



**FACULTAD DE CIENCIAS**  
**Doctorado en Energías y Combustibles para el Futuro**

**Integración termodinámica y  
optimización del proceso de captura de  
CO<sub>2</sub> en oxidación de carbón en  
lecho fluido circulante (tecnología  
OXYCFB). Aplicación de modelos físicos**

MEMORIA PARA OPTAR AL GRADO DE DOCTOR PRESENTADA POR:  
**MANUEL ALONSO FERNÁNDEZ**

DIRECTORES: DR. FERNANDO LOPEZ VERA (UAM)  
DR. JUAN CARLOS BALLESTEROS APARICIO (ENDESA)

JULIO 2015



## **A Rocío, a mis Padres, a mis Abuelos y a mi familia**

*“Alicia fue también absuelta desde esa segunda noche de toda atadura. Pero es el caso que al ir a acostarse, encontró su cama ocupada por la muerta, a la que hubo que resucitar; y que a medianoche la gatita cariñosa se metió entre sus sábanas y empezó a ronronear. Alicia, con la ayuda de la ayudante nocturna, la cogió en brazos y devolvió la felina a su sitio, la cual, muy triste de haber sido desechada por la que creía ser su dueña, a lo largo de nueve horas no dejó de maullar.”*  
Torcuato Luca de Tena – *Los renglones torcidos de Dios*



# Resumen

La oxidación de carbón en lecho fluido circulante (OXYCFB) es una de las tecnologías de captura de CO<sub>2</sub> en combustión para evitar la liberación de emisiones de CO<sub>2</sub> derivadas de la combustión de fósiles en las actividades de generación eléctrica de las centrales térmicas.

Se trata de una de las tecnologías cuya viabilidad técnica y económica se está analizando con mayor prontitud y actualmente de forma destacada. Entre las principales razones para ello destacan la existencia de expectativas razonables para conseguir una futura reducción de costes y hacer rentable su explotación comercial, la mayor flexibilidad de combustibles respecto a otras tecnologías o las capacidades de operación dual y de reducción de contaminantes sin plantas adicionales.

Sin embargo, la oxidación de carbón en centrales térmicas presenta algunas peculiaridades que hacen que sea necesario probar y experimentar esta tecnología con instalaciones piloto, plantas de ensayos y plantas de demostración antes de alcanzar una escala comercial. Dentro del contexto europeo del programa EEP, ENDESA Generación ha liderado el consorcio OXYCFB300 Compostilla, Actualmente, el proyecto ha concluido su primera fase de desarrollo tecnológico y de diseño de una futura planta de demostración.

El desarrollo de investigación efectuado durante la presente tesis doctoral se ha centrado en el estudio de la integración en el ciclo térmico de los auxiliares no convencionales, y en el estudio del comportamiento dinámico del proceso.

En este escenario anteriormente descrito, el trabajo realizado en este estudio ha consistido en:

- Estudiar el grado de desarrollo de la tecnología de captura en oxidación.
- Definir una central de referencia, equivalente a una escala de demostración comercial (aprox. 330 MWe brutos), de características similares a la planta de demostración diseñada en el proyecto OXYCFB300 Compostilla.
- Elaborar, en base a la central de referencia definida, modelos de simulación del proceso, posibilitando el estudio de los balances de masa y energía.
- Evaluar distintas alternativas para la optimización de auxiliares del ciclo de la central, incluyendo la integración calórica de las plantas auxiliares ASU (Air Separation Unit) y CPU (Compression and Purification Unit).
- Estudiar el comportamiento dinámico del proceso, mediante el estudio de transitorios en diferentes casos de estudio en condiciones normales y excepcionales de operación.

El estudio de integración termodinámica mediante simulación estática de proceso se ha realizado utilizando la herramienta de simulación estática Aspen Plus 2006, de amplia

difusión en el diseño de centrales térmicas. Los resultados de las simulaciones estáticas realizadas muestran que la simulación de proceso puede calcular con exactitud el ciclo termodinámico de una central de oxidación, siempre a partir de estimaciones o datos de diseño de caldera.

A partir de la simulación base, se han estudiado diversos casos para la integración de plantas ASU y CPU. Los resultados muestran que, mediante esta integración, se puede incrementar hasta 2 puntos el rendimiento neto, corroborando los postulados de la hipótesis de partida. De todos los casos simulados, muestran mayor potencial los que permiten la integración térmica de forma paralela al ciclo existente, si bien se ha detectado que su implementación impacta en los diseños de caldera y resto de unidades principales, y que la principal dificultad para la integración es la baja calidad del calor recuperado (de baja temperatura). Por tanto, es necesario involucrar a tecnólogos y suministradores en la integración de sus equipos dentro del ciclo termodinámico, de modo que puedan evaluar comportamientos dinámicos y adaptaciones de sus equipos y sistemas para una integración calórica óptima.

El comportamiento dinámico del proceso se ha estudiado mediante simulación dinámica con la herramienta de simulación dinámica Chemcad CC-Dynamics 6.3. Se ha elaborado un modelo de simulación dinámica de la central de referencia para el estudio de transitorios y control del proceso, implementando estrategias de control, y simulando 4 casos de estudio (cambio de carga, paso de modos oxidación y aire, fallo en el suministro de oxígeno por la ASU y fallo por infiltraciones de aire). En el modelo dinámico se han realizado algunas simplificaciones respecto al modelo estático, fundamentalmente relativas a las secciones de intercambio y recuperación de calor, precalentamiento de gases, ciclo de potencia y esquema de control.

En términos estáticos, el resultado del modelo dinámico es equiparable con el balance del modelo estático, validando las simplificaciones realizadas. Las simulaciones realizadas muestran que, con el esquema de control implementado, el proceso de oxidación de la central de referencia desarrollada es controlable y permite la gestión de carga de la central de forma integral con las unidades ASU (separación de aire) y CPU (compresión y purificación de CO<sub>2</sub>), desde el mínimo técnico establecido a la plena carga, con rampas de  $\pm 4\%$  de carga por minuto. En el periodo de estabilización, y específicamente a carga de mínimo técnico (40%), aparecen fenómenos de oscilación que se reducen atenúan en el tiempo de la simulación, relativos a las condiciones de temperatura del vapor a la entrada de los cuerpos de la turbina. El pico máximo se evalúa en  $+70^{\circ}\text{C}$  sobre la consigna de  $600^{\circ}\text{C}$ , provocando un transitorio de potencia de un 5% en el momento de mayor oscilación. Es de esperar que estas oscilaciones se redujesen con un sistema de control más desarrollado, aunque en último término deberían analizarse los máximos transitorios admisibles con el tecnólogo suministrador de la turbina.

Se ha evaluado el cambio de modo de operación entre oxidación y aire, verificándose que el cambio es posible sin transitorios significativos en el ciclo de potencia de la central, y en un tiempo reducido (10 minutos en el caso de estudio planteado), lo cual es consistente con resultados experimentales documentados y otras simulaciones conocidas del proceso.

Un fallo de suministro parcial de oxígeno por parte de la unidad ASU provoca un transitorio asumido por el proceso de oxidación y del ciclo térmico, y el sistema de control. No obstante, los problemas de seguridad que provoca tal transitorio deberían ser modelados en un sistema más desarrollado incorporando las necesarias protecciones de caldera y disparos asociados al control de una combustión deficiente.

En el caso de infiltraciones moderadas de aire al sistema de captura de CO<sub>2</sub>, el sistema de caja fría de la unidad CPU de compresión y purificación demuestra cierta flexibilidad para convivir con pequeñas infiltraciones, siempre que se cumplan los márgenes de tolerancia para el transporte. No obstante, ante una gran infiltración la separación de la caja fría es insuficiente y se satura, pasando gran parte del caudal de aire infiltrado al sistema de compresión. El fenómeno es detectable debido al incremento de potencia requerida en toda la cadena de compresión.

Las anteriores conclusiones respecto al comportamiento dinámico del proceso, si bien en parte de carácter cualitativo, se estima serían de interés a la hora de diseñar y optimizar el ciclo térmico y los modos de operación de una central comercial.

# Abstract

The oxyfuel combustion in coal-fluidized bed (OXYCFB) is one of the carbon capture technologies capable of contributing to CO<sub>2</sub> abatement produced by fossil fuel combustion due to power generation activities at thermal power plants.

The OXYCFB technology is one of the technologies whose technical and economical feasibility is being evaluated with top priority. The reasons for this phenomenon are mainly high expectations on future cost reductions and commercial profitable operation, higher fuel flexibility comparing to equivalent technologies and the possibilities of dual operation and pollutants reduction without external plants.

However, oxycombustion of coal in power plants show up some features that turn out necessary experimental testing of the technology at pilot facilities, prior to commercial scale. On what regards to European EEPR program framework, Endesa Generación leads OXYCFB300 Compostilla consortium. Nowadays, the project has completed its first phase of technological development and design of a future demo plant.

The research development performed during this very PhD. Thesis was focused on analyzing thermal integration of non-conventional auxiliaries within the thermal cycle, and in studying the dynamic behaviour of the process.

Under the scenario depicted above, this study aimed to:

- Study the degree of development of oxycombustion capture technology.
- Define a reference power plant, equivalent to a commercial demo scale plant (circa 330 MWe gross power), with similar characteristics of the commercial demo plant designed in the OXYCFB300 Compostilla project.
- Draw up computer models of the reference power plant, thus allowing analysis on heat and mass balance calculations.
- Evaluate alternatives for auxiliary systems optimization, including heat integration of ASU (air separation unit) and CPU (compression and purification unit).
- Analyze the dynamic behaviour of the process, through the study of transients in various study cases in regular and unusual operation conditions.

Static simulations were done using Aspen Plus 2006 as simulation tool, widely used in design of power plants. Results from the simulations performed show that process simulation can exactly calculate the thermal cycle of an oxycombustion power plant, always based on estimations or either design data from the boiler.

Starting on the base simulation, new cases have been performed, with the aim of ASU and CPU units integration. Results show that, via integration, net performance can be increased in 2 points. Of all the cases simulated, those of parallel integration with the



thermal cycle appear to have higher potential, although it has been detected that its implementation impact on boiler and main units designs, and that the main drawback for heat integration is the low quality of the heat recovered (low temperature heat). Thus, is essential to involve technologists and suppliers in the integration of their equipment into the thermal cycle. By that means, dynamic behaviours and equipment adaptation can be evaluated for optimum heat integration.

Dynamic behaviour of the process was done using the dynamic simulation tool Chemcad CC-Dynamics 6.3. A dynamic simulation model of the reference plant has been done in order to analyze transients and process control, implementing control strategies, and simulating 4 case studies (load change, switch between oxycombustion and air modes, failure in oxygen supply by ASU and failure due to air-in leakages). Some simplifications were done in the dynamic model comparing to the static one, mainly on heat recovery areas, air pre-heating, power cycle and control scheme.

In static conditions, results of the dynamic model are comparable to the static model balance, thus validating simplifications done. Simulations performed show that, with the control scheme implemented, the oxycombustion process for the reference power plant is controllable and allows integral load management with ASU (Air Separation Unit) and CPU (Compression and Purification Unit), varying from the minimum load to MCR full load, with load ramps of  $\pm 4\%$  per minute. During the stabilization period, and specifically referring to minimum load (40%), oscillation phenomena appear that become reduced steadily during the simulation time, related to steam temperature at inlet of turbine sections. Maximum peak is valued in  $+70^\circ\text{C}$  over  $600^\circ\text{C}$  set point, with a power transient of 5% at maximum oscillation. It is to be expected that these oscillations would be reduced with a more detailed control system, although at last maximum admissible transients must be checked with the turbine supplier.

Switch between oxycombustion and air modes has been evaluated, verifying that the change is feasible without any significant transients at the power cycle of the plant, and in a reduced time (10 minutes in the case studied), which is consistent with documented empiric results and other simulations known.

A partial failure of oxygen supply by the ASU unit induces an admissible transient by the oxycombustion process and the thermal cycle, and the control system. Nevertheless, safety issues that such phenomenon would create should be modelled on a much more detailed system, adding the required boiler interlocks and trip protections associated to the controlling of a poor combustion.

In case of small air-in leakages to the CO<sub>2</sub> capture system, the cold box at the CPU shows moderate flexibility to clear small leakages, if tolerances for transport are met. However, if a big leakage occurs cold box is insufficient and gets saturated, allowing a great portion of the air to get inside the compression system. This issue can be detected due to the power increase required in all the compression chain.

The above conclusions regarding the dynamic behaviour of the process, although qualitative in part, are supposed to be of interest when designing and optimizing the power cycle and the operation modes of an actual commercial plant.

# Agradecimientos

Deseo agradecer especialmente el apoyo prestado y el cariño demostrado durante la elaboración de esta Tesis Doctoral a las siguientes personas:

*A Rocío, a mis padres, a mis abuelos, a mi familia y amigos, y a mis pequeños Algodón y Loira, por acompañarme una vez más a lo largo de toda esta etapa.*

*A los directores de la Tesis, Fernando López Vera y Juan Carlos Ballesteros, por su eterna disposición, estímulo, transmisión de conocimientos, paciencia y confianza depositada en mi labor diaria. Su función de guía a lo largo de todo el proceso ha resultado fundamental para superar los momentos de dificultad e incertidumbre, y para motivarme a terminar el trabajo pese a las distracciones y necesidades de la vida cotidiana.*

*A mis compañeros en Endesa Generación y en el Proyecto OXYCFB300 Compostilla (Ciuden, Foster Wheeler Energía Oy y otras empresas colaboradoras), por facilitarme la integración dentro de un grupo de trabajo y un proyecto apasionantes, por sus inestimables consejos y conocimientos y por facilitar mi labor en la elaboración de este trabajo.*

*Al Coordinador del Doctorado en Energías y Combustibles para el Futuro, Jose Francisco Fernández Ríos, por toda la energía derrochada en conseguir que este periodo de investigación cumpliera con creces los requisitos que los alumnos exigíamos al comienzo del mismo, y por el exquisito trato dispensado.*

*A mis compañeros de doctorado, que aún el poco contacto mantenido por las circunstancias, me consta han mostrado un gran potencial y una capacidad de dedicación y de ilusión por sus estudios única.*

*A todos los profesores y profesionales que han impartido docencia durante la etapa previa de Master, desde el enfoque más academicista hasta el enfoque más aplicado, siempre con la única voluntad de transmitir el máximo posible de sus conocimientos y experiencias.*

*Y, por último, a la Universidad Autónoma de Madrid y a su personal por soportar con su trabajo diario este curso académico.*

# Índice de contenidos

<b>CAPÍTULO I. INTRODUCCIÓN .....</b>	<b>19</b>
1.1 Antecedentes de la investigación .....	20
1.2 Campo de investigación e hipótesis de partida .....	20
1.3 Justificación de la investigación .....	21
1.4 Objetivos de la investigación .....	21
1.5 Resumen de la metodología .....	22
1.6 Estructura de la tesis .....	23
1.7 Delimitación de los alcances y asunciones importantes .....	24
1.8 Glosario y definiciones .....	24
<b>CAPÍTULO II. METODOLOGÍA DESARROLLADA.....</b>	<b>26</b>
2.1 Introducción .....	27
2.2 Proyecto y metodología de investigación .....	27
2.3 Punto de partida y originalidad de los planteamientos .....	28
2.4 Procedimientos de investigación .....	29
2.5 Plan de trabajo.....	31
2.6 Limitaciones de la metodología .....	32
<b>CAPÍTULO III. REVISIÓN DEL ESTADO DEL ARTE.....</b>	<b>33</b>
3.1 Introducción .....	34
3.2 Tecnologías de captura de CO <sub>2</sub> en centrales térmicas.....	34
3.2.1 Captura en pre-combustión.....	34
3.2.2 Captura en combustión (oxicombustión).....	37
3.2.3 Captura en post-combustión .....	42
3.3 Tecnología de captura de CO <sub>2</sub> por oxicombustión en lecho fluido circulante	45
3.3.1 Descripción del proceso.....	45
3.3.2 Ventajas e inconvenientes .....	47
3.3.3 Diseño de caldera.....	49
3.3.4 Ciclo térmico .....	52
3.3.5 Unidad de Separación de Aire (ASU) .....	52
3.3.6 Unidad de Compresión y Purificación (CPU).....	58
3.3.7 Corrosión y materiales.....	68

3.3.8	Incremento de la superficie ocupada y diseño en planta .....	72
3.3.9	Proyectos de desarrollo de la tecnología de oxidación.....	74
3.4	Integración termodinámica de auxiliares no convencionales (ASU y CPU)...	77
3.5	Simulación Dinámica de captura en oxidación.....	78
3.6	Conclusiones .....	79

**CAPÍTULO IV. DESCRIPCIÓN Y PLANTEAMIENTO DE LA CENTRAL DE REFERENCIA. MODELOS ESTÁTICOS ..... 81**

4.1	Introducción .....	82
4.2	Bases de diseño .....	82
4.2.1	Datos generales.....	82
4.2.2	Configuración del ciclo térmico .....	82
4.2.3	Combustible de diseño .....	84
4.3	Modelo de simulación de proceso .....	85
4.3.1	Programa de simulación .....	85
4.3.2	Fortalezas y debilidades de Aspen Plus.....	85
4.3.3	Modelo de simulación base .....	86
4.4	Resultados del modelo base .....	91
4.4.1	Estimación de consumidores eléctricos.....	91
4.4.2	Balance global de planta.....	92
4.4.3	Filtración de gases .....	93
4.4.4	Sensibilidad al rendimiento de turbina .....	94
4.5	Conclusiones .....	95

**CAPÍTULO V. INTEGRACIÓN TERMODINÁMICA Y OPTIMIZACIÓN. MODELOS ESTÁTICOS..... 96**

5.1	Introducción .....	97
5.2	Integración calórica de ASU y CPU .....	97
5.3	Conclusiones .....	101

**CAPÍTULO VI. ESTUDIO DE TRANSITORIOS. MODELOS DINÁMICOS.. 102**

6.1	Introducción .....	103
6.2	Descripción del modelo dinámico base de la central de referencia .....	103
6.2.1	Simplificaciones e hipótesis del modelo dinámico .....	103
6.2.2	Diseño del control de planta en el modelo dinámico .....	105
6.3	Estudio de transitorios en operación normal.....	108

6.3.1	Caso de estudio 1. Regulación y comportamiento durante cambios de carga	108
6.3.2	Caso de estudio 2. Paso de modo oxidación a modo aire.....	113
6.4	Estudio de transitorios en operación con malfuncionamiento .....	117
6.4.1	Caso de estudio 3. Fallo en el suministro de oxígeno por la ASU .....	117
6.4.2	Caso de estudio 4. Fallo por infiltraciones de aire en el circuito aire-gases	121
6.5	Conclusiones .....	125
<b>SINTESIS, APORTACIONES Y PERSPECTIVAS.....</b>		<b>127</b>
7.1	Introducción .....	128
7.2	Conclusiones sobre el campo de investigación.....	128
7.3	Conclusiones de la Tesis.....	129
7.3.1	Integración termodinámica .....	129
7.3.2	Adaptabilidad a un entorno comercial.....	131
7.4	Contribuciones originales al campo de investigación.....	133
7.5	Implicaciones del desarrollo .....	134
7.6	Limitaciones.....	134
7.7	Lecciones aprendidas .....	136
7.8	Nuevas líneas de investigación futura .....	136
<b>PUBLICACIONES.....</b>		<b>138</b>
<b>REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS .....</b>		<b>140</b>
<b>ANEXO. INFORME DE CÁLCULO MODELO BASE DINÁMICO CHEMCAD (CONDICIONES ESTÁTICAS) .....</b>		<b>152</b>

## Índice de figuras

Figura 1: Relación entre el campo de investigación e hipótesis de partida. ....	29
Figura 2: Esquema básico de la tecnología de captura en pre-combustión. Adaptado de [12, 22]. .....	34
Figura 3: Captura en pre-combustión con gasificación de carbón integrada en ciclo combinado. La captura del CO <sub>2</sub> se realiza mediante adsorción química. Adaptado de [11]. ....	35
Figura 4: Esquema básico de la tecnología de captura en combustión (oxicombustión). Adaptado de [12, 22]. ....	38
Figura 5: Captura en combustión por oxicombustión. Adaptado de [11]. ....	39
Figura 6: Ciclo de carbonatación-calcinación. Adaptado de [17]. ....	41
Figura 7: Balance de materia y energía en un ciclo de carbonatación-calcinación para una central térmica comercial de 600 MWt en caldera. Los flujos de calor dan idea de la importancia de la integración del proceso para mejorar el rendimiento. La producción de la unidad ASU es de 1800 tO <sub>2</sub> /día. Adaptado de [17]. ....	42
Figura 8: Esquema básico de la tecnología de captura en post-combustión. Adaptado de [12, 22]. ....	43
Figura 9: Captura en post-combustión por absorción química. Adaptado de [11]. ....	44
Figura 10: Esquema de proceso de oxicombustión en lecho fluido circulante. Adaptado de [14]. .....	46
Figura 11: Secciones de la caldera de oxicombustión en lecho fluido circulante OXYCFB300 Compostilla [5]. ....	47
Figura 12: Afección de la concentración de O <sub>2</sub> en la combustión a la temperatura de combustión adiabática y a la distribución del calor en la caldera. Adaptado de [5, 60]. ....	50
Figura 13: Perfil de temperaturas en una caldera CFB en modos aire y oxicombustión. Adaptado de [60]. ....	50
Figura 14: Variación de la eficiencia de absorción con caliza en coque de petróleo en función de la temperatura del lecho y en modos de aire y oxicombustión. Adaptado de [5]. ....	51
Figura 15: Incremento del consumo de compresión debido al aumento de infiltraciones en un caso de estudio. Adaptado de [60]. ....	52
Figura 16: Planta comercial ASU con capacidad de separar 3250 tCO <sub>2</sub> /día [15]. ....	53
Figura 17: Diagrama de proceso de una unidad de separación de aire (ASU) por destilación criogénica. Adaptado de [16]. ....	54
Figura 18: Variación porcentual del consumo energético de la ASU en función de la pureza del oxígeno (eficiencia de compresores, refrigeradores y otros equipos no considerada). Adaptado de [57]. ....	55
Figura 19: Objetivos de reducción de consumo energético en plantas ASU. Adaptado de [30].	55
Figura 20: Implementación de diferentes estrategias de tanques de almacenamiento de oxígeno líquido en la ASU para optimización de la inversión y operación: (A) Planta de 575 MW netos sin almacenamiento LOX. (B) Planta con almacenamiento LOX con ASU dimensionada para cubrir las puntas con mayor diferencial de precio. (C) Planta con almacenamiento LOX con	

ASU dimensionada para cubrir el consumo medio de oxígeno y reducir la inversión. Adaptado de [30].	57
Figura 21: Desacoplamiento de producción y consumo de oxígeno mediante tanques de almacenamiento líquido, reduciendo la captura al 50%. Adaptado de [30].	58
Figura 22: Diagrama de fases del CO <sub>2</sub> [33].	59
Figura 23: Modificación de la línea de equilibrio en el diagrama de fases de CO <sub>2</sub> para diferentes proyectos debido a la existencia de impurezas. El punto crítico está identificado como “C”. Por encima del mismo se dan las condiciones de fase supercrítica o fase densa, mientras que por debajo se produce una se abre una envolvente de interfase líquido-vapor [33].	60
Figura 24: Diagrama de proceso para la comparación energética entre compresión pura y licuefacción del CO <sub>2</sub> . Adaptado de [34].	61
Figura 25: Diagrama simplificado de proceso de una unidad de compresión y purificación de gases (CPU). Fuente: elaboración propia.	62
Figura 26: Consumo energético específico por tonelada de CO <sub>2</sub> comprimida en la CPU para una composición de gas de oxicomustión típica. Adaptado de [56].	63
Figura 27: Rango de aplicación de compresores para procesos industriales [35].	64
Figura 28: Compresores centrífugos monoetapa (izquierda) y multietapa (derecha) [36].	65
Figura 29: Compresor axial de la industria química con etapa de intercooling [49].	66
Figura 30: Compresor centrífugo multietapa (integrally geared) con refrigeraciones inter-etapa, utilizado en la industria de proceso de gas. Fuente: MAN Turbo AG [50].	67
Figura 31: Diagrama de fases del agua en el que se muestran las condiciones del punto supercrítico.	69
Figura 32: Ratios de erosión de aceros seleccionados en función de la temperatura [10].	71
Figura 33: Superficie ocupada por las diferentes plantas de una central de generación por captura mediante oxicomustión con Lecho Fluido Circulante. Proyecto Oxy-cfb-300 Compostilla [48].	72
Figura 34: Vista 3D de la central de generación por captura mediante oxicomustión con Lecho Fluido Circulante. Proyecto Oxy-cfb-300 Compostilla [48].	73
Figura 35: Fotografía y unidades principales de la planta de ensayos de captura y transporte de CO <sub>2</sub> (es.CO <sub>2</sub> ) de CIUDEN en Cubillos del Sil (León). Adaptado de [61].	75
Figura 36: Elementos y características principales de la caldera CFB de la planta de ensayos de 30 MW térmicos de CIUDEN en Cubillos del Sil (León). Adaptado de [61].	76
Figura 37: Modelo de simulación estático del proceso de captura en oxicomustión en lecho fluido circulante (Aspen Plus).	87
Figura 38: Resultados (P, T) de la simulación del modelo de caldera y circuito de gases en modo Oxicomustión (100% de carga).	89
Figura 39: Resultados (P, T) de la simulación del modelo de ciclo térmico turbina vapor en modo Oxicomustión (100% de carga).	90
Figura 40: Resultados (P, T) de la simulación del modelo de ASU en carga nominal.	90
Figura 41: Resultados (P, T) de la simulación del modelo de CPU en carga nominal.	91
Figura 42: Predimensionamiento de los ciclones de recirculación al lecho fluido circulante.	94
Figura 43: Predimensionamiento del sistema de filtros de mangas para eliminación de volantes. El área ocupada equivale a un rectángulo en planta de 50 m x 25 m.	94

Figura 44: Sensibilidad de la potencia bruta y rendimiento bruto de planta ante el rendimiento isentrópico de la turbina de vapor. ....	95
Figura 45: Modificaciones en la sección de precalentamiento de baja presión del agua de alimentación, para permitir la integración calórica de ASU y CPU en serie. ....	98
Figura 46: Modificaciones en la sección de precalentamiento de baja presión del agua de alimentación, para permitir la integración calórica de CPU en serie y ASU en paralelo.....	98
Figura 47: Potencia adicional obtenida por integración de calores residuales de ASU y CPU para distintas configuraciones de integración parcial y total.....	100
Figura 48: Modelo de simulación dinámico base del proceso de captura en oxidación en lecho fluido circulante (Chemcad). ....	107
Figura 49: Rampa de variación de ingreso de carbón en el caso de estudio 1 para variación de carga. ....	108
Figura 50: Transitorio en las condiciones de vapor recalentado (P,T) en el caso de estudio 1 para variación de carga (entrada a turbina AP). ....	109
Figura 51: Transitorio en las condiciones de vapor recalentado (P,T) en el caso de estudio 1 para variación de carga (entrada a turbina MP). ....	109
Figura 52: Transitorio en la generación de potencia en la sección de alta presión de la turbina en el caso de estudio 1 para variación de carga (valores negativos). ....	110
Figura 53: Transitorio en la generación de potencia en la sección de media presión de la turbina en el caso de estudio 1 para variación de carga (valores negativos). ....	110
Figura 54: Transitorio en la generación de potencia en la primera sección de baja presión de la turbina en el caso de estudio 1 para variación de carga (valores negativos). ....	110
Figura 55: Transitorio en la generación de potencia en la segunda sección de baja presión de la turbina en el caso de estudio 1 para variación de carga (valores negativos). ....	111
Figura 56: Caudal del agua de alimentación (verde) y posición de la válvula que lo regula (en % de apertura, rojo) en el caso de estudio 1 para variación de carga. La gráfica azul muestra la salida de señal de regulación del controlador PID. ....	111
Figura 57: Caudales máxicos a la salida de la compresión del CO <sub>2</sub> en la unidad CPU, en el caso de estudio 1 para variación de carga. La curva superior (rojo) corresponde al dióxido de carbono. ....	112
Figura 58: Rampa de reducción de oxígeno proveniente de la ASU en el caso de estudio de paso de modo oxidación a modo aire. ....	114
Figura 59: Rampa de aporte de oxígeno para cambio a modo aire en el caso de estudio de paso de modo oxidación a modo aire. ....	114
Figura 60: Discontinuidad en la temperatura adiabática de combustión en el caso de estudio de paso de modo oxidación a modo aire. ....	115
Figura 61: Transición en las condiciones de vapor sobrecalentado en el caso de estudio de paso de modo oxidación a modo aire. ....	115
Figura 62: Transición en las condiciones de vapor recalentado caliente en el caso de estudio de paso de modo oxidación a modo aire. ....	115
Figura 63: Respuesta del sistema de control (válvula de agua de alimentación y caudal y controlador asociados) en el caso de estudio de paso de modo oxidación a modo aire. ...	116
Figura 64: Transitorio en la generación de potencia en el caso de estudio de paso de modo oxidación a modo aire. ....	116



Figura 65: Desvío de la producción de oxígeno en el caso de estudio de fallo de suministro en ASU.....	117
Figura 66: Bajada de temperatura teórica de la combustión (Gibbs) en el caso de estudio de fallo de suministro en ASU. ....	118
Figura 67: Transitorio en las condiciones de vapor vivo (P,T) en el caso de estudio de fallo de suministro en ASU (entrada a turbina AP).....	118
Figura 68: Transitorio en las condiciones de vapor recalentado (P,T) en el caso de estudio de fallo de suministro en ASU (entrada a turbina MP).....	118
Figura 69: Transitorio en la generación de potencia en la sección de alta presión de la turbina en el caso de estudio de fallo de suministro en ASU (valores negativos).....	119
Figura 70: Transitorio en la generación de potencia en la sección de media presión de la turbina en el caso de estudio de fallo de suministro en ASU (valores negativos).....	119
Figura 71: Transitorio en la generación de potencia en la primera sección de baja presión de la turbina en el caso de estudio de fallo de suministro en ASU (valores negativos).....	119
Figura 72: Transitorio en la generación de potencia en la segunda sección de baja presión de la turbina en el caso de estudio de fallo de suministro en ASU (valores negativos).....	120
Figura 73: Infiltración de aire diseñada para el caso de estudio durante 60 minutos de simulación. ....	122
Figura 74: Incremento del caudal másico de O <sub>2</sub> a la salida de la purificación en la caja fría de la CPU debido a la simulación dinámica de una infiltración de aire en el sistema. ....	123
Figura 75: Variación de los caudales másicos de gases no condensables a la salida de la purificación en la caja fría de la CPU en la simulación dinámica de una infiltración de aire en el sistema. ....	124
Figura 76: Incremento del consumo en la compresión de la corriente de CO <sub>2</sub> en la CPU debido a la simulación dinámica de una infiltración de aire en el sistema. ....	125
Figura 77: Potencia adicional obtenida por integración de calores residuales de ASU y CPU para distintas configuraciones de integración parcial y total.....	130

# Índice de tablas

Tabla 1: Plan de trabajo de la tesis de investigación. ....	31
Tabla 2: Composición del gas de diseño para el desarrollo de la turbina de hidrógeno de GE. Adaptado de [13]. ....	37
Tabla 3: Compresores comerciales específicos para captura y almacenamiento de CO <sub>2</sub> . Adaptado de [35, 50, 54]. ....	68
Tabla 4: Proyectos de plantas para el desarrollo de la oxidación. Adaptado de [46]. ....	74
Tabla 5: Proyectos de I+D para el desarrollo de la oxidación. Adaptado de [29]. ....	77
Tabla 6: Bases de diseño del modelo de simulación del proceso de captura en oxidación en lecho fluido circulante. ....	82
Tabla 7: Características, granulometría, composición y consumo del combustible de diseño considerado para el modelo. ....	84
Tabla 8: Datos del rendimiento técnico del modelo de caldera utilizados en el modelo. ....	88
Tabla 9: Consumidores eléctricos en operación. Parcialmente adaptado de [48]. ....	92
Tabla 10: Balance global de planta del modelo de simulación base. ....	93
Tabla 11: Balances térmicos (en MW) de todas las unidades simuladas del ciclo agua-vapor, y caudales de vapor vivo y recalentado en tres de las diferentes configuraciones simuladas con integración parcial y total de calores residuales de ASU y CPU. ....	99
Tabla 12: Resultados de la integración parcial y total de calores residuales de ASU y CPU para distintas configuraciones simuladas. ....	100
Tabla 13: Comparativa de resultados entre modelos base estático y dinámico, a efectos de validación de magnitudes del modelo dinámico. ....	105
Tabla 14: Dimensionamiento de la válvula de control de caudal de agua de alimentación en el modelo dinámico. ....	106
Tabla 15: Configuración del control PID de regulación del caudal de agua de alimentación en el modelo dinámico. ....	106
Tabla 16: Resultados de la integración parcial y total de calores residuales de ASU y CPU para distintas configuraciones simuladas. ....	131

# **CAPÍTULO I. INTRODUCCIÓN**

---

## 1.1 Antecedentes de la investigación

La oxicomcombustión de carbón en lecho fluido circulante (OXYCFB) es una de las tecnologías de captura de CO<sub>2</sub> en combustión, para evitar la liberación de emisiones de CO<sub>2</sub> derivadas de la combustión de combustibles fósiles, en las actividades de generación eléctrica de las centrales térmicas.

Se trata de una de las tecnologías CCS (Carbon Capture & Storage) cuya viabilidad técnica y económica se está analizando con mayor prontitud y actualmente de forma destacada. Entre las principales razones para ello sobresalen la existencia de expectativas razonables para conseguir una futura reducción de costes y hacer rentable su explotación comercial, la mayor flexibilidad de combustibles (amplio rango de carbones) respecto a otras tecnologías o las capacidades de operación dual (modo convencional aire y modo oxicomcombustión para captura de CO<sub>2</sub>) y de reducción de contaminantes in situ, caso del SO<sub>2</sub>, sin plantas adicionales.

Sin embargo, la oxicomcombustión de carbón en centrales térmicas presenta algunas peculiaridades que hacen que sea necesario probar y experimentar esta tecnología con instalaciones piloto, plantas de ensayos y plantas de demostración antes de alcanzar una escala comercial. Dentro del contexto europeo del programa EEPR, ENDESA Generación lidera el consorcio OXYCFB300 Compostilla, Actualmente, el proyecto ha concluido su primera fase de desarrollo tecnológico y de diseño de una futura planta de demostración comercial.

## 1.2 Campo de investigación e hipótesis de partida

El campo de investigación sobre el que se centra el tema de la tesis es el diseño y análisis del proceso de una central de generación eléctrica con captura de CO<sub>2</sub> mediante la tecnología de oxicomcombustión en lecho fluido circulante. Se trata de un campo de investigación que involucra distintas disciplinas y áreas de conocimiento, entre ellas las de ingeniería química o de procesos, termodinámica, ingenierías mecánica y eléctrica asociadas a los equipos de la planta, ingeniería de control de proceso, simulación y computación, o físico-química de la combustión, destilación y tratamiento de gases.

La hipótesis de partida que se defiende en la presente tesis es la siguiente:

*<<La integración termodinámica de los consumidores auxiliares situados fuera del ciclo termodinámico convencional (regenerativo tipo Rankine) supone una mejora del rendimiento neto del proceso respecto al proceso base sin integración termodinámica. La aplicación de modelos físicos y estudios de transitorios a una central de referencia permitirá verificar la optimización del rendimiento termodinámico, identificar oportunidades de mejora del diseño y validar la adaptabilidad de los cambios a los modos de operación de la central en un entorno comercial.>>*

### **1.3 Justificación de la investigación**

La *caldera de lecho fluidizado* es un elemento no estándar clave en la etapa de diseño. Su comportamiento con oxígeno, si bien análogo al comportamiento con aire, no es idéntico ni extrapolable. Variables como los flujos térmicos, la recirculación de gases y la distribución de temperaturas requieren especial atención, y tienen consecuencias inmediatas en las dimensiones espaciales de la caldera y sus elementos, y por extensión de otros equipos auxiliares de la central.

Adicionalmente, la central de oxidación necesita de 2 plantas auxiliares principales: *ASU* (planta de producción de oxígeno) y *CPU* (unidad de compresión y purificación de CO<sub>2</sub>). La optimización conjunta de ambas es un ejercicio que requiere una solución de compromiso entre la optimización de cada planta individual y la optimización de la central en su conjunto.

El estudio del diseño de proceso y de los balances de masa y energía asociados supone una de las herramientas de partida que permiten evaluar las ventajas e inconvenientes de cada una de las configuraciones alternativas y valorar las distintas opciones de integración. El estudio adicional de transitorios del proceso permite verificar y conocer, anticipadamente a la construcción, la estabilidad del proceso en los distintos modos de operación posibles de la tecnología, anticipar problemas asociados a la operación de la planta y tomar decisiones de configuración del sistema de control que gobernaría una planta real.

Otros estudios adicionales a los anteriores, de carácter más complejo por los datos necesarios para alimentarlos, analizan el comportamiento fluidodinámico y la transmisión de calor en las superficies de intercambio dentro del circuito aire gases de la caldera. Estos modelos requieren frecuentemente de datos propietarios y de valores experimentales para validar su utilización como base para el diseño de las secciones de la caldera. En el caso de la oxidación, las propiedades termodinámicas de los gases (principalmente de transmisión de calor) son diferentes a la combustión habitual con aire. Por la complejidad de estos estudios y falta de disponibilidad de herramientas y datos necesarios para el análisis de sus mecanismos, se ha partido de resultados disponibles en otras investigaciones, asumiendo en ocasiones y particularmente en los modelos realizados, su funcionamiento de forma aproximada.

### **1.4 Objetivos de la investigación**

Basándose en los estudios previos desarrollados por el alumno durante el periodo de formación para el doctorado, relativos a diseño de proceso y balances de materia y energía del ciclo térmico, en esta etapa de doctorado se pretende profundizar en el diseño de detalle de una central de referencia basada en la citada tecnología de oxidación en lecho fluido circulante (OXY-CFB), profundizando en el diseño de los elementos mencionados en el punto anterior (caldera de lecho fluidizado, ASU y

CPU) mediante enfoques tales como el estudio de los balances de masa y energía del proceso y el estudio dinámico de transitorios de proceso.

Durante la investigación el doctorando se marcó como objetivos para el periodo de doctorado analizar los siguientes aspectos, aplicando diversas metodologías de modelado a una central de referencia con tecnología de oxidación:

- I. Integración termodinámica y optimización del rendimiento
- II. Desarrollo y análisis de modelos físicos de caldera, auxiliares, emisiones y otros elementos del proceso
- III. Estudio de transitorios de circuitos y sistemas y sus implicaciones en control de proceso
- IV. Identificación de modos de operación y mejores prácticas de diseño
- V. Análisis de implicaciones del diseño en costes OPEX y CAPEX y búsqueda de óptimos técnico-económicos

## **1.5 Resumen de la metodología**

En primer lugar se realizó un trabajo exhaustivo de puesta al día del estado del arte del conocimiento científico actual sobre las tecnologías de captura de CO<sub>2</sub> en centrales térmicas y más específicamente sobre la tecnología de oxidación en lecho fluido circulante, analizando y estudiando la bibliografía existente al respecto. El proceso de investigación sobre los estudios y bibliografía existentes ha continuado durante todo el periodo de investigación para descubrir nuevas publicaciones y fuentes.

A continuación, una vez analizado el estado actual de desarrollo de la tecnología, se plantearon los datos básicos y parámetros de una central de referencia con captura de CO<sub>2</sub> que incorpore la tecnología OXY-CFB en su diseño.

Subsecuentemente, se efectuó un planteamiento científico riguroso de la integración termodinámica de todos los sistemas que forman parte de la planta de captura de CO<sub>2</sub> en oxidación, teniendo en cuenta su repercusión en aspectos de emisiones de contaminantes atmosféricos, modos de operación y mejora del diseño entre otras áreas.

Finalmente se realizó una evaluación de la integración termodinámica en toda su amplitud para tratar de demostrar que es viable técnica y científicamente, extrayendo conclusiones sobre una tecnológica novedosa como es la oxidación en lecho fluido circulante, mediante el estudio de transitorios y modos de operación.

Las herramientas utilizadas para evaluar el proceso de oxidación han sido las aplicaciones de simulación Aspen Plus 2006 (desarrollando modelos estáticos) y Chemcad 6.3 (para modelos dinámicos), ambos simuladores de proceso de ingeniería química que permiten el cálculo de los balances de masa y energía del proceso a partir de las unidades que conforman el mismo y sus interrelaciones, permitiendo así evaluar el funcionamiento esperado del sistema y de los equipos que conforman, y analizar parámetros físico-químicos, condiciones de diseño y condiciones de operación de la planta.

## 1.6 Estructura de la tesis

La presente tesis está estructurada en los siguientes capítulos:

### *CAPÍTULO I. Introducción.*

Donde se describen los antecedentes de la investigación, el campo de investigación, los objetivos, un resumen de la metodología, la estructura, las delimitaciones de los alcances y asunciones, y el glosario y definiciones de la tesis.

### *CAPÍTULO II. Metodología.*

Donde se describe la metodología seguida para la elaboración de la tesis.

### *CAPÍTULO III. Revisión del estado del arte.*

Donde se describe el estado del arte del campo de investigación de la tesis y los principales avances y vías de investigación.

### *CAPÍTULO IV. Descripción y planteamiento de la central de referencia. Modelos estáticos.*

Donde se describe y plantea la central tomada como referencia para el estudio de modelos estáticos y dinámicos, sus parámetros básicos, el planteamiento de los modelos estáticos asociados y los resultados de este modelo base.

### *CAPÍTULO V. Integración termodinámica y optimización. Modelos estáticos.*

Donde se describen los modelos estáticos planteados para la integración termodinámica de las diferentes unidades del proceso y sus resultados.

### *CAPÍTULO VI. Estudio de transitorios. Modelos dinámicos.*

Donde se describen los modelos dinámicos planteados para el estudio de transitorios y sus resultados, analizando cuatro casos de estudio asociados a modos de operación normal y operación con fallos.

