	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CO2	0.08132	0.13816	0.14796	0.15347	0.16056	0.06858	0.06766	0.06734	0.07737	0.0004		0.28796
N2	0.22225	0.37803	0.40485	0.41991	0.43936	0.00472	0.00411	0.00132	0.00084	0.143		0.73234
H2O	0.48359	0.13969	0.07855	0.04427	0.28191	0.26216	0.26558	0.19225				
CO2	0.2026	0.34422	0.36864	0.38235	0.40006	0.06569	0.06605	0.06575	0.07554	0.0109	1	
CH4										0.815		
C2H6										0.027		
C3H8										0.0038		
i-C4H10										0.0007		
n-C4H10										0.0008		
i-C3H12										0.0008		
Molweight [kg/mol]	26.6434	32.6748	33.7146	34.2868	35.053	26.728	26.7184	26.6782	27.9678	16.6425	44.0099	29.0801

Total compressor power = 1.2 MWe
 Total heat removed for condensation = 8.5 MWh

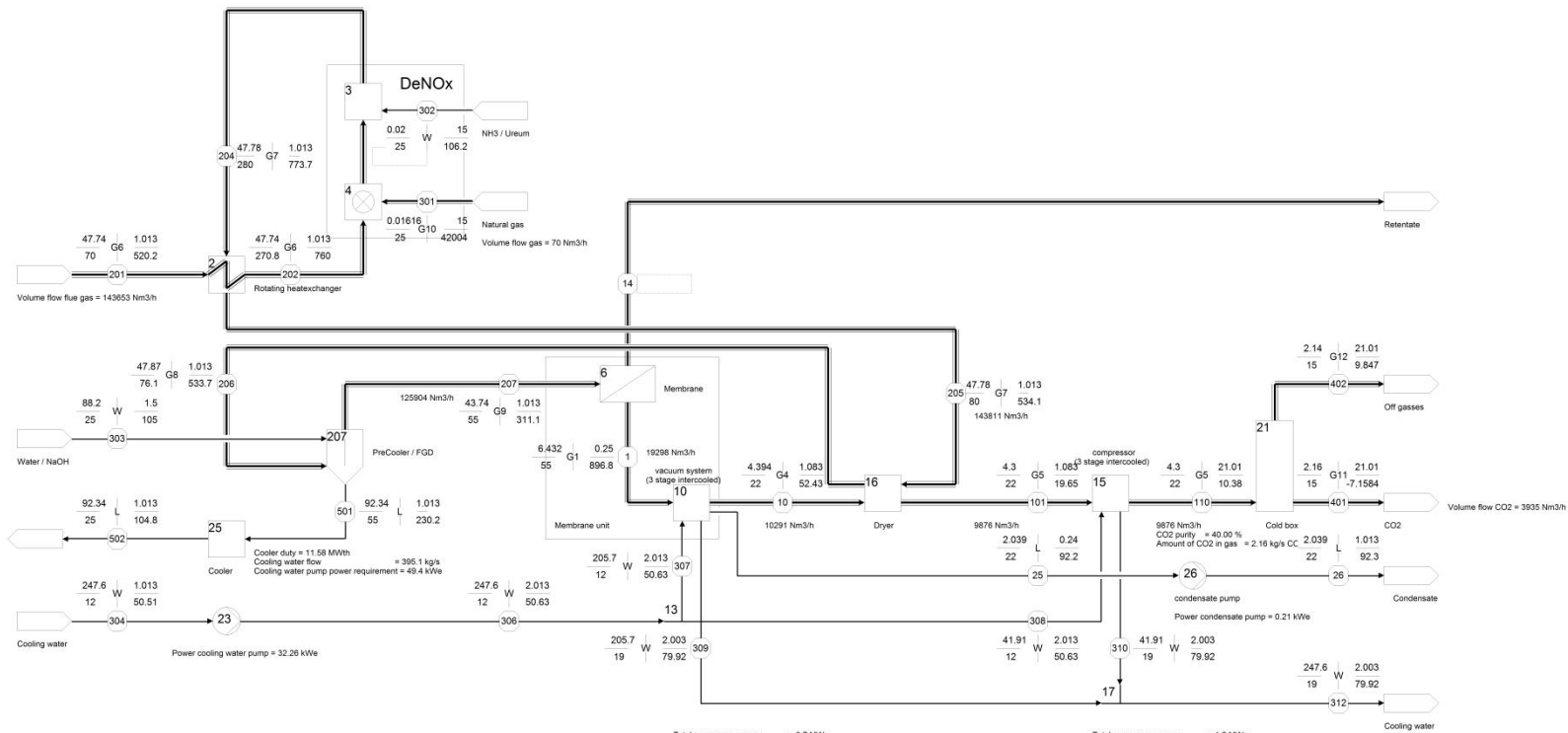
Total compressor power = 1.8 MWe
 Total heat removed for condensation = 1.8 MWh

Case = entry 9

Membrane Code = POL_40_200

m	kg/s	p	bar
t	°C	h	[kJ/kg]

DNV KEMA	Energy & Sustainability	OCAP
project		CO2 from NH3
prog. client		
prog. nr		programmer
SPENCE S 0.2		
GRASP 3.0.0		date: 2013/05/13
PC_entry_9_2		file: C:\Projects\SPENCE\SPENCE\project\A8B\CO2 capture OCAP\ModellAU



Gas nr	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CO2	0.08186	0.14337	0.19007	0.15431	0.16065	0.06858	0.06766	0.06746	0.07737	0.0004		0.2691
N2	0.22348	0.39057	0.40968	0.42125	0.43912	0.04472	0.04011	0.02236	0.09084	0.143		0.7319
H2O	0.48107	0.11057	0.06704	0.04669		0.28191	0.26216	0.26422	0.15625			
CO	0.20359	0.35579	0.37321	0.38375	0.40002	0.06569	0.06605	0.06586	0.07554	0.0109	1	
CH4										0.813		
C2H6										0.027		
C3H8										0.0038		
i-C4H10										0.0007		
n-C4H10										0.0008		
i-C3H12										0.0008		
Molweight [kg/kmol]	26.6866	33.1690	33.9113	34.3801	35.0534	26.728	26.7184	26.6932	29.9676	16.6425	44.0099	29.0819

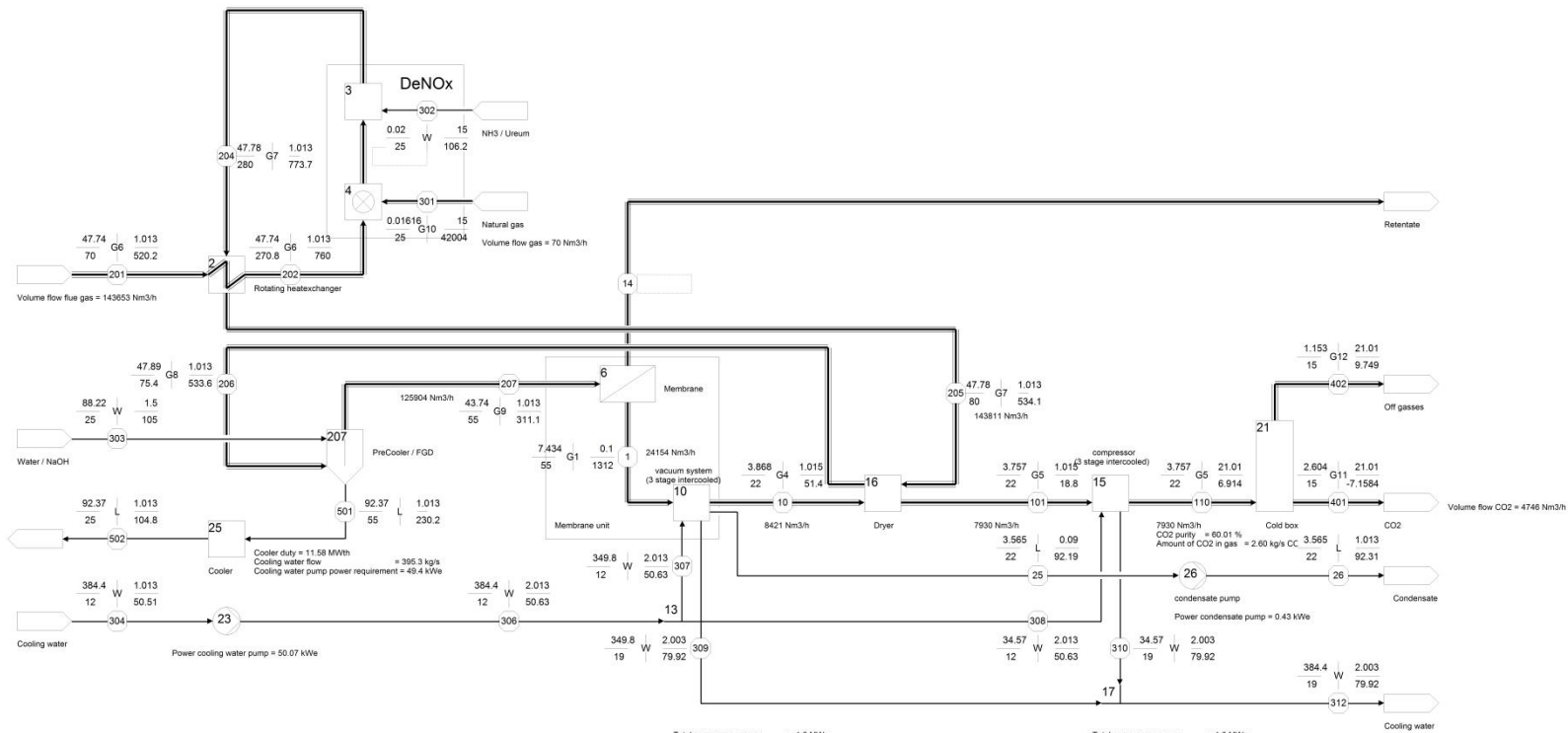
Total compressor power = 0.7 MWe
 Total heat removed for condensation = 5.7 MWh

Total compressor power = 1.2 MWe
 Total heat removed for condensation = 1.2 MWh

Case = entry 10

Membrane Code = POL_40_250

m [kg/s]	p [bar]	DNV KEMA	QCAP
t [°C]	h [kJ/kg]	project	CO2 from NWI
proj client	programmer		
SPENCE S 0.2			
GRASP 3.00			
PC_entry_10			



Gas nr	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CO2	0.0401	0.08685	0.1069	0.11594	0.12356	0.06558	0.06766	0.06742	0.07377	0.0004		0.30775
N2	0.0902	0.18530	0.24046	0.26057	0.27686	0.04472	0.04411	0.04204	0.04684	0.143		0.69225
H2O	0.6742	0.29437	0.13146	0.06862	0.28191	0.26216	0.26471	0.15625				
CO2	0.1855	0.42342	0.52118	0.56477	0.60006	0.06569	0.06605	0.06583	0.07554	0.0109	1	
CH4										0.815		
C2H6										0.027		
C3H8										0.0038		
i-C4H10										0.0007		
n-C4H10										0.0008		
i-C3H12										0.0008		
Molweight [kg/mol]	24.5598	32.1897	35.4622	36.9214	38.1028	26.728	26.7184	26.6885	27.9676	16.6425	44.0099	29.2399

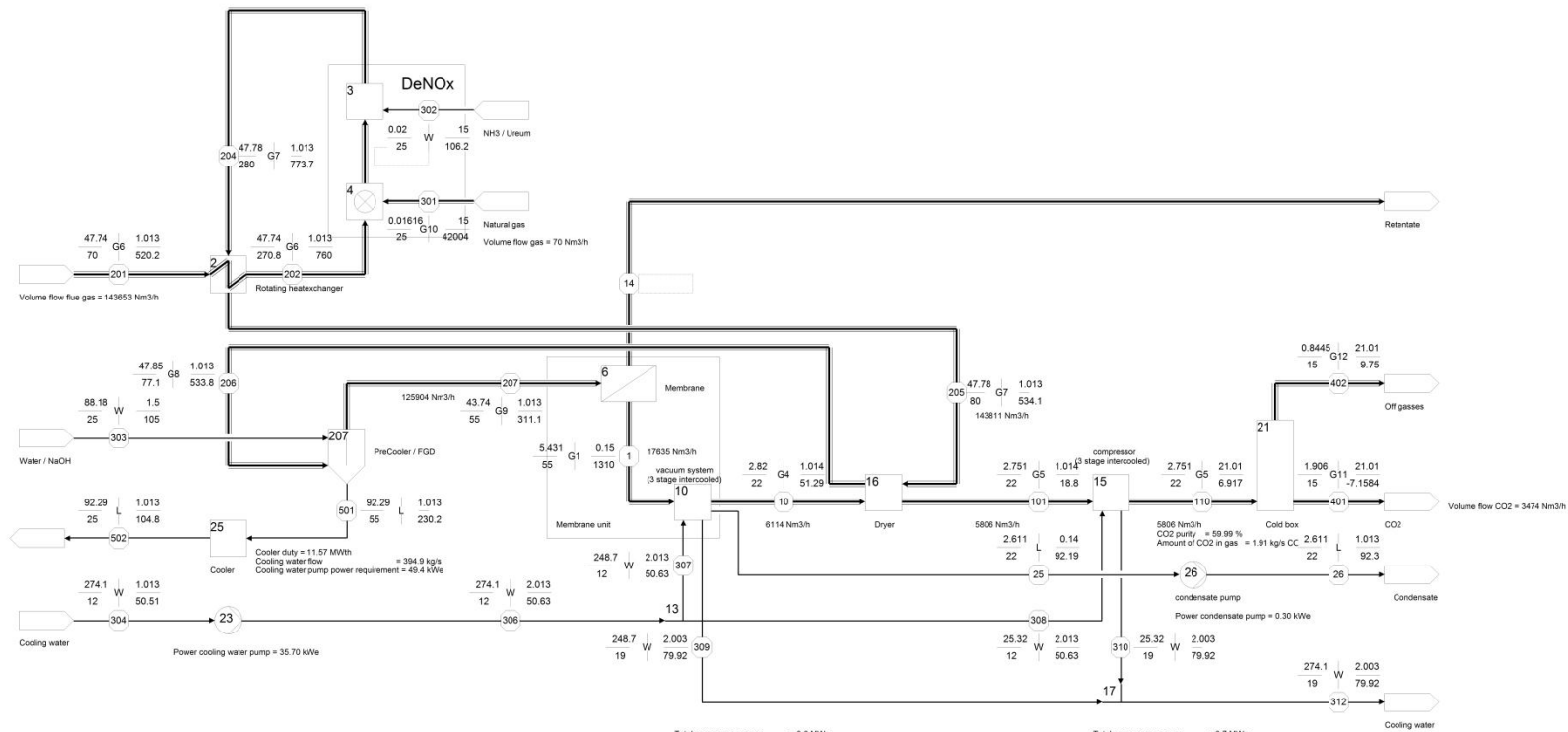
Total compressor power = 1.0 MWe
 Total heat removed for condensation = 9.8 MWh

Total compressor power = 1.0 MWe
 Total heat removed for condensation = 1.0 MWh

Case = entry 11

Membrane Code = POL_60

m [kg/s]	p [bar]	DNV KEMA	QCAP
t [°C]	h [kJ/kg]	project	CO2 from MWI
programmer	programmer	DNV KEMA	DNV KEMA
SPENCE S 0.2	GRASP 3.00	DNV KEMA	DNV KEMA
PC_entry_11		DNV KEMA	DNV KEMA



Gas nr	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CO ₂	0.04518	0.09999	0.11092	0.11873	0.12296	0.08558	0.06766	0.06751	0.07737	0.0004		0.3074
N ₂	0.09053	0.22462	0.24992	0.263	0.2771	0.04472	0.04111	0.02281	0.01684	0.143		0.8926
H ₂ O	0.67329	0.18026	0.08906	0.05986		0.28191	0.26216	0.26377	0.15625			
CO	0.198	0.48632	0.54109	0.56841	0.59992	0.06569	0.06605	0.06591	0.07554	0.0109	1	
CH ₄										0.813		
C ₂ H ₆										0.027		
C ₃ H ₈										0.0038		
i-C ₄ H ₁₀										0.0007		
n-C ₄ H ₁₀										0.0008		
i-C ₅ H ₁₂										0.0008		
Molweight [kg/kmol]	24.5772	34.2968	36.1306	37.0786	38.1002	26.728	26.7184	26.6996	27.9678	16.6425	44.0099	29.2385

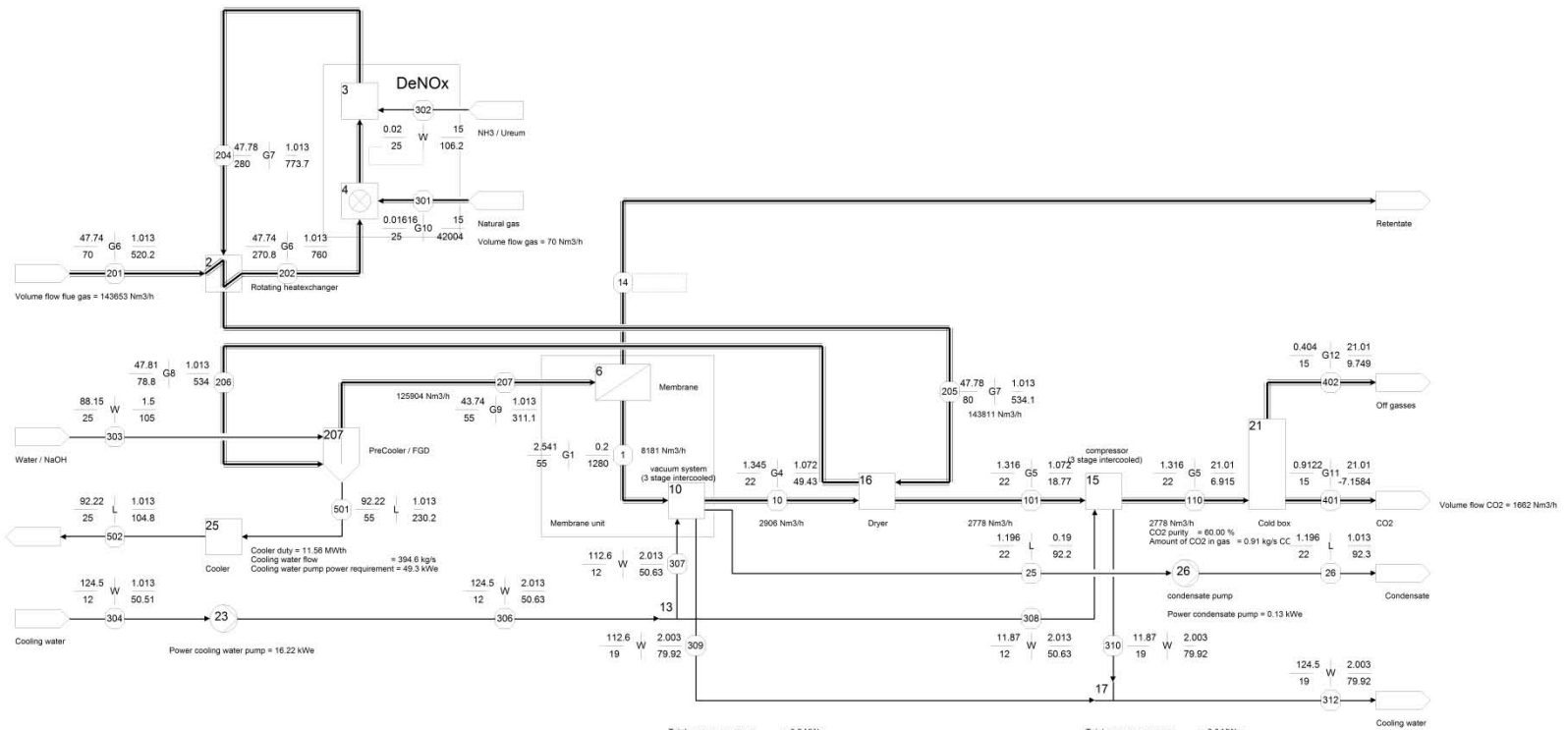
Total compressor power = 0.6 MWe
Total heat removed for condensation = 7.0 MWh

Total compressor power = 0.7 MWe
Total heat removed for condensation = 0.7 MWh

Case = entry 12

Membrane Code = POL_60_150

m [kg/s]	p [bar]	DNV KEMA	QCAP
t [°C]	h [kJ/kg]	DNV KEMA Energy & Sustainability	CO ₂ from NH ₃
project	proj client	SPENCE S 0.2	programmer
proj nr	proj date	GRASP 3.00	date
PC_entry_12	file C:\Projects\SPENCE\SPENCE\project\AIB\CO ₂ capture\QCAP\ModellAU		date 2013/03/13



Gas nr	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CO2	0.04192	0.10691	0.11352	0.11775	0.12321	0.06958	0.06766	0.06776	0.07737	0.0004		0.30803
N2	0.09327	0.23813	0.25502	0.26451	0.27677	0.60472	0.60411	0.60357	0.60084	0.143		0.69197
H2O	0.66301	0.13963	0.07196	0.04432	0.28101	0.26216	0.26294	0.15625				
CO	0.2022	0.51624	0.55296	0.57343	0.60002	0.06569	0.06605	0.06599	0.07554	0.0109	1	
CH4										0.813		
C2H6										0.027		
C3H8										0.0038		
n-C4H10										0.0007		
i-C4H10										0.0008		
i-C3H12										0.0006		
Molweight [kg/mol]	24.7646	35.2979	36.5236	37.2125	38.1026	26.726	26.7164	26.7106	29.9676	16.6425	44.0099	29.24

Total compressor power = 0.2 MWe
 Total heat removed for condensation = 3.2 MWh

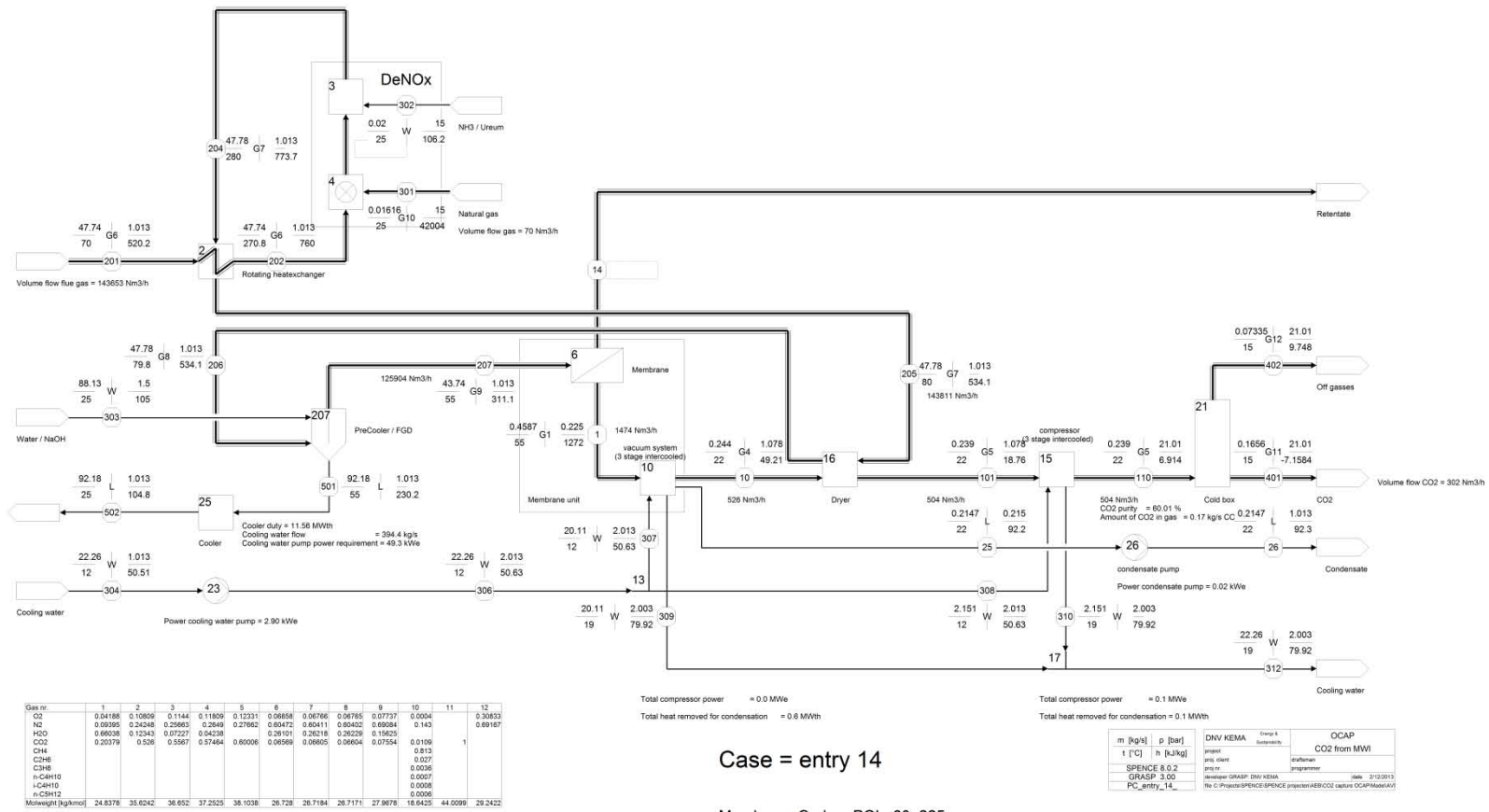
Total compressor power = 0.3 MWe
 Total heat removed for condensation = 0.3 MWh

Case = entry 13

Membrane Code = POL_60_200

m	kg/s	p	[bar]
t	°C	h	[kJ/kg]

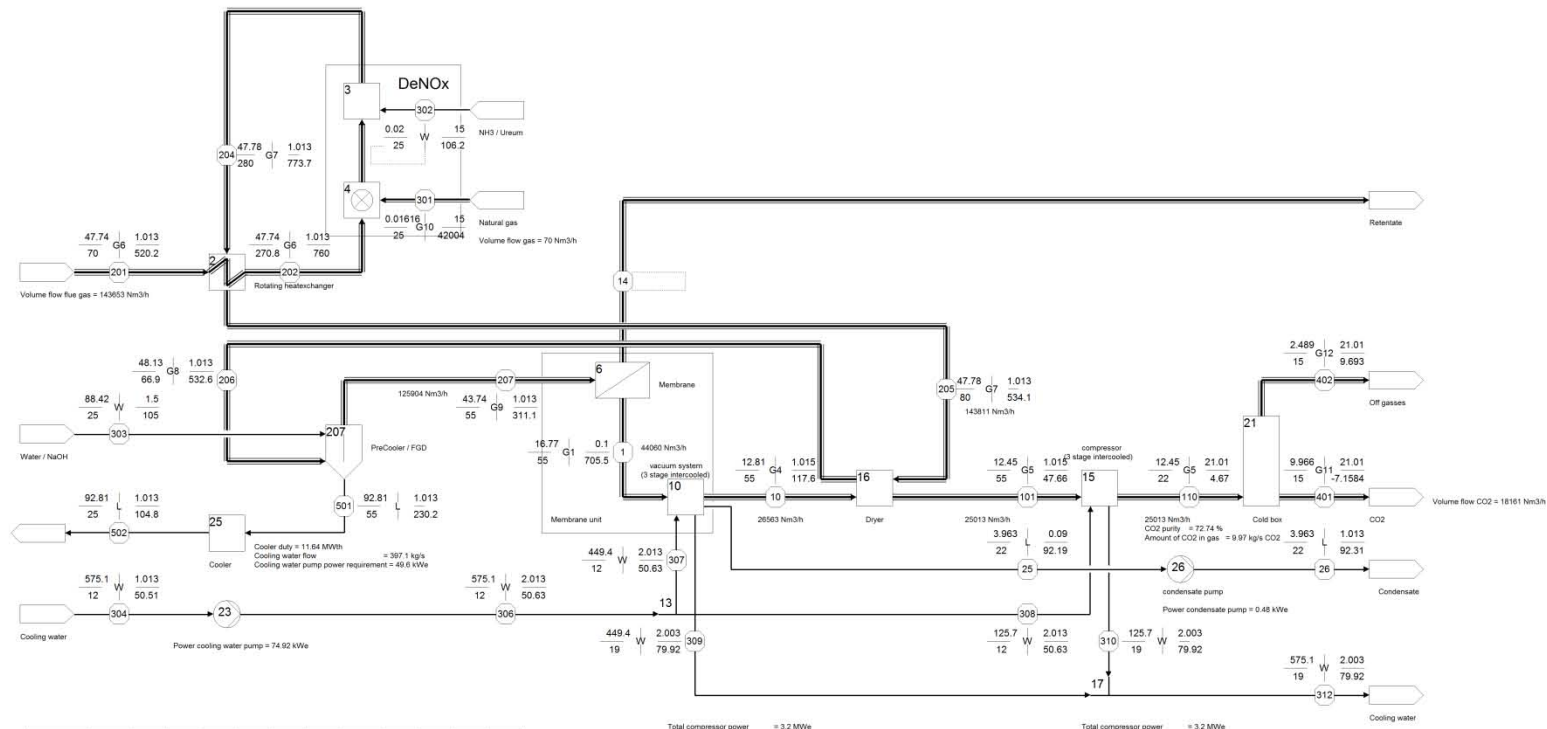
DNV KEMA	Project	OCAP
SPENCE S 0.2	Programmer	CO2 from MWI
GRASP 3.0.0	Revision	
PC_entry_13	Date	31/12/2013



Case = entry 14

Membrane Code = POL_60_225

m [kg/s]	p [bar]	DNV KEMA	OCAP
t [°C]	h [kJ/kg]	project	CO ₂ from MWI
		proj. client	intranet
		proj. nr.	intranet
		SPENCE 8.0.2	
		GRASP 3.00	
		PC_entry_14_	



