

Grado en Ingeniería en Tecnologías Industriales  
2017-2018

*Trabajo Fin de Grado*

“Análisis exergético y  
exergoeconómico del ciclo Allam.  
Producción de electricidad con cero  
emisiones”

---

Gonzalo Rodríguez Hervás

Tutor

Fontina Petrakopoulou-Robinson

Escuela Politécnica Superior, Leganés. 6 de julio de 2018



Esta obra se encuentra sujeta a la licencia Creative Commons **Reconocimiento**  
– **No Comercial** – **Sin Obra Derivada**



## RESUMEN

El cambio climático supone una amenaza real para la humanidad, constituyendo las emisiones de gases de efecto invernadero (GEI) procedentes de la quema de combustibles fósiles uno de los principales culpables del mismo. La Captura y Almacenamiento de Carbono (CAC) es un compendio de tecnologías y medidas enfocadas a disminuir las emisiones atmosféricas de uno de estos gases, el dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), limitando así el impacto medioambiental de dichos combustibles. Dentro de este corpusculo de tecnologías, una de las opciones más prometedoras en años recientes ha sido la oxicomcombustión, alrededor de la cual han aparecido novedosas configuraciones y ciclos termodinámicos.

Este trabajo evaluará el ciclo Allam, una interesante propuesta enmarcada en este ámbito que utiliza dióxido de carbono en estado supercrítico como fluido de trabajo, desde una perspectiva termoeconómica; dicho análisis se desarrollará en tres partes: exergético, económico y exergoeconómico. La aplicación de estos métodos exergéticos de evaluación permiten una mejor caracterización de las ineficiencias en el funcionamiento de la planta y una priorización en los cambios de diseño a llevar a cabo con el objeto de incrementar la eficiencia de la misma, a la vez que optimizando los costes de inversión y funcionamiento.

Se observa en los resultados obtenidos un incremento en el coste de la electricidad (122.04 €/MWh) frente al caso de una central base de referencia de ciclo combinado (CC) y una eficiencia eléctrica neta algo inferior (53.94%), aunque considerablemente elevada si es comparada con otras alternativas de CAC.

**Palabras clave:** Captura y almacenamiento de carbono, ciclo Allam,  $\text{CO}_2$  supercrítico, análisis económico, análisis exergético, análisis exergoeconómico.



## **AGRADECIMIENTOS**

Me gustaría expresar mi más sincera gratitud hacia todas aquellas personas que han compartido conmigo mi trayectoria universitaria, especialmente a mis amigos y familia. En particular, Lucía, cuyo apoyo y compañía siempre me han impulsado a perseverar y tratar de dar siempre la mejor versión de mí; y mis padres, pues han sido su esfuerzo, cariño y dedicación los que me han brindado la oportunidad de llegar hasta aquí.

También quería agradecer la inestimable ayuda de mi tutora, Fontina, pues sin su guía y pronta disposición la elaboración de este trabajo no habría sido posible.



# ÍNDICE DE CONTENIDOS

1. INTRODUCCIÓN.....	1
2. ESTADO DEL ARTE: CAPTURA Y ALMACENAMIENTO DE CARBONO .....	5
2.1. Captura de CO <sub>2</sub> .....	5
2.1.1. Post-combustión.....	6
2.1.2. Pre-combustión .....	10
2.1.3. Oxicombustión .....	13
2.2. Transporte de CO <sub>2</sub> .....	26
2.3. Almacenamiento/utilización de CO <sub>2</sub> .....	27
2.4. Discusión económica, medioambiental y legislativa .....	29
3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO Y SIMULACIÓN .....	34
3.1. Descripción del proceso .....	35
3.2. Desarrollo de la simulación.....	40
3.2.1. Modelado del ASU.....	43
3.2.2. Modelado del recuperador.....	44
3.2.3. Modelado de la cámara de combustión.....	45
3.2.4. Modelado de la turbina.....	46
3.2.5. Consideraciones generales en el modelado.....	47
4. ANÁLISIS EXERGÉTICO .....	50
4.1. Fundamentos teóricos .....	50
4.1.1. Ambiente y estado muerto .....	51
4.1.2. Componentes de la exergía .....	52
4.1.3. Balance exergético .....	54
4.1.4. Pérdida y destrucción de exergía.....	55
4.1.5. Eficiencia exergética .....	56
4.2. Realización.....	57

4.3. Resultados .....	61
5. ANÁLISIS ECONÓMICO .....	67
5.1. Metodología .....	67
5.1.1. Estimación costes de capital.....	69
5.1.2. Otros desembolsos de capital.....	75
5.1.3. Estimación costes O&M .....	75
5.1.4. Cálculo de ingresos requeridos, anualidades niveladas y coste de electricidad.....	77
5.2. Resultados .....	79
6. ANÁLISIS EXERGOECONÓMICO .....	82
6.1. Fundamentos teóricos .....	82
6.1.1. Coste de destrucción de exergía.....	88
6.1.2. Diferencia relativa de coste.....	89
6.1.3. Factor exergoeconómico .....	89
6.2. Realización.....	90
6.3. Resultados .....	92
7. MARCO REGULADOR.....	97
8. CONCLUSIÓN.....	99
BIBLIOGRAFÍA .....	103





## ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 2.1. Relación de ventajas y desventajas de algunos de los absorbentes químicos más utilizados.....	7
Tabla 2.2. Relación de ventajas y desventajas de algunos de los procesos industriales comercializados más utilizados que utilizan absorbentes físicos. ....	12
Tabla 2.3. Relación de ventajas y desventajas de algunos de los adsorbentes físicos más comunes. ....	12
Tabla 2.4. Resumen de las distintas tecnologías de oxidación con datos de su eficiencia (neta). ....	22
Tabla 2.5. Algunos ejemplos destacados de plantas de demostración de CLC.....	25
Tabla 2.6. Listado de algunas plantas a gran escala que emplean tecnologías de captura de CO <sub>2</sub> .....	25
Tabla 2.7. Listado de algunos ejemplos de plantas a pequeña escala de demostración/piloto que emplean diversas tecnologías de captura. ....	26
Tabla 2.8. Resumen de costes económicos para distintos tipos de captura.....	31
Tabla 2.9. Relación de índices GWP para los principales tipos de captura. ....	32
Tabla 3.1. Parámetros esperados del funcionamiento de la planta de 300 MWe diseñada por NET Power.....	35
Tabla 3.2. Valores supuestos para las eficiencias de las diferentes turbomáquinas de nuestro ciclo.....	41
Tabla 3.3. Parámetros obtenidos de la simulación del caso base. ....	41
Tabla 3.4. Propiedades termodinámicas y composiciones químicas de las corrientes del ciclo. ....	42
Tabla 3.5. Composición y propiedades del gas natural utilizado como combustible.....	46
Tabla 4.1. Definición de la exergía de combustible ( $\dot{E}_F$ ) y de producto ( $\dot{E}_P$ ) para cada componente; también la destrucción de exergía.....	59
Tabla 4.2. Listado de corrientes con sus respectivos valores de exergías químicas, físicas y totales.....	62
Tabla 4.3. Resultados del análisis exergético a nivel de componente.....	64
Tabla 5.1. Listado de los principales parámetros económicos utilizados en el análisis.	68
Tabla 5.2. Información financiera de la planta.....	69

Tabla 5.3. Información sobre el período de construcción y diseño de la planta, así como la asignación de fondos PFI (Plant-Facilities Investment) .....	69
Tabla 5.4. Listado de parámetros económicos relacionados con los costes O&M fijos.	76
Tabla 5.5. Listado de parámetros económicos relacionados con los costes O&M variables .....	77
Tabla 5.6. Desglose de los gastos de inversión en equipos. ....	79
Tabla 5.7. Principales resultados del análisis económico.....	80
Tabla 6.1. Definiciones de costes de combustible y de producto, así como parámetro de costes de inversión y O&M, para cada componente. ....	84
Tabla 6.2. Costes específicos y tasa temporal de coste de cada una de las corrientes del ciclo. ....	93
Tabla 6.3. Resultados del análisis exergoeconómico a nivel de componente, ordenados según su importancia de coste. ....	94
Tabla 8.1. Comparativa de la eficiencia eléctrica neta (en base al PCI), coste específico de inversión (TPC) y coste de la electricidad (LCOE) de nuestra planta (*) con un sistema de referencia .....	102



## ÍNDICE DE FIGURAS

Fig. 1.1. Emisiones globales de gases de efecto invernadero por sector económico correspondientes a 2010 .....	2
Fig. 1.2. Contribución de los distintos gases a las emisiones globales de gases de efecto invernadero .....	2
Fig. 1.3. Electricidad generada en 2015 en función de su origen.....	2
Fig. 1.4. Emisiones de CO <sub>2</sub> derivadas de combustión para producción de energía.....	2
Fig. 2.1. Esquematzación de los tres tipos básicos de enfoques a la captura de CO <sub>2</sub> .....	6
Fig. 2.2. Diagrama esquemático de un sistema de absorción química. ....	7
Fig. 2.3. Diagrama esquemático del funcionamiento de un ciclo MATIANT .....	14
Fig. 2.4. Diagrama esquemático del funcionamiento de un ciclo S-GRAZ .....	15
Fig. 2.5. Diagrama esquemático del funcionamiento de un ciclo CES .....	17
Fig. 2.6. Diagrama esquemático del funcionamiento de un ciclo SCOC-CC .....	18
Fig. 2.7. Diagrama esquemático del funcionamiento de un ciclo AZEP.....	19
Fig. 2.8. Diagrama esquemático del funcionamiento del ciclo ZEITMOP .....	20
Fig. 2.9. Diagrama esquemático del funcionamiento del ciclo NET Power para gas natural .....	21
Fig. 2.10. Diagrama esquemático del funcionamiento del ciclo NET Power para carbón .....	22
Fig. 2.11. Diagrama esquemático del funcionamiento del CLC. ....	24
Fig. 3.1. Diagrama presión-temperatura del CO <sub>2</sub> puro. ....	37
Fig. 3.2. Diagrama p-h con puntos operativos simplificados del funcionamiento del Ciclo Allam .....	38
Fig. 3.3. Diagrama del modelo realizado en EBSILON® para el ciclo Allam de gas natural, con las corrientes numeradas.....	43
Fig. 5.1. Esquema con la organización y desglose de los distintos costes de capital.....	70
Fig. 5.2. Esquema de categorías de coste para el método TRR.....	77
Fig. 5.3. Gráficos con la distribución del FCI entre los distintos componentes de la planta. A la izquierda, sobre el total del ciclo de potencia; a la derecha, sobre el total de la planta. ....	80

## NOMENCLATURA

<b>IPCC</b>	Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático <i>(Intergovernmental Panel on Climate Change)</i>
<b>GEI</b>	Gases de Efecto Invernadero
<b>CAC</b>	Captura y Almacenamiento de Carbono
<b>BECCS</b>	Biomasa con captura y almacenamiento de carbono <i>(Bio-Energy with Carbon Capture and Storage)</i>
<b>IEA</b>	Agencia Internacional de la Energía <i>(International Energy Agency)</i>
<b>MEA</b>	Monoetanolamina <i>(Monoethanolamine)</i>
<b>DEA</b>	Dietanolamina <i>(Diethanolamine)</i>
<b>MDEA</b>	Metildietanolamina <i>(Methyl diethanolamine)</i>
<b>IL</b>	Líquido iónico <i>(Ionic Liquid)</i>
<b>MOF</b>	<i>Metal-Organic Framework</i>
<b>PSA</b>	<i>Pressure Swing Adsorption</i>
<b>VSA</b>	<i>Vacuum Swing Adsorption</i>
<b>TSA</b>	<i>Temperature Swing Adsorption</i>
<b>ESA</b>	<i>Electric Swing Adsorption</i>
<b>VTSA</b>	<i>Vacuum and Temperature Swing Adsorption</i>
<b>GICC</b>	Gasificación Integrada en Ciclo Combinado
<b>ASU</b>	Unidad de separación de aire <i>(Air Separation Unit)</i>
<b>PC</b>	Carbón pulverizado <i>(Pulverized Coal)</i>
<b>CFBC</b>	Combustión en lecho fluidizado <i>(Circulating Fluidized Bed Combustion)</i>
<b>HRSG</b>	Caldera recuperadora <i>(Heat Recovery Steam Generator)</i>
<b>SCOC- CC</b>	Ciclo combinado de oxi-combustión semicerrado (Semi-Closed Oxy- Combustion Combined Cycle)
<b>AZEP</b>	Planta avanzada de emisiones cero <i>(Advanced Zero Emissions Plant)</i>
<b>MCM</b>	<i>Mixed Conducting Membrane reactor</i>
<b>LTHX</b>	Intercambiador de calor de baja temperatura <i>(Low Temperature Heat Exchanger)</i>
<b>HTHX</b>	Intercambiador de calor de alta temperatura <i>(High Temperature Heat Exchanger)</i>
<b>CLC</b>	<i>Chemical Looping Combustion</i>

<b>EOR</b>	Recuperación asistida de petróleo ( <i>Enhanced Oil Recovery</i> )
<b>LCOE</b>	Coste de la electricidad ( <i>Levelized Cost Of Electricity</i> )
<b>PCSC</b>	Carbón pulverizado supercrítico ( <i>Pulverized Coal supercritical</i> )
<b>GWP</b>	<i>Global Warming Potential</i>
<b>LCA</b>	Análisis del ciclo de vida ( <i>Life Cycle Assesment</i> )
<b>IEAGHG</b>	Programa de I+D sobre gases de efectivo invernadero de la Agencia Internacional de la Energía ( <i>IEA Greenhouse Gas R&amp;D Programme</i> )
$E_j$	Exergía total de la corriente $j$
$E_k$	Exergía total del componente $k$
$E^{PH}$	Exergía física
$E^{CH}$	Exergía química
$E^{KN}$	Exergía cinemática
$E^{PT}$	Exergía potencial
$e^{PH}$	Exergía física específica
$e^{CH}$	Exergía química específica
$x_k$	Fracción molar del gas $k$
<b>PCI</b>	Poder Calorífico Inferior ( <i>LHV, Low Heating Value</i> )
$\dot{E}_{F,k}$	Tasa temporal de exergía del combustible para el componente $k$
$\dot{E}_{P,k}$	Tasa temporal de exergía del producto para el componente $k$
$\dot{E}_{D,k}$	Tasa temporal de destrucción de exergía en el componente $k$
$\dot{E}_{F,k}$	Tasa temporal de pérdidas exergéticas en el componente $k$
$\gamma_{D,k}$	Ratio de destrucción de exergía en el componente $k$ sobre la exergía total de combustible
$\gamma_{D,k}^*$	Ratio de destrucción de exergía en el componente $k$ sobre el total de exergía destruida
$\gamma_{L,k}$	Ratio de pérdidas exergéticas en el componente $k$ sobre la exergía total del combustible
$\varepsilon_k$	Eficiencia exergética en el componente $k$
<b>TRR</b>	Requisitos de ingresos totales ( <i>Total Revenue Requirement</i> )
<b>TPC</b>	Coste total de planta ( <i>Total Plant Cost</i> )
<b>FCI</b>	Capital de inversión fija ( <i>Fixed Capital Investment</i> )
<b>CEPCI</b>	<i>Chemical Engineering Plant Cost Index</i>

$\alpha$	Factor de escalado
PEC	Coste de compra de equipos ( <i>Purchased-Equipment Cost</i> )
US DOE	Departamento de Energía de E.E.U.U. ( <i>United States Department Of Energy</i> )
NETL	Laboratorio Nacional de Tecnologías Energéticas ( <i>National Energy Technology Laboratory</i> )
PCHE	<i>Printed Circuit Heat Exchanger</i>
TCI	Capital de inversión total ( <i>Total Capital Investment</i> )
WC	Capital de trabajo ( <i>Working Capital</i> )
SUC	Costes de arranque ( <i>Startup Costs</i> )
O&M	Operación y mantenimiento
AFUDC	Previsión de fondos usados durante la construcción ( <i>Allowance for Funds Used During Construction</i> )
PFI	Inversión en instalaciones de la planta ( <i>Plant Facilities Investment</i> )
USPWF	Factor de valor presente para series uniformes ( <i>Uniform Series Present Worth Factor</i> )
CELF	Factor de nivelado de escalación constante ( <i>Constant-Escalation Levelization Factor</i> )
OMCL	Costes de O&M nivelados
CC <sub>L</sub>	<i>Carrying charges</i> nivelados
OH	Horas operativas ( <i>Operating Hours</i> )
CRF	Factor de recuperación de capital ( <i>Capital Recovery Factor</i> )
BPV	Valor de subproductos ( <i>By-Product Value</i> )
MPQ	Cantidad de producto principal ( <i>Main Product Quantity</i> )
$c_j$	Coste específico de la corriente $j$
$\dot{C}_j$	Tasa temporal de coste de la corriente $j$
$\dot{C}_W$	Tasa temporal de coste asociado a flujo de trabajo
$\dot{C}_Q$	Tasa temporal de coste asociado a flujo de calor
$\dot{C}_{e,k}$	Tasa temporal de coste de corriente saliente del componente $k$
$\dot{C}_{i,k}$	Tasa temporal de coste de corriente entrante al componente $k$
$f_k$	Factor exergoeconómico del componente $k$
$r_k$	Diferencia relativa de costes



$\dot{C}_{F,k}$	Tasa temporal de coste de combustible en el componente $k$
$\dot{C}_{P,k}$	Tasa temporal de coste de producto en el componente $k$
$\dot{C}_{D,k}$	Tasa temporal de coste de destrucción de exergía en el componente $k$
$\dot{C}_{L,k}$	Tasa temporal de coste de pérdidas exergéticas en el componente $k$

# 1. INTRODUCCIÓN

En el marco de la sociedad contemporánea, caracterizada por la globalización y las tecnologías de la información, viene produciéndose un crecimiento exponencial tanto económico como demográfico, que se apoya en aquel parejo de la técnica y del conocimiento científico, el cual parece imparabile. No obstante, dicho avance —a priori, imperturbable— queda supeditado a una demanda energética proporcionalmente incremental. Hasta hace poco, la solución dada a este problema resultaba sencilla: a mayor demanda energética, mayor generación energética; sin mayores consideraciones ni reparos como podían ser la sostenibilidad medioambiental, la responsabilidad social, etc. Recientemente, las ineludibles muestras del cambio climático y de la pobreza energética, problemas que afectan a todo el mundo y a grandes regiones de este, respectivamente —especialmente, a aquellos países menos desarrollados—, han producido una mayor concienciación social sobre estos temas, con el consecuente reclamo de la necesidad de darles solución.

En cuanto al cambio climático, el Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático (IPCC, de sus siglas en inglés) en su 5º Informe de Evaluación [1], publicado en 2013-2014, ha expresado la urgente necesidad de implementar medidas que limiten el calentamiento generado por la emisión de gases de efecto invernadero (GEI) —dentro de estos, es especialmente acusada la relación directa con los niveles de concentración de CO<sub>2</sub>, véase la *Fig. 1.1*— por debajo de 2°C en relación con los niveles preindustriales. El compromiso con esta meta se materializó con la firma del Acuerdo de París negociado en la XXI Conferencia Internacional sobre Cambio Climática (también conocido como COP21, de sus siglas en inglés). Para lograr este objetivo, será necesario reducir las emisiones antropogénicas de GEI entre el 40% y el 70% en comparación con 2010 para el año 2050, alcanzando niveles próximos a cero o inferiores para 2100. De esta forma es probable que lográsemos concentraciones de CO<sub>2</sub> inferiores a 450 ppm para dicha fecha. Se estima que en 2011 este valor era de alrededor de 430 ppm— [1].

Para mitigar los efectos adversos provocados por el cambio climático, hay diversas medidas que se han de aplicar como: mejorar la eficiencia energética en los diversos ámbitos tanto de la producción industrial como el consumo —producción de electricidad, industria, transporte, edificios, etc.—; reducir la utilización de combustibles ricos en carbono; la implementación a gran escala de energías renovables, etc.

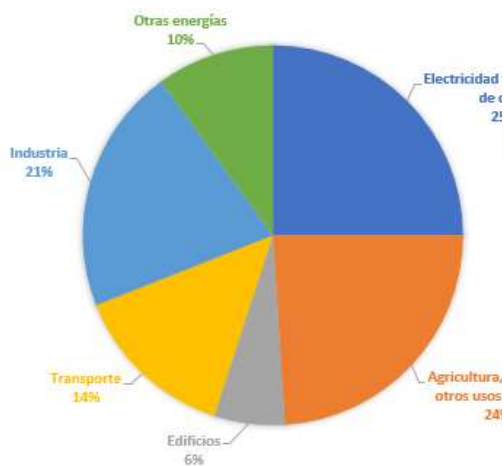


Fig. 1.1. Emisiones globales de gases de efecto invernadero por sector económico correspondientes a 2010 [1].

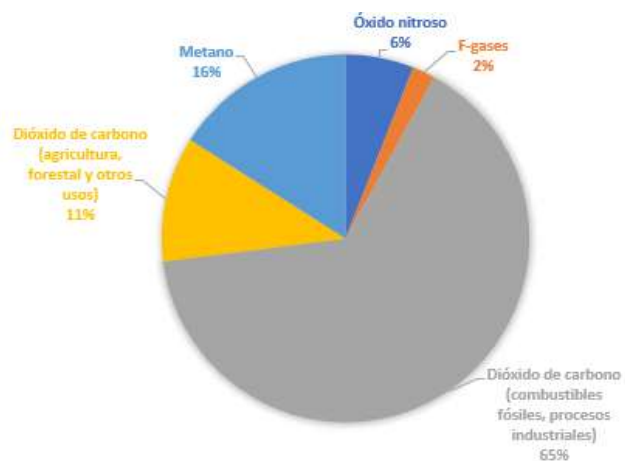


Fig. 1.2. Contribución de los distintos gases a las emisiones globales de gases de efecto invernadero [1].

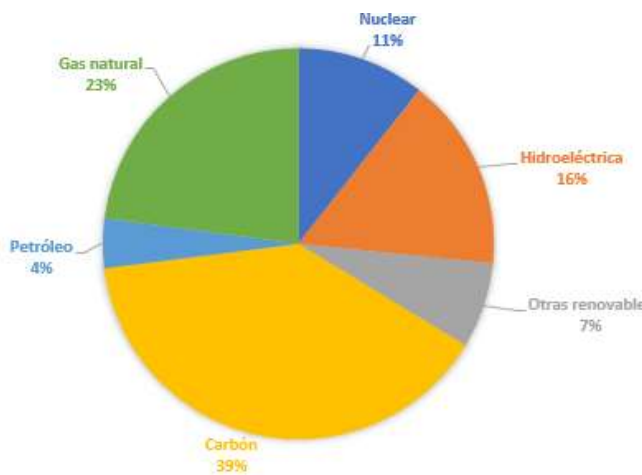


Fig. 1.3. Electricidad generada en 2015 en función de su origen [2].

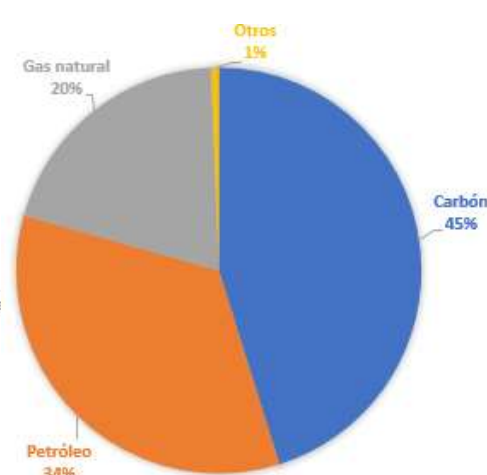


Fig. 1.4. Emisiones de CO2 derivadas de combustión para producción de energía [2].

Ninguno de estos enfoques por sí mismo es suficiente para lograr el objetivo de los 2°C; no obstante, si atendemos a la información extraída de los gráficos mostrados en las Fig. 1.1, 1.3 y 1.4 [1], [2], observamos el importante peso que tiene el sector de producción energético en cuanto a emisiones de GEI se refiere y como, dentro del mismo, la quema de carbón desempeña un papel protagonista. Con dicha imagen en mente, se muestra como necesario e imperativo el proceso de descarbonización de los sistemas de generación de electricidad, con el correspondiente giro hacia tecnologías “limpias” —entendiendo este concepto como libre de emisiones contaminantes— y energías

renovables como puedan ser la eólica y la solar. No obstante, esto se plantea como una ardua tarea, dado que la factibilidad de la implementación de las mismas está constreñida por la ingente demanda energética, inabarcable para el estado de la técnica actual de las mentadas energías por sí mismas; sirva de ejemplo que solamente India tenía proyectado aumentar su capacidad de potencia procedente de plantas térmicas de carbón en un 300% en un período de 11 años, pasando de los 95 GW instalados a inicios de 2012 a 294 GW pretendidos para 2023 [3]. Lo cual implicaría que incluso si EEUU y Europa redujesen sus emisiones de GEI muy por debajo del 20% pactado en el Protocolo de Kyoto [4] para el segundo período de compromiso, no seríamos capaces de compensar el incremento generado por las potencias asiáticas.

Es aquí, por tanto, donde radica la importancia vital de tecnologías como la captura y almacenamiento de carbono (CAC; CCS, de sus siglas en inglés), capaz de adaptarse tanto a plantas contaminantes ya existentes —logrando emisiones prácticamente nulas, ahorrando los enormes costes de inversión requeridos para la construcción de nuevas plantas— como de aplicarse a aquellas de nueva construcción, tanto en el ámbito del sector energético como en el industrial. Si, además, combinamos esta tecnología con energía procedente de biomasa (BECCS, de sus siglas en inglés), podremos alcanzar emisiones de dióxido de carbono netamente negativas. Esto se explica teniendo en cuenta que la biomasa tiene asociada emisiones de dióxido de carbono netamente nulas; por lo que, si aplicamos tecnologías de captura, podemos afirmar que el valor neto del balance de dióxido de carbono resulta negativo.

Mostrándose estas tecnologías claves para mitigar los efectos adversos del cambio climático y lograr un futuro sostenible, será necesario implementar políticas que fomenten su investigación y desarrollo mediante diversos incentivos como puedan ser subsidios, financiación, etc. Hoy en día, la gran mayoría no son económicamente rentables; lo cual se traduce en que la producción de electricidad resultaría más costosa, repercutiendo en última instancia a la sociedad, que tendría que afrontar precios por kilowatio-hora más elevados. Esto agravaría el mencionado problema de la pobreza energética y obstaculizaría su implantación de forma comercial a nivel global.

Centrándonos más en concreto en el análisis que se va a desarrollar en el marco del proyecto, se realizará el estudio de un novedoso ciclo termodinámico, el ciclo NET Power para gas natural, o ciclo Allam [5]. Este supone una aproximación muy interesante al problema de la captura de CO<sub>2</sub>, desde la vertiente de la oxicomustión, pues hace uso del

propio dióxido de carbono, en estado supercrítico, como fluido de trabajo, lo cual resulta poco convencional cuanto menos. Los desarrolladores del mismo promulgan que con tecnologías y conocimientos propios —los cuales no han sido difundidos— puede llegar a alcanzar rendimientos de hasta el 59% [6], lo que lo situaría a la altura de las plantas de producción de potencia eléctrica con mejores rendimientos en la actualidad, las de ciclo combinado, que suelen rondar eficiencias netas del 60%, ostentando el récord mundial en la actualidad la central francesa de Bouchain con un 62.22% [7].

No obstante, con el objetivo de poder tener una visión realista, completa y objetiva de esta nueva tecnología y poder validar así estos prometedores datos, se realizará una simulación de la planta propuesta como piloto a escala comercial de 300MWe [6], utilizando para ello el software EBSILON® Professional 13.00. A partir de la misma, se procederá a realizar un análisis exergético, económico y exergoeconómico. La decisión de recurrir a la exergía como método de estudio se debe a que esta presenta una serie de ventajas a la hora de estudiar la eficiencia y el impacto de los sistemas sobre el ambiente, ofreciendo una información más detallada de los mismos y permitiendo identificar y diferenciar puntos de mejora a través del desarrollo y la inversión o mediante un diseño más eficiente y una gestión más sostenible de los recursos, que en el caso de un análisis energético tradicional [8].

## **2. ESTADO DEL ARTE: CAPTURA Y ALMACENAMIENTO DE CARBONO**

Como ya se ha comentado en la introducción, las tecnologías para la Captura y Almacenamiento de Carbono (CAC) están llamadas a jugar un papel clave en la lucha contra el cambio climático, como plasma el informe de la IEA (*International Energy Agency*, Agencia Internacional de la Energía en inglés) estimando que la CAC supondrá en torno al 14% de la mitigación de GEI para lograr el objetivo de los 2°C para 2050 [9]. A su favor están su polivalencia, pues se trata de una tecnología válida tanto para el sector industrial como el energético, y aplicable tanto a instalaciones existentes como a instalaciones de nueva construcción. No obstante, uno de los grandes obstáculos que tiene que afrontar es el hecho de que se trata de procesos energéticamente intensivos, por lo cual reducen de manera notoria la eficiencia de las plantas donde se implementa, frente a las correspondientes alternativas “tradicionales” más contaminantes.

Mediante esta revisión bibliográfica, se pretende aportar una visión holística del funcionamiento de dicho corpúsculo de tecnologías que se aglutinan bajo la denominación de CAC, distinguiendo las diferentes etapas y procesos que implican de manera genérica, así como enmarcar en cada una de ellas cuál es el estado de la técnica y los potenciales avances y derroteros por los que puede encaminarse.

Se puede concebir la CAC como una secuencia lineal de los siguientes procesos, los cuales serán desarrollados en detalle en los apartados venideros: captura y separación —para aquellos procesos que lo requieran—, transporte y almacenamiento/utilización del CO<sub>2</sub>.

### **2.1. Captura de CO<sub>2</sub>**

El CO<sub>2</sub> es un producto de la combustión de hidrocarburos utilizados como fuel. Por lo tanto, la cantidad y las condiciones generadas del mismo se verán afectadas en gran medida por el tipo de combustible que empleemos y por el tipo de combustión que llevemos a cabo. Por ende, estos factores determinarán cual es la tecnología de captura más apropiada para cada caso. Este proceso supone el mayor coste de un sistema de CAC, suponiendo en torno al 70-80% de la inversión total [10].

Podemos distinguir tres tecnologías principales en cuanto a captura de dióxido de carbono se refiere: tecnologías de pre-combustión, de post-combustión y oxicomustión. Ahora, procederemos a discutir cada una de ellas en mayor profundidad.

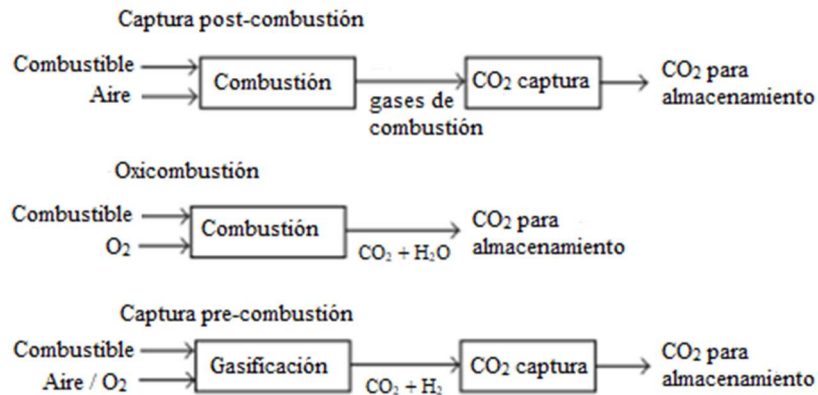


Fig. 2.1. Esquemización de los tres tipos básicos de enfoques a la captura de CO<sub>2</sub> [11].

### 2.1.1. Post-combustión

La captura de post-combustión utiliza técnicas de separación para separar el CO<sub>2</sub> una vez ha tenido lugar la combustión convencional. Debido a que presenta un elevado potencial de adaptación a plantas ya existentes, ha sido una de las tecnologías sobre las que más esfuerzo y empeño se ha puesto en la investigación. No obstante, uno de los mayores problemas que presenta es el hecho de que la concentración de dióxido de carbono en los gases de combustión es relativamente baja (inferior al 15%); por lo que, para lograr las concentraciones adecuadas para los procesos subsecuentes, se incurre en una penalización energética considerable. Otro problema significativo es el hecho de que para tasas de captura muy elevadas (por encima del 90%) el rendimiento disminuye drásticamente.

Ahora se procederá a comentar los distintos procesos y técnicas para la separación del CO<sub>2</sub> de la corriente de gases, asociados a la captura de post-combustión.

### 2.1.1.1. Absorción química

En este proceso, el gas previamente tratado es circulado a contracorriente con el solvente, un material líquido, capturando este último el dióxido de carbono; esto ocurre en la columna de absorción. Posteriormente, el solvente saturado de CO<sub>2</sub> es calentado, regenerándose y soltando el dióxido que contenía en la parte superior de la columna de eliminación. Una vez separado del dióxido, el solvente puede volver a circularse a la columna de absorción —véase Fig. 2.2—.

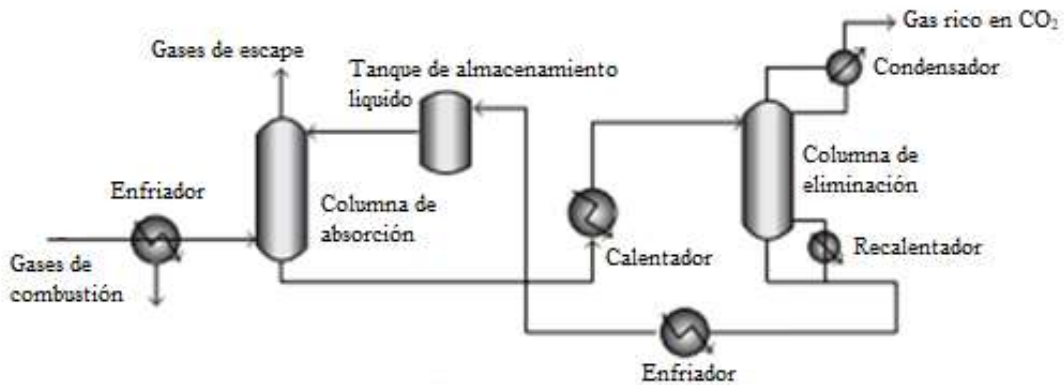


Fig. 2.2. Diagrama esquemático de un sistema de absorción química [12].

Tabla 2.1. Relación de ventajas y desventajas de algunos de los absorbentes químicos más utilizados.

Absorbente	Ventajas	Desventajas	Referencias
Aminoalcoholes (MEA, DEA, MDEA)	Rápida reacción Elevada reactividad Barato	Degradación; Corrosión de equipos; Energéticamente intensivo	[11], [12], [13], [14]
Amoníaco	No se produce corrosión Requiere poca energía para el proceso de regeneración Barato	Equipos de mayor tamaño Energéticamente muy intensivo Generación de subproductos sólidos Explosión de la reacción seca de CO <sub>2</sub> -NH <sub>3</sub>	[12], [15]
Líquidos iónicos (IL)	Buena estabilidad térmica Elevada polaridad Presión de vapor muy baja No son tóxicos ni inflamables	Aumento de la viscosidad Difusividad limitada Elevados costes	[12], [16]



### 2.1.1.2. Adsorción química

A diferencia de la absorción, en los procesos de adsorción el adsorbente es un material sólido, en lugar de un líquido. Al igual que en el caso de la absorción, se pueden clasificar estos procesos en dos grandes grupos: adsorción química y adsorción física, según involucren o no reacciones químicas. Según Choi *et al.* (2009) [17], un buen material adsorbente vendrá definido por una baja capacidad calorífica, una cinética molecular rápida, elevada selectividad y capacidad de adsorción de CO<sub>2</sub>, así como también presentar una adecuada estabilidad térmica, mecánica y química. En la *Tabla 2.2* se muestran las características de algunos de los adsorbentes químicos más conocidos.

Tabla 2.2. Relación de ventajas y desventajas de algunos de los adsorbentes químicos más comunes.