### *CAPÍTULO VII. Síntesis, aportaciones y perspectivas.*

Donde se recopilan las conclusiones alcanzadas a lo largo de la tesis, se evalúa la respuesta a la hipótesis de partida, y se detallan las implicaciones del estudio, sus limitaciones, lecciones aprendidas y líneas futuras de investigación.

### *CAPÍTULO VIII. Publicaciones.*

Donde se listan las publicaciones del doctorando en el periodo de Tesis.

### *CAPÍTULO IX. Referencias bibliográficas.*

Donde se listan las referencias bibliográficas y fuentes de información utilizadas (orden no correlativo).

## 1.7 Delimitación de los alcances y asunciones importantes

A modo general cabe destacar los siguientes límites y asunciones en el desarrollo de la tesis:

- La caldera de lecho fluidizado constituye en mayor o menor medida un elemento simplificado en el modelado del proceso. La combustión en atmósfera de oxígeno sin nitrógeno supone una modificación de parámetros tales como las temperaturas de combustión, los flujos de transferencia de calor o en el diseño de las secciones de recuperación, respecto a los valores conocidos en combustión convencional con aire. La información disponible al respecto corresponde a escasos proyectos de plantas piloto de laboratorio y a escala demostración desarrollada por tecnólogos y fabricantes, y ha sido escasamente divulgada por motivos de protección intelectual. Por ello, se ha optado por introducir algunas hipótesis y analogías a un funcionamiento teórico.
- La eficiencia de los procesos de separación de aire y compresión y purificación de CO<sub>2</sub> depende en gran medida del diseño de sus equipos y en particular del diseño de los compresores asociados y su refrigeración, ya que suponen aprox. un 90% del consumo energético en las plantas más grandes [30, 31]. Los datos disponibles sobre la integración termodinámica de estos procesos en la generación eléctrica son también escasos y poco divulgados. Habiendo estudiado la bibliografía disponible al respecto, se ha hecho una aproximación teórica al funcionamiento de los mismos, con los datos experimentales disponibles al respecto.
- No se han realizado estudios ni modelos relativos a transporte y almacenamiento, y consecuentemente tampoco de integración de la cadena completa CCS, por considerarse fuera del alcance del tema de investigación, así como por que las herramientas de estudio requeridas son de naturaleza parcial o completamente diferente a las utilizadas para el estudio de procesos de ingeniería química.

## 1.8 Glosario y definiciones

<b>ANSI</b>	American National Standards Institute
<b>AP</b>	Alta Presión
<b>API</b>	American Petroleum Institute
<b>ASME</b>	American Society of Mechanical Engineers
<b>ASTM</b>	American Society for Testing and Materials
<b>ASU</b>	Air Separation Unit (Unidad de separación de aire)
<b>ATEX</b>	Atmósferas Explosivas
<b>BOP</b>	Balance Of Plant (Balance de Planta)
<b>BP</b>	Baja Presión
<b>CAPEX</b>	CAPital EXpenditures
<b>CCS</b>	Carbon Capture and Storage (Captura y Almacenamiento de CO <sub>2</sub> )
<b>CFB</b>	Circulating Fluidised Bed (Lecho Fluido Circulante)
<b>CFD</b>	Computational Fluid Dynamics (Estudios Fluidodinámicos por Ordenador)
<b>CIUDEN</b>	Fundación Ciudad de la Energía



<b>CPU</b>	Compression and Purification Unit (Unidad de Compresión y Purificación)
<b>EEPR</b>	European Energy Programme for Recovery
<b>FEED</b>	Front End Engineering and Design (Diseño de Ingeniería)
<b>GEI</b>	Gases Efecto Invernadero (inc. dióxido de carbono)
<b>H&amp;M</b>	Heat and Mass (Balances de Masa y Energía)
<b>IEA</b>	International Energy Agency, Agencia Internacional de la Energía
<b>LOX</b>	Oxígeno Líquido
<b>LP Eco</b>	Economizador de Baja Presión
<b>LP-GOX</b>	Oxígeno Gas
<b>MCR</b>	Maximum Continuous Rating, o valor nominal de carga o potencia de una central, al 100% de capacidad, durante un periodo de tiempo sostenido.
<b>MP</b>	Media Presión
<b>MTD</b>	Mejores Técnicas Disponibles
<b>OXY-FUEL, OXICOMBUSTIÓN</b>	Tecnología de combustión de combustibles fósiles en condiciones de alta concentración de oxígeno.
<b>OXY-CFB</b>	Tecnología de Oxidación en Lecho Fluido Circulante
<b>PID</b>	Controlador de acciones Proporcional, Integral y Diferencial
<b>PPM</b>	Medida de la concentración de los elementos o compuestos minoritarios en una disolución o mezcla en Partes Por Millón respecto al elemento o compuesto principal.
<b>PSA</b>	Pressure Swing Adsorption (Membranas de Adsorción/Desorción alternativa controladas por presión)
<b>P&amp;IDs</b>	Diagramas de Proceso e Instrumentación
<b>REE</b>	Red Eléctrica de España
<b>SCAH</b>	Steam Coil Air Heater (Sistema de Recuperación de Calor del Circuito Aire Gases)
<b>SC-OTU</b>	Super Critical-One Through (Caldera “One Through” supercritical, sin calderín)
<b>TSA</b>	Temperature Swing Adsorption (Membranas de Adsorción/Desorción alternativa controladas por temperatura)
<b>TV</b>	Turbina de Vapor
<b>VLE</b>	Equilibrio Vapor-Líquido

## **CAPÍTULO II. METODOLOGÍA DESARROLLADA**

---

## **2.1 Introducción**

En este Capítulo se describe la metodología desarrollada seguida para la elaboración de la tesis, a lo largo de todo el periodo de investigación. La metodología presentada a continuación se detalla de modo que permita conocer los pasos seguidos a lo largo del desarrollo del estudio, el orden seguido, las dificultades detectadas, el plan de investigación y su seguimiento, el análisis de datos, la originalidad de planteamientos y punto de partida, los procedimientos seguidos y otras variables de importancia para el desarrollo de la investigación realizada.

## **2.2 Proyecto y metodología de investigación**

La etapa de investigación relacionada con la tesis comenzó a finales de 2012 con la definición del Proyecto de investigación e hipótesis de partida, y su revisión con los tutores, y el planteamiento de la estructura del estudio y de los capítulos y ámbitos a desarrollar.

En primer lugar se realizó un trabajo exhaustivo de puesta al día del estado del arte del conocimiento científico actual sobre las tecnologías de captura de CO<sub>2</sub> en centrales térmicas y más específicamente sobre la tecnología de oxidación en lecho fluido circulante, analizando y estudiando la bibliografía existente al respecto. El proceso de investigación sobre los estudios y bibliografía existentes ha continuado durante todo el periodo de investigación para descubrir nuevas publicaciones y fuentes. Se han consultado fuentes bibliográficas procedentes de publicaciones en revistas científicas, artículos científicos y técnicos, ponencias presentadas en congresos (con especial atención a las conferencias de Oxyfuel Combustion y el Grupo de Tecnologías de Gases Efecto Invernadero de la Agencia Internacional de la Energía), libros relacionados con la ingeniería de procesos y centrales termoeléctricas, manuales y casos prácticos de las herramientas informáticas utilizadas, otras tesis doctorales relacionadas y otras fuentes de la industria (referencias de catálogos, equipos y tecnologías de fabricantes y tecnólogos). Una relación exhaustiva de la bibliografía referenciada puede consultarse en el Capítulo IX de Referencias.

A continuación, una vez analizado el estado actual de desarrollo de la tecnología, se plantearon los datos básicos y parámetros de una central de referencia con captura de CO<sub>2</sub> que incorpore la tecnología OXY-CFB en su diseño. Los datos de la central de referencia en la que se basan los estudios desarrollados son análogos a las bases de diseño de la central de demostración del proyecto OXYCFB300 Compostilla de 330 MWe brutos de potencia de partida (sin integración termodinámica) en modo oxidación (ver Apartado 1.1 de Antecedentes), habiéndose utilizado para su definición como referencia el estudio de ingeniería FEED hecho público por el proyecto en Diciembre de 2013 [48].

Subsecuentemente, se efectuó un planteamiento científico riguroso de la integración termodinámica de todos los sistemas que forman parte de la planta de captura de CO<sub>2</sub> en oxidación a partir del análisis bibliográfico, teniendo en cuenta su repercusión en aspectos de emisiones de contaminantes atmosféricos, modos de operación, mejora del diseño y mejora de rendimiento entre otras áreas. Se elaboró un modelo estático de

proceso en Aspen Plus, fiel a la central de referencia y sus parámetros. Se construyeron distintas variantes de proceso para valorar y comparar diferentes opciones en la integración de las plantas ASU (separación de aire) y CPU (compresión y purificación), comparando los resultados entre ellas en términos de eficiencia y rendimiento global de la central, con el objeto de permitir demostrar que la integración mejora significativamente el rendimiento neto de la generación con captura de CO<sub>2</sub> en oxidación.

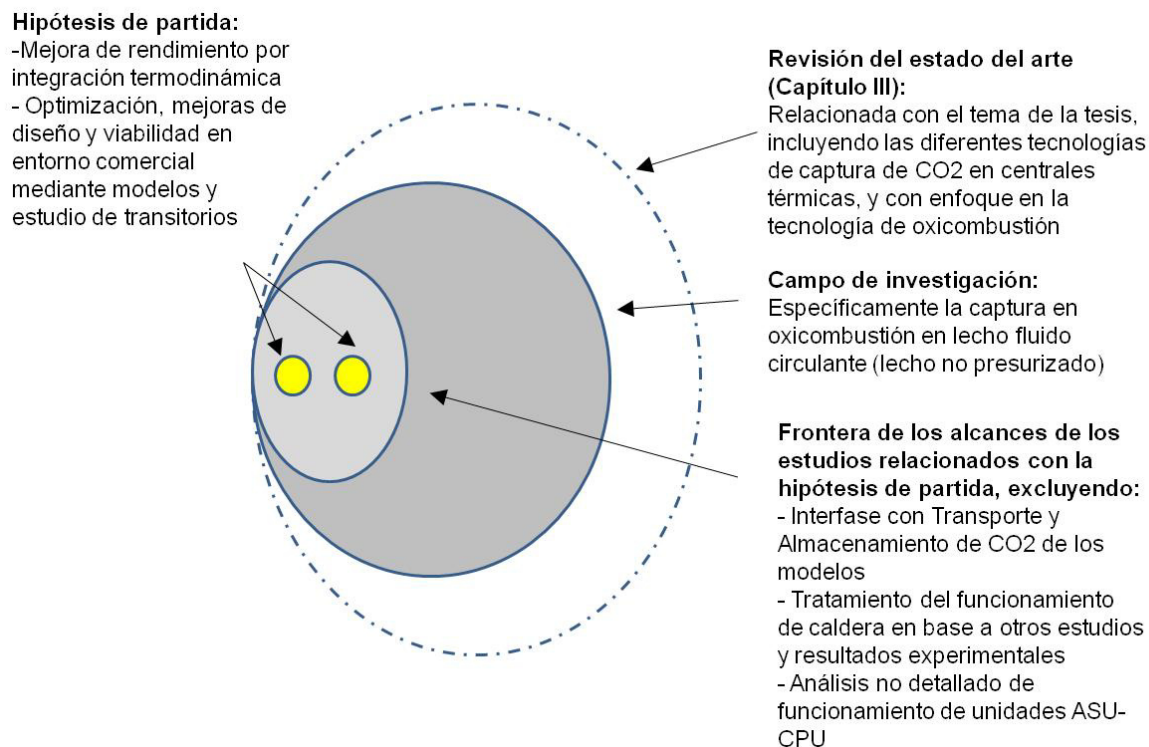
Finalmente se realizó una evaluación de la integración termodinámica en toda su amplitud para tratar de demostrar que es viable técnica y científicamente, extrayendo conclusiones sobre una tecnológica novedosa como es la oxidación en lecho fluido circulante, mediante el estudio de transitorios y modos de operación. Se simularon cuatro casos de estudio diferentes, dos de ellos en operación normal y dos en operación en fallo, para permitir demostrar que el proceso es adaptable técnicamente a una operación comercial y sus requisitos.

Las herramientas utilizadas para evaluar el proceso de oxidación han sido las aplicaciones de simulación Aspen Plus 2006 (desarrollando modelos estáticos) y Chemcad 6.3 (para modelos dinámicos), ambos simuladores de proceso de ingeniería química que permiten el cálculo de los balances de masa y energía del proceso a partir de las unidades que conforman el mismo y sus interrelaciones, permitiendo así evaluar el funcionamiento esperado del sistema y de los equipos que conforman, y analizar parámetros físico-químicos, condiciones de diseño y condiciones de operación de la planta.

### **2.3 Punto de partida y originalidad de los planteamientos**

El punto de partida de esta tesis doctoral son los estudios previos realizados durante el periodo de formación y el trabajo fin de máster del Master en Energías y Combustibles para el Futuro como titulación previa al doctorado cursado, y relacionados en gran medida con los trabajos desarrollados dentro del Proyecto OXYCFB300 Compostilla de cuyo equipo el autor ha formado parte.

La siguiente figura ilustra la relación entre la hipótesis de partida y el campo de investigación examinado durante la tesis. Con un enfoque no excluyente, y con la intención de permitir comparar la tecnología de oxidación en lecho fluido circulante con otras tecnologías de captura de CO<sub>2</sub>, en la revisión de la literatura se han incluido otras tecnologías perimetrales, si bien particularmente centrada en la oxidación. Los estudios relacionados con la hipótesis de partida han reducido aún más el perímetro del alcance para los modelos de simulación, excluyendo algunos ámbitos por determinarse no relevantes o demasiado amplios. En todo caso, y aún las exclusiones, la hipótesis de partida ha quedado delimitada con claridad dentro del alcance del estudio de detalle.



**Figura 1: Relación entre el campo de investigación e hipótesis de partida.**

En cuanto a la originalidad de los planteamientos, los estudios realizados siguen un paralelismo con otros estudios desarrollados por diversos investigadores y autores, que han utilizado modelos de simulación estáticos y dinámicos para el estudio de la integración termodinámica en el proceso de oxidación. Una descripción más detallada y referencias a estos estudios pueden encontrarse en los Apartados 3.3.9, 3.4 y 3.5 del Capítulo III.

## 2.4 Procedimientos de investigación

Planteamiento de la estructura del estudio:

- Planteamiento del contenido y capítulos en base a buenas prácticas y recomendaciones sobre tesis doctorales de carácter técnico-científico.
- Revisión del Proyecto de doctorado y estructura de la tesis con los tutores.

Recopilación de información:

- Búsqueda de fuentes bibliográficas abiertas en internet.
- Búsqueda de fuentes bibliográficas disponibles en las redes internas de Endesa y sistema de vigilancia tecnológica Goldfire.
- Recopilación de manuales de herramientas informáticas.

Análisis del estado del arte:

- Lectura comparativa de artículos y fuentes bibliográficas.

Definición y planteamiento de la central de referencia:

- Definición y planteamiento en base a la ingeniería FEED del Proyecto OXYCFB300 Compostilla.

Revisión del modelo de proceso estático (Aspen Plus) e integración termodinámica:

- Revisión en base a la ingeniería FEED del Proyecto OXYCFB300 Compostilla.
- Análisis de resultados, comparación con otros estudios y obtención de conclusiones.

Planteamiento de otros modelos computacionales y búsqueda y formación en herramientas informáticas adicionales:

- Estudio de posibles modelos físicos y de simulación.
- Formación en herramientas de simulación dinámica Aspen Dynamics y Chemcad CC-Dynamics.

Modelado computacional y estudios de detalle (modelo dinámico CHEMCAD):

- Modelado del proceso con características dinámicas y esquemas de control en Chemcad CC-Dynamics.
- Validación del modelo dinámico, mediante verificación de equivalencia de principales resultados entre el modelo estático completo (Aspen Plus) y el modelo dinámico en régimen estático.

Estudios complementarios (modos de operación, transitorios, mejores prácticas y otros):

- Planteamiento de casos de estudio en diferentes modos de operación.
- Análisis de resultados, comparación con otros estudios, obtención de conclusiones y mejores prácticas.

Elaboración de documentación final para presentación de Tesis Doctoral:

- Documentación del plan de trabajo, metodología, hipótesis de partida y desarrollo de los trabajos.
- Recopilación de datos y gráficas de otros estudios y adaptación a la exposición del estado del arte.
- Recopilación de datos y gráficas propios e inclusión en el texto expositivo.
- Revisión y comprobación de conclusiones alcanzadas, y su grado de respuesta a las hipótesis iniciales.
- Inclusión de citas y referencias numeradas a otros autores.
- Corrección de contenido y estilo.

Reuniones ejecutivas de revisión con los tutores-directores del estudio fin de Master:

- Reuniones oficiales para la prórroga de la tutela académica y seguimiento del plan de trabajo.
- Reuniones para el análisis de contenido y conclusiones.

- Revisión conjunta de borradores y capítulos.

Publicaciones, artículos y diseminación:

- Colaboración en la redacción y publicación del estudio de ingeniería básica FEED del Proyecto OXYCFB300 Compostilla [48].

## 2.5 Plan de trabajo

El plan de trabajo seguido en la investigación que ha conducido a la presente tesis ha sido el siguiente:

ACTIVIDAD	REALIZACIÓN EN
▪ Planteamiento de la estructura del estudio	2S 2012
▪ Análisis del estado del arte y recopilación de información	2S 2012: inicial 2013-2015: actualización continua
▪ Definición y planteamiento de la central de referencia	2S 2012
▪ Revisión del modelo de proceso en ASPEN PLUS e integración termodinámica	2013
▪ Planteamiento de otros modelos computacionales y búsqueda y formación en herramientas informáticas adicionales	2013-2014
▪ Modelado computacional y estudios de detalle (modelo dinámico CHEMCAD)	2015
▪ Estudios complementarios (modos de operación, transitorios, mejores prácticas y otros)	1T 2015
▪ Elaboración de documentación final para presentación de Tesis Doctoral	2014-2015
▪ Defensa de Tesis Doctoral	2014-2015
▪ Reuniones ejecutivas de revisión con los tutores-directores del estudio fin de Master	Frecuencia trimestral (o a necesidad) a lo largo del programa de doctorado
▪ Publicaciones, artículos y diseminación	A lo largo del programa de doctorado

**Tabla 1: Plan de trabajo de la tesis de investigación.**

## **2.6 Limitaciones de la metodología**

Como se ha comentado anteriormente (ver Apartado 1.7), la limitación de la metodología seguida está asociada a las fronteras límite de los estudios y modelos desarrollados.

El comportamiento de la caldera de lecho fluidizado se ha tratado en base a los resultados de otros estudios y resultados experimentales, debido a las dificultades para disponer de herramientas y datos para su estudio y diseño. Los sistemas de separación de aire y compresión y purificación (ASU y CPU) se han simplificado a efectos de su integración, realizando una aproximación teórica a los mismos.

La cadena de transporte y almacenamiento de CO<sub>2</sub> de la planta de referencia tampoco se ha incluido dentro del estudio, por considerarse fuera del alcance del tema de investigación, así como por que las herramientas de estudio requeridas son de naturaleza parcial o completamente diferente a las utilizadas para el estudio de procesos de ingeniería química.

Otras limitaciones significativas de la metodología están asociadas a las hipótesis y asunciones realizadas en el modelo dinámico y estudio de transitorios, impuestas tanto por las limitaciones operativas de la herramienta como por motivos didácticos y de facilidad de interpretación de resultados. Una descripción más detallada puede encontrarse en el Subpartado 6.2.1. del Capítulo VI.



## **CAPÍTULO III. REVISIÓN DEL ESTADO DEL ARTE**

---

---

### 3.1 Introducción

En el presente capítulo se exponen las diferentes tecnologías de captura de CO<sub>2</sub> en centrales térmicas de generación eléctrica, divididas en apartados que describen los *sistemas de captura previos a la combustión*, los *sistemas de captura en combustión (oxicombustión)* y los *sistemas de captura posteriores a la combustión*.

Posteriormente se detallan las *principales características de la tecnología de captura de CO<sub>2</sub> en oxicombustión*, incluyendo los principales desarrollos tecnológicos y proyectos de investigación de las diferentes variantes de la tecnología.

### 3.2 Tecnologías de captura de CO<sub>2</sub> en centrales térmicas

#### 3.2.1 Captura en pre-combustión

Los sistemas de captura de CO<sub>2</sub> previos a la combustión producen, a partir de una corriente de gas natural o una corriente de gas de síntesis, una corriente gaseosa de mezcla formada principalmente por hidrógeno y dióxido de carbono. Con posterioridad, esta corriente se puede separar en CO<sub>2</sub> capturado y en hidrógeno combustible, que alimenta un ciclo combinado brayton-rankine de generación eléctrica<sup>1</sup>.

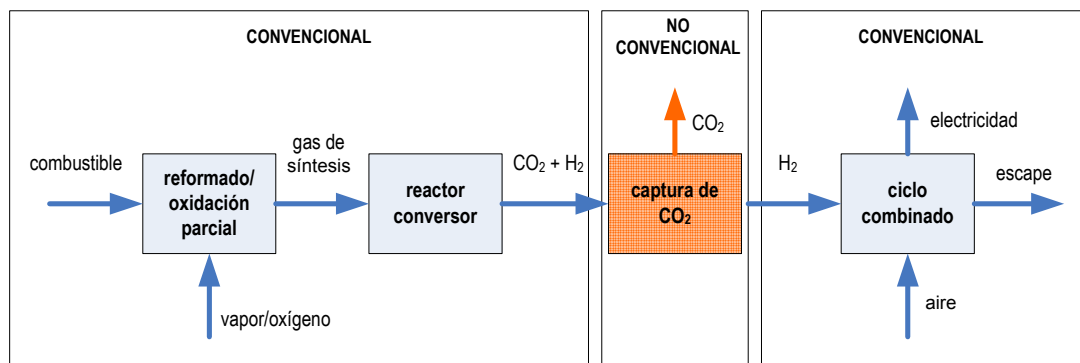


Figura 2: Esquema básico de la tecnología de captura en pre-combustión. Adaptado de [12, 22].

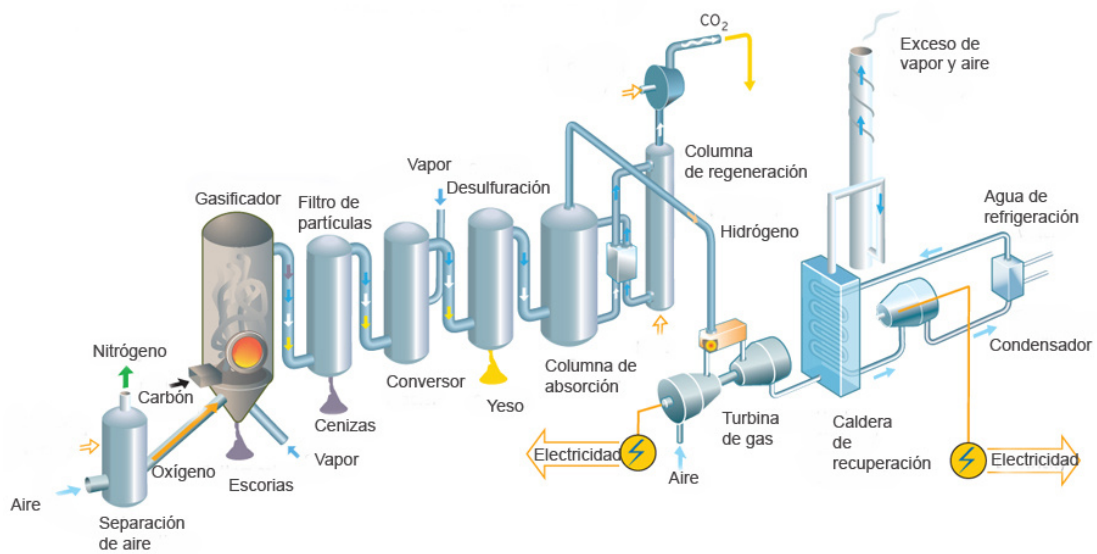
La captura en pre-combustión es una tecnología que parte de los conocimientos derivados de la experiencia en plantas de gasificación integrada en ciclo combinado (IGCC), desarrolladas actualmente a escala comercial. Tanto la parte del proceso dedicada al reformado y conversión del combustible como la de ciclo combinado son bien conocidas y de demostrado funcionamiento, si bien aún existen algunas dificultades operativas relacionadas con la integración de ambas y la flexibilidad de operación de la planta conjunta. La captura de CO<sub>2</sub> es la parte del proceso más desconocida, todavía pendiente de escala demostración, con la dificultad añadida de que

<sup>1</sup> Si bien la combustión en ciclo combinado del H<sub>2</sub> es la opción preferente, el hidrógeno también podría utilizarse como combustible para una pila de hidrógeno u otras aplicaciones energéticas.

las posibles soluciones a adoptar varían en función de la elección del proceso anterior de reformado [12, 22].

### 3.2.1.1 Obtención de hidrógeno combustible

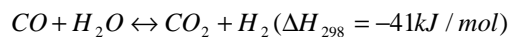
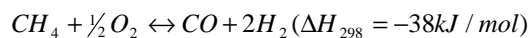
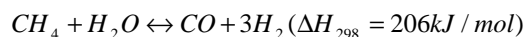
La obtención del combustible hidrógeno para alimentar al ciclo combinado difiere en función del combustible primario utilizado para su producción. El reformado por vapor de metano es la tecnología más utilizada para la producción industrial de hidrógeno, a partir de gas natural. La gasificación por oxidación parcial es la tecnología dominante para la producción de hidrógeno a partir de coque de petróleo o carbón. Por ello, se prevé un dominio de estas tecnologías sobre otras posibles para el desarrollo futuro de la captura de carbono en pre-combustión. No obstante, otras tecnologías presentan un potencial de desarrollo elevado, aún por determinar.



**Figura 3: Captura en pre-combustión con gasificación de carbón integrada en ciclo combinado. La captura del CO<sub>2</sub> se realiza mediante adsorción química. Adaptado de [11].**

Producción de hidrógeno a partir de gas natural:

- *Reformado con gas natural - metano (SMR)*. Para la obtención de hidrógeno a partir de gas natural, en este proceso es necesario realizar el reformado del metano (en torno al 95% del gas natural, tras pre-reformado de los hidrocarburos más pesados) utilizando vapor en un reactor reformador tubular catalizado en aleación de níquel para producir gas de síntesis a 800-900 °C [22]. Para sostener las reacciones endotérmicas que se producen, resulta necesario aportar calor al reformador quemando parte del gas natural en un horno contiguo al reactor. Las reacciones para la obtención de gas de síntesis son las siguientes [22, 44]:



El gas de síntesis se enfría, recuperando calor para el ciclo. Para la captura del CO<sub>2</sub> las plantas más antiguas empleaban unidades de absorción química de MEA,

consiguiendo eficiencias de separación de 95-98%, y con elevados consumos de vapor debido a la baja presión parcial del CO<sub>2</sub>, perjudicial para la absorción. Las unidades actuales son del tipo *pressure swing absorption* (PSA)<sup>2</sup>, con eficiencias de 99,99%. La eficiencia energética del reformado del combustible en grandes unidades oscila entre 75% y 85% del poder calorífico del combustible. Algunos estudios económicos apuntan a la conveniencia de instalar una unidad de absorción de MDEA antes de la unidad PSA [12].

- *Reformado auto-térmico (ATR)*. Consiste en realizar una oxidación parcial del gas natural mediante una inyección de una corriente pura de oxígeno, de modo que la energía necesaria para desplazar las reacciones endotérmicas de reformado se obtiene a partir de esta oxidación parcial. No obstante, la necesidad de utilizar una unidad de separación de aire (ASU) para obtener oxígeno puro encarece el proceso. La separación de aire mediante unidades ASU basadas en membranas cerámicas de intercambio iónico en vez de las costosas unidades de destilación criogénica actuales podría hacer que los costes del ATR sean inferiores al SMR [22].
- *Reformado por membrana*. La obtención de hidrógeno a gran escala a partir de reformado por membrana podría reducir significativamente los costes fijos respecto a otros procesos. Sin embargo, el consumo energético del proceso es todavía demasiado elevado como para ser considerada una opción de presente. Resulta necesario avanzar en la investigación de materiales membrana inorgánicos con una microporosidad mayor y capaces de soportar temperaturas de operación elevadas, sin comprometer la selectividad [12, 22].

Producción de hidrógeno a partir de combustibles sólidos:

- *Gasificación de carbón*. La gasificación de carbón es un proceso conocido desde 1923 (BASF), presentando gran similitud a las actuales plantas de gasificación integrada en ciclo combinado (IGCC). El gas de síntesis se obtiene a partir de una molienda de carbón, producida en vía seca o vía húmeda. Es necesario llevar a cabo una oxidación parcial en un reactor gasificador a 800°C mediante inyección de una corriente de oxígeno puro. Es necesario además efectuar un reformado con vapor en un segundo reactor, total para la vía seca y parcial para la vía húmeda. Las cenizas se eliminan por métodos convencionales, y el H<sub>2</sub>S y el CO<sub>2</sub> mediante una unidad PSA de adsorción física, hasta obtener un gas de 99,99% de pureza en hidrógeno. La producción de hidrógeno se puede flexibilizar controlando la relación vapor-carbono existente en el reactor reformador, sin consecuencias termodinámicas significativas, adaptando la producción de combustible necesaria para el seguimiento de carga programado para la central [22].

Los procesos de absorción química y adsorción física empleados en la captura pre-combustión son los mismos que los utilizados en *captura post-combustión*, por lo que se describirán posteriormente en ese apartado.

---

<sup>2</sup> Las unidades tipo PSA capturan el dióxido de carbono mediante adsorción física en membranas sometidas a ciclos alternativos de adsorción/desorción.

### 3.2.1.2 Turbinas de gas para combustibles ricos en hidrógeno

La generación de electricidad con captura en pre-combustión utiliza un ciclo combinado clásico como ciclo de potencia. No obstante, y a pesar de ser un sistema ya convencional y extensivamente probado, la turbina de gas ha de ser adaptada para utilizar un combustible rico en hidrógeno [38]. La mezcla, quemada en turbinas de gas comerciales, rica en poder calorífico, alcanza temperaturas de llama superiores a las de diseño de estas turbinas. Esto además de afectar a la durabilidad de componentes, aumenta las emisiones de NO<sub>x</sub> [38, 39]. Por ello actualmente 4 tecnólogos, GE, Siemens, Alstom y Rolls-Royce (estos últimos en menor medida) están trabajando en el desarrollo de una turbina comercial de tamaño medio (partiendo de diseños anteriores de turbinas de gas de entorno a 150 MWe) que pueda ser integrada en un ciclo IGCC con captura de CO<sub>2</sub>, en colaboración con el Departamento de Energía de los EEUU (DOE) [38]. El programa tiene como objetivo demostrar en 2015 la viabilidad de turbinas adaptadas a combustibles ricos en hidrógeno con una mejora de 3 a 5 puntos en el rendimiento del ciclo, reducción de costes entre el 20-30% del ciclo y emisiones de 2 ppm NO<sub>x</sub> (con reducción catalítica), de forma que sean comerciales en 2020 [40]. Entre las principales modificaciones se encuentran el desarrollo de nuevos quemadores de premezcla, remodelado de la fluidodinámica de gases en el interior de las cámaras de combustión, desarrollo de nuevos materiales para las barreras térmicas de los álabes y optimización de las nuevas presiones y temperaturas de funcionamiento [40, 41].

Las turbinas actualmente en desarrollo reciben los siguientes nombres:

- SGT6-6000G-H2 (SIEMENS) [41, 42]
- GE 7F/9F SYNGAS (GE) [43]

En la siguiente tabla se muestra una posible composición del gas de diseño para el proyecto de desarrollo de la turbina de GE [13]:

Componente	Contenido volumétrico en el gas de combustión
H <sub>2</sub>	45,5
CO	1,1
CH <sub>4</sub>	0,4
CO <sub>2</sub>	0,6
N <sub>2</sub> + Ar	39,9
H <sub>2</sub> O	12,9

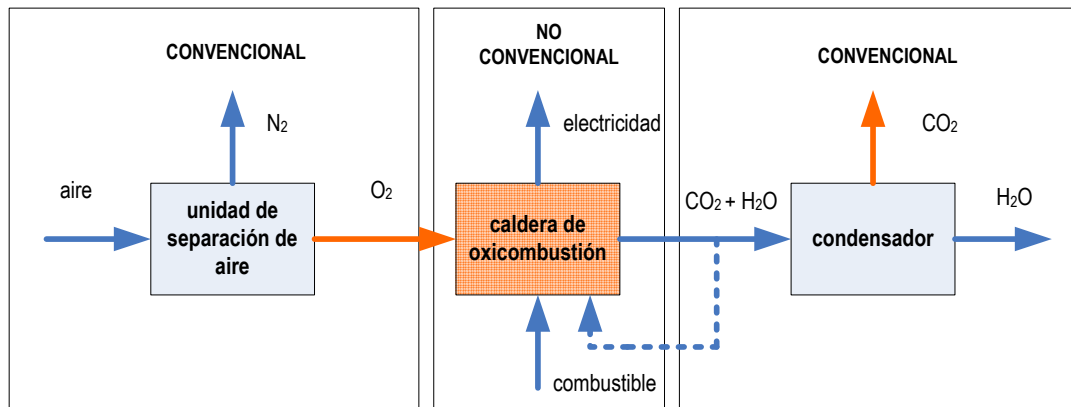
**Tabla 2: Composición del gas de diseño para el desarrollo de la turbina de hidrógeno de GE. Adaptado de [13].**

### 3.2.2 Captura en combustión (oxicombustión)

Las principales tecnologías de captura en combustión son la *oxicombustión* y la *captura mediante ciclo carbonatación-calcinación*.

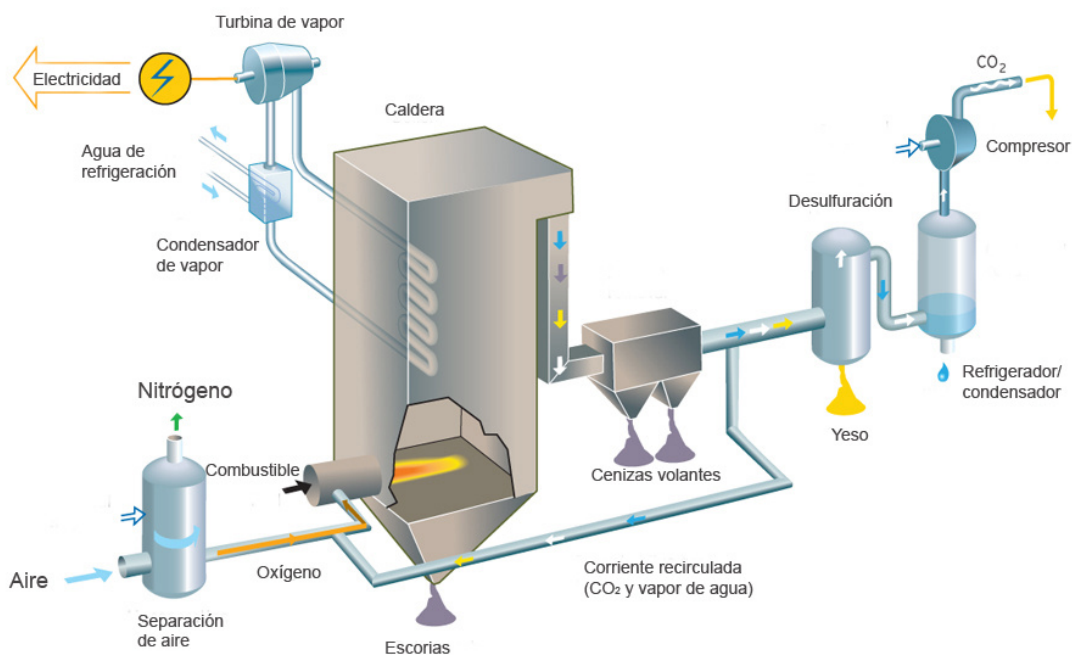
Los sistemas de captura en *oxicombustión* están basados en la combustión directa con oxígeno en ausencia de nitrógeno de un combustible sólido, habitualmente carbón. Tanto el proceso de combustión como el de transmisión de calor al fluido termomecánico se realizan en una caldera, en un ciclo convencional agua-vapor de tipo Rankine regenerativo. La combustión se puede realizar en una caldera de carbón pulverizado o en un lecho fluido circulante. En ambos casos el producto gaseoso de la

combustión es una mezcla de dióxido de carbono y vapor de agua, sin presencia de nitrógeno por llevarse a cabo la combustión en ausencia del mismo. El vapor de agua se puede condensar en una etapa posterior a la combustión, obteniéndose una corriente altamente concentrada en  $\text{CO}_2$ , lista para pasar a la siguiente etapa de transporte al emplazamiento de almacenamiento geológico definitivo.



**Figura 4: Esquema básico de la tecnología de captura en combustión (oxicombustión). Adaptado de [12, 22].**

De todos los elementos del proceso de captura, es la caldera de oxicombustión la que plantea mayores dificultades, ya que requiere de un rediseño completo de las superficies de transferencia de calor y del comportamiento fluidodinámico del lecho combustible en el interior de la misma. La unidad de separación de aire (ASU) constituye un importante incremento en el coste, tanto de capital como energético, respecto a la instalación equivalente sin captura por oxicombustión. Aún este gran inconveniente, la tecnología es completamente madura y ampliamente probada en la industria química, en unidades de dimensión de escala equivalente a la necesaria para las aplicaciones de generación eléctrica [12, 22].



**Figura 5: Captura en combustión por oxidación. Adaptado de [11].**

### 3.2.2.1 Oxidación en lecho de carbón pulverizado

La oxidación en lecho de carbón pulverizado (OCC) está basada en la combustión en atmósfera de oxígeno en calderas de carbón pulverizado similares a las actuales. El interés de esta tecnología dentro de la oxidación radica en su posible aplicabilidad a instalaciones existentes. Al igual que en otros sistemas de oxidación, las superiores temperaturas de combustión en el hogar con respecto a las calderas convencionales de carbón pulverizado se controlan mediante una recirculación parcial de los humos de combustión, [23, 28].

### 3.2.2.2 Oxidación en lecho fluido circulante

La oxidación en lecho fluido circulante (Oxy-CFB) está basada en la combustión en atmósfera de oxígeno en calderas de lecho fluido circulante. En estas calderas, el carbón pulverizado se mantiene en una interfase fluida suspendida en el interior del hogar gracias a la utilización de aire de fluidización a presión. Las partículas de carbón describen una distribución granulométrica en el interior de la cámara de combustión. Las partículas volantes arrastradas del lecho se reciclan tras su separación ciclónica, salvo las cenizas arrastradas por la corriente de gas [12].

Para controlar las temperaturas en el interior del hogar, se recicla una fracción de los humos de combustión, de modo que la atmósfera de combustión no sea excesivamente pura en oxígeno, lo que reduce las temperaturas excesivas para las superficies de transmisión de calor. Estas superficies han de remodelarse completamente respecto a una caldera convencional CFB de iguales características, ya que se modifican los flujos

de calor, los coeficientes de convección y radiación y el perfil térmico en las paredes de agua y tubos de la zona de recuperación de calor [1, 14]. En conjunto, la temperatura en el lecho aumenta, debido a que el volumen de gases de combustión es menor. Esto hace que la caldera reduzca su volumen. A medida que se obtenga experiencia del diseño y funcionamiento de estas instalaciones, se prevé una reducción en la fracción de humos recirculada, lo que disminuirá el tamaño de la caldera y el consumo de auxiliares [2, 3, 4]. Por el contrario, los requerimientos de materiales en la misma se incrementan. Todas estas características hacen que sea conveniente diseñar estas centrales con ciclos termodinámicos supercríticos y ultra-supercríticos, de mayor rendimiento que los ciclos convencionales [1, 14].

Las principales características de la combustión en calderas de oxicomustión son las que siguen [1, 14]:

- Alta temperatura en el hogar y elevada transmisión de calor por radiación, con disminución del volumen de la caldera y de la zona de recuperación de calor.
- Baja formación de óxidos de nitrógeno, menor a un tercio de las emisiones de una caldera convencional.
- Incremento de los problemas de corrosión debido a la composición de los gases de combustión, que exige mayor atención a la selección de materiales que componen la caldera.
- Posibilidad de condensación de agua en puntos singulares de la caldera.

El tratamiento de los gases (desulfuración y precipitación de cenizas volantes) se realiza con anterioridad a la toma de la alcuota de los humos de combustión, y antes del condensado del vapor de agua [1, 14].

### 3.2.2.3 Ciclo de carbonatación-calcinación

Una opción alternativa a la captura en combustión mediante oxicomustión es la captura mediante un ciclo químico regenerativo de carbonatación-calcinación. Si bien no se trata estrictamente de una tecnología de captura en combustión, ya que la captura se produce con posterioridad a la combustión en la caldera, su posible integración en el ciclo termodinámico de la central hace que pueda considerarse como tal [22].

El proceso de captura vía carbonatación-calcinación consiste en utilizar un sistema calaliza como absorbente en un ciclo regenerativo. Los humos de combustión se ponen en contacto con un lecho fluidizado circulante de cal ( $\text{CaO}$ ) en el carbonatador, a una temperatura cercana a  $700^\circ\text{C}$  [17, 45]. El  $\text{CO}_2$  es absorbido por la cal, de modo que el producto de la reacción es carbonato cálcico ( $\text{CaCO}_3$ ). La reacción de absorción del  $\text{CO}_2$  es exotérmica. El carbonato es conducido a un segundo reactor, calcinador, de tipo lecho fluidizado atmosférico. En el calcinador se lleva a cabo la reacción de desorción del  $\text{CO}_2$ , endotérmica, mediante calcinación del carbonato con la inyección de una corriente de  $\text{O}_2$  puro y aporte adicional de calor. Los productos del calcinador son una corriente gas de  $\text{CO}_2$  capturado, y una corriente sólida de absorbente cal ( $\text{CaO}$ ) que se recircula de nuevo al carbonatador, cerrando el ciclo. El calcinador opera a una temperatura en torno a  $900^\circ\text{C}$  [17, 45].