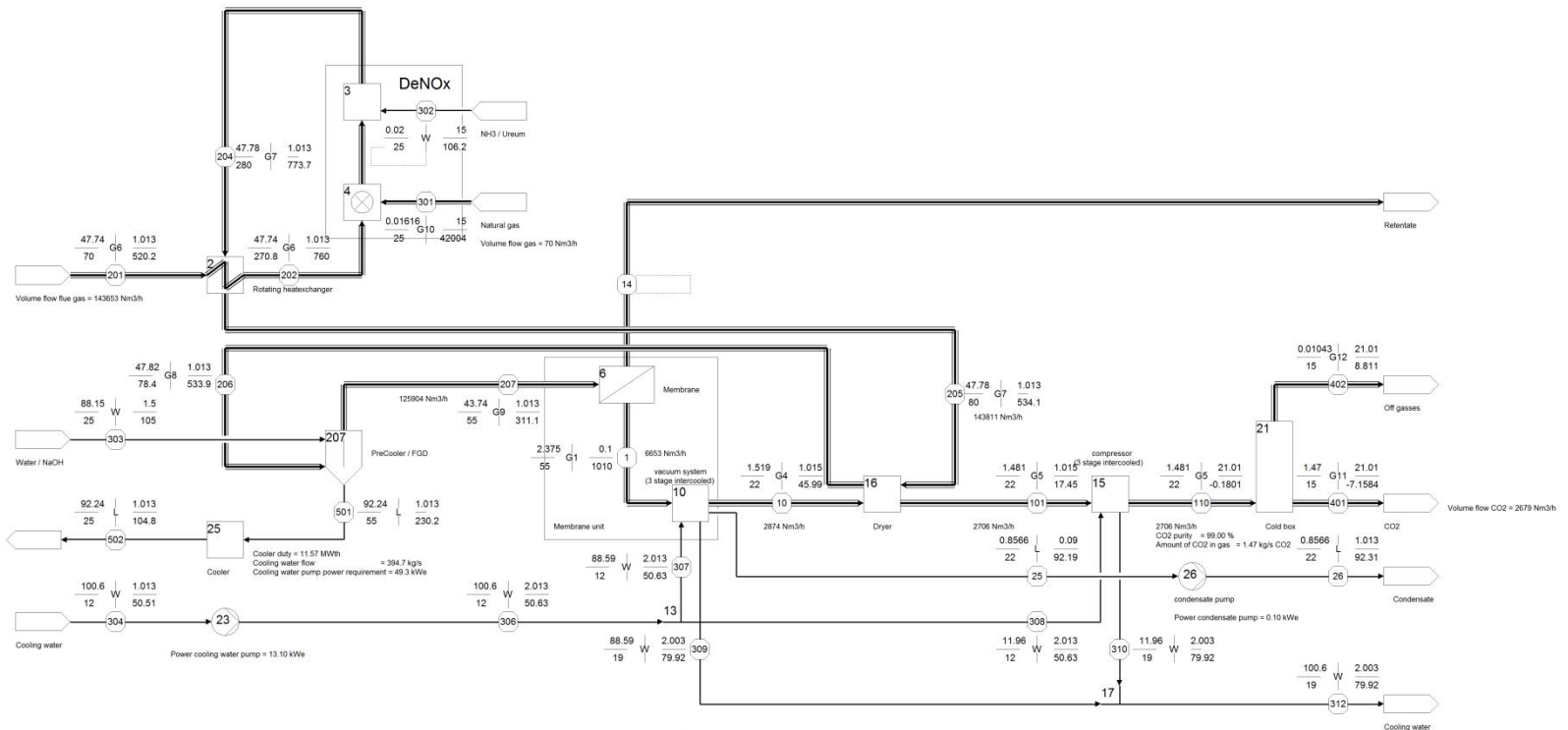
Gas nr	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CO2	0.30587	0.06362	0.07831	0.04896	0.09017	0.06658	0.06796	0.06993	0.07737	0.0504		0.33062
N2	0.10356	0.1287	0.15841	0.17166	0.18239	0.04472	0.04411	0.03761	0.06984	0.143		0.6918
H2O	0.43477	0.29436	0.13148	0.05864	0.20101	0.26218	0.27912	0.15625				
CO2	0.41117	0.51329	0.63179	0.68463	0.72744	0.66569	0.66605	0.66534	0.07554	0.0139	1	
O2										0.027		
N2										0.036		
H2										0.007		
CO										0.006		
CH4										0.006		
HCN										0.006		
H2S										0.006		
Others										0.006		
Molweight [kg/mol]	30.447	33.5345	37.1174	38.715	40.093	26.728	26.7184	26.6247	27.9678	18.6425	44.0095	29.3311

Case = entry 25

Membrane Code = POLFSCR_99 Step1

Only data for membrane unit (Eq 6 and 10) are valid, see step 2 for the rest of the process data

in	kg/h	p	bar
1	1	1	1
2	1	1	1
3	1	1	1
4	1	1	1
5	1	1	1
6	1	1	1
7	1	1	1
8	1	1	1
9	1	1	1
10	1	1	1
11	1	1	1
12	1	1	1
13	1	1	1



Gas nr.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CO ₂	0.00088	0.00502	0.00618	0.0067	0.00712	0.00858	0.00978	0.01154	0.0137	0.0164	0.0198	0.2406
N ₂	0.00117	0.00205	0.00252	0.00273	0.0029	0.00342	0.00412	0.00491	0.00584	0.00694	0.00824	0.1006
H ₂ O	0.56543	0.28443	0.13154	0.05891	0.02810	0.01261	0.00541	0.00230	0.00092	0.00036	0.00015	0.00006
CO	0.40552	0.0985	0.05076	0.02766	0.01499	0.00759	0.00395	0.00204	0.00108	0.00056	0.00028	0.00012
CH ₄												
C ₂ H ₆												
C ₃ H ₈												
n-C ₄ H ₁₀												
i-C ₄ H ₁₀												
n-C ₅ H ₁₂												
Molweight [kg/kmol]	28.4767	36.2631	40.4761	42.3545	43.878	46.728	50.7184	56.7021	63.9967	72.071	84.0099	30.8456

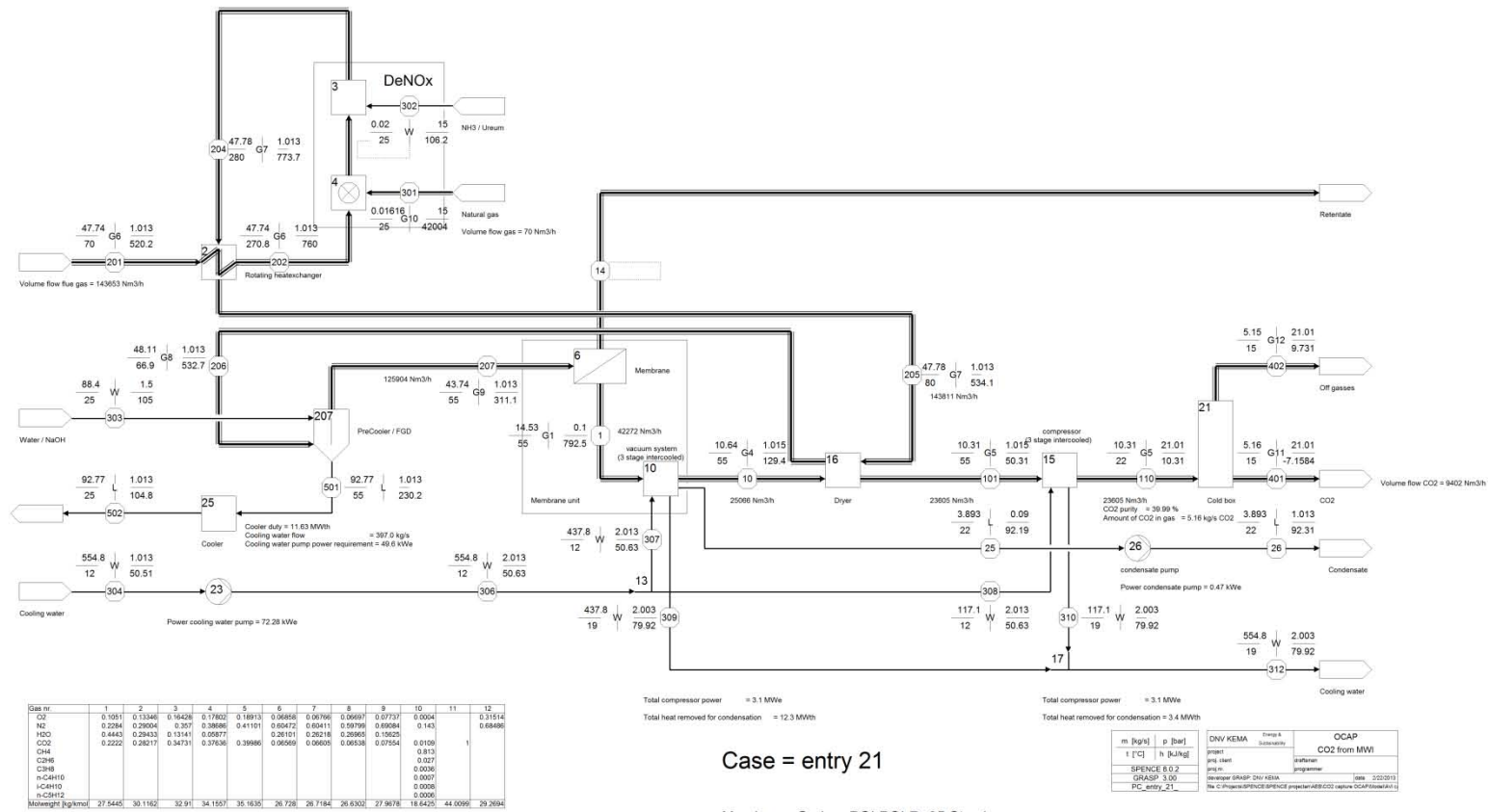
Total compressor power = 0.3 MW
 Total heat removed for condensation = 2.4 MWth

Total compressor power = 0.3 MW
 Total heat removed for condensation = 0.4 MWth

Case = entry 26

Membrane Code = POLFSCR_99 Step2

m [kg/s]	p [bar]	DNV KEMA Energy & Sustainability	OCAP
t [°C]	h [kJ/kg]	project	CO ₂ from MWI
		proj. client	inst. client
		proj. nr.	inst. programme
		revizija	inst. revizija
		date	date
		file	file

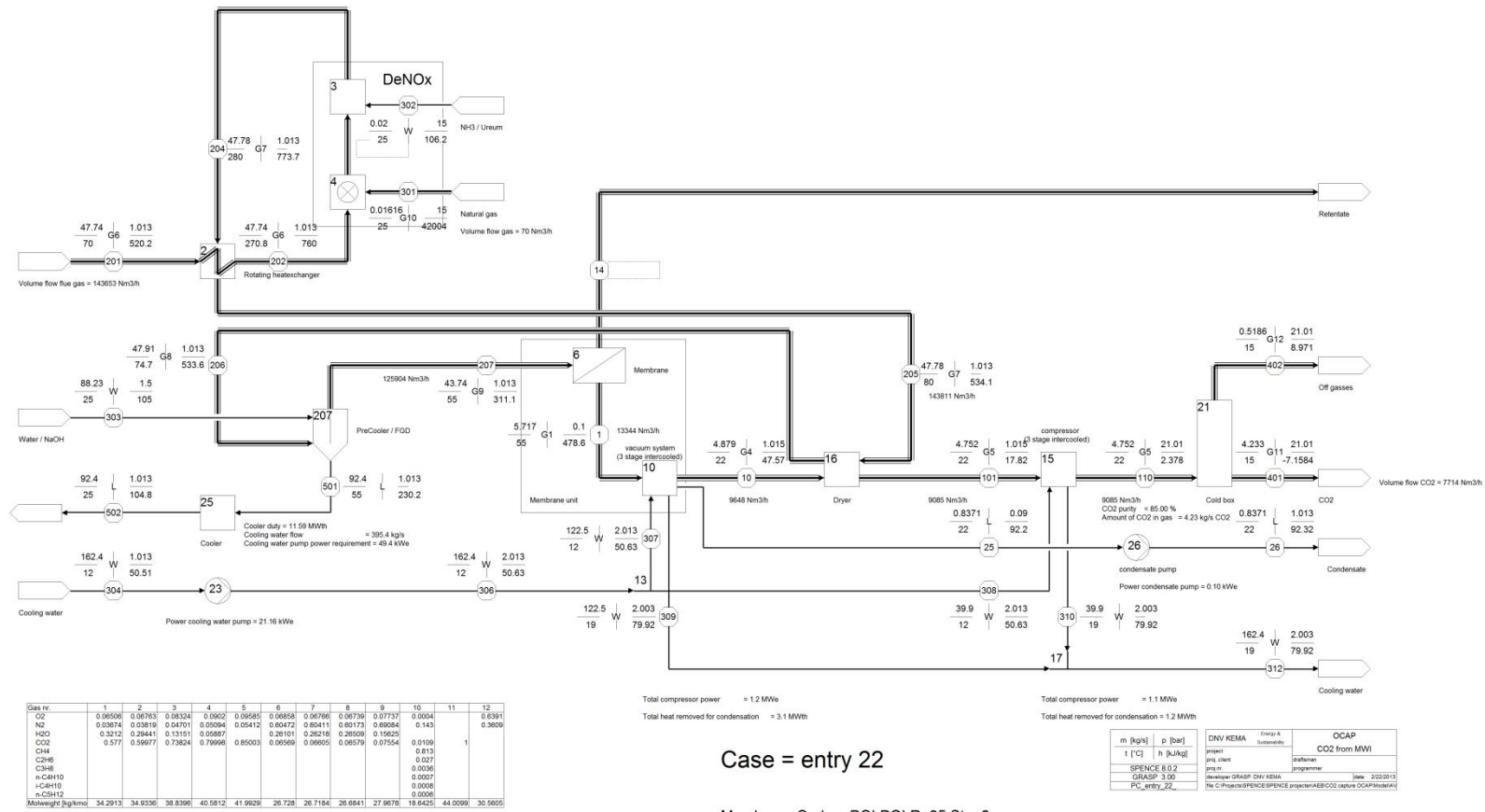


Case = entry 21

Membrane Code = POLPOLR_85 Step1

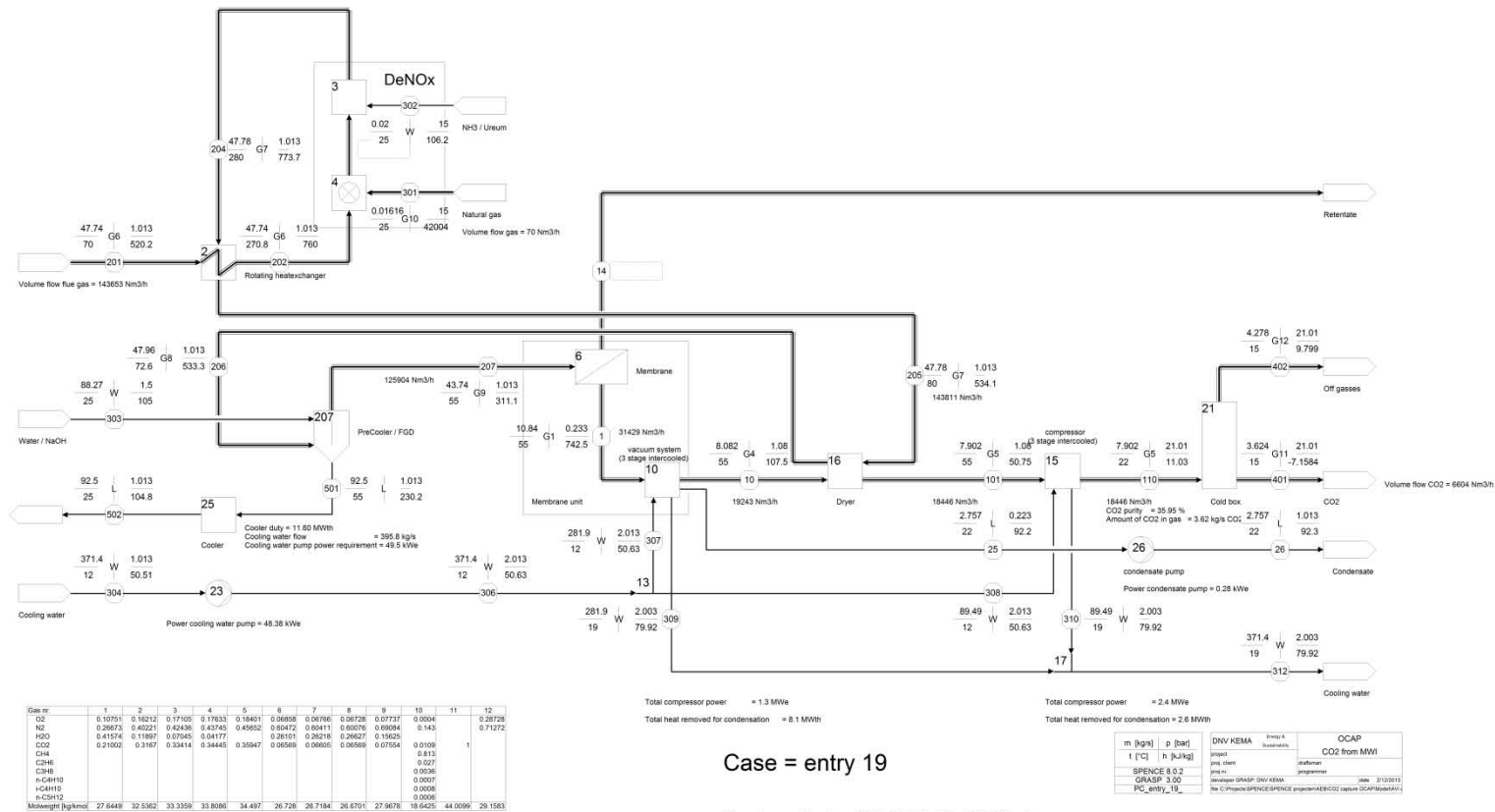
Only data for membrane unit (Eq 6 and 10) are valid, see step 2 for the rest of the process data

OCAP	CO ₂ from MWI
DNV KEMA Energy & Sustainability	OCAP
Project: [blank]	Client: [blank]
Date: [blank]	Drawn by: [blank]
SPENCE 6.0.2	GRASP 3.00
DNV KEMA	DNV KEMA
Project: [blank]	Date: 2022-11
File: [blank]	File: [blank]



Case = entry 22

Membrane Code = POLPOLR_85 Step2

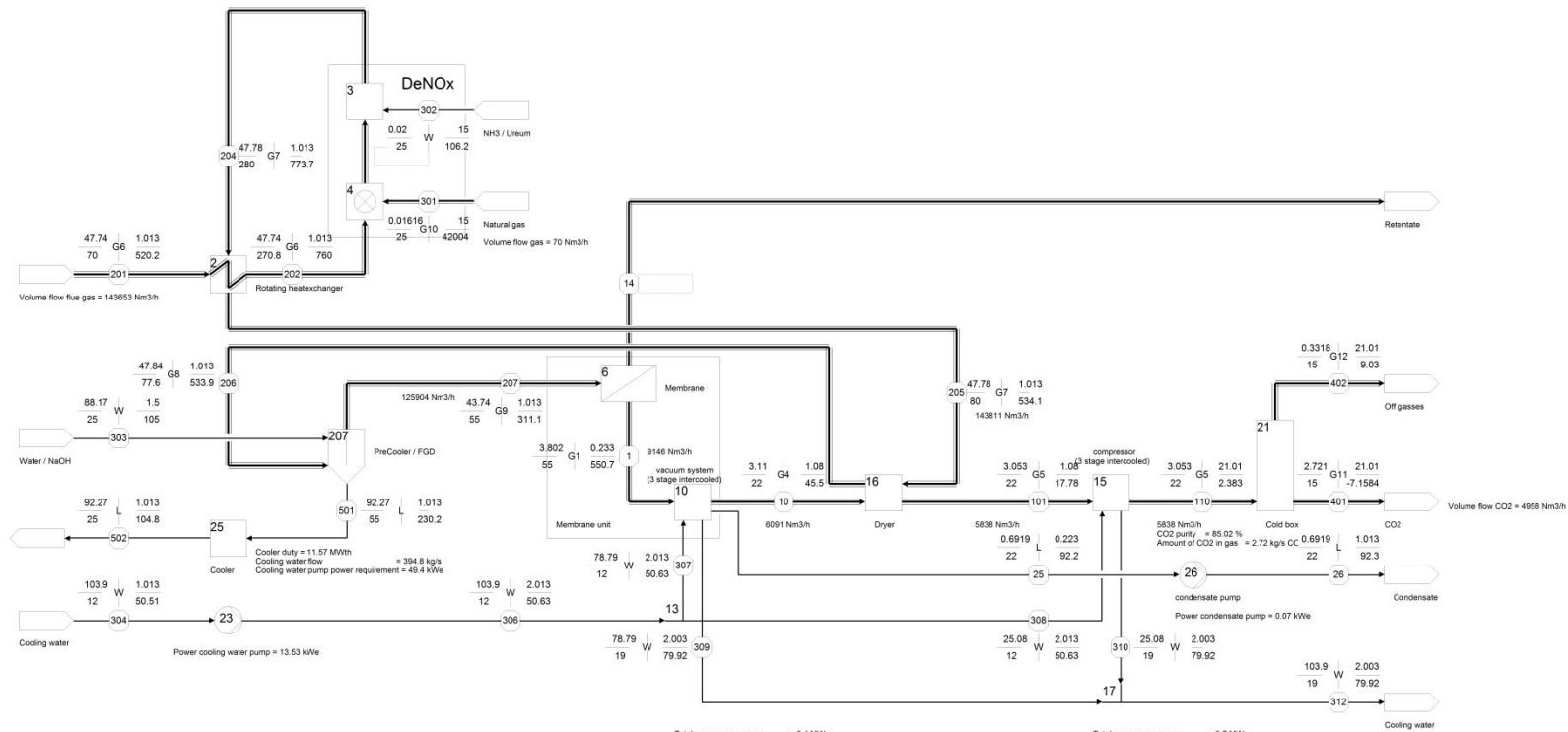


Case = entry 19

Membrane Code = POLPOLR_85_233 Step1

Only data for membrane unit (Eq 6 and 10) are valid, see step 2 for the rest of the process data

m [kg/s]	p [bar]	T [°C]	h [kJ/kg]
SPENCE 8.0/2			
GRASP 3.00			
PC_entry_19			



Gas nr	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CO2	0.05841	0.08088	0.08533	0.08796	0.09181	0.08958	0.06766	0.06754	0.07737	0.0004		0.81278
N2	0.03891	0.05111	0.05282	0.05558	0.05801	0.06472	0.06411	0.60304	0.69084	0.143		0.38722
H2O	0.36379	0.19907	0.07056	0.04188	0.28101	0.26216	0.26349	0.15625				
CO	0.54089	0.74895	0.79019	0.81457	0.88018	0.06569	0.06605	0.06594	0.07554	0.0109	1	
CH4										0.813		
C2H6										0.027		
C3H8										0.0038		
i-C4H10										0.0007		
n-C4H10										0.0008		
i-C3H12										0.0008		
Molweight [kg/mol]	33.2613	39.1257	40.2883	40.9755	41.9792	26.728	26.7184	26.703	29.9676	16.6425	44.0099	30.4556

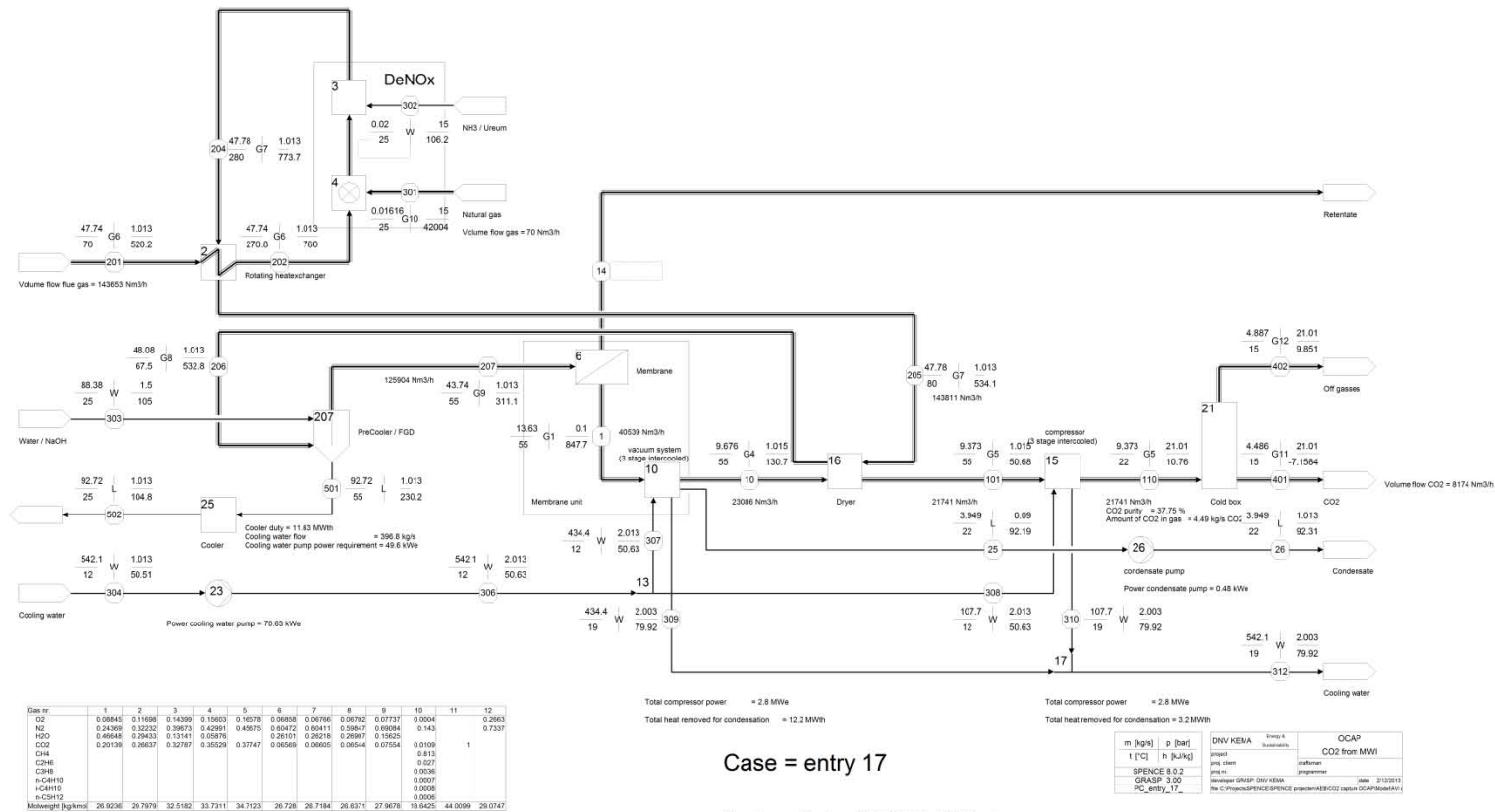
Total compressor power = 0.4 MWe
 Total heat removed for condensation = 2.1 MWh

Total compressor power = 0.7 MWe
 Total heat removed for condensation = 0.7 MWh

Case = entry 20

Membrane Code = POLPOLR_85_233 Step2

m	kg/s	p	[bar]	DNV KEMA	Energy & Sustainability	QCAP
t	[°C]	h	[kJ/kg]	project		CO2 from MWI
programmer				SPENCE S 0.2		
programmer				GRASP 3.00		
PC_entry_20				file C:\Projects\SPENCE\SPENCE\project\A8B\CO2 capture\QCAP\ModellAU		



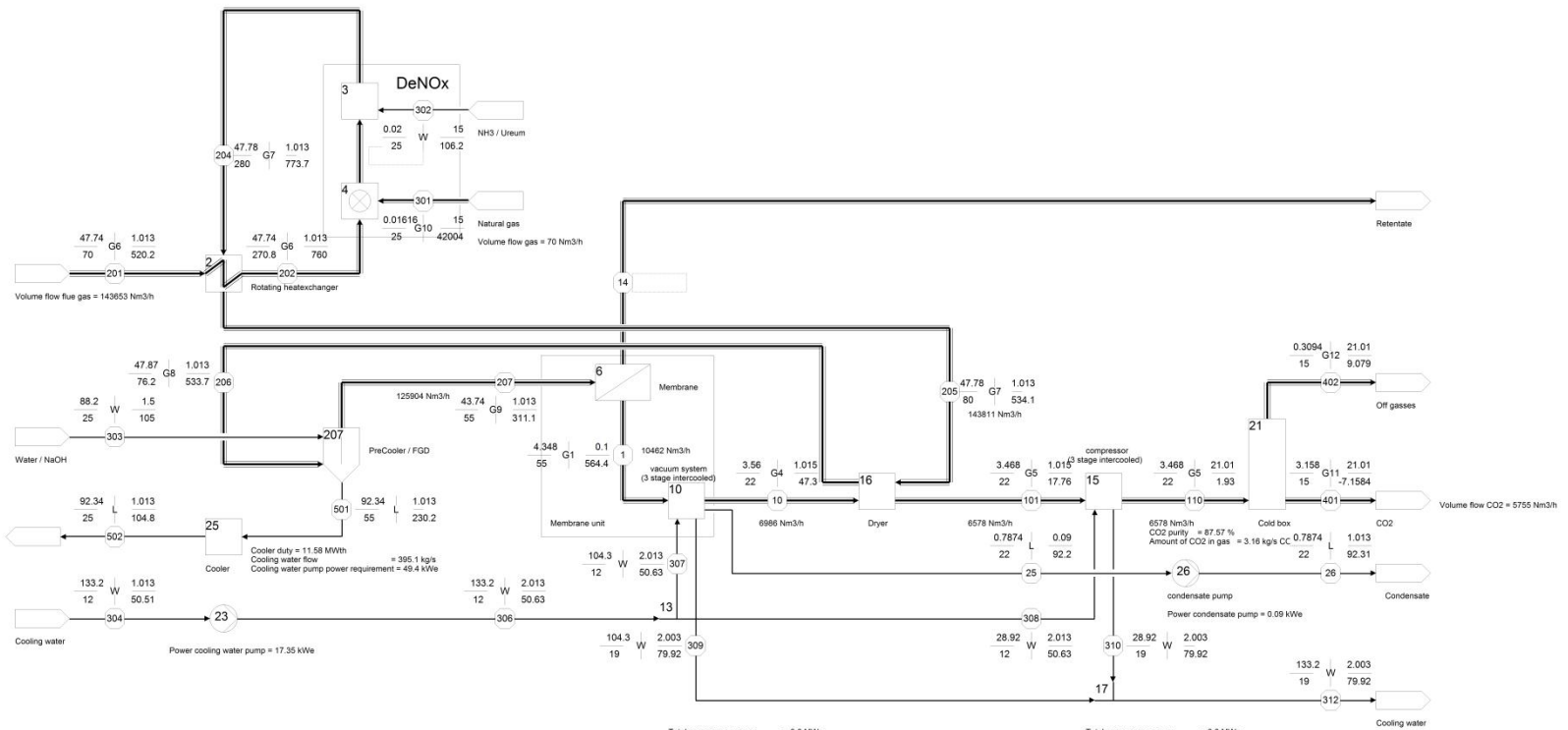
Case = entry 17

Membrane Code = POLPOLR_90 Step1

Only data for membrane unit (Eq 6 and 10) are valid, see step 2 for the rest of the process data

m [kg/s]	p [bar]	T [°C]	h [kJ/kg]
SPENCE 8.0.2			
GRASP 3.00			
PC_entry_17			

OCAP		CO2 from MWI	
project	OCAP	client	OCAP
programmer		date	21/10/2011
file C:\prowest\SPENCE\SPENCE\proj\mem\OCAP\OCAP17.dwg			



Gas nr	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CO2	0.04607	0.05188	0.06385	0.06919	0.07352	0.06858	0.06766	0.06746	0.07737	0.0004		0.914
N2	0.03183	0.03284	0.04412	0.04781	0.05058	0.04472	0.04011	0.02239	0.09084	0.143		0.4086
H2O	0.2734	0.29441	0.13151	0.05888	0.28101	0.26216	0.26429	0.19235				
CO	0.0487	0.01787	0.76051	0.82412	0.87568	0.06569	0.06605	0.06586	0.07554	0.0109	1	
CH4										0.815		
C2H6										0.027		
C3H8										0.0038		
i-C4H10										0.0007		
n-C4H10										0.0008		
i-C3H12										0.0008		
Molweight [kg/mol]	33.241	35.1603	39.1186	40.8835	42.3142	26.728	26.7184	26.6935	29.9676	16.6425	44.0099	30.3704