Adsorbente	Ventajas	Desventajas	Referencias
Zeolita	Adecuado para bajas temperaturas de operación Elevada selectividad por el CO <sub>2</sub>	Baja capacidad de adsorción Eficiencia reducida cuando aumenta la humedad del gas a tratar	[16], [18], [17], [19]
Carbono activado	Adecuado para bajas temperaturas de operación Elevada capacidad de adsorción de CO <sub>2</sub> debido a su estructura porosa Mayor tolerancia a la presencia de humedad Barato Requiere poca energía para la regeneración	Menor selectividad por el dióxido de carbono sobre el nitrógeno que la zeolita	[16], [18], [17]
MOF ( <i>Metal-Organic Frameworks</i> )	Estructura y superficie porosa ajustable Gran capacidad de adsorción a elevadas presiones Elevada selectividad por el CO <sub>2</sub>	Eficiencia reducida con la presencia de impurezas	[16], [18], [17], [19]

Dependiendo del método empleado para la regeneración del adsorbente una vez se ha realizado el proceso de separación, distinguimos cinco ciclos diferentes [12]: PSA (del inglés, *Pressure Swing Adsorption*), consiste en reducir la presión del lecho donde se encuentra el adsorbente; VSA (*Vacuum Swing Adsorption*), se trata de una variación del primero pero llegando a presiones cercanas al vacío; TSA (*Temperature Swing Adsorption*), en el cual se aumenta la temperatura del lecho gracias a la inyección de aire caliente o vapor; ESA (*Electric Swing Adsorption*), como en el caso del anterior se pretende aumentar la temperatura, pero en este caso mediante resistencias eléctricas

aprovechando el efecto Joule; por último, el VTSA (*Vacuum and Temperature Swing Adsorption*), es una combinación de VSA y TSA.

### **2.1.1.3. Separación por membrana**

Una membrana es una barrera selectiva, normalmente fina, permeable en mayor o menor grado, que separa dos fases distintas. El método de transporte que produce el movimiento a través de la misma es la diferencia de potenciales químicos entre las dos fases [20]. En el caso de la separación gaseosa, se trata de una tecnología ampliamente usada en la industria para diferentes procesos como pueden ser la separación de N<sub>2</sub> o O<sub>2</sub> del aire, procesos de refinado químico, obtención de metano a partir de biogás, eliminación de diversas sustancias de los gases de escape, etc. Para la separación de CO<sub>2</sub>, las características más importantes que ha de poseer una membrana son [21]: alta permeabilidad y selectividad al dióxido de carbono, elevada resistencia térmica y química, económica y resistencia a la plastificación. Uno de los principales problemas que presenta este tipo de tecnologías son las bajas selectividades que presentan los materiales, teniendo en cuenta además que dicha propiedad suele variar de forma inversamente proporcional a la permeabilidad [22]; así como también la necesidad de realizar el proceso a temperaturas relativamente bajas (por debajo de 100°C) para no degradar las membranas y de tener ratios de presión elevadas para obtener porcentajes de recuperación de CO<sub>2</sub> rentables.

Se pueden distinguir diferentes tipos de membranas, orgánicas, inorgánicas (cerámicas y metálicas) o poliméricas, los cuales serán más adecuados para diversos tipos de captura de CO<sub>2</sub>. Las membranas poliméricas han sido las más estudiadas y se asocian normalmente a procesos de post-combustión; no obstante, presentan problemas como la plastificación o la histéresis. Con el objetivo de solucionar estos, en la actualidad se investigan la creación de membranas a base de polímeros inorgánicos, utilizando silicio, germanio, azufre o fósforo entre otros, o que muestran propiedades avanzadas como los polímeros de microporosidad intrínseca, los reordenados térmicamente, poliamidas o poliuretanos [20].

#### **2.1.1.4. Separación criogénica**

La destilación criogénica es un proceso físico en el cual el dióxido de carbono es separado en estado líquido en unas condiciones de temperatura muy bajas (por debajo de los  $-100^{\circ}\text{C}$ ) [10]. Estos requisitos de temperatura extremos se deben al bajo punto de ebullición que presenta el  $\text{CO}_2$ .

Algunas de las ventajas que presenta este método es que se trata de una tecnología madura y desarrollada por su extendido uso en la industria —por ejemplo, para la obtención de dióxido de carbono líquido en la industria alimentaria [16]— que, al realizar la separación de un líquido en lugar de un gas, nos ahorramos los gastos de compresión; o que no necesita agente químico alguno para realizar la separación, evitando así problemas medioambientales derivados de ello [23]. Por el contrario, requiere grandes cantidades de energía para la refrigeración del proceso, lo cual induce grandes penalizaciones energéticas, solo es posible para casos donde contamos con una concentración muy elevada de  $\text{CO}_2$  [10] y las bajas temperaturas pueden producir problemas de congelación.

#### **2.1.2. Pre-combustión**

En este tipo de sistemas, el combustible —el cual puede ser carbón o gas natural— es tratado de forma previa. En el caso del carbón, se realiza un tratamiento de gasificación, obteniéndose un gas de síntesis compuesto, principalmente, por  $\text{CO}$  y  $\text{H}_2$ . Luego, este gas de síntesis sufre una reacción de la cual resulta  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2$ , con una elevada concentración del dióxido de carbono (superior al 20%), y por tanto, una elevada presión parcial [10]. Este hecho facilita la aplicación posterior de técnicas de separación —de las cuales hablaremos en el apartado 2.2—. Este flujo es sometido a procesos de desulfuración y separación del dióxido de carbono. En última instancia, el gas combustible rico en  $\text{H}_2$ , se puede utilizar para distintas aplicaciones energéticas: combustión en caldera, en turbina de gas, celda de combustible, etc. [16]. Por lo tanto, este tipo de procesos se suele integrar en plantas de GICC (Gasificación Integrada en Ciclo Combinado) de carbón. Para el gas natural, compuesto principalmente de metano ( $\text{CH}_4$ ), obtenemos gas de síntesis, de nuevo  $\text{CO}$  y  $\text{H}_2$ , siguiendo un proceso similar al del carbón a partir de aquí.

Aunque el proceso es energéticamente menos exigente que otras alternativas de captura, presenta también numerosas pérdidas de energía como son: la demanda de vapor

para la reacción de conversión de agua a gas, la baja temperatura de captura —lo que requiere un proceso de enfriamiento y calentamiento, poco eficiente— y una eficiencia reducida de la turbina de gas [24].

Procedemos, a continuación, a comentar los distintos procesos y técnicas para la separación del dióxido de carbono, asociados a la captura de pre-combustión.

### **2.1.2.1. Absorción física**

Sigue el mismo proceso explicado previamente para la absorción química, la diferencia fundamental radica en el tipo de disolvente utilizado para llevar a cabo la separación del dióxido de carbono, el cual es físico. Tratándose de un proceso físico que se basa en la ley de Henry, donde la disolución del dióxido de carbono se debe a la interacción electrostática entre este y el solvente, siendo la cantidad absorbida proporcional a la presión parcial del CO<sub>2</sub>. No obstante, al tener una dependencia muy acusada de las condiciones de presión y temperatura —se requieren altas presiones y bajas temperaturas, lo cual implica la necesidad de refrigerar el solvente—, conlleva asociado una elevada penalización energética. Debido a dicho requerimiento de elevadas presiones y bajas temperaturas se suele utilizar en procesos de pre-combustión, pues no es muy práctico para las condiciones que se suelen tener en procesos de post-combustión [18].

Dentro de esta tecnología de separación, destaca el uso de unos disolventes novedosos, los líquidos iónicos, sales con puntos de fusión por debajo de la temperatura ambiente. Estos presentan una serie de propiedades muy buenas como baja volatilidad, no inflamables, reciclables, gran estabilidad térmica, amplio rango líquido; sin embargo, son demasiado caros como para escalar su uso a nivel comercial [16].

La absorción física, especialmente a base de aminas, constituye la tecnología de separación más común para la captura del tipo pre-combustión, debido en parte a lo económico que resulta la posibilidad de recuperación y reutilización del disolvente gracias a su regeneración y a las grandes tasas de eficiencia en la absorción que presenta —las cuales pueden alcanzar valores tan elevados como del 90-98% [25]—. No obstante, también muestra algunos inconvenientes notables, como el impacto medioambiental negativo que puede provocar la degradación de los disolventes, así como que la eficiencia en la captura se ve muy afectada por la concentración en la que se encuentre el CO<sub>2</sub> [10].

Tabla 2.2. Relación de ventajas y desventajas de algunos de los procesos industriales comercializados más utilizados que utilizan absorbentes físicos.

Absorbente	Ventajas	Desventajas	Referencias
Selexol® (dimetiléter de polietilenglicol)	Compatible con eliminación de ácido sulfhídrico Baja volatilidad Hidrófilo (capaz de eliminar la humedad) Bajo coste	Requiere que la concentración de CO <sub>2</sub> sea mayor que la del H <sub>2</sub> S (debido a la elevada selectividad que tiene por el ácido sulfhídrico) Elevada viscosidad	[16], [18]
Rectisol® (metanol)	Elevada estabilidad térmica y química Viscosidad aceptable Reducida pérdida y degradación del solvente Permite la captura simultánea de CO <sub>2</sub> y H <sub>2</sub> S	Temperaturas de operación bajas (requiere etapas de criogenización)	[16], [18]
Fluor® (carbonato de propileno)	Baja viscosidad No corrosivo	No permite obtener purezas de CO <sub>2</sub> muy elevadas Elevado coste	[16], [18]

### 2.1.2.2. Adsorción física

Al igual que ocurría en el caso de la absorción, la adsorción física es más adecuada para procesos de captura que involucren elevadas presiones y bajas temperaturas, siendo por ello más aplicable en pre-combustión que en post-combustión [18]. En la *Tabla 2.3* se muestran las características de algunos de los absorbentes físicos más conocidos.

Tabla 2.3. Relación de ventajas y desventajas de algunos de los adsorbentes físicos más comunes.

Adsorbente	Ventajas	Desventajas	Referencias
Óxido de calcio	Materia prima (piedra caliza) barata y abundante Tecnología madura a nivel industrial Rápidos procesos de adsorción/desorción Elevada capacidad de adsorción	Requiere que el material sea reemplazado con frecuencia y en abundancia	[16], [12], [18][17]
Adsorbentes a base de aminas	Requiere poca energía para la regeneración No presenta problemas de corrosión Tolerancia a la presencia de humedad en el gas a tratar Elevada selectividad por el CO <sub>2</sub>	Costes elevados Captura y regeneración limitadas para ser rentable	[16], [18], [17]

### 2.1.2.3. Separación por membrana

Para el caso de captura de pre-combustión, la principal diferencia es el tipo de membrana utilizada. Si para la post-combustión las mejores opciones eran las poliméricas e inorgánicas; en pre-combustión, las de tipo orgánico constituyen la mejor elección [26].

### 2.1.3. Oxicombustión

Constituye el otro gran grupo en la clasificación de tecnologías de captura. Estos procesos se caracterizan por una combustión realizada en una atmósfera oxidante —rica en  $O_2$ —, en lugar de aire como es común, la cual genera una corriente de gases de combustión constituida mayoritariamente por  $CO_2$  y vapor de agua; haciendo que la separación del dióxido de carbono sea sencilla, mediante la simple condensación del  $H_2O$ . Se trata de una tecnología relativamente novedosa que, a diferencia de las dos previamente señaladas, no requiere de métodos de separación posteriores. Otro beneficio de la operación de plantas de oxicombustión es la considerable reducción de emisiones de  $NO_x$  y  $SO_x$  con respecto a centrales de combustión estándar [27]. Sin embargo, el mayor inconveniente se encuentra en cuanto a la separación del oxígeno de la corriente de aire atmosférico, la cual se puede realizar de forma externa al ciclo —mediante una unidad de separación del aire (ASU, del inglés *Air Separation Unit*), cuyo objetivo es el obtener un flujo rico en  $O_2$  a partir de aire (las purezas pueden variar entre 95% y prácticamente 100% dependiendo de la aplicación) y el cual suele utilizar tecnología de criogenización [28]— o de forma interna, como se verá en el caso de los ciclos AZEP y ZEITMOP en esta misma sección. Si bien lo referente al ASU se trata de una tecnología ya desarrollada y madura a nivel industrial, demanda sin embargo una gran cantidad de energía, disminuyendo la eficiencia energética de la planta considerablemente, llegando a penalizaciones de más del 7% [10]. Es por ello, que las líneas de investigación más recientes se centran en desarrollar nuevos ciclos de potencia con mayores rendimientos, en pro de compensar este hecho. Otro de los problemas que plantea este tipo de combustión es la elevada temperatura de llama adiabática que presenta la combustión con oxígeno puro (alrededor de  $2500^\circ C$ ), temperatura que sometería a un excesivo estrés térmico a los materiales de la cámara de combustión, por lo cual se recurre a la recirculación de una parte de los gases de combustión con el fin de reducir y controlar dicha temperatura [28].

Dentro de la definición de oxidación se pueden encontrar tanto tecnologías que utilicen combustibles sólidos —carbón o biomasa, principalmente—, como las basadas en carbón pulverizado (PC) o en combustión en lecho fluidizado (CFBC, del inglés *Coal Fluidised Bed Combustion*); como aquellas que utilizan combustibles gaseosos, como pueden ser centrales de ciclo combinado de gas natural o de gasificación integrada.

La oxidación engloba una gran diversidad de tecnologías y ciclos termodinámicos diferentes de relativamente reciente creación. Se procederá a comentar algunos de los más importantes a continuación.

### 2.1.3.1. Ciclos MATIANT

Este se trata de un ciclo de oxidación que utiliza dióxido de carbono en estado supercrítico (punto crítico del  $\text{CO}_2$ :  $31^\circ\text{C}$ ,  $74\text{bar}$  [29]) como fluido de trabajo en un ciclo regenerativo parecido al Brayton y que fue propuesto por P. Mathieu y E. Iantovski, 1998 [30]. Como podemos observar en la *Fig. 2.3*, tras ser sometido a una compresión multietapa con interenfriamiento, se separa una fracción de la corriente de dióxido de carbono para ser almacenado/utilizado, mientras que el resto es calentado en un recuperador/regenerador, para ser posteriormente expandido en una turbina de alta presión. Tras la primera expansión será recalentado en una primera cámara de combustión —en una atmósfera puramente oxidante gracias al aporte de un ASU—, volverá a expandirse en el cuerpo de media presión de la turbina; y volverá a ser recalentado en una segunda cámara de combustión —también oxidante— antes de expandirse por última vez en el cuerpo de baja presión.

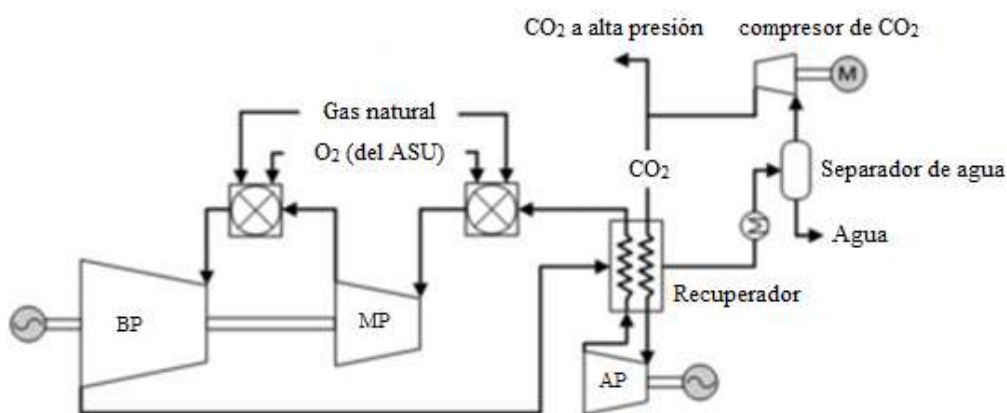


Fig. 2.3. Diagrama esquemático del funcionamiento de un ciclo MATIANT [29].

También mencionar que, con el objetivo de mejorar la eficiencia de este ciclo, se han propuesto diversas modificaciones, entre las que caben destacar: el E-MATIANT [31], ciclo completamente Brayton, en el sentido de que todo el ciclo se desarrolla en fase gaseosa, que recuerda a un ciclo recuperativo de turbina de gas con inter enfriamiento [32]; y el CC-MATIANT, versión de ciclo combinado con recalentamiento [33].

### 2.1.3.2. Ciclos GRAZ

Este ciclo fue originalmente propuesto por Jericha en 1985 [34] y, desde entonces ha ido siendo mejorado por investigadores de la Universidad de Graz. Así es el caso de Sanz *et al.* [35] que desarrollaron el S-GRAZ, ciclo que incorpora una mayor cantidad de vapor comparado con el original debido a la modificación de algunos parámetros del ciclo, obteniendo por lo tanto mayores eficiencias; como también el propio Jericha con el GRAZ Modificado, el cual mejoraba la transferencia de calor condensando la mezcla de CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O a presión atmosférica [36].

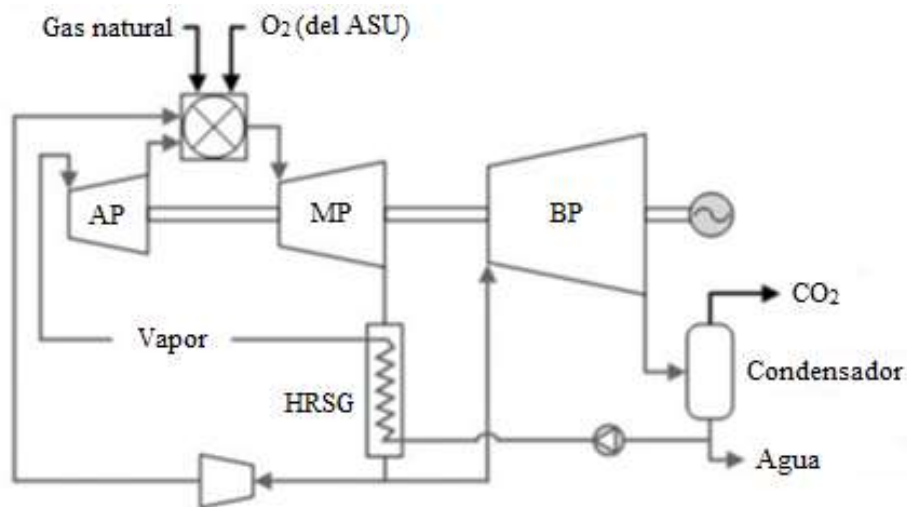


Fig. 2.4. Diagrama esquemático del funcionamiento de un ciclo S-GRAZ [29].

Centrándonos en el funcionamiento del S-GRAZ, el cual aparece esquemáticamente representado en la Fig. 2.4, el fluido de trabajo es principalmente vapor y dióxido de carbono con unas composiciones de 85-89%mol y 10-14%mol, respectivamente. Los gases de combustión salen de la cámara a temperaturas muy elevadas (del orden de 1400°C) [29], aspecto problemático pues requiere de un diseño especial de turbina, para expandir a través de la turbina de media presión hasta presiones



ligeramente superiores a la atmosférica. De aquí, se hace atravesar dicha corriente por un HRSG (*Heat Recovery Steam Generator*, un intercambiador de calor que calienta agua que circula por el lado del fluido frío, generando vapor) para generar vapor de alta presión, el cual expandirá en el cuerpo de alta presión de la turbina. El fluido que se ha enfriado es separado, siendo una parte recirculada a la cámara de combustión para controlar la temperatura de la misma; mientras que la otra es enviada al cuerpo de baja presión de la turbina, para posteriormente ser condensado el H<sub>2</sub>O, realizando la separación por tanto del CO<sub>2</sub> [29], [37].

### 2.1.3.3. Ciclo CES

También denominado “ciclo de agua”, pues su fluido de trabajo está compuesto aproximadamente por un 90%vol de vapor y un 10% de CO<sub>2</sub> [29]. Fue originalmente propuesto por la compañía Clean Energy Systems [38], siendo introducidas mejoras para su desarrollo a escala comercial por Anderson *et al.* en 2008 [39]. Un diagrama del funcionamiento de este ciclo se muestra en la *Fig. 2.5*. Podemos observar que el elemento más distintivo se trata del “generador de gas” —cámara de combustión en atmósfera oxidante de elevada presión (50-100bar) que utiliza agua precalentada para moderar la temperatura [29]—, que sustituye a las calderas de vapor tradicionales y que se basa en tecnología de combustión de cohetes [37]. Una vez ha pasado por el generador de gas, el fluido de trabajo se expande en una turbina de alta presión, recalentándose posteriormente para volver a ser expandido en los cuerpos de media y de baja presión de la turbina. Luego, se hace pasar por un intercambiador de calor que calienta el agua utilizada para el control de la temperatura del generador de gas; para, finalmente, pasar al condensador, donde el vapor de agua pasará a estado líquido y el dióxido de carbono será separado. Uno de los elementos más críticos es el diseño de la turbina de media presión, pues requiere de condiciones de operación similares a turbinas de gas (temperaturas a la entrada muy elevadas), a pesar de trabajar con un contenido mayoritario de vapor. Este parámetro afectaría de manera notoria la eficiencia del ciclo [39].

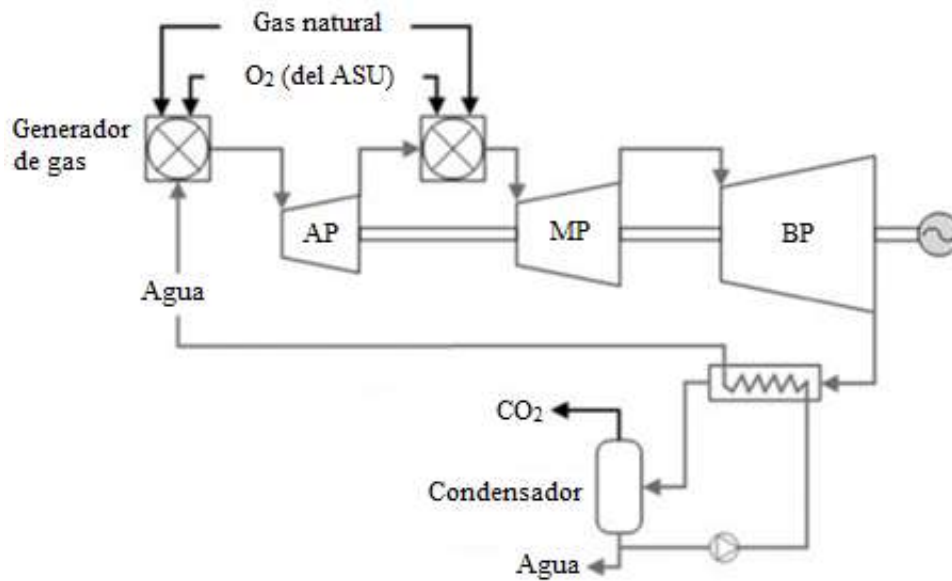


Fig. 2.5. Diagrama esquemático del funcionamiento de un ciclo CES [29].

#### 2.1.3.4. Ciclo SCOC-CC

Se trata de un ciclo combinado semi-cerrado de oxidación (de ahí su nombre, en inglés, *Semi-Closed Oxy-Combustion Combined Cycle*). Probablemente sea la configuración más sencilla de todos los ciclos de oxidación aquí considerados, pues es muy semejante a la de un ciclo combinado de gas natural, pero utilizando oxígeno procedente de un ASU en lugar de aire en la cámara de combustión. Este ciclo fue propuesto por O. Bolland y P. Mathieu [40] y se muestra en la Fig. 2.6. Los productos de la combustión que constituyen el fluido de trabajo en el ciclo de la turbina de gas están compuestos mayoritariamente por CO<sub>2</sub>. Este fluido, tras ser expandido, cede calor en un HRSG al ciclo de vapor para generar más potencia. Posteriormente, es condensado y una fracción del CO<sub>2</sub> es extraída del ciclo para ser procesada y almacenada o utilizada; mientras que gran parte es reciclado, comprimido e introducido de nuevo en la cámara de combustión para controlar la temperatura de entrada de los gases a la turbina de gas [40]. A pesar de su simple configuración, presenta un desafío técnico en cuanto a los componentes del ciclo se refiere; pues al ser dióxido de carbono un fluido de trabajo poco convencional, se requerirá un rediseño de estos, especialmente de la turbomaquinaria (compresor y turbina de gas) y de la cámara de combustión [29], [37]

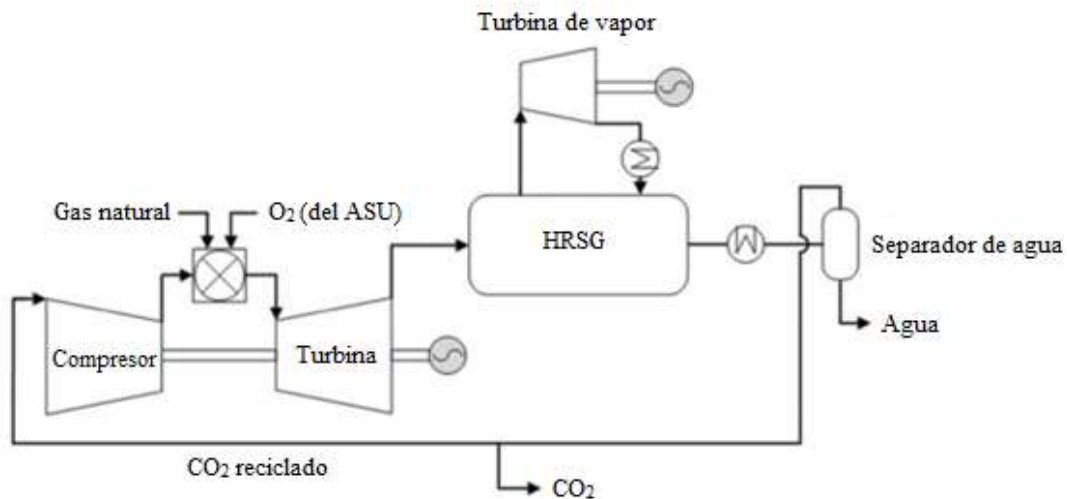


Fig. 2.6. Diagrama esquemático del funcionamiento de un ciclo SCOC-CC [29].

### 2.1.3.5. Ciclos AZEP

El ciclo AZEP (*Advanced Zero Emissions Plant*, en español: planta avanzada de emisiones cero) fue propuesto por S. Sundkvist *et al.* en 2001 [41], [42] y consiste en una especie de ciclo combinado donde se sustituye la cámara de combustión por un reactor-membrana (MCM, *Mixed Conducting Membrane reactor*). Este sistema incluye cuatro secciones diferentes: una cámara de combustión, un intercambiador de calor de baja temperatura (LTHX, *Low Temperature Heat Exchanger*), uno de alta temperatura (HTHX, *High Temperature Heat Exchanger*) y una membrana para la separación de oxígeno (OTM, *Oxygen Transport Membrane*). El funcionamiento se muestra en la Fig. 2.7, donde observamos que, tras ser comprimido el aire, este es calentado en el LTHX antes de atravesar la membrana. En la sección de la membrana se produce tanto transporte de oxígeno como transferencia de calor; siendo el oxígeno absorbido por una corriente de  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{O}$ , principalmente. Se producirá la combustión de esta para posteriormente ceder calor en el HTHX al flujo de aire sin  $\text{O}_2$ , que expandirá en la turbina de gas. Posteriormente, se cederá el calor residual tanto de la corriente de aire sin  $\text{O}_2$  como de la corriente de  $\text{CO}_2$ - $\text{H}_2\text{O}$  en un HRSG para generar más potencia con un ciclo de vapor. Finalmente, la corriente de  $\text{CO}_2$ - $\text{H}_2\text{O}$  atravesará el condensador, donde se podrá realizar la separación de ambos componentes.

Cabe destacar que hay dos versiones del mencionado ciclo: una que conlleva una ratio de captura de  $\text{CO}_2$  del 100%; y otra cuya ratio es del 85%. El motivo de reducir el porcentaje de captura se debe a un intento de disminuir la penalización a la eficiencia de





que será introducida de nuevo en la cámara de combustión con el fin de diluir los productos de combustión y controlar la temperatura de la misma. Una vez sale del economizador, la corriente de CO<sub>2</sub> será refrigerada hasta condiciones atmosféricas, para condensar el H<sub>2</sub>O y poder separarlo. El flujo de CO<sub>2</sub> de elevada pureza será comprimido y reciclado, siendo separada una pequeña porción para su almacenamiento/utilización de manera previa a su calentamiento en el economizador. Un aspecto clave de este ciclo es el aporte de calor residual procedente de los procesos de compresión internos del ASU para compensar el balance energético entre el calor (insuficiente) que ceden los gases de combustión a la salida de la turbina y el calor que requiere para calentarse la corriente de CO<sub>2</sub> reciclada [5], [37].

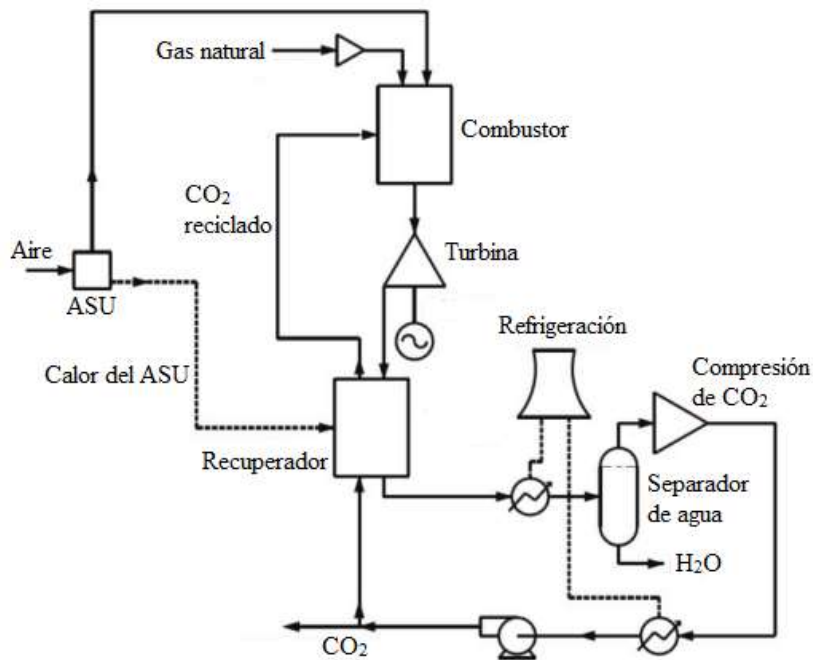


Fig. 2.9. Diagrama esquemático del funcionamiento del ciclo NET Power para gas natural [5].

La variante que emplea carbón como combustible está representada en la Fig. 2.10, consistiendo la mayor diferencia en que el carbón es sometido a un proceso de gasificación para obtener un gas combustible, el cual será sometido a un ciclo muy semejante al explicado para el gas natural [5].

Algunos de los retos técnicos a los que tiene que enfrentarse el ciclo Allam están relacionados con tecnologías referentes a flujos de CO<sub>2</sub> supercríticos. Así, será necesario el diseño específico de una turbina que conjugue las características de turbinas de vapor

supercríticas con las de turbinas de gas que operan a elevadas temperaturas; como también se requerirá lograr una combustión estable y eficiente en condiciones operativas tan exigentes de presión y temperaturas (alrededor de 300bar y 1150°C) [29].

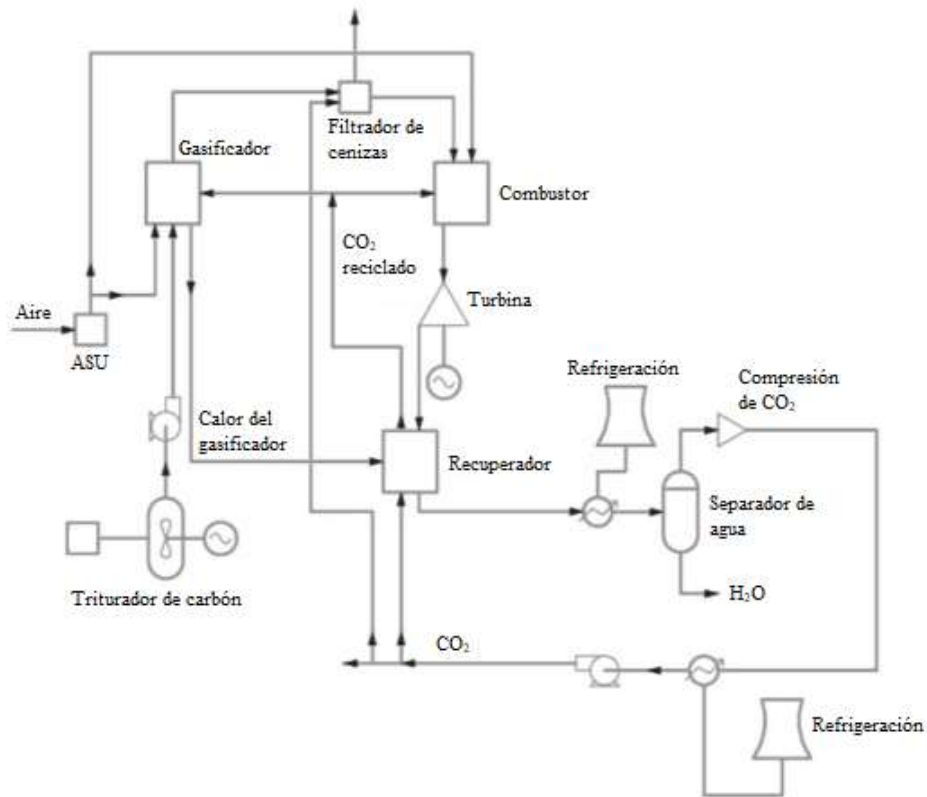


Fig. 2.10. Diagrama esquemático del funcionamiento del ciclo NET Power para carbón [5].

Tabla 2.4. Resumen de las distintas tecnologías de oxicomcombustión con datos de su eficiencia (neta).

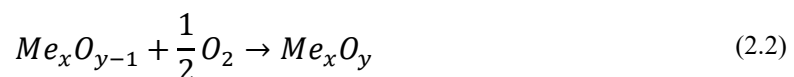
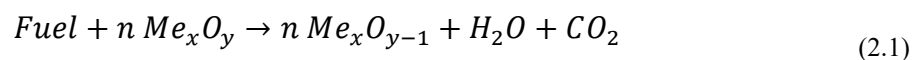
Ciclo	Creador/es	Tipo de proceso	Eficiencia [%]	Referencias
MATIANT	P. Mathieu y E. Iantovski, 1998	Regenerativo cuasi-Brayton	44-45	[29], [32], [33], [45]
E-MATIANT	S. Houyou, P. Mathieu y R. Nihart, 1999	Brayton regenerativo	46-47	[29], [31], [33]
CC-MATIANT	S. Houyou, P. Mathieu y R. Nihart, 1999	Ciclo combinado regenerativo	49.75	[33]
Graz	H. Jericha, 1985	Cuasi-CC (Brayton y Rankine)	49	[29], [32], [33], [36]
S-Graz	W. Sanz <i>et al.</i> , 2005	Cuasi-CC (Brayton y Rankine)	53.09	[29], [32], [33], [36]
Graz modificado	H. Jericha <i>et al.</i> , 2007	Rankine + cuasi-CC (Brayton y Rankine)	54.14	[29], [32], [33], [36]
CES	R. Anderson <i>et al.</i> , 1998	Ciclo combinado	43-50	[29], [33], [36], [37]

SCOC-CC	O. Bolland y P. Mathieu, 1998	Ciclo combinado	45-49	[29], [33], [36], [40]
NET Power	R. J. Allam <i>et al.</i> , 2010	Brayton regenerativo	55-59	[5], [6], [33], [36], [37]
AZEP 100	S. Sundkvist <i>et al.</i> , 2001	Ciclo combinado	47-49	[37], [41]–[43]
AZEP 85	S. Sundkvist <i>et al.</i> , 2001	Ciclo combinado	50-53	[37], [41]–[43]
ZEITMOP	E. Yantovsky <i>et al.</i> , 2002	Brayton + cuasi CC (dos ciclos Brayton)	46-51	[33], [37], [44]

---

#### 2.1.4.1. Chemical Looping Combustion (CLC)

Esta tecnología se trata de un enfoque único al problema de la captura con oxidación, el cual también elimina la necesidad de incorporar un proceso de separación. Se basa en un sistema compuesto por dos partes diferenciadas, el reactor de aire y el de combustible, conectadas entre sí. Se utiliza un material portador, normalmente un óxido metálico en estado sólido, que reaccione rápidamente con el oxígeno del aire, absorbiéndolo, y lo lleve hasta el combustible, oxidando este último. Una vez realizado este proceso, el material portador vuelve al reactor de aire, oxidándose y, por lo tanto, regenerándose. Este método es aplicable tanto a combustibles sólidos, p.e. el carbón, como gaseosos, p.e. gas natural; siendo el proceso asociado a los primeros considerablemente más complicado debido a que el carbón es un material heterogéneo con materia orgánica, por lo cual presenta propiedades más complejas. Por la propia composición de este tipo de sistemas, requiere un material portador que sea barato, pues al eliminar las cenizas de la combustión este también se pierde parte de este, así como interesa fluidificar el combustible para acelerar la cinemática química de la reacción — dado que las reacciones sólido-sólido son más lentas— [24]. Otros aspectos que caracterizan a un buen material portador son una elevada reactividad química tanto para las reacciones de oxidación y reducción como para la conversión total del combustible en CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O —véase *Ecuaciones I y II*—, capacidad suficiente para el transporte de oxígeno, bajo riesgo para la salud y el medioambiente, larga vida útil y reducido desgaste y fragmentación [46].