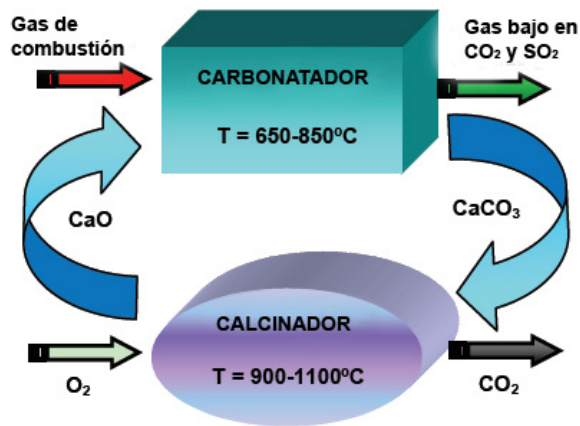


Figura 6: Ciclo de carbonatación-calcinación. Adaptado de [17].

Dos son las principales ventajas de este ciclo:

- Utiliza como absorbente un material barato y ampliamente disponible: caliza. La utilización de caliza presenta además la ventaja adicional de permitir la desulfuración de los gases por vía seca, por reacción del  $\text{SO}_2$  con la cal en el carbonatador. El absorbente se degrada progresivamente tras varios ciclos, por lo que será necesario realizar una purga y una reposición continua de caliza [27].
- Permite su integración termodinámica dentro del ciclo de agua-vapor de generación, lo que penaliza en menor medida el rendimiento energético neto de la central que otras tecnologías. Además, la corriente de  $\text{O}_2$  necesaria para la calcinación es notablemente inferior a la necesaria en oxidación, por lo que el consumo energético en la unidad de separación de aire (ASU) se reduce [27].

El ciclo puede adaptarse tanto a centrales existentes como a nuevas instalaciones, con mejor integración en este último caso. Sin embargo, aún plantea dificultades e incógnitas importantes. Requiere un sistema complejo de circulación de absorbente, con dos lechos fluidizados conectados entre sí, y además con integración en el ciclo agua-vapor. Además, las altas temperaturas de trabajo del ciclo requieren prescindir de precalentadores de aire a la salida de los gases, habiendo de funcionar los precipitadores electrostáticos a temperaturas muy superiores a las actuales de diseño. Esta tecnología aún no ha alcanzado la escala de demostración [46].

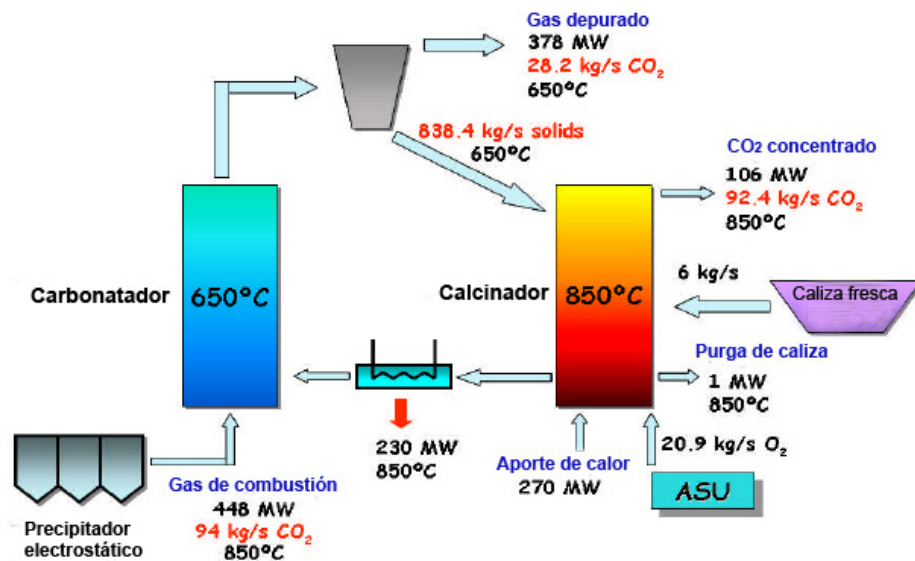


Figura 7: Balance de materia y energía en un ciclo de carbonatación-calcinación para una central térmica comercial de 600 MWt en caldera. Los flujos de calor dan idea de la importancia de la integración del proceso para mejorar el rendimiento. La producción de la unidad ASU es de 1800 tO<sub>2</sub>/día. Adaptado de [17].

### 3.2.3 Captura en post-combustión

Los sistemas de captura posteriores a la combustión separan el CO<sub>2</sub> producto de la combustión en aire del combustible, capturándolo de la corriente de humos de combustión, compuesta mayoritariamente por N<sub>2</sub> y O<sub>2</sub> derivado de la combustión en exceso de aire. La concentración de CO<sub>2</sub> en la corriente de humos oscila entre 4 y 14%, dependiendo de la tecnología de generación y del combustible utilizados [22]. Esta baja concentración hace que la presión parcial del CO<sub>2</sub> en la mezcla de gases sea también baja<sup>3</sup> (típicamente inferior a 0,15 atm, ya que los humos de combustión se encuentran a presión cercana a la atmosférica) [12]. A estas presiones, y con las bajas temperaturas de salida del gas de la central, el potencial termodinámico para desencadenar los procesos de captura es bajo. Esto supone un desafío técnico adicional para el desarrollo de sistemas de captura post-combustión rentables a gran escala, ya que se requiere aportar energía adicional. No obstante, y a pesar de esta dificultad, la tecnología de captura en post-combustión es la que mayor potencial presenta a corto plazo, por los siguientes motivos:

- Se trata de una tecnología ya aplicada en otros sectores de la industria, fundamentalmente en las industrias química, de gas natural y de refino (absorción por aminas); si bien la concentración de CO<sub>2</sub> en la corriente tratada se encuentra en valores de hasta 80%, y el caudal de gases tratado es de 20 a 40 veces inferior [22].
- Permite su adopción en centrales térmicas ya existentes, sin modificaciones significativas de las instalaciones presentes.

<sup>3</sup> La presión parcial de un gas en una mezcla de gases es igual al producto de la fracción molar del gas por la presión de la mezcla de gases.

De los proyectos de Captura y Almacenamiento de CO<sub>2</sub> en generación eléctrica actualmente existentes en el mundo, un 43% corresponde a post-combustión, mientras que la siguiente tecnología representada es la de pre-combustión con un 37%. A su vez, de los post-combustión, 11 de los 30 proyectos contabilizados se desarrollan como adaptación de centrales existentes [46].

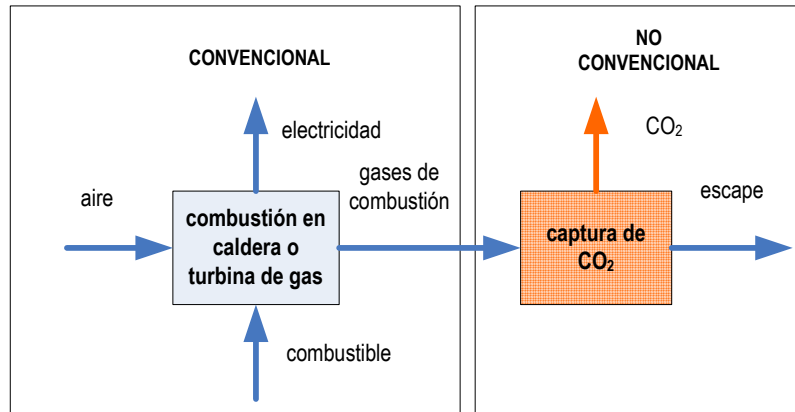
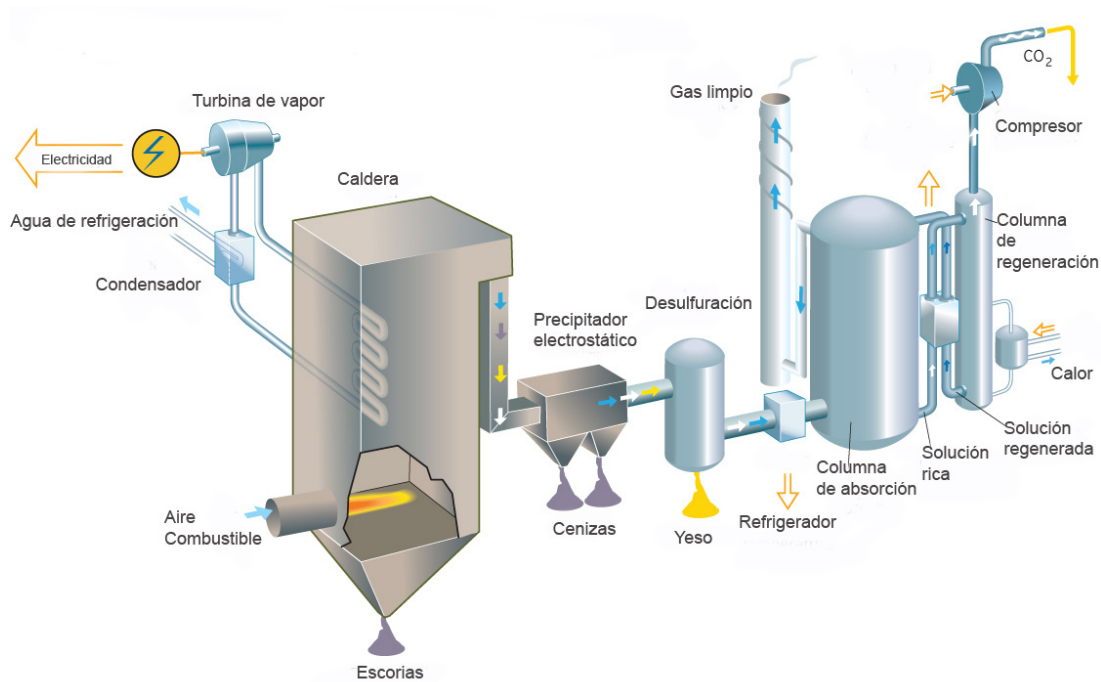


Figura 8: Esquema básico de la tecnología de captura en post-combustión. Adaptado de [12, 22].

Para la captura de CO<sub>2</sub> se utiliza un solvente líquido que forma sales estables solubles con el CO<sub>2</sub>. Posteriormente es regenerado, liberando el CO<sub>2</sub> capturado y reincorporándose al ciclo. La captura puede ser química o física<sup>4</sup>, dependiendo del solvente utilizado. Los solventes químicos, como las aminas, dependen en menor medida de la presión parcial del gas. No obstante, el consumo energético en su regeneración (vapor) es superior. Los solventes físicos necesitan de la compresión del gas a tratar, en el rango de 20 a 130 atm. La adsorción física, como la tecnología de membranas, presenta todavía problemas de selectividad y de capacidad [22].

<sup>4</sup> La diferencia entre absorción química y absorción física depende de si se lleva a cabo una reacción química o no durante el proceso de absorción.



**Figura 9: Captura en post-combustión por absorción química. Adaptado de [11].**

Las diferentes tecnologías para la captura en post-combustión son las siguientes:

*Absorción química con aminas.* Se trata de la tecnología más desarrollada, a nivel comercial. Las aminas son moléculas polares solubles que reaccionan con el  $\text{CO}_2$  para formar sales estables. Mediante un aporte de calor, estas sales estables se descomponen, liberándose el  $\text{CO}_2$  absorbido, y por tanto ya capturado [12].

*Absorción química mediante carbonatos.* Un carbonato soluble reacciona con el  $\text{CO}_2$  para formar un bicarbonato. La ventaja más significativa de los carbonatos sobre las aminas es que necesitan menor consumo energético para la regeneración del absorbente. Uno de los carbonatos probados es el potásico,  $\text{K}_2\text{CO}_3$ , con adición de piperazina (K: 5 molar, PZ: 2,5 molar). Los resultados muestran que este absorbente es más resistente a la degradación por oxígeno que las aminas. El inconveniente principal es el elevado coste de la piperazina [12].

*Absorción química mediante amoníaco acuoso.* El lavado húmedo de gases es similar al proceso con aminas. La reacción de absorción para producir carbonato y bicarbonato de amonio necesita un calor de reacción notablemente inferior que las aminas, con la práctica ausencia de degradación por otros contaminantes, y posibilidad de regeneración por alta presión. El mayor inconveniente del amoníaco viene determinado por su elevada volatilidad. Es necesario refrigerar los gases de combustión a 15-25°C. Adicionalmente, se producen elevadas pérdidas en la regeneración por temperatura [12, 47].

*Adsorción por membranas.* Las membranas se pueden utilizar tanto para concentrar en mayor medida el  $\text{CO}_2$  para aplicar con mejores resultados otras tecnologías de captura por absorción como para capturar el  $\text{CO}_2$ . Actualmente se investiga en membranas gel, láminas poliméricas, membranas de sílice microporoso, zeolitas, perovskitas y otros

aluminosilicatos. La mayor dificultad actual se encuentra en la baja selectividad de las membranas a bajas temperaturas, inferiores a los 400°C [12].

*Redes cristalinas organometálicas.* Se trata de materiales híbridos formados por iones metálicos y una matriz polimérica, de gran superficie específica, que forman cavidades internas en cuyo interior podría absorberse el CO<sub>2</sub> capturado. Estos materiales también se investigan para el almacenamiento de alta capacidad de hidrógeno. Entre sus potenciales ventajas se encuentran los bajos requerimientos energéticos de regeneración, buena estabilidad térmica, tolerancia a contaminantes, resistencia mecánica y bajo coste [12].

*Absorción y adsorción en sólidos.* Ciertos sólidos pueden reaccionar químicamente con el CO<sub>2</sub>, formar compuestos estables, y posteriormente ser regenerados. No obstante, la dificultad inherente de trabajar con sólidos reduce el potencial de estos materiales. Debido a esta dificultad, normalmente se trabaja con lechos fijos en ciclos alternativos de absorción – regeneración, realizándose la regeneración bien por aporte de temperatura, bien por descompresión (TSA o PSA) [6, 12].

*Captura biológica.* Los sistemas de captura basados en enzimas orgánicas que catalizan el proceso de absorción están poco investigados fuera de la escala de microlaboratorio. Otras opciones son la de utilizar organismos vivos, algas y microalgas, en reactores biológicos [12].

*Líquidos iónicos.* Los líquidos iónicos ofrecen la oportunidad de realizar la captura de CO<sub>2</sub> mediante simple disolución gaseosa, regenerándose mediante refrigeración. No obstante, estos solventes, aún comercialmente disponibles, se sintetizan en cantidades tan bajas que su precio es prohibitivo. Además, su viscosidad elevada es otro inconveniente para su aplicación en procesos a gran escala [12].

### **3.3 Tecnología de captura de CO<sub>2</sub> por oxidación en lecho fluido circulante**

#### **3.3.1 Descripción del proceso**

El principio básico de la oxidación es el de reemplazar el aire comburente (21% O<sub>2</sub>) por una corriente de oxidante resultante de la mezcla de oxígeno lo más puro posible y CO<sub>2</sub> recirculado de la corriente de gases de combustión. Debido a la ausencia de nitrógeno, la combustión produce fundamentalmente CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O. Una fracción de la corriente de gases se dirige a un condensador para separar el CO<sub>2</sub> del vapor de agua, y se conduce posteriormente a la etapa de compresión y purificación antes de comprimirlo para su transporte (sobre el 30% [1,5]).

La fracción restante de gases se recircula de nuevo para mezclarse con el oxígeno y formar el comburente que se ingresará a la caldera. Esta recirculación es necesaria para controlar la temperatura de combustión, de otro modo la temperatura aumentaría muy por encima de la habitual en aire, provocando problemas en la transmisión de calor, preservación de tubos y mayor generación de contaminantes. La mezcla oxidante se distribuye en diversas entradas de la caldera, de forma que contribuya adecuadamente al control del lecho fluidizado y de las temperaturas.

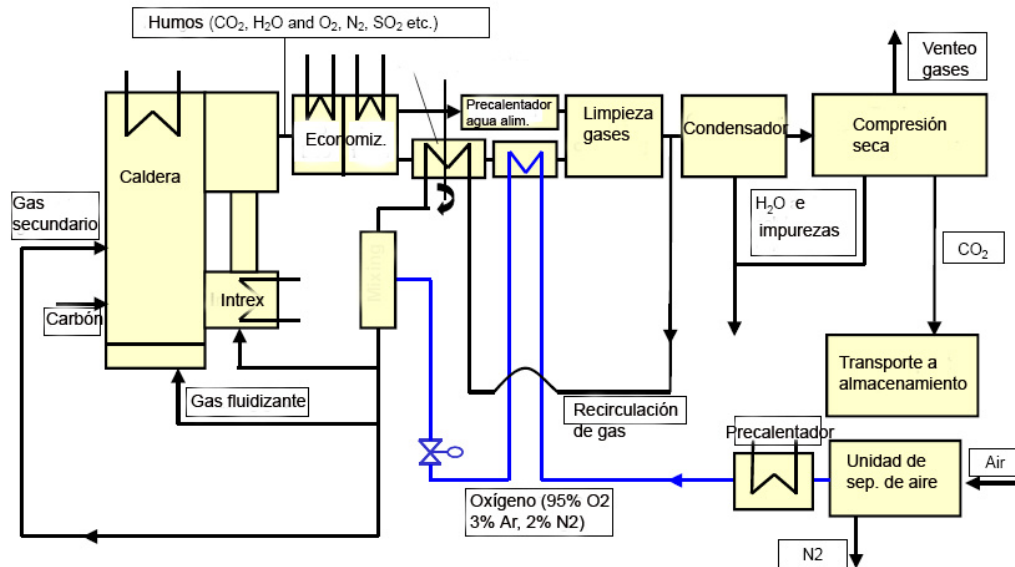
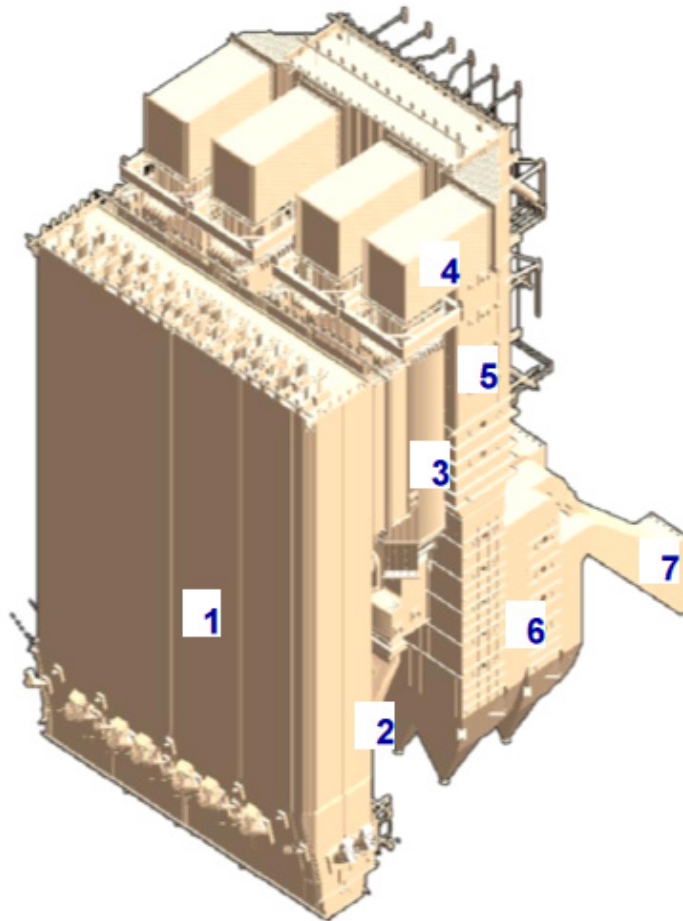


Figura 10: Esquema de proceso de oxidación en lecho fluido circulatorio. Adaptado de [14].

Eliminar el nitrógeno del aire y recircular una fracción de gases contribuye a la reducción de emisiones de NO<sub>x</sub>. El SO<sub>x</sub> producido en la combustión se elimina, al igual que en otras calderas de tipo circulatorio, mediante la inyección de caliza en la caldera. La tecnología de lecho fluido circulatorio permite una distribución más uniforme de temperaturas en el hogar con respecto a la de carbón pulverizado, lo que mejora el flujo de calor y contribuye a controlar temperaturas potencialmente elevadas en la oxidación.

Los sólidos que, tras circular suspendidos en el lecho y reducir su peso debido a la combustión, vuelan del hogar, se recuperan a la salida del mismo mediante un separador de sólidos ciclónico que permite ingresarlos de nuevo al suelo del lecho a través de un intercambiador de calor de sólidos (denominado Intrex [1,2]), que actúa como regulador de la presión del lecho, recibiendo una fracción del oxidante a tal efecto. Las cenizas, una vez completada su combustión, escapan con los gases de combustión al segundo paso de gas de la caldera, en la que se encuentra la sección de recuperación de calor, salvo la primera etapa de sobrecalentamiento y la segunda de calentamiento [5]. Tras pasar por la sección de recuperación, las cenizas bien caen al fondo o bien escapan con los gases, debiendo ser colectadas posteriormente por un filtro, bien de mangas, bien electrostático (en función de la composición y temperatura de salida de las cenizas).



**Figura 11: Secciones de la caldera de oxicomustión en lecho fluido circulante OXYCFB300 Compostilla [5].**

La figura anterior muestra las principales secciones de la caldera diseñada para el proyecto OXYCFB300 Compostilla, siendo las principales las siguientes [5]:

1. Hogar (tubos evaporadores de agua, techo del sobrecalentador I, placas del recalentador II).
2. Intrex (sobrecalentador IV, 4 unidades).
3. Separador de sólidos (sobrecalentador I).
4. Conductos cross-over de gases (sobrecalentador II)
5. Sección de recuperación de calor (paredes sobrecalentador II, sábanas de tubos recalentador I, sobrecalentador III, economizador).
6. Economizadores Alta Presión y Baja Presión.
7. Salida de gases a filtros.

### 3.3.2 Ventajas e inconvenientes

Ventajas de la tecnología:

- *Baja formación de NOx.* Debido a la ausencia de N<sub>2</sub> en la combustión, se anula la posibilidad de formación de NO<sub>x</sub> térmico y se reduce la conversión de nitrógeno del combustible a NO<sub>x</sub>. Pruebas realizadas por Doosan Babcock en el

proyecto Oxy-Coal-UK (fase I) indican que las emisiones de NO<sub>x</sub> podrían reducirse hasta el 50%. Un reductor selectivo de NO<sub>x</sub> no catalítico (SNCR) puede complementar la reducción de NO<sub>x</sub> para cumplir los valores de la Directiva Europea 2010/75/UE que aplicarán a las futuras plantas de esta tecnología en Europa (límite de emisión 150 mg/Nm<sup>3</sup>) [48]. Es decir, por tanto no sería necesario instalar reducción catalítica selectiva (SCR), evitando notables costes de inversión.

- *Captura de SO<sub>2</sub> en el lecho fluido.* La absorción de SO<sub>2</sub> se produce en el lecho fluido mediante la inyección de caliza, sin necesidad de un tratamiento posterior, al contrario que en carbón pulverizado. Se pueden alcanzar eficiencias de desulfuración del 90-95% [28]. Resultados experimentales en plantas de escala semi-industrial (i.e. CIUDEN 30MWt) indican que la reducción de SO<sub>2</sub> puede alcanzar valores inferiores a 200 mg/Nm<sup>3</sup>, y aumentando cuando se mantienen temperaturas elevadas de lecho (>870°C) debido a la cinética de la reacción, con rendimiento ligeramente superior en modo oxicomustión [61].
- *Mejor eficiencia de combustión.* El alto tiempo de residencia que proporciona el lecho fluido, unido al mejor contacto combustible-comburente y al alto grado de mezcla debido al régimen turbulento en el lecho fluido mejoran la eficiencia en la combustión y reducen el porcentaje de inquemados. Esto permite además la utilización de combustibles de peor calidad [1, 28].
- *Reducción de fenómenos de corrosión a alta temperatura.* Las menores temperaturas de combustión (800-900°C) frente a las calderas de carbón pulverizado (1.300-1.500°C) limita los fenómenos de corrosión y ensuciamiento a alta temperatura [28], facilitado por la fusión y adhesión de sales corrosivas.
- *Elevado rango de combustibles.* El lecho fluido permite una mayor flexibilidad de combustibles, incluyendo la utilización de carbones de bajo grado y co-combustión de biomasa [1, 14].
- *Flexibilidad de operación.* Posibilidad de alternar entre modos de combustión aire y oxicomustión, incrementando la disponibilidad ante fallos en la cadena de CCS, flexibilizando la operación y el diseño de equipos, y permitiendo la operación a diferentes cargas [1, 14]. Resultados experimentales en plantas de escala semi-industrial (i.e. CIUDEN 30MWt) indican que las transiciones entre modos aire y oxicomustión se pueden completar con estabilidad para el proceso en periodos de 30-40 minutos [61].

Inconvenientes de la tecnología:

- *Incremento de la complejidad e inversión en la caldera.* Las calderas de lecho fluido son equipos de mayor complejidad que las de carbón pulverizado, requiriendo un incremento de equipos auxiliares e inversión [28].
- *Reducido número de referencias en centrales supercríticas y ausencia de referencias ultracríticas.* La mayoría de centrales que incorporan tecnología CFB, a excepción de Lagisza, son de tipo subcrítico y de escala reducida (<330



MW comparado con tamaños de 1.000 MW para centrales de carbón pulverizado), y por tanto menos eficientes termodinámicamente [28].

- *Incremento de los problemas de corrosión-erosión.* Debido a la composición de los gases de combustión y al flujo del lecho, lo que exige mayor atención a la selección de materiales que componen la caldera.

### 3.3.3 Diseño de caldera

La caldera de lecho fluidizado consiste en un cerramiento de membrana constituido por paredes de agua tubulares soldados entre sí. Los tubos de caldera se sueldan a su vez a colectores de entrada y salida. En el fondo del hogar se aloja una malla de fluidación, por la cual se ingresa el oxidante primario (mezcla de O<sub>2</sub> y gas de combustión recirculado) que mantiene el lecho. La presión del oxidante primario se regula a lo largo de esta malla para mantener un flujo estacionario en todo el circuito de la caldera. El oxidante secundario se ingresa a diferentes alturas de la caldera para secuenciar la combustión y reducir la producción de NO<sub>x</sub> contaminante. La zona inferior del lecho se mantiene en flujo turbulento, y permite la mezcla del material del lecho, estando recubierta de material refractario para resistir las mayores erosiones y temperaturas que se producen en esta zona. El material que escapa del lecho se recupera parcialmente en separadores de sólidos (ciclones) y se retorna al mismo, salvo las cenizas volantes, ya quemadas, que son transportadas por el gas hacia la salida del circuito de gases hasta ser filtradas.

Una de las limitaciones actuales de la tecnología es el porcentaje de gases de combustión a recircular a la caldera. En el caso de la reducción de esta recirculación, se conseguiría una reducción de la sección de la caldera con potencial para reducir la inversión, además de conseguirse una mayor densidad de calor por unidad de volumen, lo que podría llegar a permitir incremento en la eficiencia.

No obstante, el aumento de la concentración de O<sub>2</sub> en la combustión, al reducir la circulación, aumenta sensiblemente la temperatura de combustión adiabática, modificando las cargas de calor en la caldera. Esto implica aumentar sensiblemente la refrigeración para mantener la temperatura del lecho dentro del rango óptimo entre 950°C y 1000°C, para evitar así la formación de conglomerados sólidos [60]. Así, al reducirse la sección de caldera y aumentar las necesidades de refrigeración, implica rediseñar las áreas de intercambio de calor de forma que sean mucho más eficientes y mejoren los coeficientes de transferencia, lo que requiere un cuidadoso rediseño sobre los diseños existentes para aire, y que es necesario comprobar experimentalmente [5, 60].

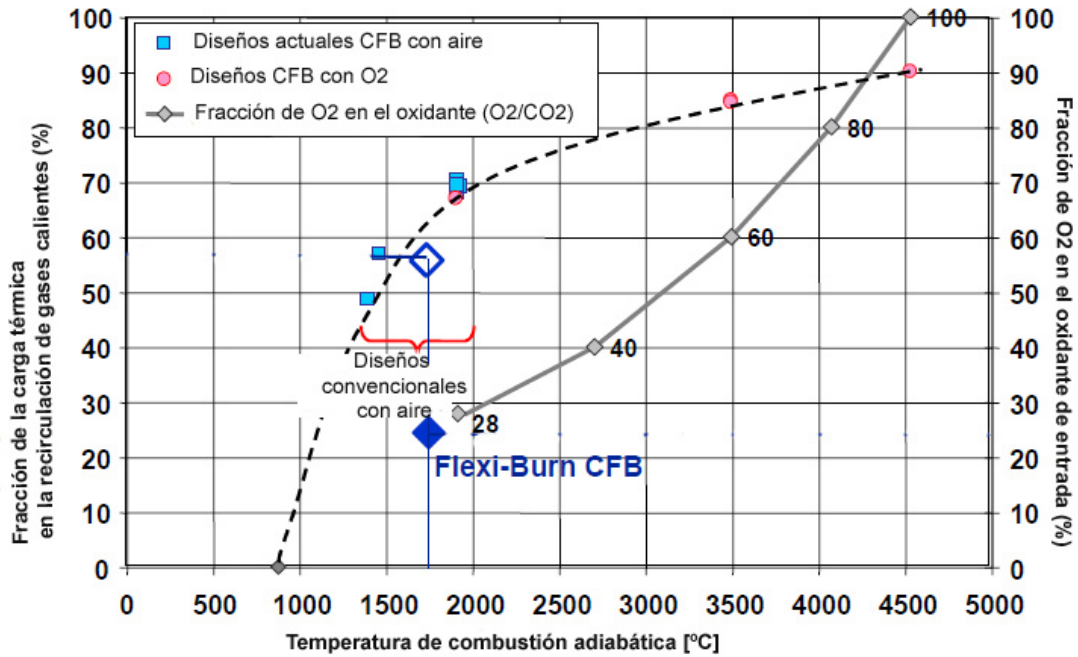


Figura 12: Afección de la concentración de O<sub>2</sub> en la combustión a la temperatura de combustión adiabática y a la distribución del calor en la caldera. Adaptado de [5, 60].

Además, el perfil de temperatura en el modo oxicomustión también se ve afectado, de modo que las temperaturas pico alcanzadas en el lecho son sensiblemente superiores a las del modo aire, cambiando también la distribución [60]. Esto añade una complejidad adicional al diseño de una caldera que sirva para ambos modos de operación con valores nominales de concentración de O<sub>2</sub> elevados. Aumentar la concentración de O<sub>2</sub> significa necesariamente reducir la flexibilidad en el modo de operación aire, ya que la menor concentración de O<sub>2</sub> del aire atmosférico significa reducir la carga térmica en la caldera.

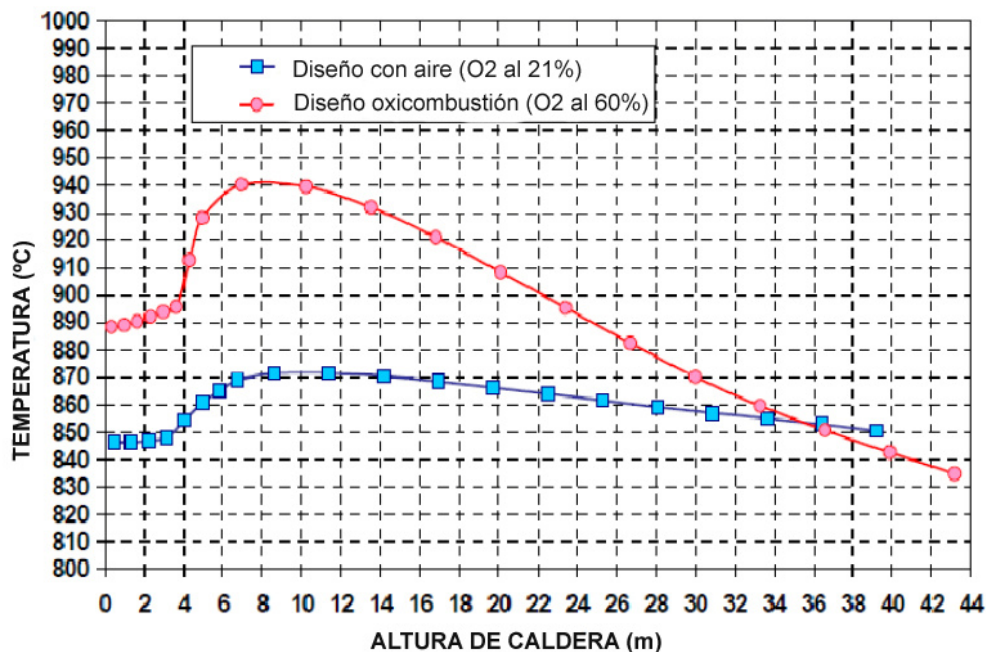
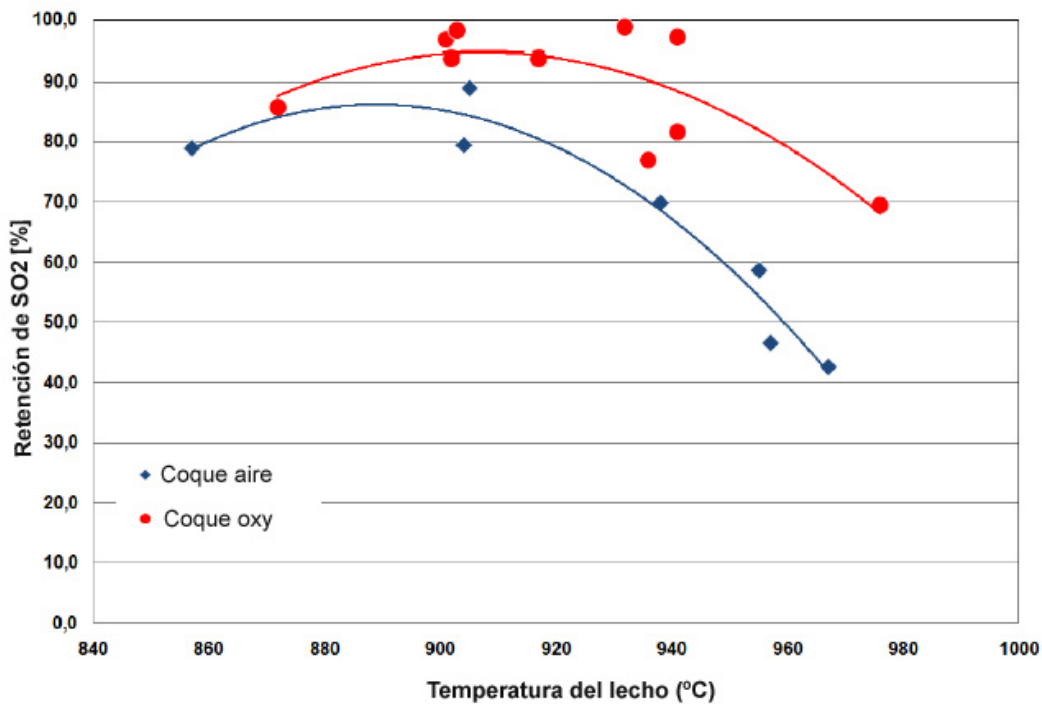


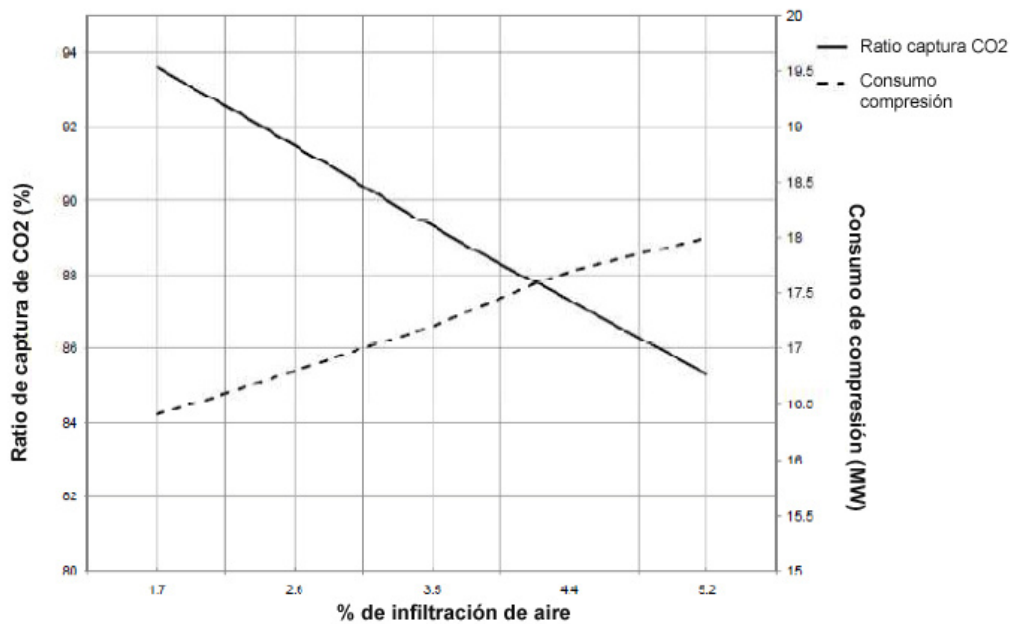
Figura 13: Perfil de temperaturas en una caldera CFB en modos aire y oxicomustión. Adaptado de [60].

La temperatura del lecho también condiciona el grado de absorción de SO<sub>2</sub> por la caliza, característica para el tipo de carbón utilizado y condicionada además por la cinética de la reacción de carbonatación/descarbonatación de la caliza utilizada, la reactividad de la caliza y otros parámetros relacionados con sus características químicas y físicas. La eficiencia en modo oxicomcombustión es algo superior [1]. El ratio Ca/S debe ajustarse para obtener el ratio de desulfuración deseado [60]. Pruebas realizadas en la planta piloto de 1 MWt de CANMET (Canadá) verifican que los resultados experimentales corresponden al modelo teórico esperado, aún para los combustibles con mayor grado de azufre (coque de 6,6% de S) [1, 5].



**Figura 14:** Variación de la eficiencia de absorción con caliza en coque de petróleo en función de la temperatura del lecho y en modos de aire y oxicomcombustión. Adaptado de [5].

Otro de los elementos distintivos del diseño de una caldera para oxicomcombustión es la necesidad de limitar las infiltraciones de aire. Un adecuado sellado de la caldera y de todo el circuito aire-gases evitará problemas en la CPU al reducir las necesidades de depuración, mejorará la composición de transporte, y evitará aumentos de consumo en la compresión, ya que la energía consumida para comprimir el volumen de gas a transportar es directamente proporcional al caudal. La utilización de precalentadores de aire tubulares, en vez de rotativos de cestas, puede contribuir a evitar los ingresos de aire. Un sellado que evite infiltraciones inferiores al 1% de la corriente de gases puede resultar admisible [60, 65].



**Figura 15: Incremento del consumo de compresión debido al aumento de infiltraciones en un caso de estudio. Adaptado de [60].**

### 3.3.4 Ciclo térmico

### 3.3.5 Unidad de Separación de Aire (ASU)

La unidad de separación de aire (ASU) es un elemento clave en las futuras plantas de oxidación, ya que es la etapa del proceso que más penaliza el rendimiento energético de la planta. Su función es la de separar el oxígeno del aire, permitiendo así realizar la combustión en ausencia de nitrógeno y otros gases, por lo que el producto de la combustión será una corriente de CO<sub>2</sub> de gran pureza.

#### 3.3.5.1 Requisitos de la corriente oxidante para la oxidación

Una central de oxidación puede necesitar en torno a 20t O<sub>2</sub> por día y MW de capacidad, y la inversión en la ASU supone hasta un 20% de los costes de inversión de la central [57]. La pureza necesaria en la corriente de O<sub>2</sub> separada en la unidad es de al menos 95%, ya que valores inferiores generarían dificultades durante el proceso de compresión previo a la etapa de transporte [14]. La tecnología actual está basada en la destilación criogénica del aire, tras ser enfriado a muy baja temperatura, en una columna por etapas. Actualmente se investiga en la separación de aire por membranas microporosas, pero los materiales y los tamaños de poro actualmente disponibles consiguen una pureza insuficiente [12, 56]. Otros procesos utilizados industrialmente a pequeña escala tales como la adsorción en Zeolitas (en ciclos regenerativos TSA ó PSA) resultan en principio inviables debido a los altos costes fijos que supondría ir a una escala válida para centrales térmicas comerciales [6, 56].