Total compressor power = 0.8 MWe
 Total heat removed for condensation = 2.7 MWh

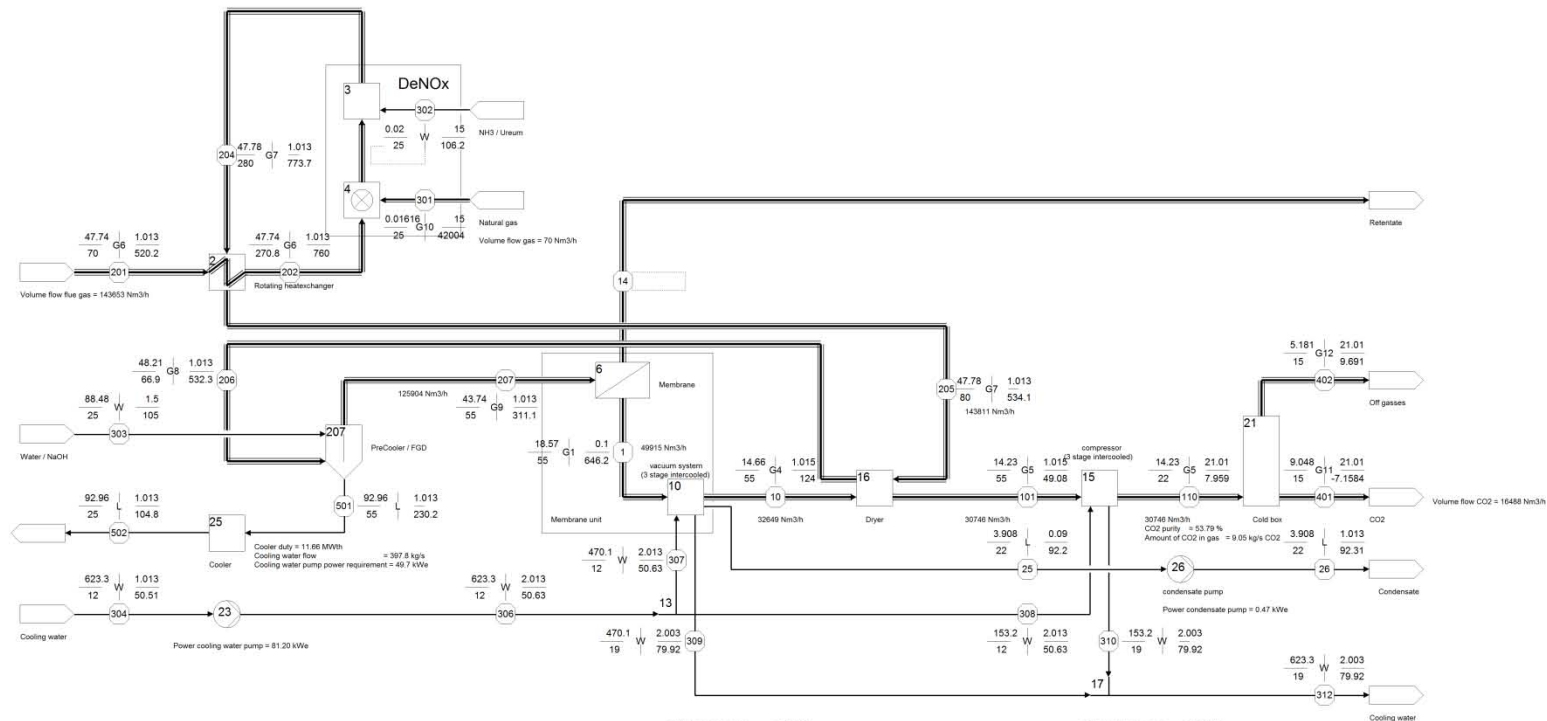
Total compressor power = 0.8 MWe
 Total heat removed for condensation = 0.8 MWh

Case = entry 18

Membrane Code = POLPOLR_90 Step2

m	kg/s	p	[bar]
t	°C	h	[kJ/kg]

DNV KEMA	Energy & Sustainability	OCAP
project		CO2 from MWI
prog. client		
prog. nr		
SPENCE S 0.2		
GRASP 3.00		
PC_entry_18		



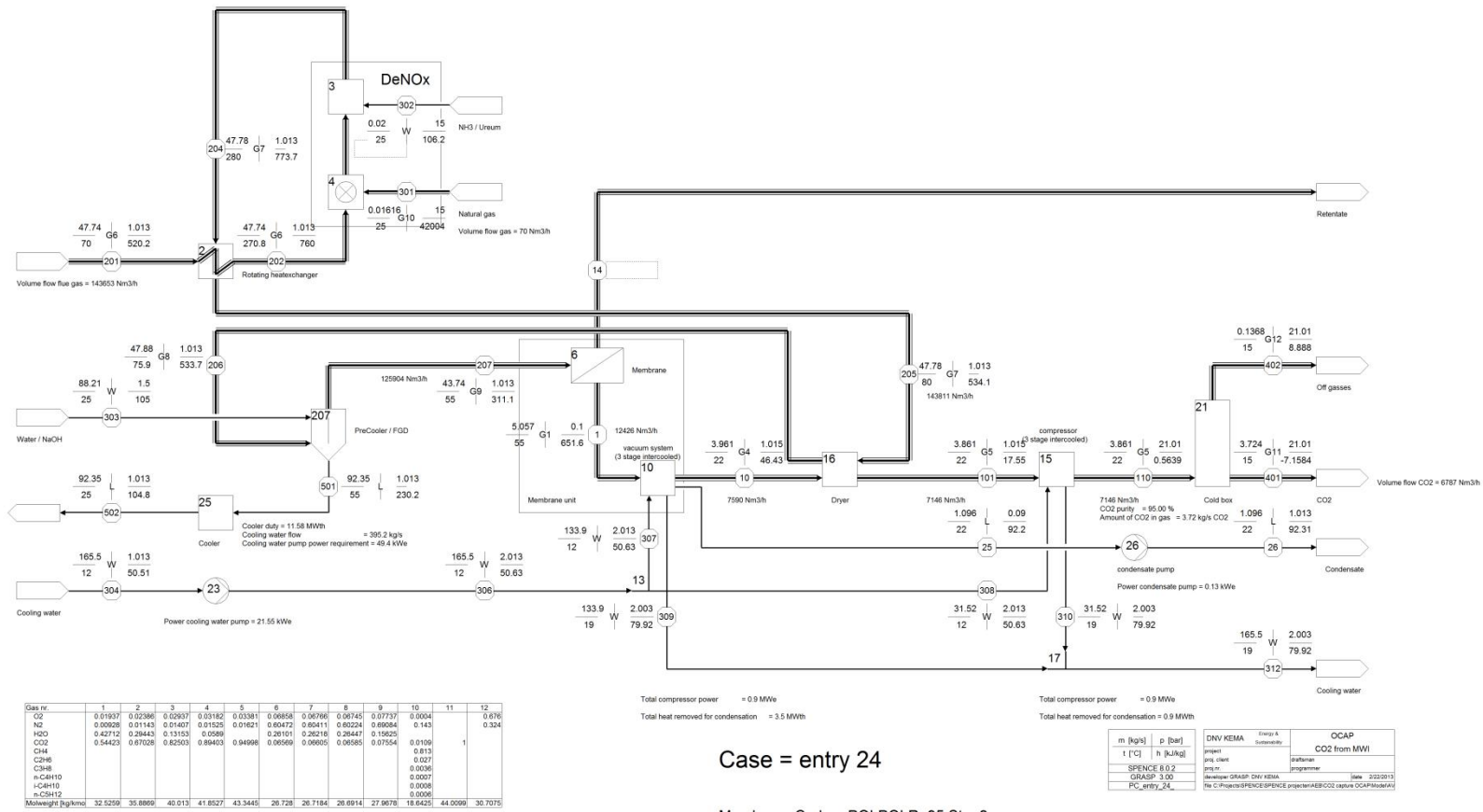
Gas nr	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
O2	0.09407	0.1082	0.13318	0.14432	0.15334	0.06658	0.06796	0.06676	0.07737	0.0004		0.33185
N2	0.18841	0.21786	0.26818	0.30058	0.30874	0.04472	0.04411	0.04616	0.04684	0.143		0.65815
H2O	0.33651	0.23436	0.13144	0.0586	0.20101	0.26218	0.2719	0.15525				
CO2	0.33001	0.37858	0.46722	0.50629	0.53792	0.06569	0.06605	0.06618	0.07554	0.0109	1	
CH4										0.013		
C2H6										0.027		
C3H8										0.036		
n-C4H10										0.007		
i-C4H10										0.006		
n-C5H12										0.006		
Molweight [kg/mol]	29.863	31.9736	34.7039	36.0996	37.2294	26.728	26.7184	26.6037	27.9478	18.6425	44.0095	29.336

Case = entry 23

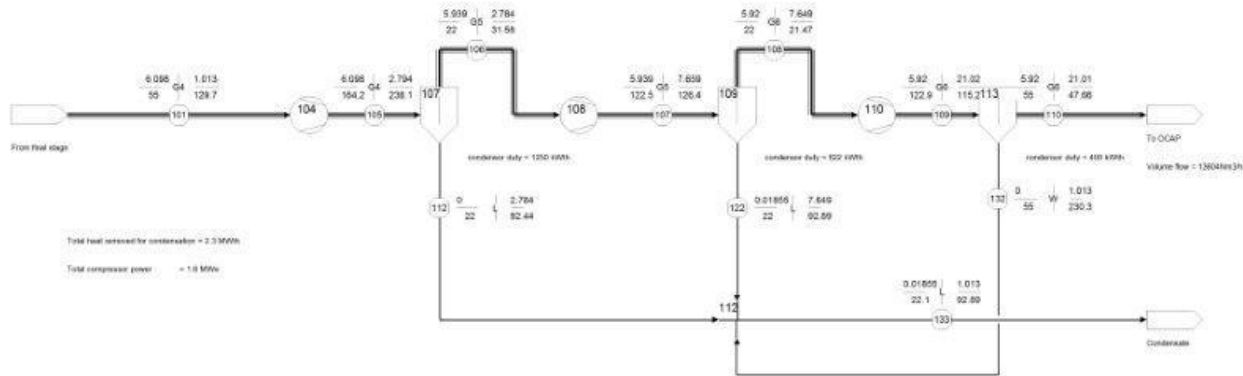
Membrane Code = POLPOLR_95 Step1

Only data for membrane unit (Eq 6 and 10) are valid, see step 2 for the rest of the process data

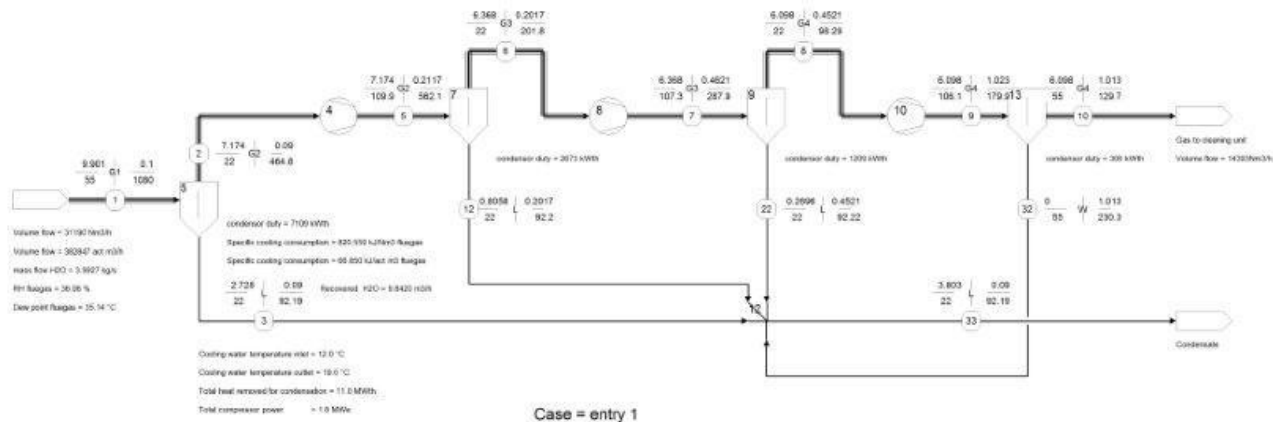
m [kg/h]		p [bar]		DNV KEMA		Emiss A		OCAP	
T [°C]	h [kJ/kg]			Subsistency				CO2 from MWI	
SPENCE 6.0.2									
GRASP 3.00									
FC_entry_23									



Final compressor



Intermediate stage

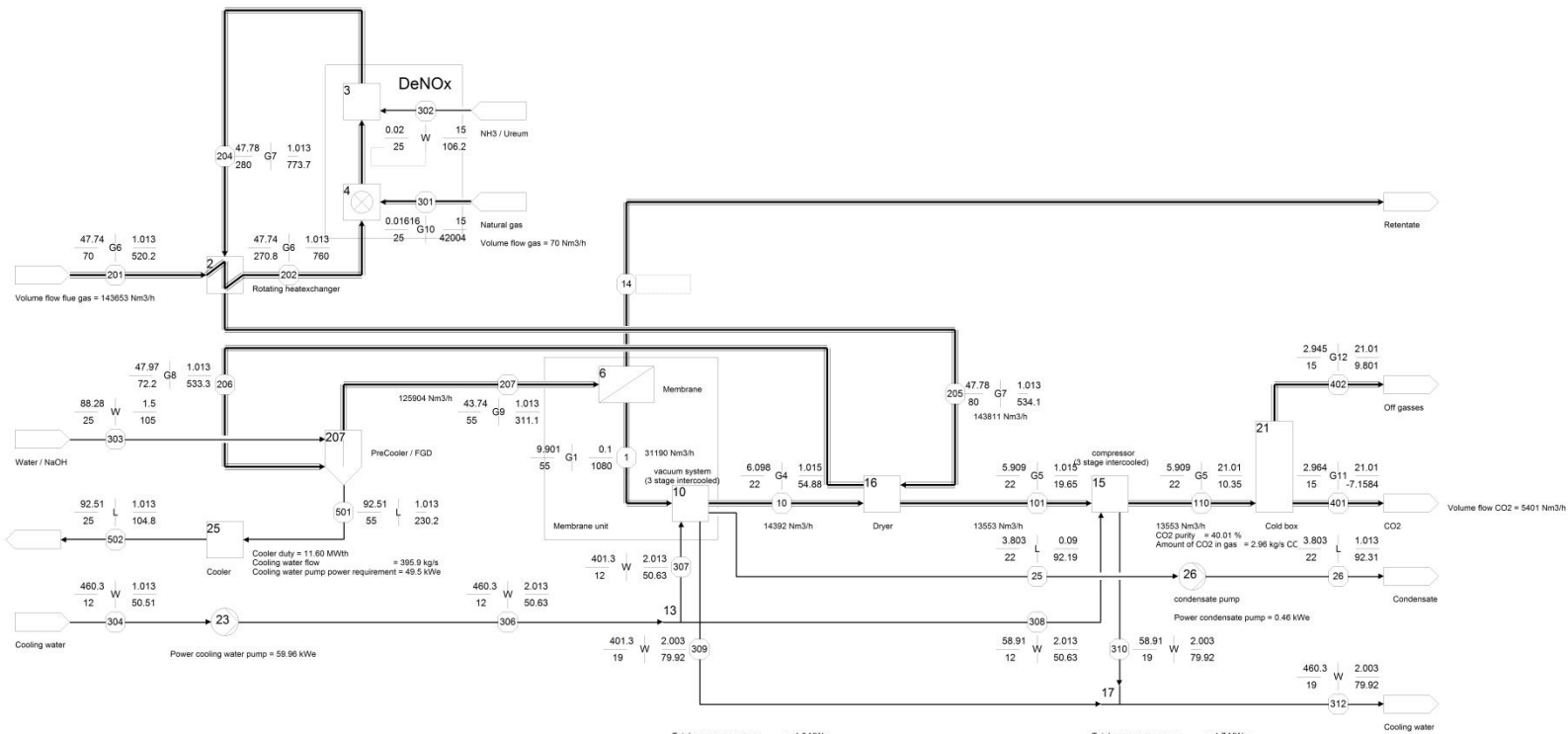


Case = entry 1

Gas no	1	2	3	4	5	6
O2	0.07426	0.17143	0.13641	0.16196	0.17038	0.17142
N2	0.92573	0.82857	0.86359	0.83804	0.82962	0.82858
H2O	0.00001	0.00001	0.00001	0.00001	0.00001	0.00001
CO2	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Water vapor (kg/m³)	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000

Unit no	1	2	3	4	5	6
Flow rate	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Flow rate (kg/h)	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Flow rate (kg/h)	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Flow rate (kg/h)	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Flow rate (kg/h)	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000

Unit no	1	2	3	4	5	6
Flow rate	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Flow rate (kg/h)	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Flow rate (kg/h)	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Flow rate (kg/h)	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Flow rate (kg/h)	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000



Gas nr	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CO ₂	0.07428	0.12143	0.14946	0.16196	0.17207	0.08558	0.06766	0.06726	0.07737	0.0004		0.28692
N ₂	0.1847	0.30193	0.37184	0.40272	0.42786	0.04472	0.04011	0.03058	0.03084	0.143		0.71318
H ₂ O	0.9831	0.29423	0.12141	0.06877	0.28101	0.26216	0.26649	0.15625				
CO	0.1727	0.28231	0.34749	0.37655	0.40006	0.06569	0.06605	0.06567	0.07554	0.0109	1	
CH ₄										0.813		
C ₂ H ₆										0.027		
C ₃ H ₈										0.0038		
i-C ₄ H ₁₀										0.0007		
n-C ₄ H ₁₀										0.0008		
i-C ₃ H ₁₂										0.0008		
Molweight [kg/kmol]	25.3901	30.0756	32.8538	34.0948	35.0988	26.728	26.7184	26.6675	27.9676	16.6425	44.0099	29.1565

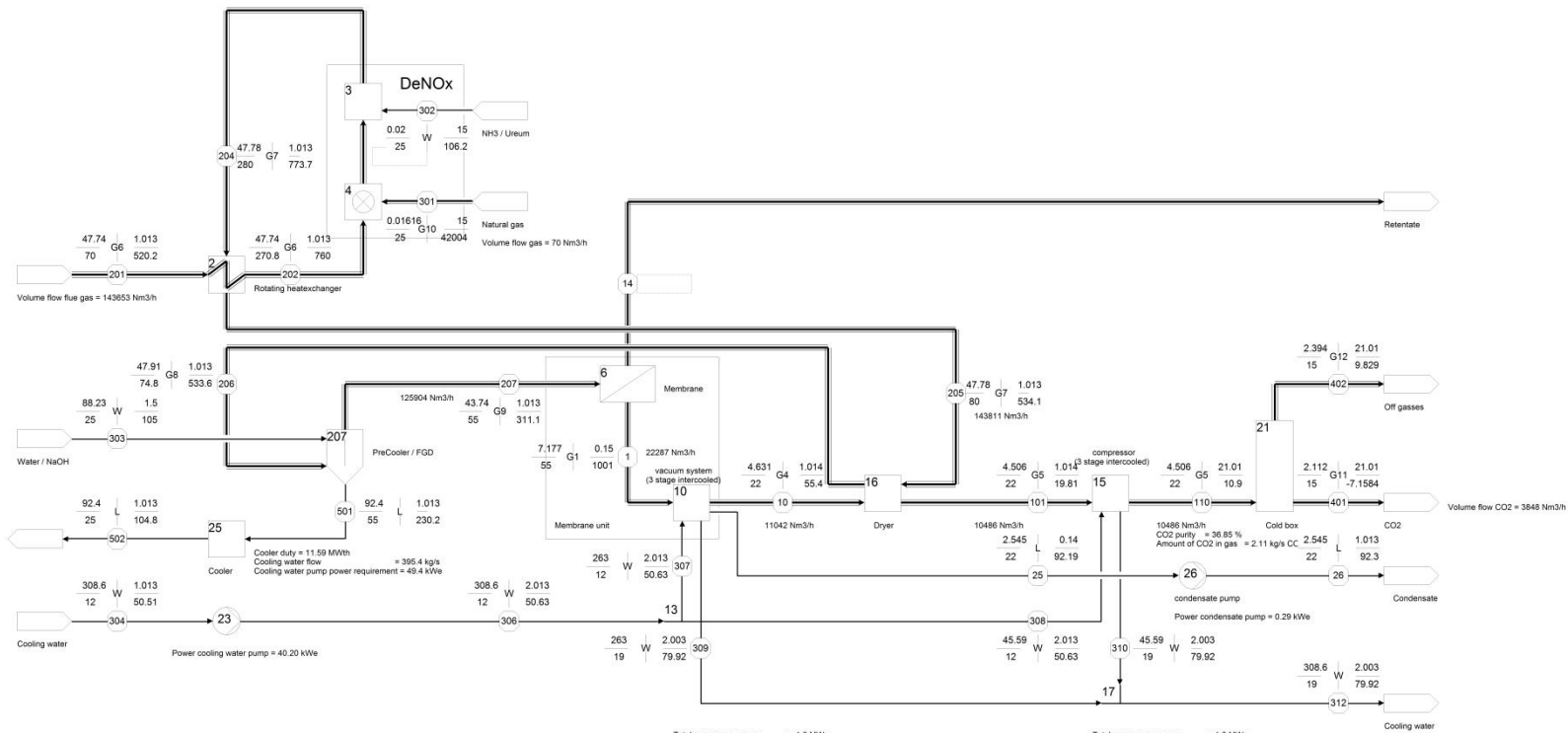
Total compressor power = 1.8 MW
Total heat removed for condensation = 11.0 MWh

Total compressor power = 1.7 MW
Total heat removed for condensation = 1.7 MWh

Case = entry 1

Membrane Code = PPO_40

m [kg/s]	p [bar]	DNV KEMA	QCAP
t [°C]	h [kJ/kg]	DNV KEMA Energy & Sustainability	CO ₂ from MWI
project	proj client	SPENCE S 0.2	GRASP 3.00
proj nr	programmer	DNV KEMA	DNV KEMA
date	date	2013/05/13	
file C:\Projects\SPENCE\SPENCE\project\AIB\CO ₂ capture\QCAP\ModellAU			



Gas nr	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CO2	0.08132	0.14098	0.19696	0.16507	0.1739	0.0858	0.06766	0.07737	0.0004			0.27636
N2	0.214	0.371	0.41278	0.43438	0.45764	0.60472	0.60411	0.60177	0.60084	0.143		0.72464
H2O	0.52339	0.18922	0.08801	0.05891	0.28191	0.26216	0.26504	0.19625				
CO	0.1723	0.2987	0.33235	0.34874	0.36846	0.06569	0.06605	0.0658	0.07554	0.0109	1	
CH4										0.815		
C2H6										0.027		
C3H8										0.0038		
i-C4H10										0.0007		
n-C4H10										0.0008		
i-C3H12										0.0008		
Molweight [kg/mol]	25.7708	31.4862	32.9751	33.7578	34.6006	26.728	26.7184	26.6846	29.9676	16.6425	44.0099	29.1108

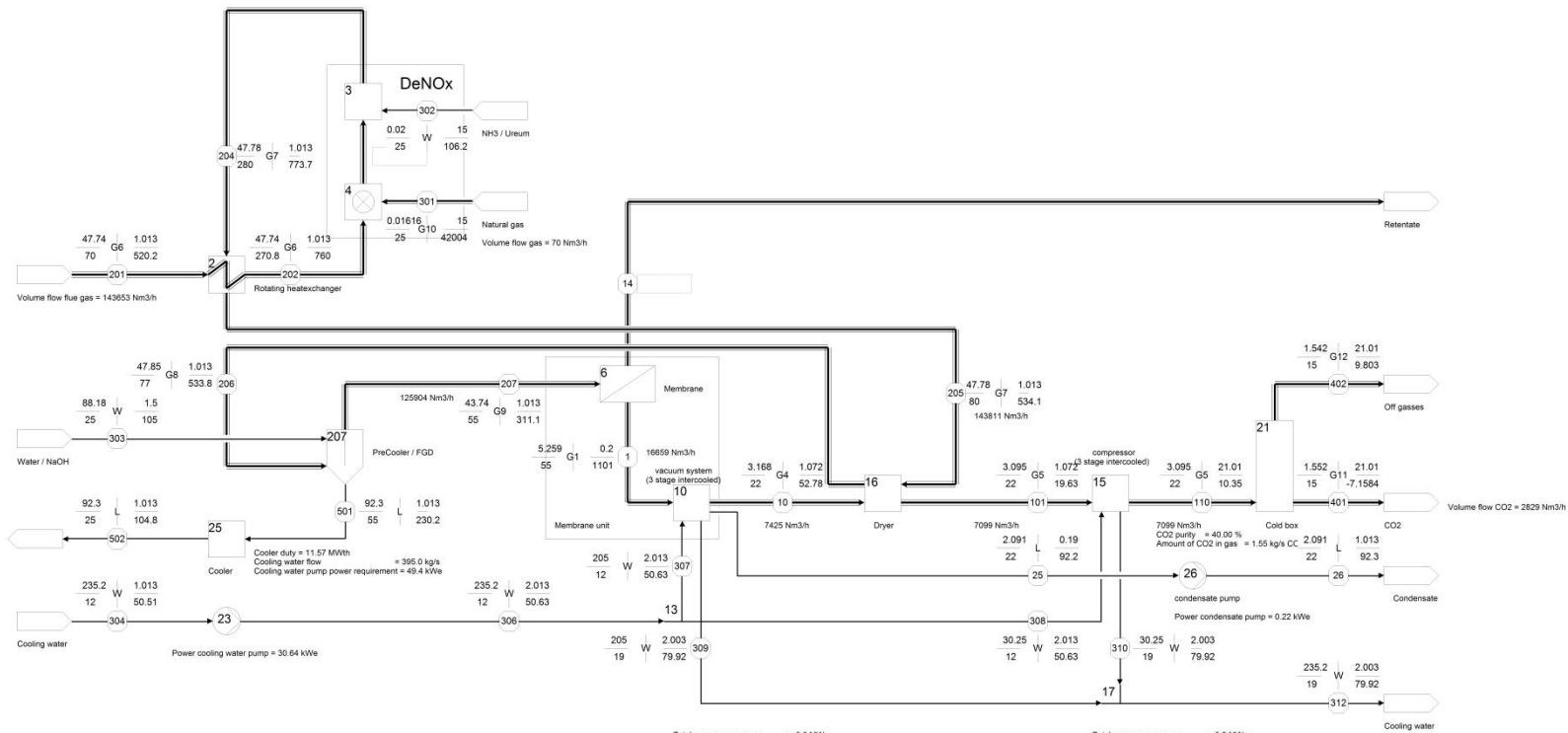
Total compressor power = 1.0 MWe
 Total heat removed for condensation = 7.2 MWh

Total compressor power = 1.3 MWe
 Total heat removed for condensation = 1.3 MWh

Case = entry 5

Membrane Code = PPO_40_150

m [kg/s]	p [bar]	DNV KEMA	QCAP
t [°C]	h [kJ/kg]	DNV KEMA	CO2 from MWI
SPENCE 5 0.2		DNV KEMA	
GRASP 3.0.0		DNV KEMA	
PC_entry_5_1		DNV KEMA	



Gas nr	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CO ₂	0.07257	0.14752	0.19798	0.16396	0.17145	0.06858	0.06766	0.0675	0.07737	0.0004		0.28574
N ₂	0.18141	0.35875	0.3949	0.42096	0.42857	0.04472	0.04011	0.62274	0.69084	0.143		0.71426
H ₂ O	0.87972	0.39959	0.07855	0.04427	0.28191	0.26216	0.26396	0.19225				
CO ₂	0.16931	0.34415	0.36856	0.38227	0.39998	0.06569	0.06605	0.0659	0.07554	0.0109	1	
CH ₄										0.815		
C ₂ H ₆										0.027		
C ₃ H ₈										0.0038		
n-C ₄ H ₁₀										0.0007		
i-C ₄ H ₁₀										0.0008		
n-C ₅ H ₁₂										0.0008		
Molweight [kg/mol]	25.2449	32.7109	33.7533	34.3389	35.095	26.728	26.7184	26.6986	27.9676	16.6425	44.0099	29.1522

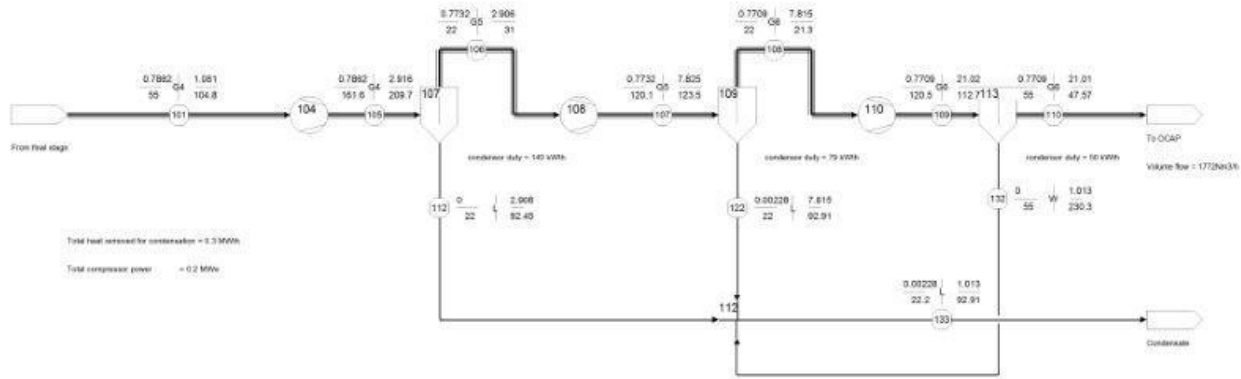
Case = entry 6

Membrane Code = PPO_40_200

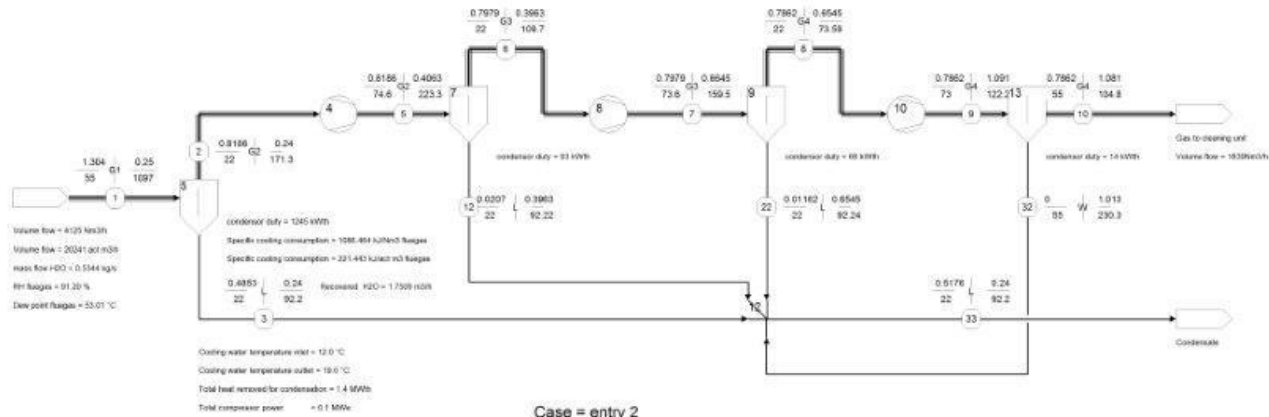
m	kg/s	p	bar
t	°C	h	[kJ/kg]

DNV KEMA	Energy & Sustainability	OCAP
project		CO ₂ from NH ₃
proj. client		
proj. nr		
programmer		
SPENCE S 0.2		
GRASP 3.0.0		
PC_entry_6_2		
date	2013/05/13	
file C:\Projects\SPENCE\SPENCE\project\AIB\CO ₂ capture\OCAP\ModellAU		