Los materiales que pueden ser utilizados como portadores se clasifican en dos grupos: sintéticos y naturales. Los más comunes, y sobre los cuales se ha desarrollado más investigación, son los sintéticos, y suelen ser distintos tipos de óxidos metálicos como ya hemos comentado previamente —en especial, metales de transición como níquel, hierro, manganeso, cobre, etc.—. En cuanto a los portadores naturales, se utilizan mena de hierro, manganeso, ilmenita, así como residuos procedentes de la industria del acero y el aluminio. El interés en el desarrollo y uso de estos materiales como portadores viene del hecho de su coste considerablemente más bajo que los sintéticos, factor importante si tenemos en cuenta que es común el eliminar material portador junto con las cenizas resultantes del proceso debido a su difícil. No obstante, la baja reactividad que presentan los naturales y su consecuente necesidad de mejora, es uno de los focos actuales de la investigación sobre el tema [46].

La mayor planta de este tipo es propiedad de Alstom-GE Power con una potencia de 3 MW y utiliza lechos fluidizados interconectados y sulfato de calcio obtenido a partir de piedra caliza como portador de oxígeno [47].

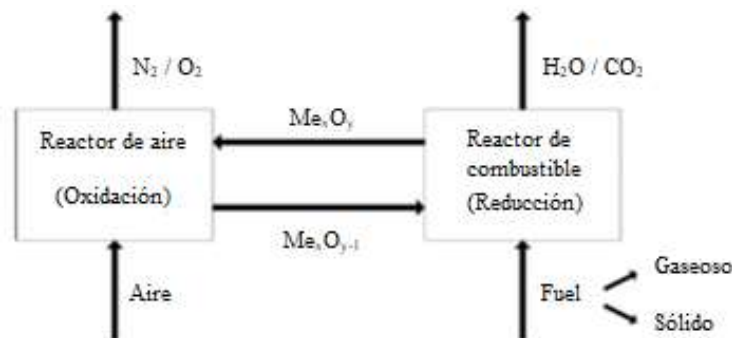


Fig. 2.11. Diagrama esquemático del funcionamiento del CLC.

En la *Tabla 2.5* se presentan algunos de los ejemplos más significativos de plantas piloto que han aportado experiencia operativa sobre el funcionamiento de técnicas *CLC*. Algunos datos remarcables que señalar sobre estas son que tanto las plantas de 1 y 3MW han logrado alcanzar la operación autotérmica —es decir, cuando la producción de gas de síntesis se lleva a cabo con el calor desprendido por la propia reacción—, todas ellas utilizan reactores de lecho fluidizado y que la tasa de captura de  $\text{CO}_2$  en el caso de la planta de Chalmers es del 98% [48].

Tabla 2.5. Algunos ejemplos destacados de plantas de demostración de CLC.

Planta	Potencia	Material portador	Combustible	Año	Referencias
Alstom, Windsor	3 MW	CaSO <sub>4</sub> / CaS	Carbón	2014-	[49]
Darmstadt	1 MW	Ilmenita	Carbón	2012-	[50]
University of Technology Chalmers	100 kW	Ilmenita, Mn, Fe	Carbón, biomasa	2012-	[51]
University of Technology ICB-CSIC, Zaragoza	50 kW	Ilmenita	Carbón	2014-	[52]

Tabla 2.6. Listado de algunas plantas a gran escala que emplean tecnologías de captura de CO<sub>2</sub>. (NOTA: CP=carbón pulverizado; CCGI=ciclo combinado gasificación integrada; EOR=Enhanced Oil Recovery).

Planta	País	Año	Tipo de captura	CO <sub>2</sub> capturado (Mt/año)/ Potencia	CO <sub>2</sub> almacenamiento/ utilización	Industria	Estado	Referencias
Terrell Natural Gas Processing Plant	EEUU	1972	Pre-combustión	0.4-0.5	EOR	Procesado gas natural	Operacional	[3], [53]
Enid Fertilizer CO <sub>2</sub> -EOR Project	EEUU	1982	Pre-combustión	0.7	EOR	Producción fertilizantes	Operacional	[3], [53]
Shute Creek Gas Processing Plant	EEUU	1986	Pre-combustión	7	EOR	Procesado gas natural	Operacional	[3], [53]
Sleipner CO <sub>2</sub> Storage	Noruega	1996	Pre-combustión	1	Acuífero salino	Procesado gas natural	Operacional	[3], [53], [54]
Great Plains Synfuel Plant & Weyburn-Midale	Canadá	2000	Pre-combustión	3	EOR	Gas natural sintético	Operacional	[3], [53]
Snøhvit CO <sub>2</sub> Storage	Noruega	2008	Pre-combustión	0.7	Acuífero salino	Procesado gas natural	Operacional	[3], [54]
Century Plant	EEUU	2010	Pre-combustión	8.4	EOR	Procesado gas natural	Operacional	[3], [53]
Air Products Steam Methane Reformer	EEUU	2013	Pre-combustión	1	EOR	Producción hidrógeno	Operacional	[53]
Boundary Dam CCS	Canadá	2015	Post-combustión (retroajuste)	1 / 110MW	EOR	Generación eléctrica	Operacional	[53], [54]
Abu Dhabi CCS	EAU	2016	Pre-combustión	0.8	EOR	Industria siderúrgica	Operacional	[53]
Illinois Industrial CCS Project	EEUU	2017	Pre-combustión	1	Almacenamiento geológico	Producción biocombustibles	Operacional	[53], [55]
Petra Nova Carbon Capture Project	EEUU	2017	Post-combustión (retroajuste)	1.4 / 240MW	EOR	Generación eléctrica	Operacional	[53], [55]
ROAD Project	Holanda	2020s	Post-combustión (carbón+biomasa)	1.1	Reservorio gas offshore	Generación eléctrica	Pendiente	[55], [56]
Gorgon Carbon Dioxide Injection	Australia	2018	Pre-combustión	3.4-4	Acuífero salino	Procesado gas natural	En construcción	[3], [54]
Sinopec Qilu Petrochemical CCS	China	2019	Pre-combustión	0.4	EOR	Producción químicos	En construcción	[53], [55]
Yanchang Integrated CCS Demonstration	China	2020	Pre-combustión	0.4-0.5	EOR	Producción químicos	En construcción	[53], [55]
Shanxi International Energy Group CCS	China	2020s	Oxicombustión	2 / 350MW	¿?	Generación eléctrica	En desarrollo	[53]

Tabla 2.7. Listado de algunos ejemplos de plantas a pequeña escala de demostración/piloto que emplean diversas tecnologías de captura.

Planta	País	Año	Enfoque	Tecnología de captura	CO <sub>2</sub> almacenamiento/ utilización	Industria	Estado	Referencias
CarbFix Project	Islandia	2012	Transversal	Post-combustión	Mineralización en lecho basáltico	Generación eléctrica	Operacional	[57]
NET Power Clean Energy Pilot Plant (50MW)	EEUU	2018	Captura	Oxicombustión (ciclo Allam)	-	Generación eléctrica	En construcción	[57]
Callide Oxyfuel Project	Australia	2012	Captura	Oxicombustión (retro ajuste CP)	Varios	Generación eléctrica	Finalizado (2015)	[57]
ELCOGAS	España	2010	Captura	Pre-combustión CCGI (absorción química)	Reciclado en el proceso de gasificación	Generación eléctrica	Finalizado (2011)	[57], [58]
Schwarze Pumpe Oxy-fuel Pilot Plant	Alemania	2008	Capture	Oxicombustión	Almacenamiento geológico	Generación eléctrica	Finalizado (2014)	[57]
CASTOR	Dinamarca	2006	Transversal	Post-combustión	Varios	Generación eléctrica	Finalizado (2007)	[57]
Jilin Oil Field EOR Demonstration Project	China	2006	Transversal	Pre-combustión	EOR	Procesado gas natural	Operacional	[57]

## 2.2. Transporte de CO<sub>2</sub>

Una vez se ha logrado separar el dióxido de carbono del resto de gases, este ha de llevarse al lugar donde se realizará su posterior almacenamiento o utilización; este proceso requerirá pues de una infraestructura de transporte que conecte los puntos de captura y almacenamiento/utilización. Las claves de un sistema de transporte eficaz serán su fiabilidad, seguridad y economicidad. Dependiendo de factores como la localización tanto del punto de partida como de llegada, de la cantidad de CO<sub>2</sub> a transportar, la vida operativa estimada del punto de emisión y captura de CO<sub>2</sub>, etc. se barajan distintos métodos de transporte, como pueden ser sistemas de tuberías, barcos, camiones o ferrocarriles [10].

El uso de tuberías es considerado la opción más adecuada para transportar grandes cantidades de CO<sub>2</sub> por tierra, pues es una tecnología considerablemente desarrollada, con más de 6000 kms instalados en los EEUU —los cuales en su mayoría están dedicados a EOR (*Enhanced Oil Recovery*, recuperación asistida de petróleo), implementación de la cual hablaremos en la siguiente sección— [9]. También es posible el uso de estas para el transporte por mar, sirviendo de ejemplo la infraestructura para la inyección en el proyecto Snøhvit en Noruega. Las tuberías suelen estar fabricadas de acero al carbono y deben ser enterradas, salvo en el caso de las tuberías situadas en el lecho oceánico [59], [60]. No obstante, en los casos de transporte marítimo —ya bien sea de costa a costa, o

bien hasta un sitio de almacenamiento *offshore* (marino)— también resulta atractiva la opción del uso de barcos haciendo uso de tecnología derivada de la utilizada para GNL [61], [62].

Con el objetivo de optimizar el transporte de dióxido de carbono, nos interesa que el mismo sea lo más denso posible, ya sea en estado líquido o supercrítico —pues se podrá mover la misma cantidad de masa ocupando un menor espacio—; por ello, se necesitará someter a procesos de compresión nuestra corriente de CO<sub>2</sub>. Para compensar el efecto de las pérdidas de carga a lo largo del sistema, se recurre a estaciones de recompresión a lo largo del mismo. En el caso de las tuberías, lo más adecuado es que el transporte se realice en estado supercrítico, con unos valores de presión y temperatura que oscilan entre 85-150 bar y 13-44°C [59]. Otra consideración importante a tener en cuenta es la calidad y composición de la corriente de CO<sub>2</sub>, pues la presencia de impurezas puede generar problemas derivados de la variación de densidad del flujo o de las condiciones de presión y temperaturas para la estabilidad de una fase; así como la presencia de agua puede llevar a la formación de ácido carbónico, con el subsecuente problema de corrosión [63].

La implementación de una infraestructura a escala comercial de proyectos de CAC requeriría el parejo desarrollo de una extensa red integrada de transporte. La construcción de un sistema donde diversos puntos de captura converjan y sus flujos de gas sean transportados conjuntamente hasta un punto donde se separen hacia los diferentes puntos de almacenamiento/utilización supondría un ahorro considerable en términos de kilómetros de tubería requeridos, así como la aparición de una potencial economía de escala que haría decrecer el coste asociado al transporte [64]. No obstante, el reto vendría en la necesidad de homogeneizar las características (presión, temperatura, composición, etc.) de las diversas corrientes procedentes de la diáspora de puntos de captura.

### **2.3. Almacenamiento/utilización de CO<sub>2</sub>**

Para cumplir con el objetivo final de evitar las emisiones de CO<sub>2</sub> a la atmósfera, se requerirá que el dióxido de carbono capturado sea confinado o utilizado de alguna forma. En cuanto a su posible utilización, la cual a día de hoy contabiliza apenas el 2% de las emisiones [10], los sectores con mayor potencial son la producción de refrescos, refrigerantes y extinción de incendios o la producción de químicos, como el amoníaco. Otra potencial aplicación sería la transformación mediante reacción catalítica del CO<sub>2</sub>

capturado en metano y metanol, si bien la implementación de dicha tecnología a gran escala supone un gran reto a día de hoy [65].

La otra alternativa como destino final para el dióxido de carbono capturado es el almacenamiento en formaciones geológicas. Para que una formación geológica pueda ser considerada como almacén de CO<sub>2</sub> ha de presentar una serie de características, como son: una capacidad de almacenamiento suficiente para permitir la inyección del gas a tasas aceptables, una porosidad y permeabilidad adecuada del lecho, con una capa de roca superior sellante que evite fugas al ambiente —contaminando la atmósfera, reservas de agua o el propio sustrato—, la geología y movimientos tectónicos de la localización, así como criterios económicos [66]. En la actualidad, las formaciones más adecuadas son los acuíferos salinos, reservorios de gas o petróleo (cuasi) vacíos, lechos de carbón no aprovechables o el propio fondo marino.

Dentro de estas opciones, una de las más comunes es la de los reservorios de gas o petróleo, pues permite una explotación económica del sitio mediante técnicas de *Enhanced Oil Recovery* (EOR), la cual consiste en la inyección del dióxido de carbono en el reservorio para aumentar la presión del mismo, permitiendo la extracción de mayor cantidad de materia prima —se puede lograr extraer hasta un 40% de la cantidad residual—, y permaneciendo almacenado el dióxido de carbono de forma permanente; este proceso permite compensar ligeramente los sobrecostos de aplicar tecnologías de CAC [10]. Esta incentivación económica, unida al hecho de que la inyección de fluidos para mejorar la extracción de reservas es una tecnología considerablemente desarrollada, explica porque la mayoría de instalaciones a escala comercial existentes y operacionales hoy en día estén relacionadas con esta técnica como puede observarse en la *Tabla 2.6*.

Otro caso de almacenamiento del cual se puede realizar una explotación económica es el de los lechos de carbón no aprovechables. En este caso, la inyección de CO<sub>2</sub> permite la recuperación del metano atrapado en la estructura porosa del carbón, técnica conocida como *Enhanced Coal-Bed Methane recovery*, o ECBM por sus siglas [9].

El almacenamiento en acuíferos salinos a gran profundidad es el tipo de almacenaje que presenta un mayor potencial en cuanto a cantidad de CO<sub>2</sub> se refiere, se estima que alrededor de 400-10000 Gt (frente a las 920 Gt de los reservorios de gas y petróleo y las 15 Gt de los lechos de carbón no aprovechables), y están relativamente bien distribuidos a nivel mundial [10], [67]. Uno de los proyectos pioneros en la implementación de

tecnologías de CAC, el proyecto Sleipner en el Mar del Norte —véase *Tabla 2.6*—, hace uso de este tipo de almacenamiento. Una aplicación interesante es la combinación de este tipo de almacenamiento con la extracción de calor mediante geotermia, como estudia el proyecto CO<sub>2</sub>-DISSOLVED [68].

También existe la opción de confinar el CO<sub>2</sub> en las profundidades marinas y oceánicas, como se ha mencionado previamente. No obstante, el mayor inconveniente que presenta esta alternativa es el impacto medioambiental que produciría, con problemas como la acidificación del agua, y la consecuente alteración de los ecosistemas marinos y pérdida de biodiversidad que esto acarrearía [10].

Cabe mencionar otras opciones de almacenamiento más novedosas como puede ser la carbonatación del CO<sub>2</sub> en lechos basálticos, como se está estudiando en el proyecto CarbFix, expuesto en la *Tabla 2.7*, el cual permitiría un almacenamiento duradero y utiliza un tipo de roca muy común en la corteza terrestre.

Independientemente del tipo de formación geológica escogida para el almacenamiento, se requerirá de métodos de monitorización para estudiar todas las etapas del proceso (pre-inyección, inyección y post-inyección). Es de vital importancia el ser capaces de cuantificar los volúmenes de CO<sub>2</sub> confinados, asegurar la integridad estructural del reservorio o la ausencia de fugas, pues incluso unas pérdidas del 0.1% anual invalidaría los efectos medioambientalmente positivos de la CAC [10].

#### **2.4. Discusión económica, medioambiental y legislativa**

Para poder analizar de forma argumentada la viabilidad del desarrollo e implantación de tecnologías de CAC con el objetivo de mitigar el efecto de las emisiones de CO<sub>2</sub> sobre el medioambiente, necesitaremos comparar su impacto a nivel de costes tanto económicos como medioambientales. Siendo la primera dimensión clave para la posibilidad de su realización; mientras que la segunda nos dará información de cómo de efectiva es la tecnología para llevar a cabo su objetivo final.

En cuanto a parámetros económicos se refiere, nos centraremos fundamentalmente en dos: el coste nivelado de electricidad (LCOE en inglés, *Levelized Cost of Electricity*), el cual nos aporta información de lo que cuesta producir electricidad de una determinada manera —siendo su unidad de medida el cociente entre unidades monetarias y MWh

producidos—; y los costes de mitigación, los cuales hacen referencia a lo que nos cuesta evitar emisiones de dióxido de carbono —siendo su unidad de medida el cociente entre unidades monetarias y toneladas de CO<sub>2</sub> evitadas frente a la correspondiente central de referencia del mismo tipo sin un sistema de CAC—. En la *Tabla 2.8*, podemos observar una comparación de costes entre las diversas tecnologías según el estudio realizado por E.S. Rubin *et al.* en 2015 [69], donde incluye el coste del sistema total, considerando captura, transporte y almacenamiento. En una primera aproximación, podemos observar que no existe un claro “ganador” en la carrera entre las distintas tecnologías por ser la mejor, pues todas presentan un sobrecoste semejante respecto a sus correspondientes centrales estándar de referencia. No obstante, recientemente se ha producido un desarrollo notable de las tecnologías de oxidación, las cuales muestran potencial económico para ser competitivas frente a las más maduras y desarrolladas tecnologías de post-combustión, frente a estudios más antiguos —sirva de referencia la publicación sobre CAC del IPCC de 2005 [70]— que ni siquiera consideraban los costes de este tipo de tecnología por estar en una fase de desarrollo muy prematura. A la par, las tecnologías de pre-combustión han perdido terreno frente a la post-combustión [69].

También cabe señalar que a nivel de transporte, la opción más empleada, las tuberías, constituye una tecnología muy establecida y asentada desde hace ya tiempo, por lo que no se prevén grandes avances en investigación y desarrollo que modifiquen los costes asociados. Actualmente, estos se estiman, para tuberías por tierra, en 3.7 2013€/tCO<sub>2</sub>/250km y 1.3 2013€/tCO<sub>2</sub>/250km (para gastos máxicos de 3 MtCO<sub>2</sub>/año y 30 MtCO<sub>2</sub>/año, respectivamente) [71]; mientras que, para tuberías por mar, en 14.8 2013€/tCO<sub>2</sub>/250km y 4.8 2013€/tCO<sub>2</sub>/250km (para gastos de 3 MtCO<sub>2</sub>/año y 10 MtCO<sub>2</sub>/año, respectivamente) [69]. De estos datos se reafirma lo mencionado en el apartado 2.2 sobre la potencialidad de una economía de escala en cuanto a estos costes se refiere. Otros métodos de transporte, como el marítimo mediante barcos, están siendo debatidos e investigados en la actualidad; sobre este último se han realizado estudios que sitúan sus costes en valores de entre 15-23 2013€/tCO<sub>2</sub> para volúmenes superiores a las 2 MtCO<sub>2</sub>/año [72].

En cuanto al almacenamiento geológico se refiere, los valores más comunes oscilan entre 4.5-9.8 2013€/tCO<sub>2</sub> [73]. En el caso de inyectar en reservas de gas/petróleo, la posibilidad de aplicar técnicas de EOR compensa económicamente parte de los sobre costes, como puede verse en la *Tabla 2.8*.

Tabla 2.8. Resumen de costes económicos para distintos tipos de captura. Adaptado del trabajo de E.S. Rubin *et al.* [65], utilizando el factor de conversión de dólares estadounidenses a euros a mitad del año 2013. (NOTA: CCGN=ciclo combinado de gas natural; CPSC=carbón pulverizado supercrítico).

Costes	CCGN con post-combustión	CPSC con post-combustión	CPSC con oxicomcombustión	CCGI con pre-combustión
Planta de referencia sin CAC:				
LCOE (€/MWh)	32-62	46-59	42-51	62-74
Central con CAC (almacenamiento):				
CO <sub>2</sub> evitado (%)	88-89	86-88	88-97	82-88
Coste CO <sub>2</sub> evitado (€/tCO <sub>2</sub> )	44-108	35-74	35-73	29-63
LCOE (€/MWh)	47-92	71-113	69-106	84-111
Incremento LCOE por CAC (%)	28-72	48-98	61-114	26-62
Central con CAC (EOR):				
Coste CO <sub>2</sub> evitado (€/tCO <sub>2</sub> )	8-84	(4)-44	(5)-47	(12)-35
LCOE (€/MWh)	36-84	46-91	39-85	62-92
Incremento LCOE por CAC (%)	7-56	(5)-57	(8)-72	(11)-33

Otro de los aspectos a analizar sobre las tecnologías de CAC es su impacto medioambiental. Con dicha finalidad, recurriremos al índice GWP (acrónimo en inglés para potencial de cambio climático: *Global Warming Potential*) —el cual utiliza como unidad los kilogramos de CO<sub>2</sub> equivalentes implicadas, de forma directa o indirecta, en la generación de 1 MWh de electricidad— como medida comparativa. Este es obtenido a través de *Ánisis del Ciclo de Vida* (ACV; en inglés, *Life Cycle Assesment*) para las diversas tecnologías. Según la revisión de R.M. Cuéllar-Franca y A. Azapagic [74], el GWP de las diversas plantas se puede disminuir entre un 63-82% gracias a la inclusión de tecnologías de captura y almacenamiento; correspondiendo el menor potencial de reducción a la post-combustión en ciclo combinado, y el mayor, a la oxicomcombustión con carbón pulverizado y gasificación integrada —véase *Tabla 2.9*—. Además, otro dato reseñable del mencionado estudio es que el almacenamiento geológico tiene un coste medioambiental significativamente inferior al de utilización; en el caso de la utilización para EOR, muestra un GWP 1.8 veces mayor a la media del correspondiente al almacenamiento; para la mineralización de carbono, 2.9 veces superior; y para el caso de la producción de químicos, de 216 veces.



Tabla 2.9. Relación de índices GWP para los principales tipos de captura. Datos extraídos del trabajo de R.M. Cuéllar-Franca y A. Azapagic [74]. (LEYENDA: CP=carbón pulverizado; CC=ciclo combinado; GICC=gasificación integrada en ciclo combinado).

Índice GWP	CP post-combustión	CP oxicomcombustión n	CC post-combustión	CC oxicomcombustión n	GICC pre-combustión n	GICC oxicomcombustión
Planta de referencia (kg CO <sub>2</sub> eq./MWh)	876	876	471	471	1009	1009
Planta con captura (kg CO <sub>2</sub> eq./MWh)	203	154	173	120	190	200
Disminución (%)	76.8	82.4	63.3	74.5	81.2	80.2

Antes de que se produzca una implementación a gran escala de estas tecnologías a nivel comercial [17], refiriéndonos a órdenes de magnitud de 300 MW y 1 millón de toneladas de CO<sub>2</sub> almacenadas, será necesario un amplio aprendizaje previo obtenido a través de plantas de demostración que demuestren la viabilidad de los distintos sistemas. El problema viene de que se ha producido un estancamiento en el desarrollo de estas tecnologías a partir de 2009, posterior a un lustro de optimismo exuberante, véase el plan estratégico del IEA publicado en 2009 que auguraba 100 plantas a gran escala operativas para el 2020 [75], frente a las 17 que operan de facto en 2017 [53]. Esto se debe a la falta de coordinación, compromiso y cooperación internacional para el impulso y desarrollo de forma ordenada de estas tecnologías tanto desde el punto de vista técnico como regulatorio, así como a la falta de claridad y determinación dentro de la enorme diversidad de este abanico de tecnologías de cuál/es son las más económicas y efectivas. Por lo tanto, resultará clave la demostración de estas tecnologías para proporcionar una guía sobre cuál debe ser la ruta a seguir en cuanto a la investigación e implementación de las mismas se refiere [76].

Se ha demostrado que a nivel técnico no supone mayores desafíos la implantación de la CAC; sin embargo, el mayor impedimento que ha de superar para su efectiva realización a gran escala es el coste de captura, demasiado elevado para la tendencia actual de los precios del carbón. Esto se traduce en un aumento del coste de la electricidad, lo que dificulta la inversión por parte del sector energético. Por lo tanto, solo en aquellas regiones donde haya incentivos adicionales como potenciales beneficios económicos derivados de la venta del CO<sub>2</sub> capturado para EOR, otros incentivos económicos como impuestos al CO<sub>2</sub>, reservas de carbón a bajo precio a la larga o un mercado energético poco competitivo, serán viables este tipo de centrales a nivel comercial [24]. Debido a

estos motivos, solo destacan unas pocas centrales a escala comercial localizadas en su mayor parte en Norte América —véase *Tabla 7*—, gracias a la posibilidad de explotación económica gracias al EOR; en lugares como Noruega, donde el impuesto al CO<sub>2</sub> permite el desarrollo de proyectos pioneros como el de Sleipner [77]; mientras que, en Europa, los ambiciosos planes de finales de la década pasada no han sobrevivido hasta su final realización en la mayoría de los casos; sirva de ejemplo el fracaso del “*EU CCS Demonstration Project Network*”, donde la gran mayoría de proyectos han sido cancelados, manteniéndose vivo únicamente el proyecto holandés ROAD, pendiente de aprobación final de planes de inversión [56].

Resulta, por tanto, imperativa una intensificación de los esfuerzos tanto en la investigación y desarrollo técnico-tecnológico, como regulatorios y de financiación, a nivel global, para poder demostrar que la tecnología de captura y almacenamiento de dióxido de carbono es realizable a escala comercial y que constituye una alternativa viable y necesaria para poder cumplir con los objetivos de reducción de emisiones de gases de efecto invernadero de cara a este siglo.

### 3. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO Y SIMULACIÓN

Este apartado se centrará en realizar una descripción detallada y técnica del ciclo termodinámico que nos ocupa, así como comentar como hemos realizado la simulación del mismo, comentando las particularidades que entrañan los distintos componentes y las dificultades encontradas en el desarrollo de la simulación a ordenador, así como mostrando los resultados obtenidos de la misma.

El ciclo termodinámico de Allam para gas natural, el cual —como ya hemos referido en el breve comentario del mismo perteneciente a la sección anterior— debe su nombre a su principal desarrollador, el ingeniero químico británico Rodney John Allam, se trata de un novedoso ciclo Brayton regenerativo que utiliza CO<sub>2</sub> en estado supercrítico como fluido de trabajo. Este ciclo, propiedad de 8 Rivers Capital, ha venido siendo desarrollado por NET Power, compañía propiedad de 8 Rivers, Exelon Generation y CB&I, [6]. Recientemente ha sido completada la construcción de una planta piloto de demostración de dicha tecnología con 50 MWt de potencia en La Porte, Texas (EEUU), que espera ser comisionada en breve [6]. En el desarrollo de este piloto colaboran con NET Power empresas como Toshiba, encargada del diseño de la turbina y la cámara de combustión, y Heatric, responsables del diseño del intercambiador de calor recuperativo.

A la par que la mencionada planta de demostración, NET Power también ha llevado a cabo un estudio *pre-FEED (Front-End Engineering Design)*, estudio preliminar que se suele realizar previamente a realizar una oferta fija, para la primera planta a escala comercial de 300 MWe, que implemente el ciclo Allam de gas natural, la cual se pretende que esté operativa para inicios de la próxima década [6].

La mencionada planta a escala comercial de 300 MWe proyectada por NET Power será el objeto de análisis de este trabajo —véase la *Tabla 3.1* para información sobre algunos valores proyectados por sus desarrolladores—. En primer lugar, la simularemos utilizando el software EBSILON® Professional 13.00 de STEAG Energy Services, como describiremos en el apartado 3.2; para, posteriormente, poder realizar los cálculos pertinentes utilizando los datos obtenidos de dicha simulación.

Los desarrolladores del ciclo afirman que el ciclo es capaz de utilizar una amplia variedad de hidrocarburos, alcanzar una tasa de captura de CO<sub>2</sub> del 100% y, a cambio de una reducción mínima de eficiencia, funcionar con un consumo de agua prácticamente

nulo —gracias al uso del aire como fluido de refrigeración y a la propia naturaleza del proceso de oxidación que permite obtener agua de su separación del dióxido de carbono—. Todo esto, logrando una eficiencia neta del 59% (en base al PCI, en el caso de utilizar agua en el sistema de refrigeración), comparable a las centrales más punteras de ciclo combinado actuales, y unos costes de capital y un coste de producción de electricidad (LCOE) bajos (992€/kW y 73.8€/MWh, respectivamente). No obstante, estos datos implican el uso de información propietaria no difundida por NET Power y 8 Rivers; estudios realizados a partir de información pública, como el del Programa de Gases de Efecto Invernadero de la Agencia Internacional de la Energía (IEAGHG, su acrónimo en inglés: *International Energy Agency Greenhouse Gas R&D Programme*) en colaboración con Amec Foster Wheeler Italiana [37] de 2015, el cual hacía referencia a valores de: 55.1% para la eficiencia neta, 1320€/kW de costes de capital y 83.6€/MWh de LCOE. Estos resultados, a pesar de señalar un funcionamiento inferior, siguen suponiendo una de las alternativas más prometedoras y con mejores estadísticas entre las tecnologías de captura y almacenamiento/utilización de CO<sub>2</sub>. A continuación, detallaremos el funcionamiento del ciclo termodinámico.

Tabla 3.1. Parámetros esperados del funcionamiento de la planta de 300 MWe diseñada por NET Power [6].

Parámetro del ciclo	Valor esperado
Potencia neta obtenida (MWe)	303
Energía térmica del combustible introducido (MWt)	511
Potencia consumida ASU (MWe)	56
Potencia consumida compresión CO <sub>2</sub> (MWe)	77
Gasto másico a la salida de la turbina (kg/s)	923
Presión y temperatura a la entrada de la turbina (bar / °C)	300 / 1158
Presión y temperatura a la salida de la turbina (bar / °C)	30 / 727
Consumo de O <sub>2</sub> (kg/s)	41

### 3.1. Descripción del proceso

En primer lugar, un flujo de combustible gaseoso —para el caso base se considerará que este será gas natural compuesto exclusivamente por metano; aunque, de acuerdo con lo previamente comentado, se podría utilizar una amplia variedad de combustibles— es presurizado por un compresor e introducido a la cámara de combustión donde se quemará

en una atmósfera oxidante proporcionada por un flujo de oxígeno de pureza prácticamente nominal (alrededor del 99.5% en fracción molar) mezclado con CO<sub>2</sub> reciclado. También se introduce en la cámara una corriente de CO<sub>2</sub> reciclado utilizada como diluyente para controlar las temperaturas de llama tan elevadas que se alcanzan debido a la oxicomcombustión. Ambas corrientes se introducen en la cámara de combustión a elevada presión y temperatura (en torno a 300 bar y 720°C), procedentes del intercambiador de calor recuperativo donde han sido calentadas. Los gases de combustión salen de la cámara a una temperatura superior a 1100°C y se dirigen a la turbina para ser expandidos con un ratio de presión de alrededor de 10 (hasta unos 30 bar). La expansión en la turbina se realiza en una única etapa, siendo refrigeradas las palas de la misma con una fracción del gasto másico del CO<sub>2</sub> reciclado, la cual suele rondar el 10% y se calienta en el recuperador de calor hasta temperaturas como máximo de 400°C, obteniendo una temperatura a la salida por encima de los 700°C. El fluido de trabajo que circula por el ciclo de potencia es CO<sub>2</sub> transcrito con una fracción molar de alrededor del 95%. El fluido expandido en la turbina se introduce en el recuperador, donde se enfría hasta temperaturas ligeramente superiores a la del ambiente, cediendo su calor a las corrientes oxidantes y de CO<sub>2</sub> reciclado previamente mencionadas. Posteriormente, se termina de enfriar hasta temperatura ambiente para condensar el agua presente en el fluido de trabajo y poder separarla así del CO<sub>2</sub>, que en este punto estará en fase gaseosa —véase el diagrama de estado para el dióxido de carbono puro mostrado en la *Figura 3.1* [78]—. Este es entonces sometido a un proceso de compresión multietapa para elevar la presión a valores de en torno a 80-100 bar, manteniendo la temperatura igual a la de la entrada del proceso de compresión mediante interenfriamientos. En estas condiciones, se tiene el dióxido de carbono en una fase densa (alrededor de 650-700 kg/m<sup>3</sup>, más de 500 veces la densidad del mismo en estado gaseoso [79]); por lo que se pueden utilizar bombas centrífugas para presurizar el fluido de trabajo hasta las presiones requeridas para la entrada a la cámara de combustión (aproximadamente 300 bar). El proceso de bombeo también se realizará mediante multietapa con interenfriamiento. A una presión de 100-120 bar se realiza una extracción, con una fracción del gasto másico (aproximadamente el 5% del total) destinada a los diversos procesos requeridos para el almacenamiento/utilización del CO<sub>2</sub>; mientras que, el flujo restante se divide en dos: una parte se mezcla con la corriente rica en O<sub>2</sub> generada en el ASU para formar la corriente oxidante (concentraciones de O<sub>2</sub> del 10-30% en base molar) y se dirige al intercambiador de calor y la otra se dirige

directamente al mismo y constituirá la corriente de CO<sub>2</sub> reciclado que se utiliza tanto para moderar las temperaturas en la cámara de combustión como para refrigerar la turbina.

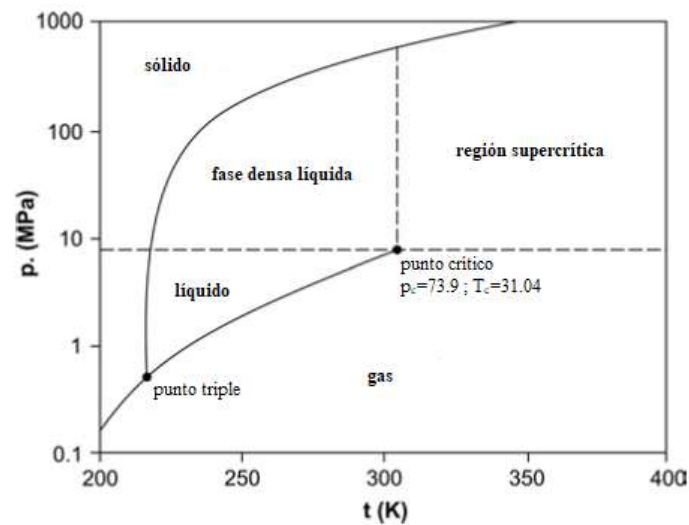


Fig. 3.1. Diagrama presión-temperatura del CO<sub>2</sub> puro. Adaptado de [78].

En la *Figura 3.2* podemos observar los distintos puntos de operación del ciclo Allam representados en un diagrama presión-entalpía para el dióxido de carbono puro, por lo que estos pueden diferir un poco de las condiciones reales donde, si bien el CO<sub>2</sub> es el componente mayoritario de nuestro fluido de trabajo, tenemos pequeñas cantidades de otros elementos (como Ar, N<sub>2</sub>, O<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O) presentes. El punto A representa la entrada a la turbina, siendo B la salida de la misma y, al mismo tiempo, la entrada caliente del fluido caliente al intercambiador de calor. El fluido procedente de la turbina cede un calor correspondiente al tramo B-C. El enfriamiento posterior hasta temperatura ambiente para lograr la condensación del agua viene dado por el trayecto C-D. Posteriormente, la compresión en dos etapas viene dado por D-E y F-G, mientras que E-F y G-H corresponden a los enfriamientos posteriores a cada compresor. Luego, el bombeo multietapa hasta la presión de la cámara de combustión es representado por H-I, aunque no se muestra el interenfriamiento correspondiente. El tramo comprendido entre I-K supone el calor de la regeneración que se obtiene en el intercambiador de calor, siendo K la entrada a la cámara de combustión. Finalmente, K-A representa el calor debido a la introducción de combustible al ciclo. Se puede observar la considerable diferencia entre el calor que cede el fluido caliente en el recuperador (B-C) frente al que requiere el fluido frío para calentarse (I-K), el cual es notablemente superior. Este desequilibrio se debe a

una particularidad termodinámica del dióxido de carbono, esta es que su calor específico aumenta con la presión, especialmente a bajas temperaturas [36]. Para compensar este desequilibrio energético en el recuperador, será necesario introducir un aporte auxiliar de energía térmica (I-J), el cual puede proceder del enfriamiento en los procesos de compresión tanto del aire en el ASU como del CO<sub>2</sub> reciclado del propio ciclo de potencia. Según los desarrolladores del ciclo [6], a pesar de que dicha disposición incrementaría la potencia eléctrica consumida por los compresores, el efecto neto sobre el ciclo resulta positivo al disminuir las necesidades de introducción de combustible.