**Figura 16: Planta comercial ASU con capacidad de separar 3250 tCO<sub>2</sub>/día [15].**

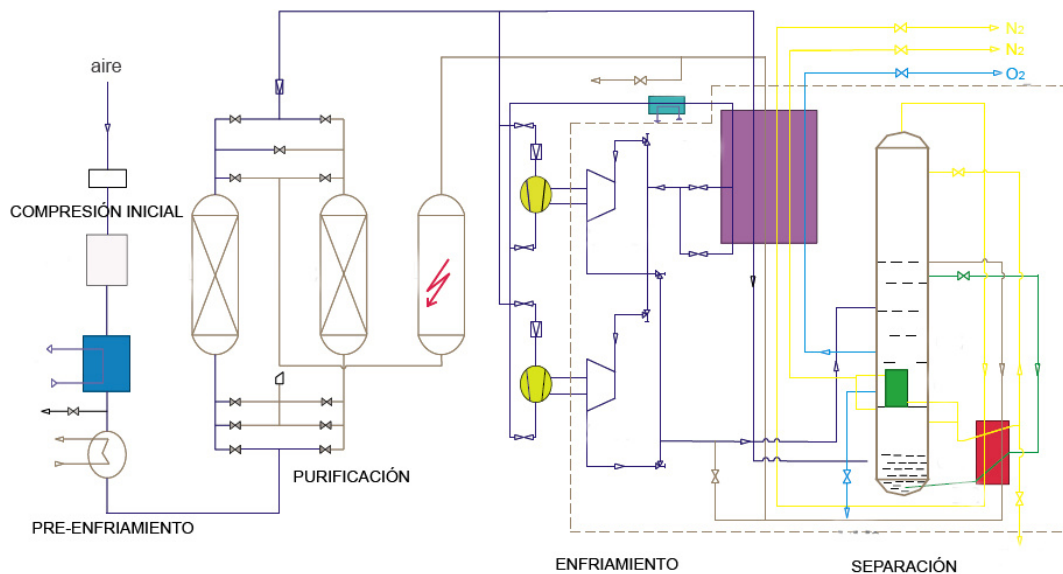
Las mayores unidades de separación de aire actualmente disponibles en la industria química tienen una capacidad en torno a las 5.000 tCO<sub>2</sub>/día. Una central de oxidación comercial de tamaño medio (800 MWe) podría necesitar 3 de estas unidades para su consumo de oxígeno en la combustión [3]. Por tanto, la escala de las actuales ASU es comparable a la necesaria para la captura en combustión, lo que muestra que es una tecnología lo suficientemente madura como para aplicarse comercialmente. Las ASU de tamaño comercial existentes están optimizadas para la obtención de oxígeno de muy alta pureza (en torno al 99,5%) con presiones de salida relativamente elevadas (5-80 bar) y en muchos casos con co-producción de nitrógeno. La optimización de dichas plantas comerciales para las condiciones necesarias en la combustión (pureza >95% pero inferior a 99% y presiones de 1,3-1,7 bar) tiene potencial para la reducción de consumo y mejora de rendimiento [56]. La integración y optimización de la ASU dentro de la central eléctrica es fundamental para aumentar el rendimiento eléctrico neto de la central y constituye el mayor desafío técnico pendiente [3, 4].

### 3.3.5.2 Descripción del proceso de separación criogénica del aire y consumo energético

El proceso de separación criogénica del aire se realiza en las siguientes etapas [6, 56]:

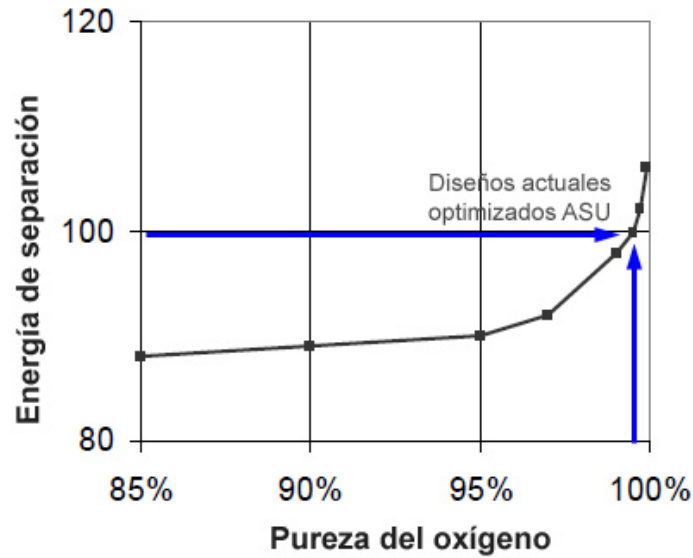
1. Compresión inicial. El aire se comprime inicialmente a 6 bar, mediante compresión refrigerada.
2. Purificación. Se eliminan agua, CO<sub>2</sub> y otros contaminantes, mediante una unidad regenerativa tipo PSA (Pressure swing adsorption) o TSA (Temperature swing adsorption).
3. Pre-enfriamiento. El aire de entrada se enfría en un intercambiador de calor con las corrientes de oxígeno y nitrógeno de salida.

4. Enfriamiento. El aire se enfría a una temperatura de  $-183^{\circ}\text{C}$ , utilizando para ello el frío generado en una expansión parcial de una corriente rica en nitrógeno tomada de la columna de destilación.
5. Separación. El aire, en estado líquido, se introduce en una columna de destilación. El proceso es completamente físico. El oxígeno presenta un punto de ebullición de  $-183^{\circ}\text{C}$ , mientras que el del nitrógeno es de  $-196^{\circ}\text{C}$ . El oxígeno se extrae en estado gaseoso en la parte superior de la columna, mientras que el nitrógeno se extrae en estado líquido por la parte inferior.

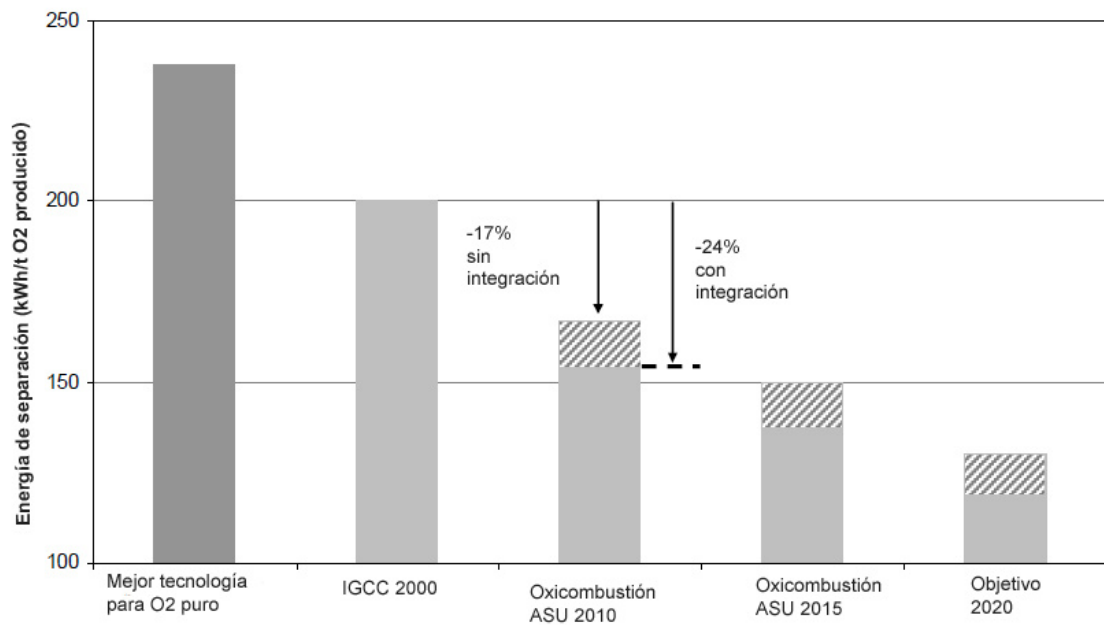


**Figura 17: Diagrama de proceso de una unidad de separación de aire (ASU) por destilación criogénica. Adaptado de [16].**

El consumo energético de este proceso es muy elevado, actualmente en torno a 210-220 kWh por tonelada de  $\text{O}_2$  separada de pureza 95% [4]. Mayores purezas facilitan y abaratan la posterior compresión del  $\text{CO}_2$  tras la captura, pero encarecen la separación de aire. No obstante, este consumo energético puede reducirse debido a las posibilidades de integración con el ciclo termodinámico de generación, fundamentalmente mediante la recuperación del calor generado en la compresión. Además, la industria prevé actualmente mejoras del proceso y mejoras por integración con objetivos muy ambiciosos, de modo que la penalización energética podría oscilar entre 4 y 6 puntos en 2015 y entre 3 y 5 puntos en 2020 [30].



**Figura 18: Variación porcentual del consumo energético de la ASU en función de la pureza del oxígeno (eficiencia de compresores, refrigeradores y otros equipos no considerada). Adaptado de [57].**



**Figura 19: Objetivos de reducción de consumo energético en plantas ASU. Adaptado de [30].**

### 3.3.5.3 Componentes de una planta ASU de separación criogénica

Para efectuar a escala comercial el proceso anteriormente descrito, las unidades ASU necesitan los siguientes componentes [57]:

- El compresor de aire para plantas de tamaño superior a 4.000 t/día será de tipo axial o centrífugo, similar a los de las referencias actuales en otras industrias.

- El purificador de aire es un sistema dual de adsorción en lecho absorbente de pastillas (pellets) regenerativo tipo TSA, utilizando periodos de funcionamiento de 90 min a 6 horas en los lechos alternativos, y regenerando los mismos mediante una corriente de N<sub>2</sub>. Los adsorbentes incluyen varios materiales dispuestos de forma ordenada, entre ellos una capa de metal alcalino con alúmina, más una capa de zeolitas (X13) para la limpieza final. La geometría preferente es en disposición cilíndrica, con flujo radial del gas depurado hacia el colector en el interior del lecho. El gas de regeneración circulará en sentido contrario, hacia el exterior [58]. Otras tecnologías apuestan por regeneración de tipo PSA, no siendo así necesario calentar la corriente de desorción, en ciclos de regeneración con periodos inferiores, en torno a 20 minutos, o soluciones intermedias entre presión y temperatura [59].
- Intercambiadores crigénicos de placas de aluminio, modulares, para los intercambiadores principal, del condensador del reboiler y de sub-enfriadores.
- Columna de destilación de lecho estructurado de cobre y aluminio, en secciones dimensionadas con distribuidores líquidos individuales. Las experiencias en la industria petroquímica demuestran que pueden llegarse a dimensiones de torre de hasta 10.000 t/día.
- Condensador/reboiler formado por intercambiador de placas localizado dentro de la carcasa de la columna de destilación (caja fría).

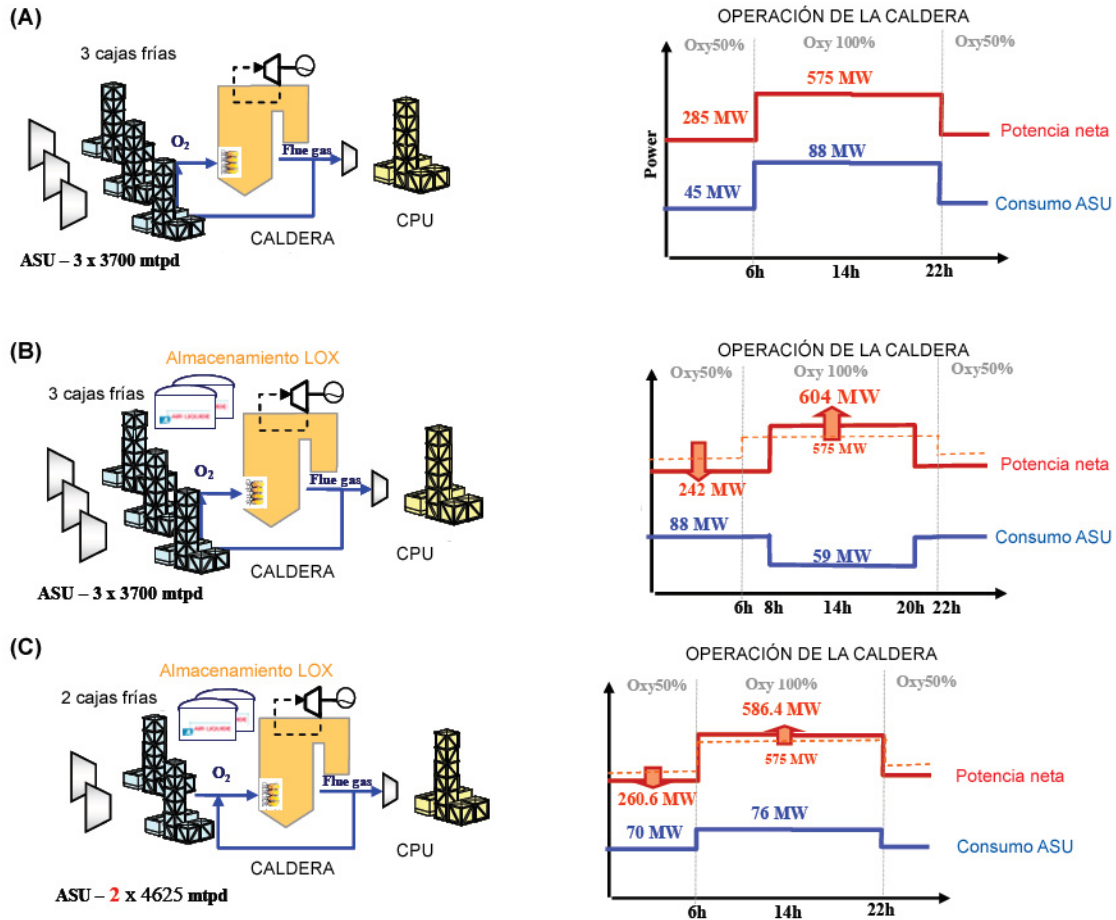
#### 3.3.5.4 Integración de la ASU con la central de generación y estrategias de desacoplamiento

La integración de unidades ASU en una central térmica de oxidación aconseja la inclusión de tanques intermedios que permitan actuar como reserva durante la operación de la central, desacoplando la producción de oxígeno de los requisitos marcados por la operación de la central, y aprovechando los modos de operación que la central puede proporcionar (modos aire/oxidación, y cargas parciales). El oxígeno puede almacenarse de forma líquida (LOX) o en forma gas (GOX). El almacenamiento en tanques LOX constituirá una reserva que podrá amortiguar las indisponibilidades o periodos de arranque provocados por la planta ASU, con una autonomía de 1 a varias horas. El almacenamiento en tanques GOX servirá para amortiguar las subidas y bajadas de carga, actuando como un tanque pulmón, durante la operación de la central. El consumo de oxidante por parte de la central será en forma gaseosa en todo caso, por lo que será necesario gasificar el oxígeno, mediante un gasificador que aporte calor y regule presión y temperatura, antes de su suministro a la caldera [30].

Además, la incorporación de tanques de LOX con capacidad diaria puede permitir optimizar la inversión en la planta ASU en función del escenario de precios diarios que exista en el mercado de generación: aprovechando las horas nocturnas de precio bajo de la electricidad se puede almacenar oxidante a menor coste, permitiendo la operación durante el día con el oxidante acumulado, y generando las horas diarias a mayor precio, dejando la ASU en parada fría (sin descriogenización) [30]. En cualquier caso este diseño requiere de, además del análisis de los transitorios y arranques y paradas implicados, de un adecuado estudio de mercado y regulatorio, pues además puede suponer llegar a subdimensionar la planta ASU, haciendo que la planta de generación tenga que funcionar en modo aire (sin captura) un determinado número de horas por día.



El estudio realizado por Air Liquide para una planta de 575 MWe netos en escenario base, indica que, aprovechando un diferencial de precios de mercado de 40€/MW entre día y noche, la utilización de una estrategia de almacenamiento de oxígeno líquido que permita almacenar todo el oxígeno producido por la noche para su consumo diario puede llevar a una reducción de costes de producción de oxígeno de hasta 10% (caso B de la figura posterior), mientras que una producción óptima de oxígeno durante la noche para su almacenamiento en tanques en el mismo escenario puede llevar a reducir los costes de producción de oxígeno en 3% y de inversión en 15%, reduciendo el n° de trenes de la ASU de 3 a 2 (caso C) [30].



**Figura 20: Implementación de diferentes estrategias de tanques de almacenamiento de oxígeno líquido en la ASU para optimización de la inversión y operación: (A) Planta de 575 MW netos sin almacenamiento LOX. (B) Planta con almacenamiento LOX con ASU dimensionada para cubrir las puntas con mayor diferencial de precio. (C) Planta con almacenamiento LOX con ASU dimensionada para cubrir el consumo medio de oxígeno y reducir la inversión. Adaptado de [30].**

Otra de las opciones que plantea el almacenamiento de oxígeno es la de captura parcial, pudiendo operar en modo aire en aquellos periodos en los que el diferencial de precios es menor (y por tanto reduciendo el coste en consumo energético de la planta al mantener la CPU apagada), y en modo oxicomustión en periodos de pico, reduciendo además la inversión en la ASU [30].

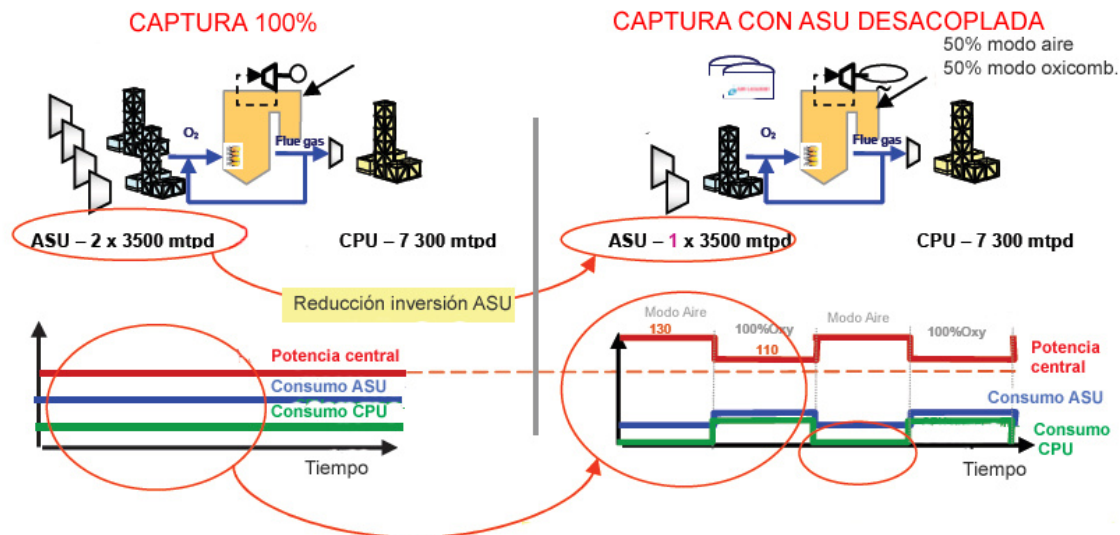


Figura 21: Desacoplamiento de producción y consumo de oxígeno mediante tanques de almacenamiento líquido, reduciendo la captura al 50%. Adaptado de [30].

En cuanto a la integración termodinámica, el calor producido en las diferentes compresiones, principalmente en la compresión inicial del aire. Un estudio de integración termodinámica más detallado se expone en el Capítulo V.

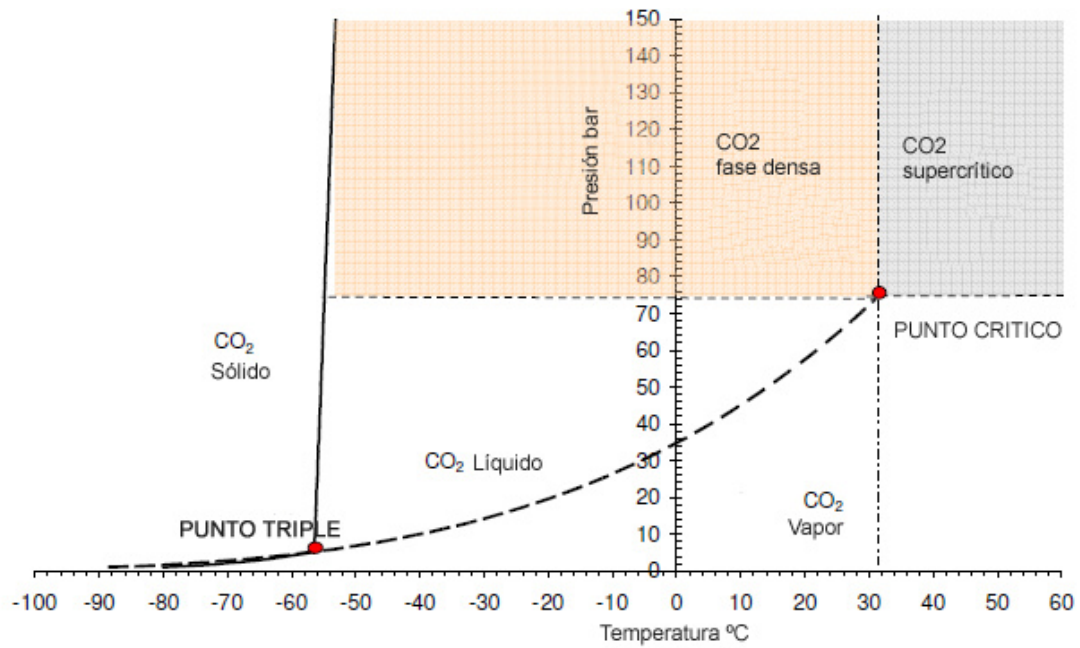
### 3.3.6 Unidad de Compresión y Purificación (CPU)

Si la separación de aire es uno de los grandes consumos que reduce el rendimiento energético de la oxicomustión, el otro proceso que afecta significativamente al consumo es la compresión y purificación.

La función de la Unidad de Compresión y Purificación es la de purificar los gases de combustión de la caldera, provenientes de los tratamientos de eliminación de partículas volantes, SO<sub>2</sub> y NO<sub>x</sub>, y comprimirlos hasta la presión requerida por la etapa de transporte.

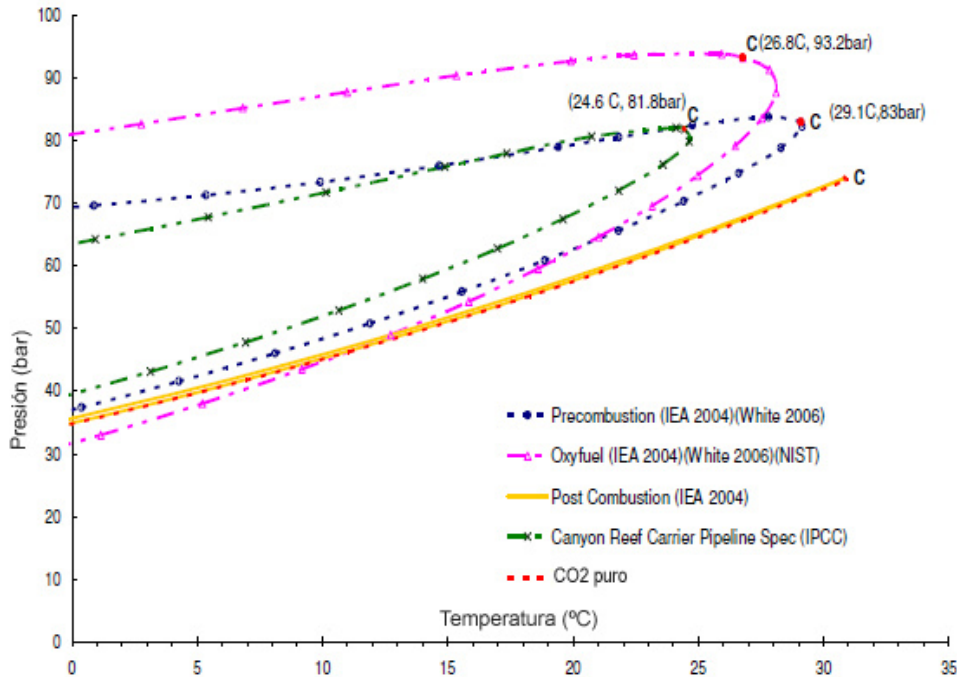
#### 3.3.6.1 Condiciones a alcanzar por la corriente de CO<sub>2</sub> para su transporte

La compresión permite no sólo elevar la presión de la corriente de CO<sub>2</sub>, sino también cambiar su estado de gaseoso a fase densa o fase supercrítica, de modo que sea el adecuado para su transporte y aumente la densidad de la corriente hasta la cercana a un líquido sin aumentar significativamente la viscosidad, evitando además fenómenos dinámicos y de cambio de fase [32, 33]. En condiciones de CO<sub>2</sub> puro, las fases deseadas se alcanzan por encima de los 73,76 bar y 30,97 °C [33].



**Figura 22: Diagrama de fases del CO<sub>2</sub> [33].**

No obstante, para determinar la presión a la que es necesario comprimir la corriente de CO<sub>2</sub> para alcanzar la fase adecuada de transporte, será siempre necesario tener en cuenta dos variables adicionales: el rango de temperaturas en las que se transportará el fluido y la presencia de impurezas, ya que éstas modifican el diagrama de fases del CO<sub>2</sub> y su punto crítico, siendo necesario incrementar las condiciones por encima de las del CO<sub>2</sub> puro [33]. Adicionalmente, el CO<sub>2</sub> en estado denso o supercrítico deberá comprimirse o bombearse a una presión tal que no produzca cambios de fase en su transporte antes de adecuarse a la presión de inyección.

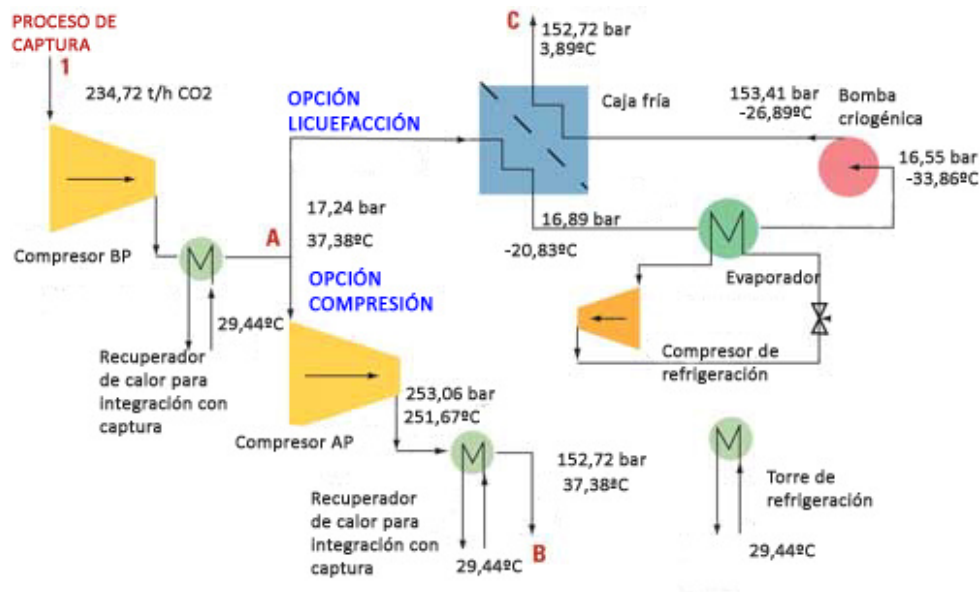


**Figura 23: Modificación de la línea de equilibrio en el diagrama de fases de CO<sub>2</sub> para diferentes proyectos debido a la existencia de impurezas. El punto crítico está identificado como “C”. Por encima del mismo se dan las condiciones de fase supercrítica o fase densa, mientras que por debajo se produce una se abre una envolvente de interfase líquido-vapor [33].**

### 3.3.6.2 Comparación entre la compresión pura y la licuefacción del CO<sub>2</sub>

Como se observa en el diagrama de fases del CO<sub>2</sub>, además de por compresión pura, el cambio de estado del CO<sub>2</sub> pasando de fase gas a fase densa se puede conseguir mediante la reducción de la temperatura del gas por debajo de las condiciones del punto crítico (30,97°C en el caso de CO<sub>2</sub> puro e inferior en el caso de CO<sub>2</sub> con contaminantes) hasta el enfriamiento límite del punto triple (-56,6°C) y con la aportación de una compresión mínima (al menos 5,187 bar correspondiente al punto triple [33]) para permitir la obtención por licuefacción de un CO<sub>2</sub> líquido intermedio que permita su compresión hasta el estado de fase densa necesario para el transporte. En cualquier caso, la licuefacción sin compresión no resulta posible.

Del análisis anterior, se plantea la opción de configurar una planta con un ciclo de licuefacción-compresión. Tras una compresión inicial por encima del punto triple, el enfriamiento en una caja fría permite la licuefacción de la corriente, y su posterior bombeo criogénico, ya en estado líquido, para alcanzar la fase densa. Una comparación entre este proceso y la compresión pura a meros efectos de balance energético entre ambos procesos se muestra en la siguiente figura.



**Figura 24: Diagrama de proceso para la comparación energética entre compresión pura y licuefacción del CO<sub>2</sub>. Adaptado de [34].**

El balance energético realizado por P. Baldwin y J. Williams indica que, para el proceso anterior, la compresión con refrigeración intermedia es un 9,5% más eficiente que la licuefacción [34], lo que indicaría que esta tecnología sería por tanto preferible y la habitualmente adoptada en proyectos de CCS debido además a la existencia de referencias en otras industrias [32, 33]. Por el contrario, otras fuentes [54] indican que esta tecnología tiene potencial para reducir el consumo energético. Tiene que tenerse en cuenta, adicionalmente, que la refrigeración inter-etapa en la compresión permite recuperaciones adicionales de calor que pueden mejorar el rendimiento del ciclo mediante la integración termodinámica, como se expone en el Capítulo V.

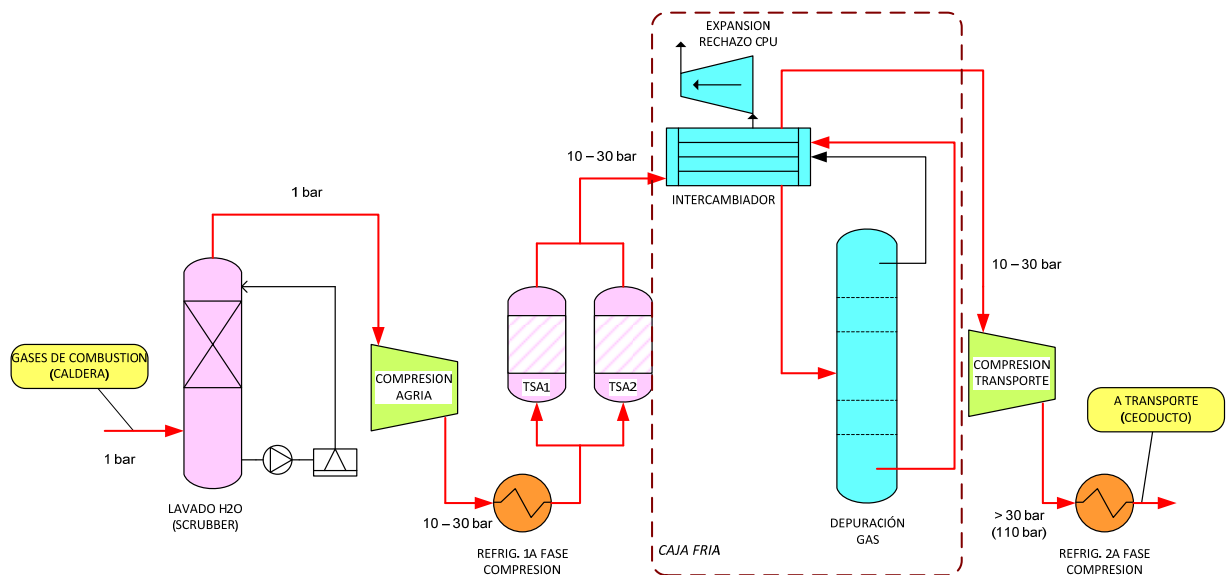
### 3.3.6.3 Descripción del proceso de compresión y purificación, configuraciones y consumo energético

La unidad CPU constituye el límite de batería entre la central de captura (cualquiera que sea su tecnología, incluyendo oxicombustión), y el gasoducto para el transporte del CO<sub>2</sub> hasta su almacenamiento definitivo. Es por tanto exigencia fundamental para la unidad CPU entregar el gas producto en estado de fase densa o supercrítico estable, para lo cual se requiere reducidas cantidades de contaminantes e impurezas, que afectarían a las propiedades de densidad y viscosidad del fluido. Para conseguir esta reducción de impurezas se incorporan unidades de purificación de contaminantes. La compresión se realiza en dos fases diferenciadas, separadas por la purificación.

El proceso de compresión y purificación de los gases de combustión se realiza en las siguientes etapas:

1. Lavado inicial (scrubbing). Los gases de combustión, sobresaturados en vapor de agua, se lavan en una torre spray de circuito cerrado. Se puede adicionar al circuito cerrado NaOH, para la eliminación de HCl y HF, si es significativa su presencia.

2. Compresión agría (sour compression). Los gases de combustión se comprimen desde presión de aprox. 1 bar al rango de 10-30 bar. Para mejorar la eficiencia de compresión y refrigerar los gases calientes de compresión, se realiza una refrigeración interetapa. Se denomina agría ya que se realiza en presencia de ácidos condensados.
3. Secado y eliminación de ácidos. Los ácidos condensados, principalmente  $H_2SO_4$ ,  $HNO_3$  y  $HSO_3$ , se eliminan en una doble unidad de adsorción TSA (temperature swing adsorption), siendo sus lechos regenerados alternativamente mediante vapor auxiliar. Adicionalmente se puede incorporar tratamiento para eliminación de mercurio.
4. Depuración en caja fría. Los gases no condensables ( $N_2$ , Ar,  $O_2$ ), no eliminados en procesos anteriores (limitación operativa de ASU) o incorporados al proceso debido a fugas, se depuran en un sistema de caja fría que trabaja por debajo del punto triple del  $CO_2$  ( $-56,5^\circ C$ ), de forma que éste condense en una torre de separación. Los gases no condensables se expanden en una turbina para generar frío y se conducen a la chimenea para ser expulsados a la atmósfera con el nitrógeno separado en la ASU. El frío de las corrientes producto se reingresa al proceso mediante intercambiadores multicorriente.
5. Compresión de transporte. En una segunda fase, el  $CO_2$  ya depurado se comprime hasta la presión de transporte, alcanzando el estado de fluido supercrítico. Se realiza igualmente refrigeración interetapa. En esta segunda compresión es procedente la utilización de bombas.



**Figura 25: Diagrama simplificado de proceso de una unidad de compresión y purificación de gases (CPU). Fuente: elaboración propia.**

Debido al caudal de gases a tratar y a las presiones de descarga, los tipos de compresores aplicables son de tipo axial (únicamente en fase inicial, hasta 25 bar) o de tipo centrífugo. No obstante, los compresores centrífugos de tipo engranaje integral (integrally geared) presentan mejores rendimientos a cargas parciales, y son capaces de trabajar a regimenes más bajos (rango de caudales 40-100%), requisito necesario para una central térmica. Si bien actualmente las referencias en centrales térmicas de este tipo de compresor son testimoniales, se trata de equipos ya utilizados en las industrias

de procesamiento de gas y refino. En el caso de presiones superiores a 25 bar, en situaciones en las cuales puede alcanzarse el estado de fluido supercrítico, sólo los compresores centrífugos están indicados.

La depuración en la caja fría puede ser parcial o total, es decir, incluyendo destilación:

- En el caso de ser parcial, se consigue una condensación en torno al 90% del CO<sub>2</sub>. La pureza conseguida depende del número de etapas de condensación en la caja fría y de la temperatura alcanzada, lográndose corrientes de pureza superior al 95% de CO<sub>2</sub> a partir de composiciones de gases de oxidación habituales. El O<sub>2</sub> se reduce a valores de miles de ppm, limitando así la formación de hidratos en el transporte [56].
- En el caso de ser total, se utiliza una columna de destilación adicional para condensar y purificar todo el CO<sub>2</sub>, obteniéndose de este modo corrientes de CO<sub>2</sub> concentradas por encima del 99%. El contenido O<sub>2</sub> se limita a centenas de ppm [56].

La energía consumida en el proceso aumenta si la corriente de CO<sub>2</sub> a comprimir es menos pura, fundamentalmente porque el volumen de gas a comprimir es mayor. Por otro lado, la energía consumida es directamente proporcional a la presión a alcanzar, si bien al utilizar un fluido en estado de fase densa/supercrítica, similar a un líquido, el consumo no aumenta muy significativamente una vez conseguida la fase deseada, pudiéndose situar en el rango de 100 a 105 kWh/t CO<sub>2</sub> para presiones de 80 a 200 bar, para una composición típica de gases de oxidación [56].

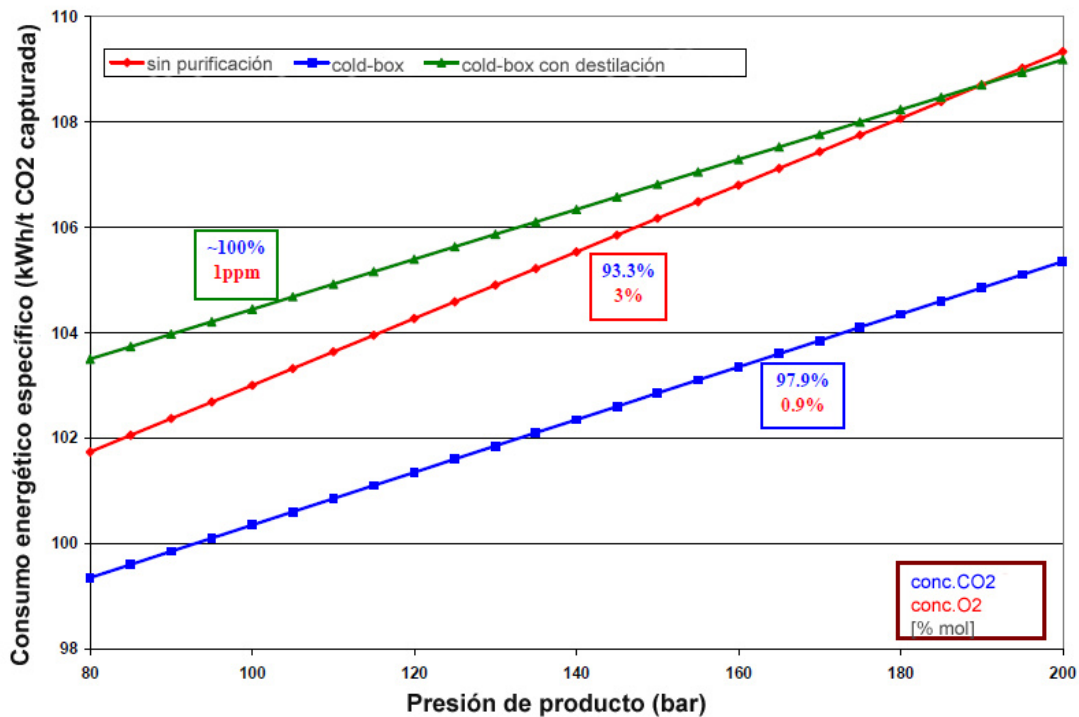


Figura 26: Consumo energético específico por tonelada de CO<sub>2</sub> comprimida en la CPU para una composición de gas de oxidación típica. Adaptado de [56].

Debido a las peculiares características de la compresión para transporte de CO<sub>2</sub>, los requisitos que se establezcan para su almacenamiento, y a que las unidades CPU requeridas para las aplicaciones CCS distan de ser estándar en la industria, esta unidad requiere un desarrollo tecnológico superior a las unidades ASU, por lo que su aplicación constituye un riesgo técnico apreciable que es necesario medir en cada proyecto.

### 3.3.6.4 Tipos de compresores y elección

Los compresores utilizados en procesos industriales que implican altos volúmenes y caudales regulares suelen ser de tipo dinámico (rotativos), en los cuales la impulsión se efectúa mediante un rodete o impulsor que, a partir de cinética de rotación, convierte la energía en un aumento de presión. En este tipo de compresores, en régimen estacionario las fluctuaciones de caudal son nulas.

Debido al caudal de gases a desplazar en la compresión de CO<sub>2</sub> y a las presiones necesarias (por encima de los 100.000 m<sup>3</sup>/h), es posible utilizar tanto compresores axiales como compresores centrífugos para la primera fase de compresión (en el entorno de 10-15 bar). En el caso de las etapas siguientes, el incremento de la presión de descarga supone que los compresores a utilizar son necesariamente de tipo centrífugo [35].

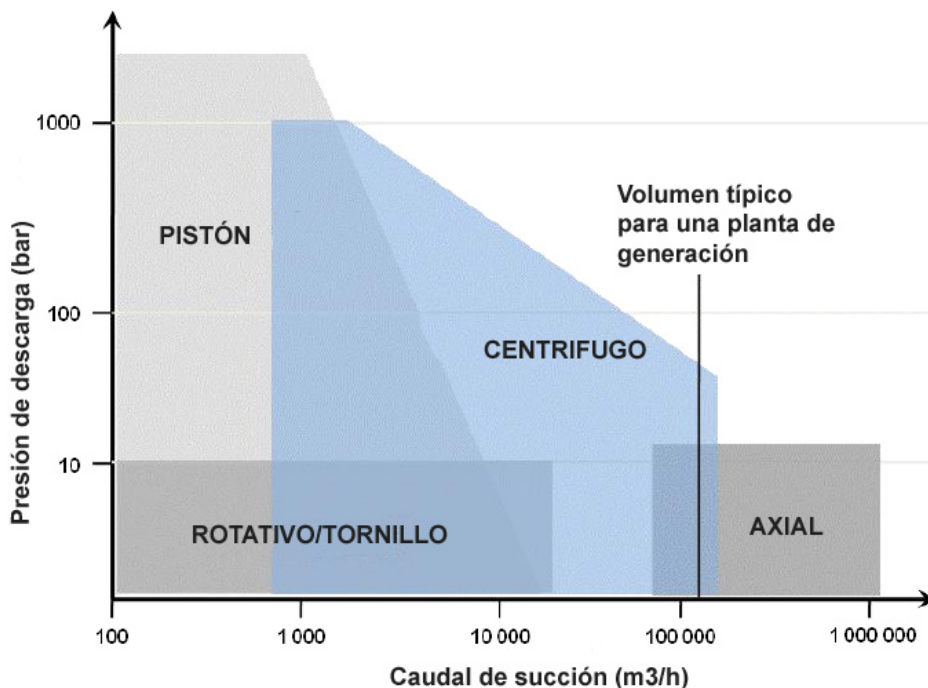


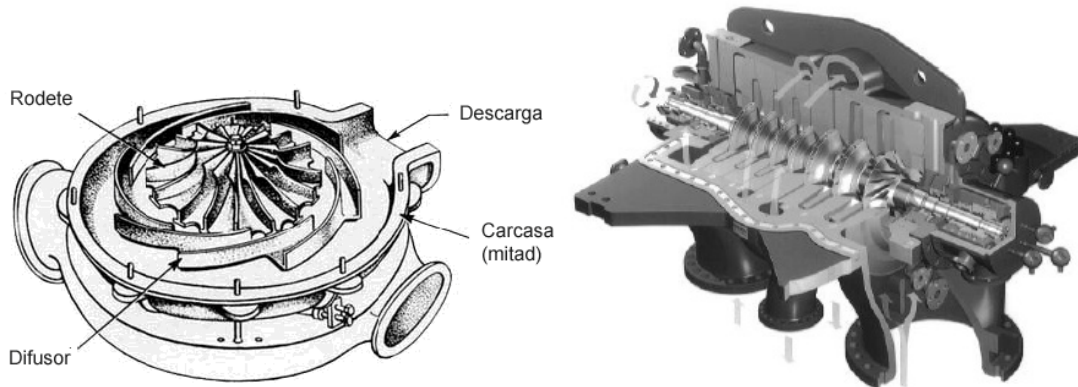
Figura 27: Rango de aplicación de compresores para procesos industriales [35].