Final compressor



Intermediate stage

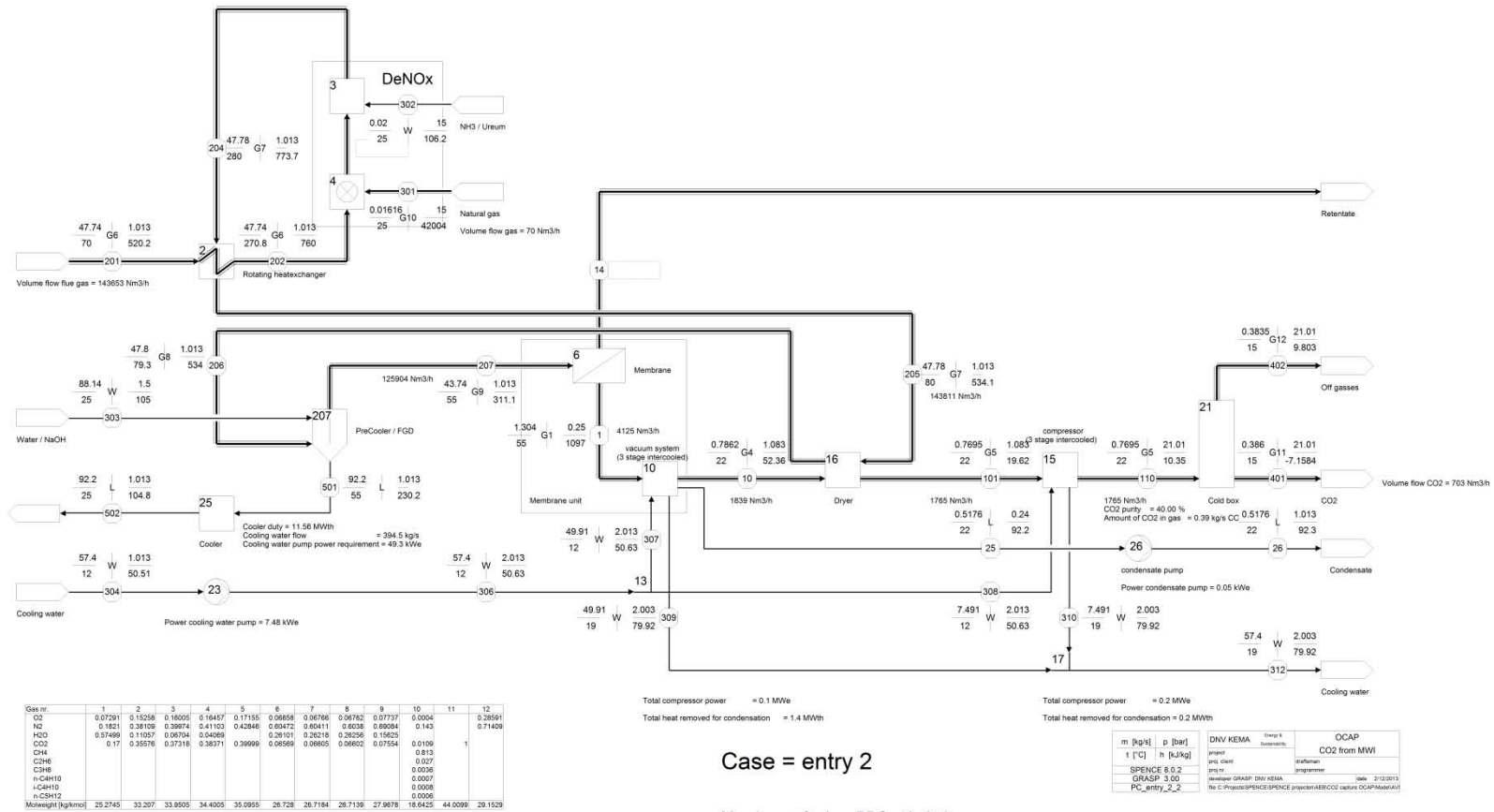


Case = entry 2

Gas no	1	2	3	4	5	6
H2	0.87291	2.18238	0.76024	3.76426	0.74897	0.71061
H2O	0.00211	0.26109	0.26071	0.4111	0.42442	0.40697
H2O2	0.51499	0.11957	0.00198	0.04074	0.00842	0.00371
CO2	0.17	0.26104	0.37281	0.32698	0.28622	0.26881
Mass flow [kg/h]	35.2742	33.3027	33.0481	36.1997	34.8545	35.0027

Unit no	1	2	3	4	5	6
Flow rate						
Flow rate [kg/h]						
Flow rate [kg/h]						
Flow rate [kg/h]						
Flow rate [kg/h]						

m [kg/h]	g [Bar]	DNV KEMA	AES / OCAP
1.100	1.100		
0.000	0.000		
0.000	0.000		
0.000	0.000		
0.000	0.000		

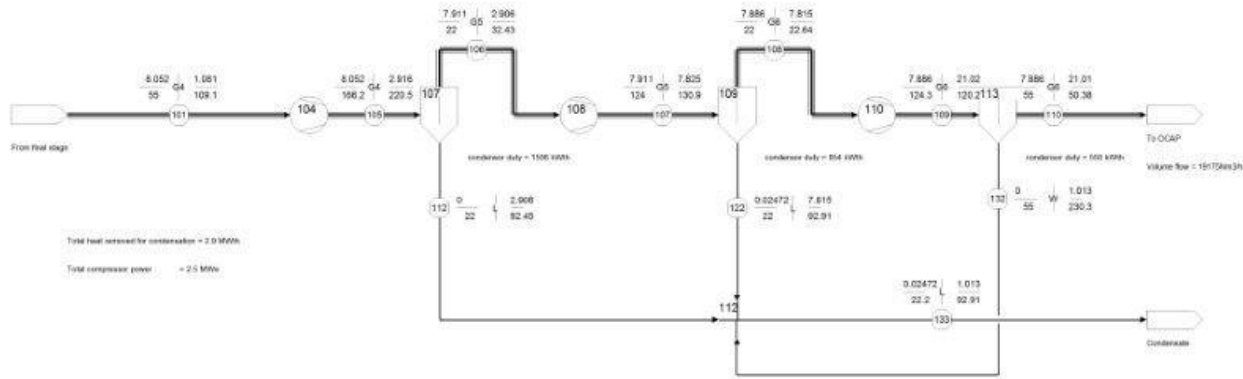


Case = entry 2

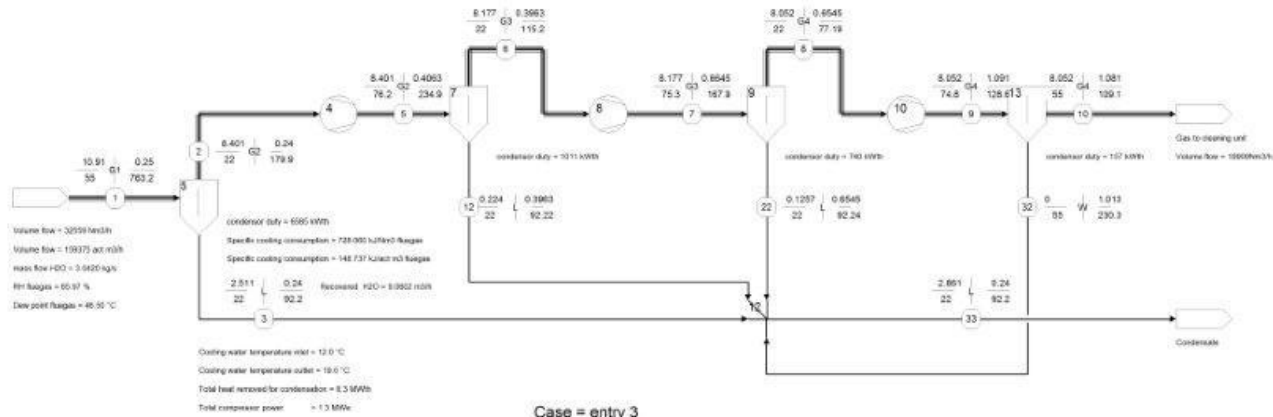
Membrane Code = PPO_40_250

m [kg/s]	p [bar]	DNV KEMA	Step 1	OCAP
t [°C]	h [kJ/kg]	project	OCAP	CO ₂ from MWI
SPENCE 8.0.2		proj client		
GRASP 3.00		proj name		
PC_entry_2_2		proj nr		
		developer	GRASP DNV KEMA	
		date	3/12/2013	
		file	C:\Projects\SPENCE\OCAP\OCAP_CO2_capture\OCAPMain.dwg	

Final compressor



Intermediate stage

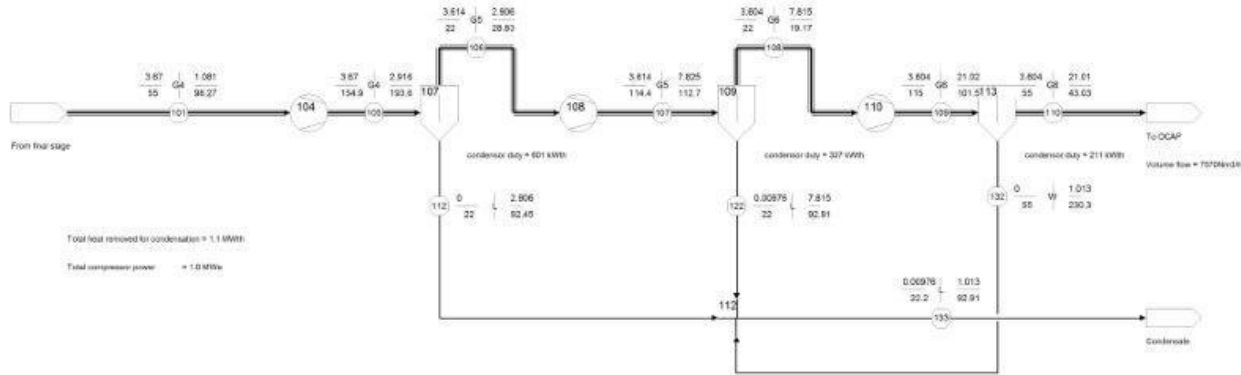


Gas no	1	2	3	4	5	6
CO ₂	0.3808	2.1049	0.141	0.3890	0.7390	0.7186
N ₂	0.3199	0.4894	0.0104	0.5264	0.5439	0.5451
H ₂ O	0.4198	0.1184	0.9678	0.9477	0.0899	0.3098
O ₂	0.4934	0.2923	0.9181	0.2988	0.2708	0.2199
Water vap. (kg/mol)	29.639	31.589	33.166	32.976	31.627	33.124

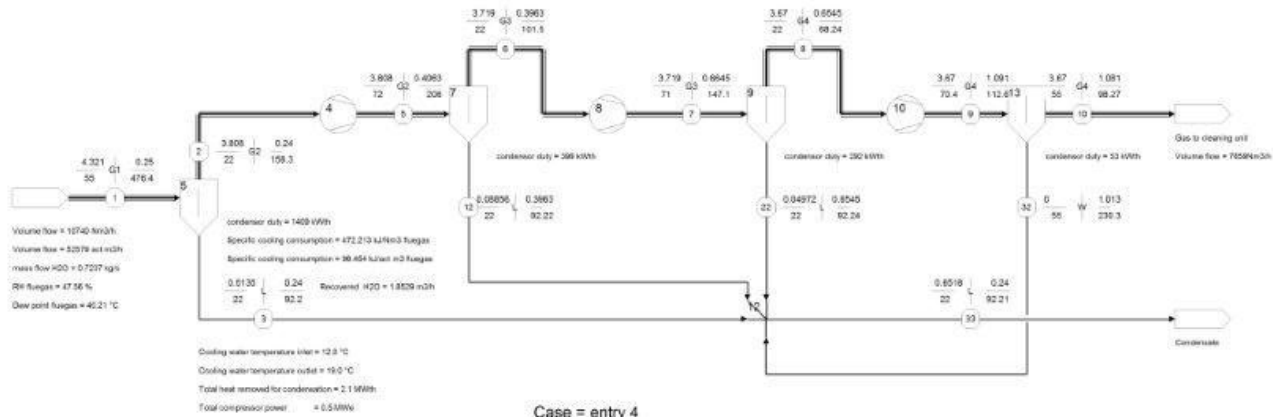
Unit no	Unit name
1	Ca-fact/kinetisk
2	Ca-fact/kinetisk
3	Ca-fact/kinetisk
4	Ca-fact/kinetisk
5	Ca-fact/kinetisk
6	Ca-fact/kinetisk

m (kg/s)	g (bar)	DNV KEMA	Customer	AES / OCAP
1.170	1 (bar)	DNV KEMA	Customer	CD2 supply
DNV KEMA	Customer	DNV KEMA	Customer	CD2 supply
DNV KEMA	Customer	DNV KEMA	Customer	CD2 supply
DNV KEMA	Customer	DNV KEMA	Customer	CD2 supply
DNV KEMA	Customer	DNV KEMA	Customer	CD2 supply
DNV KEMA	Customer	DNV KEMA	Customer	CD2 supply

Final compressor



Intermediate stage

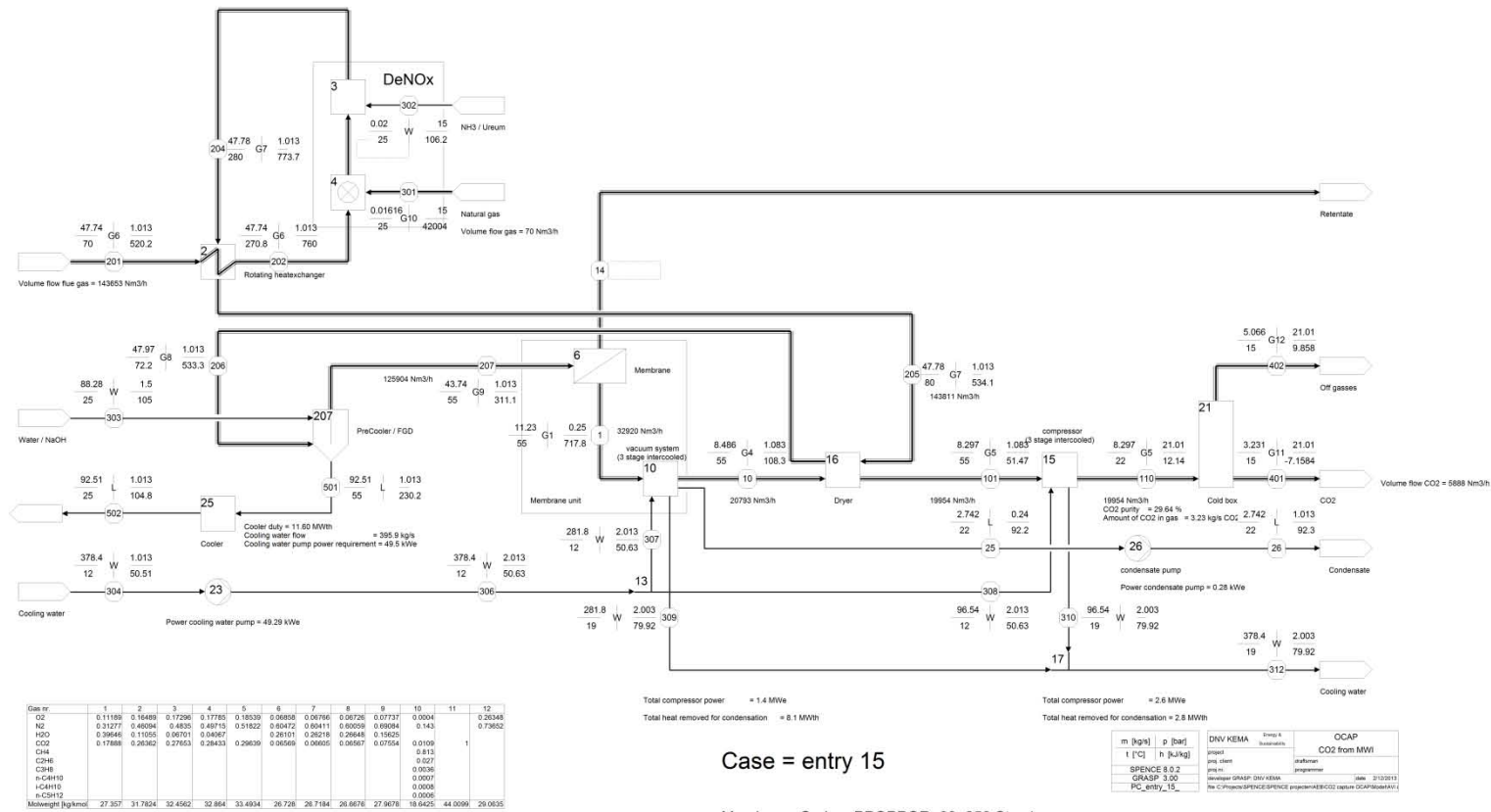


Case = entry 4

Stream	1	2	3	4	5	6
CO ₂	0.13188	0.16754	0.17953	0.18928	0.19658	0.19798
N ₂	0.14879	0.14824	0.14745	0.14652	0.14548	0.14438
H ₂ O	0.26887	0.11061	0.08172	0.04978	0.02847	0.02071
CO ₂	0.42888	0.33061	0.29971	0.27191	0.24824	0.22871
Molarflow [kg/mol]	32.2094	35.1111	35.8952	37.1212	37.9388	38.5843

Unit	Value
Flow name	CO ₂ from Air Separation
Inlet	CO ₂ from Air Separation
Outlet	CO ₂ to Air Separation
Unit	CO ₂ from Air Separation
Unit	CO ₂ from Air Separation

Unit	Value
Flow name	CO ₂ from Air Separation
Inlet	CO ₂ from Air Separation
Outlet	CO ₂ to Air Separation
Unit	CO ₂ from Air Separation
Unit	CO ₂ from Air Separation



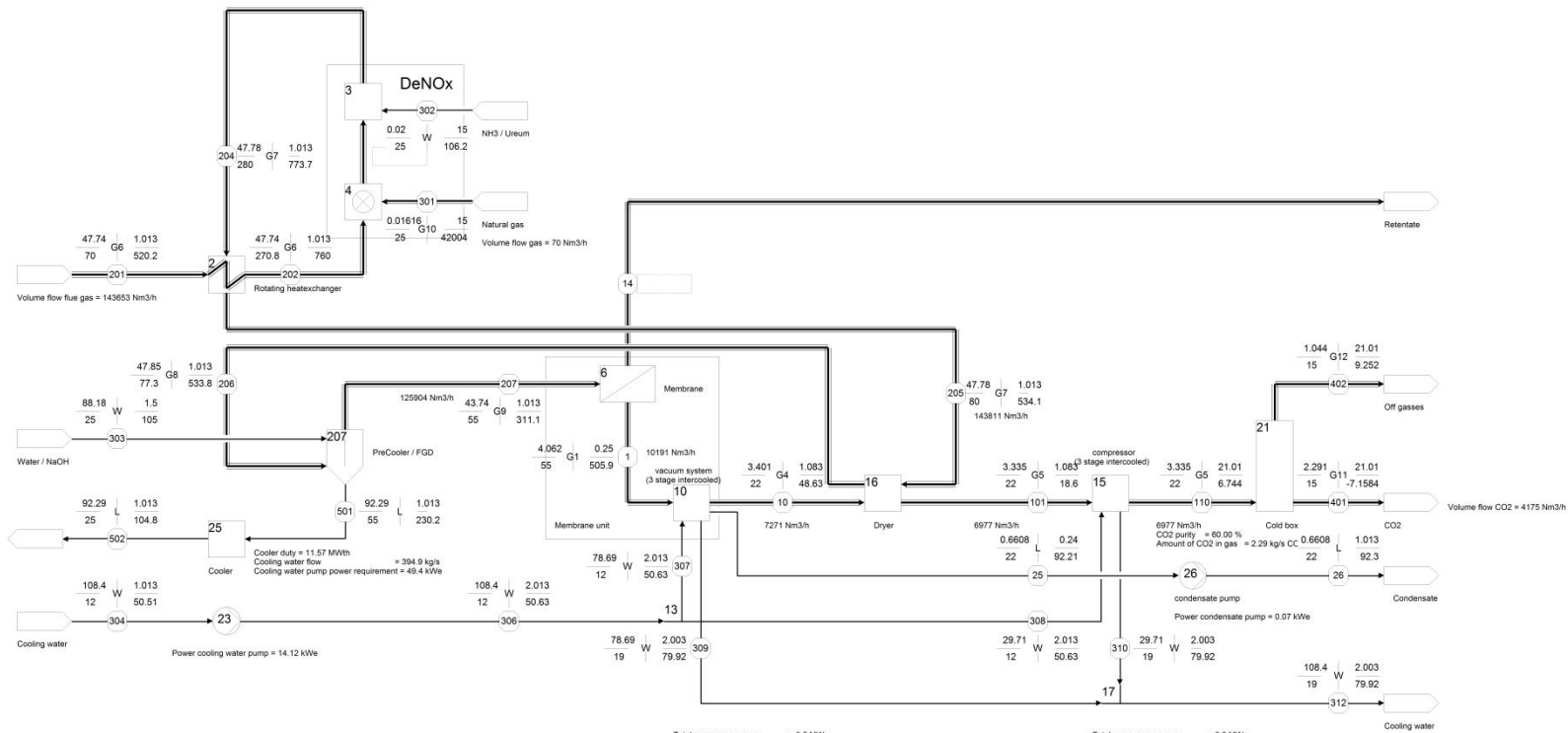
Case = entry 15

Membrane Code = PPOPPOR_60_250 Step1

Only data for membrane unit (Eq 6 and 10) are valid, see step 2 for the rest of the process data

m [kg/s]	p [bar]	T [°C]	h [kJ/kg]
SPENCE 8.0.2			
GRASP 3.00			
PC_entry_15			

DNV KEMA		OCAP	
Project	CO ₂ from MWI	Project	CO ₂ from MWI
Proj. client	Shell/Engel	Programmer	
Proj. no.		Date	01/10/2011
Modeler	GRASP DNV KEMA		
File C:\Programme\SPENCE\SPENCE\proj\mem\OCAP\OCAP15.dwg			



Gas nr	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CO2	0.141	0.18374	0.19273	0.19818	0.20556	0.0858	0.06766	0.06752	0.07737	0.0004		0.51648
N2	0.132	0.17201	0.18043	0.18553	0.19341	0.04472	0.04011	0.02287	0.01604	0.143		0.48352
H2O	0.3175	0.11061	0.08708	0.04674	0.28101	0.26216	0.26369	0.15625				
CO	0.4095	0.93363	0.55975	0.57556	0.6	0.06569	0.06605	0.06592	0.07554	0.0109	1	
CH4										0.815		
C2H6										0.027		
C3H8										0.0038		
n-C4H10										0.0007		
i-C4H10										0.0008		
n-C5H12										0.0008		
Molweight [kg/mol]	31.9515	36.176	37.0649	37.6028	38.4347	26.728	26.7184	26.7105	27.9678	16.6425	44.0099	30.0718

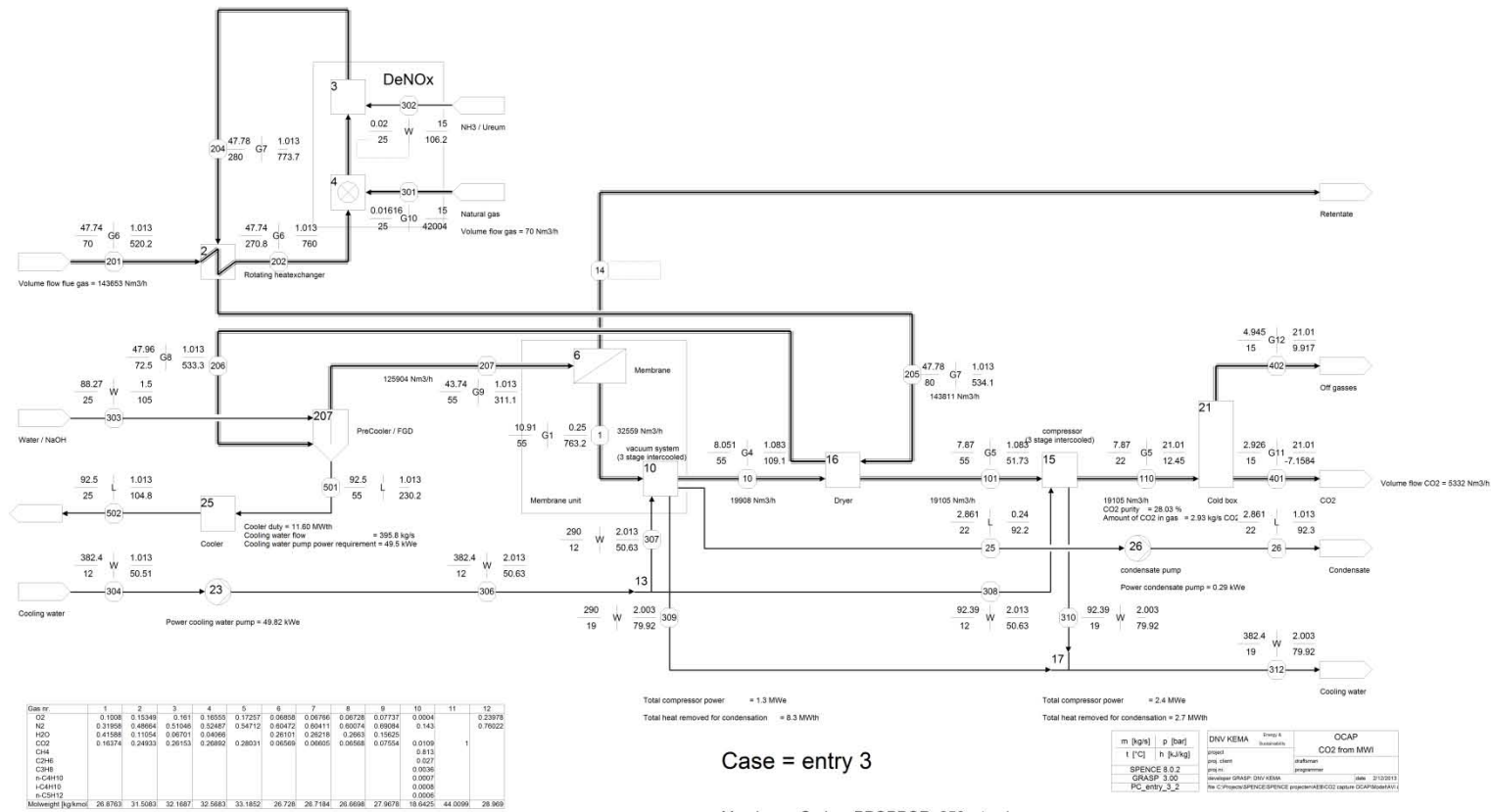
Total compressor power = 0.5 MWe
 Total heat removed for condensation = 2.1 MWh

Total compressor power = 0.8 MWe
 Total heat removed for condensation = 0.9 MWh

Case = entry 16

Membrane Code = PPOPPOR_60_250 Step2

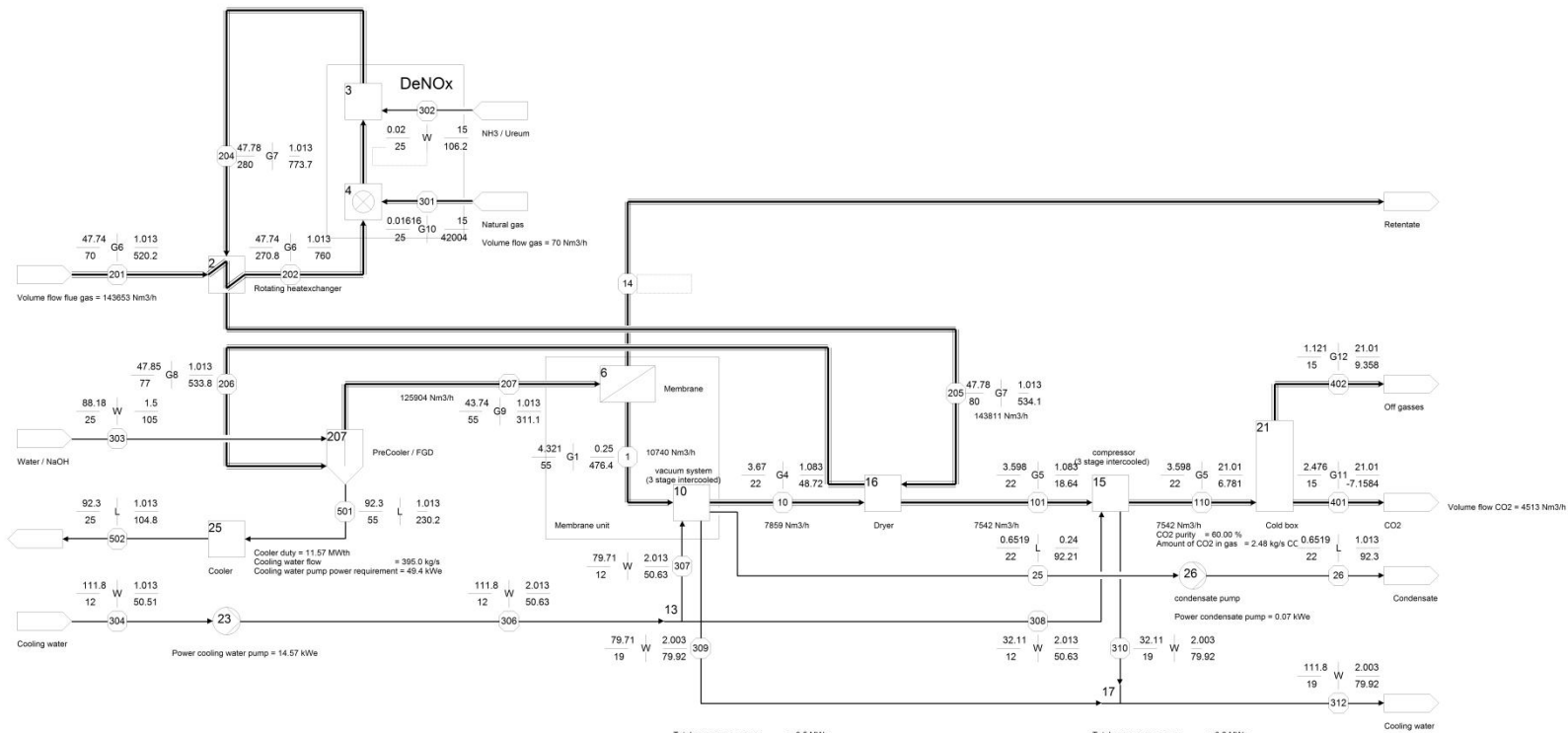
m [kg/s]	p [bar]	DNV KEMA	QCAP
t [°C]	h [kJ/kg]	Project	CO2 from MWI
SPENCE S 0.2	GRASP 3.00	Programmer	
PC_entry_16		Date	2013/05/13