Una vez definido y caracterizado desde el punto de vista termodinámico, han de referirse las dificultades técnicas y tecnológicas que presenta el desarrollo en la práctica el ciclo Allam. Así, elementos cuyos desarrollos resultarán críticos en la implementación efectiva del mismo son: la turbina, la cámara de combustión y recuperador de calor.

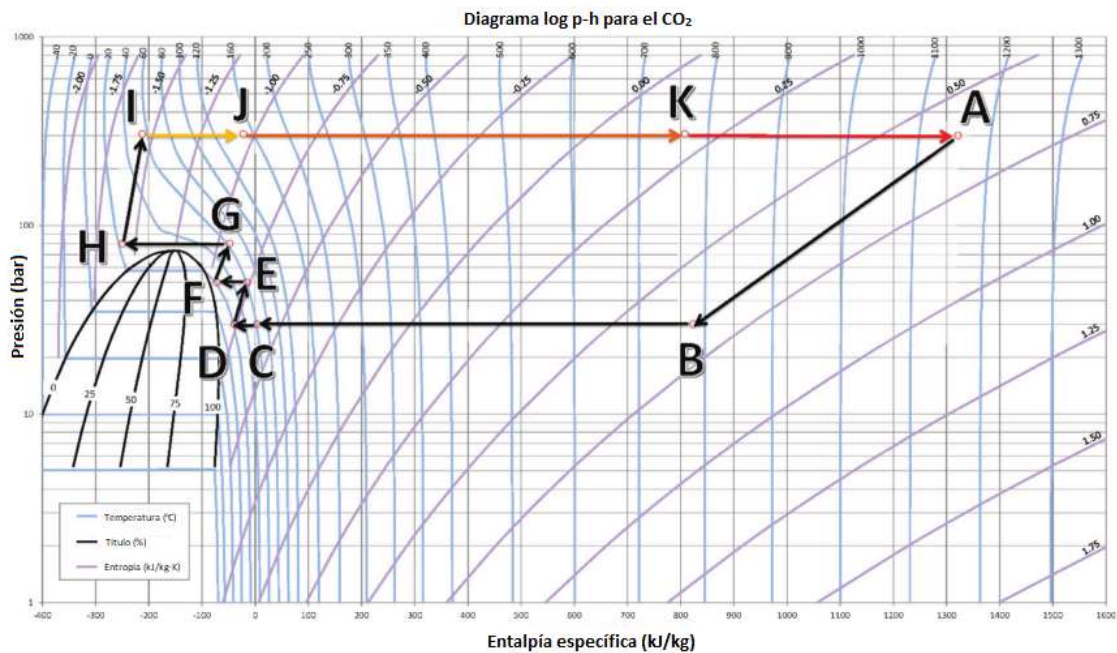


Fig. 3.2. Diagrama p-h con puntos operativos simplificados del funcionamiento del Ciclo Allam [6].

En el caso de la cámara de combustión, esta combina elevadas presiones y temperaturas, condiciones inusuales en la actualidad a nivel comercial. Según Toshiba, desarrollador de la turbina y la cámara de combustión, lograron llevar a cabo de manera exitosa tests de ignición y estabilidad de operación inicial en 2013 con una versión de prueba [80].

Para la turbina también se requiere un diseño especial, pues no existen en el mercado componentes de este tipo cuyo fluido de trabajo sea dióxido de carbono en estado supercrítico. A esto se une la combinación de elevadas temperaturas (superiores a los 1100°C) y presiones (alrededor de 300 bar) a la entrada, requisitos similares a las de turbinas de gas comerciales clase E [37]. Las condiciones mencionadas hacen necesario un sistema de refrigeración, el cual consistirá en un circuito abierto de refrigeración por convección de las palas [5]. Los materiales seleccionados para su diseño son: CrMoV para la primera carcasa interna y el final del rotor, y materiales a base de Ni para la segunda carcasa interna y la parte central del rotor [5].

El otro componente del ciclo que resulta crítico y poco convencional es el intercambiador de calor regenerativo, también llamado recuperador, pues se ve sometido a solicitaciones muy exigentes; como una aproximación de temperaturas mínima tanto en el extremo caliente como en el frío, múltiples corrientes tanto frías como calientes, el fluido caliente principal es corrosivo, pues contiene dióxido de carbono y agua condensando; tiene que soportar diferencias de presión entre las corrientes frías y calientes de alrededor de 200-300bar, así como también temperaturas especialmente elevadas en la entrada caliente (por encima de 700°C) [36]. El diseño de este elemento resulta clave para el funcionamiento y la eficiencia del ciclo. Para maximizar este último parámetro interesa tener temperaturas altas a la entrada de la turbina; no obstante, esta se encontrará limitada por la elección de materiales en la construcción del intercambiador de calor, y el nivel de estrés térmico que este sea capaz de soportar. El material propuesto por los desarrolladores del ciclo es una aleación de níquel, *INCONEL alloy 617* [81], la cual permitiría trabajar con temperaturas a la entrada del recuperador del orden de 700-750°C. Esto se traduce en temperaturas de entrada a la turbina de entre 1100°C y 1200°C [5], [6].

Una ventaja del ciclo, según promulgan los propios desarrolladores, es el menor tamaño de los componentes que integrarían una planta que utilice el ciclo Allam, lo cual entraña un tamaño total y una superficie necesaria para la disposición de la planta mucho menor; que, en última instancia, se traduce en menores costes de inversión [6].



### 3.2. Desarrollo de la simulación

El modelado del ciclo termodinámico ha sido desarrollado utilizando el software EBSILON® Professional 13.00, herramienta de simulación de procesos termodinámicos utilizada para la planificación, diseño y optimización de plantas de generación energética y propiedad de STEAG Energy Services.

Como se ha comentado en la introducción de este apartado, la planta de referencia para la modelización será la planta proyectada a escala comercial por NET Power de 300MWe. Hemos de tener en cuenta que, a la hora de realizar la simulación, se ha tratado de buscar el equilibrio entre una simulación profunda, detallada y realista, pero sin pecar de una excesiva complejidad en su modelización numérica que la hiciese poco práctica en su uso y manejo. Por ello, la mayoría de elementos del ciclo han sido modelados utilizando los componentes predefinidos que trae integrados EBSILON® por defecto; solo para aquellos que, ya bien sea por su complejidad o sus especificaciones, es imposible modelar con dichos componentes, se realizó una programación específica utilizando el componente 93 como comentaremos más adelante. Este es el caso tanto del recuperador como de la unidad de separación de aire (ASU).

Un aspecto crucial a la hora de modelar el sistema era la elección de una ecuación de estado precisa, pues las corrientes que circulan por el ciclo no pueden ser consideradas como mezclas de gases ideales, lo cual aumenta la complejidad del problema. Dependiendo del cálculo realizado de las propiedades termodinámicas, los diversos parámetros de nuestro ciclo se verán afectados en mayor o menor medida; así, por ejemplo, resulta crítico el volumen específico para el trabajo requerido por los procesos de compresión, o el calor específico para el intercambio de calor que se produce en el recuperador. De acuerdo a los datos extraídos de otros trabajos, modelos cúbicos como Peng-Robinson (PR), Soave-Redlich-Kwong (SRK) y Benedict-Webb-Rubin-Lee-Starling (BWR-LS) obtienen los mejores resultados; de todos estos, nuestra elección fue Peng-Robinson dado que es el modelo matemático que muestra resultados más precisos [36], [82].

Tabla 3.2. Valores supuestos para las eficiencias de las diferentes turbomáquinas de nuestro ciclo.

Eficiencia de las turbomáquinas	Valor (-)
Rendimiento isentrópico de la turbina	0.90
Rendimiento mecánico de la turbina	0.99
Rendimiento isentrópico de los compresores	0.85
Rendimiento mecánico de los compresores	0.99
Rendimiento isentrópico de las bombas	0.85
Rendimiento mecánico de las bombas	0.998
Rendimiento eléctrico del generador	0.9856
Rendimiento eléctrico de los motores	0.95

Tabla 3.3. Parámetros obtenidos de la simulación del caso base.

Parámetro del ciclo	Valor
Energía térmica del combustible introducido (MWt)	552.695
Potencia consumida ASU (MWe)	64.444
Potencia consumida compresión CO <sub>2</sub> reciclado (MWe)	77.309
Potencia consumida compresión corriente oxidante (MWe)	9.933
Potencia neta obtenida (MWe)	298.122
Eficiencia neta, en base al PCI (%)	53.94
Gasto másico, presión y temperatura a la salida de la turbina (kg/s / bar / °C)	923.379 / 30 / 766.996
Consumo de O <sub>2</sub> (kg/s)	44.5

En la *Figura 3.3* se muestra el resultado final del modelado realizado con EBSILON®, con las corrientes numeradas, mantendremos esta nomenclatura a lo largo del trabajo, y algunos datos sobre la potencia neta y la eficiencia correspondientes al caso base, el cual nos servirá de referencia. Sobre el caso base, podemos observar los principales resultados de la simulación en la *Tabla 3.3*, y la relación de propiedades termodinámicas, composiciones químicas y gastos másicos de todas las corrientes, en la *Tabla 3.4*.

Tabla 3.4. Propiedades termodinámicas y composiciones químicas de las corrientes del ciclo. Aquellas marcadas con (\*) corresponden al gas natural y su composición química viene en la *Tabla 3.5*.

Corriente	p (bar)	T (°C)	h (kJ/kg)	s(kJ/kgK)	$\dot{m}$ (kg/s)	X <sub>N2</sub>	X <sub>AR</sub>	X <sub>O2</sub>	X <sub>H2O(l)</sub>	X <sub>H2O(g)</sub>	X <sub>CO2</sub>
1	1.013	15	14.771	6.830	200	0.7553	0.0129	0.2314	0	0	0.0004
2	5.5	223.542	226.277	6.896	200	0.7553	0.0129	0.2314	0	0	0.0004
3	5.3	58	57.148	6.492	200	0.7553	0.0129	0.2314	0	0	0.0004
4	3	13	13.402	6.463	155.50	0.9709	0.0155	0.0130	0	0	0.0005
5	3	13	10.937	6.090	44.50	0.0018	0.0037	0.9945	0	0	0
6	27	292.979	276.142	6.163	44.50	0.0018	0.0037	0.9945	0	0	0
7	27	26	16.020	5.543	44.50	0.0018	0.0037	0.9945	0	0	0
8	100	182.490	159.523	5.591	44.50	0.0018	0.0037	0.9945	0	0	0
9	100	26	-3.147	5.153	44.50	0.0018	0.0037	0.9945	0	0	0
10	300	1148.84	1358.31	5.719	916.78	0.0056	0.0052	0.0054	0	0.0275	0.9562
11	300	1142.73	1349.70	5.712	923.38	0.0056	0.0052	0.0054	0	0.0273	0.9564
12	30	766.996	846.960	5.767	923.38	0.0056	0.0052	0.0054	0	0.0273	0.9564
13	29	58.048	-31.550	4.320	923.38	0.0056	0.0052	0.0054	0.0248	0.0026	0.9564
14	29	26	-72.451	4.190	923.38	0.0056	0.0052	0.0054	0.0269	0.0005	0.9564
15	29	26	-8.448	4.197	898.58	0.0058	0.0054	0.0055	0	0.0005	0.9828
16	50	74.294	23.860	4.211	898.58	0.0058	0.0054	0.0055	0	0.0005	0.9828
17	50	26	-38.870	4.016	898.58	0.0058	0.0054	0.0055	0.0002	0.0003	0.9828
18	80	67.152	-16.096	4.026	898.58	0.0058	0.0054	0.0055	0	0.0005	0.9828
19	80	26	-194.672	3.452	898.58	0.0058	0.0054	0.0055	0.0003	0.0002	0.9828
20	100	31.087	-191.096	3.454	898.58	0.0058	0.0054	0.0055	0.0003	0.0002	0.9828
21	100	26	-211.223	3.387	898.58	0.0058	0.0054	0.0055	0.0003	0.0001	0.9828
22	100	26	-211.223	3.387	31.08	0.0058	0.0054	0.0055	0.0003	0.0001	0.9828
23	100	26	-211.223	3.387	660	0.0058	0.0054	0.0055	0.0003	0.0001	0.9828
24	305	56.868	-180.858	3.401	660	0.0058	0.0054	0.0055	0.0002	0.0003	0.9828
25	305	720	763.302	5.048	653.40	0.0058	0.0054	0.0055	0	0.0005	0.9828
26	305	250	153.515	4.214	6.60	0.0058	0.0054	0.0055	0	0.0005	0.9828
27	100	26	-211.223	3.387	207.50	0.0058	0.0054	0.0055	0.0003	0.0001	0.9828
28	100	8.092	-174.480	3.766	252	0.0051	0.0051	0.1802	0.0004	0.0001	0.8093
29	305	53.425	-137.483	3.783	252	0.0051	0.0051	0.1802	0.0002	0.0002	0.8093
30	305	720	758.957	5.339	252	0.0051	0.0051	0.1802	0	0.0004	0.8093
31*	70	15	-51.548	9.036	11.38	0.0089	0	0	0	0	0.0200
32*	305	148.903	226.844	9.137	11.38	0.0089	0	0	0	0	0.0200
33	29	26	111.692	0.380	24.80	0	0	0	1	0	0
34	1.013	15	63.079	0.224	1503.62	0	0	0	1	0	0
35	1.013	21	88.197	0.311	1503.62	0	0	0	1	0	0
36	1.013	15	63.079	0.224	2244.07	0	0	0	1	0	0
37	1.013	21	88.198	0.311	2244.07	0	0	0	1	0	0
38	1.013	15	63.079	0.224	6388.26	0	0	0	1	0	0
39	1.013	21	88.198	0.311	6388.26	0	0	0	1	0	0
40	1.013	15	63.079	0.224	720.02	0	0	0	1	0	0
41	1.013	21	88.197	0.311	720.02	0	0	0	1	0	0
42	1.013	15	63.079	0.224	460.83	0	0	0	1	0	0
43	1.013	21	88.198	0.311	460.83	0	0	0	1	0	0
44	1.013	15	63.079	0.224	288.19	0	0	0	1	0	0
45	1.013	21	88.198	0.311	288.19	0	0	0	1	0	0

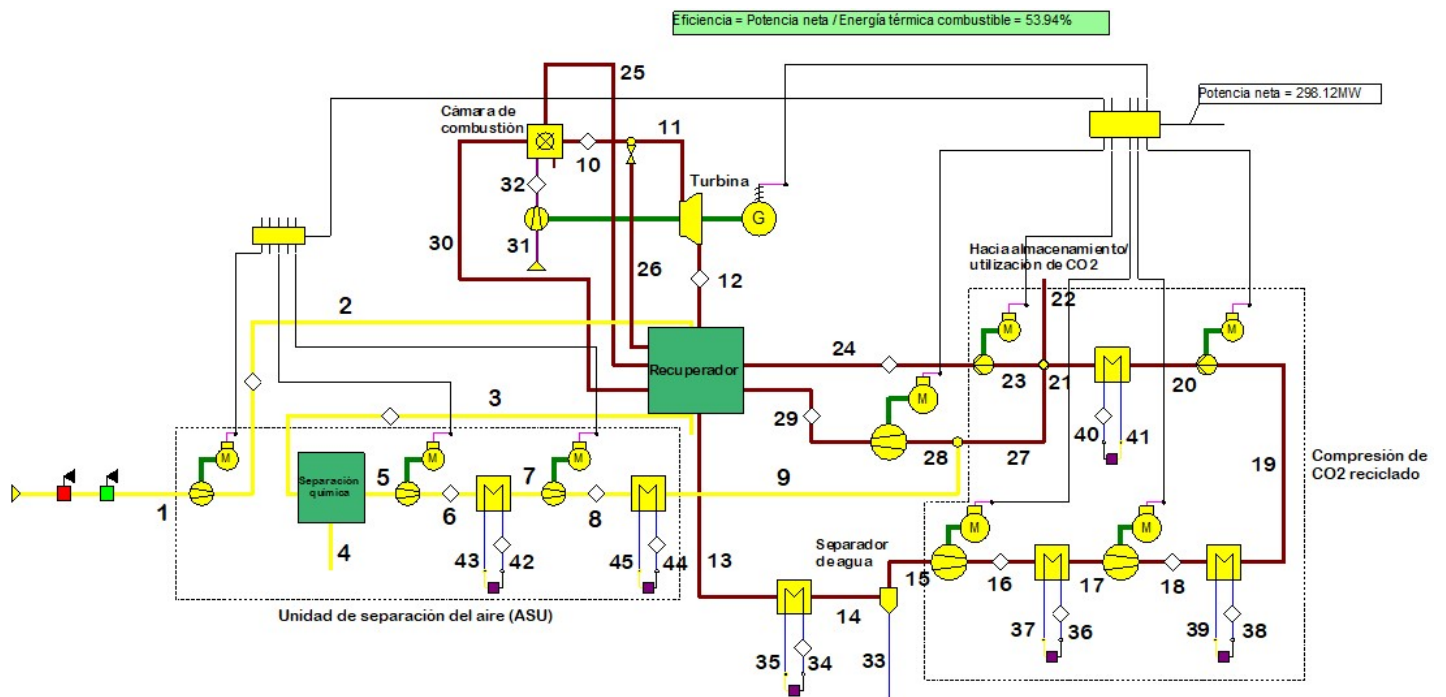


Fig. 3.3. Diagrama del modelo realizado en EBSILON® para el ciclo Allam de gas natural, con las corrientes numeradas.

### 3.2.1. Modelado del ASU

Procediendo a la descripción elemento a elemento, el ASU fue una de las unidades modeladas con ayuda del componente 93 del EBSILON®, el cual permite programar un código que utiliza una sintaxis semejante a la del lenguaje de programación Pascal, lo cual permite personalizar el funcionamiento de cualquier componente o crear uno propio.

Este se compone de un primer compresor de aire —para ver más información sobre rendimientos de las diversas turbomáquinas referirse a la *Tabla 3.3*—, que lo comprime desde condiciones atmosféricas (15°C y 1atm) hasta 5.5 bar. Esta compresión genera una corriente de aire comprimido caliente (aproximadamente 225°C) que puede ser utilizado como el aporte de calor auxiliar requerido por el recuperador, tal como comentábamos en el apartado 3.1. Esta corriente se enfría hasta una temperatura ligeramente superior a la atmosférica y es introducido al componente 93, en el cual hemos modelado la separación de composiciones químicas en diversas corrientes, obteniendo una corriente rica en oxígeno que será la que mezclamos con el CO<sub>2</sub> para obtener la corriente oxidante y otra de aire rico en nitrógeno y pobre en oxígeno que no utilizamos y se desecha al ambiente.

En el componente 93 podemos especificar distintos parámetros del funcionamiento de nuestra unidad a través de la pestaña de *Specification-Values*, como el gasto másico

deseado de oxígeno (“M8”, donde se ha de tener en cuenta que los índices numéricos siempre harán referencia al número correspondiente a la conexión o *port* y no a la corriente) y la pureza de dicha corriente, definiendo la fracción molar de oxígeno (“PUR\_O2”), en nuestro caso un 99.5%. En la programación del componente nos aseguramos de obtener las especificaciones definidas, cumpliendo en todo momento los balances másicos, tanto totales como de cada elemento, y energéticos.

Una vez realizada la separación en el componente 93, la corriente de oxígeno es sometida a un proceso de compresión en 2 etapas con interenfriamientos que eleva la presión hasta los 100 bar, equiparándola a la del dióxido de carbono reciclado con el cual se mezclará. La potencia eléctrica consumida por los compresores que integran el grupo de separación de aire asciende a 64.44 MWe, lo que da un trabajo específico del orden de 1448.2 kJ/kgO<sub>2</sub>, valor algo superior si se compara con el de 1365 kJ/kgO<sub>2</sub> reportado en la literatura [6], [36]. Esta diferencia se puede deber a diversos factores como el gasto másico de aire ambiente introducido, las eficiencias supuestas para los diversos componentes o las ecuaciones de estado consideradas.

### **3.2.2. Modelado del recuperador**

Este es el otro elemento que requiere una programación específica mediante el uso del componente 93. Esto se debe a los requisitos tan exigentes, como ya hemos comentado en el apartado 3.1 —corrientes múltiples tanto calientes como frías, temperaturas elevadas, diferencias de temperaturas mínimas, etc.—, lo cual hace que sea imposible utilizar en su lugar ninguno de los diversos componentes por defecto que ofrece EBSILON® para modelar intercambiadores de calor.

Frente a otros modelos encontrados en la literatura utilizados para simular este intercambiador de calor regenerativo, donde se utilizan diseños y modelizaciones numéricas más complejos, por ejemplo, Guo (2016) [83] emplea el diseño desde la perspectiva de la transferencia de calor para modelar el intercambiador de calor como un conjunto de sub-intercambiadores conectados en serie; nuestro recuperador de calor ha sido modelado como una “caja negra”, donde aplicamos los correspondientes balances másicos y energéticos a partir de unos pocos parámetros especificados. Como resulta obvio, este diseño resultará menos fino y elaborado, pues no tenemos en cuenta las variaciones bruscas de las propiedades termodinámicas cuando nos acercamos al punto

crítico del CO<sub>2</sub> —más allá de lo que es capaz de calcular el software EBSILON® a través de la definición de las propiedades de corriente y sus tablas de propiedades que incorpora por defecto—. Sin embargo, y como comentábamos al inicio de esta sección, aquí radica un ejemplo del equilibrio necesario entre una simulación detallada y realista y una complejidad excesiva.

En la pestaña de *Specification-Values*, podemos definir una serie de parámetros como las caídas de presión de las distintas corrientes (“DP413”, “DP18”, “DP310” y “DP514”, en bar), las temperaturas a las que se calientan la corriente oxidante y la de dióxido de carbono reciclado (“T8” y “T10” respectivamente, en °C). También en este componente 93 será donde fijemos las características de la corriente utilizada como refrigeración de los álabes de la turbina, desde la fracción másica utilizada (parámetro “TCM”, en tanto por unidad del gasto másico de CO<sub>2</sub> reciclado que entra al recuperador) hasta la temperatura de dicha corriente (parámetro “TCT”, en °C). También se ha especificado de forma interna, a través de la programación EbsScript del componente, la temperatura de salida de la corriente de aire comprimido caliente utilizada de aporte de calor auxiliar procedente del ASU, la cual es fijada a un valor algo superior a la temperatura atmosférica, del orden de la temperatura hasta la que se enfrían los gases de combustión que vienen de expandir en la turbina.

### **3.2.3. Modelado de la cámara de combustión**

Para la cámara de combustión, se utiliza el componente 22 del software EBSILON®, que viene programado por defecto en el mismo. Los parámetros que se han de especificar en el mismo son: la ratio de oxígeno en exceso utilizado en la combustión, en nuestro caso se ha utilizado un exceso del 3%, valor mencionado en [36] —como el parámetro “ALAMN” se define como el oxígeno utilizado dividido entre el oxígeno estequiométrico, el valor a introducir será 1.03—; así como también el rendimiento de la cámara de combustión, en nuestro caso considerada ideal (“ETAB”=1, en tanto por unidad).

Las conexiones a este componente serán: a la entrada de combustible, el gas natural; a la entrada principal de aire, la corriente oxidante; y a la entrada secundaria de aire, la corriente de CO<sub>2</sub> reciclado, que cumplirá una función de dilución de los productos de combustión y moderación de la temperatura como ya se ha comentado previamente. Se

tiene una única salida que corresponderá a los gases de combustión calientes que expandirán en la turbina.

Con respecto al gas natural, las propiedades y composición del mismo según entra al ciclo pueden observarse en la *Tabla 3.5*, siendo valores comunes en la industria. Necesitamos introducir un compresor para elevar la presión del gas natural hasta la presión de trabajo de la cámara de combustión.

Tabla 3.5. Composición y propiedades del gas natural utilizado como combustible.

Análisis gas natural	Valor
Metano (CH <sub>4</sub> ) [%mol]	97.1
Etano (C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> ) [%mol]	0
Propano (C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> ) [%mol]	0
Butano (C <sub>4</sub> H <sub>10</sub> ) [%mol]	0
Pentano (C <sub>5</sub> H <sub>12</sub> ) [%mol]	0
Dióxido de carbono (CO <sub>2</sub> ) [%mol]	2
Nitrógeno (N <sub>2</sub> ) [%mol]	0.89
Poder calorífico inferior (PCI) [MJ/kg]	48.570
Presión (bar)	70
Temperatura (°C)	15

### 3.2.4. Modelado de la turbina

En cuanto a este elemento, ha sido modelado con el componente 23 del programa, el cual se utiliza por defecto para las turbinas de gas. Entre la escasa literatura existente sobre la modelización de este novedoso ciclo termodinámico, encontramos un artículo [36] que modela la turbina con el modelo de El-Masri de expansión continua refrigerada. Pero, para nuestra simulación, se ha considerado que los resultados obtenibles mediante la implementación del expansor de gas (componente 23) sumado al uso de ecuaciones de estado cúbicas como Peng-Robinson eran suficientemente precisos.

Dentro del componente 23, en la pestaña de *Specification-Values*, podemos introducir algunos parámetros como el rendimiento isentrópico (“ETAIN”, valor mostrado en la *Tabla 3.2*), o el rendimiento mecánico (“ETAMN”, también mostrado en la *Tabla 3.2*).

Las conexiones del componente son la entrada de los productos de combustión calientes procedentes de la cámara de combustión; la salida de los mismos una vez han

expandido en el cuerpo de turbina, viéndose reducida su entalpía; y el eje mecánico de la turbina, el cual está conectado tanto al compresor de gas natural mencionado en el apartado 3.2.3 como con el generador eléctrico. Cabe comentar que la idea original era que los compresores solidarios al eje de la turbina fueran los utilizados en la compresión del CO<sub>2</sub> reciclado que circula por el ciclo, aprovechando la energía mecánica producida por la misma y evitando las pérdidas por las eficiencias en la conversión eléctrica; pero, dado que el software no deja acoplar más de un compresor en serie al eje de la turbina, se acopló el de gas natural en su lugar.

Otro inconveniente al realizar la modelización de este conjunto viene referido a la refrigeración de la turbina. En teoría, y de acuerdo con lo ya descrito en la sección 3.1, esta se realizaría mediante la inyección directa sobre los álabes de la turbina en las distintas coronas de los mismos de una porción de la propia corriente de CO<sub>2</sub> reciclado; no obstante, EBSILON® tampoco permite una implementación de forma sencilla y representativa de dicho proceso. La solución más común, y la cual ha sido aplicada, es mezclar la corriente de refrigeración, cuyas propiedades son especificadas en el componente 93 que simula el recuperador de calor, con la de los gases calientes provenientes de la cámara de combustión antes de ser introducida en la turbina. Obviamente, esto no es una reproducción fidedigna del proceso de refrigeración, pero es válida siempre y cuando nos aseguremos que haciendo esto no disminuye la temperatura de entrada a la turbina en exceso.

### **3.2.5. Consideraciones generales en el modelado**

A la hora de definir las características generales de la simulación a través de las opciones de modelo (*Model options*), dejamos las preestablecidas por EBSILON® a excepción del número máximo de iteraciones, que lo aumentaremos a 1999, y en el apartado *Real gas correction*, donde seleccionaremos Peng-Robinson como ecuación de estado.

En cuanto a los componentes genéricos más usados, para establecer las propiedades termodinámicas, composiciones químicas y gastos másicos de las distintas corrientes utilizamos los componentes 1 y 33 —el triángulo amarillo y el rombo blanco, respectivamente—; el 1 lo utilizaremos únicamente para definir los valores de entrada en la frontera del ciclo, la entrada de gas natural para la cámara de combustión y la de aire



atmosférico para el ASU —en esta corriente se añadirán dos componentes 46 para establecer la presión y temperatura atmosférica como parámetros de referencia a la hora de desarrollar los posteriores análisis—; el 33, para resto de puntos donde se requiera especificar alguna de las mencionadas características.

El conjunto que realiza la recompresión del CO<sub>2</sub> reciclado desde la presión de salida de la turbina hasta la de entrada a la cámara de combustión está formado por un grupo de compresión en dos etapas con interenfriamiento, seguido por otro de bombeo con interenfriamiento también. Para esta parte todos los componentes utilizados son estándares del programa; así, para todos los enfriamientos se utilizan intercambiadores de calor de carácter general (componente 61), en los cuales se especifica la temperatura deseada a la salida para el lado de la corriente caliente (“FSPECD”=3; en “DTN” especificamos el valor de la temperatura en las unidades especificadas); para los compresores (componente 24) y las bombas centrífugas (componente 8) se fijan los correspondientes rendimientos isentrópicos a través del parámetro “ETAIN” —véase valores referidos en la *Tabla 3.2*—. Para el agua de refrigeración, se hará uso de un controlador (componente 39) en cada uno de los enfriadores; mediante la conexión de este controlador el programa se ve forzado a calcular el gasto másico de agua requerido para enfriar la corriente caliente hasta la temperatura fijada mediante el “DTN” de los enfriadores, pudiendo calentarse el agua de refrigeración desde la temperatura de entrada, fijada mediante un componente 33, hasta la temperatura de salida, la cual es fijada mediante de forma interna en el controlador seleccionando “FL1SCV”=2 e introduciendo en el parámetro “SCV” el valor de temperatura del agua de refrigeración que sale caliente del enfriador.

Para la unión y división de corrientes en el ciclo, estas se modelizan mediante diversos componentes genéricos. En concreto, para la unión de la corriente de refrigeración de la turbina con la corriente de los gases de combustión calientes, se utiliza el componente 3, el cual simula un mezclador con una válvula en una de las entradas. En nuestro caso, la de la corriente de refrigeración, para reducir la presión de la misma hasta la del flujo principal, el de los gases de combustión, pues hay un pequeño salto de presión. Otro punto en el cual se produce una división de corrientes es después de la condensación del agua, precisamente para separar el agua del flujo rico en CO<sub>2</sub>. Con dicho objetivo, se utiliza el componente 52, el cual modela un separador selectivo que permite especificar la fracción que se quiere extraer de cada componente —en nuestro caso, fijaremos

“JH2OL”=1, pues queremos extraer todo el agua condensada del ciclo—. Cuando realizamos la extracción de una pequeña fracción del CO<sub>2</sub> reciclado para almacenamiento/utilización del mismo con objeto de mantener el balance másico en el ciclo, esta es modelada mediante el componente 140, elemento estándar que separa una corriente en 3 salidas. Por último, la unión de la corriente de oxígeno con una pureza casi nominal con una porción del dióxido de carbono reciclado para formar la corriente oxidante se simulará con un simple mezclador (componente 37).

A la hora de representar las unidades eléctricas del ciclo, motores y generadores, se utilizarán los dos componentes genéricos que presenta EBSILON®, estos son los componentes 29 y 11, respectivamente. Para más información sobre los rendimientos eléctricos de dichas máquinas, nos referiremos a la *Tabla 3.2*.

## 4. ANÁLISIS EXERGÉTICO

### 4.1. Fundamentos teóricos

En primer lugar, cabe definir en qué consiste el concepto de “exergía”, con el cual no estamos tan acostumbrados a tratar como con el de “energía”.

La exergía es una medida de la desviación del estado de un sistema físico con respecto al estado de equilibrio con el ambiente. De tal forma, la exergía es una propiedad extensiva del sistema que solo puede darse en referencia a un determinado ambiente [84].

Siempre que tenemos dos sistemas que se encuentran en diferentes estados, es decir, que no han alcanzado el estado de equilibrio entre ellos, existe la posibilidad de extraer energía en forma de trabajo y/o calor mientras ambos sistemas alcancen el equilibrio. Cuando analizamos el caso de que uno de los sistemas sea idealizado como el *ambiente*, siendo el otro sistema aquel de interés de estudio, la exergía se define como el máximo trabajo teórico que puede obtenerse teniendo en cuenta que la transferencia de calor ocurre únicamente con el ambiente.

A diferencia de la energía, concepto que deriva de la Primera Ley de la Termodinámica, la exergía sí que puede ser destruida, pues es un concepto derivado de la Segunda Ley. Como hace referencia a la “disponibilidad” para realizar un trabajo, esta puede ser repentinamente destruida, como ocurre cuando tiene lugar alguna irreversibilidad termodinámica. Esta idea de que pueda ser destruida, hace especialmente interesante la aplicación de análisis de tipo exergético en lugar de energético, pues nos ofrece una información más completa sobre la eficiencia con la que un sistema térmico está funcionando y consumiendo recursos, permitiendo la localización y cuantificación más precisa de dichas ineficiencias termodinámicas. Sirva de ejemplo el caso de una expansión isoentálpica de un fluido a través de una válvula; si se analiza este proceso utilizando el concepto de energía, no habría pérdidas; no obstante, es bien sabido que estos procesos son fuentes de ineficiencias termodinámicas, y un análisis exergético sí que contabilizaría las mismas. Otra de las ventajas que presenta es que permite ponderar la calidad o, mejor dicho, utilidad de una misma cantidad de trabajo o calor. Así, por ejemplo, desde un punto de vista energético es lo mismo 1 MJ de electricidad generada por una central eléctrica y 1 MJ de calor en el agua de refrigeración de la misma central;

en cambio, desde una perspectiva exergética, es la electricidad la que claramente presenta una mayor calidad y, por tanto, tendrá un mayor valor económico [8], [84].

#### 4.1.1. Ambiente y estado muerto

Como se ha comentado, la exergía es una propiedad de estado relativa a un *ambiente* concreto, por lo que será necesario acotar y definir el mismo. Por un lado, están los *alrededores* del sistema, conformados por todo aquello que no incluye al sistema; el *ambiente*, hace referencia a una parte de los *alrededores*, aquella cuyas propiedades intensivas permanecen inalteradas y no se ven afectadas por ninguno de los procesos considerados. Por lo tanto, se puede afirmar que todas las irreversibilidades ocurren en el sistema o en sus *alrededores* más inmediatos, pero nunca en el *ambiente*.

Debido a la complejidad del ambiente físico real, se han propuesto diversos modelos con distintos grados de detalle. Normalmente, este se describe como compuesto de sustancias comunes en la litosfera, atmósfera e hidrosfera; las cuales se encuentran en equilibrio de forma natural, por lo que no se puede producir trabajo de la interacción ni física ni química entre las distintas partes que lo componen.

Siguiendo lo expuesto en [84], se modelará el *ambiente* como un sistema simple compresible, de enormes dimensiones y temperatura y presión uniforme ( $T_0$  y  $p_0$ , respectivamente). Por simplicidad, estos valores suelen tomarse como condiciones atmosféricas estándar (25°C y 1atm). Otra posibilidad es tomar los valores medios de dichas propiedades para la localización geográfica donde se sitúa el sistema de estudio. En nuestro caso, se fijarán dichos parámetros como los valores más bajos entre las corrientes que introducimos en nuestra planta procedente del ambiente, aire atmosférico y agua; los cuales corresponden al aire con 15°C y 1atm.

Una vez definido el *ambiente*, cuando el sistema de interés se encuentra a una presión, temperatura, velocidad, elevación o tiene una composición distinta a las de este, existe la posibilidad de desarrollar trabajo. Esta disminuye según el sistema se acerca a las condiciones del *ambiente*, hasta llegar al punto límite de que sea nula, lo cual ocurre cuando el sistema llega al estado de equilibrio mecánico, térmico y químico con el *ambiente*. Este estado se denomina *estado muerto*. Una forma alternativa de equilibrio es el denominado *estado muerto restringido*, en el cual solo han de comprobarse el equilibrio mecánico y térmico, no el químico.

### 4.1.2. Componentes de la exergía

De forma general, la exergía se puede dividir en cuatro componentes, como puede verse en la *Ecuación 5.1*: exergía física, exergía mecánica, la cual se divide a su vez en cinética y potencial, y exergía química.

$$E = E^{PH} + (E^{KN} + E^{PT}) + E^{CH} \quad (4.1)$$

La fórmula de la *Ecuación 4.1* está expresada en términos de exergía total ( $E$ ); pero recordemos que la exergía es una propiedad extensiva, por lo que podemos expresarla de forma intensiva en base másica o en base molar mediante la exergía específica ( $e$ ).

En cuanto a la exergía mecánica, como la energía cinética y potencial son en principio transformables por completo en trabajo, estas equivaldrán a las exergías del mismo tipo.

$$e^{KN} = \frac{1}{2}V^2 \quad (4.2)$$

$$e^{PT} = gz \quad (4.3)$$

En la *Ecuación 4.2* y *4.3*,  $V$  y  $z$  hacen referencia a la velocidad y elevación respecto al ambiente, respectivamente.

En el análisis, se considerará que las variaciones de la exergía mecánica son despreciables. Por tanto, la exergía física será el máximo trabajo que podremos obtener cuando el sistema evolucione hasta el *estado muerto restringido* desde un estado inicial donde la temperatura inicial es  $T$  y la presión  $p$ .

$$e^{PH} = (u - u_0) + p_0(v - v_0) - T_0(s - s_0) = (h - h_0) - T_0(s - s_0) \quad (4.4)$$

Siendo el primer término entre paréntesis de la *Ecuación 4.4* la variación de energía interna específica del sistema; el segundo, la variación de volumen específico; y el último, la variación de entropía específica.