Los *compresores centrífugos* presentan la admisión del gas en la dirección del eje, mientras que el escape del gas se produce de forma radial al mismo, describiendo el gas una trayectoria de tipo helicoidal, saliendo a través de un difusor anular al rodete, fijo, que transforma la cinética del gas en presión estática. Comparados con los compresores



axiales, los compresores centrífugos son máquinas constructivamente más sencillas, al ser más resistentes a fenómenos erosivos, presentar menor número de juntas elásticas y regular mejor caudal a velocidad de rotación constante. Una única etapa puede presentar ratios de compresión de hasta 9:1 con buenas eficiencias [35]. Para conseguir altas presiones, se utilizan frecuentemente varias etapas interconectadas.

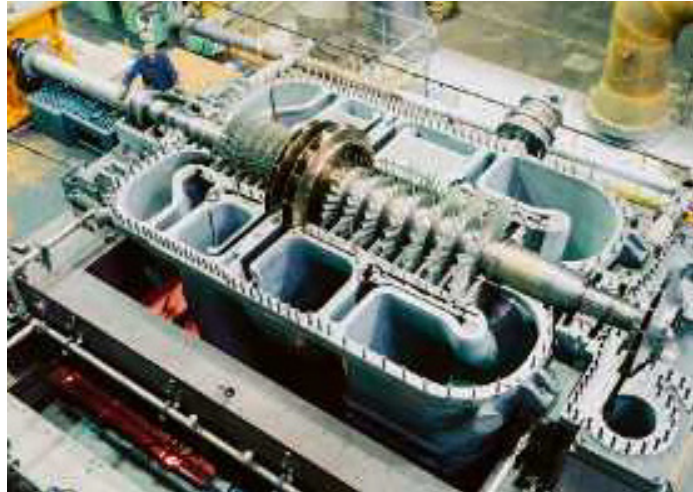
Los compresores centrífugos se utilizan habitualmente en máquinas de menor tamaño, tuberías de gas natural, unidades ASU y numerosos sistemas industriales, incluyendo procesos muy intensivos en caudal como la producción de urea. [35, 36]



**Figura 28: Compresores centrífugos monoetapa (izquierda) y multietapa (derecha) [36].**

Los *compresores axiales* presentan tanto la admisión como la descarga de gas longitudinalmente en la dirección del eje de rotación. Los compresores axiales son fundamentalmente multi-etapa, y presentan por cada etapa de álabes móviles de compresión en el rotor, una etapa sucesiva de álabes fijos en el estator, de modo que la primera acelera el gas mediante un paso de sección variable, y la siguiente convierte la energía cinética proporcionada en presión, mediante una sección de paso fijo. El ratio de compresión está limitado por la diferencia de velocidad relativa entre el rotor y el gas, situando el ratio de compresión de cada etapa entre 1.15-1.6:1 [35]. El incremento de este ratio supone ir a máquinas de velocidad relativa del rotor supersónica, lo que incrementa los costes de construcción y operación [36].

Los compresores axiales se utilizan habitualmente en máquinas de gran tamaño con un elevado volumen de gas a comprimir a presiones no demasiado elevadas, muy frecuentemente en turbinas de gas, tanto para generación estacionaria como en aviones. [35, 36]



**Figura 29: Compresor axial de la industria química con etapa de intercooling [49].**

La refrigeración inter-etapa es necesaria para reducir el consumo durante la compresión, ya que se requiere menos energía para comprimir un gas frío. Una compresión isoterma podría reducir el consumo energético hasta el 25% respecto a la tecnología actual en compresores centrífugos [51]. La compresión isoterma combinada con bombas de tipo criogénico podría reducir el consumo hasta el 35% [54]. No obstante, la compresión isoterma es difícil de alcanzar en la práctica, pues requeriría de un número infinito de etapas. La tendencia actual de los compresores de gas de gran tamaño es a incrementar el número de etapas intermedias refrigeradas en compresores de tipo “integrally geared”, en los cuales el accionamiento de un motor sobre un eje central se transmite a los múltiples ejes de los diferentes rodets que conforman las diferentes etapas refrigeradas, mediante transmisiones que consigan la velocidad adecuada para cada etapa. La flexibilidad también se ve incrementada [52].



**Figura 30: Compresor centrífugo multietapa (integrally geared) con refrigeraciones inter-etapa, utilizado en la industria de proceso de gas. Fuente: MAN Turbo AG [50]**

Los tecnólogos con referencias y capaces de suministrar compresores en el rango de utilización de centrales de demostración de la tecnología CCS son un número reducido.

La siguiente tabla muestra algunos modelos comerciales de compresor que podrían utilizarse actualmente en proyectos de demostración de captura y almacenamiento de CO<sub>2</sub>, con algunas modificaciones o particularizaciones.

<b>Modelo</b>	RG80-08	RG 100	RG125	RG140	STG-GV	GE Int. Geared
<b>Fabricante</b>	MAN Turbo AG	MAN Turbo AG	MAN Turbo AG	MAN Turbo AG	Siemens	GE
<b>Tipo</b>	Centrífugo (Integrally geared)	Centrífugo (Integrally geared)	Centrífugo (Integrally geared)	Centrífugo (Integrally geared)	Centrífugo (Integrally geared)	Centrífugo (Integrally geared)
<b>Caudal (m3/h)</b>	68.760	100.000	130.000	160.000	250.000	350.000
<b>Presión (bar)</b>	1,15-187	200	200	200	200	70
<b>Potencia (kW)</b>	13.235	20	28	33	ND	ND
<b>Características</b>	8 etapas inter-cooling	ND	ND	ND	8 etapas inter-cooling	ND
<b>Referencias</b>	3 compresores instalados en el yacimiento de Weyburn (Canadá) para almacenamiento de CO2	ND	ND	ND	ND	6 compresores de 15 MW solicitados para Gorgon (Australia). Previsto operación en 2016.

**Tabla 3: Compresores comerciales específicos para captura y almacenamiento de CO2. Adaptado de [35, 50, 54].**

Adicionalmente a los compresores centrífugos convencionales, otros tecnólogos (Ramgen/Dressen-Rand) están desarrollando un compresor avanzado para CCS basado en tecnología de compresión supersónica, que permitiría mejorar sensiblemente las prestaciones con respecto al resto de compresores, en particular:

- Ratio de compresión 100:1 con dos únicas etapas.
- Reducción significativa de las necesidades de refrigeración.
- Reducción del tamaño hasta 1/10 con respecto a un compresor centrífugo equivalente.
- Reducción de la inversión de hasta 1/2 y energéticos en un 50%. [54, 55].

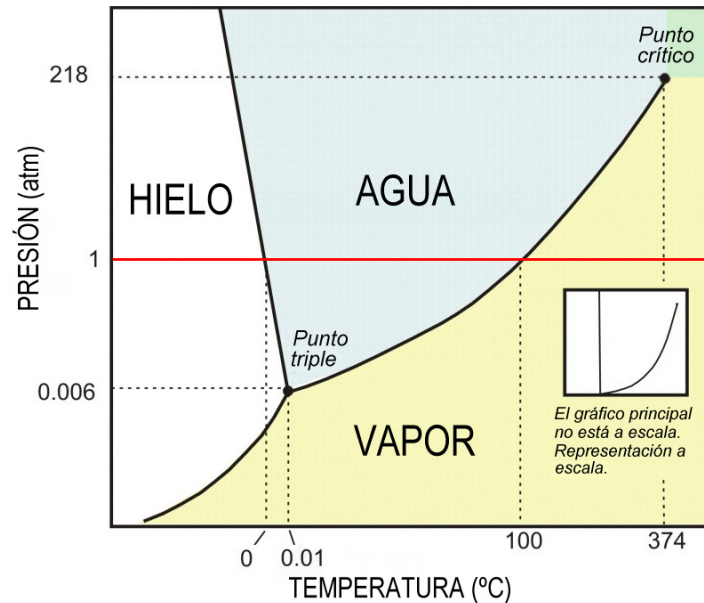
Actualmente el proyecto está en desarrollo con el Dep. Energía de los EEUU, e incluye la realización de pruebas en una instalación piloto durante 2014 [55].

### 3.3.7 Corrosión y materiales

La mejora de la eficiencia del ciclo termodinámico en centrales eléctricas viene necesariamente marcada por el incremento de salto entálpico del fluido termodinámico entre las condiciones del foco caliente y del frío. Ya que las condiciones del foco frío (presión, temperatura) están restringidas por limitaciones naturales, la única opción de mejora constituye incrementar las condiciones de presión y temperatura del vapor entregado a la turbina de potencia.

Este incremento de presión y temperatura exige necesariamente superar las condiciones supercríticas de vapor (por encima de 221 bar y 374°C), de modo que la conversión de

agua en vapor se produce de forma directa sin ebullición. Tales condiciones, además de requerir modificaciones de diseño en el circuito de agua-vapor (sustitución del calderín de ebullición por tecnología tipo Benson de tubos de paso único), implican una mejora sustancial de los materiales, fundamentalmente pasando de aceros al carbono de tipo ferrítico a aleaciones de acero austenítico con alta proporción de Cr y Ni [24].



**Figura 31: Diagrama de fases del agua en el que se muestran las condiciones del punto supercrítico.**

La mejora en el rendimiento es notable. Si el rendimiento de una central de tamaño medio (500MW) con condiciones de vapor entorno a 180 bar y 540°C ronda el 38%, el incremento de las condiciones de vapor a supercríticas (por encima de 221 bar y 600°C de temperatura) supone un incremento de hasta 6% en el rendimiento. Con condiciones de vapor ultra-supercríticas (por encima de 221 bar y 650-720°C) el incremento del rendimiento es superior al 8%, pudiéndose alcanzar rendimientos por encima del 45% [7, 19, 24]. Si tenemos en cuenta la penalización en rendimiento que los auxiliares suponen en la tecnología de captura en oxidación, el único modo de alcanzar diseños de plantas competitivas con el parque de plantas de carbón actual es ir hacia condiciones ultra-supercríticas y ultra-supercríticas avanzadas (hasta los 750°C).

### 3.3.7.1 Materiales para ciclos ultra-supercríticos

En los últimos años, la construcción de centrales térmicas de alta eficiencia se ha visto acrecentada, en parte por el incremento de precio de los combustibles fósiles (más de 600 plantas en 2004) [8]. Si bien existe probada experiencia en materiales para centrales de tipo supercrítico, el desarrollo de centrales con ciclos ultra-supercríticos implica la utilización de aceros austeníticos más resistentes a las condiciones de fatiga térmica, corrosión bajo tensión y fenómenos de erosión-corrosión. Los aceros tipo TP347H, Super304H y HR3C (todos ellos por encima del 9% en Ni y 18% en Cr, además de presentar otros metales en pequeña proporción como Ti, V o Nb) han comenzado a instalarse extensivamente en tubos de sobrecalentadores y recalentadores de calderas de centrales ultra-supercríticas en todo el mundo durante la última década [8, 18].

En el caso de colectores y otros componentes de mayor espesor que los tubos de paredes de agua y secciones de recuperación, los aceros ferríticos y martensíticos son de uso obligado, pues los aceros austeníticos presentan un mayor coeficiente de expansión térmica y peor conductividad. La mayor parte de los problemas experimentados en las primeras plantas con ciclos ultra-supercríticos han sido debidos a fenómenos de fatiga térmica por la utilización de aceros austeníticos en estas secciones [9]. De modo que uno de los desarrollos obligados para mejorar los ciclos de alta exigencia es la búsqueda de aleaciones ferríticas capaces de operar a temperaturas elevadas con alta resistencia a la fractura y una soldabilidad aceptable.

En el caso del desarrollo de calderas de lecho fluido circulante en condiciones supercríticas, la primera referencia disponible es la de la central de Lagisza en Polonia, en operación desde 2009. Se trata de la primera central de tecnología de lecho fluido circulante con condiciones supercríticas, y además la de mayor potencia de todas las de lecho fluido, con 460MWe [28].

Los resultados de Lagisza están siendo positivos. La central ha alcanzado un rendimiento de 43%, superando además en 0,3% el rendimiento esperado para una planta equivalente de carbón pulverizado, suponiendo una reducción de la inversión debido a la no necesidad de instalar equipos de desulfuración adicionales (desulfuración por inyección directa de caliza en el lecho), y permitiendo mayor flexibilidad de combustibles [25].

### 3.3.7.2 Experiencias de materiales en condiciones de oxidación

Además de la fatiga térmica, la corrosión es otro de los factores limitantes para alcanzar mayor eficiencia con condiciones de vapor elevadas. Las cenizas arrastradas tras la combustión se adhieren a las superficies de intercambio de calor, depositando compuestos corrosivos plásticos fundamentalmente de azufre, cloro y flúor. Si además las deposiciones comienzan a fundirse debido a las altas temperaturas del hogar de la caldera, aparecen fenómenos de corrosión por escorificación sobre todo en los aceros convencionales, que no pueden ser limitados salvo cambiando el combustible, protegiendo los tubos con un revestimiento (lo cual ocasiona problemas adicionales y no siempre es económico u operativo) o disminuyendo la temperatura del vapor.

Tanto en el caso de calderas de combustible pulverizado como en tipo lecho fluidizado, la erosión provocada por las partículas proyectadas en el hogar pueden agravar la situación, retirando la capa de material que se haya visto afectada por la corrosión (y que eventualmente protege a las capas interiores, no corroídas), provocando un mecanismo de corrosión-erosión sucesivo. Además, en función del tipo de acero, este mecanismo puede incrementarse a temperaturas más altas, debido a posibles fenómenos como fragilización o termofluencia [10].

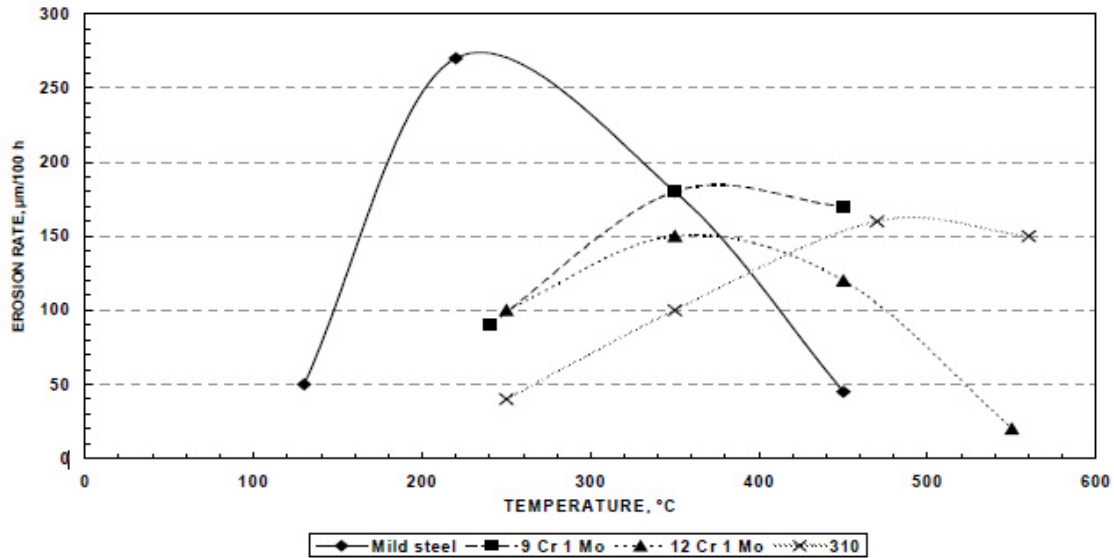


Figura 32: Ratios de erosión de aceros seleccionados en función de la temperatura [10].

Además, si se realiza co-combustión con biomasa, las deposiciones de sales álcali de metales pueden incrementar la corrosión [10].

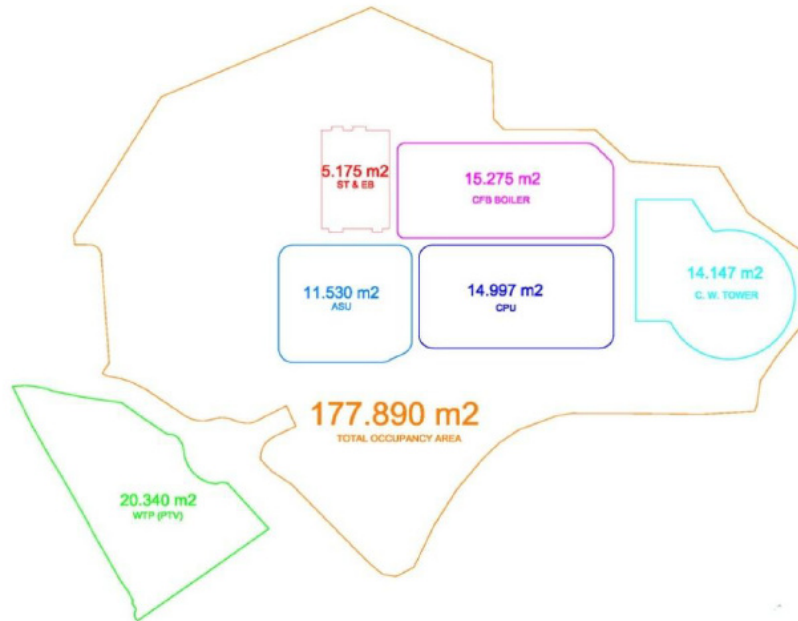
En el caso de las condiciones alcanzadas en las calderas de oxicomustión, por un lado se fomenta la concentración de CO<sub>2</sub> y CO con relación a las calderas de combustión en aire, y por otro, en función de la tecnología, puede incrementarse la concentración de azufre en los gases y la aparición de ácido sulfhídrico (H<sub>2</sub>S), fomentando la corrosión debido a la reacción con la capa superficial protectora de óxido del acero, produciendo sulfuro de hierro (FeS) y provocando tensiones superficiales que conducen a la formación de grietas y poros.

En el caso del CO<sub>2</sub> y CO, uno de los riesgos asociados a su mayor concentración es la posible carburización del acero, debido a la mayor difusión del gas a través del mismo por mayor presión parcial, lo que puede conducir a fenómenos de agrietamiento.

Las experiencias de que se dispone son limitadas y vinculadas a pruebas y experiencias a escala de laboratorio y pequeños anillos piloto. Por un lado el fenómeno de carburización ha demostrado tener una influencia reducida, apareciendo sólo superficialmente en determinados aceros [20, 21]. Por otro, en cuanto al resto de fenómenos de corrosión, los resultados son dispares. Las experiencias del laboratorio de VTT en Finlandia, tras comparar probetas de diversos aceros sometidas a 1.000 h bajo condiciones de oxicomustión con otras probetas equivalentes en condiciones de oxicomustión en aire, no han determinado una corrosión adicional significativa debido a la oxicomustión en una variedad de aceros austeníticos. Por otro lado, experiencias en planta piloto de 500 kWt en la central de Jämschwalde, Alemania, muestran tras 1.110 h de exposición una tendencia potenciada a la corrosión en condiciones de oxicomustión, si bien los autores determinan la necesidad de extender los ensayos a 4.000 h (resultados no divulgados) [23].

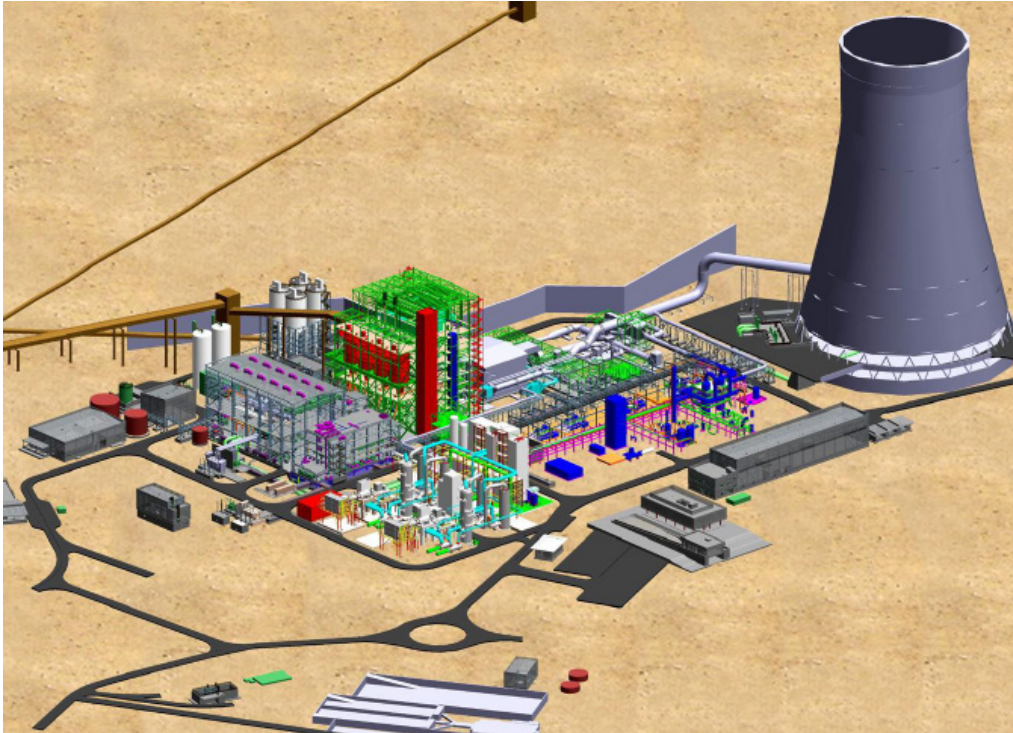
### 3.3.8 Incremento de la superficie ocupada y diseño en planta

La incorporación de la tecnología de oxidación a una central comercial supone un incremento de la superficie ocupada respecto a una central equivalente sin captura. Las plantas ASU y CPU, además de la mayor dimensión de la isla de caldera, son las principales responsables del aumento de tamaño. Los estudios de ingeniería realizados en el proyecto Oxy-cfb-300 de Compostilla indican que la incorporación de las unidades ASU y CPU supone un incremento de más de 30% con respecto a la superficie ocupada por la parte industrial de la central [48].



**Figura 33: Superficie ocupada por las diferentes plantas de una central de generación por captura mediante oxidación con Lecho Fluido Circulante. Proyecto Oxy-cfb-300 Compostilla [48].**





**Figura 34: Vista 3D de la central de generación por captura mediante oxidación con Lecho Fluido Circulante. Proyecto Oxy-cfb-300 Compostilla [48].**

### 3.3.9 Proyectos de desarrollo de la tecnología de oxidación

A continuación se muestra una tabla con los principales proyectos en curso para el desarrollo de diversas tecnologías de captura mediante oxidación:

<i>Plantas piloto de gran escala</i>				
Nombre	Localización	Capacidad aprox (toneladas CO <sub>2</sub> /año)	Estado	
Callide	Australia	25.000	Operativa	
CUIDEN	España	<10.000	Operativa	
Huazhong	China	50.000	En construcción (2014)	
Lacq Pilot CCS Project	Francia	75.000	Operativa	
Schwarze Pumpe	Alemania	60.000	Operativa	
<i>Plantas comerciales de demostración con integración de cadena CCS</i>				
Nombre	Localización	Capacidad aprox (M.toneladas CO <sub>2</sub> /año)	Estado	Año previsto de operación
FutureGen 2.0 Oxy-Combustion Large-Scale Test	Illinois, EEUU	1,1	En definición	2017
OXYCFB 300 Compostilla Project	Ponferrada, España	1,0-1,2	Cancelada	-
White Rose CCS Project (formerly UK Oxy CCS Demonstration)	North Yorkshire, UK	1,8-2,0	En evaluación	2016
Datang Daqing CCS Project	Heilongjiang, China	2,0-3,0	En identificación	2017

**Tabla 4: Proyectos de plantas para el desarrollo de la oxidación. Adaptado de [46].**

- Schwarze Pumpe en Alemania. La planta piloto ha estado en funcionamiento desde 2008. En 2011, se incorporó al proyecto la tecnología de captura de Air Products para demostrar la purificación y compresión de CO<sub>2</sub>. Se han capturado y licuado casi 9.000 t de CO<sub>2</sub> [46].

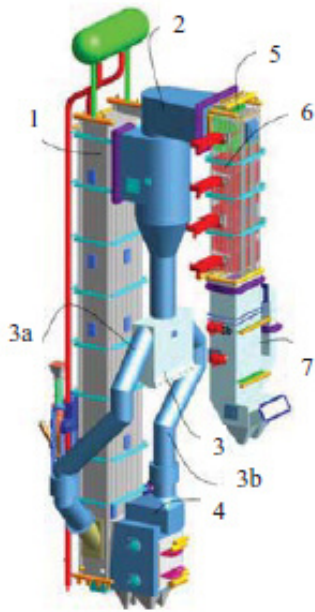
- CUIDEN en España. Centro de Desarrollo Tecnológico de CO<sub>2</sub> que cuenta con la primera planta piloto de captura en oxidación - CFB (lecho fluido circulante). La planta fue puesta en servicio en octubre de 2012 [46, 48, 61].
- Callide en Australia. Puesta en marcha en diciembre de 2012 . El proyecto representa un aumento de la escala en comparación con el proyecto de Schwarze Pumpe y demuestra el retrofit de una central de carbón subcrítica para su conversión en una planta de captura de oxidación . Desde la puesta en marcha, hasta 2013 se habían operado más de 1.200 horas en oxidación, y más de 200 horas de funcionamiento de la planta de captura de CO<sub>2</sub>. El proyecto demuestra la posibilidad de reformar centrales existentes en centrales de captura mediante oxidación [46].
- FutureGen en los EE.UU. Ha seleccionado la oxidación como su tecnología preferente. Este proyecto a gran escala está actualmente en fase de diseño de detalle y se espera que esté operativo en 2017 [46].



**Figura 35: Fotografía y unidades principales de la planta de ensayos de captura y transporte de CO<sub>2</sub> (es.CO<sub>2</sub>) de CIUDEN en Cubillos del Sil (León). Adaptado de [61].**

En el caso de la caldera CFB de CIUDEN, se trata de una unidad de 30 MWt. Los elementos principales son el hogar o cámara de combustión, el separador de sólidos, el sello de recirculación y los sobrecalentadores INTREX<sup>TM</sup>, localizados en una cámara fluidizada separada. La caldera incluye reservas para la instalación de SNCR y recirculación de cenizas. El proceso es el siguiente: el material sólido se circula a través del ciclón descendiente hacia el hogar, y el rechazo es enfriado en una caja con el sobrecalentador antes de regresar al hogar para el control de temperaturas. La inyección de amoníaco en el ciclón permite la reducción de NO<sub>x</sub>. Se inyecta además caliza para la reducción de SO<sub>2</sub> y sílice para ayudar a mantener las condiciones del lecho cuando resulta necesario. Parte de los gases de combustión son recirculados de nuevo a la

caldera. Las cenizas retenidas se recirculan al hogar para reducir los inquemados y aumentar el tiempo de residencia. La ceniza sobrante se recoge por el cenicero inferior, manteniendo el inventario de sólidos, parte esencial para el mantenimiento del lecho CFB [61].



- (1) hogar de combustión
- (2) separador de sólidos
- (3) sello direccional de cenizas
- (3a) recirculación de cenizas al hogar
- (3b) recirculación de cenizas al enfriador INTREX(TM)
- (4) refrigerador del hogar INTREX (TM)
- (5) zona de recuperación de calor
- (6) paredes refrigeradas con vapor
- (7) economizador

Dimensiones del hogar (m)	20x2.8x1.65
Potencia térmica ( $MW_{th}$ )	15 (modo aire) 30 (modo oxy)
Prod. vapor max (t/h)	47.5
Tª vapor sobrecalentado (°C)	250
Presión vapor sobrecalentado (bar)	30
Tª agua alimentación (°C)	170
Tª gases de salida (°C)	350-425

**Figura 36: Elementos y características principales de la caldera CFB de la planta de ensayos de 30 MW térmicos de CIUDEN en Cubillos del Sil (León). Adaptado de [61].**

Los resultados experimentales obtenidos en las plantas de ensayo de tamaño semi-industrial de los proyectos Oxy-cfb-300 Compostilla (Planta de oxidación CFB 30MWt de CIUDEN, España) y Jaenschwalde-Schwarze Pumpe (Planta de oxidación carbón pulverizado 30 MWt de Vattenfall, Alemania) indican que la oxidación es un proceso viable, estable, y que no presenta riesgos técnicos críticos que puedan impedir el funcionamiento de los procesos en plantas de demostración de escala comercial [61, 72].

Otros proyectos de investigación en desarrollo o concluidos localizados son los siguientes:

<b>Descripción</b>	<b>Líder del desarrollo</b>
Planta de ensayos oxidación carbón pulverizado	Babcock & Wilcox
Impactos de la oxidación en calderas de combustión de carbón existentes	Reaction Engineering International
Desarrollo de caldera de combustión tangencial en oxidación	Alstom Power
Desarrollo de materiales para calderas de oxidación	Foster Wheeler NA Corp.
Retrofit de CO <sub>2</sub> recirculado en oxidación	Southern Research Institute
Planta piloto de investigación en oxidación	Canadá Centre for Mineral and Energy Technology (CANMET)
Oxidación de carbón pulverizado con eliminación integrada de contaminantes	Jupiter Oxygen Corp.
Evaluación de las opciones de Captura/Utilización/Eliminación de CO <sub>2</sub>	Argonne National Laboratory
Purificación de gases de combustión utilizando reacciones de SO <sub>x</sub> /NO <sub>x</sub> durante la compresión de CO <sub>2</sub>	Air Products and Chemicals Inc.
Purificación de emisiones de gases de oxidación	Praxair Inc
Oxidación con captura de CO <sub>2</sub>	Department of Energy (EEUU)/NELT
Simulación de oxidación	Department of Energy (EEUU)/NELT
Rendimiento de materiales en condiciones de oxidación	Department of Energy (EEUU)/NELT
Sensores wireless en condiciones de oxidación	Department of Energy (EEUU)/NELT
Medición de las propiedades de llama en oxidación	Department of Energy (EEUU)/NELT

**Tabla 5: Proyectos de I+D para el desarrollo de la oxidación. Adaptado de [29].**

### **3.4 Integración termodinámica de auxiliares no convencionales (ASU y CPU)**

La integración en el ciclo térmico de los auxiliares que podemos denominar no convencionales (unidades ASU y CPU, ya que son auxiliares que no están presentes en un ciclo regenerativo convencional de Rankine), presenta oportunidades significativas para la mejora de eficiencia neta de la central. La recuperación de calor de los procesos de Separación de Aire y Compresión y Purificación permite su adición al ciclo térmico, reduciendo la carga térmica necesaria para hacerlo funcionar o bien incrementa su potencia.

Los estudios consultados muestran potenciales significativos de mejora de eficiencia, evaluados en la mayoría de los casos mediante estudios de simulación estática y análisis

de los balances de materia y energía, para diferentes configuraciones y potencias. Kong y otros [100] evalúan la capacidad de reducir la penalización del consumo en aprox. 3%, de 12,07% a 8,96% puntos netos, en un ciclo estudiado de 600MWe. Igualmente, Kakaras y otros [101, 102], reducen la penalización en más de 3 puntos en sus estudios, pasando en un ciclo de 357 MWe brutos de 12,7% a 8,5% de penalización, fundamentalmente mediante integración de calores entre ASU, CPU y turbina. Fu y Gundersen [96, 99] evalúan en sus estudios una variedad de casos sobre un ciclo base de 560 MWe netos, al considerar diferentes opciones de recuperación (parciales sólo ASU ó sólo CPU, y totales) y tipos de compresión (en función del número de etapas, y compresiones adiabáticas o isotérmicas), con un potencial de mejora del rendimiento neto desde 0,6% hasta 2,7% en el caso más favorable, reduciendo la penalización en el caso de estudio a un valor neto de 7,22% puntos, y citando posibles optimizaciones en los casos estudiados. Además, en un análisis exerético, determinan que la penalización teórica mínima se sitúa en 3,4% (“pinch analysis”) [82]. Hatleskog [97], evalúa la reducción máxima de penalización en eficiencia en 1,987% para su ciclo, considerando sólo compresión adiabática, en su ciclo de 567MWe netos (supercrítico carbón pulverizado). Los trabajos desarrollados por el proyecto Flexi Burn [98], sitúan en 0,7% el valor de mejora de eficiencia de su ciclo mediante integración de ASU y CPU, mediante la adición de 14 nuevos intercambiadores de recuperación, en una planta de referencia de características muy similares a la referenciada en esta tesis, y en este caso con tecnología OXYCFB.

### **3.5 Simulación Dinámica de captura en oxidación**

En la literatura consultada existen distintos desarrollos y proyectos dedicados a la simulación dinámica del proceso de captura de CO<sub>2</sub> en oxidación, fundamentalmente en centrales térmicas de carbón, en algunos casos ligados a otros proyectos de mayor alcance.

Los estudios consultados muestran diversidad de herramientas informáticas de simulación. Los estudios desarrollados por el instituto VTT de Finlandia y por Foster Wheeler Finlandia utilizan un modelo desarrollado en su herramienta de simulación dinámica propietaria Apros, específica para centrales térmicas. Para las partes del modelo relacionadas con plantas químicas y procesos de destilación, compresión y purificación de gases (ASU y CPU), el modelo utiliza Aspen Plus Dynamics integrado en el resto de la simulación [83, 84, 85]. Los estudios desarrollados por la Universidad de Darmstadt y Alstom se sirven igualmente de Apros para sus modelos [87]. Otros trabajos, incluyendo los de B. Jin, H. Zhao y C. Zheng están desarrollados completamente mediante un modelo en Aspen Dynamics [88, 95]. Los estudios desarrollados por el equipo de A. Chansomwong en la Universidad de Waterloo, Canadá, para simulación dinámica específicamente de la unidad CPU de la planta de captura piloto de Canmet utilizan la herramienta de simulación propietaria gPROMS de Process System Enterprise, Londres [86]. En el caso de la herramienta elegida, Chemcad CC Dynamics, no se han localizado referencias específicas en centrales térmicas con captura, si bien se documenta su aplicación tanto en estudios dinámicos de procesos químicos [90], como en otros estudios estáticos relacionados con ciclos de potencia con y sin captura de CO<sub>2</sub> [91-94].

Las centrales de referencia de los principales estudios de modelado dinámico relativos al tema de la tesis varían en su configuración y potencia, refiriéndose en la mayor parte de los casos a una central de escala comercial con rangos de potencias equiparables a instalaciones reales existentes. En el caso de los estudios desarrollados por VTT y Foster Wheeler Finlandia, los modelos dinámicos inicialmente desarrollados corresponden a centrales de referencia de entorno a 700 MWe brutos [85] o a 330 MWe brutos en el caso del Proyecto Oxycfb300 Compostilla promovido por Endesa [83, 84, 48], en una configuración con ASU y CPU sin integración térmica. En el caso de los modelos desarrollados por Alstom y la Universidad de Darmstadt, la central modelada corresponde al proyecto de Schwarze Pumpe promovido por Vattenfall, de tecnología de oxidación con carbón pulverizado, de 250 MWe [87]. Para los estudios desarrollados por Linde, no se documentan referencias a la potencia estudiada, y la configuración incluye ASU y CPU, incidiendo en el funcionamiento del sistema de almacenamiento de comburente en tanques líquido y gaseoso [89]. Por otro lado, y a diferencia del resto de estudios, vinculados a una central de demostración o comercial, los estudios completados por el equipo de W. Luo en la universidad de Huazhon en 2015, están basados en un modelo de apoyo al desarrollo de una planta piloto experimental de 3MWt, simulando únicamente la parte relativa a combustión.

Los casos de estudio simulados, por otra parte, coinciden en gran medida en los casos de estudio planteados. Los anteriores estudios plantean cambios de operación entre modos aire y oxidación (tiempos de transición varían de 9 minutos [84, 85], pasando por 15 minutos [95] a un máximo de 20 minutos [88]), cambios de carga (valores de rampa de 2%/minuto [87] y 5%/minuto [84, 85, 89], pasando por rampas de carga lentas de 6% en 5 horas [88]), análisis de perturbaciones debido a aperturas rápidas y cierres rápidos de válvulas de parámetros principales (oxidante, agua de alimentación, ratio de recirculación) [95], o análisis de fallos tales como disparo de ventilador de recirculación [87].

Todos los resultados de los estudios anteriores muestran transiciones viables entre modos de aire y operación, con respuestas estables a los casos planteados y conclusiones favorables a la manejabilidad de los sistemas. Se resaltan la importancia de la interfaz de control entre la unidad ASU y la isla de caldera [84, 85], los fenómenos de decalaje de tiempos entre acción y respuesta [95], que los fallos de sistemas son controlables [87, 88, 95], y que los resultados han de ser ampliados mediante correlación con modelos experimentales y desarrollo de los esquemas y sistemas de control aplicados a un nivel de detalle mayor y con más profundidad.

### **3.6 Conclusiones**

La oxidación en lecho fluido circulante es una tecnología con gran potencial de desarrollo, ya que existen expectativas razonables para conseguir una reducción significativa de los costes de inversión y de los costes de operación en la escalación de la tecnología, mejorando la eficiencia, hasta hacer rentable su explotación comercial en un escenario de demanda y de derechos de emisión favorables.

La gran flexibilidad de combustibles, superior a otras tecnologías de captura en combustión, puede suponer una ventaja competitiva significativa, ya que de este modo puede permitirse valorizar económicamente combustibles de baja calidad o

subproductos de otros procesos (coque de petróleo, biomasa, carbones de bajo rango y otros) no utilizables como combustible en otras centrales, con oportunidad de mejorar los costes operativos.

La capacidad de operación dual, modos aire (convencional) y oxidación (con captura de CO<sub>2</sub>) es otra ventaja significativa. Esta característica permite desligar el funcionamiento de la planta de generación de la cadena CCS (transporte y almacenamiento), de modo que pueden mejorarse la disponibilidad de generación y la competitividad en el mercado de generación eléctrica, ante eventuales indisponibilidades de los otros elementos de la cadena.

Además, la tecnología presenta una adecuada capacidad de eliminación de contaminantes (SO<sub>2</sub> y NO<sub>x</sub>) directamente en el lecho de combustión, sin necesidad de equipos o plantas adicionales.

Las experiencias realizadas en plantas a escalas piloto y semi-industrial han demostrado que el proceso de oxidación en lecho fluido circulante es estable, y no presenta riesgos técnicos críticos para su escalación a un tamaño de demostración comercial.

La tecnología de oxidación en lecho fluido circulante presenta aún margen de mejora que será necesario desarrollar para obtener un rendimiento más competitivo.

Entre los elementos a mejorar se encuentran:

- a. La reducción de la recirculación de gases de combustión a caldera (aumento de concentración de oxígeno en la combustión) para reducir el tamaño de las calderas.
- b. La elección de materiales y el diseño de calderas más avanzadas que permitan ir a condiciones de vapor ultracrítico para mejorar sensiblemente el rendimiento.
- c. La mejora de los procesos de separación de aire y compresión de CO<sub>2</sub> y su eficiencia mediante diseños específicos para generación.
- d. La integración termodinámica de dichos procesos para mejorar el rendimiento de la planta.

En cuanto a la integración termodinámica de ASU y CPU, todos los estudios teóricos muestran potenciales significativos de mejora de la eficiencia. Y en cuanto a los estudios dinámicos y de transitorios, los resultados teóricos, corroborados con las primeras experiencias en plantas piloto, muestran que los diseños planteados tienen operatividad y viabilidad, a falta de un desarrollo de mayor detalle.



## **CAPÍTULO IV. DESCRIPCION Y PLANTEAMIENTO DE LA CENTRAL DE REFERENCIA. MODELOS ESTATICOS**

---

## 4.1 Introducción

En el presente capítulo se exponen las bases de diseño consideradas para la planta de referencia de los estudios sobre los modelos estáticos y dinámicos, describiendo los datos generales y la configuración del ciclo térmico, incluyendo las diversas variantes posibles para la recuperación de calor en el circuito de aire-gases. A continuación se detalla el modelo estático base preparado en Aspen Plus y la utilización de la herramienta.

Por último, el capítulo se cierra con los resultados obtenidos del modelo estático base, incluyendo el balance global de planta, y las conclusiones relativas al modelo estático base.

## 4.2 Bases de diseño

### 4.2.1 Datos generales

El ciclo termodinámico diseñado corresponde a un ciclo de presiones y temperaturas supercríticas moderadas. Los principales datos utilizados para diseñar el mismo se muestran en la siguiente tabla.

Temperatura ambiente de referencia (media anual)	12,6 °C
Presión ambiente	1 atm
Caudal de agua de circulación	230,00 kg/s
Caudal de vapor sobrecalentado vivo	230,00 kg/s
Caudal de vapor recalentado caliente	203,85 kg/s
Rendimiento electromecánico del tren de potencia y transformador	97%
Temperatura de oxígeno tras ASU	12,6 °C
Presión de vapor sobrecalentado vivo	263 bar
Temperatura de vapor sobrecalentado vivo	600 °C
Presión de vapor recalentado caliente	60 bar
Temperatura de vapor recalentado caliente	600 °C
Pureza de O <sub>2</sub> generado en ASU	95,5 %
Pureza de CO <sub>2</sub> enviado a transporte	> 91 % (94%)
Fugas de aire en caldera / caudal gases de combustión	6 %

**Tabla 6: Bases de diseño del modelo de simulación del proceso de captura en oxidación en lecho fluido circulante.**

### 4.2.2 Configuración del ciclo térmico

La configuración del ciclo térmico de la central responde a un esquema termodinámico clásico tipo Rankine, en el cual se utilizan extracciones de vapor obtenidas directamente de los distintos cuerpos de la turbina de vapor para aumentar la eficiencia del ciclo. Estas extracciones alimentan el lado carcasa de unos intercambiadores de calor. El número de calentadores seleccionado (4 calentadores de agua baja presión + 1

desaireador + 4 calentadores de agua alta presión) es el empleado habitualmente en centrales en el rango de 200-500 MWe [62], ya que constituye un óptimo económico entre la inversión en equipos y la ganancia de eficiencia de la central, y de modo que las dimensiones constructivas de los equipos se encuentren dentro de los estándares de la industria.