Case = entry 3

Membrane Code = PPOPPOR_250 step1
Only data for membrane unit (Eq 6 and 10) are valid, see step 2 for the rest of the process data

m [kg/s]	p [bar]	T [°C]	h [kJ/kg]
SPENCE 8.0/2			
GRASP 3.00			
PC_entry_3_2			



Gas nr	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CO2	0.131891	0.16754	0.17574	0.1807	0.18837	0.06858	0.06766	0.06751	0.07337	0.0004		0.4709
N2	0.14819	0.18824	0.19746	0.20203	0.21165	0.06472	0.06411	0.62277	0.69084	0.143		0.5291
H2O	0.28987	0.11061	0.08706	0.04674	0.28191	0.26216	0.26362	0.15625				
CO2	0.42006	0.93361	0.55972	0.57553	0.59997	0.06569	0.06605	0.06591	0.07554	0.0109	1	
CH4										0.815		
C2H6										0.027		
C3H8										0.0038		
i-C4H10										0.0007		
n-C4H10										0.0008		
i-C3H12										0.0008		
Molweight [kg/mol]	32.2604	36.111	36.9667	37.5327	38.3616	26.728	26.7184	26.6991	27.9676	16.6425	44.0099	29.8901

Total compressor power = 0.5 MWe
 Total heat removed for condensation = 2.1 MWh

Total compressor power = 0.9 MWe
 Total heat removed for condensation = 0.9 MWh

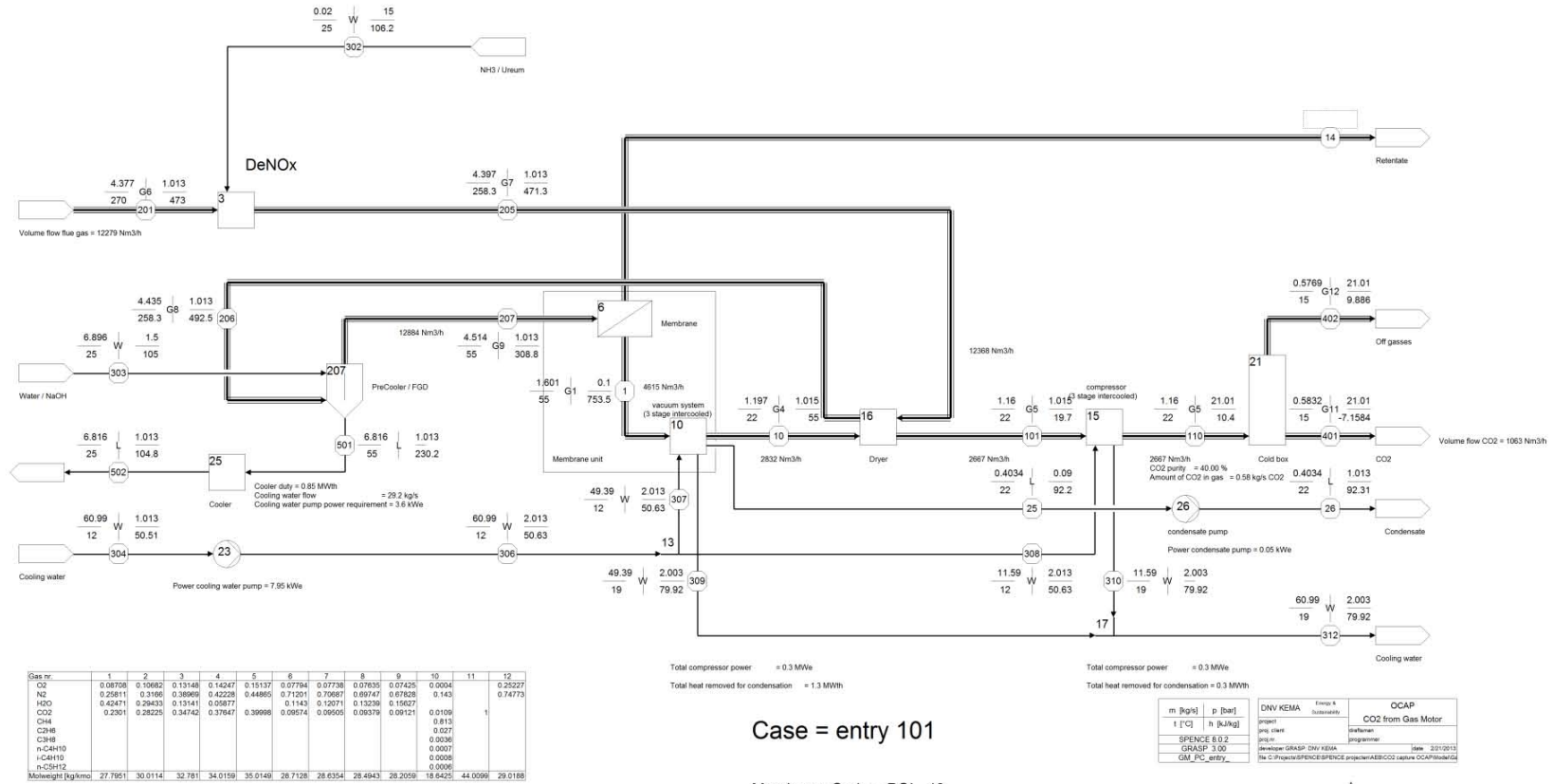
Case = entry 4

Membrane Code = PPOPPOR_250 step2

m	kg/s	p	bar
t	°C	h	[kJ/kg]

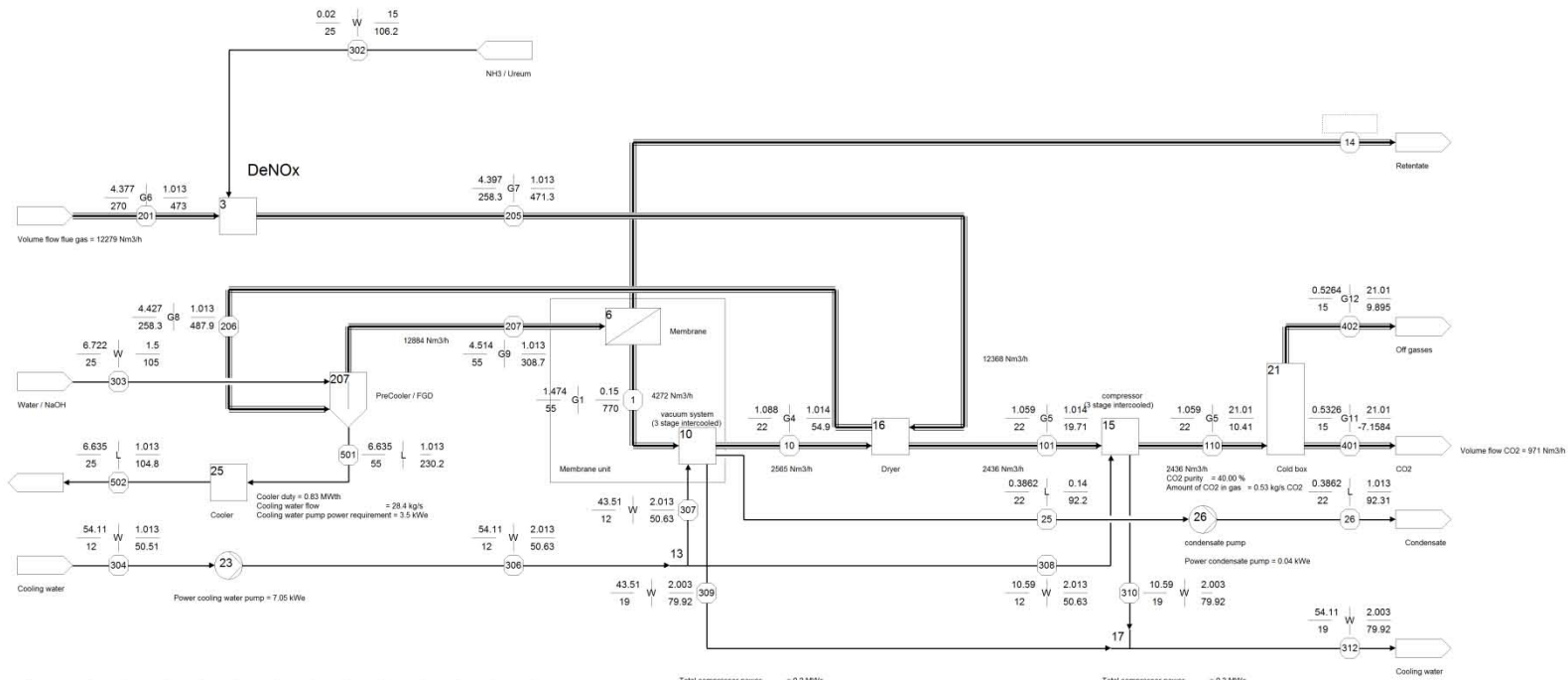
DNV KEMA	Energy & Sustainability	OCAP
project		CO2 from MWI
proj client		
proj nr		
programmer		
SPENCE S 0.2		
GRASP 3.0.0		
date	2013/05/13	
file C:\Projects\SPENCE\SPENCE\project\A8B\CO2 capture OCAP\ModellAU		

Process schemes – biogas engine



Case = entry 101

Membrane Code = POL_40



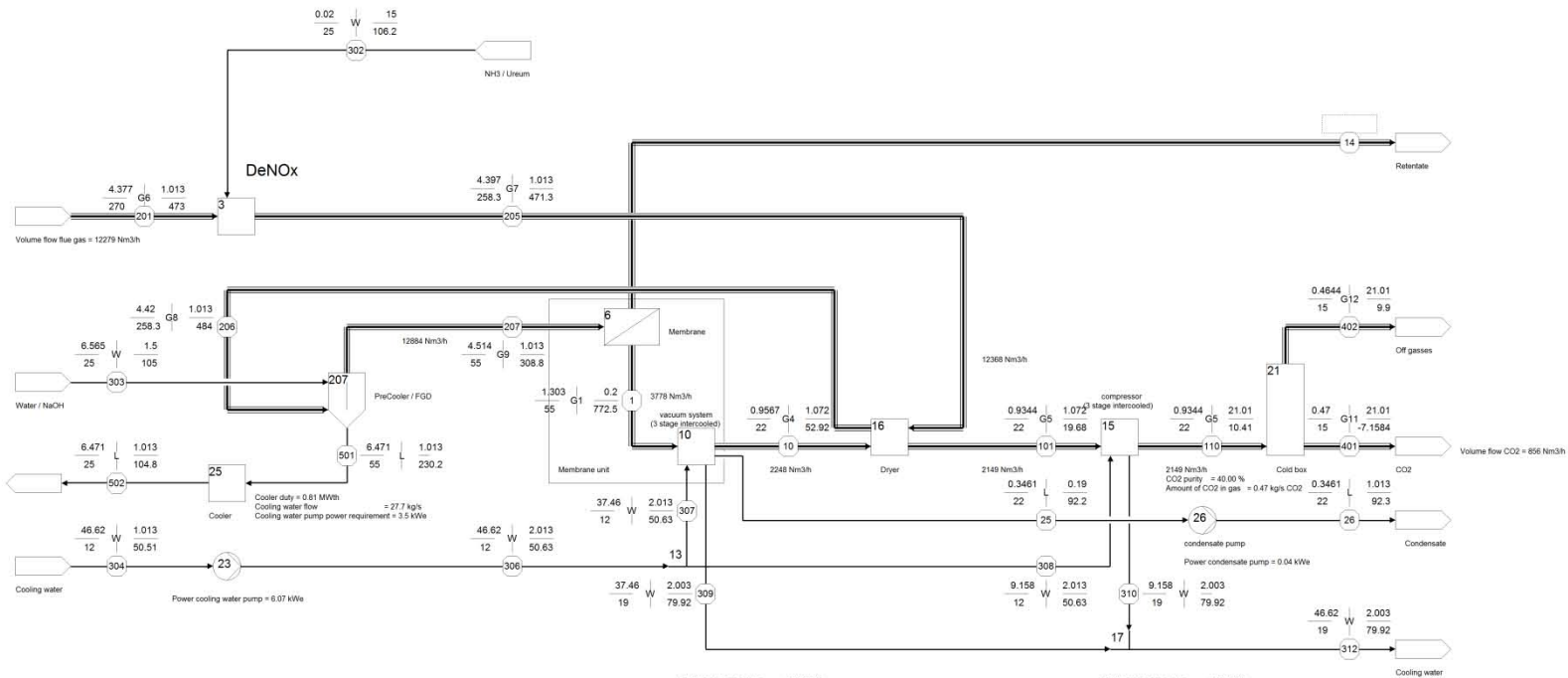
Gas nr	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CO ₂	0.08458	0.13093	0.13444	0.14147	0.14604	0.07784	0.07738	0.07657	0.07425	0.0004		0.34841
N ₂	0.25591	0.36557	0.40874	0.42803	0.45094	0.71201	0.79687	0.89494	0.87931	0.143		0.75159
H ₂ O	0.43211	0.18932	0.09822	0.05622		0.1143	0.12071	0.12988	0.15222			
CO	0.227	0.32428	0.36081	0.37969	0.40001	0.09574	0.06505	0.04406	0.09121			
CH ₄										0.0109		
C ₂ H ₆										0.013		
C ₃ H ₈										0.0036		
n-C ₄ H ₁₀										0.0007		
i-C ₄ H ₁₀										0.0006		
n-C ₅ H ₁₂										0.0006		
Molweight [kg/mol]	27.0575	31.7894	33.3409	34.1428	35.0062	28.7128	28.6354	28.9246	28.2064	18.6445	44.0099	29.0034

Case = entry 102

Membrane Code = POL_40_150

m [kg]	p [bar]	DNV KEMA	Energy & Sustainability	OCAP
t [°C]	n [kJ/kg]	project	client	CO ₂ from Gas Motor
SPENCER 8.0.2		project	programmer	
GRASP 3.00		DNV KEMA		
GM_PC_entry		file C:\Program\SPENCER\project\AEB\CO2\case\OCAP\flow\GM	date	3/1/2013

A
B



Gas nr	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CO2	0.08375	0.12724	0.13827	0.14134	0.14786	0.07784	0.07738	0.07676	0.07425	0.00504		0.34848
N2	0.25602	0.388	0.41659	0.43209	0.45211	0.71201	0.70887	0.70122	0.67828	0.143		0.73352
H2O	0.43373	0.1988	0.01855	0.04427		0.1143	0.12071	0.12773	0.15627			
CO2	0.22651	0.34417	0.36859	0.3823	0.40001	0.09574	0.09505	0.09429	0.09121		1	
CH4										0.0109		
COH6										0.013		
C3H8										0.0036		
n-C4H10										0.0007		
i-C4H10										0.0006		
n-C5H12										0.0006		
Molweight [kg/mol]	27.0342	32.0305	33.6672	34.2496	35.0015	28.7128	28.6354	28.5506	28.2059	18.6425	44.0099	28.9957

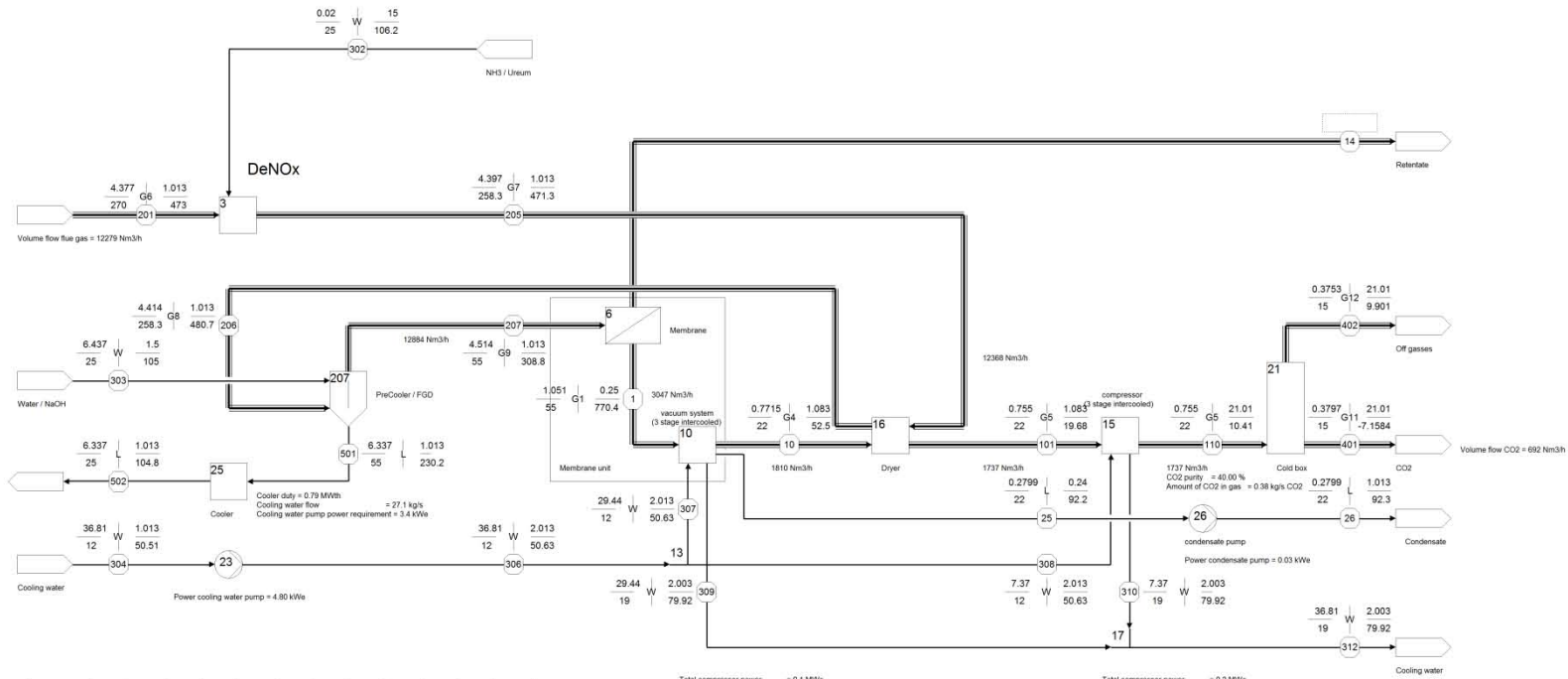
Total compressor power = 0.2 MW
 Total heat removed for condensation = 1.0 MWth

Case = entry 103

Membrane Code = POL_40_200

m [kg]	p [bar]	DNV KEMA	Energy & Sustainability	OCAP
t [°C]	n [kJ/kg]	project	client	CO2 from Gas Motor
SPENICE 6.0.2	programmer			
GRASP 3.00	date			
GM_PC_entry	file C:\Program\SPENICE\project\AEB\CO2 capture OCAP\flow\GM			

A
B



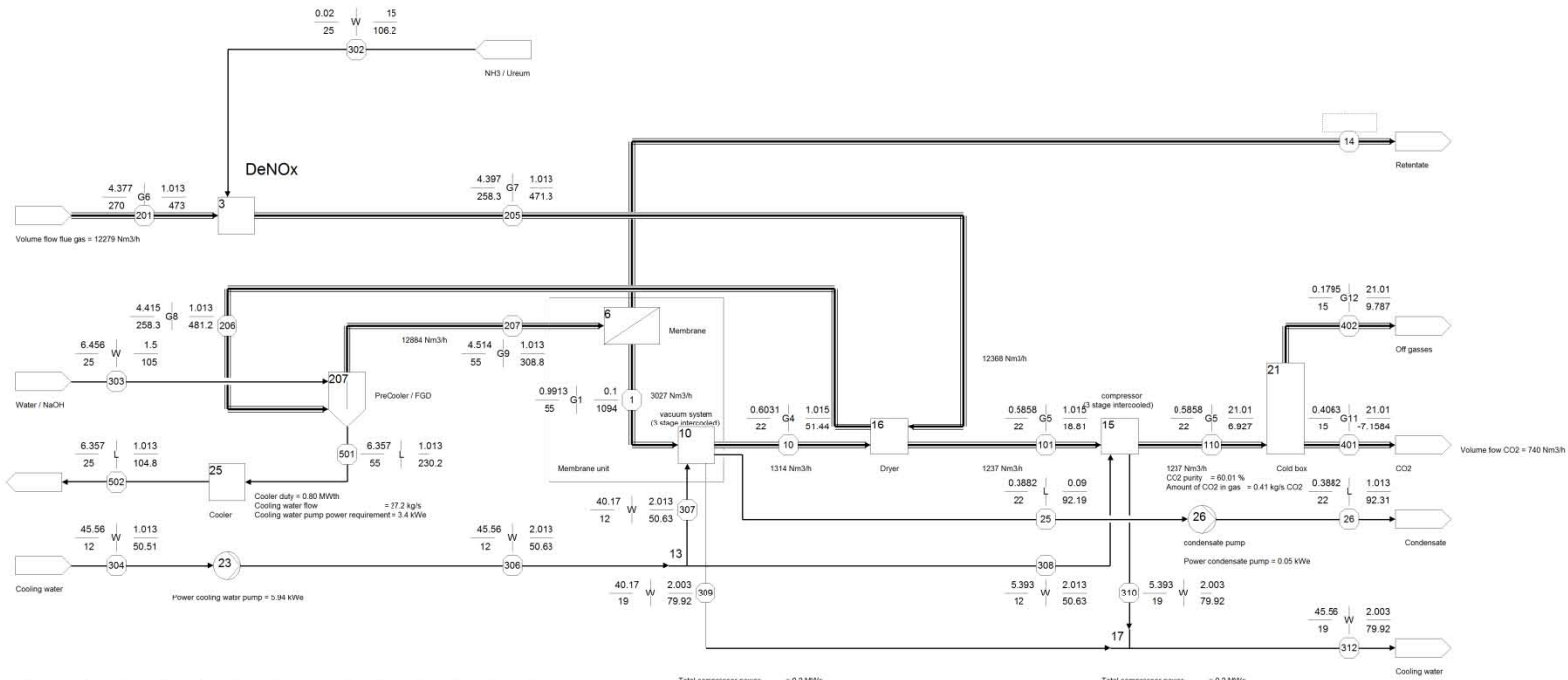
Gas no.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CO ₂	0.08378	0.13136	0.13779	0.14168	0.14765	0.07784	0.07738	0.07692	0.07425	0.0004		0.34614
N ₂	0.25661	0.40232	0.42201	0.43363	0.45233	0.71291	0.70687	0.70268	0.67828	0.143		0.73386
H ₂ O	0.43271	0.11027	0.06794	0.04696		0.1143	0.12071	0.12591	0.15027			
CO	0.2269	0.35576	0.37317	0.3837	0.39996	0.09574	0.09505	0.09449	0.09121		1	
CH ₄										0.0109		
C ₂ H ₆										0.013		
C ₃ H ₈										0.0036		
n-C ₄ H ₁₀										0.0007		
i-C ₄ H ₁₀										0.0006		
n-C ₅ H ₁₂										0.0006		
Molweight [kg/mol]	27.0507	33.1222	33.8616	34.3091	35.0003	28.7128	28.6354	28.5725	28.2059	18.6405	44.0099	28.9944

Case = entry 104

Membrane Code = POL_40_250

m [kg]	p [bar]	DNV KEMA	Energy & Sustainability	OCAP
t [°C]	n [kJ/kg]	project	client	CO ₂ from Gas Motor
SPENICE 6 0.2		project	programmer	
GRASP 3.00		reviewer	DNV KEMA	
GM_PC_entry		file C:\Program\SPENICE\project\AEBCCO2\case\OCAP\flow\GM	date	20110513

A
B



Gas no.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CO ₂	0.04746	0.08248	0.10154	0.11003	0.11691	0.07784	0.07738	0.0769	0.07425	0.0004		0.29021
N ₂	0.11491	0.19972	0.24583	0.26639	0.28303	0.71201	0.70687	0.70247	0.67828	0.143		0.70769
H ₂ O	0.59402	0.29437	0.13146	0.05862		0.1143	0.12071	0.12818	0.15627			
CO	0.24361	0.42342	0.52118	0.56477	0.60006	0.09574	0.09505	0.09446	0.09121		1	
CH ₄										0.013		
C ₂ H ₆										0.027		
C ₃ H ₈										0.0036		
n-C ₄ H ₁₀										0.0007		
i-C ₄ H ₁₀										0.0006		
n-C ₅ H ₁₂										0.0006		
Molweight [kg/mol]	26.1604	32.1723	35.4408	36.8982	38.0782	28.7128	28.6354	28.5994	28.2059	18.6405	44.0099	28.1784

Total compressor power = 0.2 MWe
 Total heat removed for condensation = 1.1 MWth

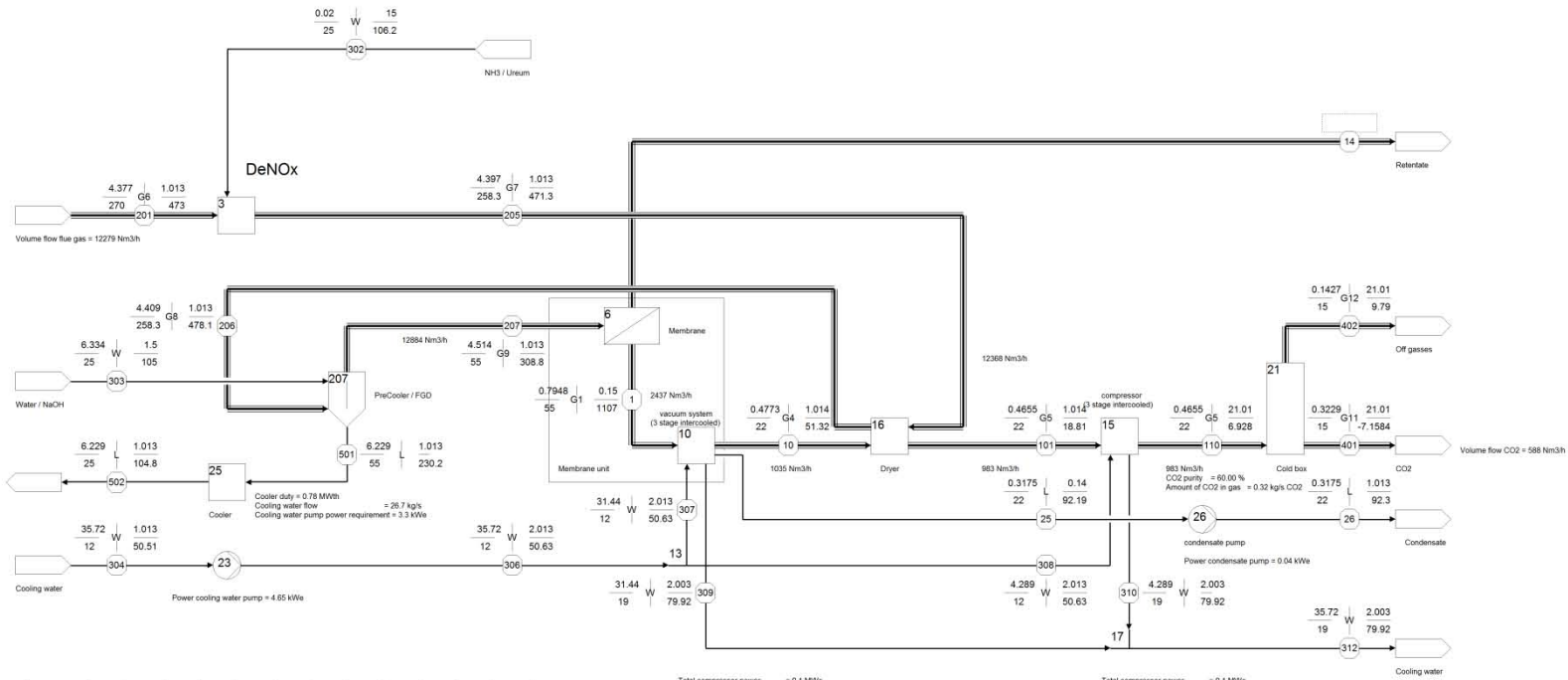
Total compressor power = 0.2 MWe
 Total heat removed for condensation = 0.2 MWth

Case = entry 109

Membrane Code = POL_60_100

m [kg]	p [bar]	DNV KEMA	Energy & Sustainability	OCAP
t [°C]	n [kg/kg]	project	client	CO ₂ from Gas Motor
SPENICE 8.0.2	programmer			
GRASP 3.00	date			
GM_PC_entry	file C:\Program\SPENICE\project\AEB\CO2 capture OCAP\flow\GM			

A
B



Gas nr.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CO2	0.0467	0.0644	0.1050	0.1105	0.1165	0.0778	0.0778	0.0725	0.0004			0.2913
N2	0.1136	0.2297	0.2554	0.2692	0.2834	0.7120	0.7087	0.7036	0.6782	0.143		0.70867
H2O	0.3992	0.1928	0.0936	0.0596		0.1143	0.1207	0.1244	0.1527			
CO	0.2405	0.4864	0.5412	0.5983	0.6005	0.0957	0.0955	0.0948	0.0912		1	
CH4										0.013		
C2H6										0.027		
C3H8										0.0036		
n-C4H10										0.0007		
i-C4H10										0.0006		
n-C5H12										0.0006		
Molweight [kg/mol]	26.0558	34.2776	36.1093	37.0561	38.0765	28.7128	28.6354	28.5903	28.2059	18.6425	44.0999	28.1745

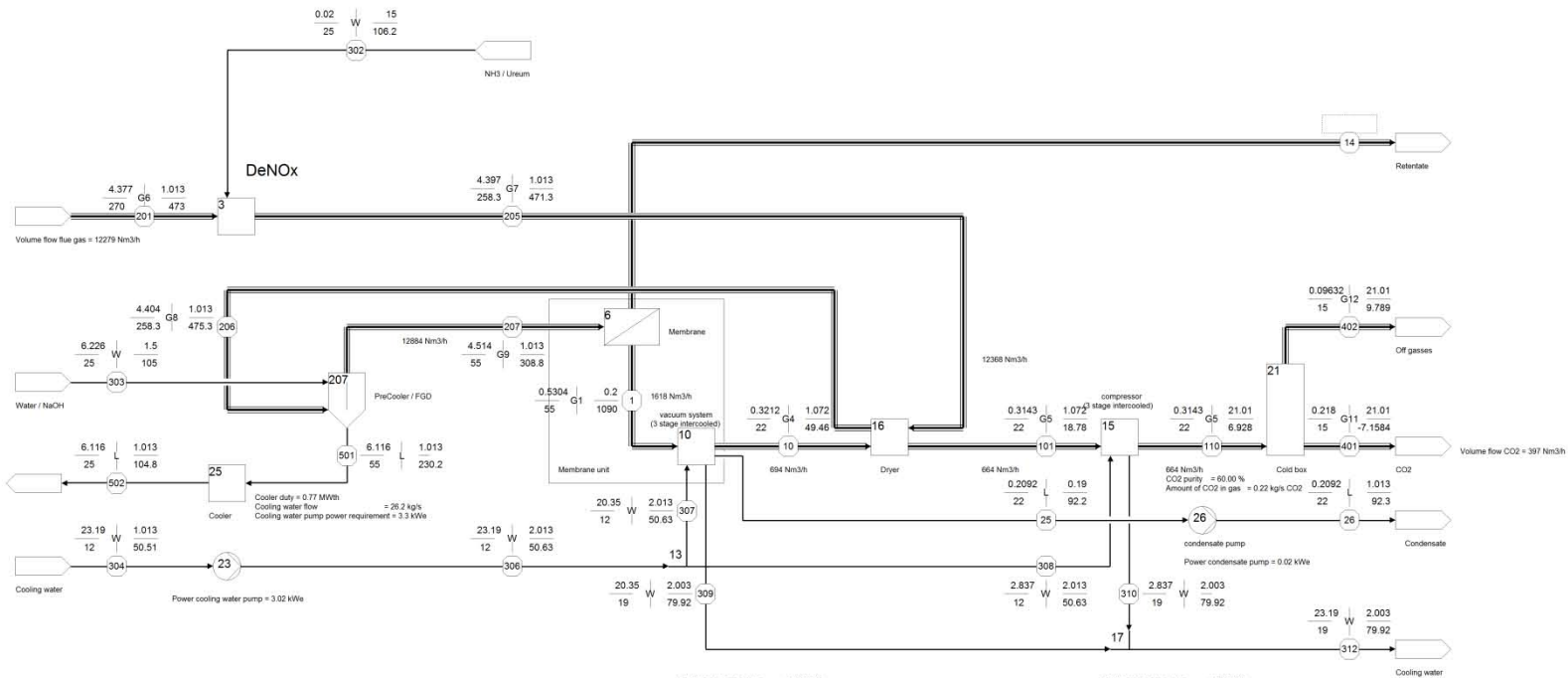
Total compressor power = 0.1 MW
 Total heat removed for condensation = 0.9 MWth