La exergía química, el último término de la *Ecuación 4.1* que nos queda por definir, hará referencia al máximo trabajo teórico obtenible al pasar el sistema del *estado muerto restringido* al *estado muerto*. El concepto de exergía química no ha de implicar necesariamente una reacción química cabe destacar, pues este hace referencia a la

divergencia en la composición química del sistema frente a la del ambiente. Pero para poder contabilizar esta divergencia, se muestra necesaria la elección de una serie de sustancias de referencia para el ambiente. Para la modelización del ambiente, se ha afirmado que este muestra unas propiedades y composición uniformes e inalterables; no obstante, esto es falso, pues el ambiente natural no se encuentra en equilibrio. Aún así, es necesario un compromiso y equilibrio adecuado entre una precisa descripción de la realidad física y los requisitos de la teoría termodinámica. Este hecho ha dado lugar al desarrollo de diversos modelos termodinámicos, de cuya elección dependerá el uso de unos u otras exergías químicas estandarizadas y, por ende, el cálculo de las exergías químicas totales.

Las exergías químicas estándar son un conjunto de sustancias de referencia en concentraciones típicas que intentan representar de la manera más fidedigna posible la composición del ambiente natural. Así, por ejemplo, el modelo de Ahrendts [85] se determina asumiendo equilibrio químico restringido para el ácido nítrico y los nitratos, y equilibrio químico no restringido para el resto de componentes químicos de la atmósfera, hidrosfera y parte de la litosfera. Otro modelo, el de Szargut [86], utiliza un enfoque diferente; selecciona una sustancia de referencia abundante en el ambiente natural para cada elemento químico. Mientras que el primer modelo obliga al cumplimiento de la condición de equilibrio; el segundo logra aproximar de manera más precisa la composición química del ambiente natural. En nuestro análisis, se utilizará el modelo de Ahrendts.

Para poder obtener las exergías químicas totales ( $E^{CH}$ ) necesitamos, por tanto, obtener los valores respectivos de sus exergías químicas estándar ( $\bar{e}^{CH}$ ). En el caso de compuestos simples, sus valores se encuentran tabulados en la bibliografía; no obstante, cuando tenemos mezclas de líquido y gas, utilizaremos el título para ponderar el peso de la exergía química estándar de cada componente; y cuando tenemos mezclas de gases, utilizaremos la *Ecuación 4.5*.

$$\bar{e}^{CH} = \sum x_k \bar{e}_k^{CH} + \bar{R}T_0 \sum x_k \ln(x_k) \quad (4.5)$$

Donde  $x_k$  hace referencia a la fracción molar y  $\bar{e}_k^{CH}$  es la exergía química específica del componente  $k$  de la mezcla,  $\bar{R}$  es la constante universal de los gases y  $T_0$  es la temperatura del estado muerto.

Si se tiene un hidrocarburo ( $C_aH_b$ ) como combustible y se quiere calcular su exergía química estándar, se ha de utilizar la fórmula de la *Ecuación 4.6*. Esta se basa en una reacción de combustión idealizada del hidrocarburo con oxígeno ( $O_2$ ), que produce dióxido de carbono ( $CO_2$ ) y agua ( $H_2O$ ).

$$\begin{aligned} \bar{e}_F^{CH} = & \overline{HHV}(p_0, T_0) - T_0 \left[ \bar{s}_F + \left( a + \frac{b}{4} \right) \bar{s}_{O_2} - a \bar{s}_{CO_2} - \frac{b}{2} \bar{s}_{H_2O(l)} \right] (p_0, T_0) \\ & + \left[ a \bar{e}_{CO_2}^{CH} + \frac{b}{2} \bar{e}_{H_2O(l)}^{CH} - \left( a + \frac{b}{4} \right) \bar{e}_{O_2}^{CH} \right] \end{aligned} \quad (4.6)$$

Donde  $\overline{HHV}(p_0, T_0)$  es el poder calorífico superior molar a la presión y temperatura del estado muerto y las  $\bar{s}$  son las entropías específicas molares de los distintos compuestos químicos a la presión y temperatura del estado muerto.

### 4.1.3. Balance exergético

La base del análisis exergético se basa en la definición de balances para calcular una variedad de parámetros y estudiar el funcionamiento del sistema de interés. Así, se planteará el balance exergético en forma diferencial para un volumen de control —véase *Ecuación 4.7*—, al ser esta formulación posiblemente la de mayor utilidad.

$$\frac{dE_{cv}}{dt} = \sum_j \dot{E}_{q,j} - \dot{E}_w + \sum_i \dot{E}_i - \sum_e \dot{E}_e - \dot{E}_D \quad (4.12)$$

$$\dot{E}_{q,j} = \left( 1 - \frac{T_0}{T_j} \right) \dot{Q}_j \quad (4.7)$$

$$\dot{E}_w = \dot{W}_{cv} - p_0 \frac{dV_{cv}}{dt} \quad (4.8)$$

$$\dot{E}_i = \dot{m}_i e_i \quad (4.9)$$

$$\dot{E}_e = \dot{m}_e e_e \quad (4.10)$$

$$\dot{E}_D = T_0 \dot{S}_{gen} \quad (4.11)$$

Analizando el balance mostrado en la *Ecuación 4.7*, observamos que el término a la izquierda de la igualdad es la variación temporal de la exergía contenida en el volumen de control. En muchos casos de estudio, el nuestro entre ellos, el volumen de control es estacionario, por lo que se tacharía este término de la ecuación.

El término  $\dot{E}_{q,j}$  modela la tasa temporal de transferencia de exergía por calor, donde el término  $(1 - \frac{T_0}{T_j})$  es la eficiencia de Carnot y  $\dot{Q}_j$  la transferencia de calor que está teniendo lugar en la frontera  $j$  de nuestro volumen de control; por lo que el término en su conjunto puede ser entendido como como el trabajo que podría realizar un ciclo termodinámico reversible recibiendo energía en forma de calor desde un foco a temperatura  $T_j$ , la de la frontera, y descargando a un foco a temperatura  $T_0$ , la del ambiente. El término  $\dot{E}_w$  representa la tasa temporal de transferencia de exergía por trabajo, siendo  $\dot{W}_{cv}$  el trabajo realizado por el volumen de control y  $p_0 \frac{dV_{cv}}{dt}$  el trabajo realizado para desplazar la frontera del volumen del control, variando el tamaño del mismo. Los términos  $\dot{E}_i$  y  $\dot{E}_e$  hacen referencia a las transferencias de exergía que entran y salen del volumen de control respectivamente. Por último, el término  $\dot{E}_D$  es la destrucción de exergía, de la cual hablaremos en mayor profundidad en secciones posteriores, debida a irreversibilidades termodinámicas que se producen en el seno del volumen de control; por lo que está relacionada con la generación de entropía del sistema ( $\dot{S}_{gen}$ ).

#### 4.1.4. Pérdida y destrucción de exergía

Ambos conceptos sirven para medir las ineficiencias termodinámicas que se producen en el sistema. La distinción entre ambos radica en que la destrucción de exergía ( $E_D$ ) está asociada con las irreversibilidades —y, por ende, la generación de entropía— dentro de la frontera delimitada para el sistema que está siendo estudiado; mientras que, las pérdidas ( $E_L$ ) se asocian a las transferencias de exergía del sistema hacia los alrededores [87]. Así, la destrucción de exergía suele estar relacionada con fenómenos de transferencia de calor, reacciones químicas, mezclado y fricción; y las pérdidas de exergía se suelen definir a nivel del sistema en su conjunto como aquellas corrientes que salen del mismo y no son aprovechadas más, a pesar de encontrarse en un estado diferente al estado muerto del ambiente.



Una vez definidos estos términos, se pueden caracterizar una serie de parámetros que resultan de especial utilidad al analizar los sistemas térmicos y que nos ofrecen información relevante sobre la eficiencia de su funcionamiento: las ratios de destrucción exergética ( $y_D$  e  $y_D^*$ ) y la ratio de pérdidas exergéticas ( $y_L$ ).

La diferencia entre las dos ratios de destrucción de exergía está en si es sobre el total de la exergía del combustible inyectado al sistema, véase *Ecuación 4.13*, o sobre la tasa de destrucción de exergía total del sistema, véase *Ecuación 4.14*.

$$y_D = \frac{\dot{E}_D}{\dot{E}_{F,tot}} \quad (4.13)$$

$$y_D^* = \frac{\dot{E}_D}{\dot{E}_{D,tot}} \quad (4.14)$$

En cuanto a la ratio de pérdidas exergéticas se define como:

$$y_L = \frac{\dot{E}_L}{\dot{E}_{F,tot}} \quad (4.15)$$

Como ya se ha comentado, las ratios de destrucción de exergía son útiles para comparar distintos componentes del mismo sistema, o incluso componentes de diversos sistemas —pero que tengan combustibles semejantes, pues en caso contrario carecería de sentido dicha comparación—; la de pérdidas exergéticas, sin embargo, se suele definir a nivel del sistema en su total y no elemento a elemento —aunque también se podría—.

#### 4.1.5. Eficiencia exergética

Este parámetro nos ayuda a evaluar el funcionamiento del sistema que está siendo estudiado, ya sea este a nivel de la planta en su conjunto o de cada componente que la conforma. Se requiere definir los conceptos de *combustible* y *producto* para el elemento de interés, pues dependiendo de su elección, nos resultará un valor u otro de eficiencia exergética. Así, el *producto* hará referencia al objetivo y propósito que tiene el uso del elemento siendo analizado; mientras que, el *combustible* serán los recursos necesarios para la obtención del *producto*. Así, el balance exergético reescrito en función de estos términos quedaría como se muestra en la *Ecuación 4.16*.

$$\dot{E}_F = \dot{E}_P + \dot{E}_D + \dot{E}_L \quad (4.16)$$

Aquí observamos que el *combustible* contabiliza no solo por el *producto*, si no también por la destrucción y las pérdidas de exergía que se den el sistema. Por ello, la exergía del *producto* nunca podrá ser mayor que la del *combustible*, como mucho podrá igualarla en el hipotético caso de un sistema ideal sin pérdidas ni destrucción.

Una vez se han definido las exergías de *producto* y de *combustible*, se procederá a definir la eficiencia exergética como el éxito en la conversión de la exergía del *combustible* al *producto*.

$$\varepsilon = \frac{\dot{E}_P}{\dot{E}_F} \quad (4.17)$$

La Ecuación 4.17 puede ser reformulada en función de las ratios de destrucción y pérdida de exergía como:

$$\varepsilon = 1 - \frac{\dot{E}_D}{\dot{E}_F} - \frac{\dot{E}_L}{\dot{E}_F} = 1 - \sum y_D - \sum y_L \quad (4.18)$$

De nuevo, a la hora de analizar y comparar eficiencias en el funcionamiento de diversos elementos, no tiene sentido comparar el valor de la eficiencia exergética de componentes de diverso tipo, pues no aportaría información relevante alguna. Siempre ha de ser entre componentes o sistemas que tengan una función similar. Muy importante también será la definición precisa y coherente de las exergías de los *productos* y los *combustibles* en los diversos elementos del sistema para un análisis riguroso.

## 4.2. Realización

Para el desarrollo tanto del análisis exergético como el posterior exergoeconómico haremos uso de un programa desarrollado en MATLAB® con la ayuda de un código proporcionado por mi tutora y que incluye un archivo ejecutable denominado *GATEX* desarrollado por el Dr. Frank Cziesla del TU Berlin.

El primer paso para la realización del análisis exergético mediante el uso del susodicho programa consiste en la importación de los datos obtenidos de la simulación

realizada en EBSILON®. Esta se realizó mediante un fichero *.dll* (*Dynamic link library*) que se llamaba desde el propio software de simulación mediante la opción de la barra de herramientas *Data > User DLL > Call...*. Con esta opción se generaba un archivo *.m* que podía utilizar MATLAB® y que contenía una matriz con todos los datos relevantes de las corrientes que queríamos introducir en el código, como gastos másicos, presiones, temperaturas, composiciones químicas, etc.

Una vez importados estos datos a MATLAB®, el archivo ejecutable *gatex.exe* realizaba el cálculo de las exergías físicas y químicas de cada una de las corrientes de materia y las almacenaba. El uso de este archivo ejecutable entrañó algunas dificultades técnicas, pues al no poder reprogramarlo personalmente y al ser el ciclo de nuestra planta poco convencional en cuanto al fluido de trabajo se refiere, surgieron numerosas dificultades imprevistas al respecto, como fueron el uso de distintas tablas para el cálculo de las entalpías o el hecho de que presentase problemas en el cálculo de las corrientes de mezcla de gases que presentasen una fracción de agua líquida.

Así, hubo una serie de componentes, los números 10, 11, 12 y 13 de la *Tabla 4.1*, que resultaban en un valor negativo de destrucción de exergía, hecho que es físicamente imposible. Esto se debe posiblemente a lo referido sobre el CO<sub>2</sub> como fluido de trabajo, pues el programa *gatex.exe* implementado en MATLAB® no era capaz de calcular correctamente las exergías de las corrientes involucradas en las definiciones de producto y combustible de dichos componentes. Para solventar este inconveniente, recurrimos a las exergías totales que calcula el propio EBSILON® para definir el producto, combustible y destrucción en los componentes problemáticos. La razón por la que no utilizamos directamente las exergías que extrae el propio software de simulación para el resto de componentes se debe a que este comete errores en el cálculo de las exergías químicas, pero justamente en los cuatro componentes que generaban problemas con MATLAB® no hay cambio de composición química —y, por ende, no se produce variación de exergía química— por lo que los resultados obtenidos pueden ser considerados como válidos.

El siguiente paso consiste en definir las exergías de producto, combustible y exergía de destrucción —no siendo así con las pérdidas exergéticas, que solo se definen a nivel de la planta en su conjunto; la exergía del producto y del combustible también tiene una definición a dicho nivel— para cada uno de los componentes de nuestra planta, véase *Tabla 4.1*, dentro del código de MATLAB® para poder calcular a partir de las exergías

que saca *GATEX* los diversos parámetros de interés en el análisis de la eficiencia del funcionamiento de nuestra planta.

Ahora se procederá a explicar algunas consideraciones a la hora de definir las exergías de la *Tabla 4.1*. Así, en las turbomáquinas que consumen trabajo (compresores y bombas) el producto será el incremento en la exergía del flujo, mientras que el combustible será el trabajo consumido. Lo contrario ocurre con la turbomaquinaria que produce potencia (turbina), se invierte el orden de las definiciones como es lógico, siendo el producto el trabajo generado y el combustible la disminución de exergía del flujo de trabajo.

Tabla 4.1. Definición de la exergía de combustible ( $\dot{E}_F$ ) y de producto ( $\dot{E}_P$ ) para cada componente; también la destrucción de exergía. Los subíndices numéricos se corresponden con la numeración de las corrientes utilizada en la Fig. 3.3.

Componente (k)	$\dot{E}_{F,k}$ (MW)	$\dot{E}_{P,k}$ (MW)	$\dot{E}_{D,k}$ (MW)
1. Compresor gas natural	$\dot{W}_{gc}$	$\dot{E}_{32}-\dot{E}_{31}$	$\dot{E}_{F,1}-\dot{E}_{P,1}$
2. Cámara de combustion	$\dot{E}_{32}$	$\dot{E}_{10}-(\dot{E}_{25}+\dot{E}_{30})$	$\dot{E}_{F,2}-\dot{E}_{P,2}$
3. Turbina	$\dot{E}_{11}-\dot{E}_{12}$	$\dot{W}_{neta}+\dot{W}_{gc}$	$\dot{E}_{F,3}-\dot{E}_{P,3}$
4. Recuperador	$(\dot{E}_{12}-\dot{E}_{13})+(\dot{E}_2-\dot{E}_3)$	$(\dot{E}_{25}+\dot{E}_{26}-\dot{E}_{24})+(\dot{E}_{30}-\dot{E}_{29})$	$\dot{E}_{F,4}-\dot{E}_{P,4}$
5. Condensador	$\dot{E}_{13}-\dot{E}_{15}$	-	$\dot{E}_{13}+\dot{E}_{34}-\dot{E}_{15}-\dot{E}_{33}-\dot{E}_{35}$
6. Compresor CO <sub>2</sub> (1)	$\dot{W}_{c1}$	$\dot{E}_{16}-\dot{E}_{15}$	$\dot{E}_{F,6}-\dot{E}_{P,6}$
7. Interenfriador (1)	$\dot{E}_{16}-\dot{E}_{17}$	-	$\dot{E}_{16}+\dot{E}_{36}-\dot{E}_{17}-\dot{E}_{37}$
8. Compresor CO <sub>2</sub> (2)	$\dot{W}_{c2}$	$\dot{E}_{18}-\dot{E}_{17}$	$\dot{E}_{F,8}-\dot{E}_{P,8}$
9. Interenfriador (2)	$\dot{E}_{18}-\dot{E}_{19}$	-	$\dot{E}_{18}+\dot{E}_{38}-\dot{E}_{19}-\dot{E}_{39}$
10. Bomba CO <sub>2</sub> (1)	$\dot{W}_{b1}$	$\dot{E}_{20}-\dot{E}_{19}$	$\dot{E}_{F,10}-\dot{E}_{P,10}$
11. Interenfriador (3)	$\dot{E}_{20}-\dot{E}_{21}$	-	$\dot{E}_{20}+\dot{E}_{40}-\dot{E}_{21}-\dot{E}_{41}$
12. Bomba CO <sub>2</sub> (2)	$\dot{W}_{b2}$	$\dot{E}_{24}-\dot{E}_{23}$	$\dot{E}_{F,12}-\dot{E}_{P,12}$
13. Compresor CO <sub>2</sub> (3)	$\dot{W}_{c3}$	$\dot{E}_{29}-\dot{E}_{28}$	$\dot{E}_{F,13}-\dot{E}_{P,13}$
14. Compresor aire	$\dot{W}_{ac}$	$\dot{E}_2-\dot{E}_1$	$\dot{E}_{F,14}-\dot{E}_{P,14}$
15. Unidad separación química	$\dot{E}_3-\dot{E}_4$	$\dot{E}_5$	$\dot{E}_{F,15}-\dot{E}_{P,15}$
16. Compresor O <sub>2</sub> (1)	$\dot{W}_{oc1}$	$\dot{E}_6-\dot{E}_5$	$\dot{E}_{F,16}-\dot{E}_{P,16}$
17. Interenfriador (4)	$\dot{E}_6-\dot{E}_7$	-	$\dot{E}_6+\dot{E}_{42}-\dot{E}_7-\dot{E}_{43}$
18. Compresor O <sub>2</sub> (2)	$\dot{W}_{oc2}$	$\dot{E}_8-\dot{E}_7$	$\dot{E}_{F,18}-\dot{E}_{P,18}$
19. Interenfriador (5)	$\dot{E}_8-\dot{E}_9$	-	$\dot{E}_8+\dot{E}_{44}-\dot{E}_9-\dot{E}_{45}$
20. Mezclador (1)	$\dot{m}_{10}(e_{10}-e_{11})$	$\dot{m}_{26}(e_{11}-e_{26})$	$\dot{E}_{F,20}-\dot{E}_{P,20}$
21. Mezclador (2)	$\dot{m}_{27}(e_{27}-e_{28})$	$\dot{m}_9(e_{28}-e_9)$	$\dot{E}_{F,21}-\dot{E}_{P,21}$
22. Separador	$\dot{E}_{21}$	$\dot{E}_{22}+\dot{E}_{23}+\dot{E}_{27}$	$\dot{E}_{F,22}-\dot{E}_{P,22}$

Para la cámara de combustión, la definición del combustible es obvia, la corriente de gas natural que se introduce en la misma; mientras que el producto se considerará el incremento de exergía entre las corrientes que entran, corriente oxidante y flujo moderador de temperatura, y la que sale, la corriente de gases de combustión calientes. El recuperador ha sido tratado como un intercambiador de calor cuya función es la de calentar las corrientes que entran posteriormente a la cámara de combustión y la de refrigeración de la turbina, por lo que la definición del producto incluye el incremento en la exergía de ambas corrientes y la definición del combustible incluye la disminución de exergía de las corrientes que se enfrían —la de aire caliente comprimido y la de gases de combustión expandidos—.

Luego, tanto los condensadores como los interenfriadores han sido considerados como elementos disipativos, pues el calor que ceden sus corrientes no es utilizado más en la planta; es por ello por lo que se define su producto como nulo y su combustible como la disminución de la exergía de las corrientes que se enfrían en estos componentes. Otra peculiaridad que tienen estos componentes disipativos es a la hora de definir su destrucción de exergía, puesto que, al no haber definido exergía de producto, no tendría sentido utilizar la fórmula recursiva de la diferencia entre exergía de combustible y de producto que se aplica al resto de componentes; por lo tanto, la destrucción de exergía en estos viene dada por la diferencia entre la exergía de las corrientes que entran y las que salen del componente.

También cabe señalar que el componente “Separador”; al haber sido simulado como un elemento ideal sin pérdidas ni cambios de composición entre corrientes, la definición de un balance específico para el mismo es innecesario, pues su destrucción de exergía resultará nula, pues todo el flujo exergético que entra en el mismo, sale.

Un caso particular es el de los mezcladores, en los cuales producto y combustible se definen en base a la diferencia de las exergías específicas multiplicadas por el flujo másico de una de las corrientes entrantes, como observamos en la *Tabla 4.1*. En estos casos se considera el combustible como la diferencia entre la exergía específica de la corriente más energética de las dos que entran al elemento y la de la corriente saliente, siendo multiplicada dicha diferencia por el gasto másico de la primera; para el producto, se coge la diferencia de exergías específicas de la corriente saliente y la corriente entrante menos energética, multiplicando la diferencia por el gasto másico de la segunda.

Una vez se ha realizado todo lo descrito en relación con las definiciones de exergía de producto, combustible y destrucción de exergía no requeriríamos hacer nada más excepto ejecutar el archivo principal del código de MATLAB® para obtener los resultados del análisis exergético. Cuando se muestran estos en la *Command Window* del programa, se puede, y debe, realizar una serie de comprobaciones que nos aseguren que los resultados son, como mínimo, coherentes. Estas acciones serían, entre otras, comprobar que las exergías de combustible son mayores que las de producto para cada componente ( $\dot{E}_{F,k} > \dot{E}_{P,k}$ ), así como que la destrucción de exergía es positiva en todos los casos ( $\dot{E}_{D,k} > 0$ ). Otra comprobación rápida y muy recomendable sería observar las eficiencias exergéticas de los componentes y ver que los valores son razonables ( $0 < \varepsilon_k < 100$ ).

### 4.3. Resultados

En primer lugar, procederemos a mostrar en la *Tabla 4.2* los resultados que ofrece el programa *gatex.exe* en el cálculo de las exergías de las corrientes de materia.

Echando un vistazo rápido a esta serie de valores, se puede ver como los mismos son coherentes con todo lo comentado en secciones previas, reseñando hechos como que corrientes con la misma composición química tienen la misma exergía química, pero la física puede variar dependiendo de su temperatura y presión, como observamos en las corrientes de aire y de oxígeno del ASU; como las corrientes con mayores exergías son, lógicamente, aquellas correspondientes a los gases de combustión desde que salen de la cámara de combustión hasta que entran a la turbina —corrientes número 10 y 11—, pues son las que se encuentran a mayores temperaturas y presiones y, por ende, albergan un mayor potencial de generar trabajo.

Sin embargo, es la evaluación de los resultados del análisis exergético llevado a cabo a nivel de componente el que aporta información verdaderamente útil sobre el funcionamiento y rendimiento de la planta. Así, nos referiremos a los resultados mostrados en la *Tabla 4.3* con dicho fin.

Tabla 4.2. Listado de corrientes con sus respectivos valores de exergías químicas, físicas y totales.

Corriente	p (bar)	T (°C)	h (kJ/kg)	s(kJ/kgK)	$\dot{m}$ (kg/s)	$\dot{E}^{PH}$ (MW)	$\dot{E}^{CH}$ (MW)	$\dot{E}$ (MW)
1	1.013	15	14.771	6.830	200	0.00	0.57	0.57
2	5.5	223.542	226.277	6.896	200	38.50	0.57	39.06
3	5.3	58	57.148	6.492	200	27.96	0.57	28.53
4	3	13	13.402	6.463	155.50	14.35	2.76	17.11
5	3	13	10.937	6.090	44.50	3.62	5.40	9.01
6	27	292.979	276.142	6.163	44.50	14.49	5.40	19.89
7	27	26	16.020	5.543	44.50	10.94	5.40	16.34
8	100	182.490	159.523	5.591	44.50	16.77	5.40	22.17
9	100	26	-3.147	5.153	44.50	15.30	5.40	20.70
10	300	1148.847	1358.315	5.719	916.78	1064.24	277.30	1341.54
11	300	1142.730	1349.703	5.712	923.38	1065.50	279.35	1344.84
12	30	766.996	846.960	5.767	923.38	586.62	279.35	865.96
13	29	58.048	-31.550	4.320	923.38	161.80	279.35	441.15
14	29	26	-72.451	4.190	923.38	157.41	279.35	436.76
15	29	26	-8.448	4.197	898.58	156.76	279.91	436.67
16	50	74.294	23.860	4.211	898.58	182.16	279.91	462.07
17	50	26	-38.870	4.016	898.58	176.33	279.91	456.24
18	80	67.152	-16.096	4.026	898.58	194.19	279.91	474.10
19	80	26	-194.672	3.452	898.58	182.31	279.91	462.21
20	100	31.087	-191.096	3.454	898.58	185.06	279.91	464.97
21	100	26	-211.223	3.387	898.58	184.26	279.91	464.17
22	100	26	-211.223	3.387	31.08	6.37	9.68	16.05
23	100	26	-211.223	3.387	660	135.34	205.59	340.93
24	305	56.868	-180.858	3.401	660	152.74	205.59	358.33
25	305	720	763.302	5.048	653.40	458.21	203.54	661.74
26	305	250	153.515	4.214	6.60	2.47	2.06	4.52
27	100	26	-211.223	3.387	207.50	42.55	64.64	107.19
28	100	8.092	-174.480	3.766	252	60.09	62.63	122.71
29	305	53.425	-137.483	3.783	252	68.17	62.63	130.80
30	305	720	758.957	5.339	252	180.44	62.63	243.06
31	70	15	-51.548	9.036	11.38	7.08	569.43	576.50
32	305	148.903	226.844	9.137	11.38	10.19	569.43	579.62
33	29	26	111.692	0.380	24.80	0.09	0.06	0.15
34	1.013	15	63.079	0.224	1503.62	0.00	3.76	3.76
35	1.013	21	88.197	0.311	1503.62	0.39	3.76	4.14
36	1.013	15	63.079	0.224	2244.07	0.00	5.61	5.61
37	1.013	21	88.198	0.311	2244.07	0.58	5.61	6.18
38	1.013	15	63.079	0.224	6388.26	0.00	15.96	15.96
39	1.013	21	88.198	0.311	6388.26	1.65	15.96	17.60
40	1.013	15	63.079	0.224	720.02	0.00	1.80	1.80
41	1.013	21	88.197	0.311	720.02	0.19	1.80	1.98
42	1.013	15	63.079	0.224	460.83	0.00	1.15	1.15
43	1.013	21	88.198	0.311	460.83	0.12	1.15	1.27
44	1.013	15	63.079	0.224	288.19	0.00	0.72	0.72
45	1.013	21	88.198	0.311	288.19	0.07	0.72	0.79

Analizando la información que nos ofrecen los valores de dicha tabla, observamos que la mayor parte de la exergía destruida en la planta se localiza en la cámara de combustión como era de esperar, pues como se ha reiterado en varias ocasiones la combustión y los fenómenos asociados de reacción química y transferencia de calor

siempre conllevan numerosas irreversibilidades termodinámicas, en este caso contabilizan alrededor de la mitad de la exergía destruida en todo el ciclo ( $y_D^*=56.72\%$ ) y alcanzan un cuarto de la exergía de combustible inyectada al mismo ( $y_D=24.76\%$ ). En suma, la mejora del funcionamiento de este componente mediante la disminución de la exergía que destruye y, por ende, la mejora de su eficiencia exergética será considerablemente difícil. Tanto por los problemas intrínsecos que acarrearán los procesos de combustión y que ya hemos mencionado como que las potenciales medidas genéricas aplicables para mejorar la eficiencia en este tipo de sistemas, como son el precalentamiento de los reactantes y la minimización del exceso de aire en la combustión, ya han sido implementadas —las corrientes oxidantes y de  $sCO_2$  reciclado son precalentadas en el recuperador y el porcentaje de aire en exceso es mínimo, al tratarse de una oxicomustión—.

También mencionar los componentes disipativos, en los cuales como no definimos una exergía de producto, tampoco tiene sentido hablar de eficiencia exergética en estos elementos. A pesar de no contribuir en demasía a la destrucción de exergía en el ciclo, como se extrae de los valores relativamente bajos de sus respectivas ratios de destrucción de exergía; sí que contribuyen a la ineficiencia del sistema a través de la pérdida de exergía, pues el calor extraído del fluido de trabajo y almacenado en el agua de refrigeración empleada en estos componentes —y el cual no se utiliza más en la planta— contribuye a las pérdidas exergéticas del sistema.

En cuanto a los grupos de compresión/bombeo, se distingue un claro patrón: las eficiencias exergéticas de los grupos que trabajan a menor temperatura, como los dos primeros compresores de  $CO_2$ , son notablemente inferiores (valores alrededor del 60%) que los que trabajan alrededor a temperaturas más elevadas (alcanzando valores del 80-90%). La turbina también cumple con dicho patrón, pues al ser una turbomáquina que también trabaja en condiciones de muy elevada temperatura, presenta una eficiencia exergética muy elevada (aproximadamente 95%). Este fenómeno encuentra su explicación en que las irreversibilidades termodinámicas asociadas a la fricción y a la expansión, aunque secundarias respecto a las de la combustión y la transferencia de calor, también juegan un papel importante, especialmente a temperaturas bajas pues la magnitud de la destrucción de exergía que se produce debido a estos procesos es inversamente proporcional a la temperatura termodinámica media a la que ocurren.



Tabla 4.3. Resultados del análisis exergético a nivel de componente.

Componente	$\dot{E}_F$ (MW)	$\dot{E}_P$ (MW)	$\dot{E}_D$ (MW)	$y_D$ (%)	$y_D^*$ (%)	$\varepsilon$ (%)
1. Compresor gas natural	3.57	3.11	0.46	0.08	0.18	87.21
2. Cámara de combustión	579.62	436.73	142.89	24.76	56.72	75.35
3. Turbina	478.88	454.79	24.08	4.17	9.56	94.97
4. Recuperador	435.35	420.20	15.15	2.63	6.01	96.52
5. Condensador	4.48	1.00	3.94	0.68	1.56	22.34
6. Compresor CO <sub>2</sub> (1)	37.73	25.40	12.33	2.14	4.90	67.31
7. Interenfriador (1)	5.83	1.00	5.25	0.91	2.08	17.16
8. Compresor CO <sub>2</sub> (2)	32.47	17.86	14.61	2.53	5.80	55.00
9. Interenfriador (2)	11.89	1.00	10.24	1.77	4.06	8.41
10. Bomba CO <sub>2</sub> (1)	3.91	2.76	1.15	0.20	0.46	70.56
11. Interenfriador (3)	0.80	1.00	0.62	0.11	0.24	124.79
12. Bomba CO <sub>2</sub> (2)	17.70	17.40	0.30	0.05	0.12	98.33
13. Compresor CO <sub>2</sub> (3)	9.95	8.08	1.87	0.32	0.74	81.20
14. Compresor aire	42.29	38.49	3.80	0.66	1.51	91.02
15. Unidad separación química	11.42	9.01	2.41	0.42	0.96	78.91
16. Compresor O <sub>2</sub> (1)	11.82	10.88	0.95	0.16	0.38	91.99
17. Interenfriador (4)	3.55	1.00	3.43	0.59	1.36	28.16
18. Compresor O <sub>2</sub> (2)	6.51	5.83	0.67	0.12	0.27	89.65
19. Interenfriador (5)	1.47	1.00	1.40	0.24	0.56	67.88
20. Mezclador (1)	6.31	5.09	1.22	0.21	0.48	80.72
21. Mezclador (2)	6.14	0.97	5.17	0.90	2.05	15.80
22. Separador	464.17	464.17	0.00	0.00	0.00	100.00
TOTAL ( $\dot{E}_L = 36.31$ MW)	577.08	288.85	251.92	43.65	100	50.05

Si hablamos del recuperador, a pesar de ser un intercambiador de calor con una enorme carga térmica, con todo aquello que la transferencia de calor hemos visto que conlleva a nivel de irreversibilidades, presenta una elevadísima eficiencia exergética ( $\varepsilon=96.52\%$ ) para un componente de este tipo. Aunque si miramos los valores de destrucción de exergía absolutos, estos representan una porción nada despreciable, casi un 10% de la exergía destruida en la planta se debe a este solo componente; si relativizamos en función a los gastos másicos que maneja y a los flujos de energía térmica que transfiere de unos a otros, nos damos cuenta de que es un valor considerablemente bajo. La explicación de esto radica en que, a la hora de modelar el componente en la simulación, se hizo desde la simplicidad —utilizando balances de energía para cuadrar

los flujos y considerando el funcionamiento del componente como ideal, en vez de utilizar métodos más complejos de diseño como el *pinch point* por ejemplo— como ya describimos en el apartado 2. Por lo tanto, tenemos un componente adiabático que no tiene pérdidas al ambiente.

Cabe reseñar una figura llamativa en la columna de eficiencias exergéticas de la *Tabla 4.3* por su valor especialmente bajo, el mezclador que junta la corriente de oxígeno generada en el ASU con una fracción del CO<sub>2</sub> reciclado ( $\varepsilon=15.80\%$ ). Es un componente que, aunque no contribuye en la misma medida a la destrucción de exergía total del ciclo que otros como la cámara de combustión o el recuperador —ambos relacionados con la transferencia de calor, causa primordial de ineficiencias termodinámicas— pues tiene una ratio de destrucción de exergía inferior —debido también a que maneja gastos másicos menores—, sí que presenta en su seno una gran cantidad de irreversibilidades. Esto se debe a que el mezclado de corrientes con elevados gradientes de composiciones químicas, como es el caso de este componente, es una fuente de ineficiencias termodinámicas.

En el otro extremo, puede llamar la atención el valor de la eficiencia del separador, el cual es unitario. Dicho valor nos podría parecer irreal, pero esto se debe a que a la hora de modelizarlo lo concebimos como ideal, y al ser su función simplemente separar una corriente en tres distintas cuyas únicas diferencias entre ellas es el gasto másico, sin producirse cambios en la composición, presión ni temperatura podemos pensar que es lógico que toda la exergía que entre en el componente se conserve y salga de él, sin destrucción ni pérdidas. En cuanto a los valores que muestra este componente de exergía de producto y de combustible y que nos pueden parecer algo desorbitados para este componente en particular —en órdenes de magnitud de los componentes más grandes e importantes del ciclo—, no tienen demasiado interés, pues la definición de estas resulta trivial en este caso al tratarse de un componente ideal. Estas se han definido solo para comprobar que el valor de ambas es el mismo, sin atender a un significado particular de utilidad o interés en su funcionamiento.

Analizando el balance exergético para el sistema en su conjunto, se observa que las ineficiencias del funcionamiento se deben en mayor grado a la destrucción de exergía dentro del mismo, alcanzando casi la mitad del flujo exergético que introducimos ( $y_{D,total}=43.65\%$ ); mientras que las pérdidas contabilizan en menor medida ( $y_{L,total} = \frac{36.31 \text{ MW}}{577.08 \text{ MW}} = 6.29\%$ ), contribuyendo en su mayor parte el aire despojado de oxígeno que se

genera en la unidad de separación química y el flujo de CO<sub>2</sub> supercrítico que es extraído del ciclo, véase corriente número 22 en la *Tabla 4.2*. En teoría, este último podría ser considerado también como un producto secundario si fuese a ser utilizado en aplicaciones como EOR (*Enhanced Oil Recovery*), pero como al plantear y describir la planta no se ha entrado en consideraciones de cuál será el uso de esta extracción de sCO<sub>2</sub>, lo más coherente era tratarlo como una pérdida. El resto de pérdidas exergéticas las componen la corriente de agua separada en el condensador, véase corriente número 33 en la *Tabla 4.2*, y los incrementos de exergía del agua de refrigeración en todos los componentes disipativos.