Las presiones y temperaturas seleccionadas para el vapor principal (600°C y aprox. 270 bar) definen un ciclo supercrítico, es decir, por encima de las condiciones necesarias para superar el punto triple de equilibrio líquido vapor. En estas condiciones, y considerando que la caldera es de diseño once-through<sup>5</sup>, la evaporación se produce directamente en las paredes de agua del hogar [63].

No obstante, en el caso de la configuración de caldera, y particularmente en la recuperación de calor en las colas del circuito de gases de combustión, la potencia bruta de referencia de la central (330 MWe) puede conseguirse con tres configuraciones diferentes [64, 65]:

1. *Tubular GGHX* (intercambiador gas – gas tubular), utilizada para precalentar el aire de combustión (modo aire) o el oxidante primario y secundario (modo oxicomcombustión).
2. *Rotary GGHX* (intercambiador gas-gas rotatorio), utilizada para precalentar el aire de combustión (modo aire) o el flujo de gas recirculado (modo oxicomcombustión).
3. *SCAH* (precalentador de aire en circuito cerrado), utilizada para precalentar el aire de combustión (modo aire) o el oxidante primario y secundario (modo oxicomcombustión).

La configuración *Tubular GGHX* se aplica habitualmente en calderas CFB de tamaño pequeño o medio. El intercambiador tubular deberá ser estanco, siendo problemáticas las fugas de gas del lado alta presión al lado gases de combustión, en temperaturas cercanas a la combustión. Por tanto, se incrementa el riesgo de ensuciamiento (fouling) y de corrosión en el equipo. Otras desventajas son el excesivo tamaño del equipo en el caso de calderas de gran tamaño, y la disminución de eficiencia en modo aire debido al aumento de la pérdida de carga que los tubos provocan.

La configuración *Rotary GGHX* se aplica habitualmente en calderas CFB de gran tamaño, debido al menor tamaño del equipo, menor caída de presión y menor riesgo de corrosión que la solución tubular. Debido a las significativas fugas del equipo, no puede utilizarse en el precalentamiento del oxidante ya que provocaría significativas pérdidas de oxígeno, por lo que sólo puede utilizarse para precalentar el flujo de gas recirculado. Además las fugas de polvo entre el lado gas y el lado aire aumentan el riesgo de combustión en los mezcladores de gas recirculado - oxígeno, debido a las partículas inquemadas de carbón.

La tercera configuración *SCAH* no es de aplicación habitual en calderas CFB de centrales de potencia, salvo para una etapa previa de precalentamiento de pequeño tamaño, pero es muy utilizada en calderas de recuperación. En esta configuración, el precalentamiento no se realiza directamente mediante la transferencia de calor entre

---

<sup>5</sup> Diseño de caldera sin calderón de evaporación.

gases en un intercambiador, sino que se utilizan vapor de extracciones de turbina para el mismo. El calor recuperado en el precalentamiento de gases sustituye al normalmente utilizado en precalentamiento del agua de alimentación, de modo que no se modifica de forma significativa el consumo de vapor de extracciones. Además, al utilizarse vapor de alta entalpía en vez de intercambio de gases, el equipo de intercambio es notablemente más pequeño que en la solución tubular.

Finalmente, y tras valorar los costes de inversión, se tomó en el proyecto la decisión de utilizar la solución SCAH para evitar los inconvenientes de las soluciones tradicionales. Por este motivo, esta es la configuración que se modelará en la simulación realizada.

#### 4.2.3 Combustible de diseño

Combustible de diseño	70% antracita / 30% coque de petróleo
Consumo de combustible en la caldera (modo oxy100)	30,7 kg/s
Poder Calorífico Inferior	5588 kcal/kg
Potencia del combustible	708 MW
Temperatura ambiente de referencia (media anual)	12,6°C
Presión ambiente	1 atm
Distribución granulométrica	
0,0-0,4 mm	0,1
0,4-0,8 mm	0,2
0,8-1,0 mm	0,1
1,0-2,0 mm	0,3
2,0-3,0 mm	0,2
3,0-4,0 mm	0,1
ANÁLISIS QUIMICO DEL CARBÓN	
ANÁLISIS HÚMEDO (p/p)	
Humedad	7,81 %
Carbono fijo	60,76 %
Hidrocarburos volátiles	8,18 %
Cenizas	23,25 %
ANÁLISIS SECO ELEMENTAL (p/p)	
Cenizas	23,73 %
Carbono	67,55 %
Hidrógeno	2,45 %
Nitrógeno	1,19 %
Cloro	0,02 %
Azufre	2,61 %
Oxígeno	2,45 %
ANÁLISIS DE AZUFRE ELEMENTAL (p/p)	
Pirítico	1,1 %
Sulfatos	0,31 %
Orgánico	1,2 %

**Tabla 7: Características, granulometría, composición y consumo del combustible de diseño considerado para el modelo.**

### 4.3 Modelo de simulación de proceso

Este apartado describe las características del modelo de proceso simulado, del programa de simulación utilizado y finaliza con la descripción de las bases de diseño y descripción concisa del modelo de simulación elaborado.

#### 4.3.1 Programa de simulación

El programa seleccionado para la simulación de la Instalación de Ensayos es el programa Aspen Plus 11.1 de Aspen Tech. Este programa pertenece a la familia de los denominados simuladores de proceso. Los simuladores de proceso permiten elaborar y simular un modelo virtual de un proceso industrial químico-físico a partir de sus unidades básicas de ingeniería (separadores, mezcladores, agitadores, bombas y compresores, reactores químicos, intercambiadores de calor, columnas de destilación y muchos otros). Este modelo puede servir como base para el diseño de la planta y evaluación de sus resultados.

Para elaborar el modelo es necesario definir qué unidades básicas tendrá el proceso<sup>6</sup>; interconectar estas unidades mediante las corrientes de materia, trabajo y energía que exija el proceso; definir las transformaciones que cada unidad provocará en las corrientes entrantes y salientes y simular el proceso. Todo el modelo se realiza bajo un entorno “*from cape open to cape open*”<sup>7</sup>, de modo que la definición e interconexión de los procesos se realiza de forma gráfica a través de líneas e iconos que representan las unidades básicas [66].

La simulación del proceso realiza balances de materia y energía a todas las unidades y corrientes definidas. Los resultados proporcionan datos sobre las corrientes de producto del proceso, su composición y propiedades y el calor y trabajo involucrados [66].

#### 4.3.2 Fortalezas y debilidades de Aspen Plus

- Fortalezas [66-70]:
  - Permite realizar simulaciones de un gran número de operaciones básicas de ingeniería química, interconectarlas y evaluar el conjunto sin resultados intermedios.  
*Útil cuando el resultado final depende de la interacción de distintos sistemas y de la realimentación en loops de ciclos cerrados.*
  - Incorpora una base de datos con propiedades de elementos y compuestos.  
*De difícil búsqueda e integración en la literatura.*
  - Permite estimar propiedades de otros compuestos no presentes, a partir de su fórmula, considerando la cantidad de información real disponible. *Incluyendo combustibles sólidos y carbones a partir de su análisis elemental.*

---

<sup>6</sup> Aspen Plus cuenta con una librería de las unidades básicas más comunes en la industria. El usuario podría definir otro tipo de unidades mediante programación en lenguaje fortran.

<sup>7</sup> Literalmente, de cabo abierto a cabo abierto.

- Permite realizar análisis de sensibilidad integrados en la simulación.  
*Se utilizará esta capacidad para valorar la influencia de algunos parámetros de operación.*
  - Proporciona información de diseño de los equipos.  
*Útil para dimensionar equipos de planta.*
  - Se pueden implementar funciones de optimización económica en función del coste de reactivos y energía, y de los ingresos por producto.  
*Para una planta en funcionamiento, permite obtener su óptimo económico de operación.*
- Debilidades [66-70]:
    - Dificultad de integrar condiciones reales en la simulación. *Particularmente en el modelo de caldera, que debe basarse en datos externos de otros modelos, siendo parcialmente una 'caja negra'.*
    - Imposibilidad de simular adecuadamente mezclas complejas de reactivos, ya que no evalúa las sinergias y/o disfunciones de las mismas.  
*Sólo evaluable en test de laboratorio/escala piloto, como el caso del comportamiento de la caliza de eliminación de SO<sub>2</sub> en el lecho fluido.*

#### 4.3.3 Modelo de simulación base

El modelo de simulación base elaborado se puede dividir en 5 unidades básicas: caldera CFB, ciclo térmico de turbina de vapor, unidad asu, unidad cpu y tratamiento de gases (si bien esta última pertenece a la configuración de caldera).

El ciclo de potencia caldera – turbina se ha diseñado en modo loop cerrado, de modo que el balance de los distintos flujos de vapor generado en la caldera (y sus propiedades) coincidan exactamente con el balance de las alimentaciones de vapor a turbina, y sus correspondientes extracciones de vapor.

En la etapa de tratamiento de gases se ha modelado el precalentamiento del gas oxidante de acuerdo con la configuración seleccionada SCAH, así como la separación ciclónica y filtración de sólidos y el sistema HRS de precalentamiento del oxígeno proveniente de la unidad ASU, hasta las condiciones requeridas por la caldera para la mezcla con el gas recirculado.

Para las unidades ASU y CPU, se ha optado por modelar un proceso simplificado, pero que permita la recuperación de calor en corrientes auxiliares para permitir simular varios casos de integración a partir del modelo base.

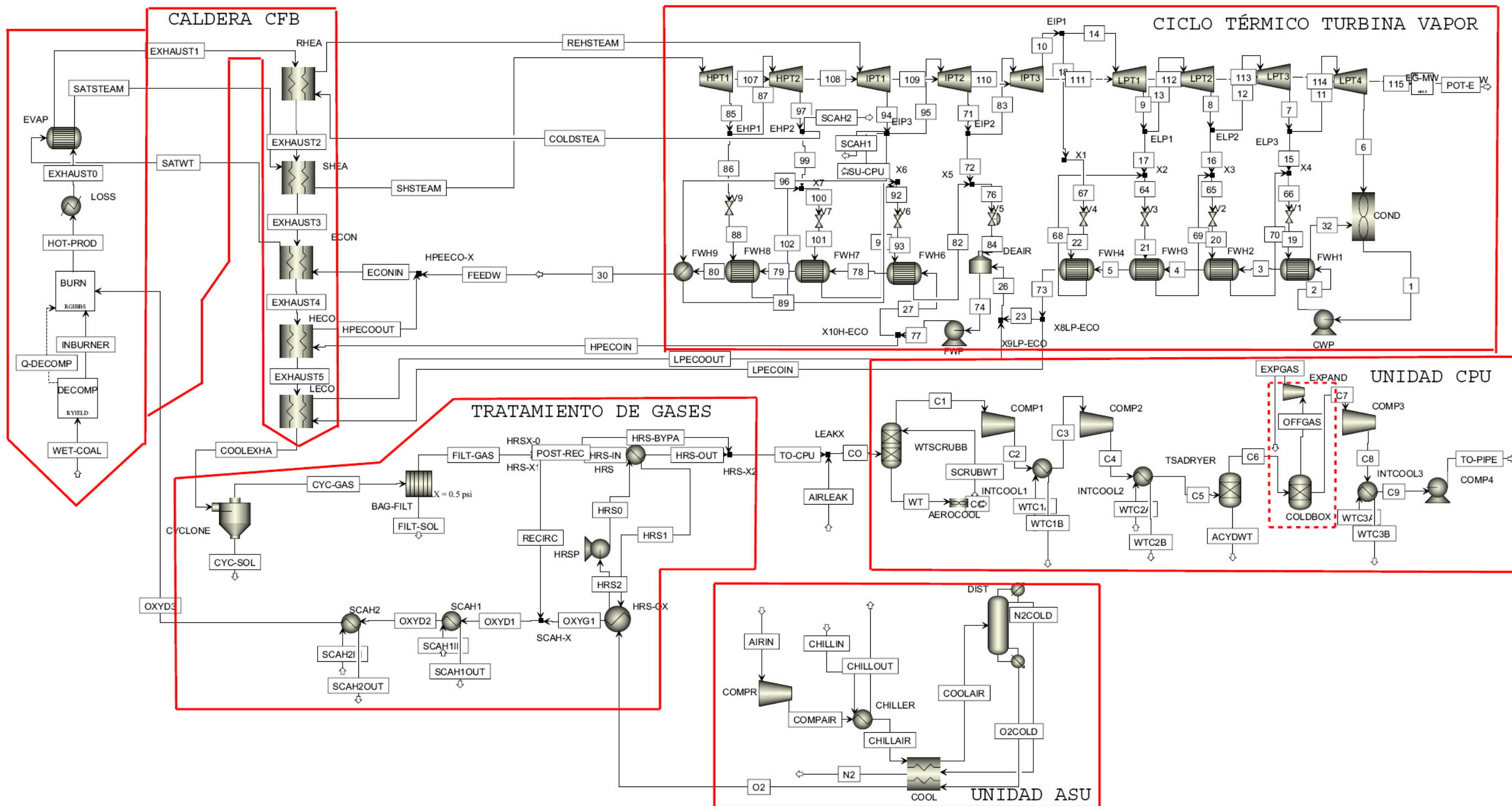


Figura 37: Modelo de simulación estático del proceso de captura en oxidación en lecho fluido circulante (Aspen Plus).

#### 4.3.3.1 Caldera y tratamiento de gases

El modelo elaborado para la caldera y el circuito de gases está basado en la combustión de la mezcla de combustible de diseño, con comburente en exceso. Si bien el modelo simulado es completo, incluyendo todas las secciones de intercambio de calor de la caldera con el ciclo termodinámico (evaporador, secciones de calentamiento y recalentamiento, y economizadores principal, de alta presión y de baja presión), se han utilizado algunos resultados del modelo termodinámico del diseñador de la caldera, principalmente los relativos al rendimiento térmico de la misma, a la recirculación de sólidos y a la tasa de carbón inquemado [64]. Estos datos han de ser siempre estimados o conocidos en un modelo de proceso, ya que Aspen Plus no es capaz de calcularlos, dependiendo los mismos de los cálculos de combustión y fluidodinámica del modelo de caldera.

	<b>Modo oxy (100% MCR)</b>	<b>Modo aire (90% MCR<sup>8</sup>)</b>
Inquemados (% p/p C)	4,60%	5,00%
Rendimiento térmico caldera	96%	96%
Potencia de entrada (combustible)	708 MWt	647 MWt
Potencia térmica perdida en caldera	31,1 MWt	28,5 MWt

**Tabla 8: Datos del rendimiento técnico del modelo de caldera utilizados en el modelo.**

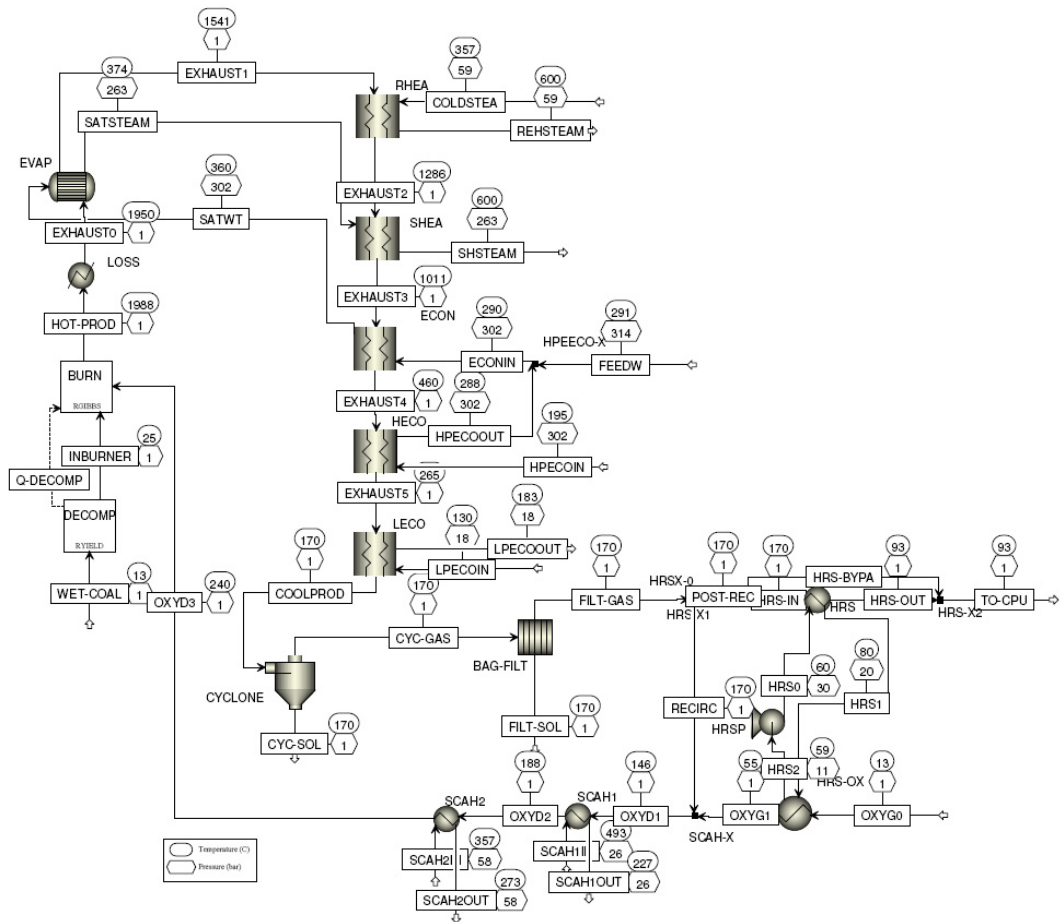
Para simular las pérdidas de calor en caldera se ha introducido un intercambiador de calor de pérdidas antes del evaporador. Por comodidad de simulación, y dado que no tiene impacto significativo en los resultados, la etapa de separación ciclónica de los sólidos de los gases de combustión se ha situado con posterioridad a las secciones de recuperación de calor de la caldera. Después se incluye la filtración de cenizas volantes mediante un filtro manga y la sección de precalentamiento de gases (sistemas SCAH para el aire/oxidante y HRS para el O<sub>2</sub> proveniente de la ASU).

Debido a que el modelo de Aspen Plus calcula la combustión como adiabática (carbón pulverizado) en vez de distribuida a lo largo de un lecho fluidizado, las temperaturas de gases alcanzan los 1500°C en el hogar, en vez de los 900°C esperados. Este valor no tiene impacto en el balance calórico de la caldera, pero no sería válido si se acometiese un dimensionamiento de las superficies de intercambio de la misma, fuera del objeto de este trabajo. Los resultados alcanzados en presiones y temperaturas para el modo Oxy 100% se muestran en la figura a continuación.

Por último, y mediante un bloque mezcla, se han simulado puntualmente las fugas distribuidas hacia el interior de caldera de aire del exterior, que afectan negativamente al proceso de captura reduciendo la pureza del CO<sub>2</sub> en los humos de combustión.

<sup>8</sup> Maximous Continous Rating (carga nominal máxima)



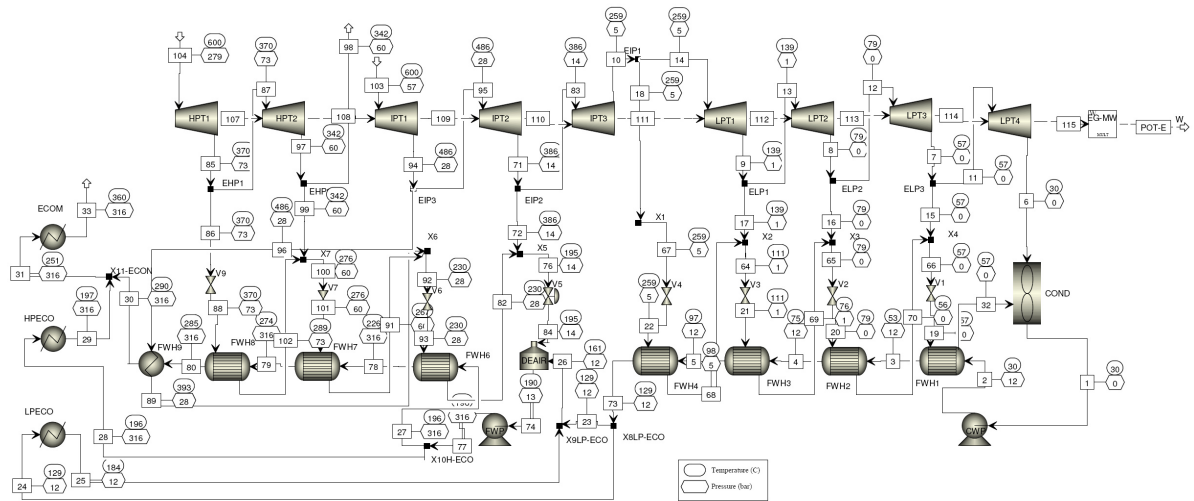


**Figura 38: Resultados (P, T) de la simulación del modelo de caldera y circuito de gases en modo Oxicomustión (100% de carga).**

#### 4.3.3.2 Ciclo térmico turbina vapor

El ciclo térmico de turbina vapor se ha simulado como un ciclo Rankine regenerativo clásico, utilizando como inputs las corrientes de vapor sobrecalentado vivo y vapor recalentado caliente generados en el modelo de caldera. Las extracciones de vapor consideradas han sido las necesarias para alimentar a: calentadores de agua de alimentación a baja presión, desaireador, calentadores de agua de alimentación a alta presión, vapor auxiliar para ASU y CPU, vapor auxiliar para el sistema SCAH de precalentamiento de gases y vapor auxiliar de proceso y sellos; hasta alcanzar las temperaturas requeridas por el ciclo. Los escalones de presión para las extracciones se han fijado de acuerdo a los datos disponibles de diseñadores de turbina y las recomendaciones del diseñador de caldera. El condensador se ha calculado para una presión de vacío de 0,042 bar(a), correspondiente con una T<sup>a</sup> de condensado de 30°C.

En el modelo se han incluido las interacciones solicitadas por el diseñador de la caldera entre el ciclo regenerativo y las secciones de economizadores de la misma.

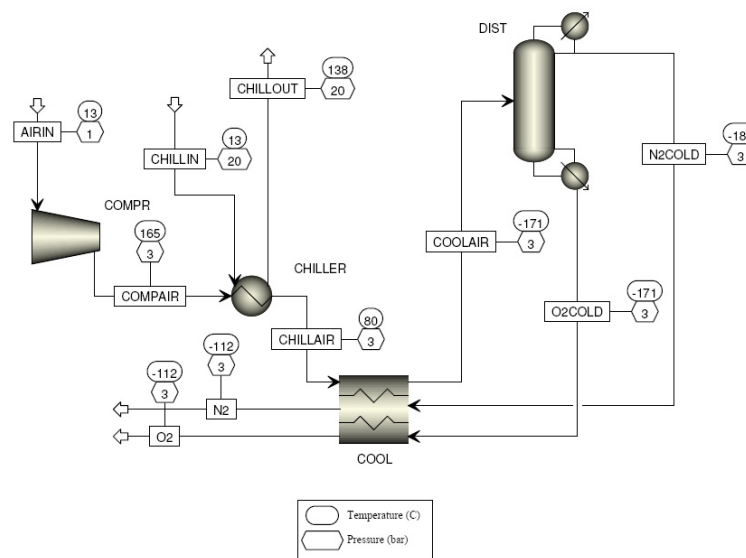


**Figura 39: Resultados (P, T) de la simulación del modelo de ciclo térmico turbina vapor en modo Oxicombustión (100% de carga).**

#### 4.3.3.3 Unidad ASU

La unidad ASU simulada es un modelo reducido que únicamente considera los elementos principales con influencia en el ciclo completo. Se ha considerado una compresión a 3,5 bar y un enfriamiento a  $-171^{\circ}\text{C}$  a la entrada de la columna, para obtener un valor fijo de pureza de  $\text{O}_2$  de 95,5%, requerido por el diseño de caldera.

Si bien la refrigeración del compresor de aire es interetapa, se ha optado por realizarla equivalentemente a la salida del mismo en un intercambiador único (chiller), por simplicidad del modelo. Las corrientes de salida de la columna de destilación, a temperaturas criogénicas, proporcionan el frío necesario a la corriente de entrada. En operación continua, el proceso es cuasi-estacionario.



**Figura 40: Resultados (P, T) de la simulación del modelo de ASU en carga nominal.**

#### 4.3.3.4 Unidad CPU

La unidad CPU simulada es un modelo reducido que únicamente considera los elementos principales con influencia en el ciclo completo. Se ha considerado una refrigeración interetapa de los compresores primario (compresión agría) y secundario (transporte) simplificada, ya que en el caso de los compresores reales de plantas equivalentes, habitualmente de tipo centrífugo, se realizan del orden de 10 refrigeraciones interetapa por compresor.

Respecto a la purificación de la corriente de CO<sub>2</sub>, una primera columna de lavado (scrubber) lava con agua y en circuito cerrado la corriente bruta de gases de combustión antes de la compresión, de modo que actúa como refrigeración previa a la compresión, permitiendo adicionalmente eliminar ácidos tales como HF y HCl, y SO<sub>x</sub>, mediante la adición de sosa cáustica al sistema. Durante la compresión agría se formarán condensados ácidos y vapores ácidos producto de reacciones (H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub>, HNO<sub>3</sub>) que son eliminados en una unidad alternativa TSA (temperature swing absorption) de absorción, sin adición de reactivos, que se regenera mediante vapor auxiliar. Por último, una caja fría, enfriada a partir de una expansión parcial de los gases comprimidos anteriormente, permite una purificación adicional del CO<sub>2</sub>, eliminando Argón, N<sub>2</sub> y O<sub>2</sub> remanentes por condensación criogénica, por lo que se mejora la pureza de la corriente enviada al compresor de transporte, cuya baja tasa de impurezas es crucial para mejorar su comportamiento como fluido supercrítico en el ceoducto y en el almacenamiento definitivo.

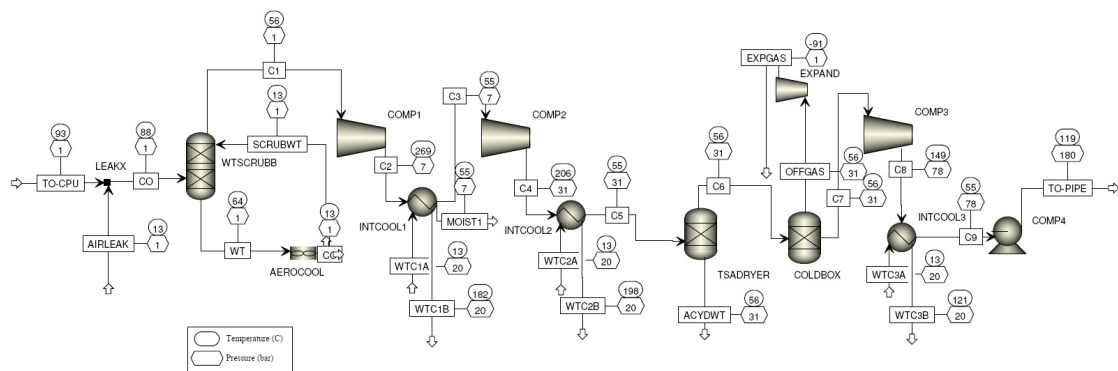


Figura 41: Resultados (P, T) de la simulación del modelo de CPU en carga nominal.

## 4.4 Resultados del modelo base

### 4.4.1 Estimación de consumidores eléctricos

Se han estimado en base a referencias del estudio FEED (Front-End Engineering Design) para el proyecto Oxy-cfb-300 Compostilla y a los resultados del modelo estático los consumidores eléctricos (cargas en operación) de la lista siguiente [48], de modo que se pueda calcular el rendimiento eléctrico neto de la central.

<b>ELEMENTO</b>	<b>Consumos en modo Aire90 (MWe)</b>	<b>Consumos en modo Oxy100 (MWe)</b>	<b>Base</b>
<i>PLANTAS AUXILIARES</i>			
Air Separation Unit	-	42,00	Capacidad de producción 4.955 t/d para pureza 95,5% O2
Compression and Purification Unit	-	30,00	Capacidad de producción 8.000 t/d, purificación >94% CO2
<i>CALDERA CFB</i>			
Intrex ventilador oxidante 1	0,40	0,40	Datos diseño
Intrex ventilador oxidante 2	0,40	0,40	Datos diseño
Intrex ventilador oxidante 3	0,40	0,40	Datos diseño
Intrex ventilador oxidante 4	0,40	0,40	Datos diseño
Ventilador oxidante primario 1	2,81	2,81	Datos diseño
Ventilador oxidante primario 2	2,81	2,81	Datos diseño
Ventilador oxidante secundario 1	0,95	0,95	Datos diseño
Ventilador oxidante secundario 2	0,95	0,95	Datos diseño
Ventilador booster	0,45	0,45	Datos diseño
Ventilador ID 1	3,68	3,68	Datos diseño
Ventilador ID 2	3,68	3,68	Datos diseño
<i>CICLO</i>			
Bombas agua circulación	8,46	9,40	Calculado ciclo
Bombas agua condensado	0,45	0,50	Calculado ciclo
Bombas agua circulación	1,31	1,45	Calculado ciclo
Bombas refrigeración ASU	0,23	0,25	Calculado ciclo
Bombas refrigeración CPU	1,35	1,50	Calculado ciclo
<i>OTROS SISTEMAS AUXILIARES</i>			
Sistema escorias	1,00	1,00	Estimación
Sistema carboneo	1,00	1,00	Estimación
Sistema alim. caliza	1,00	1,00	Estimación
Otros consumos auxiliares	5,00	5,00	Estimación
<b>TOTAL</b>	<b>36,72</b>	<b>110,03</b>	

**Tabla 9: Consumidores eléctricos en operación. Parcialmente adaptado de [48].**

#### 4.4.2 Balance global de planta

La siguiente tabla muestra el balance global de planta, de acuerdo a los resultados obtenidos por el modelo.

	Modo Oxy100
Potencia combustible (MWt)	708,00
Potencia bruta (MWe)	334,86
Rendimiento bruto (%)	47,30
Consumo ASU	42,00
Consumo CPU	30,00
Consumo resto auxiliares	38,03
Potencia neta (MWe)	224,84
Rendimiento neto sin captura (%)	41,93
Rendimiento neto con captura (%)	31,76
CO2 capturado (t/día)	5.424,36
CO2 emitido (t/día)	346,24
CO2 capturado* (t/año)	1.582.105,71
Rendimiento de captura (%)	>94%
Ratio tCO2 capturadas / MWh	1,01
Producción anual* (MWh)	1.573.850,18

**Tabla 10: Balance global de planta del modelo de simulación base.**

#### 4.4.3 Filtración de gases

El modelo base de caldera se ha utilizado para predimensionar los equipos de filtración de gases, considerando la granulometría del combustible de diseño:

- *Separadores ciclónicos:* necesarios para la recirculación de sólidos al lecho fluido.
- *Filtros de mangas:* en este caso preferibles a la solución habitual en centrales térmicas de precipitadores electrostático (ESP) [71]. El motivo es que estos últimos se diseñan para humos con baja variabilidad en rangos de temperaturas de operación (20°C) y composiciones de cenizas constantes. En rangos más amplios de temperaturas de los humos (100°C de diferencia entre los distintos modos de operación) y de composición (flexibilidad de combustibles), la conductividad de las cenizas volantes varía en magnitudes x10 y x100, lo que llevaría a sobredimensionar excesivamente los precipitadores y causaría problemas operativos.

Se han simulado los modos de operación Aire 90% y Oxy 100% para dimensionar los equipos, siendo el modo Aire 90% más limitante (gases de combustión con nitrógeno). Las siguientes figuras muestran los resultados obtenidos.

▶ Type of cyclone:	High Efficiency	
Number of cyclones:	4	
Diameter of cylinder:	5	meter
Efficiency:	0,99997993	
Length of vortex:	12,38799	meter
Length of cylinder:	7,5	meter
Length of cone:	12,5	meter
Diameter of gas outlet:	2,5	meter
Length of gas outlet:	2,5	meter
Width of gas inlet:	1	meter
Height of gas inlet:	2,5	meter
Diameter of solids outlet:	1,875	meter
Number of gas turns:	7	
Inlet / saltation velocity ratio:	0,93223975	

**Figura 42: Predimensionamiento de los ciclones de recirculación al lecho fluido circulante.**

Fabfl results		
Number of cells:	199	
Number of cells being cleaned:	1	
Number of bags per cell:	78	
Gas velocity:	0,015	m/sec ▼
Overall collection efficiency:	1	
Floor space required:	1361,94008	sqm ▼
Filtering time:	176124,121	hr ▼
Maximum pressure drop before cleaning:	0,03402298	atm ▼

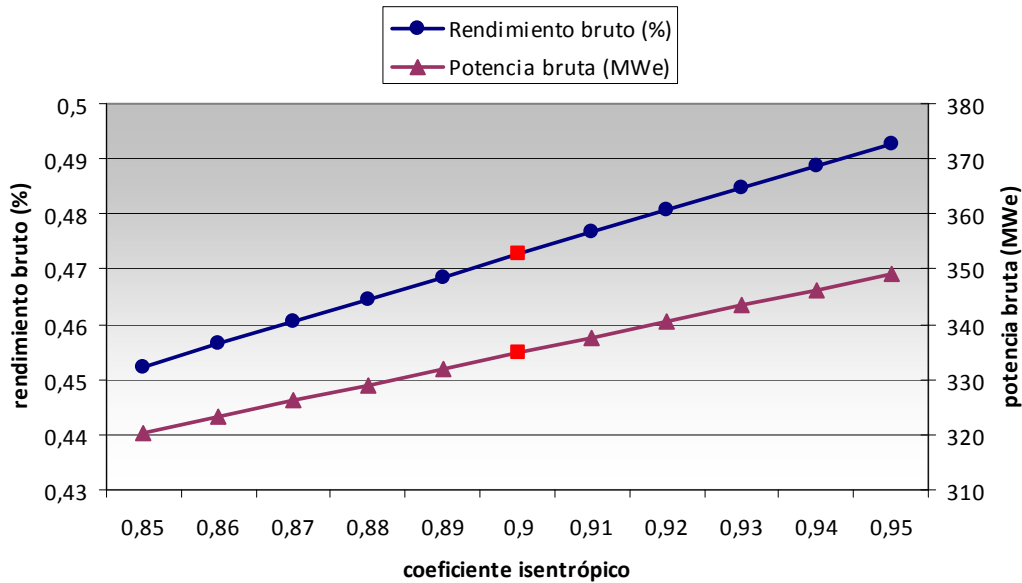
**Figura 43: Predimensionamiento del sistema de filtros de mangas para eliminación de volantes. El área ocupada equivale a un rectángulo en planta de 50 m x 25 m.**

#### 4.4.4 Sensibilidad al rendimiento de turbina

El rendimiento isentrópico de la turbina tiene un impacto notable en la potencia generada. Por cada punto de variación en este coeficiente, se modifica la potencia en aprox. 3 MW, y el rendimiento bruto de la planta en aprox. 0,4 puntos.

Si bien valores base del coeficiente isentrópico global se sitúan en torno a 0,90 (334 MWe brutos), el pequeño tamaño de la turbina para tratarse de una unidad supercrítica plantea algunas dificultades constructivas a los diseñadores de turbinas, ya que se trata de una unidad actualmente fuera de mercado [63]. Para la potencia manejada, el pequeño caudal volumétrico (debido a la elevada presión supercrítica) del vapor principal plantea problemas de pobre rendimiento a la entrada de los primeros álabes de acción del cuerpo de alta presión de la turbina de vapor (problemas fluidodinámicos y excesivas fugas por corta relación longitud del álabe / huelgo con la carcasa),

requiriendo un diseño específico. Este problema deja de ser significativo en las turbinas de vapor supercríticas comerciales (actualmente en potencias por encima de 500 MWe).



**Figura 44: Sensibilidad de la potencia bruta y rendimiento bruto de planta ante el rendimiento isentrópico de la turbina de vapor.**

## 4.5 Conclusiones

La simulación de proceso, y en particular la herramienta Aspen Plus, permite simular con elevada exactitud el ciclo termodinámico completo de una central térmica, incluyendo todos sus equipos y plantas auxiliares. No obstante, para desarrollar modelos detallados será siempre imprescindible contar con datos de un modelo termodinámico de caldera, ya que la caldera constituye un elemento simplificado dentro de cualquier modelo.

En cuanto a la eficiencia del proceso de captura de dióxido de carbono mediante oxidación en lecho fluido circulante, los cálculos del modelo estático base para la central de referencia muestran que el rendimiento neto se ve disminuido en 10,2 puntos porcentuales, disminuyendo desde casi un 42% a menos de un 32%, debido al impacto del consumo energético de la separación de aire para la obtención de oxígeno necesario para la oxidación, y del consumo en la compresión y purificación de los gases de combustión (corriente de CO<sub>2</sub>) para su transporte y envío a la zona de inyección subterránea de almacenamiento. El rendimiento por captura se sitúa incluso varios puntos por debajo de las centrales subcríticas, que rondan el 38% en tamaños equivalentes [7, 19, 24], lo que sitúa a la planta de referencia con captura en desventaja comparativa respecto a la eficiencia energética habitual en las centrales de carbón menos avanzadas de un mercado de generación en competencia.

**CAPÍTULO V. INTEGRACIÓN  
TERMODINÁMICA Y OPTIMIZACIÓN.  
MODELOS ESTÁTICOS**

---



## 5.1 Introducción

Este capítulo desarrolla las estrategias implementadas en el modelo estático para la integración calórica de las diferentes unidades fuera del ciclo térmico convencional (ASU y CPU), planteando distintas opciones y realizando un estudio comparativo de los resultados en términos de eficiencia, a partir de simulación de los distintas configuraciones en el modelo estático. Finalmente se extraen conclusiones sobre el análisis de resultados, extrapolables a la tecnología más allá de la central de referencia utilizada para la simulación.

## 5.2 Integración calórica de ASU y CPU

La compresión de grandes volúmenes de gases en las plantas ASU y CPU genera gran cantidad de calor que además es necesario refrigerar, ya que de este modo, y mediante compresores centrífugos multietapa, puede conseguirse aumentar el rendimiento de los mismos. El calor remanente (hasta 20 MWt provenientes de la ASU y en torno a 70 MWt provenientes de la CPU, en el caso de la central de referencia de este estudio) puede aprovecharse en el ciclo térmico, integrándose en la central de modo que permita aumentarse la potencia.

No obstante, la integración del calor de ASU y CPU en el ciclo presenta algunos retos tecnológicos:

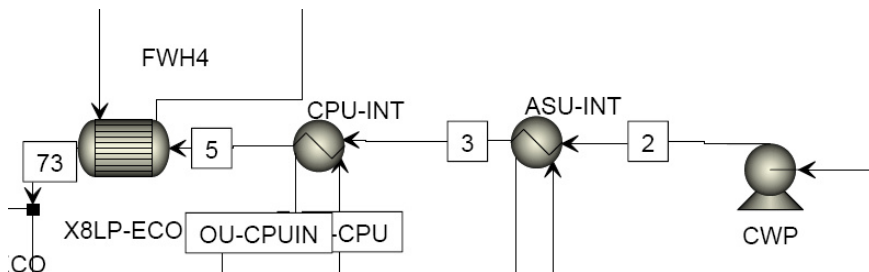
- El calor aprovechable es calor de baja temperatura, ya que los compresores se refrigeran con agua interetapa a temperaturas no superiores a los 200°C. Esta característica condiciona la integración del calor en el ciclo, ya que únicamente puede realizarse en la sección de precalentadores de baja presión o el precalentamiento de gases; no siendo sencillo incorporar el calor al ciclo sin impactar significativamente en su configuración.
- Es necesario modificar la configuración del ciclo en modo oxy, añadiendo nuevos equipos para la integración y aumentando la complejidad (disminución de flexibilidad) del ciclo.
- No resulta posible prescindir de equipos existentes (tales como calentadores de agua de alimentación), ya que son imprescindibles para el modo aire, modo en el cual no se dispone de calor de integración proveniente de ASU y CPU.
- En determinados casos, las nuevas configuraciones con integración afectan a las secciones de recuperación de calor de la caldera, y en particular si se incrementa el flujo de vapor generado por la misma como medio para aumentar la potencia generada.

A partir de la simulación base, y partiendo de corrientes de refrigeración de compresores de ASU y CPU a 20 bar, se han modelizado las siguientes opciones de integración:

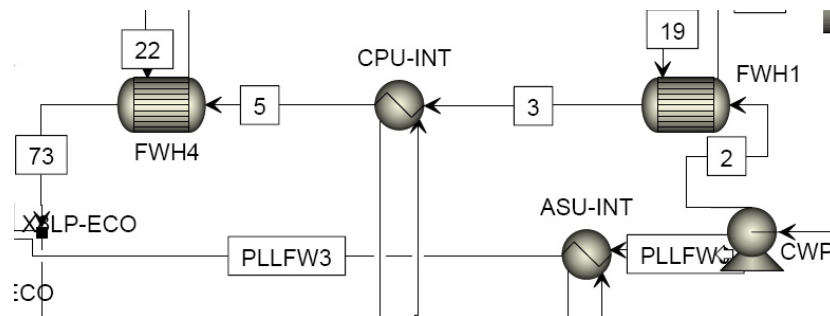
- *Autogeneración de vapor auxiliar en plantas ASU y CPU:* se elimina consumo de vapor en extracción de turbina para alimentar a ASU y CPU.
- *Alimentación de sistema SCAH con calor residual ASU:* se elimina consumo de vapor en extracciones de turbina para alimentar al sistema SCAH.
- *Integración ASU serie:* se prescinde del primer calentador BP en modo oxy.
- *Integración ASU y CPU serie:* se prescinde de los calentadores 1, 2 y 3 de BP en modo oxy.
- *Integración CPU serie y ASU paralelo:* se prescinde de los calentadores 2 y 3 de BP y se aumenta el caudal de agua de circulación / vapor de ciclo en modo oxy.