Case = entry 110

Membrane Code = POL_60_150

m [kg]	p [bar]	DNV KEMA	Energy & Sustainability	OCAP
t [°C]	n [kg/kg]	project	client	CO2 from Gas Motor
SPENCER 8.0.2		programmer		
GRASP 3.00		reviewer		
GM_PC_entry		file		

A
B



Gas no.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CO2	0.04754	0.10034	0.10746	0.11145	0.11862	0.07784	0.07738	0.07719	0.07425	0.0004		0.29158
N2	0.1155	0.24378	0.26107	0.27078	0.28334	0.71201	0.70687	0.70511	0.67828	0.143		0.70842
H2O	0.58238	0.13965	0.07386	0.04431		0.1143	0.12071	0.12289	0.15027			
CO	0.24458	0.51826	0.55288	0.57345	0.60004	0.09574	0.09505	0.09481	0.09121		1	
CH4										0.013		
C2H6										0.027		
C3H8										0.0036		
n-C4H10										0.0007		
i-C4H10										0.0006		
n-C5H12										0.0006		
Molweight [kg/mol]	26.1928	35.2756	36.4899	37.1877	38.0787	28.7128	28.6354	28.609	28.2059	18.6425	44.0099	29.1755

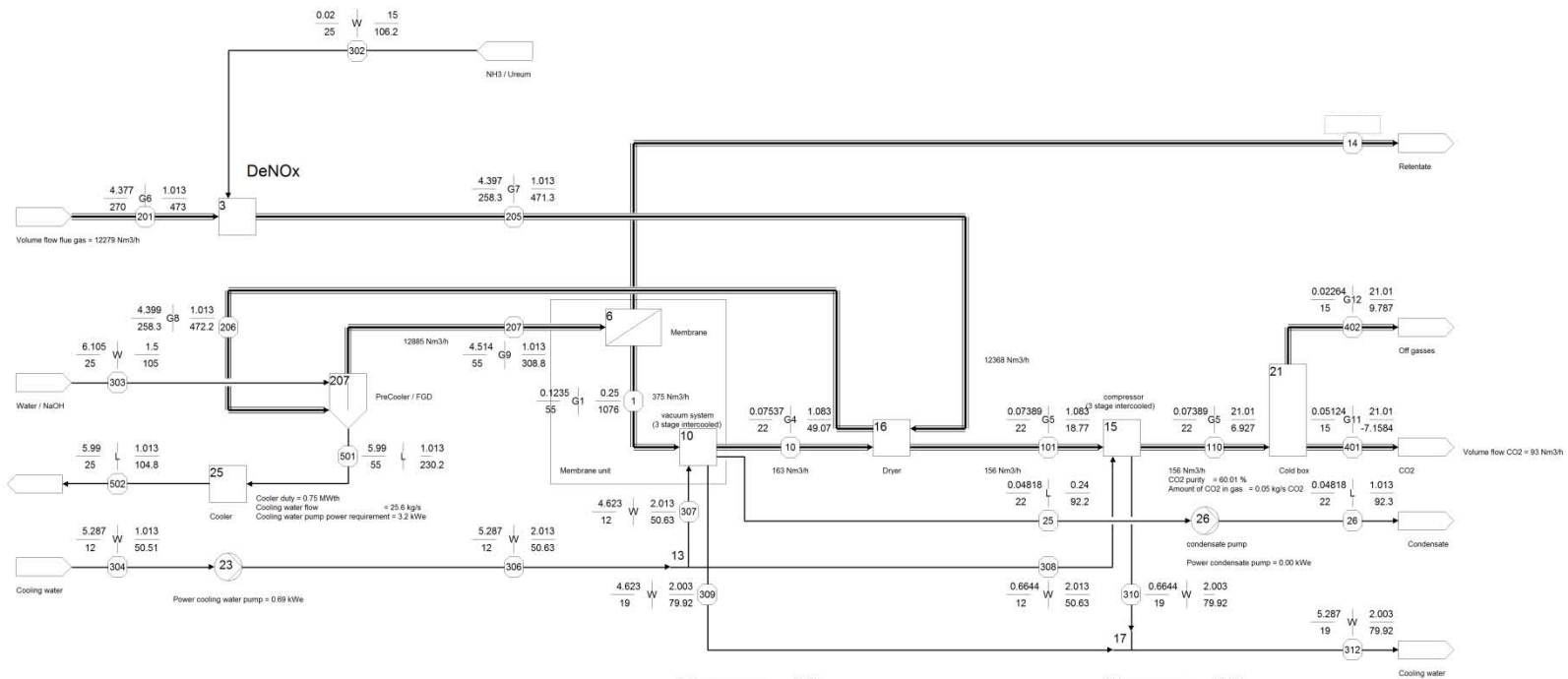
Total compressor power = 0.1 MWe
 Total heat removed for condensation = 0.8 MWth
 Total compressor power = 0.1 MWe
 Total heat removed for condensation = 0.1 MWth

Case = entry 111

Membrane Code = POL_60_200

m [kg]	p [bar]	DNV KEMA	Group 4	OCAP
t [°C]	n [kJ/kg]	project	OCAP	CO2 from Gas Motor
SPENICE 8 0 2		prog client		
GRASP 3 0 0		prog name		
GM_PC_entry		prog number		
		prog date		
		prog author		
		prog version		
		prog description		
		prog keywords		
		prog notes		
		prog comments		

A
B



Gas no.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
O2	0.04932	0.10403	0.10912	0.1122	0.11690	0.07794	0.07738	0.07734	0.07425	0.0004		0.26248
N2	0.11189	0.25167	0.20399	0.2144	0.26297	0.71201	0.70687	0.70669	0.67627	0.143		0.70754
H2O	0.58689	0.11061	0.06708	0.04074	0.06007	0.1143	0.12071	0.12116	0.15628		1	
CO2	0.2479	0.53369	0.55861	0.57562	0.60007	0.09574	0.09505	0.095	0.0612	0.0109		
CH4										0.027		
C2H6										0.0038		
C3H8										0.0007		
n-C4H10										0.0008		
i-C4H10										0.0006		
n-C5H12										0.0006		
Molweight [kg/mol]	26.3037	35.8593	36.7326	37.2612	38.0785	28.7126	28.0354	28.6297	28.2057	16.0425	44.0099	29.179

Total compressor power = 0.0 MWw
 Total heat removed for condensation = 0.1 MWth

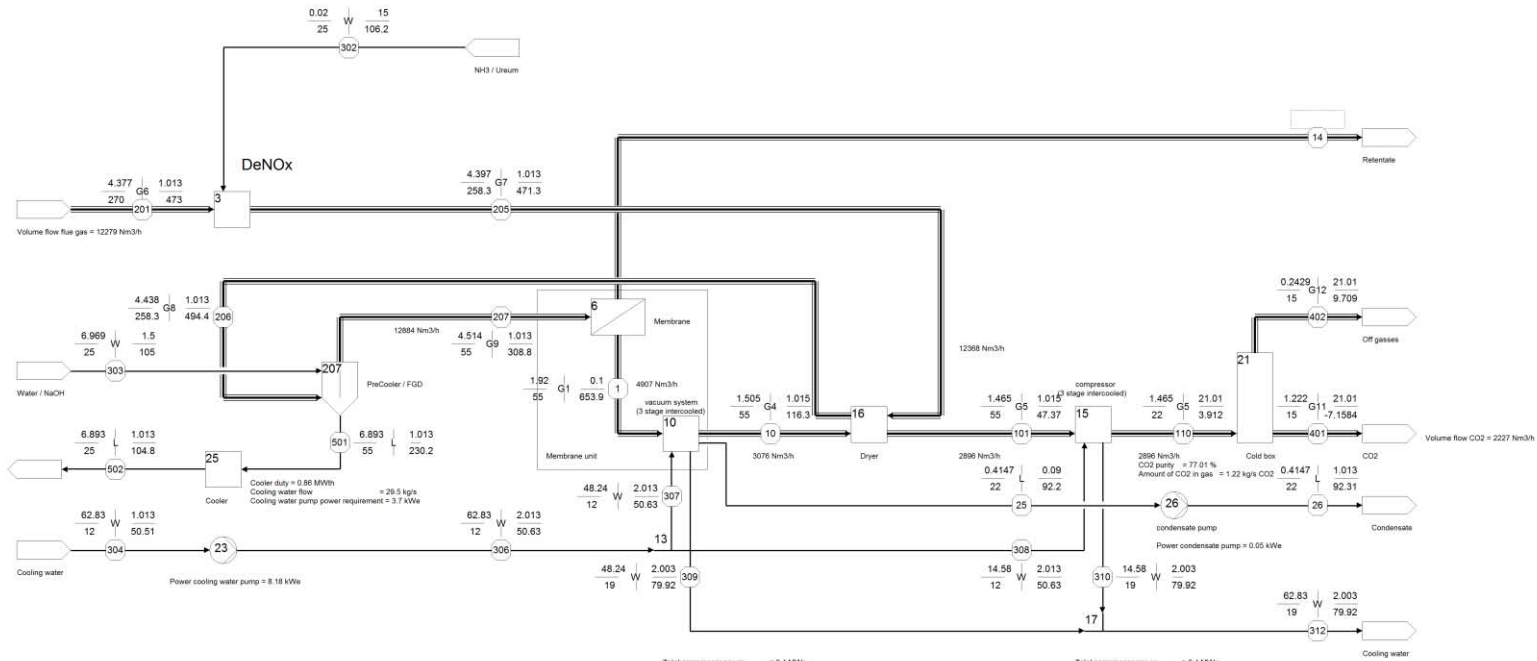
Total compressor power = 0.0 MWw
 Total heat removed for condensation = 0.0 MWth

Case = entry 112

Membrane Code = POL_60_250

m [kg/s]		p [bar]		DNV KEMA Energy & Sustainability		OCAP	
1	2	1	2	project	CO2 from Gas Motor	program	
SPENCE 8.0.2				client			
GRASP 3.00				project			
GM_PC_entry				revision			

A
B



Gas nr	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CO2	0.0438	0.05297	0.06471	0.07012	0.07451	0.07794	0.07738	0.07628	0.07425	0.06904		0.32411
N2	0.9135	0.9364	0.93408	0.94263	0.95336	0.97201	0.97847	0.98664	0.98788	0.942		0.67588
H2O	0.41212	0.2844	0.13149	0.05885	0.1143	0.12071	0.13343	0.15827			1	
CO	0.45273	0.54339	0.66884	0.72478	0.77011	0.08514	0.08505	0.09363	0.09121			
CH4									0.0108			
C2H6									0.027			
C3H8									0.0036			
n-C4H10									0.0007			
i-C4H10									0.0008			
n-C5H12									0.0006			
Molweight [kg/mol]	31.306	33.9719	37.6566	39.2964	40.6284	38.7128	28.8354	28.4818	28.2089	18.6425	44.0099	29.3051

Total compressor power = 0.4 MW
 Total heat removed for condensation = 1.4 MWh

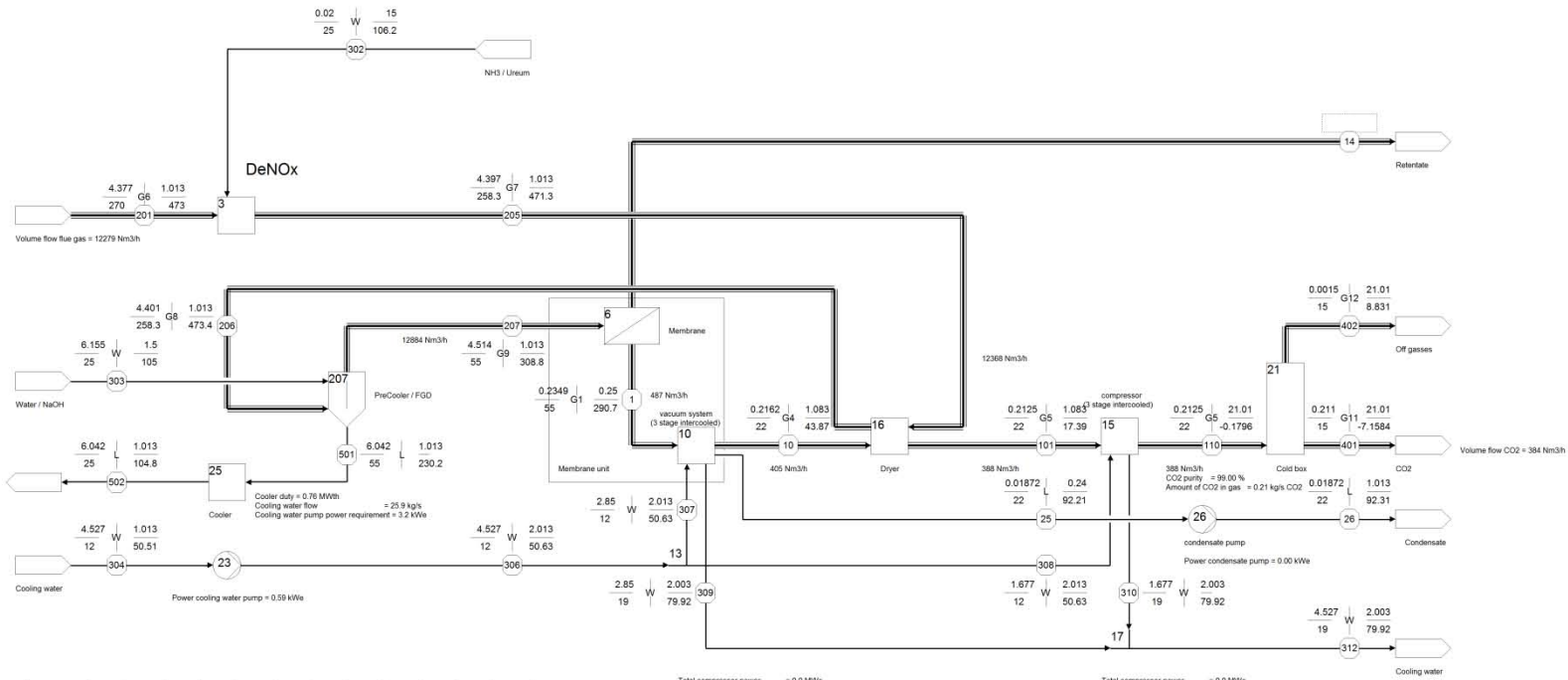
m [kg/h]	p [bar]	DNV KEMA Energy & Sustainability	OCAP
1 [°C]	h [kJ/kg]	project	CO2 from Gas Motor
		proj client	customer
		project	engineering
		revision	DATE
		Rev. C	21/10/13
		Rev. C: Project: SPENCE SPENCE process: ABB CO2 capture: OCAP: Rev. C: Rev. C	

Case = entry 125

Membrane Code = POLFSCR_99 Step1

Only data for membrane unit (Eq 6 and 10) are valid, see step 2 for the rest of the process data

A
B



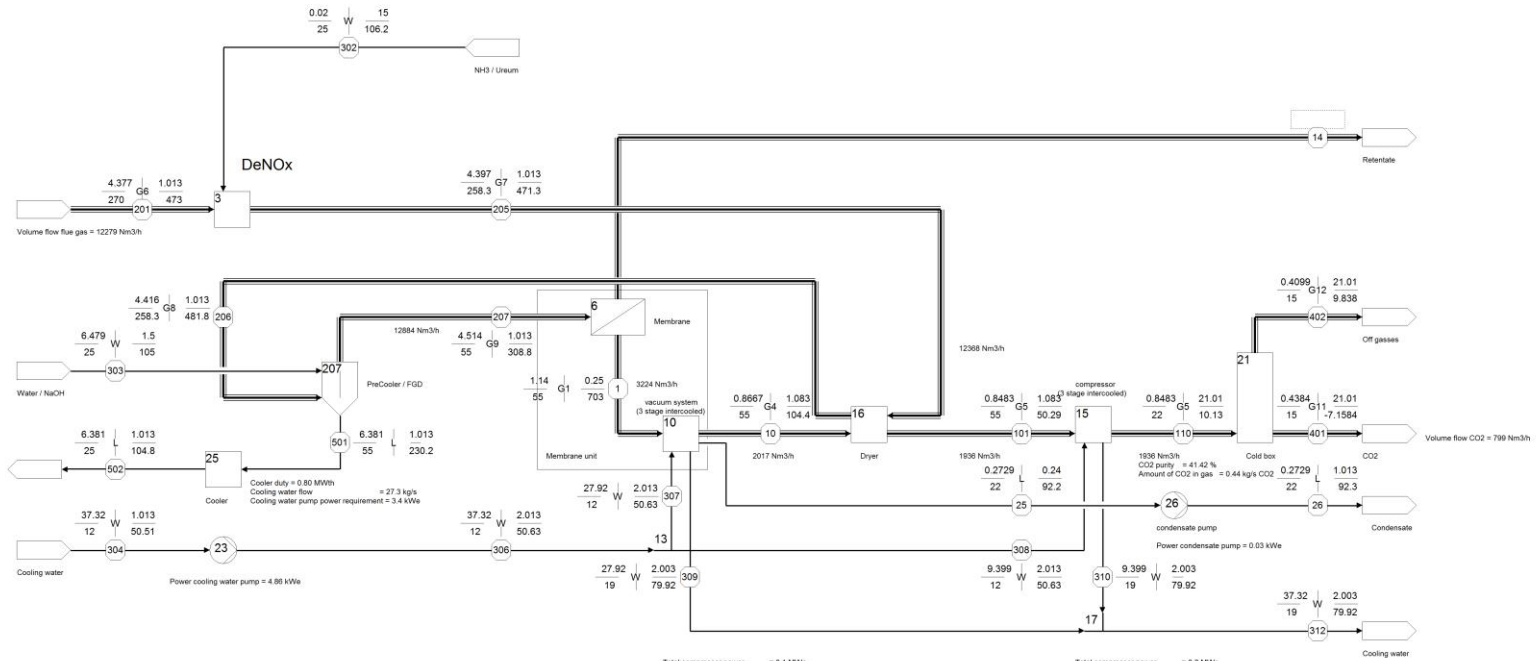
Gas no.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CO ₂	0.0056	0.0062	0.0067	0.0070	0.0070	0.0070	0.0070	0.0070	0.0070	0.0070	0.0070	0.0070
N ₂	0.00238	0.00267	0.0028	0.00287	0.00287	0.00287	0.00287	0.00287	0.00287	0.00287	0.00287	0.00287
H ₂ O	0.2046	0.1107	0.0871	0.0683	0.0503	0.0371	0.0271	0.0198	0.15028	0.0004	0.0004	0.29845
CO	0.78741	0.88037	0.92346	0.94854	0.98966	0.99574	0.99505	0.99492	0.9912	0.0109	1	
CH ₄										0.013		
C ₂ H ₆										0.007		
C ₃ H ₈										0.0036		
n-C ₄ H ₁₀										0.0007		
i-C ₄ H ₁₀										0.0006		
n-C ₅ H ₁₂										0.0006		
Molweight [kg/mol]	38.5859	41.0145	42.1401	42.8213	43.8773	45.8773	48.6354	52.8212	58.2058	78.6425	44.0099	30.8084

Case = entry 126

Membrane Code = POLFSCR_99 Step2

m [kg]	p [bar]	DNV KEMA	Energy & Sustainability	OCAP
t [°C]	n [kg/kg]	project	client	CO ₂ from Gas Motor
SPENCE 8 0.2	programmer			
GRASP 3.00	date	2012/03/13		
GM_PC_entry	file	\\na.c:\projects\SPENCE\project\AEB\CO2 capture\OCAP\flow\GM		

A
B



Gas nr	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CO2	0.09618	0.14197	0.1485	0.15269	0.15917	0.07794	0.07738	0.07687	0.07425	0.0004		0.27173
N2	0.29511	0.37943	0.398	0.40261	0.4286	0.71201	0.7047	0.7025	0.67628	0.142		0.72827
H2O	0.40201	0.11927	0.06704	0.0407	0.1143	0.12071	0.12651	0.15627				
CO2	0.2477	0.38843	0.38646	0.39737	0.41423	0.09574	0.09509	0.09442	0.09121			
CH4									0.813			
C2H6									0.027			
C3H8									0.0036			
n-C4H10									0.0007			
n-C4H10									0.0006			
n-C5H12									0.0006			
Molweight [kg/mol]	28.3358	33.3656	34.1166	34.8716	35.2739	28.7126	28.6354	28.5653	28.2059	18.6425	44.0099	29.0963

Total compressor power = 0.1 MWw
 Total heat removed for condensation = 0.8 MWw

Total compressor power = 0.2 MWw
 Total heat removed for condensation = 0.3 MWw

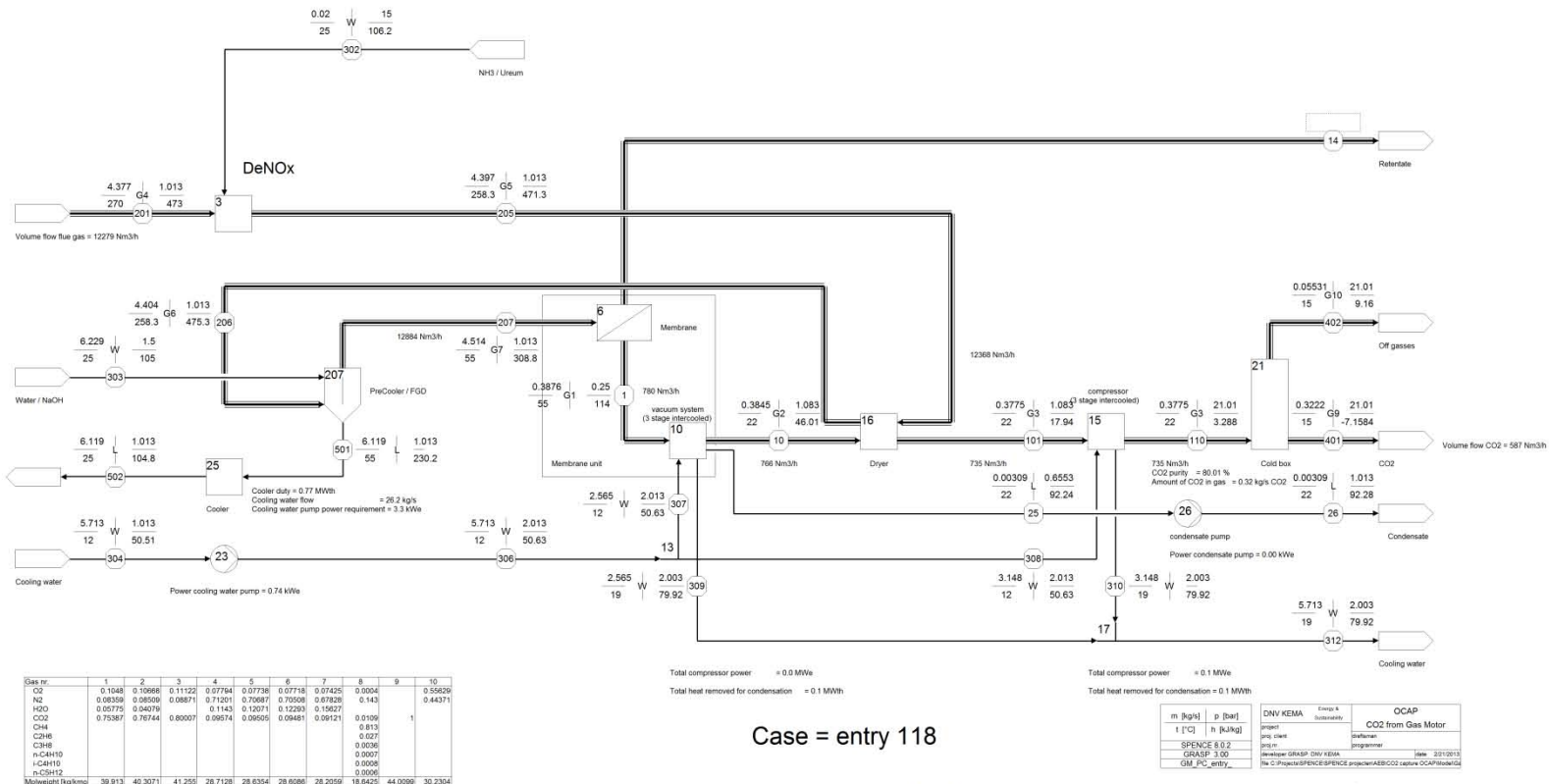
Case = entry 117

Membrane Code = POLPOLR_80 Step1

Only data for membrane (Eq 6 and 10) are valid, see step 2 for the rest of the process data

m [kg/h]	p [bar]	DNV KEMA Energy & Sustainability	OCAP
1 [°C]	h [k-J/kg]	project	CO2 from Gas Motor
SPENCE 8.0.2		proj client	
GRASP 3.00		project	
GRASP entry		membrane GRASP: DNV KEMA	
		membrane GRASP: DNV KEMA	
		file: C:\Programme\DNV\SPENCE\projmem\GRASP\OCAP\flow\OCAP	
			date: 25/10/13

A
B



Gas no.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
CO2	0.1648	0.10968	0.11132	0.07764	0.07738	0.07718	0.07425	0.0004		0.56426
N2	0.08359	0.08509	0.08871	0.12101	0.10887	0.10508	0.07828	0.143		0.44371
H2O	0.08775	0.04079		0.1143	0.12071	0.12293	0.15827			
CO	0.75387	0.76744	0.80007	0.99574	0.99655	0.99481	0.99121			
CH4							0.0109			
C2H6							0.813			
C3H8							0.027			
n-C4H10							0.0007			
i-C4H10							0.0008			
n-C5H12							0.0006			
Mass weight (kg/kmol)	39.813	40.3071	41.255	28.7128	28.6354	28.6086	28.2059	18.6425	44.0999	30.2304

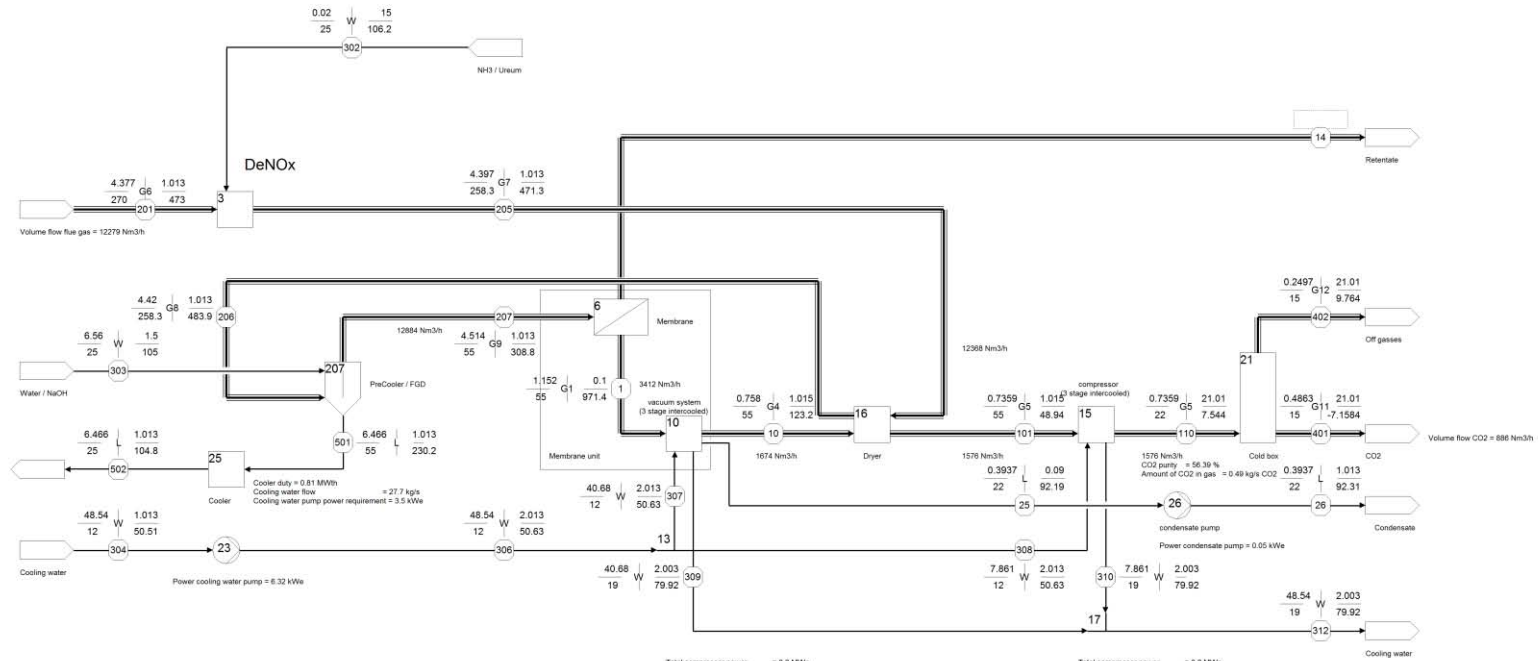
Case = entry 118

Membrane Code = POLPOLR_80 Step2

m	[kg]	p	[bar]
t	[°C]	n	[kJ/kg]
			0.027
			0.0036
			0.0007
			0.0008
			0.0006

DNV KEMA		Energy & Sustainability		OCAP	
project	DNV KEMA	programmer	DNV KEMA	CO2 from Gas Motor	
client	SPENCER & G	programmer	DNV KEMA		
date	2011-03-13	date	2011-03-13		
revision	3.00	revision	3.00		
file	OCAP_PC_entry	file	OCAP_PC_entry		

A
B



Gas nr	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CO2	0.06046	0.06092	0.11437	0.12963	0.13168	0.07794	0.07736	0.07677	0.07425	0.06004		0.30191
N2	0.13981	0.21480	0.26445	0.28060	0.30447	0.71201	0.70847	0.70128	0.67628	0.142		0.69008
H2O	0.84082	0.29436	0.13145	0.05881	0.1143	0.12071	0.12768	0.15827				
CO2	0.26891	0.39738	0.48974	0.5307	0.56386	0.09574	0.09505	0.0943	0.09121			
CH4									0.0108	0.813		
C2H6									0.027			
C3H8									0.0036			
n-C4H10									0.0007			
i-C4H10									0.0008			
n-C5H12									0.0006			
Molweight [kg/mol]	26.9889	31.8203	34.9691	36.4067	37.5079	28.7126	28.8354	28.5514	28.2099	18.6425	44.0099	29.2166