Otro dato interesante que sale a relucir mediante la evaluación de los resultados del análisis exergético es el hecho de que la eficiencia total del ciclo si se estudia desde dicha perspectiva está unos puntos porcentuales por debajo de la eficiencia obtenida a través de un análisis energético estándar, medido con el parámetro de eficiencia eléctrica neta de la simulación; pues tenemos 50.05% frente a 53.94%, respectivamente. Esta diferencia se debe en parte a la divergencia entre los valores de entalpías y exergías que calcula EBSILON® y los que calcula el código implementado en MATLAB® —como puede verse en el valor de la exergía de producto a nivel de la planta, que debería corresponder a la potencia eléctrica neta de la planta (298.12 MW) y, sin embargo, es sensiblemente inferior (288.85 MW)—; y, en parte, a la capacidad del análisis exergético de reconocer y graduar la “utilidad” de las distintas corrientes materiales y flujos energéticos, lo cual el análisis energético es incapaz de hacer.

## 5. ANÁLISIS ECONÓMICO

Un elemento clave para cualquier proyecto, y en especial para proyectos de semejante envergadura y que requieren de una inversión de capital intensiva tal como la construcción de una central de generación eléctrica, es el estudio de su viabilidad desde una perspectiva económica. Al fin y al cabo, si el resultado de este es desfavorable, es poco probable que una empresa tome la decisión de llevarlo a cabo. El análisis económico requiere el empleo de técnicas de ingeniería económica y de costes; y acarrea inherentemente una incertidumbre mucho mayor que otro tipo de análisis más científicamente rigurosos como puede ser el exergético, debido a que requiere de numerosas suposiciones, estimaciones y previsiones de futuro.

No obstante, resulta clave e imprescindible para la completa evaluación de un proyecto, y el éxito y desarrollo del mismo depende en gran medida de la precisión con la que se realice este tipo de análisis. Además, en nuestro caso será un paso necesario para el posterior desarrollo del análisis exergoeconómico; el cual, como su nombre indica, requiere como parámetros de entrada resultados tanto del análisis exergético como del económico.

### 5.1. Metodología

Para realizar el análisis económico correspondiente al proyecto de diseño, construcción y puesta en marcha y funcionamiento de la central de producción eléctrica cuya explicación técnica en detalle ha sido expuesta en los capítulos anteriores, se recurrirá al método del *Requisito de ingresos totales* —*Total Revenue Requirement (TRR)*, denominación original en inglés—, siguiendo la propuesta mostrada en el libro “*Thermal Design and Optimization*” de A. Bejan, G. Tsatsaronis y M. Moran [84]. Para ello, primero se calculará la inversión de capital total requerida; luego, los gastos anuales en los que se incurre por labores relacionadas con el funcionamiento y operación de nuestra planta. Finalmente, se calcularán los requisitos de ingresos necesarios cada año y el coste nivelado del producto; en este particular, la electricidad. Este parámetro toma el nombre de LCOE, acrónimo del término inglés *Levelized Cost Of Electricity*, y tiene una importancia vital, pues al final nos indica de manera simplificada el precio mínimo al cual

tenemos que vender la electricidad para obtener beneficios con el funcionamiento de nuestra central.

Como ya hemos mencionado la incertidumbre aparejada a los resultados de un análisis de este tipo, es necesario definir un intervalo de confianza para los mismos. La precisión y el margen de error que permitirán estos dependen de un gran número de factores, entre ellos la complejidad, grado de innovación y madurez de las tecnologías implementadas, la existencia de datos, información y estadísticas, así como el origen y procedencia de los mismos, etc. Así, para este caso particular, teniendo en cuenta el nivel actual de desarrollo de los ciclos de potencia que utilizan CO<sub>2</sub> supercrítico, así como la implementación en el ciclo Allam de sistemas tanto innovadores (turbina de CO<sub>2</sub> supercrítico, recuperador) como otros comercialmente maduros (ASU); sería lógico establecer dicha tolerancia en -15/+50%, correspondiente a un nivel de Clase 4 “Estudio de Viabilidad” según la AACE [88].

Tabla 5.1. Listado de los principales parámetros económicos utilizados en el análisis.

Parámetro	Nomenclatur	Valor	Referencias
	a		
Tasa de inflación general (%)	i	3	[37], [89]
Tasa nominal de escalación del coste del gas natural (%)	r <sub>f</sub>	4	[37]
Tasa nominal de escalación del resto de costes (%)	r	3	[37], [89]
Vida útil económica de la planta (años)	n	25	[37]
Vida útil impositiva de la planta (años)	n <sub>t</sub>	15	[84]
Factor de capacidad (%)	CF	90	[37]
Impuesto combinado medio sobre la renta (%)	ITX	38	[84]
Impuesto medio sobre la propiedad (%)	PTX	1.50	[84]
Tasa media seguro (%)	IR	0.50	[84]

Para el desarrollo del análisis, se ha considerado que la localización de nuestra planta es un sitio genérico y la unidad monetaria de referencia son los Euros (€), con valor a mediados del año 2017. Por lo tanto, cualquier valor monetario ha de ser escalado a dicho año y, posteriormente, aplicarse un tipo de cambio para la divisa correspondiente. En el estudio solo hemos utilizado, a parte del Euro, los dólares estadounidenses (US\$); utilizando como tipo de cambio 1 mid-2017US\$ = 1 mid-2017€. Dentro de nuestra estimación de costes hemos incluido el gasto asociado con el transporte y almacenamiento del dióxido de carbono extraído del ciclo de potencia. No siendo así con el coste asociado

al agua de reposición que requeriría nuestro sistema de refrigeración —dado que en la simulación tampoco se ha concretado el sistema de refrigeración se emplea—.

Tabla 5.2. Información financiera de la planta. Información extraída de [84].

Tipo de financiación	Fracción financiada (%)	Reembolso anual requerido (%)
Patrimonio común ( <i>common stock</i> )	35	12.5
Acciones preferentes ( <i>preferred stock</i> )	15	11
Deuda	50	8
Coste de oportunidad medio resultante (%)	10	

Tabla 5.3. Información sobre el período de construcción y diseño de la planta, así como la asignación de fondos PFI (Plant-Facilities Investment). Información extraída de [84].

Período	Asignación del PFI (%)
1 enero, 2019 – 31 diciembre, 2019	20
1 enero, 2020 – 31 diciembre, 2020	45
1 enero, 2021 – 31 diciembre, 2021	35

### 5.1.1. Estimación costes de capital

Dentro de estos se distingue entre costes directos, aquellos relacionados con la fabricación, edificación e instalación de los equipos e instalaciones permanentes; y costes indirectos, que incluirían el resto de las labores necesarias para la finalización del proyecto, pero no constituyen una parte permanente de las instalaciones. Un esquema con la organización de estos costes se puede observar en la *Figura 5.1*.

Especialmente crítica resulta la tarea de estimar los costes de los equipos, pues suponen un montante considerable del capital de inversión, pero sobre todo porque la mayoría del resto de costes se estiman como porcentajes a partir de estos, por lo que la influencia de estos valores se extiende de manera exponencial en todo el cálculo del análisis económico. Para la estimación de estos se ha recurrido a numerosas fuentes bibliográficas, utilizando tanto datos aportados por vendedores u otros estudios presentes en la literatura, como algoritmos y funciones de coste y curvas y diagramas de costes sacados de manuales de referencia. El objetivo ha sido calcular el *Fixed Capital Investment* (FCI, inversión fija de capital), término que incluye tanto los costes directos como indirectos de capital.

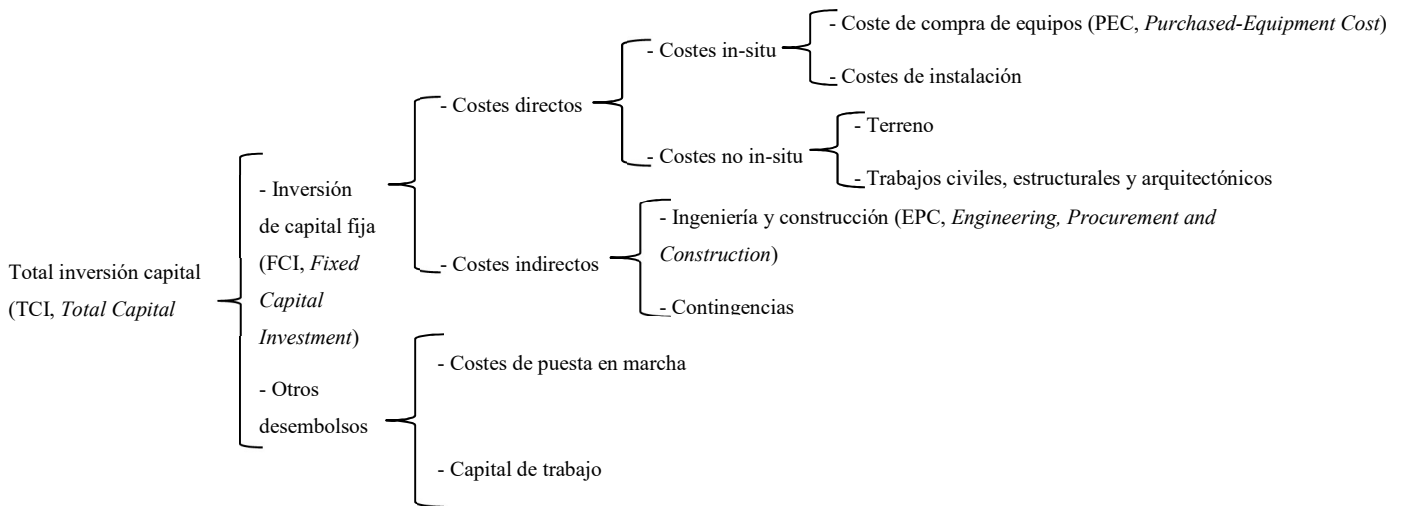


Fig. 5.1. Esquema con la organización y desglose de los distintos costes de capital. Extraída de [84].

En aquellos casos donde fuera necesario escalar un coste dado en un año distinto al de referencia, se recurrirá a los índices de coste. Se ha utilizado uno de los más populares, el *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI), publicado en base mensual por la revista *Chemical Engineering* [90]. Su aplicación se realiza de acuerdo a la *Ecuación 5.1*.

$$\text{Coste año de referencia} = \text{Coste original} \cdot \frac{\text{CEPCI (año de referencia)}}{\text{CEPCI (año del coste original)}} \quad (5.1)$$

Si se necesita escalar en base al tamaño del equipo, se recurrirá a la *Ecuación 5.2*, donde el coste del equipo para el tamaño deseado ( $PEC_Y$ ) es función del coste del mismo producto con una capacidad diferente ( $PEC_Z$ ) y de la relación del tamaño deseado ( $X_Y$ ) frente al del coste conocido ( $X_Z$ ) con un factor de escalado ( $\alpha$ ) determinado. El tamaño o capacidad viene dado por diferentes parámetros en función del componente que este siendo escalado (potencias netas, flujos másicos, superficies, etc.). En caso de carecer de datos suficientes, se suele utilizar un  $\alpha$  de 0.6, lo que se conoce como la *regla de los seis décimos* (*six-tenths rule*).

$$PEC_Y = PEC_Z \cdot \left(\frac{X_Y}{X_Z}\right)^\alpha \quad (5.2)$$

Dentro de los equipos que han sido considerados en la definición de nuestra planta, se pueden diferenciar dos grandes bloques, el ASU y el ciclo de potencia de CO<sub>2</sub> supercrítico. Se procede a comentar como hemos realizado el cálculo para cada uno de ellos.

#### **5.1.1.1. ASU**

Para el caso de la unidad de separación de aire, se realizará de forma excepcional una estimación de su coste de inversión generalista, comprendiendo la unidad entera en su conjunto, con el fin de poder calcular posteriormente el coste de la unidad de separación química como componente aislado, pues al haber simulado esta como una “caja negra” no se puede estimar ni calcular su coste de forma aislada.

El estudio [91] propone una ecuación de escalación de tamaños del estilo de la *Ecuación 5.2* con unos valores de referencia y un factor de escalado de 0.5 para obtener el coste de compra y materiales (*Purchased-Equipment Cost*, PEC) de la unidad al completo. Sobre este valor se aplica un factor de módulo de 1.68; y, por último, se escala y convierte de 2014\$ a 2017€.

##### **5.1.1.1.1. Compresor de aire**

Este elemento es denominado en la simulación como “Compresor\_5”. Considerando el mismo como un compresor de aire estándar de tipo centrífugo de elevada capacidad, según las curvas de coste mostradas en [92], utilizando el valor de potencia mecánica implementada y un factor de corrección de la presión de salida, se obtiene el coste directo de compra del equipo. Sobre este valor se aplica a su vez un factor de módulo (*bare-module factor*) de 2.6 para obtener el FCI. Como este resultado vendría dado en la unidad monetaria de referencia de [92], US\$ del año 1987, se escala y convierte este valor a la referencia de nuestro análisis, Euros del año 2017, mediante el uso de la *Ecuación 5.1* y el tipo de cambio dólar-euro definido en el apartado 4.1.

##### **5.1.1.1.2. Compresores de oxígeno**

Se tienen dos de estos elementos en nuestra simulación, el “Compresor\_6” y el “Compresor\_7”. Es una suposición lógica que estos equipos sean más caros que un



compresor de aire estándar, pues la compresión de oxígeno (casi) puro resulta un proceso más complicado y peligroso que el de aire atmosférico. Por ello, se utilizará una metodología distinta, obteniendo un valor de la literatura para el mismo componente con unas condiciones operativas muy semejantes, pero de diferente tamaño [89]. Utilizando la *Ecuación 5.2* para la escalación de tamaños utilizando como magnitud de capacidad la potencia eléctrica consumida por el compresor y como factor de escalado 0.95, obtenido este de [84] para el caso de compresores. Finalmente, se escala y convierte de las unidades del *paper* de referencia [89], 2011 US\$, a las de nuestro análisis, mediante la *Ecuación 5.1* y el tipo de cambio dólar-euro mencionado en el apartado 5.1.

#### **5.1.1.1.2. Interenfriadores**

La simulación consta de dos de estos componentes, el “Enfriador\_5” y el “Enfriador\_6”. El coste de capital de los mismos se ha estimado a través de las curvas presentes en [92] para un intercambiador de calor tubo-carcasa en U, aplicando un factor de presión de 1.08 y un factor de módulo de 3.2. Por último, se escala y convierte el resultado de la unidad monetaria de referencia de [92], 1987\$, a la de referencia para nuestro análisis mediante la *Ecuación 5.1* y el tipo de cambio dólar-euro mencionado en el apartado 5.1.

#### **5.1.1.1.3. Unidad de separación química**

Como hemos comentado previamente, al haber sido modelada esta unidad como una “caja negra” sin detallar los componentes que la forman ni el funcionamiento de la misma más allá de su función como separación de composiciones químicas en diferentes corrientes, su coste se calculará como la diferencia entre el total estimado para el bloque del ASU y la suma del coste del resto de elementos que lo conforman.

#### **5.1.1.2. Ciclo de potencia sCO<sub>2</sub>**

Se puede dividir el mismo en varios bloques de componentes: el bloque de turbina de oxi-combustión, que incluye la cámara de combustión y la turbina de sCO<sub>2</sub>; el bloque de recompresión del CO<sub>2</sub>, constituido por los compresores y bombas de CO<sub>2</sub> y los

interenfriadores correspondientes; el recuperador de calor; y el resto de componentes, como el compresor de gas natural y el condensador.

#### **5.1.1.2.1. Turbina de oxi-combustión**

Como ya se ha mencionado, comprende tanto la cámara de combustión como la turbina. A partir de un estudio del *U.S. Department of Energy National Energy Technology Laboratory* (NETL) [89] obtenemos un valor para el FCI del paquete completo el cual escalamos en función de la potencia mecánica obtenida al eje de la turbina con un factor de escalado de 0.6 al no disponer de datos más concretos del propio estudio. Se escala y convierte de 2011\$, unidad monetaria de referencia de [89], a 2017€. Para obtener dos componentes de costes diferenciados para cámara de combustión y turbina, aplicaremos un peso relativo del 40% y el 60%, respectivamente, a la hora de repartir costes.

#### **5.1.1.2.2. Compresores de CO<sub>2</sub>**

Se tienen tres compresores de este tipo en la simulación, “Compresor\_2”, “Compresor\_3” y “Compresor\_4”. Como es de suponer, estos equipos no podrán ser contabilizados como los compresores previos, pues el fluido de trabajo es relativamente novedoso; por lo tanto, se ha recurrido a las funciones de coste que aparecen reflejadas en un estudio sobre la compresión y el transporte de CO<sub>2</sub> [93]. Los valores obtenidos en 2005\$ han sido escalados y convertidos a 2017€.

#### **5.1.1.2.3. Bombas de CO<sub>2</sub>**

Se tienen dos elementos en el ciclo simulado, “Bomba\_1” y “Bomba\_2”. Se ha utilizado la función de coste correspondiente procedente del mismo estudio que para el caso de los compresores [93]. Así, también los resultados y valores han sido escalados y convertidos de 2005\$ a 2017€.

#### **5.1.1.2.4. Interenfriadores**

Presentes en nuestra simulación están el “Enfriador\_2”, “Enfriador\_3” y “Enfriador\_4”. Para la estimación de sus costes de capital se ha recurrido a un estudio de NETL [94] que trataba sobre ciclos de sCO<sub>2</sub>; utilizando el dato de coste específico en función del producto del coeficiente global de transferencia de calor y el área de intercambio de calor ( $U \cdot A$ ) para un componente que realizaba la misma función de enfriar el poco convencional fluido de trabajo, el cual era 1.7\$/(W/K). Posteriormente, se escala y convierte el resultado de 2011\$ a 2017€.

#### **5.1.1.2.5. Recuperador**

Como ya se ha mencionado en apartados anteriores, este se trata de uno de los componentes más críticos y novedosos del ciclo Allam, tratándose de un intercambiador de calor con unas condiciones operativas muy exigentes, numerosas corrientes de distintos tipos de fluidos y una gran carga térmica. De acuerdo a sus especificaciones operativas, el tipo de intercambiador más adecuado para cumplir la tarea del recuperador de calor sería un PCHE (*Printed Circuit Heat Exchanger*) [95], el cual según un estudio de Sandia National Laboratories [96] presenta unos límites de operación de 500-1000bar y 900°C. Según este y otros estudios [94], el coste específico del mismo en función a su  $U \cdot A$  sería 2.5\$/(W/K). El resultado obtenido ha de ser escalado y convertido de 2011\$ a 2017€.

#### **5.1.1.2.6. Condensador**

En nuestra simulación está compuesto por dos elementos diferenciados, el “Enfriador\_1” y el “Separador\_agua”; sin embargo, utilizaremos un único componente de coste. Este es obtenido como coste específico en base al  $U \cdot A$  del condensador a partir de estudios del NETL [97] sobre el mismo componente, 0.294\$/(W/K). Como siempre, habrá que escalar y convertir de la unidad monetaria de referencia del trabajo del cual obtenemos el dato, en este caso 2011\$, a la de referencia en nuestro estudio, 2017€.

### **5.1.1.2.7. Compresor de gas natural**

Para este elemento, “Compresor\_1” en la simulación, se vuelve a hacer uso de las curvas y diagramas de coste de [92], aplicando los correspondientes factores de corrección de presión obtenida a la salida del compresor y factor de módulo (2.6) para un compresor centrífugo. Finalmente, se escala y convierte el resultado, de 1987\$ a 2017€.

### **5.1.2. Otros desembolsos de capital**

Con todos estos resultados, la suma de todos los costes de componentes de la planta, se obtiene la inversión de capital fijo (*Fixed Capital Investment*, FCI), a la que habremos de sumar otros elementos para obtener el capital total de inversión (*Total Capital Investment*, TCI). Estos son: los costes de terreno, tomados como un 10% del coste de compra de equipos (PEC); el capital de trabajo o circulante (*Working capital*, WC), el cual incluye dos meses de gastos de combustible y de O&M variables, tres meses de gasto salarial y una contingencia del 25% de todo lo anterior; los costes de puesta en marcha de la central (*Startup costs*, SUC), los cuales incluyen un mes de gastos O&M fijos, un mes de gastos O&M variables —exceptuando gastos de combustible—, una semana de gastos de combustible y un 2% del PFI (*Plant Facilities Investment*, término para definir el TCI menos el coste del terreno); y la reserva de fondos para uso durante la construcción (*Allowance for Funds Used During Construction*, AFUDC). La definición de todos estos conceptos ha sido tomada de [84]; y, para un desglose en mayor profundidad de los diferentes gastos O&M aquí mencionados, acudir a la sección 5.1.3.

### **5.1.3. Estimación costes O&M**

A diferencia de los gastos de capital, relacionados con la inversión inicial para la construcción y puesta en marcha de la planta, los gastos relacionados con la operación y el mantenimiento de la misma a lo largo de su vida útil son los englobados bajo la terminología O&M (*Operating and Maintenance*, operación y mantenimiento en inglés). Dentro de los mismos se distinguen dos grupos: los fijos, costes independientes del número de horas que la central esté operativa; y los variables, que sí dependen de las horas operativas.

### 5.1.3.1. Costes O&M fijos

Según ya se ha comentado, se incurre en estos gastos sin importar si la planta está en funcionamiento o no.

#### 5.1.3.1.1. Costes salariales

Los derivados del hecho de tener empleados asalariados trabajando en la central. Los diversos parámetros considerados para su cálculo se muestran en la *Tabla 5.4*.

Tabla 5.4. Listado de parámetros económicos relacionados con los costes O&M fijos.

Parámetro	Valor	Referencias
Número de trabajadores	30	[37], [89]
Jornada laboral media (horas/año)	2080	[37], [89]
Salario medio (€/año)	60,000	[37], [89]

#### 5.1.3.1.2. Costes de mantenimiento

Aunque este valor debería ser estimado elemento a elemento, esta forma de proceder resulta prematura y generaría resultados con demasiada incertidumbre en un estudio preliminar de este tipo, por lo que se tomará como porcentajes sobre el FCI de cada bloque, empleando un valor de 2.5% para aquellas tecnologías más novedosas, como el ciclo de potencia, y un valor de 1.5% para las unidades más convencionales, como el ASU [37]. Del total obtenido, se distribuirá entre gasto laboral y gasto en material con un peso de 40-60%, respectivamente.

#### 5.1.3.1.3. Costes administrativos y generales

Serán considerado como un 30% sobre el gasto laboral total.

#### 5.1.3.2. Costes O&M variables

Estos gastos hacen referencia a todo aquello que sí dependa de la cantidad de producción que maneje la central, o lo que es lo mismo, el número de horas que esté operativa. Cabe señalar que no se ha incluido el gasto relacionado con el agua del sistema de refrigeración ni ningún otro consumible como puedan ser químicos, gestión de residuos, etc.

### 5.1.3.2.1 Costes de combustible

Con todos los parámetros conocidos —véase *Tabla 5.5*—, se puede calcular de forma sencilla cuanto combustible se consume y, por tanto, cuanto se gasta al año.

### 5.1.3.2.2. Costes de transporte/almacenamiento de CO<sub>2</sub>

Al ser el ciclo de estudio semicerrado, lo cual indica que se extrae una pequeña fracción másica de fluido de trabajo de manera constante, se requiere de una consideración/suposición sobre lo que hacemos con ese CO<sub>2</sub>. En la simulación, esa corriente extraída sería la *Stream “22”*; la cual presenta una elevada pureza de dióxido de carbono y se encuentra presurizado para condiciones de transporte. Podríamos considerar que este CO<sub>2</sub> lo vendemos para su utilización en técnicas de EOR, lo cual generaría un beneficio extra; sin embargo, se ha supuesto que es transportado para su almacenamiento en un depósito geológico, lo cual acarrea un determinado gasto como se muestra en la *Tabla 5.5*.

Tabla 5.5. Listado de parámetros económicos relacionados con los costes O&M variables.

Parámetro	Valor	Referencias
Coste del gas natural (€/MJ)	0.007	[98], [99]
Coste de transporte/almacenamiento del CO <sub>2</sub> (€/tCO <sub>2</sub> )	10	[37]

### 5.1.4. Cálculo de ingresos requeridos, anualidades niveladas y coste de electricidad

Según el método del TRR [84] cuyas pautas se han venido siguiendo en la realización del análisis económico, los requisitos de ingresos que necesitamos obtener cada año de funcionamiento comercial de la planta a través de la venta de electricidad producida para compensar todos los gastos incurridos se dividen en varias componentes como puede observarse en la *Fig. 5.2*.

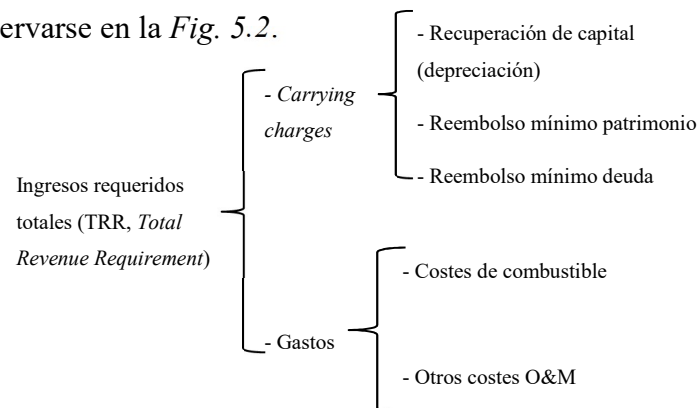


Fig. 5.2. Esquema de categorías de coste para el método TRR. Extraído de [84].

Con el objetivo de calcular el coste de producir electricidad mediante nuestra central, primero se necesita obtener la anualidad nivelada del TRR; para ello, primero se computa el valor actual neto de la suma de todas sus anualidades para después poder aplicarle el factor de valor presente para series uniformes (*Uniform-Series Present-Worth Factor*, USPWF) —véase *Ecuación 5.3*—.

$$USPWF = \frac{(1 + i_c)^n - 1}{i_c(1 + i_c)^n} \quad (5.3)$$

También se pueden obtener las anualidades niveladas (*levelized*) de los distintos componentes del TRR, para lo cual haremos uso del factor de nivelación a escalación constante (*Constant-Escalation Levelization Factor*, CELF), véase *Ecuación 5.6*; el factor de recuperación de capital (*Capital Recovery Factor*, CRF), véase *Ecuación 5.5*; y el factor  $k$ , véase la *Ecuación 5.4*. Para los gastos de combustible y el resto de gastos O&M, multiplicaremos el CELF por el valor anual del primer período de nivelación. No obstante, los *Carrying charges* los calcularemos como la diferencia entre el TRR nivelado y los valores nivelados para el coste de combustible y del resto de costes O&M. Para la realización de todos estos cálculos, supondremos el período para la nivelación igual a la vida útil de la planta.

$$k = \frac{1 + r}{1 + i_c} \quad (5.4)$$

$$CRF = \frac{i_c(1 + i_c)^n}{(1 + i_c)^n - 1} \quad (5.5)$$

$$CELF = \frac{k(1 - k^n)}{1 - k} \cdot CRF \quad (5.6)$$

Para finalizar el análisis económico, el cálculo del coste nivelado de la electricidad (o LCOE, *Levelized Cost Of Electricity*) se obtendrá como:

$$LCOE = \frac{TRR_L - BPV}{MPQ} \quad (5.7)$$

Donde  $TRR_L$  es el valor nivelado de los requisitos de ingresos,  $MPQ$  es la cantidad de electricidad producida en un año por nuestra central y  $BPV$  es el valor de la venta de productos secundarios obtenidos del funcionamiento de la central. Este valor podría

representar, por ejemplo, las ganancias obtenidas por la venta del CO<sub>2</sub> extraído del ciclo, o por su utilización en EOR; no obstante, en nuestro análisis será tomado como nulo.

## 5.2. Resultados

En primer lugar, se analizará la distribución del FCI entre los distintos bloques y equipos que componen la planta, para lo cual nos referiremos a la *Tabla 5.6* y la *Fig. 5.3*.

Tabla 5.6. Desglose de los gastos de inversión en equipos.

Equipo	PEC (€)	FCI (€)	FCI (€/kW)
Compresor de aire	7,239,847.83	18,823,604.36	63.31
Compresores de oxígeno	12,720,130.49	16,536,169.64	55.47
Interenfriadores	910,191.49	2,912,612.78	9.77
Unidad de separación química	69,656,758.79	113,812,853.29	381.77
<b>TOTAL ASU</b>	<b>90,526,928.60</b>	<b>152,085,240.06</b>	<b>505.31</b>
Compresores de CO <sub>2</sub>	35,750,946.51	46,476,230.47	159.12
Bombas de CO <sub>2</sub>	24,245,591.49	31,519,268.94	105.73
Interenfriadores	10,043,580.51	17,074,086.86	57.27
<b>BLOQUE RECOMPRESIÓN CO<sub>2</sub></b>	<b>70,040,118.51</b>	<b>95,069,586.26</b>	<b>318.89</b>
Recuperador	48,417,084.55	82,309,043.73	281.79
<b>BLOQUE RECUPERADOR</b>	<b>48,417,084.55</b>	<b>82,309,043.73</b>	<b>281.79</b>
Cámara de combustión	8,999,430.63	11,699,259.82	38.87
Turbina	11,699,259.82	17,548,889.73	58.31
<b>BLOQUE TURBINA OXI-COMBUSTIÓN</b>	<b>20,698,690.45</b>	<b>29,248,149.55</b>	<b>97.18</b>
Condensador	1,705,962.94	2,900,137.00	9.73
Compresor de gas natural	1,854,156.67	4,820,807.35	16.50
<b>BLOQUE RESTO DE EQUIPOS</b>	<b>3,560,119.62</b>	<b>7,720,944.35</b>	<b>25.90</b>
<b>TOTAL CICLO DE POTENCIA</b>	<b>142,716,013.12</b>	<b>214,347,772.39</b>	<b>718.99</b>
<b>TOTAL PLANTA</b>	<b>233,242,941.73</b>	<b>366,432,963.96</b>	<b>1229.14</b>

Como se puede observar en las tablas y los gráficos, el ASU supone el bloque de mayor coste de inversión, superando ligeramente el coste total del conjunto del ciclo de potencia. Dentro del ciclo de potencia, el bloque más caro es el de recompresión del CO<sub>2</sub>, seguido por el recuperador y el grupo de turbina de oxi-combustión. Estos resultados concuerdan en líneas generales con aquellos observados en la literatura, donde la distribución de costes entre ASU y ciclo de potencia ronda el 40-60%, respectivamente [37], [97]. No obstante, cabe destacar una serie de diferencias; entre ellas, el bloque de



recompresión supone un porcentaje aún mayor, por encima del 50% del total del ciclo de potencia; mientras que, el recuperador y el grupo de turbina de oxi-combustión constituyen alrededor de un 20% del total del ciclo de potencia cada uno. Estas diferencias se deben, lo más probable, a la estimación de coste del recuperador realizada en nuestro análisis al alza, al ser considerado un elemento crítico sometido a exigentes solicitaciones y tecnológicamente novedoso. El hecho de haber utilizado un coste específico relativamente elevado puede explicar esta diferencia notable (del 38% al 20%); además, aumentarían los porcentajes relativos del bloque de recompresión y del grupo de turbina.

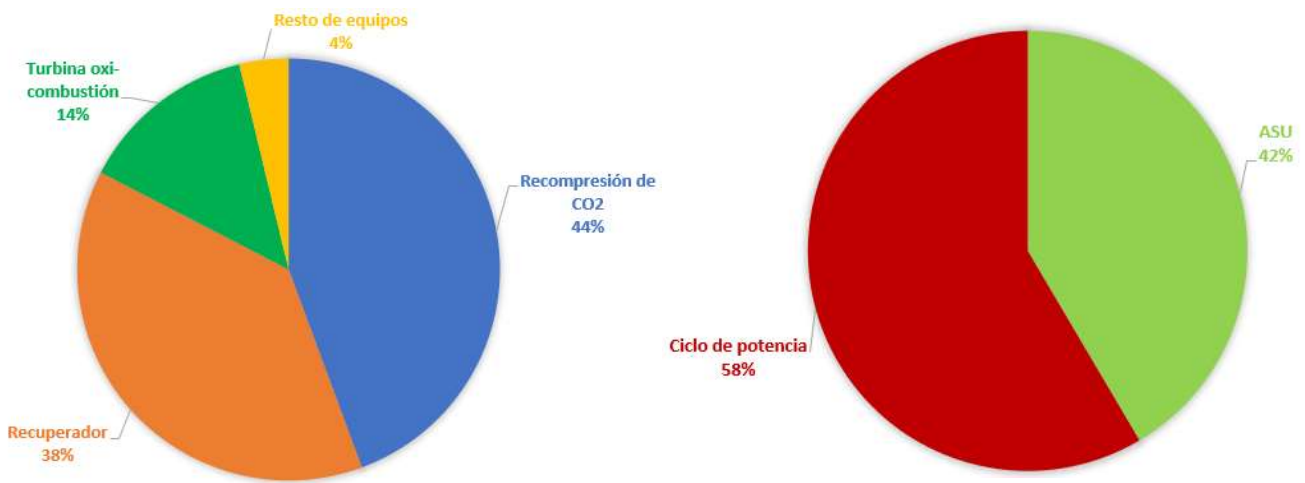


Fig. 5.3. Gráficos con la distribución del FCI entre los distintos componentes de la planta. A la izquierda, sobre el total del ciclo de potencia; a la derecha, sobre el total de la planta.

En cuanto al resto de resultados del análisis, como los costes en anualidades niveladas y el coste de electricidad, se muestran en la *Tabla 5.7*.

Tabla 5.7. Principales resultados del análisis económico.

Parámetro	Valor
Coste de combustible nivelado (€/año)	184,869,826.02
Otros costes O&M nivelados (€/año)	29,013,320.82
<i>Carrying charges</i> nivelados (€/año)	72,950,957.00
Ingresos requeridos nivelados (€/año)	286,834,103.84
<b>LCOE (€/MWh)</b>	<b>122.04</b>

Podemos observar que el LCOE es algo más elevado que el calculado en otros análisis del NETL o en [37], que muestran valores entre 80-90€/MWh. En primer lugar, hemos de tener en cuenta que el año de referencia en el cual se muestran las unidades

monetarias es anterior al de nuestros resultados, por lo que se debe contabilizar el efecto de la inflación —el aumento del precio del dinero con el tiempo—. Teniendo en cuenta este hecho, nuestro LCOE que en el año de referencia del trabajo es de 122.04 2017€/MWh, se convierte en 91.69 2014€/MWh para poder comparar con dichos valores —para la conversión se ha utilizado el factor de valor presente utilizando como tasa el coste de oportunidad utilizado en el análisis—; el cual se muestra ahora ligeramente por encima de los valores de la literatura, pero no se trata ya de una diferencia descabellada. Sin embargo, si tenemos en cuenta que el coste específico de inversión fija de nuestra central es de 1229.14 2017€/kW o, escalando para poder comparar, 923.47 2014€/kW frente al de 1320 2014€/kW que se muestra en el informe de IEAGHG-AFWi [37], podemos extraer que la diferencia entre ambos valores del LCOE no puede ser a consecuencia de la inversión en equipos, puesto que estos en nuestro análisis son inferiores. El valor de los costes nivelados que supone un porcentaje mayor que valores típicos, de acuerdo con [84], es el del gasto en combustible. Otra de las potenciales causas de este desajuste puede encontrarse en el método empleado a la hora de realizar el análisis, puesto que hay algunos que tienden a sobrestimar y subestimar determinados costes y a beneficiar períodos de tiempo a mayor o menor plazo.

## 6. ANÁLISIS EXERGOECONÓMICO

### 6.1. Fundamentos teóricos

Una vez se ha realizado tanto el análisis exergético como económico, véanse los apartados 4 y 5, respectivamente; se junta la información obtenida de los resultados de ambos para realizar un análisis de tipo termoeconómico. El objetivo de este es lograr información sobre el proceso de generación de costes y el flujo de los mismos en el diseño y operación de un sistema térmico como lo es nuestra planta, con vista a detectar potenciales reducciones de dichos costes. En la realización de este, se emplearán las definiciones y balances mostrados en las referencias [84], [87], [100], al igual que hemos hecho con los otros dos análisis anteriores.

Como ya se ha comentado sobre el análisis exergético, una de las principales ventajas que ofrece este enfoque frente a un análisis energético convencional es la posibilidad de evaluar las ineficiencias termodinámicas debidas a irreversibilidades a través de los conceptos de pérdidas y destrucción de exergía, pudiendo evaluarlas mediante la asignación de un coste a las mismas.