En el último caso, ha resultado necesario modificar las presiones de extracción de turbina, en particular subir la primera extracción de turbina HP de 90 bar a 170 bar, de modo que se aumente la temperatura de entrada del agua de alimentación. El motivo es que el aumento del caudal de agua de circulación solicita adicionalmente el intercambio en caldera, por lo que es necesario que el ciclo regenerativo proporcione la carga térmica adicional que la caldera no puede proporcionar. La configuración de integración en paralelo impacta significativamente en los equipos de la central:

- Modifica las secciones de intercambio de la caldera, de modo que su diseño no puede ser el proporcionado actualmente por el tecnólogo.
- La modificación de la primera extracción de turbina HP pudiera afectar negativamente al rendimiento de este cuerpo de turbina.



**Figura 45: Modificaciones en la sección de precalentamiento de baja presión del agua de alimentación, para permitir la integración calórica de ASU y CPU en serie.**

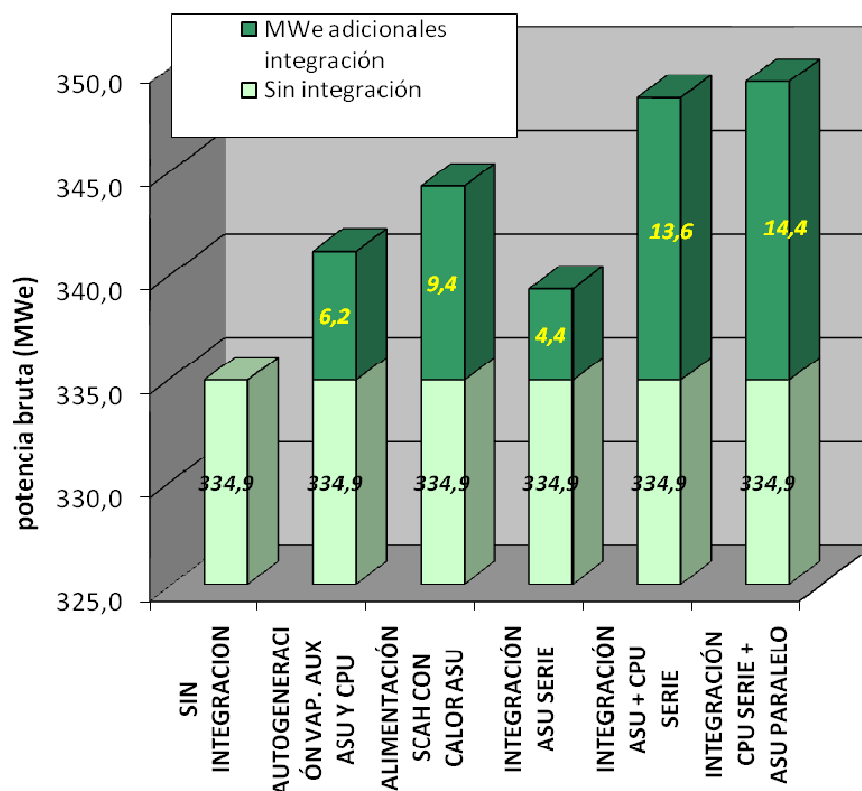


**Figura 46: Modificaciones en la sección de precalentamiento de baja presión del agua de alimentación, para permitir la integración calórica de CPU en serie y ASU en paralelo.**

	SIN INTEGRACIÓN	CON INTEGRACIÓN TOTAL SERIE	CON INTEGRACIÓN ASU PARALELO
FWH1	15,52	-	18,19
FWH2 (integración ASU)	15,63	18,00	6,39
FWH3 (integración CPU)	17,11	50,00	48,27
FWH4	24,76	9,89	23,93
DEAIR	9,01	8,35	7,32
FWH6	20,48	21,16	25,83
FWH7	31,36	31,32	23,97
FWH8	7,87	7,90	36,31
FWH9	6,55	6,59	5,88
COND	309,72	370,21	354,03
FWPump	9,28	9,44	10,43
CWPump	0,26	0,26	0,27
HPT1	93,57	92,88	36,57
HPT2	12,29	12,20	69,94
IPT1	52,01	51,58	14,89
IPT2	36,02	36,79	73,83
IPT3	42,98	43,94	45,18
LPT1	37,55	39,73	39,59
LPT2	28,51	31,45	31,32
LPT3	19,33	22,28	22,17
LPT4	22,95	28,43	26,57
LOSS	27,00	27,00	27,00
EVAP	174,05	172,77	182,38
RHEA	94,02	93,24	95,80
SHEA	110,33	109,52	115,61
ECON	279,23	279,77	278,75
HECO	0,27	0,27	0,81
LECO	29,76	27,80	21,67
HRS-OX	3,75	0,00	1,67
SCAH1	10,18	10,18	10,18
SCAH2	13,83	13,83	13,83
SHSTEAM (kg/s)	230,00	228,30	241,00
RHSTEAM (kg/s)	203,85	202,15	207,10
<b>PRODUCCIÓN MW EN TURBINA (Bruto)</b>	<b>334,86</b>	<b>348,48</b>	<b>349,26</b>

**Tabla 11: Balances térmicos (en MW) de todas las unidades simuladas del ciclo agua-vapor, y caudales de vapor vivo y recalentado en tres de las diferentes configuraciones simuladas con integración parcial y total de calores residuales de ASU y CPU.**

La siguiente figura y la siguiente tabla ilustran los resultados obtenidos en las simulaciones para las diferentes configuraciones de integración.



**Figura 47: Potencia adicional obtenida por integración de calores residuales de ASU y CPU para distintas configuraciones de integración parcial y total.**

CONFIGURACION	POTENCIA BRUTA	RENDIMIENTO NETO	RENDIMIENTO INTEGRACION
SIN INTEGRACION	334,9 MWe	31,76 %	-
AUTOGENERACIÓN VAP. AUX ASU Y CPU (EN MODO OPERACIÓN OXY100%)	341,1 MWe	32,63 %	8 %
ALIMENTACIÓN SISTEMA SCAH CON CALOR RESIDUAL ASU	344,2 MWe	33,08 %	12 %
INTEGRACIÓN ASU SERIE (ELIMINACIÓN 1ER CALENTADOR BP)	339,3 MWe	32,38 %	6 %
INTEGRACIÓN ASU + CPU SERIE (ELIMINACIÓN 1ER-2O-3ERO CALENTADORES BP)	348,5 MWe	33,68 %	18 %
INTEGRACIÓN CPU SERIE (ELIMINACIÓN 2O-3ERO CALENTADORES BP) + ASU PARALELO	349,3 MWe	33,68 %*	19 %

\* Se incrementa el consumo de auxiliares por mayor potencia de la bomba de agua de alimentación (mayor caudal de circulación)

**Tabla 12: Resultados de la integración parcial y total de calores residuales de ASU y CPU para distintas configuraciones simuladas.**

De los resultados anteriores se puede apreciar que la integración en paralelo mejora la capacidad de integración, principalmente debido a que se mantienen las extracciones de calentamiento del agua de alimentación, base para la mejora de rendimiento en un ciclo regenerativo.

No obstante, y aún los resultados mostrados, un estudio en profundidad de la integración de ASU y CPU requeriría la colaboración de los tecnólogos de ASU, CPU, caldera y turbina; en la medida en que son necesarios datos de detalle de equipos y límites de batería y en que la integración impacta directamente en la configuración de todos estos elementos. Además, un estudio de detalle ha de considerar el funcionamiento del conjunto en transitorios, modos de operación y respuestas dinámicas, así como la lógica de proceso y de control que puede permitir pasar de un sistema sin integración a operar con la integración calórica.

### **5.3 Conclusiones**

Del estudio de simulación de las distintas opciones de integración calórica de las plantas ASU y CPU se extraen las siguientes conclusiones:

- La integración calórica de ASU y CPU en la central térmica analizada puede aumentar hasta 2 puntos el rendimiento neto de generación.
- La baja calidad térmica del calor recuperado (calor de baja temperatura), es un obstáculo significativo para mejorar la eficiencia térmica de la integración.
- Siempre que sea posible, se analizará con preferencia una opción de integración de calores residuales de ASU y CPU en paralelo al ciclo existente, ya que mejora el rendimiento al no impactar en el ciclo regenerativo mediante extracciones; si bien esta configuración afecta al ciclo de turbina y al diseño de la caldera y de sus superficies de intercambio.
- La integración calórica de ASU y CPU supone incrementar la inversión de equipos en planta, así como un incremento de la complejidad en los sistemas y respuestas dinámicas de las diferentes unidades conectadas, siendo necesarios tanto análisis económicos como análisis considerando la variable temporal y los modos de operación para obtener resultados concluyentes.
- A partir de los estudios desarrollados se evidencia que la integración calórica de ASU y CPU sólo es posible si se consigue involucrar a tecnólogos y desarrolladores trabajando de forma conjunta y colaborativa (fundamentalmente caldera, turbina, ASU y CPU), ya que impacta directamente en el diseño de sus equipos, y se requieren gran cantidad de datos y análisis de fabricante.

## **CAPÍTULO VI. ESTUDIO DE TRANSITORIOS. MODELOS DINÁMICOS**

---

## 6.1 Introducción

Para la simulación de casos de estudio de transitorios de la central de referencia, se ha elaborado un modelo de simulación con el programa de simulación Chemcad versión 6.3. Los resultados del modelo de simulación dinámico en estado estático se han verificado y validado en el módulo CC-STEADY STATE de Chemcad con los resultados del modelo estático base en Aspen Plus presentado en el Capítulo IV.

A partir de este modelo base en Chemcad, se han añadido propiedades dinámicas a las unidades de proceso variables en el tiempo y se han agregado estrategias de control para permitir la simulación de diversos casos de estudio dependientes del tiempo. La utilización del módulo CC-DYNAMICS de Chemcad ha permitido analizar la evolución de diversas variables del proceso de oxidación, estudiar distintos modos de operación, tanto en modo de operación normal como en estado de malfuncionamiento debido a la aparición de fallos, y probar y validar las estrategias de control más adecuadas para el proceso de oxidación.

Los casos de estudio desarrollados en este Capítulo son:

- Caso de estudio 1. Regulación y comportamiento durante cambios de carga
- Caso de estudio 2. Paso de modo oxidación a modo aire
- Caso de estudio 3. Fallo en el suministro de oxígeno por la ASU
- Caso de estudio 4. Fallo por infiltraciones de aire en el circuito aire-gases

## 6.2 Descripción del modelo dinámico base de la central de referencia

### 6.2.1 Simplificaciones e hipótesis del modelo dinámico

El modelo de simulación dinámico base desarrollado en Chemcad constituye una aproximación esquemática del proceso de simulación estático desarrollado en Aspen Plus. Los motivos de dicha simplificación son: facilitar la comprensión de los cambios dependientes del tiempo al reducir la complejidad del modelo, reducir los tiempos de cálculo, evitar problemas de convergencia (más frecuentes en un modelo de mayor magnitud), adaptar el modelo a la plataforma de simulación dinámica de Chemcad, y reducir la complejidad del control de las variables del proceso.

Se han asumido las siguientes hipótesis y asunciones del modelo para el estudio dinámico:

- No se ha utilizado una distribución granulométrica de los sólidos (carbón y/o cenizas).

- Simplificación de las secciones de recuperación de calor en la caldera, considerando únicamente evaporación, sobrecalentamiento de vapor vivo y recalentamiento de vapor de media presión (prescindiendo de secciones de economizador e intercambiador de calor con sólidos tipo Intrex).
- Simplificación del circuito regenerativo del ciclo agua-vapor, reduciendo el número de extracciones de vapor de 8 a 3, el número de calentadores de 9 a 3 (calentadores de alta, media y baja presión), incluyendo supresión del desaireador, y considerando una única etapa de bombeo del agua de alimentación (prescindiendo de la bomba de condensado).
- Simplificación de la etapa de tratamiento de gases. Se ha supuesto la separación de los sólidos en una única etapa, prescindiendo de los modelos de precipitador ciclónico y de filtro de bolsas, y no se ha considerado la recirculación de gases.
- Simplificación del precalentamiento del oxidante. Se ha considerado un virtual calentamiento del oxidante mediante integración calórica en la unidad ASU, en vez de los sistemas SCAH/HSR u otros sistemas sustitutivos descritos en el Capítulo IV.
- Simplificación de la caja fría para purificación de gases en la unidad CPU, prescindiendo de la etapa de enfriamiento por expansión de los gases de condensación, y sustituyéndola por un enfriamiento virtual.
- Simplificación de las etapas de lavado de gases y condensación ácida en la unidad CPU.

Los resultados comparativos de los balances de masa y energía entre ambos modelos, estático y dinámico, muestran algunas diferencias pero permiten validar el modelo dinámico base para los propósitos del capítulo. Los resultados del modelo dinámico habrán de entenderse por tanto como útiles para la observación de tendencias de las variables más que por su valor absoluto, aproximado respecto al modelo estático en Aspen Plus. Igualmente, el modelo dinámico resultaría insuficiente en el grado de desarrollo planteado para su evolución a un simulador de entrenamiento de planta. Para analizar los cálculos del balance del proceso de oxicombustión e integraciones calóricas, se deberán considerar preferentemente los resultados mostrados en los capítulos anteriores (Capítulos IV y V).



A efectos de validación del estado inicial del modelo dinámico, la siguiente tabla ofrece una comparativa entre algunas magnitudes relevantes de los modelos desarrollados.

	<b>Modelo estático Aspen Plus</b>	<b>Modelo dinámico base Chemcad</b>
Potencia bruta con integración calórica de ASU (*)	344,2 MWe	344,8 MWe
Consumo de la unidad ASU	42 MWe	47.8 MWe
Consumo de la unidad CPU	30 MWe	30.9 MWe
Consumo de las bombas de agua de alimentación	8.91 MWe	7.17 MWe
Caudal másico de gases de combustión	85,6 kg/s	87,4 kg/s

(\*) integración de ASU con sistema SCAH en el caso del modelo estático

**Tabla 13: Comparativa de resultados entre modelos base estático y dinámico, a efectos de validación de magnitudes del modelo dinámico.**

Las diferencias más significativas entre ambos modelos se identifican en el balance de masas del circuito aire-gases, debido a diferencias entre Aspen Plus y Chemcad para la simulación de la combustión. En el caso de Aspen Plus, se ha considerado la existencia de un 4,60% de inquemados de carbón, no modelable en Chemcad debido a limitaciones del modelo. Otras diferencias se atribuyen a las diferencias de porcentaje de oxidante en exceso entre ambos modelos o al diferente tratamiento e internalización de la composición química elemental del carbón de diseño.

### 6.2.2 Diseño del control de planta en el modelo dinámico

El diseño del control en el modelo dinámico se ha orientado al ciclo de potencia. El control del agua de alimentación se ha diseñado utilizando una válvula de control que regule el caudal de agua de alimentación circulando en el ciclo agua-vapor a la entrada de caldera, en base al setpoint de temperatura de vapor vivo a turbina constante. La presión se mantiene igualmente constante al trabajar la bomba con una curva teórica de carga contra la válvula de control parcialmente abierta. Se trata de un sistema de control clásico en centrales eléctricas equivalente a un sistema de control de presión constante.

Un esquema de control optimizado de tipo presión deslizante, con parámetros de vapor variables no se ha implementado por razones de simplificación y didáctica del modelo [73], si bien se trata de la opción preferente actualmente debido al mejor rendimiento que puede llegar a conseguirse en la turbina a cargas parciales, eliminándose la pérdida de energía por estrangulamiento en válvulas [73, 74, 75].

La válvula de regulación del caudal de agua de alimentación se ha dimensionado en base a los datos del modelo estático y se ha calibrado y ajustado en sucesivas simulaciones dinámicas para evitar perturbaciones de caudal. Los requerimientos de aislamiento de esta válvula hacen que sea necesario utilizar una válvula de tipo doble asiento, para permitir un cierre sin fugas.

Válvula de Control	
ID	27
Cv	1890
Relación de regulación	10
Tipo de válvula	Doble asiento
Factor flujo crítico	0.98
Presión aguas abajo	263 bar
Caudal de cálculo	230 kg/s
Número de Pout	263 bar
Posición nominal %	86.7397
Av	0.0625
Bv	-0.2500
Señal nominal controlador	17.8784

**Tabla 14: Dimensionamiento de la válvula de control de caudal de agua de alimentación en el modelo dinámico.**

El control de la válvula de regulación del caudal de agua de alimentación se aplica mediante la señal proporcional a la temperatura de vapor vivo por un controlador de tipo Proporcional-Integral-Diferencial, que se ha calibrado y ajustado en sucesivas simulaciones dinámicas de forma que el ciclo resulte controlable en todos los modos de operación probados (tanto en operación normal como en respuesta ante fallos). La acción derivativa no se utiliza ya que en la práctica los ruidos de medida de la instrumentación provocan errores en su predicción [77, 78].

Controlador PID	
ID	28
Banda Proporcional, PB	700
Ti, Integral (min)	0.6
Señal nominal controlador	17.8784
Set point	600 °C
Valor de salida proceso	602.1526 °C
Variable Min	370 °C
Variable Max	620 °C
Señal control min	4 mA
Señal control max	20 mA

**Tabla 15: Configuración del control PID de regulación del caudal de agua de alimentación en el modelo dinámico.**

En el caso de las variaciones de carga de caldera, ASU y CPU, se ha optado por la simulación de rampas proporcionales en base a los datos disponibles de máximo 4%/minuto en el incremento de carga desde un mínimo técnico de 40% [48]. Datos disponibles de tecnólogos (Air Products) muestran capacidades de rampa de hasta 5%/minuto para las unidades ASU y CPU [103].

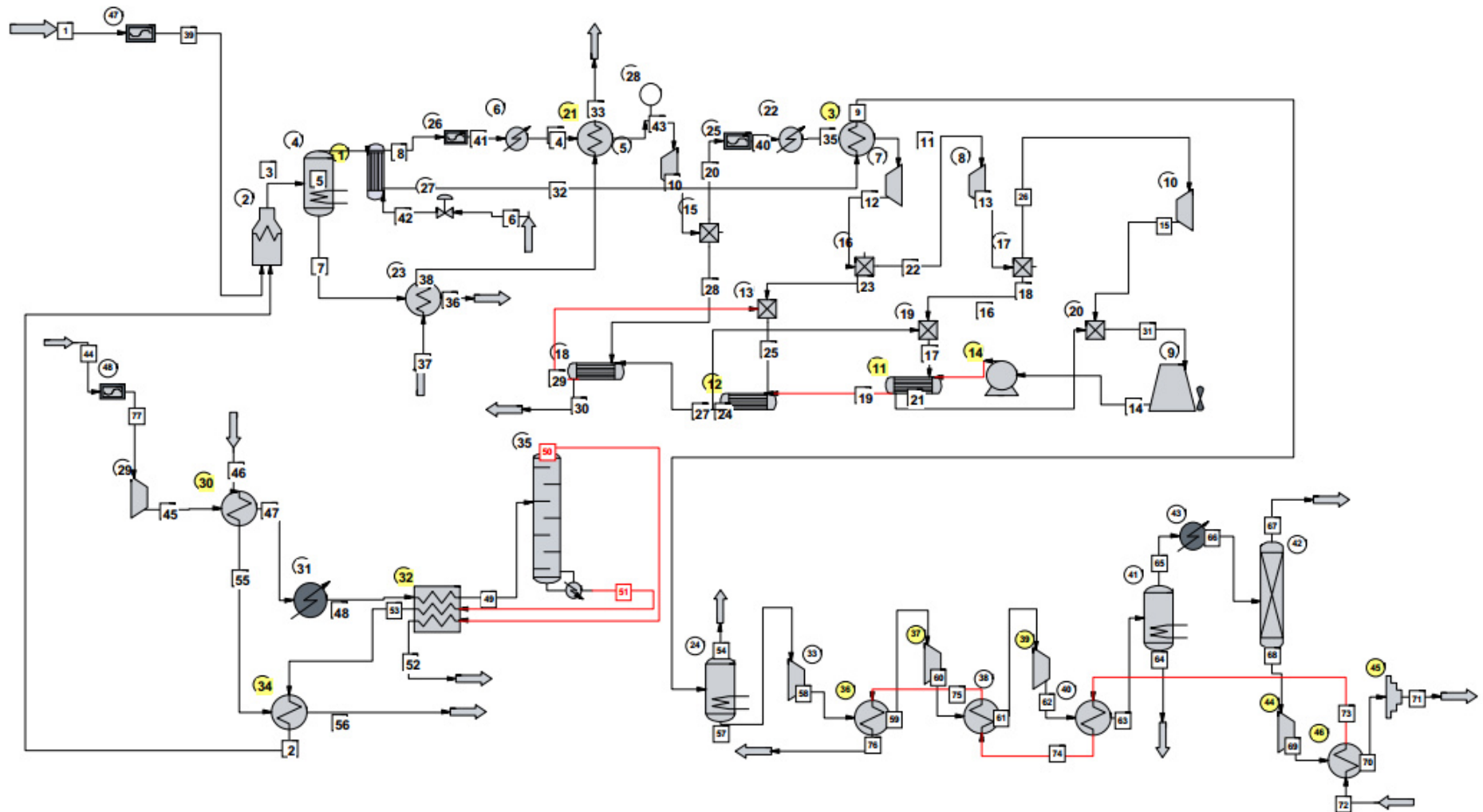


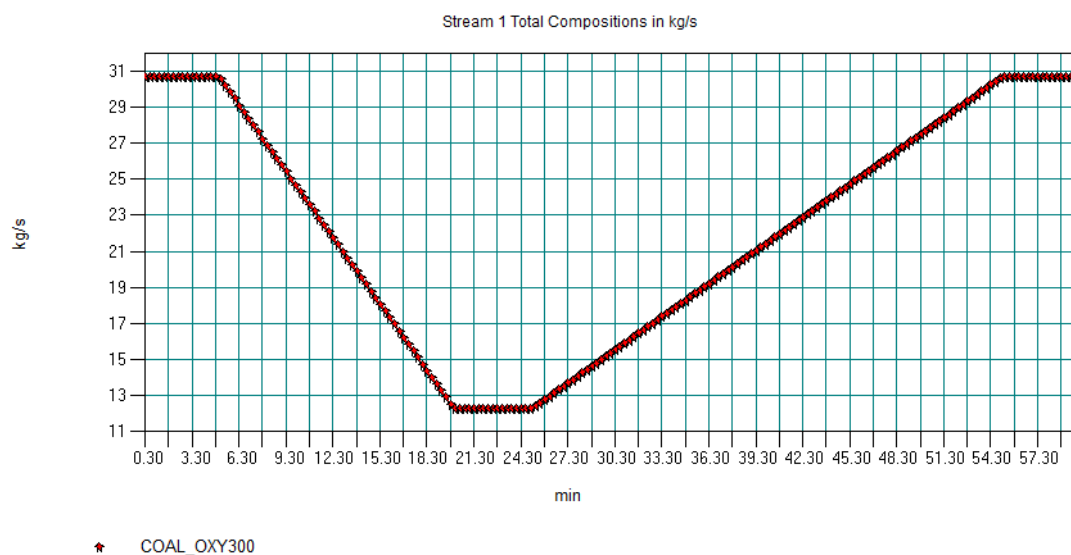
Figura 48: Modelo de simulación dinámica base del proceso de captura en oxcombustión en lecho fluido circulante (Chemcad).

## 6.3 Estudio de transitorios en operación normal

### 6.3.1 Caso de estudio 1. Regulación y comportamiento durante cambios de carga

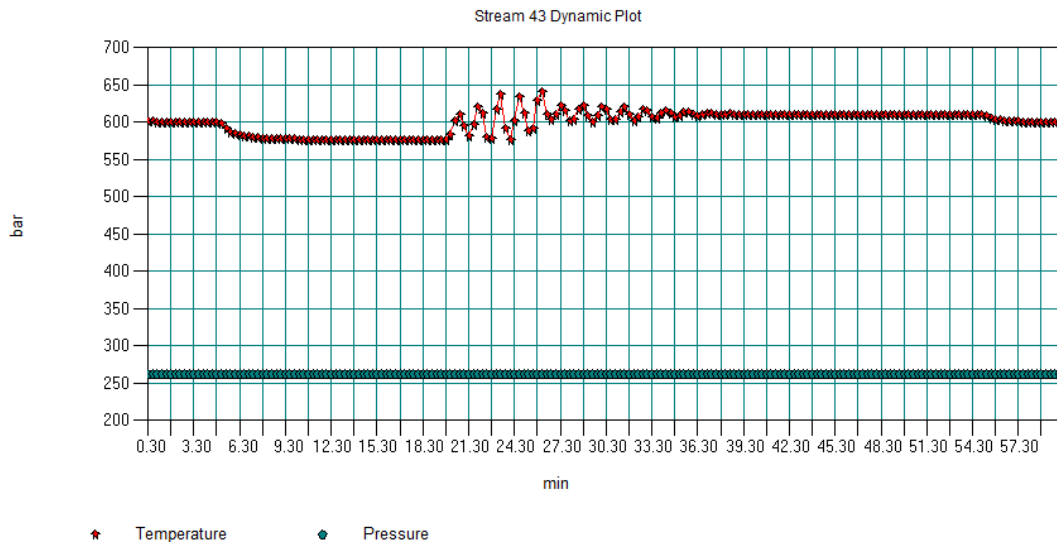
La regulación de carga es una de las necesidades de toda central eléctrica gestionable, para adaptarse a la demanda y los requisitos de despacho.

En el primer caso de estudios se ha simulado una rampa de reducción de carga desde el 100% de la capacidad nominal hasta mínimo técnico, situado al 40% del valor nominal, para tomar carga posteriormente hasta alcanzar de nuevo el 100% MCR de carga. La rampa de bajada se inicia en el minuto 5, y se mantiene hasta el minuto 20, mediante una rampa de descenso constante del 4% (valor limitante escogido de las rampas de las unidades ASU/CPU [48]). La central se mantiene en mínimo técnico del minuto 20 al 25, momento en que se inicia una rampa de subida constante del 2% hasta el minuto 55, manteniéndose los últimos 5 minutos carga nominal al 100%.

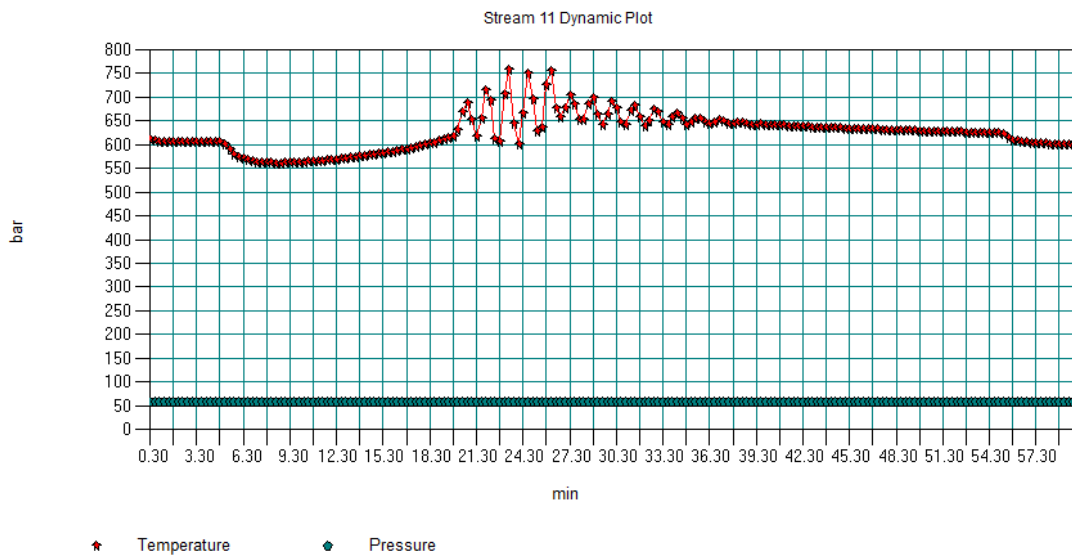


**Figura 49: Rampa de variación de ingreso de carbón en el caso de estudio 1 para variación de carga.**

Los principales resultados de la simulación dinámica de este caso se muestran a continuación:



**Figura 50: Transitorio en las condiciones de vapor recalentado (P,T) en el caso de estudio 1 para variación de carga (entrada a turbina AP).**



**Figura 51: Transitorio en las condiciones de vapor recalentado (P,T) en el caso de estudio 1 para variación de carga (entrada a turbina MP).**



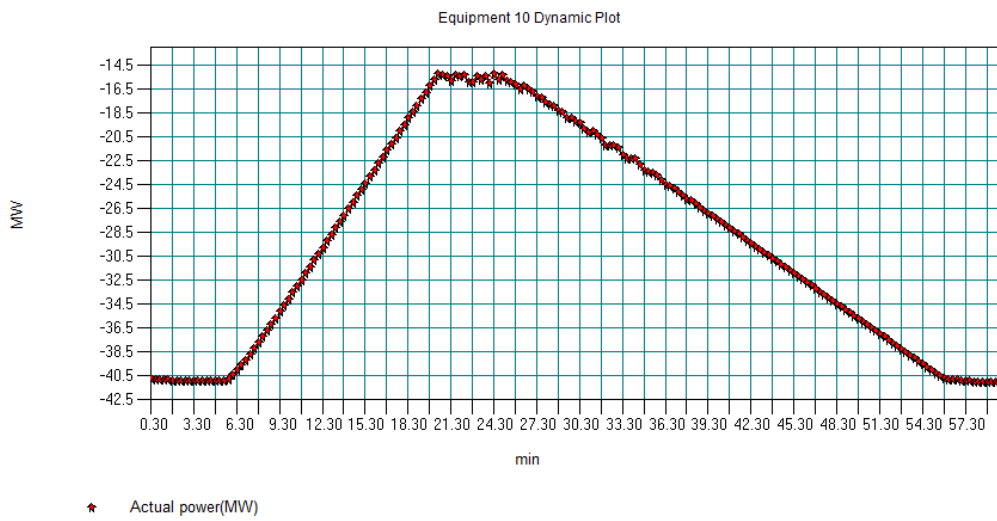
**Figura 52: Transitorio en la generación de potencia en la sección de alta presión de la turbina en el caso de estudio 1 para variación de carga (valores negativos).**



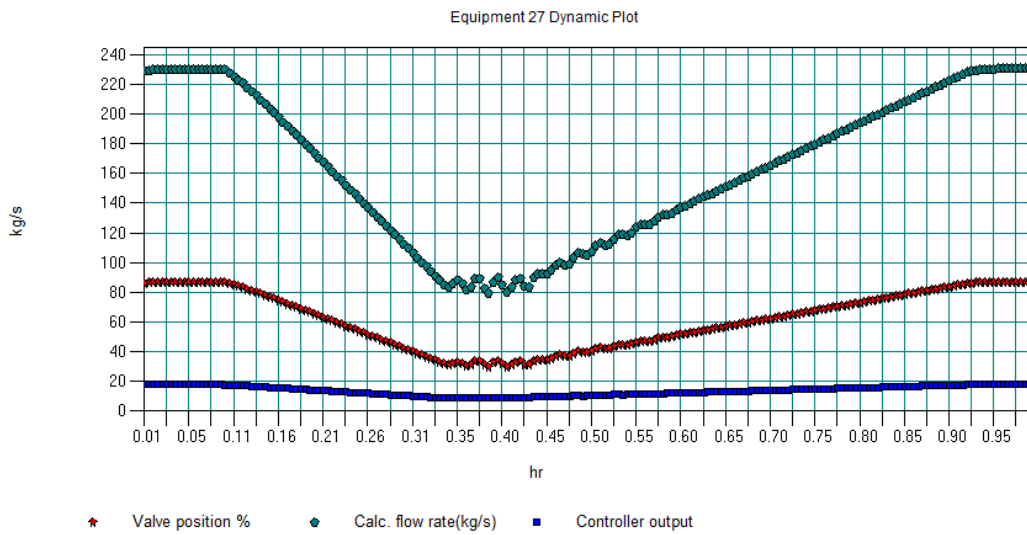
**Figura 53: Transitorio en la generación de potencia en la sección de media presión de la turbina en el caso de estudio 1 para variación de carga (valores negativos).**



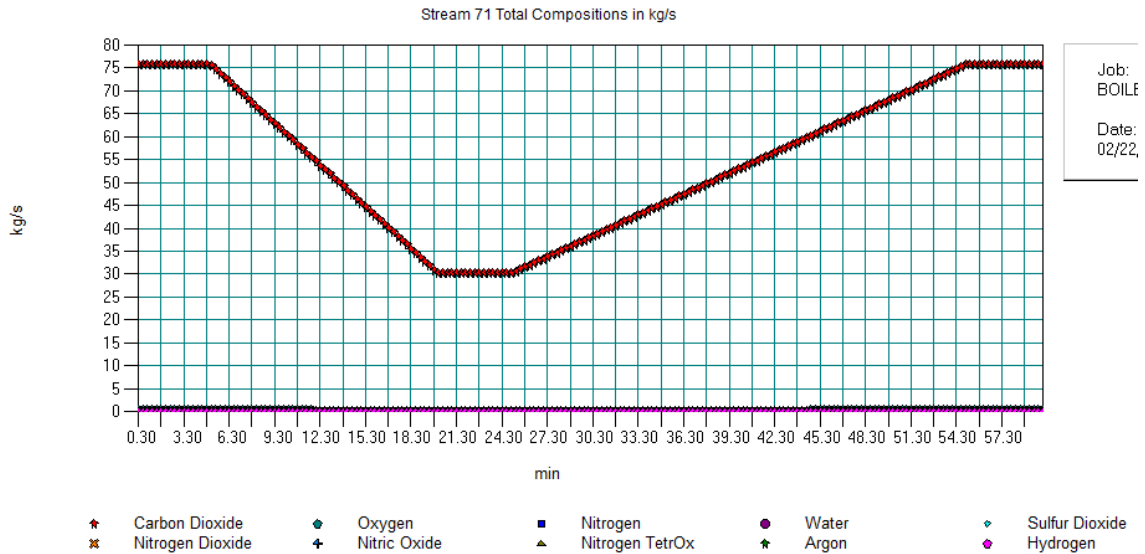
**Figura 54: Transitorio en la generación de potencia en la primera sección de baja presión de la turbina en el caso de estudio 1 para variación de carga (valores negativos).**



**Figura 55:** Transitorio en la generación de potencia en la segunda sección de baja presión de la turbina en el caso de estudio 1 para variación de carga (valores negativos).



**Figura 56:** Caudal del agua de alimentación (verde) y posición de la válvula que lo regula (en % de apertura, rojo) en el caso de estudio 1 para variación de carga. La gráfica azul muestra la salida de señal de regulación del controlador PID.



**Figura 57: Caudales máxicos a la salida de la compresión del CO<sub>2</sub> en la unidad CPU, en el caso de estudio 1 para variación de carga. La curva superior (rojo) corresponde al dióxido de carbono.**

Los resultados muestran la reacción del sistema de control para alcanzar los valores de consigna ante el cambio de carga, modelado por las rampas de variación de combustibles y comburentes. La válvula de control del caudal de agua de alimentación reacciona, primero estrangulando el caudal para mantener la temperatura de 600°C en el vapor vivo. Ya que existe un error de señal (por defecto, aprox -25°C) entre los minutos 5 y 20 (rampa de descenso a mínimo técnico), el sistema de control sigue restringiendo el caudal de alimentación hasta el minuto 20, momento en que ajusta su posición al alcanzarse la temperatura de 600°C en vapor sobrecalentado. Exactamente lo opuesto sucede en el caso de la rampa contraria entre los minutos 30 y 55, existiendo un exceso de temperatura (aprox +10°C) que lleva a la válvula a abrir caudal progresivamente para corregir este efecto, hasta la estabilización en 100% MCR en el minuto 55.

En ninguno de los dos puntos de inflexión para la estabilización de carga (minutos 20 y 55, a mínimo técnico 40% MCR y 100% MCR respectivamente) se observan excesos de corrección significativos.

En el caso de estabilización a mínimo técnico (periodo de minutos 20 a 35), el sistema muestra una oscilación significativa que va decreciendo poco a poco en el tramo. La válvula, tras bajar carga, no consigue compensar completamente el error de temperatura en los primeros minutos, oscilando varias veces entorno al valor de consigna de 600°C, en periodos de aprox. 2,5 minutos, con amplitud máxima de 70°C en el caso del vapor sobrecalentado, y de hasta 150°C en el recalentado. Esto supone un desajuste no despreciable del sistema de control. Se han aplicado principios de diversos métodos para el ajuste de controladores PID (métodos de la “Buena Ganancia” y “Ziegler-Nichols”) [79, 80, 81, 82]. Se ha interpolado con distintos valores de banda proporcional (acción proporcional) y tiempo integral (acción integral) del controlador PID, pero no se ha conseguido mejorar la respuesta significativamente, ya que los excesos de acción llevaban a mayor inestabilidad y los defectos de acción no



reaccionaban de forma adecuada a los cambios de carga. Estas oscilaciones podrían ser corregibles con un proceso más desarrollado con mayor número de variables y lazos de control. Por otro lado, y en relación al grado de admisibilidad de las oscilaciones descritas, por el equipamiento afectado, principalmente la turbina de vapor, se ha tratado de localizar referencias literarias acerca de los valores límite de oscilación en las condiciones de vapor por turbinas de vapor comerciales, sin haberse localizado datos concluyentes al respecto. En todo caso, será necesario que, en un proceso de diseño, el tecnólogo de la isla de turbina y la ingeniería del ciclo térmico verifiquen que los transitorios generados por el proceso sean admisibles por sus equipos.

En términos de potencia generada, y a la vista de las gráficas asociadas, la perturbación arriba comentada es perceptible en términos absolutos (7 MW de amplitud máxima en conjunto), y especialmente en las secciones de media y baja presión de la turbina, si bien en términos relativos apenas supone un 5% sobre los 135 MW del mínimo técnico fijado al 40% del MCR.

En cuanto a la composición de salida de la CPU, la corriente está concentrada en CO<sub>2</sub> por encima del 99% a lo largo de todo el transitorio, manteniéndose los valores del resto de gases indeseados en valores de ppm.

### **6.3.2 Caso de estudio 2. Paso de modo oxidación a modo aire**

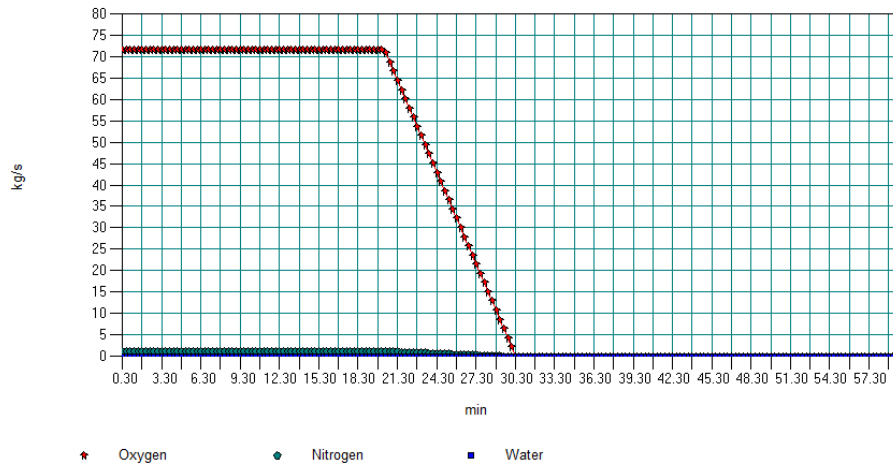
Otra de las simulaciones necesarias para verificar la viabilidad del proceso es el paso de modo de operación en aire al modo de operación en oxidación, o viceversa.

El cambio de modo cambiando de comburente es relativamente sencillo desde el punto de vista de proceso. El oxígeno necesario para la combustión, alimentado en una de las opciones desde la unidad ASU, a una carga específica y estable, se sustituye gradualmente por oxígeno proveniente del aire atmosférico, y reponiendo a igual ritmo que el retirado, de forma que el balance de oxígeno en el proceso sea el mismo y no se afecte a la combustión, manteniendo el exceso de oxígeno necesario para conservar el régimen de combustión completa.

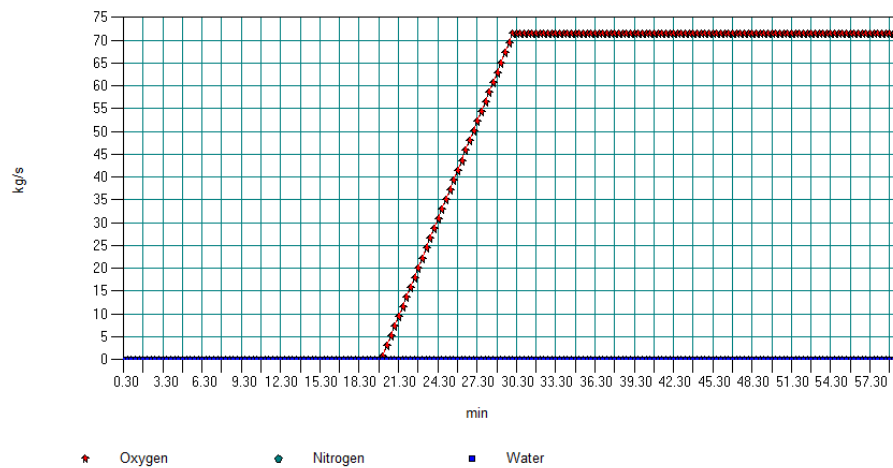
El cambio de modo puede realizarse a diferentes cargas, una vez superado el mínimo técnico (40% MCR en la central de referencia). El planteamiento para un arranque es el siguiente: el arranque de la combustión se inicia con aire y combustible de apoyo (líquido o gas), para minimizar el consumo de auxiliares. A continuación, se forma el lecho fluidizado mediante el incremento progresivo del inventario de sólidos, con la incorporación de carbón pulverizado y sílice/caliza de apoyo. Una vez alcanzado el mínimo técnico, con la combustión estabilizada en el lecho fluido, utilizando ya solamente carbón pulverizado, y con la unidad ASU operativa, se procede a realizar el cambio de modo de aire a oxidación, para permitir empezar a operar la unidad con captura lo antes posible. Otras condiciones de contorno de planta (i.e. fallo en ASU, en la cadena CCS, o factores de mercado) pueden requerir el proceso inverso, regresando a la operación en modo aire y sacando de servicio los consumidores asociados al modo oxidación (que penalizan el rendimiento). El tiempo para la transición entre los dos modos de operación, de acuerdo a otros estudios y a experiencias en plantas de prueba, requiere del orden de unos pocos minutos [83-87].