Total compressor power = 0.2 MWw
 Total heat removed for condensation = 1.2 MWth

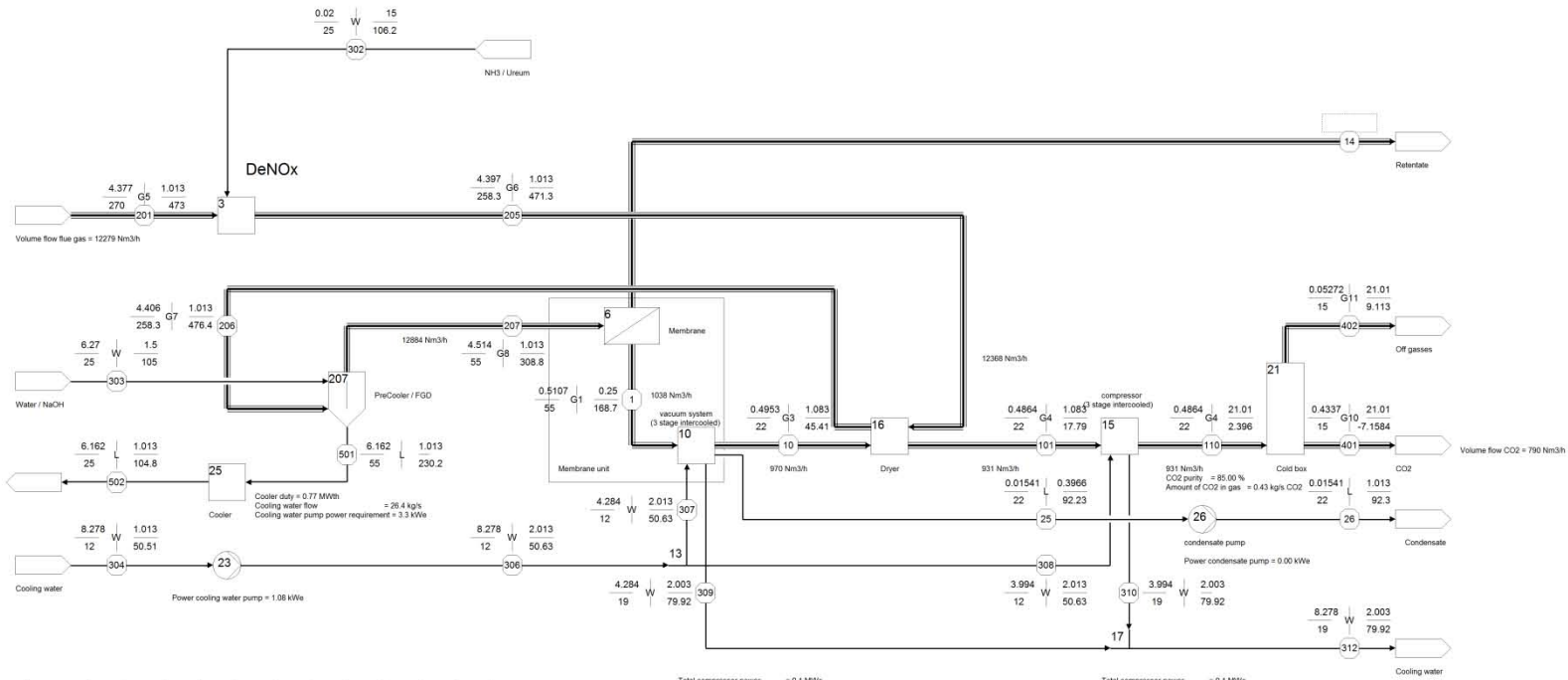
Total compressor power = 0.2 MWw
 Total heat removed for condensation = 0.2 MWth

Case = entry 119

Membrane Code = POLPOLR_85 Step1

Only data for membrane unit (Eq 6 and 10) are valid, see step 2 for the rest of the process data

m [kg/h]	p [bar]	DNV KEMA Energy & Sustainability	OCAP
1 [°C]	h [kJ/kg]	project	CO2 from Gas Motor
SPENCE B 0.2		proj client	
GRASP 3.00		proj no	
GRASP entry		preparer DNVSP, DNV KEMA	preparation
		Rev. C:\Programme\DNVSP\SPENCE\proj\mem\A0002\reflow\OCAP\flow\OCAP	date 21/10/13



Gas no.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
CO ₂	0.0775	0.08071	0.08396	0.08652	0.07794	0.07738	0.07713	0.07425	0.0054		0.37672
N ₂	0.05688	0.05923	0.06091	0.06335	0.71201	0.70687	0.70446	0.67828	0.143		0.42328
H ₂ O	0.1042	0.08744	0.04698		0.1143	0.12071	0.12352	0.15027			
CO	0.78142	0.79292	0.81531	0.84999	0.09074	0.09505	0.09475	0.09121			1
CH ₄								0.0109			
C ₂ H ₆								0.813			
C ₃ H ₈								0.0036			
n-C ₄ H ₁₀								0.0007			
i-C ₄ H ₁₀								0.0008			
n-C ₅ H ₁₂								0.0006			
Molweight [kg/mol]	39.4604	40.3477	40.9783	41.9355	28.7128	28.8354	28.6014	28.2059	18.9425	44.0096	30.3119

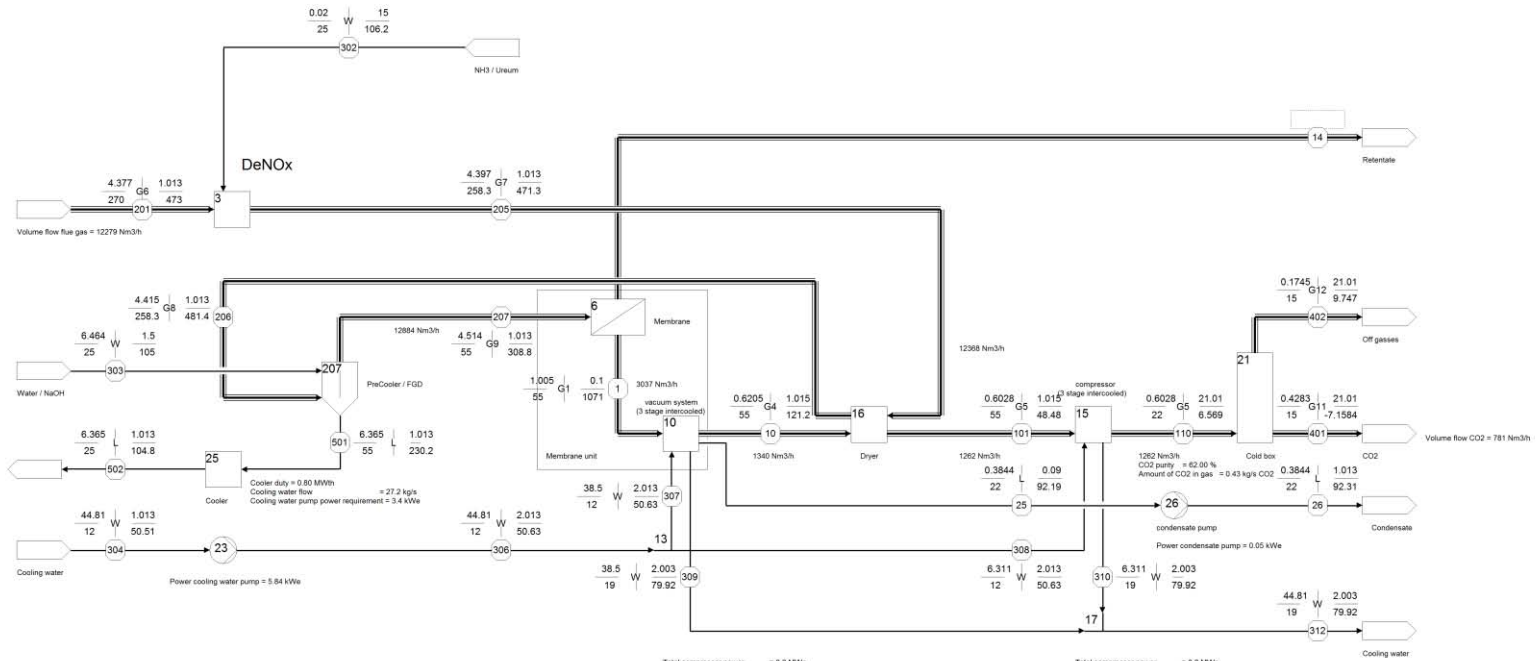
Total compressor power = 0.1 MW
 Total heat removed for condensation = 0.1 MWth

Case = entry 120

Membrane Code = POLPOLR_85 Step2

m [kg]	p [bar]	DNV KEMA	Group & Subcategory	OCAP
t [°C]	n [kJ/kg]	project		CO ₂ from Gas Motor
SPENICE 8.0.2		proj client		
GRASP 3.00		proj no.		
GM_PC_entry		developer		
		programmer		
		date		
		file no.		

A
B



Gas nr	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CO2	0.04842	0.08274	0.10185	0.10331	0.11728	0.07794	0.07736	0.07688	0.07425	0.0004		0.30858
N2	0.10851	0.18841	0.22825	0.24731	0.30276	0.71201	0.70847	0.70726	0.67828	0.142		0.89146
H2O	0.08705	0.28437	0.13146	0.05882	0.1143	0.12071	0.12628	0.15827			1	
CO2	0.25602	0.43747	0.53847	0.58351	0.61987	0.09574	0.09505	0.09443	0.09121			
CH4									0.0108			
C2H6									0.027			
C3H8									0.0036			
n-C4H10									0.0007			
i-C4H10									0.0008			
n-C5H12									0.0006			
Molweight [kg/mol]	28.4325	32.3881	35.7186	37.1992	38.3365	28.7126	28.8354	28.568	28.2099	18.6425	44.0099	29.2432

Total compressor power = 0.2 MWw
 Total heat removed for condensation = 1.1 MWth

Total compressor power = 0.2 MWw
 Total heat removed for condensation = 0.2 MWth

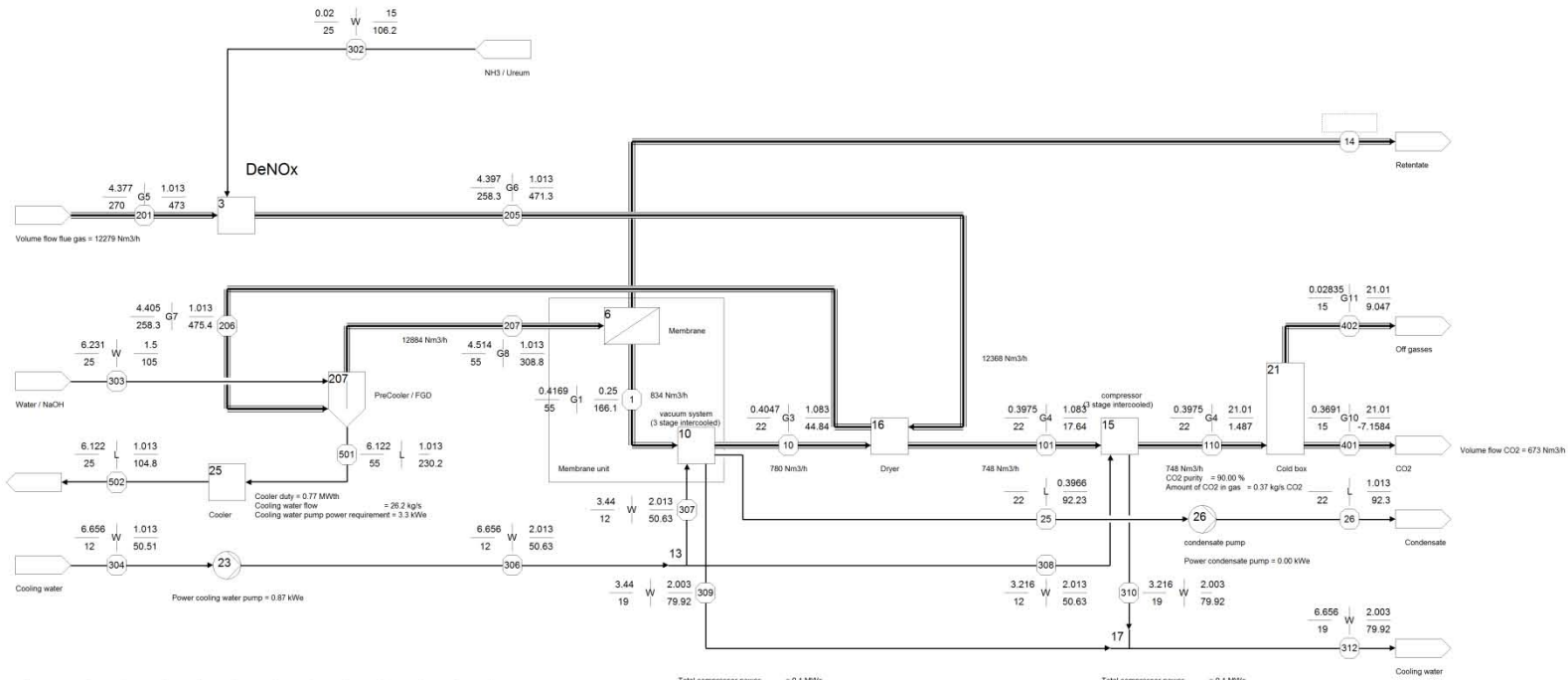
Case = entry 121

Membrane Code = POLPOLR_90 Step1

Only data for membrane (Eq 6 and 10) are valid, see step 2 for the rest of the process data

m [kg/h]	p [bar]	DNV KEMA Energy & Sustainability	OCAP
1 [°C]	h [kJ/kg]		CO2 from Gas Motor
SPENCE B 0.2			
GRASP 3.00			
GRASP_entry			

A
B



Gas no.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
CO ₂	0.05425	0.05647	0.05506	0.06053	0.07794	0.07738	0.07718	0.07425	0.0054		0.00547
N ₂	0.03535	0.0368	0.03783	0.03944	0.04143	0.04143	0.04143	0.04143	0.04143	0.04143	0.04143
H ₂ O	0.1038	0.08715	0.0481	0.1143	0.12071	0.12297	0.12297	0.12297	0.12297	0.12297	0.12297
CO	0.0066	0.03956	0.08329	0.00002	0.09074	0.09505	0.0948	0.09121	0.0109	1	
CH ₄									0.813		
C ₂ H ₆									0.027		
C ₃ H ₈									0.0036		
n-C ₄ H ₁₀									0.0007		
i-C ₄ H ₁₀									0.0008		
n-C ₅ H ₁₂									0.0006		
Molweight [kg/mol]	40.0948	40.0975	41.6464	42.0519	28.7128	28.8354	28.8081	28.2059	18.8425	44.0096	30.4264

Total compressor power = 0.1 MW
 Total heat removed for condensation = 0.1 MWth

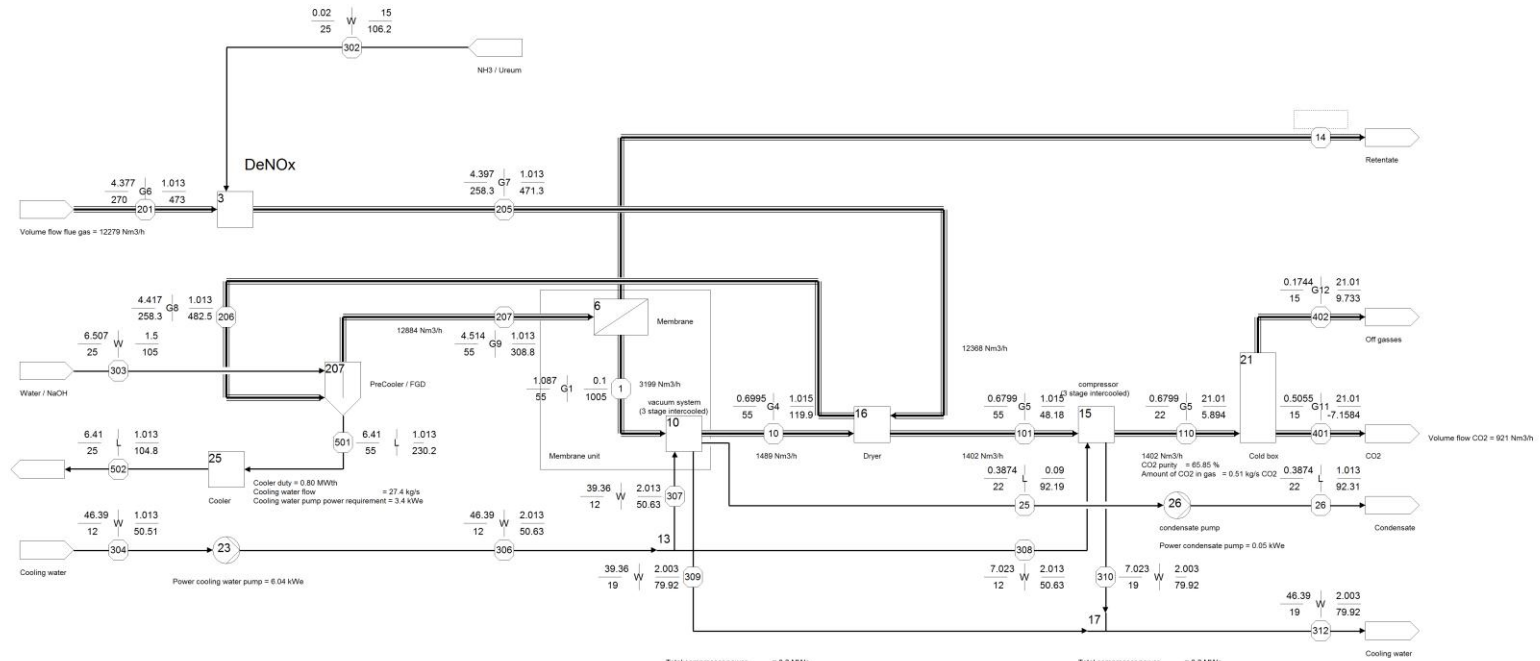
Total compressor power = 0.1 MW
 Total heat removed for condensation = 0.1 MWth

Case = entry 122

Membrane Code = POLPOLR_90 Step2

m [kg]	p [bar]	DNV KEMA	Group & Subcategory	OCAP
t [°C]	n [kg/kg]	project		CO ₂ from Gas Motor
SPENCE 6.0.2		prog client		programmer
GRASP 3.00		reviewer		
GM_PC_entry		reviewer		
		date		

A
B



Gas nr	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CO2	0.04662	0.07582	0.09333	0.10113	0.10745	0.07794	0.07738	0.07683	0.07425	0.0004		0.31461
N2	0.1502	0.16118	0.20328	0.20303	0.2341	0.71201	0.70487	0.70188	0.67828	0.142		0.68338
H2O	0.56426	0.29438	0.13147	0.05883	0.1143	0.12071	0.1268	0.15627				
CO	0.28689	0.40402	0.57189	0.61971	0.65845	0.09574	0.09505	0.09438	0.09121			
CH4										0.813		
C2H6										0.027		
C3H8										0.006		
n-C4H10										0.0007		
i-C4H10										0.0008		
n-C5H12										0.0006		
Molweight (kg/kmol)	27.1475	32.8046	38.2191	37.7415	38.9746	28.7126	28.6354	28.5608	28.2059	18.6425	44.0099	29.2672

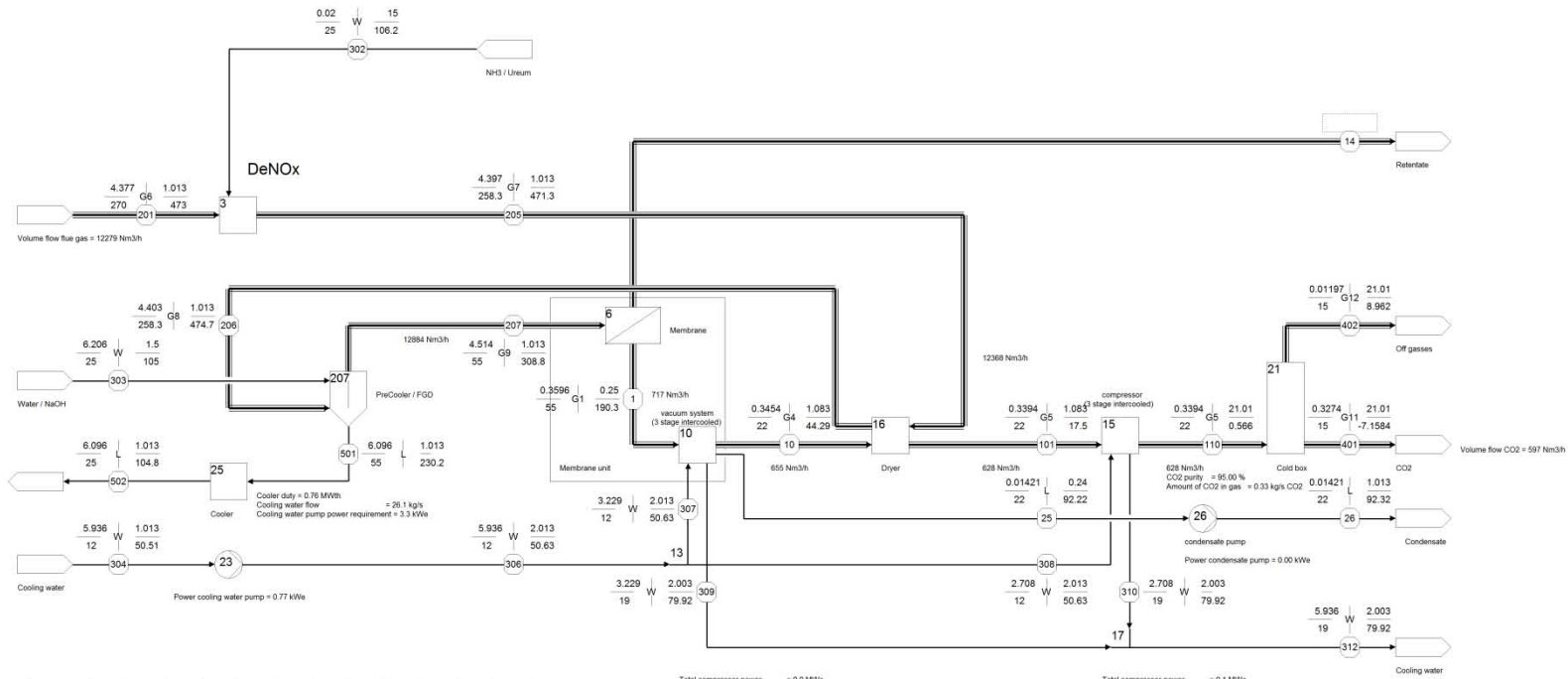
Total compressor power = 0.2 MWw
 Total heat removed for condensation = 1.1 MWw
 Total compressor power = 0.2 MWw
 Total heat removed for condensation = 0.2 MWw

Case = entry 123

Membrane Code = POLPOLR_95 Step1

Only data for membrane unit (Eq 6 and 10) are valid, see step 2 for the rest of the process data

m [kg/h]		p [bar]		DNV KEMA Energy & Sustainability		OCAP	
1	2	1	2	project	instname	CO2 from Gas Motor	
[°C]	[h (h/kg)]			project	instname		
SPENCE 8.0.2				instname <td>instname <td colspan="2"></td> </td>	instname <td colspan="2"></td>		
GRASP 3.00				instname <td>instname <td colspan="2"></td> </td>	instname <td colspan="2"></td>		
GRASP entry				instname <td>instname <td colspan="2"></td> </td>	instname <td colspan="2"></td>		



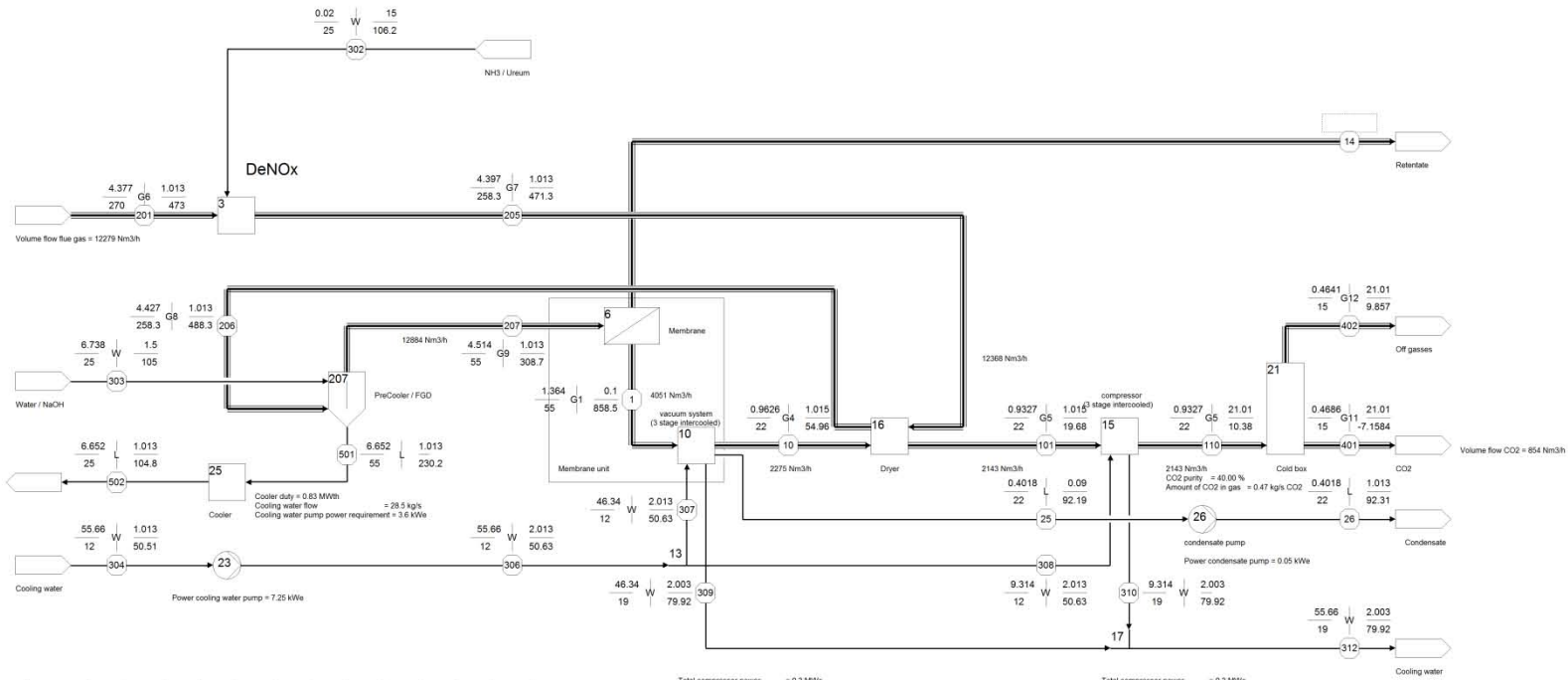
Gas no.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CO ₂	0.02812	0.02858	0.02899	0.03084	0.03215	0.03784	0.07738	0.07721	0.07425	0.0504		0.84318
N ₂	0.0156	0.01586	0.01654	0.01711	0.01784	0.01787	0.01787	0.01787	0.01787	0.01787		0.35682
H ₂ O	0.2231	0.1088	0.06716	0.04602		0.143	0.12071	0.12261	0.15027			
CO	0.83097	0.84486	0.88821	0.91123	0.95001	0.09574	0.09505	0.09484	0.09121	0.0109	1	
CH ₄										0.013		
C ₂ H ₆										0.007		
C ₃ H ₈										0.0036		
n-C ₄ H ₁₀										0.0007		
i-C ₄ H ₁₀										0.0006		
n-C ₅ H ₁₂										0.0006		
Molweight [kg/mol]	40.1652	40.5354	41.6377	42.3047	43.3384	28.7128	28.6354	28.6124	28.2059	18.6405	44.0099	30.5767

Case = entry 124

Membrane Code = POLPOLR_95 Step2

m [kg]	p [bar]	DNV KEMA	Energy & Sustainability	OCAP
t [°C]	n [kg/kg]	project	CO ₂ from Gas Motor	
SPENICE 6 0.2		prepar		
GRASP 3.00		proj. client		
GM_PC_entry		programmer		
		reviewer		
		date		
		file		

A
B



Gas no.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CO ₂	0.08331	0.11172	0.13752	0.14902	0.15832	0.07784	0.07738	0.07655	0.07425	0.0004		0.36368
N ₂	0.2324	0.31168	0.38381	0.41569	0.44165	0.71201	0.70887	0.6993	0.67831	0.143		0.73612
H ₂ O	0.4738	0.29428	0.13441	0.05877		0.1143	0.12071	0.15012	0.16023			
CO	0.2105	0.28226	0.34746	0.37852	0.40003	0.09574	0.09505	0.09403	0.09121		1	
CH ₄										0.0109		
C ₂ H ₆										0.013		
C ₃ H ₈										0.0036		
n-C ₄ H ₁₀										0.0007		
i-C ₄ H ₁₀										0.0006		
n-C ₅ H ₁₂										0.0006		
Molweight [kg/mol]	26.9756	30.0315	32.8057	34.0427	35.0435	28.7128	28.6354	28.5217	28.2064	18.6445	44.0099	29.0851

Total compressor power = 0.3 MWe
 Total heat removed for condensation = 1.2 MWh

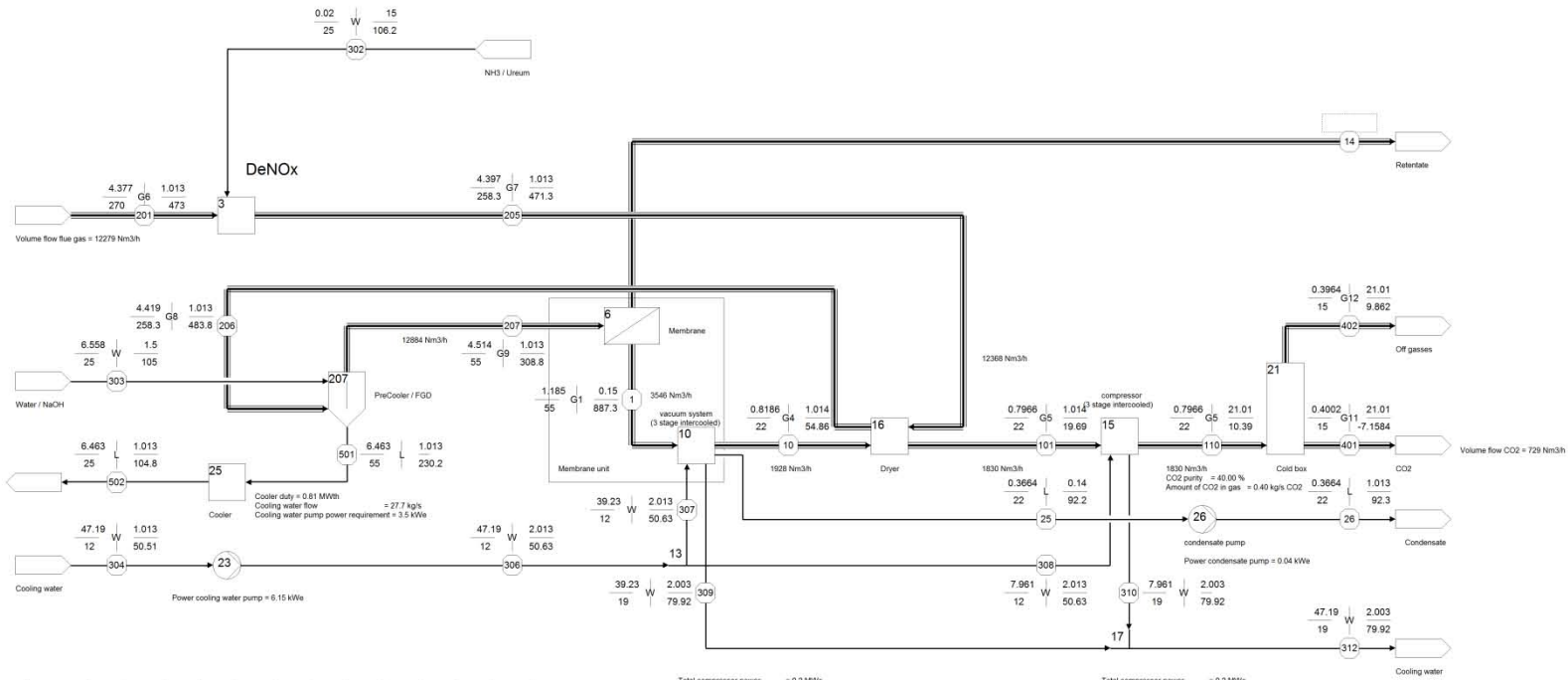
Total compressor power = 0.3 MWe
 Total heat removed for condensation = 0.3 MWh