En un análisis exergoeconómico, se asignan costes específicos ( $c_j$ ), los cuales presentan unas unidades de €/GJ, a cada corriente material presente en la planta, denominada con el subíndice  $j$ , tal como se muestra en la *Ecuación 6.1*. Así, los costes ( $\dot{C}_j$ ) presentarán unidades de €/h.

$$\dot{C}_j = c_j \dot{E}_j = c_j (\dot{m}_j e_j) \quad (6.1)$$

O si, en lugar de una corriente material, se trata de flujos de calor o trabajo:

$$\dot{C}_W = c_W \dot{W} \quad (6.2)$$

$$\dot{C}_Q = c_Q \dot{Q} \quad (6.3)$$

Este tipo de análisis requiere de la definición de una serie de balances de costes los cuales hacen uso de las definiciones de *producto* y *combustible*, tal como se vio en el apartado 4 al tratar la exergía de estos. Los balances suelen realizarse por componentes, pues este nivel de detalle permite ser mucho más preciso en la evaluación de costes que si se realiza por conjuntos o sobre el total de la planta. Es, por tanto, preferible, incluso

en caso de carecer de datos económicos suficientes o precisos, realizarlo a nivel de componente; siendo necesario a veces hasta distinguir los distintos tipos de exergía para contabilizar el coste por separado de cada una de ellas. Así, para un componente determinado, denominado con el subíndice  $k$ , su balance en función del coste de producto y combustible quedaría como muestra la *Ecuación 6.4*.

$$\dot{C}_{P,k} = \dot{C}_{F,k} + \dot{Z}_k \quad (6.4)$$

Lo que esta ecuación viene a indicar es que el coste del *producto* ( $\dot{C}_P$ ) vendrá dado por la suma del coste del *combustible* ( $\dot{C}_F$ ) y el parámetro  $\dot{Z}$ , del cual se hablará más adelante y que hace referencia al coste de inversión y operación del componente  $k$ .

No obstante, cuando se plantean inicialmente los balances para cada componente, estos vienen dados en función de las entradas y salidas de las corrientes materiales y flujos de trabajo y/o calor, tal como vemos en la *Ecuación 6.5*.

$$\sum_e \dot{C}_{e,k} + \dot{C}_{W,k} = \sum_i \dot{C}_{i,k} + \dot{C}_{Q,k} + \dot{Z}_k \quad (6.5)$$

La *Ecuación 6.5* es un ejemplo concreto de ello, en el cual las salidas del componente están reunidas en el lado izquierdo de la ecuación; mientras que las entradas, en el derecho. De esta forma, se tiene a la izquierda el coste de las corrientes materiales que salen ( $\dot{C}_e$ ) y el coste de un trabajo producido por el componente; a la derecha, el coste de las corrientes materiales que entran al componente ( $\dot{C}_i$ ), el coste asociado a una transferencia de calor al componente y la componente  $\dot{Z}$ . Esta ecuación es una formulación alternativa del balance de costes mostrado en la *Ecuación 6.4*, por lo que viene a decir lo mismo, una especie de “conservación” de los costes, dado que el coste de todo lo que sale del componente es igual a lo que entra más el coste del propio componente. Si en lugar del ejemplo definido, pues se ha considerado que el componente está produciendo un trabajo y recibiendo un calor, se invirtiese el orden y el componente consumiese un trabajo y cediese calor, los parámetros  $\dot{C}_W$  y  $\dot{C}_Q$  intercambiarían posiciones en la ecuación; o si no se produjese alguno o ninguno de los dos flujos de trabajo, se suprimirían los correspondientes componentes de coste. Los balances se suelen organizar de esta manera para que los diversos componentes siempre tengan signo positivo.

Tabla 6.1. Definiciones de costes de combustible y de producto, así como parámetro de costes de inversión y O&M, para cada componente.

Componente (k)	$\dot{C}_{F,k}$	$\dot{C}_{P,k}$	$\dot{Z}_k$ (cént./s)
1. Compresor gas natural	$\dot{C}_{Wgc}$	$\dot{C}_{32}-\dot{C}_{31}$	2.860
2. Cámara de combustion	$\dot{C}_{32}$	$\dot{C}_{10}-\dot{C}_{25}-\dot{C}_{30}$	13.881
3. Turbina	$\dot{C}_{11}-\dot{C}_{12}$	$\dot{C}_{Wneta}+\dot{C}_{Wgc}$	18.045
4. Recuperador	$(\dot{C}_{12}-\dot{C}_{13})+(\dot{C}_2-\dot{C}_3)$	$(\dot{C}_{25}+\dot{C}_{26}-\dot{C}_{24})+(\dot{C}_{30}-\dot{C}_{29})$	74.680
5. Condensador	$\dot{C}_{13}-\dot{C}_{15}$	-	2.631
6. Compresor CO <sub>2</sub> (1)	$\dot{C}_{Wc1}$	$\dot{C}_{16}-\dot{C}_{15}$	17.998
7. Interenfriador (1)	$\dot{C}_{16}-\dot{C}_{17}$	-	3.143
8. Compresor CO <sub>2</sub> (2)	$\dot{C}_{Wc2}$	$\dot{C}_{18}-\dot{C}_{17}$	15.713
9. Interenfriador (2)	$\dot{C}_{18}-\dot{C}_{19}$	-	9.784
10. Bomba CO <sub>2</sub> (1)	$\dot{C}_{Wb1}$	$\dot{C}_{20}-\dot{C}_{19}$	5.240
11. Interenfriador (3)	$\dot{C}_{20}-\dot{C}_{21}$	-	2.565
12. Bomba CO <sub>2</sub> (2)	$\dot{C}_{Wb2}$	$\dot{C}_{24}-\dot{C}_{23}$	32.157
13. Compresor CO <sub>2</sub> (3)	$\dot{C}_{Wc3}$	$\dot{C}_{29}-\dot{C}_{28}$	21.432
14. Compresor aire	$\dot{C}_{Wac}$	$\dot{C}_2-\dot{C}_1$	11.167
15. Unidad separación química	$\dot{C}_3-\dot{C}_4$	$\dot{C}_5$	107.441
16. Compresor O <sub>2</sub> (1)	$\dot{C}_{Woc1}$	$\dot{C}_6-\dot{C}_5$	12.593
17. Interenfriador (4)	$\dot{C}_6-\dot{C}_7$	-	0.725
18. Compresor O <sub>2</sub> (2)	$\dot{C}_{Woc2}$	$\dot{C}_8-\dot{C}_7$	7.027
19. Interenfriador (5)	$\dot{C}_8-\dot{C}_9$	-	0.679
20. Mezclador (1)	$\dot{m}_{10}e_{10}(e_{10}-e_{11})$	$\dot{m}_{26}e_{26}(e_{11}-e_{26})$	0
21. Mezclador (2)	$\dot{m}_{27}e_{27}(e_{27}-e_{28})$	$\dot{m}_9e_9(e_{28}-e_9)$	0
22. Separador	$\dot{C}_{21}$	$\dot{C}_{22}+\dot{C}_{23}+\dot{C}_{27}$	0

A la hora de realizar este tipo de análisis, ofrece una información más útil la formulación del balance en función de los costes de *producto* y *combustible*; pues estos vienen definidos como el propósito del funcionamiento del componente analizado y los recursos requeridos y empleados en el mismo para generar el producto, respectivamente. Con dicha finalidad, se reorganizan los términos de un balance del tipo de la *Ecuación 6.5*, para obtener uno en la forma de la *Ecuación 6.4*. Para ello, se necesitan las definiciones de los costes del *producto* ( $\dot{C}_P$ ) y del *combustible* ( $\dot{C}_F$ ), las cuales se obtienen a partir de las definiciones de la exergía del *producto* ( $\dot{E}_P$ ) y del *combustible* ( $\dot{E}_F$ ) mostrados en el apartado 4, sustituyendo simplemente los términos exergéticos ( $\dot{E}$ ) por costes ( $\dot{C}$ ), mientras que mantenemos las mismas corrientes en el mismo orden y con el mismo signo. En la *Tabla 6.1* se muestran las definiciones de los costes de *producto* y *combustible* para cada uno de los componentes simulados.

Una vez tenemos las definiciones de los costes de *combustible* y de *producto* para cada componente, podemos establecer el coste específico medio de los mismos —como vemos en las *Ecuaciones 6.6* y *6.7*—, variable muy útil en la ulterior evaluación de los resultados termoeconómicos.

$$c_{F,k} = \frac{\dot{C}_{F,k}}{\dot{E}_{F,k}} \quad (6.6)$$

$$c_{P,k} = \frac{\dot{C}_{P,k}}{\dot{E}_{P,k}} \quad (6.7)$$

Al final, con los balances económicos en los diversos componentes, tenemos un sistema de ecuaciones lineales algebraicas donde las incógnitas serán los costes específicos ( $c_j$ ,  $c_W$ ,  $c_Q$ ); las exergías ( $\dot{E}_j$ ) son datos obtenidos del análisis exergético previo, los trabajos ( $\dot{W}$ ) y calores ( $\dot{Q}$ ) son datos obtenidos de la simulación del sistema; y el parámetro  $\dot{Z}$  —el cual se divide en dos componentes, uno correspondiente a los costes de inversión de capital y otro a los gastos relacionados con la operación y mantenimiento, como se muestra en la *Ecuación 6.8*—. Este último se calcula a partir de los resultados del análisis económico según la *Ecuación 6.9* y cuyo valor para cada componente se muestra en la *Tabla 6.1*.

$$\dot{Z} = \dot{Z}_{CI} + \dot{Z}_{OM} \quad (6.8)$$

$$\dot{Z}_k = \frac{PEC_k}{PEC_{total}} \cdot \frac{CC_L + OMC_L}{OH} \quad (6.9)$$

Según esta última ecuación, el parámetro  $\dot{Z}$  de un determinado componente (denominado por el subíndice  $k$ ) se obtiene mediante la aplicación del peso relativo del precio de ese componente ( $PEC_k$ ) sobre el total del coste de compra de equipos ( $PEC_{total}$ ) a la suma de costes O&M nivelados ( $OMC_L$ ) —excluyendo gasto en combustible, por lo que hace referencia al parámetro “Otros costes O&M nivelados” que aparece en la *Tabla 5.7*— y *Carrying charges* nivelados ( $CC_L$ ), tal como aparece en la *Tabla 5.7*, dividido por el número de horas operativas ( $OH$ ), el cual se ha asumido que es el de horas operativas de la central para todos los componentes.

Para poder resolver esta serie de balances de costes, al tener más incógnitas que ecuaciones, hemos de definir relaciones auxiliares que conviertan nuestro sistema de

ecuaciones en uno compatible determinado, pudiéndose obtener por tanto una solución única

Una regla de uso general para la definición de estas ecuaciones auxiliares para el balance económico de cada componente es, que si se tienen  $n$  corrientes materiales de exergía que abandonan el componente, debemos añadir  $n - 1$  ecuaciones auxiliares. Otras consideraciones son que cuando la definición del coste de *combustible* viene dada por la diferencia entre los estados de entrada y de salida de una misma corriente material, el coste específico es el mismo para ambos estados, no ocurriendo lo mismo en el caso de que dicha diferencia ocurra en la definición de *producto*; o que, cuando se suministra exergía de forma simultánea a dos (o más) corrientes de *producto* se puede aplicar una relación auxiliar de la forma mostrada en la *Ecuación 6.10* —para el caso de dos corrientes—.

$$\frac{\dot{C}_2 - \dot{C}_1}{\dot{E}_2 - \dot{E}_1} = \frac{\dot{C}_4 - \dot{C}_3}{\dot{E}_4 - \dot{E}_3} \quad (6.10)$$

Donde una de las corrientes de material sería aquella con estados de entrada y salida 1 y 2; mientras que la otra corriente tendría estados de entrada y salida numerados 3 y 4. La *Ecuación 6.10* vendría a significar que una unidad de exergía es suministrada a cada corriente de *producto* al mismo coste medio, pues los incrementos de coste en relación con los incrementos de exergía correspondientes son idénticos.

Ahora, se procederá a hablar de la asignación de costes relacionadas con las pérdidas exergéticas ( $\dot{E}_L$ ). Siendo estrictos, la fórmula que se muestra en la *Ecuación 6.4* debería completarse añadiendo el término correspondiente al coste de dichas pérdidas, véase *Ecuación 6.11*. Recordando del análisis exergético, las pérdidas de exergía en un determinado componente pueden estar asociadas a transferencias de calor al ambiente, corrientes de materia que descargan al ambiente y no se utilizan ni son aprovechadas más por el sistema.

$$\dot{C}_{P,k} = \dot{C}_{F,k} - \dot{C}_{L,k} + \dot{Z}_k \quad (6.11)$$

Existen diversas maneras de asignar costes a las pérdidas exergéticas. Así, la manera más simple consiste en darle un valor nulo, véase *Ecuación 6.12*. Según esta

hipótesis, sería el coste del *producto* el responsable de cargar con todos los gastos asociados a la posesión y funcionamiento del componente, y es la que daría la *Ecuación 6.4*. Se suele utilizar esta aproximación cuando se desea analizar u optimizar el sistema en su totalidad, y en todo caso debería ser aplicada únicamente a corrientes que descarguen al ambiente.

$$\dot{C}_{L,k} = 0 \quad (6.12)$$

En el caso de que no descarguen al ambiente y estas corrientes vayan a ser utilizadas en el sistema, la asignación de costes a dichas pérdidas se podrá realizar de dos formas diferentes.

La primera, tal como se muestra en la *Ecuación 6.13*, consiste en asumir que las pérdidas exergéticas son cubiertas mediante un aumento en el consumo de *combustible* ( $\dot{E}_{F,k}$ ) del componente analizado, manteniéndose constante el coste específico medio del *combustible* ( $c_{F,k}$ ).

$$\dot{C}_{L,k} = c_{F,k} \dot{E}_{L,k} \quad (6.13)$$

La segunda, expuesta mediante la *Ecuación 6.14*, consiste en que las pérdidas exergéticas se traduzcan en una disminución del *producto* ( $\dot{E}_{P,k}$ ), mientras que el coste específico medio del *producto* ( $c_{P,k}$ ) se mantiene constante.

$$\dot{C}_{L,k} = c_{P,k} \dot{E}_{L,k} \quad (6.14)$$

Si bien estas dos alternativas son las que se suelen emplear a la hora de estudiar componentes de forma individual; también es cierto que la última suele sobrestimar la penalización de costes asociadas a las pérdidas exergéticas, por lo que no se suele utilizar.

Se ha de tener en cuenta que existen pocos componentes para los que se requiera una distinción en la asignación de costes entre destrucción y pérdida de exergía; pues este último concepto es más utilizado a la hora de la evaluación del sistema en su conjunto que a la hora de estudiar componentes por separado. Esto se debe a que, por ejemplo, no tendría mucho sentido penalizar en el coste únicamente al último componente que descarga al ambiente una determinada corriente material con una determinada exergía, la cual es tratada como pérdida, que haya atravesado diversos componentes del sistema.



A continuación, se procederá a describir una serie de variables exergoeconómicas que juegan un papel fundamental en la evaluación y optimización de sistemas térmicos. Hablaremos de tres diferentes: el coste de destrucción de exergía ( $\dot{C}_{D,k}$ ), la diferencia relativa de coste ( $r_k$ ) y el factor exergoeconómico ( $f_k$ ). Describiremos cómo se calculan, haciendo especial incidencia en qué información aporta cada una de ellas.

### 6.1.1. Coste de destrucción de exergía

Este se trata de un coste “oculto” pues este parámetro no aparece directamente en la *Ecuación 6.11*; es necesario, combinar esta ecuación con la del balance exergético — véase la sección 4—, obteniendo dos definiciones alternativas para este coste, las cuales presentan claras similitudes con el tratamiento dado a las pérdidas exergéticas.

Así, la primera —véase *Ecuación 6.15*— interpreta el coste de destrucción de exergía como el coste de *combustible* adicional que se ha de introducir al componente para compensar dicha tasa de destrucción, manteniendo fija la exergía del *producto* ( $\dot{E}_{P,k}$ ).

$$\dot{C}_{D,k} = c_{F,k} \dot{E}_{D,k} \quad (6.15)$$

Mientras que, la segunda —véase *Ecuación 6.16*— interpretamos el coste de destrucción como el coste derivado de la disminución de *producto*, manteniendo fija la exergía del *combustible* ( $\dot{E}_{F,k}$ ).

$$\dot{C}_{D,k} = c_{P,k} \dot{E}_{D,k} \quad (6.16)$$

En la práctica, ninguna de estas ecuaciones se cumple de forma precisa, pues ambas constituyen aproximaciones al coste medio de destrucción de exergía; por un lado, la *Ecuación 6.15* suele sobrestimar el coste; por el otro, la *Ecuación 6.16* suele subestimarlo. No obstante, es práctica común el utilizar la primera de ellas, al igual que de forma análoga ocurría con las pérdidas de exergía.

Una consideración interesante a tener en cuenta al evaluar los costes asociados a la destrucción (o pérdida) de exergía es que su impacto económico depende de la posición relativa del componente analizado dentro del sistema; así, una variación de estas variables en un componente cercano a un *producto* del sistema tendrá un impacto mayor en el

*combustible* suministrado al sistema que la misma variación en un componente más cercano a la introducción de *combustible*.

### 6.1.2. Diferencia relativa de coste

Esta se calcula de acuerdo con la fórmula de la *Ecuación 6.17*.

$$r_k = \frac{c_{P,k} - c_{F,k}}{c_{F,k}} \quad (6.17)$$

Es una variable de gran interés en el análisis y optimización de los componentes de un sistema, pues nos informa sobre el incremento relativo del coste específico del *producto* de un componente frente al *combustible* utilizado.

### 6.1.3. Factor exergoeconómico

Se pueden clasificar los tipos de costes que se producen en un componente en dos grupos distintos; por un lado, aquellos no exergéticos, como son los comprendidos por el parámetro  $\dot{Z}$  —costes de inversión de capital y de O&M—; y por el otro, aquellos derivados de la destrucción y pérdida de exergía. Por lo tanto, para evaluar la importancia relativa que tiene cada uno de estos, se define el factor exergoeconómico —véase *Ecuación 6.18*—.

$$f_k = \frac{\dot{Z}_k}{\dot{Z}_k + c_{F,k}(\dot{E}_{D,k} + \dot{E}_{L,k})} \quad (6.18)$$

Cabe señalar que para llegar a la fórmula mostrada en la *Ecuación 6.18*, hemos empleado las definiciones de coste de destrucción de exergía y de coste de pérdida de exergía dadas por las *Ecuaciones 6.13* y *6.15*, respectivamente.

Este parámetro exergoeconómico nos informa sobre el incremento de coste total en un componente que se debe a costes no exergéticos. Así, se pueden extrapolar diversas conclusiones de él; por ejemplo, un valor muy pequeño, nos indica que se debería tratar de reducir las ineficiencias que se producen en el componente, lo cual se traduciría en disminuir la destrucción y pérdida de exergía. Aunque esto pudiese acarrear un sobrecoste de inversión, por el contrario, si nos encontramos ante un valor muy elevado de este

factor, puede señalar que se deba reducir la inversión que requiere nuestro componente; a pesar de que esto conllevará una pérdida de eficiencia exergética.

Se ha de tener presente siempre que valores que puedan ser considerados típicos para las distintas variables exergoeconómicas dependerán del tipo de componente que estemos analizando. Por lo tanto, afirmar que un valor del factor exergoeconómico o de la diferencia relativa de costes es “bajo” o “elevado” no tiene sentido si no es en referencia a los valores comunes para ese tipo de equipo.

## 6.2. Realización

Para el desarrollo del análisis exergoeconómico, se hará uso del mismo código implementado en MATLAB® que usamos para el análisis exergético del apartado 4. Como ya se ha comentado en la sección anterior, los balances de costes definidos a nivel de componente para un sistema térmico al final generan un sistema de ecuaciones con numerosas incógnitas, por lo que lo más sensato es resolverlo mediante software.

En nuestro código, dicho sistema es implementado como una ecuación matricial de tipo:

$$[A] \times [x] = [b] \quad (6.19)$$

Donde  $[A]$  es la matriz de coeficientes y tiene unas dimensiones de  $n \times n$ ; siendo  $n$  el número de ecuaciones (en nuestro caso, 56), que resultará de la suma del número de corrientes materiales (45) y flujos de trabajo (11), las potencias producidas o consumidas por los distintos componentes.  $[x]$  es el vector de incógnitas, de dimensiones  $n \times 1$ , y que incluirá las tasas temporales de costes de las distintas corrientes y trabajos ( $\dot{C}_j$ ); y  $[b]$ , el vector de recursos, de dimensiones  $n \times 1$  y que contendrá los costes de inversión de cada componente ( $\dot{Z}_k$ ).

En este sistema en forma matricial, se introducirán los balances de costes para cada componente de acuerdo a sus entradas y salidas de acuerdo a la *Ecuación 6.5*. Así, por ejemplo, si queremos introducir la primera ecuación de nuestro sistema y que esta es el balance de costes en el compresor de gas natural, en el cual entra la corriente número 31 y sale la número 32, así como también se introducirá el trabajo que consume dicho

componente, a la cual en MATLAB® se le ha asignado el primer número siguiente a la numeración de la última corriente material (46), el balance de costes quedaría:

$$\dot{C}_{32} = \dot{C}_{31} + \dot{C}_{46} + \dot{Z}_{gc} \quad (6.20)$$

La cual reorganizando resultaría en:

$$\dot{C}_{31} + \dot{C}_{46} - \dot{C}_{32} = -\dot{Z}_{gc} \quad (6.21)$$

Que, a la hora de introducir a la ecuación matricial, tomaría la forma:

$$\begin{aligned} A(1, 31) &= 1; & A(1, 32) &= -1; & A(1, 46) &= 1; \\ x(31) &= \dot{C}_{31}; & x(32) &= \dot{C}_{32}; & x(46) &= \dot{C}_{46}; \\ b(1) &= -\dot{Z}_{gc}; \end{aligned}$$

Aparte de los balances de costes en cada uno de los componentes, los cuales aportarán 21 ecuaciones en nuestro caso, se requerirán una serie de ecuaciones extra para poder completar el sistema de ecuaciones y que este sea compatible determinado con una única solución. De esta manera, se completará haciendo uso de las relaciones auxiliares que hemos comentado en el apartado 6.1. También habrá que fijar el coste de las corrientes que entran en nuestro sistema, así para el aire atmosférico y el agua de refrigeración consideraremos que el coste específico es nulo, mientras que el combustible —recordemos, corriente número 31— sigue la fórmula de la *Ecuación 6.22*.

$$\dot{C}_{31} = \frac{FC_L}{OH} \quad (6.22)$$

Donde  $FC_L$  son los gastos de combustibles nivelados (€/año), y  $OH$  son las horas operativas de la central (hr/año). En el código de MATLAB®, el resultado se pasa de €/hr a cént./s para mantener la consistencia con las unidades utilizadas en el mismo.

Para completar y obtener las  $n$  ecuaciones que determinan nuestro sistema, agregaremos aquellas que asignan el coste de la potencia consumida por nuestras máquinas; de esta manera, todos los costes específicos de los trabajos serán iguales al coste específico de nuestro producto, la potencia neta producida por el ciclo —esto

vendría a representar que el consumo de la potencia eléctrica requerida por las diversas turbomáquinas se toma de la propia generación de la planta—. La excepción es el compresor de gas natural, pues al ir acoplado al eje de la turbina será su coste específico igual que el de la producción neta de la turbina, y no del ciclo en su conjunto. La última ecuación que completaría nuestro sistema vendría dada por el balance de potencias tomando la planta en su totalidad.

Cabe señalar que, a la hora de escribir dicho sistema en forma matricial, todos los términos del vector de términos independientes ( $[b]$ ) serán nulos, excepto aquellos correspondientes a los balances de costes de cada componente —los cuales, como se ha visto en el ejemplo del compresor de gas natural, será  $-\dot{Z}_k$ — y al coste del combustible —cuya formulación matricial quedaría como se muestra a continuación, considerando que se trataría de la ecuación número 40 de 56—.

$$A(40, 31) = 1; \quad x(31) = \dot{C}_{31}; \quad b(40) = \frac{FC_L}{OH};$$

Una vez realizado todo lo descrito, la ecuación matricial estaría perfectamente definida y podría resolverse, dando como resultado las tasas de variación temporal de costes como ya se ha comentado anteriormente. No obstante, para obtener información de mayor utilidad mediante la aplicación de este análisis de tipo exergoeconómico, requeriremos de la definición en el código implementado en MATLAB® de los costes de *producto* y de *combustible* de acuerdo con lo expuesto en la sección teórica, dado que esto permitirá el cálculo de las variables exergoeconómicas de interés comentadas en la misma sección.

### 6.3. Resultados

Para comenzar, y de forma previa al desarrollo del análisis de los balances de costes y la evaluación de posibles mejoras de diseño y optimización de los componentes, se mostrarán los resultados de la resolución del sistema de ecuaciones implementado mediante una ecuación matricial en MATLAB®, esto es, los costes para cada una de las corrientes que componen nuestro ciclo. Estos pueden verse en la *Tabla 6.2*.

El primer paso para analizar el rendimiento de un sistema térmico desde una perspectiva termoeconómica, y poder evaluar así potenciales mejoras del mismo, pasa

por organizar los componentes en función de su importancia de costes —orden decreciente en el valor del parámetro  $\dot{Z}_k + \dot{C}_{D,k}$ , véase *Tabla 6.3*—. Esta clasificación nos indica qué componentes deberían tener la mayor prioridad a la hora de considerar la aplicación de mejoras con el objetivo de mejorar la eficiencia termoeconómica de la planta en su conjunto.

Tabla 6.2. Costes específicos y tasa temporal de coste de cada una de las corrientes del ciclo.

Corriente	c (cént./MJ)	$\dot{C}$ (cént./s)	Corriente	c (cént./MJ)	$\dot{C}$ (cént./s)
1	0.00	0.00	24	2.89	1034.87
2	3.21	125.25	25	2.86	1892.98
3	3.21	91.48	26	2.86	12.94
4	3.21	54.85	27	2.80	300.13
5	16.05	144.64	28	3.82	468.63
6	9.53	189.65	29	3.95	517.11
7	9.53	155.79	30	3.43	834.63
8	8.14	180.50	31	1.13	652.23
9	8.14	168.50	32	1.15	664.79
10	2.54	3406.29	33	2.54	0.39
11	2.54	3419.22	34	0.00	0.00
12	2.54	2201.69	35	3.25	13.46
13	2.54	1121.61	36	0.00	0.00
14	2.54	1110.45	37	3.02	18.67
15	2.54	1110.23	38	0.00	0.00
16	2.66	1230.74	39	2.43	42.86
17	2.66	1215.22	40	0.00	0.00
18	2.78	1319.15	41	2.42	4.81
19	2.78	1286.08	42	0.00	0.00
20	2.80	1301.93	43	27.24	34.59
21	2.80	1299.69	44	0.00	0.00
22	2.80	44.95	45	15.95	12.67
23	2.80	954.62			

El siguiente componente en cuanto a prioridad de costes se refiere es la unidad de separación química del ASU. Este presenta un valor muy elevado también del parámetro de diferencia relativa de costes ( $r_k=400\%$ ), lo cual significa que acrecienta notablemente el coste específico del producto que genera mediante su funcionamiento. Su factor exergoeconómico es también elevadísimo ( $f_k=93.28\%$ ), indicación de que la mayor parte del coste de este componente se debe a la inversión de capital en el mismo. No obstante, a pesar de que un valor elevado de este parámetro suele indicar una necesidad de disminuir el gasto de inversión a cambio de una disminución de eficiencia en el componente, en este caso puede encontrar su explicación en el hecho de que, a pesar de tratarse de una tecnología madura y desarrollada —la del ASU—, son componentes muy caros de por sí, lo cual podría explicar la preponderancia tan grande de la inversión frente al coste de las ineficiencias termodinámicas. Sin embargo, se ha de tener en consideración

también que el modelado de este componente ha sido realizado de forma superficial y sin entrar en detalle en el análisis de sus diferentes partes y funcionamiento, por lo que los resultados en cuanto a su eficiencia exergética y el resto de parámetros exergoeconómicos han de tomarse cautelosamente y pueden deberse únicamente a una descripción insuficiente.

Tabla 6.3. Resultados del análisis exergoeconómico a nivel de componente, ordenados según su importancia de coste.

Componente	$\varepsilon$ (%)	$c_F$ (cént./MJ)	$c_P$ (cént./MJ)	$\dot{C}_D$ (cént./s)	$\dot{Z}$ (cént./s)	$\dot{C}_D+\dot{Z}$ (cént./s)	$r$ (%)	$f$ (%)
2. Cámara de combustión	75.35	1.15	1.55	163.88	13.88	177.76	34.78	7.79
15. Unidad de separación química	78.91	3.21	16.05	7.73	107.44	115.17	400.00	93.28
4. Recuperador	96.52	2.56	2.83	38.76	74.68	113.44	10.55	65.82
3. Turbina	94.97	2.54	2.72	61.23	18.04	79.27	7.09	22.77
8. Compresor CO <sub>2</sub> (2)	55	2.72	5.82	39.69	15.71	55.40	113.97	28.34
6. Compresor CO <sub>2</sub> (1)	67.31	2.72	4.75	33.51	18.00	51.51	74.63	34.92
9. Interenfriador (2)	-	2.78	-	28.49	9.78	38.27	-	22.84
17. Interenfriador (4)	-	9.53	-	32.73	0.72	33.45	-	2.10
12. Bomba CO <sub>2</sub> (2)	98.33	2.72	4.61	0.8	32.16	32.96	69.49	97.53
13. Compresor CO <sub>2</sub> (3)	81.2	2.72	6	5.08	21.43	26.51	120.59	80.82
14. Compresor aire	91.02	2.72	3.25	10.31	11.17	21.48	19.49	51.93
7. Interenfriador (1)	-	2.66	-	13.98	3.14	17.12	-	16.85
16. Compresor O <sub>2</sub> (1)	91.99	2.72	4.14	2.57	12.59	15.16	52.21	83.12
21. Mezclador (2)	15.8	2.8	8.14	14.48	0	14.48	190.71	0.00
5. Condensador	-	2.54	-	10.01	2.63	12.64	-	18.78
19. Interenfriador (5)	-	8.14	-	11.39	0.68	12.07	-	5.37
18. Compresor O <sub>2</sub> (2)	89.65	2.72	4.24	1.83	7.03	8.86	55.88	79.16
10. Bomba CO <sub>2</sub> (1)	70.56	2.72	5.75	3.13	5.24	8.37	111.40	62.62
11. Interenfriador (3)	-	2.8	-	1.72	2.56	4.28	-	53.38
1. Compresor gas natural	87.21	2.72	4.03	1.24	2.86	4.10	48.16	69.57
20. Mezclador (1)	80.72	2.54	2.86	3.09	0	3.09	12.60	0.00
22. Separador	100	2.8	2.8	0	0	0	0	-
TOTAL ( $\dot{E}_L = 36.31 MW$ )	50.05	1.13	3.50	284.73	359.76	641.49	209.73	52.48

En cuanto al recuperador, a pesar de ser un elemento con un coste asociado importante, presenta un valor pequeño de diferencia relativa de costes y un valor del factor exergoeconómico ( $f_k=65.82\%$ ) que supera los límites típicos para un intercambiador de

calor (<55%) [84]. Por tanto, podríamos pensar en reducir el montante de capital en vista de que presenta una eficiencia exergética muy elevada ( $\varepsilon=96.52\%$ ). Sin embargo, al tratarse de un elemento novedoso y que utiliza tecnología que aún no se encuentra en fase de comercialización —unido al hecho que, al igual que la unidad de separación química, haya sido modelado como una “caja negra” idealizada y simplificada en la simulación—, estos resultados han de tomarse de forma precavida con un intervalo de confianza mayor y es lógico que presente ese factor exergoeconómico tan elevado, al implicar la tecnología nueva mayores desembolsos de capital.

Otro elemento importante en cuanto a costes es la turbina. Esta presenta una notable eficiencia exergética (por encima del 90%) y un valor bajo de diferencia relativa de costes. Su factor exergoeconómico ( $f_k=22.77\%$ ) es algo inferior a los valores típicos para turbinas (entre 35% y 75% para grupos de compresión o expansión [84]). Pero volvemos a repetir que, al tratarse de componentes a nivel experimental y no comercializados, el tema de costes ha de ser abordado cautelosamente por la falta de datos y experiencia real.

Para los grupos de compresión y bombeo que trabajan con CO<sub>2</sub> supercrítico, se ve que presentan características comunes como valores de  $r_k$  relativamente elevados y valores de  $f_k$  algo bajos, aunque dentro de los parámetros típicos mencionados anteriormente a excepción de algún caso concreto, como el “Compresor de CO<sub>2</sub> (2)” y la “Bomba de CO<sub>2</sub> (2)”. Este hecho, junto con valores de eficiencias exergéticas algo pobres para este tipo de componentes, sugieren un aumento de la inversión en los mismos. Una vez más, se pueden achacar esta incertidumbre y variabilidad a la utilización de un fluido de trabajo novedoso.

En cuanto a los grupos de compresión y bombeo del ASU, al trabajar con aire — fluido más estándar y con tecnología más probada—, aumentan de forma general los valores de eficiencia y de  $f_k$ , mientras que disminuye el de  $r_k$ . Esto se debe a que en estos componentes, al no destruirse tanta exergía, el componente principal del coste radicaría en la inversión de capital. Algo parecido ocurre con el compresor de gas natural.

Los componentes disipativos no tienen un valor de  $r_k$  definido y presentan, por lo general, valores bastante pequeños de  $f_k$  pues el coste viene dominado por los procesos disipativos, los cuales se traducen en pérdidas y destrucción de exergía.

Los componentes que no presentan costes de inversión de capital tienen un valor de  $f_k$  nulo, por su parte. En cambio, sí que presentan un valor relativamente alto de  $r_k$ ,



especialmente el “Mezclador (2)”, que al presentar un proceso importante de mezcla, como vimos en el apartado 4, presenta una eficiencia exergética muy reducida.

Por último, uno de los parámetros principales que resulta del análisis exergoeconómico es también el coste de la electricidad producida, pues en teoría es el coste específico del producto total del sistema. En este caso, resulta 12.61 cént./kWh o, lo que es lo mismo, 126.10 €/MWh. Este valor debería corresponderse con el resultado obtenido para el LCOE en el análisis económico por separado —véase el apartado 5.2—. Esto se comprueba, pues el valor aquí obtenido se aproxima al de 122.04 €/MWh que referimos. Por ello, se puede afirmar que el análisis exergoeconómico arroja resultados coherentes y precisos sobre nuestra planta, tanto en el aspecto termodinámico como económico.

## 7. MARCO REGULADOR

En este apartado se discutirá las distintas normativas, legislaciones y estándares aplicables a la implementación de la tecnología descrita en nuestro trabajo, esta es una central eléctrica de 300 MWe basada en el ciclo termodinámico Allam para gas natural. Aunque no haya sido concretada ninguna localización geográfica específica para dicha planta, y la única existente se encuentre en Estados Unidos —la de demostración de 50 MW en La Porte, Texas—, para estudiar la normativa aplicable se supondrá que la implementación quiere ser llevada a cabo en España. Por tanto, distinguiremos dos ámbitos, el concerniente a la legislación española y el de la Unión Europea, por ser España estado miembro de esta.

A nivel europeo, cabe señalar que el Programa Europeo para el Cambio Climático de la Comisión Europea tiene varios proyectos en línea con los objetivos del Protocolo de Kyoto, como el paquete energético Europa 2020 o Europa 2050, que pretenden disminuir las emisiones de GEI hasta un 80% por debajo de los niveles de 1990 mediante tecnologías *low-carbon* (con bajas emisiones de CO<sub>2</sub>). Así, por ejemplo, está la Directiva 2009/31/EC que regula el almacenamiento geológico de CO<sub>2</sub> [101]; esta normativa sería aplicable a la fracción másica de sCO<sub>2</sub> extraída del ciclo, en caso de que se destinase al almacenaje geológico obviamente. También esta tecnología podría ser beneficiaria de las ayudas del programa NER 300, proyecto que busca la demostración, para su posterior implementación comercial, de tecnologías con bajas emisiones de carbono como las energías renovables y distintas opciones de CAC, que llega a tener un presupuesto de 2 billones de euros [102].

Otro aspecto interesante que comentar es el del mercado de emisiones. La Unión Europea creó en 2005 el conocido como *EU Emissions Trading System* (ETS), según el cual se fija una cuota máxima de gases (dióxido de carbono, óxido nitroso y perfluorocarbonados) que pueden emitir distintas instalaciones. El objetivo es ir reduciendo la cuota máxima total para disminuir las emisiones atmosféricas. Las compañías pueden vender y comprar cuotas entre ellas según lo requieran. Este sistema de comercio permite una flexibilidad y un equilibrio que favorece que se reduzcan las emisiones donde cuesta menos hacerlo [103].

Como el funcionamiento de nuestra central de ciclo Allam evitaría la emisión de una cantidad determinada de CO<sub>2</sub> en comparación con una planta de generación eléctrica

convencional de combustible fósil de la misma potencia; este CO<sub>2</sub> evitado tendría un valor económico en dicho mercado de emisiones, lo que supondría un incentivo para la inversión.