Case = entry 105

Membrane Code = PPO_40_100

m [kg]	p [bar]	DNV KEMA	Group 4	OCAP
t [°C]	n [kJ/kg]	project	OCAP	CO ₂ from Gas Motor
SPENICE 8 0.2		client		
GRASP 3.00		programmer		
GM_PC_entry		date	20120513	
		file C:\Program\SPENICE\project\AEB\CO2 capture OCAP\flow\GM		

A
B



Gas no.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
O ₂	0.08072	0.13747	0.14182	0.14624	0.15173	0.07784	0.07738	0.07677	0.07425	0.0054		0.36204
N ₂	0.22732	0.35888	0.39641	0.42031	0.44281	0.71201	0.70687	0.70131	0.67828	0.143		0.73796
H ₂ O	0.48664	0.18933	0.09832	0.05622		0.1143	0.12071	0.12762	0.15627			
CO ₂	0.20332	0.32423	0.38075	0.37963	0.39995	0.09574	0.09505	0.0943	0.09121		1	
CH ₄										0.013		
C ₂ H ₆										0.027		
C ₃ H ₈										0.0036		
n-C ₄ H ₁₀										0.0007		
i-C ₄ H ₁₀										0.0006		
n-C ₅ H ₁₂										0.0006		
Molweight [kg/mol]	29.754	31.8151	33.3694	34.1729	35.0376	28.7128	28.6354	28.5519	28.2059	18.6425	44.0099	29.0577

Total compressor power = 0.2 MWe
 Total heat removed for condensation = 1.1 MWh

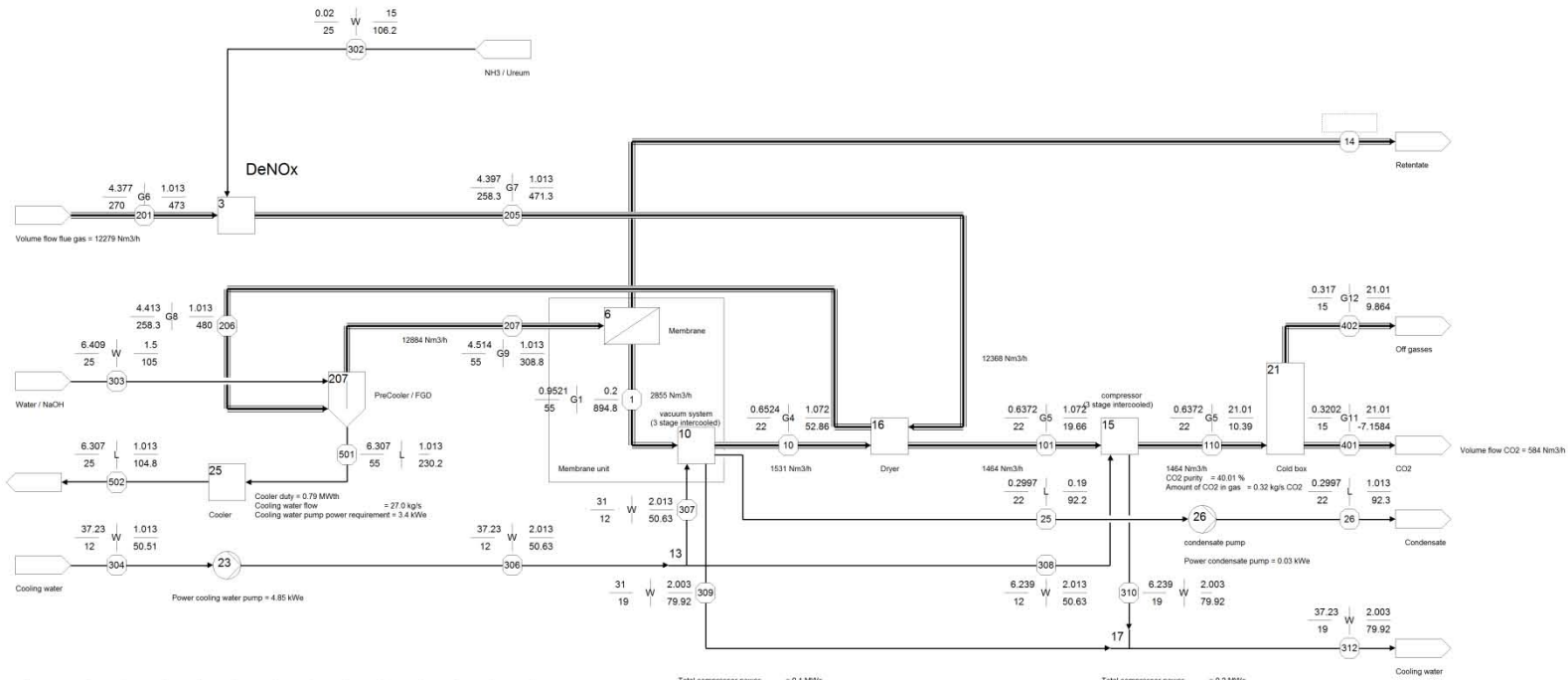
Total compressor power = 0.2 MWe
 Total heat removed for condensation = 0.2 MWh

Case = entry 106

Membrane Code = PPO_40_150

m [kg]	p [bar]	DNV KEMA	Group 4	OCAP
t [°C]	n [kJ/kg]	project	CO ₂ from Gas Motor	
		client		
		programmer		
		date		
		revision		
		author		
		check		
		approved		

A
B



Gas no.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
O2	0.07964	0.13487	0.14443	0.14981	0.15675	0.07784	0.07738	0.07696	0.07425	0.0004		0.28127
N2	0.22802	0.38133	0.40838	0.42358	0.4432	0.71201	0.70687	0.70301	0.67828	0.143		0.73873
H2O	0.48023	0.13958	0.07855	0.04427		0.1143	0.12071	0.1255	0.15027			
CO2	0.20401	0.34421	0.36883	0.38285	0.40005	0.09574	0.09505	0.09453	0.09121		1	
CH4										0.013		
C2H6										0.027		
C3H8										0.0036		
n-C4H10										0.0007		
i-C4H10										0.0006		
n-C5H12										0.0006		
Molweight [kg/mol]	26.6961	32.6015	33.7004	34.284	35.0376	28.7128	28.6354	28.5775	28.2059	18.6405	44.0099	28.0547

Total compressor power = 0.1 MWe
 Total heat removed for condensation = 0.9 MWth

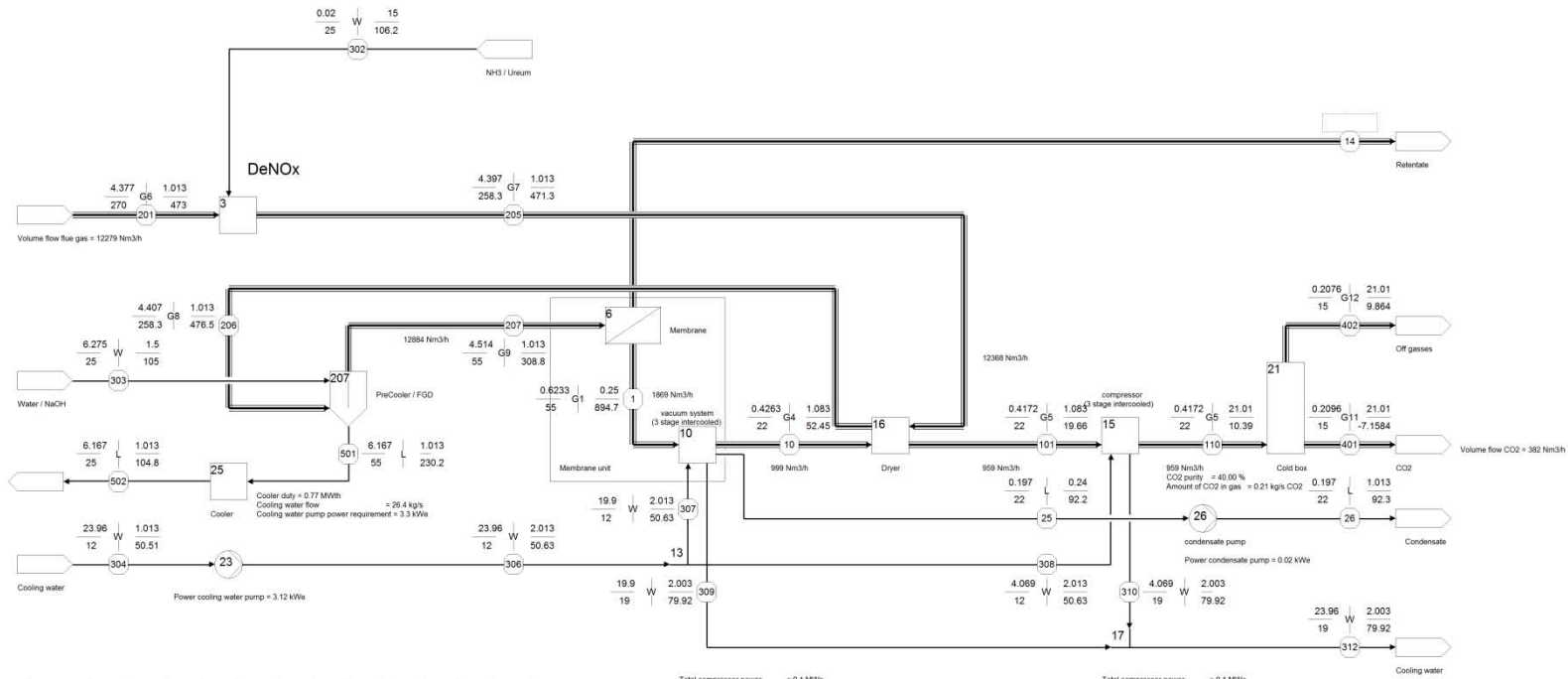
Total compressor power = 0.2 MWe
 Total heat removed for condensation = 0.2 MWth

Case = entry 107

Membrane Code = PPO_40_200

m [kg/s]	p [bar]	DNV KEMA	Group 4	OCAP
t [°C]	n [kJ/kg]	project	CO2 from Gas Motor	
		client		
		programmer		
		date		
		revision		
		no. C:\Program\SPENCENCE\project\AEROCCO2\case\OCAP\flow\G2		

A
B



Gas nr.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CO2	0.07989	0.13933	0.14815	0.15028	0.15665	0.07784	0.07738	0.07712	0.07425	0.0004		0.28159
N2	0.2281	0.36432	0.41362	0.4233	0.44334	0.71291	0.70687	0.70455	0.67828	0.143		0.73861
H2O	4.49	0.10257	0.06754	0.04696		0.1143	0.12071	0.12509	0.15627			
CO2	0.204	0.35578	0.37319	0.38373	0.40001	0.09574	0.09505	0.09474	0.09121		1	
CH4									0.013			
C2H6									0.027			
C3H8									0.0036			
n-C4H10									0.0007			
i-C4H10									0.0006			
n-C5H12									0.0006			
Molweight [kg/mol]	29.098	33.1544	33.8954	34.3438	35.0564	28.7128	28.6354	28.6006	28.2059	18.6425	44.0099	29.0530

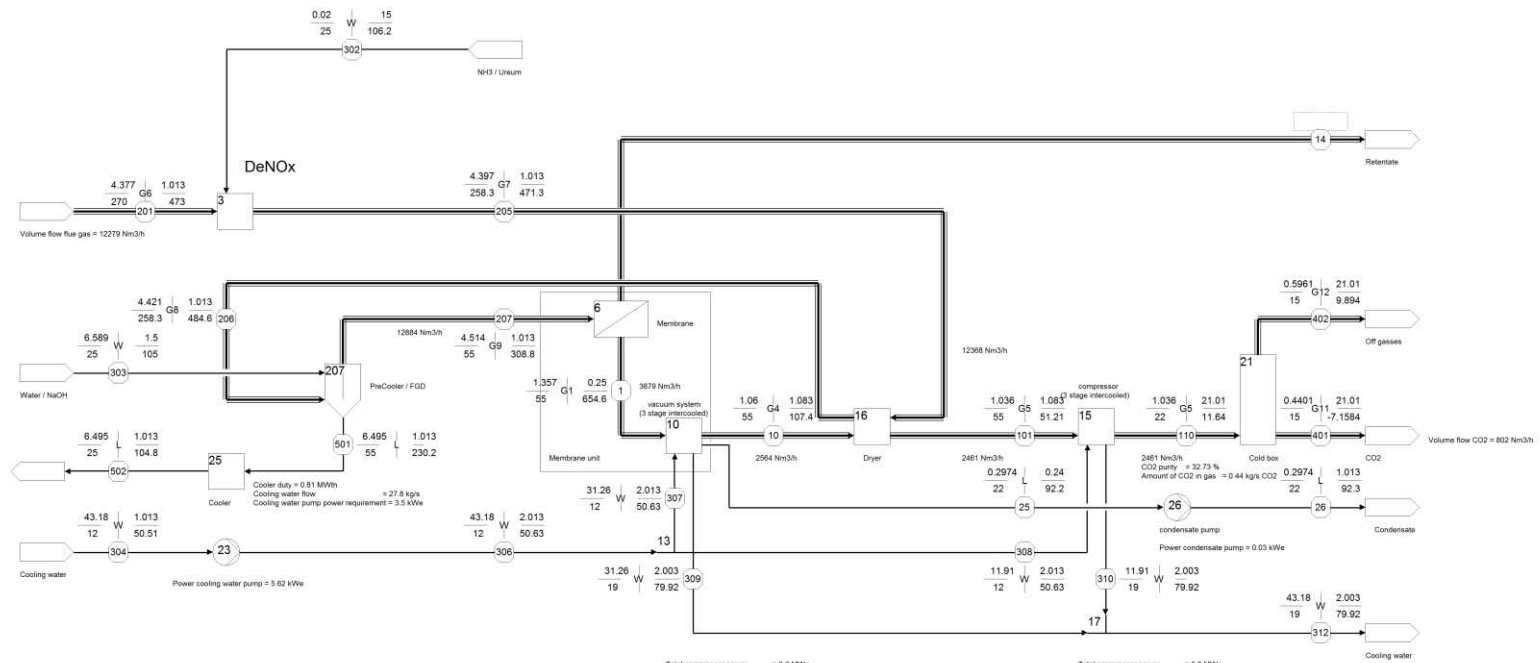
Total compressor power = 0.1 MW
 Total heat removed for condensation = 0.8 MWth

Case = entry 108

Membrane Code = PPO_40_250

m [kg]	p [bar]	DNV KEMA	Group 4	OCAP
t [°C]	n [kJ/kg]	project	OCAP	CO2 from Gas Motor
SPENICE 8 0.2	programmer			
GRASP 3.00	date			
GM_PC_entry	file C:\Program\SPENICE\project\AEB\CO2 capture OCAP\flow\GM			

A
B



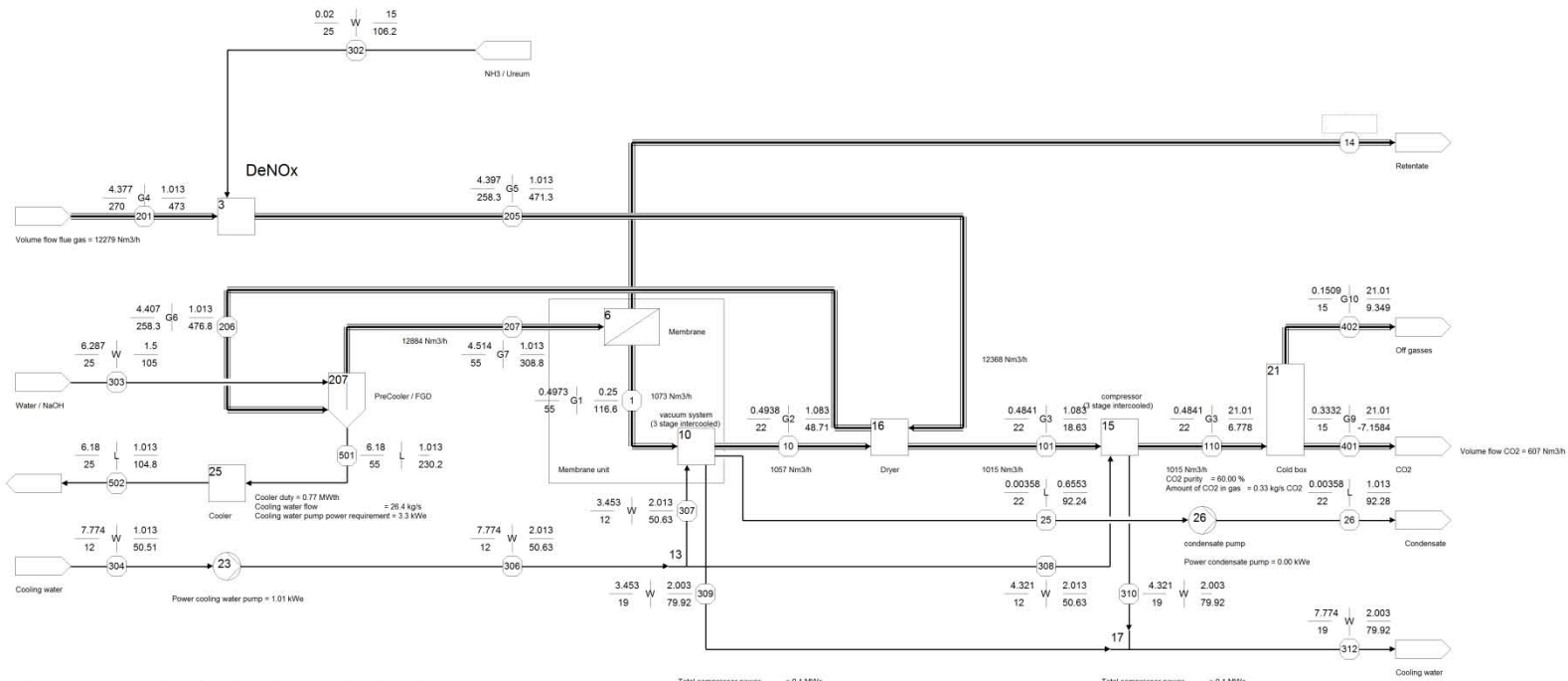
Gas nr	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CO ₂	0.1058	0.14894	0.15624	0.16065	0.16748	0.07794	0.07736	0.07673	0.07425	0.0004		0.24894
N ₂	0.3180	0.44837	0.47126	0.48467	0.5052	0.71201	0.70487	0.70296	0.67628	0.142		0.75106
H ₂ O	0.3682	0.11055	0.06702	0.04067	0.1143	0.12071	0.12804	0.15627				
CO ₂	0.2068	0.29115	0.30538	0.31401	0.32732	0.09674	0.09505	0.09425	0.09121			
CH ₄									0.0106	0.813		
C ₂ H ₆										0.027		
C ₃ H ₈										0.006		
n-C ₄ H ₁₀										0.0007		
i-C ₄ H ₁₀										0.0006		
n-C ₅ H ₁₂										0.0006		
Molweight [kg/mol]	28.0618	32.1088	32.851	33.27	33.9167	28.7126	28.8354	28.5468	28.2089	18.6425	44.0099	29.0055

Case = entry 113

Membrane Code = PPOPPOR_60_250A Step 1

Only data for membrane unit (Eq 6 and 10) are valid, see step 2 for the rest of the process data

m [kg/h]	p [bar]	DNV KEMA Energy & Sustainability	OCAP
1 [°C]	h [kJ/kg]	project	CO ₂ from Gas Motor
		proj client	
		proj no	
		SPENCE B 0.2	
		GRASP 3.00	
		GRASP entry	
		preparer DNVSP, DNV KEMA	
		revision	
		date 21/02/13	
		file C:\Programme\SPENCE\proj\mem\A0002\reflow\OCAP\flow\OCAP	



Gas no.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
CO ₂	0.1796	0.18223	0.18984	0.07784	0.07738	0.07711	0.07425	0.0004		0.47487
N ₂	0.1985	0.2015	0.21005	0.71201	0.70987	0.70441	0.67826	0.143		0.52513
H ₂ O	0.055	0.04074		0.1143	0.12071	0.12336	0.15827			
CO	0.567	0.57556	0.6	0.09574	0.09055	0.09472	0.09121	0.0109	1	
CH ₄							0.813			
C ₂ H ₆							0.027			
C ₃ H ₈							0.0036			
n-C ₄ H ₁₀							0.0007			
i-C ₄ H ₁₀							0.0008			
n-C ₅ H ₁₂							0.0006			
Molweight [kg/mol]	37.2489	37.5391	38.3683	28.7128	28.6354	28.5985	28.2059	18.0425	44.0099	29.0059

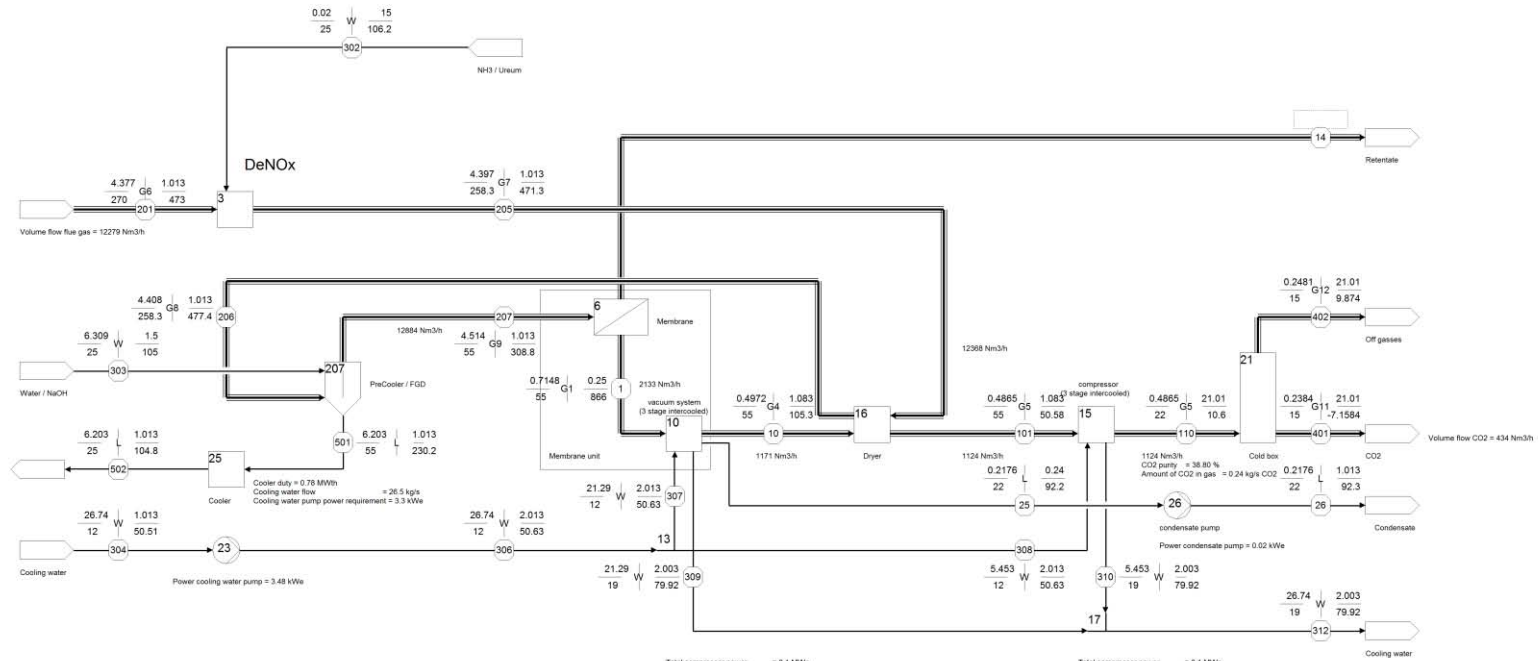
Total compressor power = 0.1 MWw
 Total heat removed for condensation = 0.1 MWth

Case = entry 114

Membrane Code = PPOPPOR_60_250A Step 2

m [kg]	p [bar]	DNV KEMA	Energy & Sustainability	OCAP
t [°C]	n [kg/kg]	project		CO ₂ from Gas Motor
SPENICE 6 0 2	0.027	proj client		reference
GRASP 3 0 0		programmer		
GM_PC_entry		date	3/1/2013	
		file no.	3/1/2013	

A
B



Gas nr	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
CO2	0.08241	0.13983	0.14667	0.15081	0.15727	0.07794	0.07736	0.07758	0.07425	0.0004		0.25688
N2	0.2384	0.43401	0.43426	0.43627	0.43476	0.71201	0.70877	0.70476	0.67628	0.141		0.34312
H2O	0.4758	0.11027	0.06703	0.04069		0.1143	0.12071	0.12468	0.15627			
CO2	0.2034	0.34511	0.362	0.37222	0.38801	0.09574	0.09505	0.09468	0.09121			
CH4									0.0108			
C2H6									0.027			
C3H8									0.0036			
n-C4H10									0.0007			
i-C4H10									0.0006			
n-C5H12									0.0006			
Molweight [kg/mol]	28.8385	32.9856	33.7165	34.1619	34.8468	28.7126	28.8354	28.5948	28.2099	18.6425	44.0099	29.0372

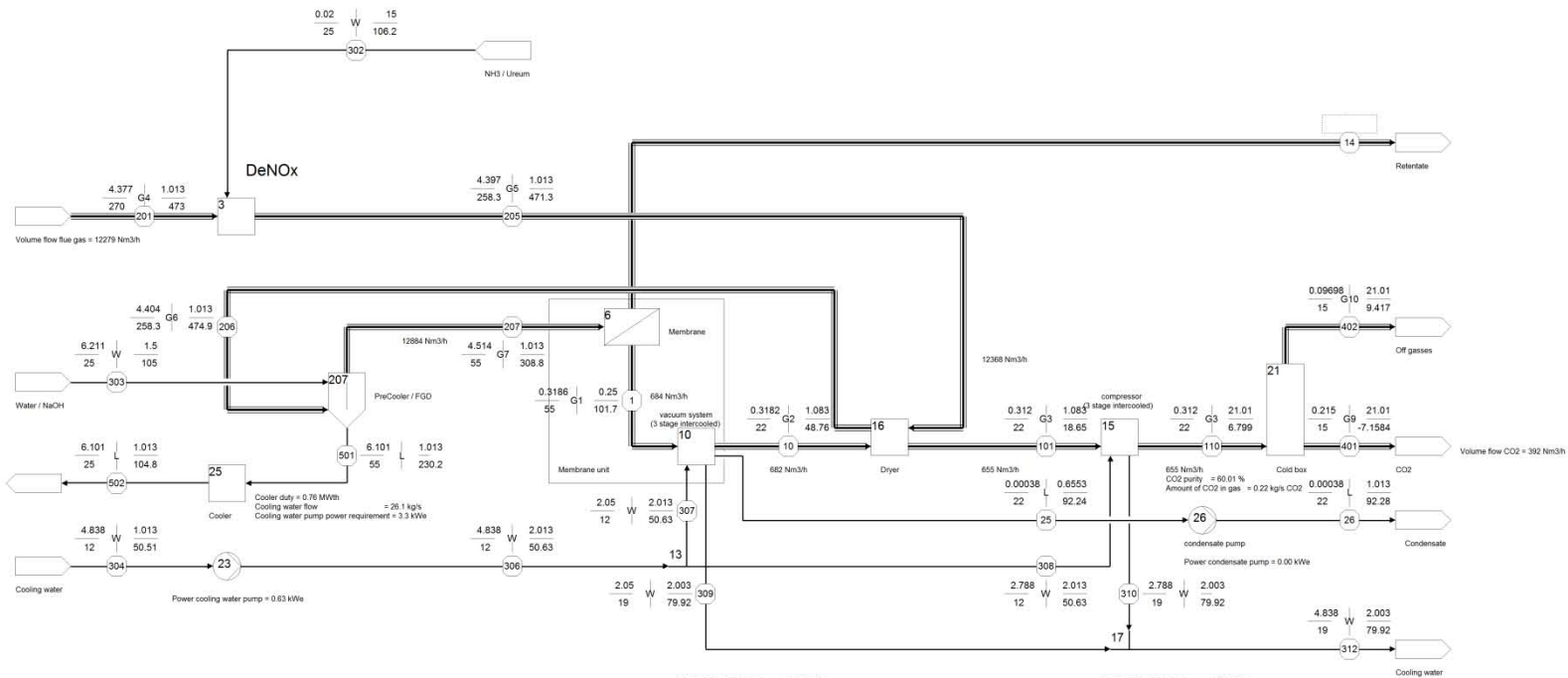
Total compressor power = 0.1 MWw
 Total heat removed for condensation = 0.2 MWh

Case = entry 115

Membrane Code = PPOPPOR_60_250B Step1

Only data for membrane unit (Eq 6 and 10) are valid, see step 2 for the rest of the process data

m [kg/h]	p [bar]	DNV KEMA Energy & Sustainability	OCAP
1 [°C]	h [kJ/kg]	project	CO2 from Gas Motor
		prog client	customer
		project	program
		responsible DNVSP, DNV KEMA	date 20110513
		file C:\Programme\DNVSP\DNVSP\responsible\ADRCO2 capture\OCAP\flow\Case	



Gas no.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
O2	0.17962	0.17104	0.1783	0.07784	0.07738	0.0772	0.07425	0.0004		0.4459
N2	0.21202	0.21254	0.22157	0.71201	0.70987	0.70528	0.67828	0.143		0.5541
H2O	0.0431	0.04074		0.1143	0.12071	0.12288	0.15827			
CO2	0.57426	0.57568	0.60013	0.09574	0.09055	0.09484	0.09121		1	
CH4							0.0109			
C2H6							0.007			
C3H8							0.0036			
n-C4H10							0.0007			
i-C4H10							0.0008			
n-C5H12							0.0006			
Molweight [kg/kmol]	37.4483	37.4995	38.3238	28.7128	28.6354	28.6118	28.2059	18.9425	44.0099	29.7905

Total compressor power = 0.0 MWe
 Total heat removed for condensation = 0.0 MWth

Case = entry 116

Membrane Code = PPOPPOR_60_250B Step2

m [kg]	p [bar]	DNV KEMA	Energy & Sustainability	OCAP
t [°C]	n [kg/kg]	project		CO2 from Gas Motor
		client		
		programmer		
		date		
		revision		
		author		
		check		
		approved		

A
B