A nivel nacional, existe una carencia de legislación que regule centrales de este tipo. No quedaría supeditado a lo expuesto en el Real Decreto 413/2014 [104]; pues, aunque este habla de tecnologías limpias, hace referencia únicamente a energías renovables, cogeneración y biomasa, lo cual excluiría al ciclo Allam. Esta vendría definida como una tecnología “limpia” pues es baja en carbono, pero no es renovable pues funciona a partir de la quema de combustibles fósiles. Por tanto, habrá que remitirse a la legislación más genérica existente sobre el sector eléctrico. En cuanto a la actividad de producción de electricidad se refiere, esta viene regulada en el Título IV de la Ley 24/2013 [105]. Sobre las resoluciones y trámites administrativos requeridos para la construcción de instalaciones eléctricas, se referirá el artículo 115 del Real Decreto 1955/2000 [106]. En cuanto al gas natural, combustible de la planta de interés, viene regulado por el Reglamento de Distribución y Utilización de Combustibles Gaseosos de acuerdo al Real Decreto 919/2006 [107]. Por otro lado, al ser considerada la planta de estudio (300 MWe) una Gran Instalación de Combustión (GIC) —potencia superior a los 50 MWt— de acuerdo a lo expuesto en el Real Decreto 430/2004 [108], sus emisiones atmosféricas vendrán reguladas por este mismo decreto. Sí que existe una normativa concreta, sin embargo, sobre el almacenamiento geológico del dióxido de carbono, la Ley 40/2010 [109], que se posiciona en línea con la directriz europea previamente comentada.

En cuanto a la propiedad intelectual de la implementación del ciclo Allam poco cabe destacar que no haya sido ya comentado en los apartados 2 y 3. Existe una patente estadounidense que protege toda la tecnología y configuraciones posibles del ciclo: US8596075B2, “*System and method for high efficiency power generation using a carbon dioxide circulating working fluid*” (Sistema y método para generación de potencia eléctrica de gran eficiencia utilizando dióxido de carbono como fluido de trabajo). Como inventores constan los nombres de Rodney John Allam, Miles Palmer y Glenn William Brown, Jr., y es propiedad de 8 Rivers Capital LLC y Palmer Labs LLC [110].

## 8. CONCLUSIÓN

Una vez se han desarrollado los tres análisis distintos, económico, exergetico y exergoeconómico, de los que consta el trabajo, se pueden extraer una serie de conclusiones sobre el funcionamiento del ciclo Allam para gas natural simulado y estudiado.

Antes de comenzar, cabe señalar que la escasez de literatura sobre este tema se debe a su carácter de tecnología relativamente novedosa y, por tanto, falta de implementación práctica y técnica que arroje datos de experiencia real procedente de horas de operación y funcionamiento. Este hecho hace que sea especialmente difícil el contrastar los datos y resultados que se han obtenido en los diversos apartados del trabajo.

En primer lugar, la simulación realizada utilizando el software de simulación de ciclos termodinámicos EBSILON® Professional 13.00, arroja valores bastante similares a los que se pueden encontrar en los análisis más exhaustivos de la literatura. Así, por ejemplo, el valor de eficiencia eléctrica neta obtenido de 53.94% (en base al PCI, a no ser que se especifique lo contrario) dista en menos de un punto porcentual del valor expuesto en el informe del IEAGHG en colaboración con Amec Foster Wheeler Italiana (55.10%) —una de las referencias más sólidas que se pueden encontrar en la actualidad en relación al tema de tecnologías novedosas de oxicomustión— [37]. Dicho valor sí que resulta sensiblemente conservador si se compara con el valor que manifiestan los desarrolladores que es capaz de alcanzar el ciclo Allam de gas natural, un 59% [6]. Este dato, no obstante, ha de tomarse con cautela, pues se argumenta en base a información y conocimientos propietarios que 8 Rivers y NET Power, empresas en posesión de las patentes del ciclo Allam, no han hecho públicos; por lo cual puede no dejar de estar motivado por el propio interés comercial que obviamente puedan albergar estas compañías.

Esta divergencia de valores puede encontrar su explicación en diferencias en la modelización del ciclo, desde el diseño de los propios componentes hasta las ecuaciones de estado utilizadas para calcular las propiedades termodinámicas de las corrientes. En relación con este último aspecto, se utilizó el modelo matemático de Peng-Robinson por presentar una caracterización más precisa de las propiedades críticas del fluido de trabajo. En cuanto a la modelización de los componentes, se utilizaron componentes predefinidos en la librería del software en la medida de lo posible; mientras que, para los casos concretos en los que ya bien fuera por la complejidad del componente o por presentar este

una funcionalidad fuera de lo común, se modelizaron *ad-hoc* mediante la implementación de un código Ebscript —lenguaje de programación semejante al Pascal incorporado en el propio programa—. Este es uno de los puntos que podrían ser objeto de mayores desarrollos en trabajos futuros, mediante un diseño dedicado y en detalle de los componentes que en este trabajo han sido programados mediante Ebscript de forma más simple e idealizada, el recuperador y la unidad de separación química, con el objetivo de lograr una representación más fidedigna del ciclo en su conjunto. Por ejemplo, diseños basados en el método del *pinch point*, tratando el problema desde la perspectiva de la transferencia de calor, para el caso del primero; y diseños que incorporen los distintos subcomponentes y sus funciones en detalle, para el segundo.

Evaluando los resultados del análisis exergoeconómico, el cual fusiona resultados tanto del exergético como del económico para lograr una mejor identificación de las ineficiencias del ciclo y una asignación de costes asociados más precisa, se puede concluir que existe un cierto margen de mejora en cuanto a la eficiencia exergética de la planta se refiere ( $\varepsilon=50.05\%$ ). Esto puede lograrse mediante la implementación de cambios en el diseño de los componentes que presentan las eficiencias ( $\varepsilon_k$ ) más bajas y las ratios de destrucción de exergía ( $y_{D,k}^*$ ) más elevadas. Dichas medidas deberían implementarse en casi todos los componentes principales cuyo fluido de trabajo es el dióxido de carbono, pues son los que presentan en general mayores ineficiencias. No obstante, al tratar de mejorar la eficiencia exergética de un sistema térmico —y, por ende, su funcionamiento— no se puede obviar la perspectiva económica, por lo que no vale mejorar la eficiencia a cualquier precio. Aquí es donde la parte exergoeconómica del análisis cobra importancia, permitiéndonos priorizar decisiones en base a la optimización de los costes.

Así, parece evidente de acuerdo con los resultados de dicho análisis, que componentes que presentan mayor prioridad a la hora de ser objeto de cambios en el diseño son aquellos asociados con ineficiencias evitables, como puedan ser la unidad de separación química del ASU, o procesos como el de mezcla del oxígeno del ASU con la corriente de CO<sub>2</sub> supercrítico reciclado para formar la corriente oxidante. No obstante, hemos de tener presente que, al tratarse de componentes novedosos que trabajan con un fluido de trabajo poco convencional como es el dióxido de carbono en estado supercrítico, se ha de proceder cautelosamente a la hora de extraer conclusiones, pues los datos e información a partir de los cuales se desarrollan los análisis presentan un alto grado de

incertidumbre y variabilidad. Esto constituye también un potencial campo de trabajo para investigaciones venideras, la realización de análisis de sensibilidad y estudios sobre la multitud de parámetros que pueden afectar al funcionamiento de estos componentes de menor madurez tecnológica, para tratar de caracterizar mejor su comportamiento y coste.

Del análisis exergoeconómico también se obtiene el coste de la electricidad (LCOE, *Levelised Cost Of Electricity*), y que resulta un parámetro clave en la determinación de si una tecnología es apta y viable desde un punto de vista económico para su implementación a nivel comercial. El valor obtenido es de 126.10 €/MWh, el cual es coherente con el obtenido de la realización del análisis económico de forma aislada — mediante el método TRR (*Total Revenue Requirement*, requisitos de ingresos totales en inglés)—, 122.04 €/MWh. Los resultados económicos presentan un grado de variabilidad e incertidumbre aún mayores todavía que en el caso del análisis exergético, dado que los parámetros económicos como los costes de inversión de equipos o las tasas de escalación de costes e inflación son de una naturaleza intrínsecamente volátil en el tiempo y requieren por tanto la necesidad de realizar numerosas hipótesis, simplificaciones y suposiciones.

Para poder evaluar de forma completa los resultados, se necesita comparar los mismos con los resultados de otros sistemas más contrastados por la experiencia. Así, utilizaremos para la comparación valores típicos correspondientes a una central de ciclo combinado que utilice gas natural como combustible (abreviada como CCGN); esta supone una buena referencia por las analogías tecnológicas que presenta con nuestra planta de ciclo Allam y por ser una de las tecnologías más desarrolladas y utilizadas en la actualidad para la generación de electricidad a partir de combustibles fósiles. La comparación se muestra en la *Tabla 7.1*, de la cual cabe destacar que los resultados obtenidos de este trabajo han sido convertidos a valores monetarios de 2014 para poder realizar una comparación coherente.

Como se puede observar en dicha tabla, los valores actuales del ciclo Allam no llegan a alcanzar los rendimientos del ciclo combinado como para poder desbancarlo a nivel comercial —eficiencia algo inferior y LCOE considerablemente superior—, debido a la importancia que tiene el coste de la electricidad como barrera para la entrada al mercado energético; lo cual no resta, sin embargo, importancia al hecho de una eficiencia más que notable y que se muestra como una de las opciones “limpias” más cercanas a las centrales más eficientes de la actualidad, las de ciclo combinado. Futuros desarrollos en

tecnología y materiales podrían propiciar una disminución de los costes y un aumento de la eficiencia, lo cual posibilitaría la consideración del ciclo Allam de gas natural como una alternativa real en la generación eléctrica.

Tabla 8.1. Comparativa de la eficiencia eléctrica neta (en base al PCI), coste específico de inversión (TPC) y coste de la electricidad (LCOE) de nuestra planta (\*) con un sistema de referencia y con el mismo ciclo expuesto en [37].

Sistema	Eficiencia (%)	TPC (€/kW)	LCOE (€/MWh)
Planta CCGN referencia	58.80	655	62.5
Planta ciclo Allam GN (IEAGHG)	55.10	1320	83.6
Planta ciclo Allam GN (desarrolladores)	59	992	73.8
Planta ciclo Allam GN* (propia)	53.94	923.47	91.69

En referencia al aspecto medioambiental, cabría realizar un análisis del tipo exergoambiental para medir de forma precisa el impacto que tiene la implementación de este ciclo; así como cuantificar la disminución del consumo de agua por parte de la planta. Esta última, según los desarrolladores promulgan, podría llegar a ser nula de utilizar refrigeración por aire; por lo que un estudio de la influencia del diseño del sistema de refrigeración de agua en el funcionamiento y eficiencia del ciclo, y en su consumo de agua, también supondría un proyecto lógico a desarrollar.

Las características prometedoras que presenta el ciclo Allam de gas natural, y que lo sitúan a la vanguardia frente a otras opciones de captura y almacenamiento de carbono, como son el menor tamaño de los equipos que trabajan con CO<sub>2</sub> supercrítico —lo cual permite centrales e instalaciones más compactas—, un menor impacto ambiental, así como una eficiencia relativamente elevada, han de ser corroboradas mediante una mayor implementación que permita obtener experiencia práctica de su funcionamiento y una demostración de sus virtudes, a la par que sea capaz de mostrar unos costes óptimos y competitivos, hecho al cual quedará supeditado cualquier posible desarrollo comercial futuro.

## BIBLIOGRAFÍA

- [1] R. K. Pachauri *et al.*, “Climate Change 2014 Synthesis Report The Core Writing Team Core Writing Team Technical Support Unit for the Synthesis Report,” *Russ. Fed. Hoesung Lee (Republic Korea) Scott B. Power N.H. Ravindranath*.
- [2] International Energy Agency, “Key World Energy Statistics,” 2017.
- [3] R. Nataly Echevarria Huaman and T. Xiu Jun, “Energy related CO<sub>2</sub> emissions and the progress on CCS projects: A review,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, 2014.
- [4] United Nations, “Doha Amendment to the Kyoto Protocol,” *Unfccc*, p. 41, 2012.
- [5] R. J. Allam *et al.*, “High Efficiency and Low Cost of Electricity Generation from Fossil Fuels While Eliminating Atmospheric Emissions, Including Carbon Dioxide,” *Energy Procedia*, vol. 37, pp. 1135–1149, Jan. 2013.
- [6] R. Allam *et al.*, “Demonstration of the Allam Cycle: An Update on the Development Status of a High Efficiency Supercritical Carbon Dioxide Power Process Employing Full Carbon Capture,” *Energy Procedia*, vol. 114, no. November 2016, pp. 5948–5966, 2017.
- [7] R. Swatman, “General electric and EDF build world’s most efficient combined cycle power plant in France,” *Guinness World Records*, 2016. [Online]. Disponible en: <http://www.guinnessworldrecords.com/news/brand-or-agency/2016/7/general-electric-and-edf-build-world’s-most-efficient-combined-cycle-power-plant-434523>. [Accedido: 22-Feb-2018].
- [8] M. A. Rosen, I. Dincer, and M. Kanoglu, “Role of exergy in increasing efficiency and sustainability and reducing environmental impact,” *Energy Policy*, vol. 36, no. 1, pp. 128–137, Jan. 2008.
- [9] IEA, “Technology Roadmap - Carbon Capture and Storage,” *SpringerReference*, p. 59, 2013.
- [10] D. Y. C. Leung, G. Caramanna, and M. M. Maroto-Valer, “An overview of current status of carbon dioxide capture and storage technologies,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 39, pp. 426–443, 2014.
- [11] Y. Wang, L. Zhao, A. Otto, M. Robinius, and D. Stolten, “A Review of Post-combustion CO<sub>2</sub> Capture Technologies from Coal-fired Power Plants,” *Energy*



*Procedia*, vol. 114, pp. 650–665, Jul. 2017.

- [12] M. Songolzadeh, M. Soleimani, M. Takht Ravanchi, and R. Songolzadeh, “Carbon dioxide separation from flue gases: A technological review emphasizing reduction in greenhouse gas emissions,” *Sci. World J.*, vol. 2014, no. Figure 1, 2014.
- [13] J. N. Knudsen, J. N. Jensen, P. J. Vilhelmsen, and O. Biede, “Experience with CO<sub>2</sub> capture from coal flue gas in pilot-scale: Testing of different amine solvents,” *Energy Procedia*, vol. 1, no. 1, pp. 783–790, Feb. 2009.
- [14] X. Wu, Y. Yu, Z. Qin, and Z. Zhang, “The advances of post-combustion CO<sub>2</sub> capture with chemical solvents: Review and guidelines,” *Energy Procedia*, vol. 63, pp. 1339–1346, Jan. 2014.
- [15] A. Kothandaraman, “Carbon Dioxide Capture by Chemical Absorption : A Solvent Comparison Study,” *Carbon N. Y.*, pp. 144–184, 2010.
- [16] W. L. Theo, J. S. Lim, H. Hashim, A. A. Mustaffa, and W. S. Ho, “Review of pre-combustion capture and ionic liquid in carbon capture and storage,” *Appl. Energy*, vol. 183, pp. 1633–1663, 2016.
- [17] S. Choi, J. H. Drese, and C. W. Jones, “Adsorbent materials for carbon dioxide capture from large anthropogenic point sources,” *ChemSusChem*, vol. 2, no. 9, pp. 796–854, 2009.
- [18] C. H. Yu, C. H. Huang, and C. S. Tan, “A review of CO<sub>2</sub> capture by absorption and adsorption,” *Aerosol Air Qual. Res.*, vol. 12, no. 5, pp. 745–769, 2012.
- [19] J. A. A. Gibson *et al.*, “Adsorption Materials and Processes for Carbon Capture from Gas-Fired Power Plants: AMPGas,” *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 55, no. 13, pp. 3840–3851, 2016.
- [20] A. E. Amooghin, H. Sanaeepur, M. Z. Pedram, M. Omidkhah, and A. Kargari, “New advances in polymeric membranes for CO<sub>2</sub> separation,” *Polym. Sci. Res. Adv. Pract. Appl. Educ. Asp. A. Méndez-Vilas*, no. June, pp. 354–368, 2016.
- [21] A. Brunetti, F. Scura, G. Barbieri, and E. Drioli, “Membrane technologies for CO<sub>2</sub> separation,” *J. Memb. Sci.*, vol. 359, no. 1–2, pp. 115–125, Sep. 2010.
- [22] A. Brunetti, F. Scura, G. Barbieri, and E. Drioli, “Membrane technologies for CO<sub>2</sub> separation,” *J. Memb. Sci.*, vol. 359, no. 1–2, pp. 115–125, Sep. 2010.

- [23] G. Xu, F. Liang, Y. Yang, Y. Hu, K. Zhang, and W. Liu, “An improved CO<sub>2</sub> separation and purification system based on cryogenic separation and distillation theory,” *Energies*, vol. 7, no. 5, pp. 3484–3502, 2014.
- [24] T. Lockwood, “A Compararitive Review of Next-generation Carbon Capture Technologies for Coal-fired Power Plant,” *Energy Procedia*, vol. 114, no. November 2016, pp. 2658–2670, 2017.
- [25] M. K. Mondal, H. K. Balsora, and P. Varshney, “Progress and trends in CO<sub>2</sub> capture/separation technologies: A review,” *Energy*, vol. 46, no. 1, pp. 431–441, Oct. 2012.
- [26] Y. Tan, W. Nookuea, H. Li, E. Thorin, and J. Yan, “Property impacts on Carbon Capture and Storage (CCS) processes: A review,” *Energy Convers. Manag.*, 2016.
- [27] M. E. Boot-Handford *et al.*, “Carbon capture and storage update,” *Energy Environ. Sci.*, vol. 7, no. 1, pp. 130–189, Dec. 2014.
- [28] M. M. Maroto-Valer, *Developments and innovation in carbon dioxide (CO<sub>2</sub>) capture and storage technology*. Woodhead Publishing, 2010.
- [29] M. E. Diego, M. Akram, J. M. Bellas, K. N. Finney, and M. Pourkashanian, “Making gas-CCS a commercial reality: The challenges of scaling up,” *Greenh. Gases Sci. Technol.*, 2017.
- [30] P. Mathieu, “Presentation of an Innovative Zero-Emission Cycle for Mitigating the Global Climat Change,” *Int. J. Appl. Thermodyn.*, vol. 1, 1998.
- [31] P. Mathieu, R. Dubuisson, S. Houyou, and R. Nihart, *New Concept of CO<sub>2</sub> Removal Technologies in Power Generation, Combined With Fossil Fuel Recovery and Long Term CO<sub>2</sub> Sequestration*. 2000.
- [32] O. Bolland, H. Kvamsdal, and J. Boden, *A thermodynamic comparison of the oxy-fule power cycles, water-cycle, graz-cycle and matiant-cycle*. 2001.
- [33] F. Climent Barba, G. Martínez-Denegri Sánchez, B. Soler Seguí, H. Gohari Darabkhani, and E. J. Anthony, “A technical evaluation, performance analysis and risk assessment of multiple novel oxy-turbine power cycles with complete CO<sub>2</sub>capture,” *J. Clean. Prod.*, vol. 133, pp. 971–985, 2016.
- [34] H. Jericha, “Efficient steam cycles with internal combustion of hydrogen and

- stoichiometric oxygen for turbines and piston engines,” *Int. J. Hydrogen Energy*, vol. 12, no. 5, pp. 345–354, Jan. 1987.
- [35] W. Sanz, H. Jericha, M. Moser, and F. Heitmeir, “Thermodynamic and Economic Investigation of an Improved Graz Cycle Power Plant for CO<sub>2</sub> Capture,” *J. Eng. Gas Turbines Power*, vol. 127, no. 4, p. 765, Oct. 2005.
- [36] R. Scaccabarozzi, M. Gatti, and E. Martelli, “Thermodynamic analysis and numerical optimization of the NET Power oxy-combustion cycle,” *Appl. Energy*, vol. 178, pp. 505–526, 2016.
- [37] L. Mancuso, N. Ferrari, C. Paolo, E. Martelli, and M. Romano, “Oxy-combustion turbine power plants. Report: 2015/05,” *leaghg*, no. August, 2015.
- [38] R. Anderson, H. Brandt, H. Mueggenburg, J. Taylor, and F. Viteri, “A Power Plant Concept Which Minimizes The Cost Of Carbon Dioxide Sequestration And Eliminates The Emission Of Atmospheric Pollutants,” 1998.
- [39] R. E. Anderson, S. MacAdam, F. Viteri, D. O. Davies, J. P. Downs, and A. Paliszewski, “Adapting Gas Turbines to Zero Emission Oxy-Fuel Power Plants,” in *Volume 2: Controls, Diagnostics and Instrumentation; Cycle Innovations; Electric Power*, 2008, pp. 781–791.
- [40] O. Bolland and P. Mathieu, “Comparison of two CO<sub>2</sub> removal options in combined cycle power plants,” *Energy Convers. Manag.*, vol. 39, no. 16–18, pp. 1653–1663, Nov. 1998.
- [41] S. G. Sundkvist *et al.*, “Azep gas turbine combined cycle power plants - Thermal optimisation and LCA analysis,” in *Greenhouse Gas Control Technologies*, Elsevier, 2005, pp. 263–271.
- [42] B. F. Möller, T. Torisson, and M. Assadi, “AZEP Gas Turbine Combined Cycle Power Plants - Thermo-economic Analysis,” *Int. J. Thermodyn.*, vol. 9, no. 1, pp. 21–28, 2006.
- [43] S. G. Sundkvist *et al.*, “Development and testing of AZEP reactor components,” *Int. J. Greenh. Gas Control*, vol. 1, no. 2, pp. 180–187, Apr. 2007.
- [44] E. Yantovski, J. Gorski, B. Smyth, and J. Ten Elshof, “Zero-emission fuel-fired power plants with ion transport membrane,” *Energy*, vol. 29, no. 12–15 SPEC. ISS., pp. 2077–2088, Oct. 2004.

- [45] P. Mathieu and R. Nihart, “Zero-emission MATIANT cycle,” *J. Eng. Gas Turbines Power*, vol. 121, no. 1, pp. 116–120, Jan. 1999.
- [46] P. Wang, N. Means, D. Shekhawat, D. Berry, and M. Massoudi, “Chemical-looping combustion and gasification of coals and oxygen carrier development: A brief review,” *Energies*, vol. 8, no. 10, pp. 10605–10635, 2015.
- [47] J. C. Abanades *et al.*, “Emerging CO<sub>2</sub> capture systems,” *Int. J. Greenh. Gas Control*, vol. 40, pp. 126–166, 2015.
- [48] A. Lyngfelt and B. Leckner, “A 1000 MW th boiler for chemical-looping combustion of solid fuels – Discussion of design and costs,” 2015.
- [49] I. Abdulally, C. Beal, H. Andrus, B. Epple, A. Lyngfelt, and B. Lani, “Alstom ’ s Chemical Looping Prototypes , Program Update,” in *37th International Technical Conference on Clean Coal & Fuel Systems*, 2012.
- [50] J. Ströhle, M. Orth, and B. Epple, “Chemical looping combustion of hard coal in a 1 MWth pilot plant using ilmenite as oxygen carrier,” *Appl. Energy*, vol. 157, pp. 288–294, Nov. 2015.
- [51] P. Markström, C. Linderholm, and A. Lyngfelt, “Chemical-looping combustion of solid fuels – Design and operation of a 100 kW unit with bituminous coal,” *Int. J. Greenh. Gas Control*, vol. 15, pp. 150–162, Jul. 2013.
- [52] A. Abad *et al.*, “Comparative Evaluation of the Performance of Coal Combustion in 0.5 and 50 kWth Chemical Looping Combustion Units with Ilmenite, Redmud or Iron Ore as Oxygen Carrier,” *Energy Procedia*, vol. 114, pp. 285–301, Jul. 2017.
- [53] GCCSI, “Large-scale CCS facilities | Global Carbon Capture and Storage Institute,” *Global CCS Institute*, 2017. [Online]. Disponible en: <https://www.globalccsinstitute.com/projects/large-scale-ccs-projects>. [Accedido: 15-Jan-2018].
- [54] H. Herzog, “Financing CCS Demonstration Projects: Lessons Learned from Two Decades of Experience,” in *Energy Procedia*, 2017.
- [55] G. CCS Institute, “The global status of CCS 2015: summary report,” 2015.
- [56] Z. Kapetaki, J. Hetland, T. Le Guenan, T. Mikunda, and J. Scowcroft, “Highlights and Lessons from the EU CCS Demonstration Project Network,” in *Energy*

*Procedia*, 2017.

- [57] “Pilot and demonstration | Global Carbon Capture and Storage Institute.” [Online]. Disponible en: <https://www.globalccsinstitute.com/projects/pilot-and-demonstration-projects>. [Accedido: 19-Feb-2018].
- [58] P. Casero, F. García-Peña, and P. Coca, “Elcogas Pre-combustion Carbon Capture Pilot. Real Experience of Commercial Technology,” *Energy Procedia*, vol. 37, pp. 6374–6382, Jan. 2013.
- [59] S. M. Forbes, P. Verma, T. E. Curry, S. J. Friedmann, and S. M. Wade, “Guidelines for carbon dioxide capture, transport and storage.,” *Guidel. carbon dioxide capture, Transp. storage.*, 2008.
- [60] K. Johnsen, K. Helle, S. Røneid, and H. Holt, “DNV recommended practice: Design and operation of CO<sub>2</sub> pipelines,” *Energy Procedia*, vol. 4, pp. 3032–3039, Jan. 2011.
- [61] Chiyoda Corporation, “Preliminary Feasibility Study on CO<sub>2</sub> Carrier for Ship-based CCS October 2011,” no. October, 2011.
- [62] S. Decarre *et al.*, “CO<sub>2</sub> maritime transportation To cite this version : HAL Id : hal-01519935,” 2017.
- [63] B. Wetenhall *et al.*, “Impact of CO<sub>2</sub> impurity on CO<sub>2</sub> compression, liquefaction and transportation,” *Energy Procedia*, vol. 63, pp. 2764–2778, 2014.
- [64] M. K. Chandel, L. F. Pratson, and E. Williams, “Potential economies of scale in CO<sub>2</sub> transport through use of a trunk pipeline,” *Energy Convers. Manag.*, vol. 51, no. 12, pp. 2825–2834, Dec. 2010.
- [65] C. A. Trudewind, A. Schreiber, and D. Haumann, “Photocatalytic methanol and methane production using captured CO<sub>2</sub> from coal-fired power plants. Part I – a Life Cycle Assessment,” *J. Clean. Prod.*, vol. 70, pp. 27–37, May 2014.
- [66] S. Bachu, “Sequestration of CO<sub>2</sub> in geological media: criteria and approach for site selection in response to climate change,” *Energy Convers. Manag.*, vol. 41, no. 9, pp. 953–970, Jun. 2000.
- [67] M. A. Celia, S. Bachu, J. M. Nordbotten, and K. W. Bandilla, “Status of CO<sub>2</sub> storage in deep saline aquifers with emphasis on modeling approaches and

- practical simulations,” *Water Resour. Res.*, vol. 51, no. 9, pp. 6846–6892, 2015.
- [68] C. Kervévan *et al.*, “Main Results of the CO<sub>2</sub>-DISSOLVED Project: First Step toward a Future Industrial Pilot Combining Geological Storage of Dissolved CO<sub>2</sub> and Geothermal Heat Recovery,” *Energy Procedia*, vol. 114, no. November 2016, pp. 4086–4098, 2017.
- [69] E. S. Rubin, J. E. Davison, and H. J. Herzog, “The cost of CO<sub>2</sub> capture and storage,” *Int. J. Greenh. Gas Control*, vol. 40, pp. 378–400, 2015.
- [70] O. Dr. Bolland, *Carbon dioxide capture*, no. October. 2009.
- [71] USDOE, “FE / NETL CO<sub>2</sub> Transport Cost Model: Description and User’s Manual,” p. 27, 2014.
- [72] A. Aspelund, M. J. Mølnvik, and G. De Koeijer, “Ship Transport of CO<sub>2</sub>: Technical Solutions and Analysis of Costs, Energy Utilization, Exergy Efficiency and CO<sub>2</sub> Emissions,” *Chem. Eng. Res. Des.*, vol. 84, no. 9, pp. 847–855, Sep. 2006.
- [73] O. Of and F. Energy, “FE / NETL CO<sub>2</sub> Saline Storage Cost Model: Model Description and Baseline Results,” 2014.
- [74] R. M. Cuéllar-Franca and A. Azapagic, “Carbon capture, storage and utilisation technologies: A critical analysis and comparison of their life cycle environmental impacts,” *J. CO<sub>2</sub> Util.*, vol. 9, pp. 82–102, Mar. 2015.
- [75] International Energy Agency, “Technology Roadmap - Carbon Capture and Storage,” 2009.
- [76] D. M. Reiner, “Learning through a portfolio of carbon capture and storage demonstration projects,” *Nature Energy*. 2016.
- [77] J. Meadowcroft and O. Langhelle, *The politics and policy of carbon capture and storage*. Edward Elgar Pub, 2009.
- [78] A. Witkowski, A. Rusin, M. Majkut, S. Rulik, and K. Stolecka, “Advances in Carbon Dioxide Compression and Pipeline Transportation Processes,” pp. 5–13, 2015.
- [79] L. M. Romeo, I. Bolea, Y. Lara, and J. M. Escosa, “Optimization of intercooling compression in CO<sub>2</sub> capture systems,” *Appl. Therm. Eng.*, vol. 29, no. 8–9, pp. 1744–1751, 2009.

- [80] “Toshiba : Press Release (1 Aug, 2013): Toshiba Achieves World First with Successful Operation of Novel Combustor for New, Low Cost, Low Emissions Thermal Power System.” [Online]. Disponible en: [https://www.toshiba.co.jp/about/press/2013\\_08/pr0101.htm#PRESS/](https://www.toshiba.co.jp/about/press/2013_08/pr0101.htm#PRESS/). [Accedido: 08-Mar-2018].
- [81] Special Metals, “Inconel Alloy 617,” *Spec. Met.*, pp. 1–12, 2005.
- [82] H. Li and J. Yan, “Impacts of equations of state (EOS) and impurities on the volume calculation of CO<sub>2</sub> mixtures in the applications of CO<sub>2</sub> capture and storage (CCS) processes,” *Appl. Energy*, vol. 86, no. 12, pp. 2760–2770, Dec. 2009.
- [83] J. Guo, “Design analysis of supercritical carbon dioxide recuperator,” *Appl. Energy*, vol. 164, pp. 21–27, 2016.
- [84] A. Bejan, G. Tsatsaronis, and M. Moran, *Thermal Design and Optimization*. 1996.
- [85] J. Ahrendts, “Reference states,” *Energy*, vol. 5, no. 8–9, pp. 666–677, 1980.
- [86] Szargut, “Standard chemical exergy of some elements and their compounds, based upon the concentration in the Earth’s crust,” *Bull. Polish Acad. Sci. Tech. Sci.*, vol. 35, pp. 53–60, 1987.
- [87] G. Tsatsaronis, “Definitions and nomenclature in exergy analysis and exergoeconomics,” *Energy*, vol. 32, no. 4, pp. 249–253, 2007.
- [88] L. R. Dysert, “Cost Estimate Classification System – As Applied in Engineering, Procurement, and Construction for the Process Industries,” no. 18, 2016.
- [89] N. Weiland, W. Shelton, and T. Shultz, “Solutions for Today | Options for Tomorrow Performance and Cost Assessment of a Coal Gasification Power Plant Integrated with a Direct- Fired sCO<sub>2</sub> Brayton Cycle,” 2017.
- [90] Chemical Engineering, “The Chemical Engineering Plant Cost Index - Chemical Engineering.” [Online]. Disponible en: <http://www.chemengonline.com/pci-home>. [Accedido: 02-May-2018].
- [91] A. Ebrahimi, M. Meratizaman, H. A. Reyhani, O. Pourali, and M. Amidpour, “Energetic, exergetic and economic assessment of oxygen production from two columns cryogenic air separation unit,” *Energy*, vol. 90, pp. 1298–1316, Oct. 2015.
- [92] D. E. Garrett, “Chemical Engineering Economics,” *Chem. Eng. Econ.*, 1989.

- [93] D. L. Mccollum and J. M. Ogden, “Techno-Economic Models for Carbon Dioxide Compression, Transport, and Storage & Correlations for Estimating Carbon Dioxide Density and Viscosity,” 2006.
- [94] S. A. Wright, C. S. Davidson, and W. O. Scammell, “Thermo-Economic Analysis of Four sCO<sub>2</sub> Waste Heat Recovery Power Systems,” *5th Int. Symp. - Supercrit. CO<sub>2</sub> Power Cycles*, pp. 1–16, 2016.
- [95] D. Shiferaw, J. M. Carrero, and R. Le Pierres, “Economic analysis of SCO<sub>2</sub> cycles with PCHE Recuperator design optimisation.”
- [96] D. Fleming, J. Pasch, T. Conboy, and M. Carlson, “Testing Platform and Commercialization Plan for Heat Exchanging Systems for SCO<sub>2</sub> Power Cycles,” *Vol. 8 Supercrit. CO<sub>2</sub> Power Cycles; Wind Energy; Honor. Award.*, p. V008T34A012, 2013.
- [97] C. White, “The 6th International Supercritical CO<sub>2</sub> Power Cycles Symposium Preliminary Cost and performance results for a natural gas-fired direct sCO<sub>2</sub> power plant.”
- [98] F. Petrakopoulou, A. Boyano, M. Cabrera, and G. Tsatsaronis, “Exergoeconomic and exergoenvironmental analyses of a combined cycle power plant with chemical looping technology,” *Int. J. Greenh. Gas Control*, vol. 5, no. 3, pp. 475–482, 2011.
- [99] F. Petrakopoulou, G. Tsatsaronis, and T. Morosuk, “Exergoeconomic Analysis of an Advanced Zero Emission Plant,” *J. Eng. Gas Turbines Power*, vol. 133, no. 11, p. 113001, 2011.
- [100] G. Tsatsaronis, “Thermoeconomic analysis and optimization of energy systems,” *Prog. Energy Combust. Sci.*, vol. 19, no. 3, pp. 227–257, 1993.
- [101] European Commission, “Directive 2009/31/EC of the European Parliament and of the Council of 23 April 2009 on the geological storage of carbon dioxide and amending Council Directive 85/337/EEC, European Parliament and Council Directives 2000/60/EC, 2001/80/EC, 2004/35/EC, 2006/,” *Off. J. Eur. Union*, vol. L140/114, no. June 2006, pp. 114–135, 2009.
- [102] “EUROPA - NER 300 - Overview | SETIS - European Commission.” [Online]. Disponible en: <https://setis.ec.europa.eu/NER300>. [Accedido: 18-Jun-2018].
- [103] European Commission, “EU Emissions Trading System (EU ETS) | Climate



- Action,” *European Commission*, 2018. [Online]. Disponible en: [https://ec.europa.eu/clima/politicas/ets\\_en](https://ec.europa.eu/clima/politicas/ets_en). [Accedido: 19-Jun-2018].
- [104] Ministerio de Industria Energía y Turismo, “Real Decreto 413/2014 por el que se regula la actividad de producción de energía eléctrica a partir de energía renovables, cogeneración y residuos.,” *Boletín Of. del estado*, p. 103, 2014.
- [105] Government of Spain, “Ley 24/2013, de 26 de Diciembre, del Sector Eléctrico.,” *Boe*, vol. 310, pp. 105198–105294, 2013.
- [106] Ministerio de Industria Energía y Turismo, “Real Decreto 1955/2000, de 1 de diciembre, por el que se regulan las actividades de transporte, distribución, comercialización, suministro y procedimientos de autorización de instalaciones de energía eléctrica. Texto consolidado, Última modificación: 30 d.,” *Boletín Of. Estado*, vol. 310, pp. 1–87, 2013.
- [107] Ministerio de Industria Turismo y Comercio, “REAL DECRETO 919/2006, de 28 de julio, por el que se aprueba el Reglamento técnico de distribución y utilización de combustibles gaseosos y sus instrucciones técnicas complementarias ICG 01 a 11.,” pp. 31576–31632, 2006.
- [108] Ministerio de la Presidencia, “Real Decreto 430/2004, de 12 de marzo, por el que se establecen nuevas normas sobre limitación de emisiones a la atmósfera de determinados agentes contaminantes procedentes de grandes instalaciones de combustión, y se fijan ciertas condiciones para el con.,” pp. 1–21, 2013.
- [109] Jefatura de Estado, “Ley 40 / 2010 , de 29 de diciembre , de almacenamiento geológico de dióxido de carbono.,” pp. 1–44, 2010.
- [110] R. J. Allam, M. Palmer, G. W. Brown, and J. R. Durham, “System and Method for High Efficiency Power Generation Using a Carbon Dioxide Circulating Working Fluid,” vol. 2992721557, no. 61, Aug. 2010.