El caso de estudio planteado para el modelo dinámico plantea un cambio de modo en un tiempo de 10 minutos (del minuto 20 al 30 de simulación), a plena carga de la unidad, y pasando de modo oxicomcombustión a modo aire (y sin reducir la carga en este último modo). Por limitaciones del modelo, se ha simulado la transición únicamente con el comburente, pasando de tomar el oxígeno proveniente de la ASU (y en las condiciones provenientes de la misma), a tomarlo de una fuente externa, en condiciones atmosféricas y precalentado a la temperatura requerida por el ciclo térmico.

Las siguientes figuras muestran la transición entre las fuentes del oxígeno comburente:

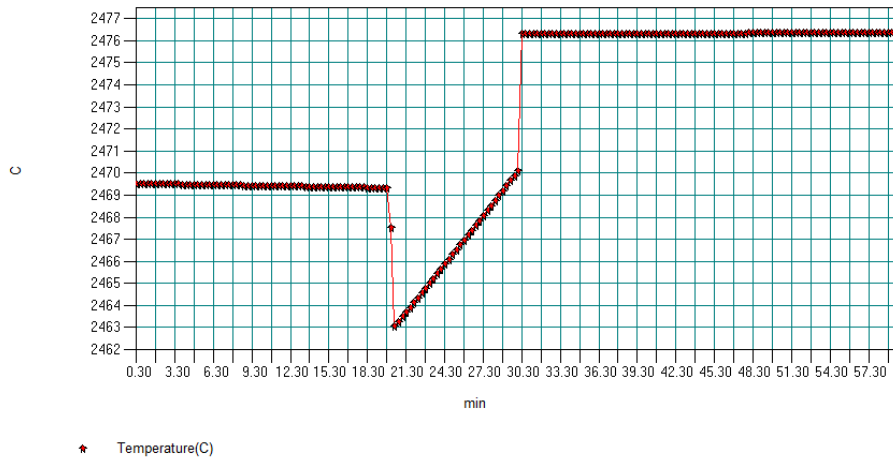


**Figura 58: Rampa de reducción de oxígeno proveniente de la ASU en el caso de estudio de paso de modo oxicomcombustión a modo aire.**

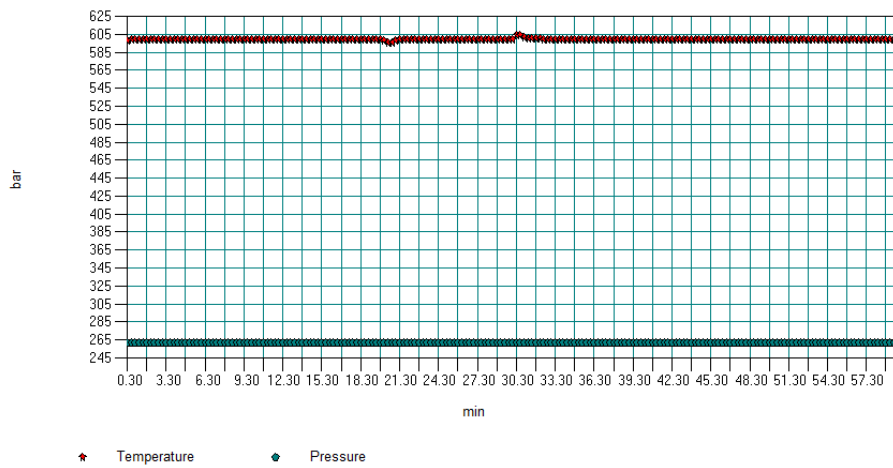


**Figura 59: Rampa de aporte de oxígeno para cambio a modo aire en el caso de estudio de paso de modo oxicomcombustión a modo aire.**

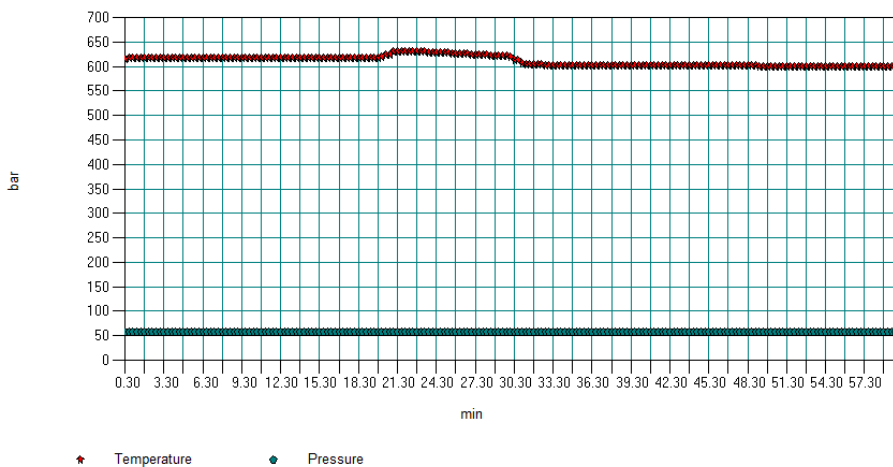
Los principales resultados de la simulación dinámica de este caso se muestran a continuación:



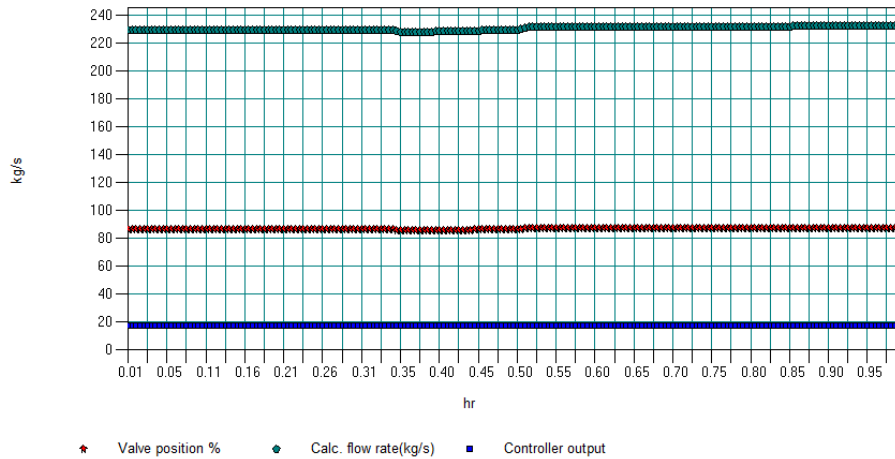
**Figura 60: Discontinuidad en la temperatura adiabática de combustión en el caso de estudio de paso de modo oxicomcombustión a modo aire.**



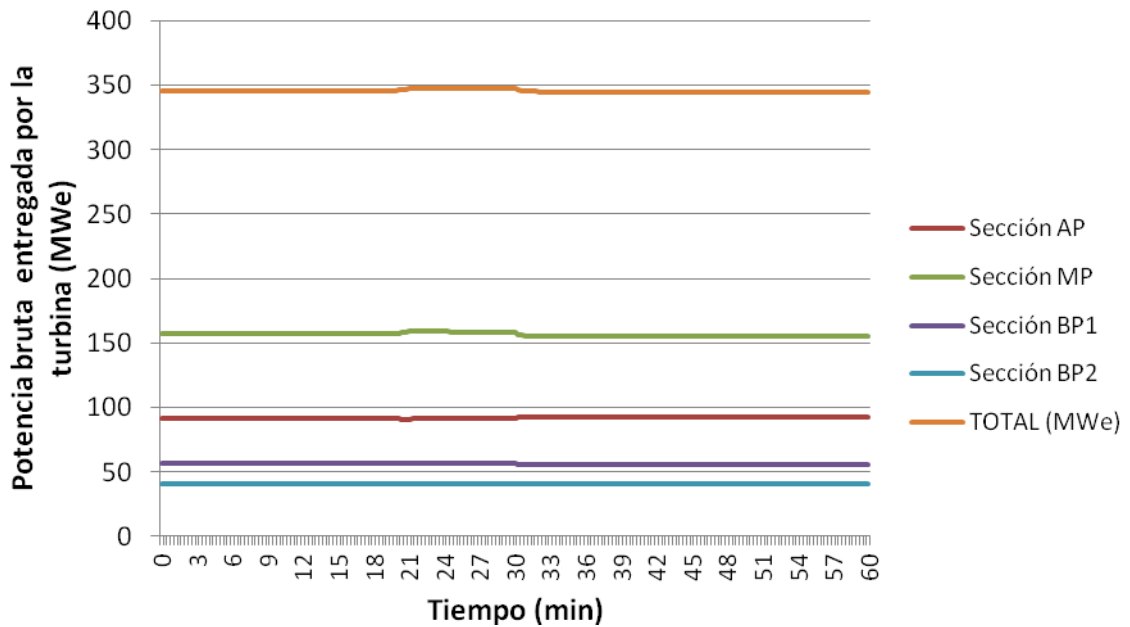
**Figura 61: Transición en las condiciones de vapor sobrecalentado en el caso de estudio de paso de modo oxicomcombustión a modo aire.**



**Figura 62: Transición en las condiciones de vapor recalentado caliente en el caso de estudio de paso de modo oxicomcombustión a modo aire.**



**Figura 63: Respuesta del sistema de control (válvula de agua de alimentación y caudal y controlador asociados) en el caso de estudio de paso de modo oxcombustión a modo aire.**



**Figura 64: Transitorio en la generación de potencia en el caso de estudio de paso de modo oxcombustión a modo aire.**

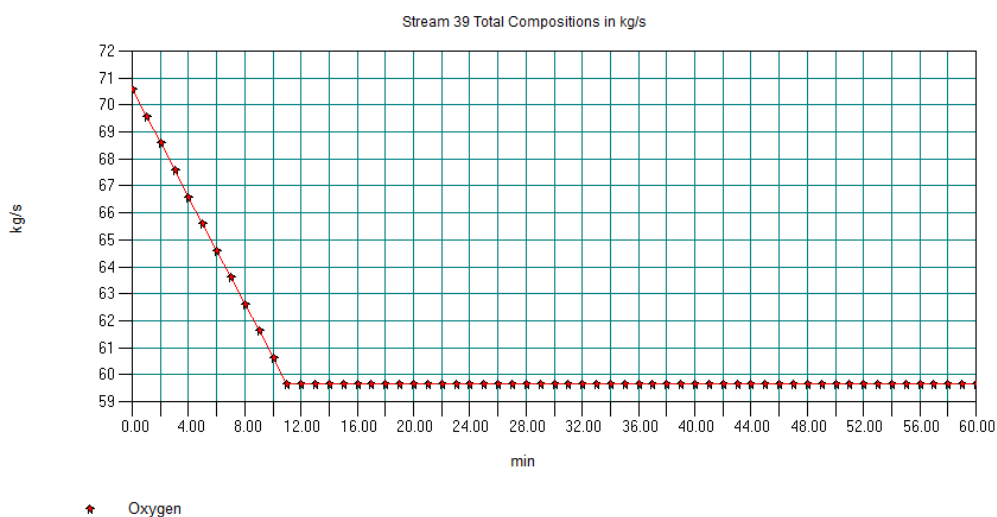
Los resultados arriba presentados muestran una discontinuidad en la temperatura de combustión adiabática del carbón, debido al cambio de modo. Fruto de dicha discontinuidad aparece una perturbación en las condiciones de vapor y en la potencia entregada por la central durante el cambio de modo. No obstante esta perturbación, aún significativa por los puntos de inicio y final de la transición entre modos, apenas es de un 0,9% en términos de potencia (3 MWe). El sistema de control actúa de forma lenta y progresiva durante la transición, suavizando los efectos del cambio de modo.

## 6.4 Estudio de transitorios en operación con malfuncionamiento

### 6.4.1 Caso de estudio 3. Fallo en el suministro de oxígeno por la ASU

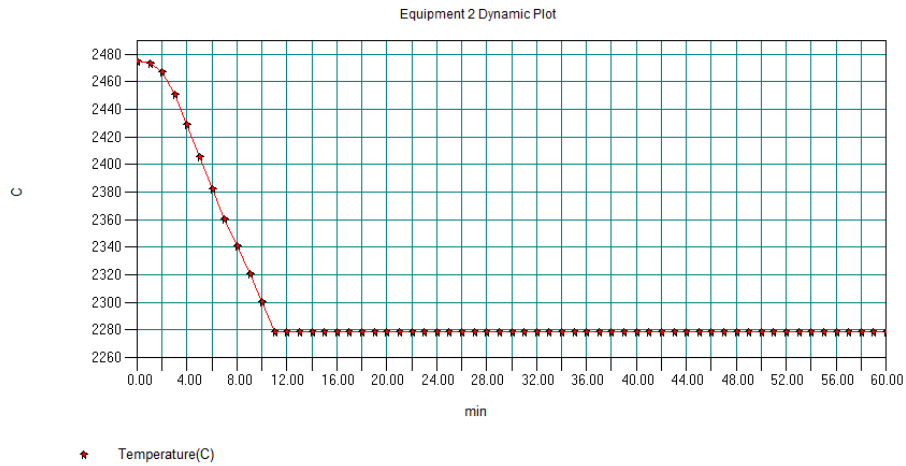
Un desvío en la producción de oxígeno por la unidad ASU ha de ser uno de los eventos de diseño que ha de tener en cuenta la ingeniería de la planta y del sistema de control. La ASU puede sufrir una pérdida momentánea de producción, ya sea por indisponibilidad súbita de uno de sus trenes de compresión (por ejemplo debido a fallo del compresor principal o de alguno de los auxiliares que mantienen la presión y el aislamiento en la caja fría), por pérdidas de alimentación eléctrica u otros motivos.

En este caso de estudio se ha simulado una pérdida lineal del caudal de oxidante del 14% en los 10 primeros minutos del cálculo, encontrándose la unidad a plena carga en modo oxicomcombustión al inicio de la desviación. A partir del minuto 10, el valor de este caudal se estabiliza, para poder analizar la respuesta dinámica del sistema y evaluar su estabilidad.

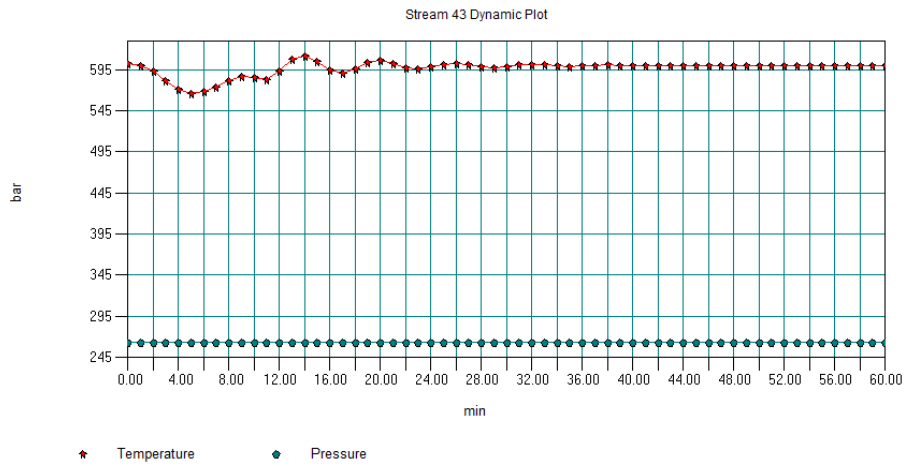


**Figura 65:** Desvío de la producción de oxígeno en el caso de estudio de fallo de suministro en ASU.

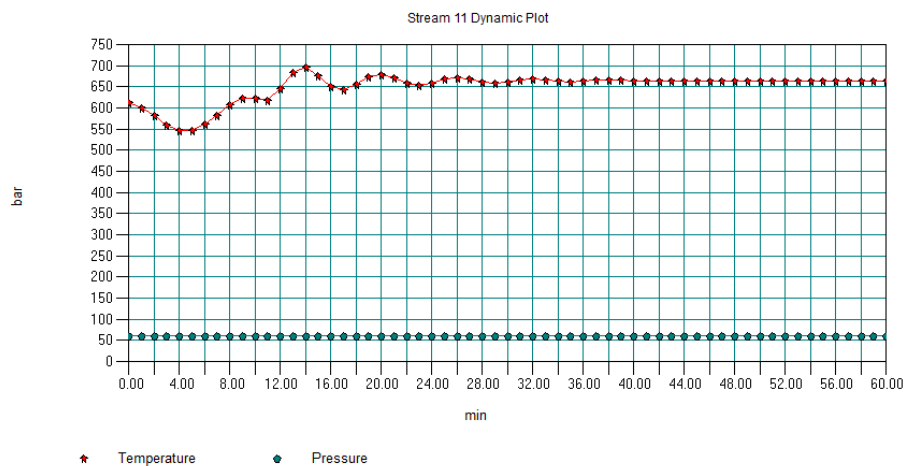
Los principales resultados de la simulación dinámica de este caso se muestran a continuación:



**Figura 66: Bajada de temperatura teórica de la combustión (Gibbs) en el caso de estudio de fallo de suministro en ASU.**



**Figura 67: Transitorio en las condiciones de vapor vivo (P,T) en el caso de estudio de fallo de suministro en ASU (entrada a turbina AP).**



**Figura 68: Transitorio en las condiciones de vapor recalentado (P,T) en el caso de estudio de fallo de suministro en ASU (entrada a turbina MP).**

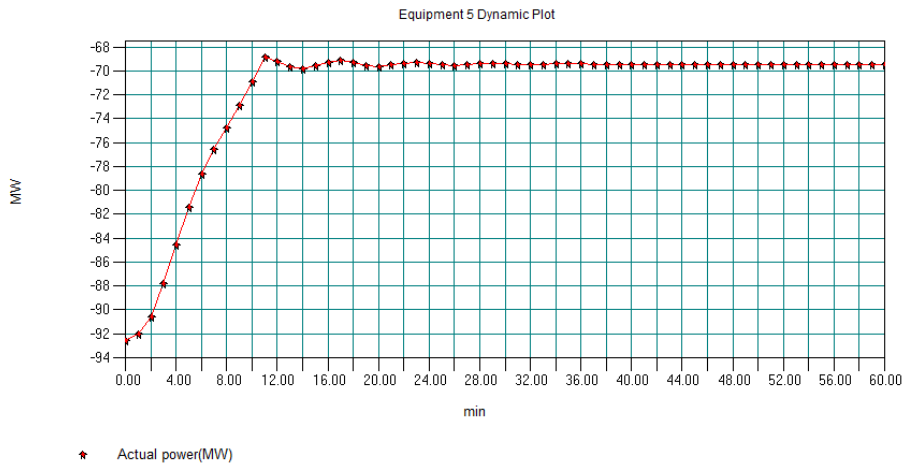


Figura 69: Transitorio en la generación de potencia en la sección de alta presión de la turbina en el caso de estudio de fallo de suministro en ASU (valores negativos).

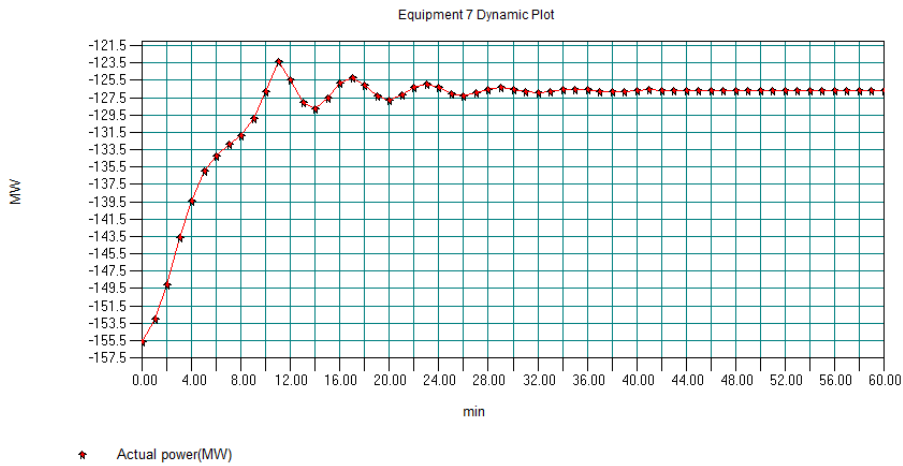


Figura 70: Transitorio en la generación de potencia en la sección de media presión de la turbina en el caso de estudio de fallo de suministro en ASU (valores negativos).

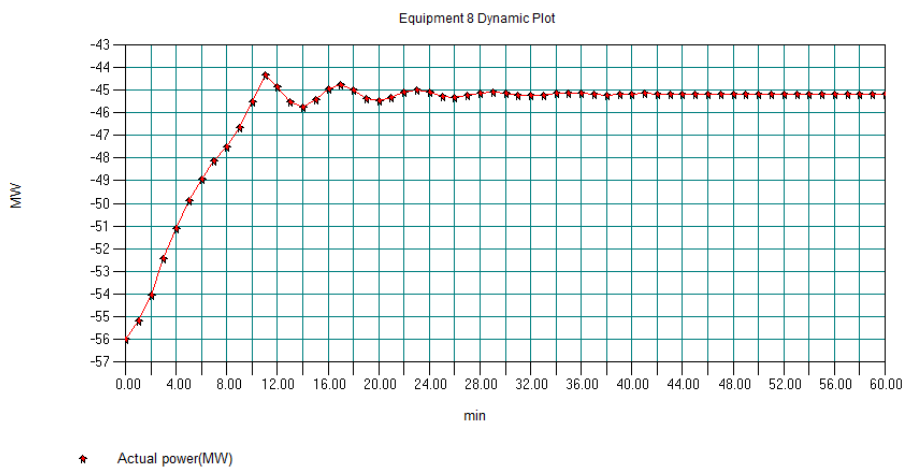
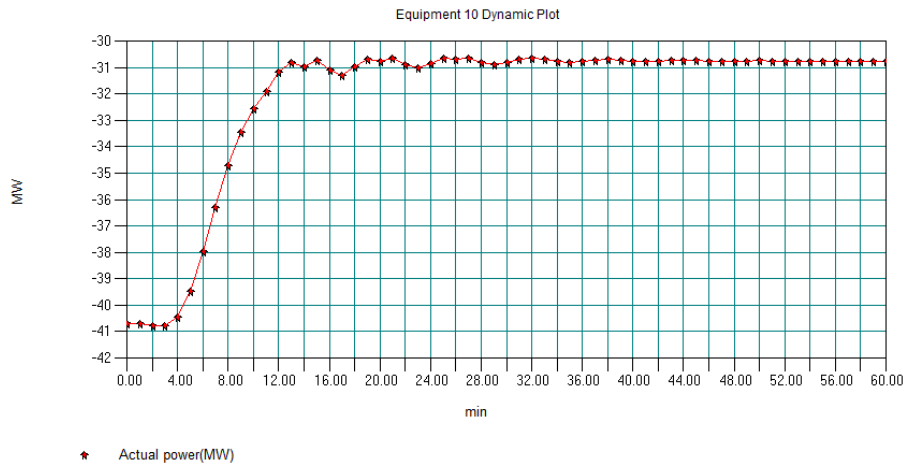


Figura 71: Transitorio en la generación de potencia en la primera sección de baja presión de la turbina en el caso de estudio de fallo de suministro en ASU (valores negativos).



**Figura 72: Transitorio en la generación de potencia en la segunda sección de baja presión de la turbina en el caso de estudio de fallo de suministro en ASU (valores negativos).**

En el análisis de las gráficas anteriores se observa que el sistema sufre una perturbación significativa debido a la pérdida de producción de oxígeno. Las temperaturas de vapor vivo y recalentado experimentan una variación significativa, enfriándose debido a la pérdida de carga térmica en la combustión (descenso en la temperatura teórica de combustión de la caldera, energía libre de Gibbs). El control de agua de alimentación reacciona limitando la cantidad de caudal alimentado a la caldera, lo que consigue corregir el defecto de temperatura para alcanzar el setpoint fijado de 600°C a partir del minuto 8 para el vapor recalentado y del minuto 12 para el vivo. El transitorio alarga su oscilación más allá del minuto 10 (estabilización de la pérdida de O<sub>2</sub>), de forma visible aproximadamente hasta el minuto 40. En este periodo el sistema oscila y se autoregula, compensando el error y amortiguando los excesos o defectos de corrección de la válvula de control del caudal del agua de alimentación. El resultado final en los 60 minutos de simulación es un sistema estable desde el punto de vista termodinámico y que alcanza los setpoints fijados.

En el caso de la temperatura del vapor vivo, el mínimo alcanzado en el transitorio es de 566°C, y el máximo 612°C. En el caso de la temperatura del vapor recalentado, el mínimo alcanza 546°C y el máximo 695°C.

La potencia bruta cae en los primeros 10 minutos de 344 MW a 277 MW debido a la pérdida de carga térmica. Una vez alcanzados los 10 minutos de estabilización en el caudal de oxígeno, la oscilación en potencia es de apenas un 3% entre los valores extremos (minutos 11 y 14), y decae hasta que el sistema se estabiliza completamente en el minuto 40. Esta horquilla es mucho menor que el que cabría esperar de la variación de temperaturas de vapor a entrada de turbina, ya que se compensa con la acción de la válvula de control sobre el caudal de agua de alimentación.

El déficit de oxidante, a falta de implementación de medidas de seguridad y salvaguardia en el sistema, provocará una combustión parcial en defecto de oxígeno, dando lugar a generación de monóxido de carbono y a un incremento de inquemados, inasumibles ambos desde un punto de vista de la seguridad de la integridad de la planta y de las personas. Por un lado, el límite de CO producido debe mantenerse por debajo de las 25 ppm en la atmósfera de trabajo [76]. Una adecuada medición de la composición de las corrientes de gases de combustión, con integración en los sistemas



de salvaguardia y protecciones de caldera y de control y gobierno de la central, es necesaria para disparar la unidad en caso de que cualquier condición de operación suponga la aparición de este tipo de riesgos.

Los controles de las alimentaciones a caldera de oxidante y combustible deberán estar también interrelacionados de forma que no sea posible descompensar el exceso de uno de ellos manteniendo el otro en desequilibrio. El oxidante deberá también llegar a la caldera en las condiciones especificadas de presión y temperatura (en torno a 1,3 bar y 130°C a la salida de la ASU en el modelo diseñado). Cualquier variación severa de estas condiciones podrá ser motivo de bajada de carga o incluso disparo de la ASU o de la central al completo.

#### **6.4.2 Caso de estudio 4. Fallo por infiltraciones de aire en el circuito aire-gases**

En este caso de estudio se ha simulado una infiltración de aire en el circuito aire-gases. Este circuito se encuentra típicamente en depresión en las centrales térmicas en la sección que comprende entre el ventilador de aire forzado, que alimenta a la caldera del comburente, y el ventilador de tiro inducido, situado habitualmente después de los equipos de recuperación de calor del circuito aire-gases y de los equipos de filtración de partículas, que extrae los gases de combustión del hogar. La depresión se requiere para mantener confinados los gases de combustión en la instalación sin emisiones al exterior, por razones de seguridad, medioambientales y de limpieza.

En el caso de una central térmica convencional o incluso con captura post-combustión, la infiltración de aire exterior no suele suponer inconvenientes muy importantes ya que representa una fracción muy pequeña sobre el caudal total de gases y no implica incrementos significativos del caudal de gases ni afecta a la combustión ni al resto de procesos físico-químicos. Pero en el caso de la oxicomcombustión, una infiltración de aire al interior de la caldera o a los conductos de gases que entran o salen de ella significará necesariamente una contaminación de la corriente de combustión que queremos mantener lo más pura en CO<sub>2</sub> posible para evitar problemas en la compresión a estado sub-crítico, y aún más allá, en su transporte y su almacenamiento. De otro modo, poco importarán los esfuerzos realizados en mejorar la eficiencia de separación de O<sub>2</sub> en la unidad ASU para lograr una combustión con oxígeno lo más puro posible, y en lograr un exceso de comburente en la caldera lo menor posible para evitar la contaminación de la corriente de CO<sub>2</sub> con el mismo.

Desde el punto de vista del transporte, y como se detallaba en el Capítulo 3 [33], la contaminación del dióxido de carbono aún a nivel de trazas implica modificar las propiedades fluido-dinámicas del CO<sub>2</sub> en estado de fase densa o fluido supercrítico, implicando un incremento en la presión de compresión necesaria. Adicionalmente, esta contaminación puede tener implicaciones en temas tales como la corrosión de materiales o posibles cambios de fase o separaciones y condensaciones a lo largo de la traza del ceoducto.

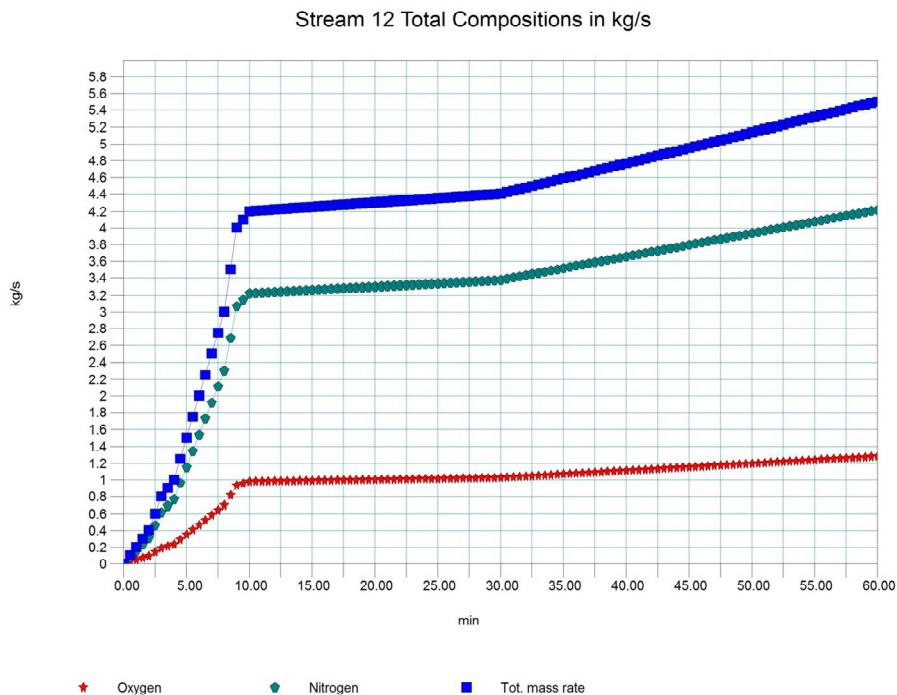
Desde el punto de vista del almacenamiento, la contaminación del dióxido de carbono puede tener implicaciones tanto en los procesos de inyección como en la estabilidad y evolución de la pluma, tanto en el corto plazo durante la vida de explotación de la

central, como a largo plazo en los fenómenos de solubilización y en los mecanismos geológicos de retención que habrán de suceder en el reservorio final.

Las experiencias en proyectos de demostración de oxidación, tales como CIUDEN, indican que lograr una buena estanqueidad en el circuito aire-gases para evitar infiltraciones es esencial para lograr que la planta cumpla los requisitos necesarios para la compresión de la corriente de gases [61]. En caso contrario, la cadena CCS no podrá operar. Esta estanqueidad ha de conseguirse tanto con un estudio adecuado de diseños de elementos del circuito aire-gases, como con un cuidadoso montaje. Elementos tales como juntas de expansión, conexiones a instrumentos ('tie-ins'), compuertas o válvulas (tanto en líneas principales como auxiliares) deberán estar adecuadamente aislados, utilizando sellos de CO<sub>2</sub> o vapor si fuese necesario. Las uniones soldadas serán preferibles a las embridadas.

En el caso de estudio planteado, se ha supuesto una infiltración de aire a la entrada de la unidad CPU y se ha analizado la respuesta a la misma, ya que se trata de la parte del proceso que resultará más afectada. La infiltración diseñada podría corresponder a una hipotética rotura de estanqueidad de alguna junta o sello, que se produjese de forma súbita, aumentando el valor de la infiltración durante los primeros minutos al degradarse o ensancharse la rotura, y saturándose su valor con un comportamiento de degradación creciente de tipo semi-asintótico:

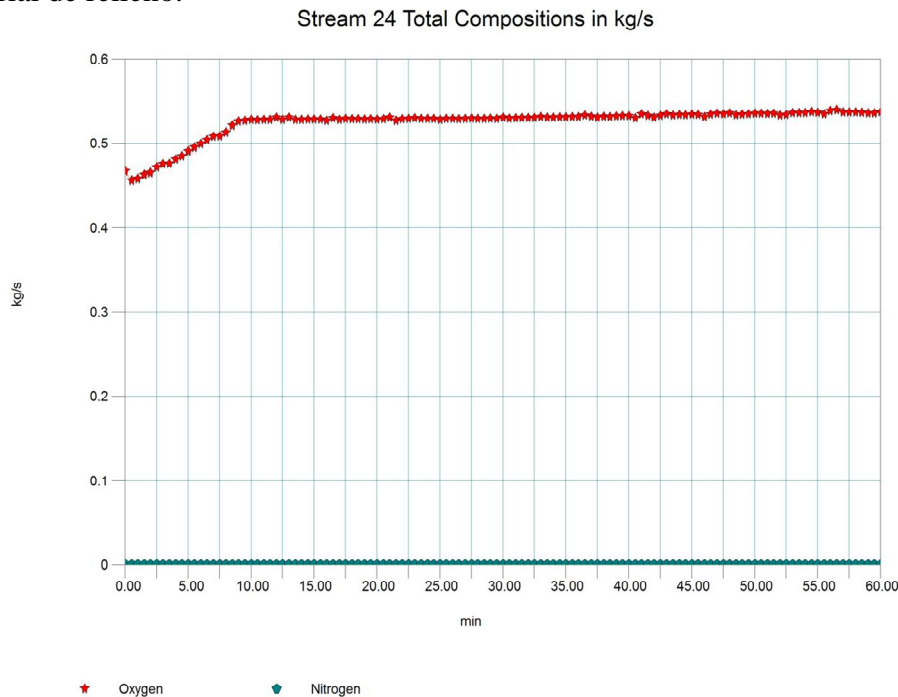
- Incremento de un 4,8% del caudal másico de gases en los 10 primeros minutos desde la aparición de la infiltración.
- Estabilización de la rotura, con incremento a 4,9% del caudal másico de gases a los 20 minutos desde la aparición de la infiltración y a 5% a los 30 minutos.
- Nuevo aumento de la degradación, más moderado, con incremento a 6,3% del caudal másico de gases transcurridos 60 minutos desde la aparición de la infiltración.
- Supuesto aire en condiciones ambientales (Patm, 12°C).



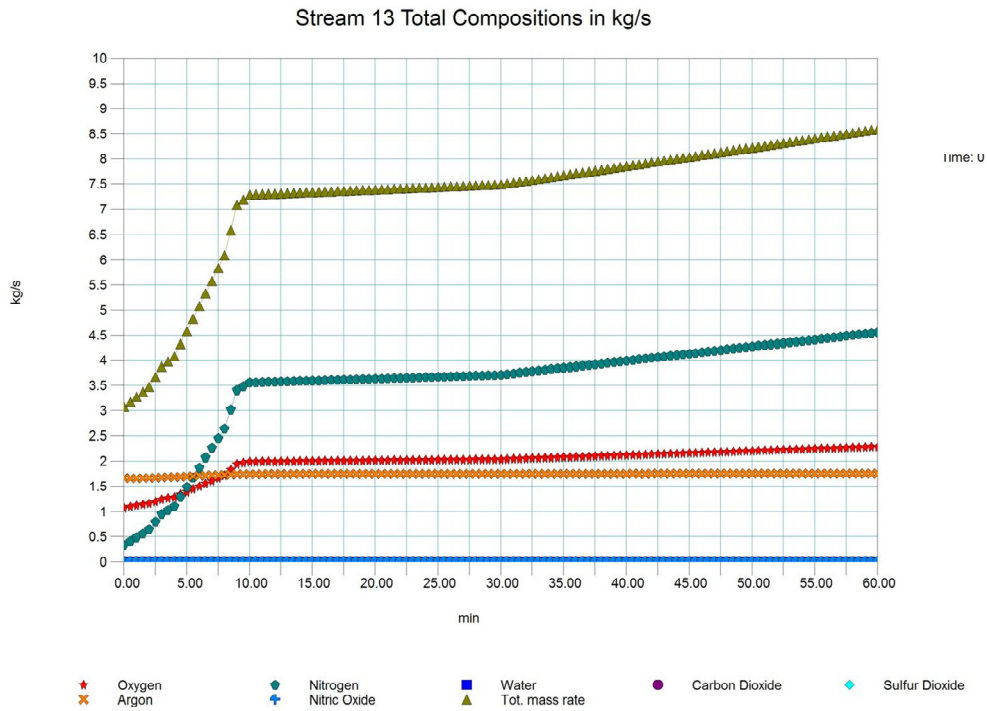
**Figura 73: Infiltración de aire diseñada para el caso de estudio durante 60 minutos de simulación.**

El análisis del comportamiento de la caja fría de la CPU muestra la capacidad del sistema para eliminar contaminantes, en base al diferente comportamiento en la destilación fría de las fracciones no deseadas. Durante la purificación, realizada por destilación criogénica, debido a la mayor presión de vapor del N2 sobre el O2, el N2 resultante de la infiltración se elimina de forma completa, mientras que el O2 se elimina de forma parcial. La columna de la caja fría (modelo teórico) ve incrementado el caudal de O2 que condensa a medida que crece la infiltración, a pesar de que también incrementa la cantidad de O2 que es capaz de separar de la corriente de CO2.

Por tanto, el sistema demuestra cierta flexibilidad para eliminar la infiltración, si bien nunca será capaz de eliminarla completamente. Esta flexibilidad supone una cierta capacidad de la instalación para convivir con problemas a largo plazo, siempre y cuando el volumen de la infiltración sea lo suficientemente pequeño y no supere el margen de tolerancia establecido por las especificaciones de compresión y transporte. En caso de aplicar un modelo físico completo de columna (no realizado por no disponibilidad de datos), la eficiencia del proceso de purificación se vería reducida debido a la eficiencia del material de relleno.



**Figura 74: Incremento del caudal másico de O2 a la salida de la purificación en la caja fría de la CPU debido a la simulación dinámica de una infiltración de aire en el sistema.**



**Figura 75: Variación de los caudales máxicos de gases no condensables a la salida de la purificación en la caja fría de la CPU en la simulación dinámica de una infiltración de aire en el sistema.**

La infiltración tiene además como efecto adicional un incremento de la potencia de compresión necesaria, como resultado del aumento de caudal, marcada especialmente por las etapas anteriores a la separación de las fracciones no condensables en la caja fría. Para el caso estudiado, el consumo se incrementa en un 7,2%, por encima del incremento en el caudal de gases simulado (6,3%). Esto es debido a un aumento de la temperatura de los gases en cada etapa de compresión, lo que incrementa las pérdidas en la compresión al tratarse de gases reales, ya que la carga de refrigeración interetapa se ha simulado constante.

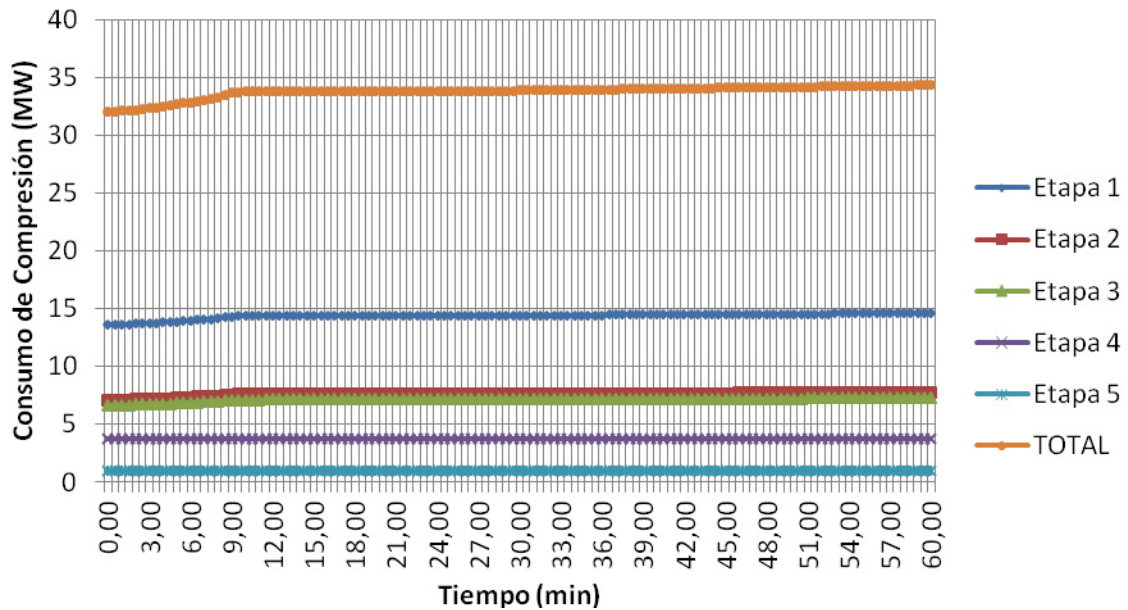


Figura 76: Incremento del consumo en la compresión de la corriente de CO<sub>2</sub> en la CPU debido a la simulación dinámica de una infiltración de aire en el sistema.

## 6.5 Conclusiones

Se ha elaborado un modelo de simulación dinámica de la central de referencia para el estudio de transitorios y control del proceso, implementando estrategias de control, y simulando 4 casos de estudio (cambio de carga, paso de modos oxicomcombustión y aire, fallo en el suministro de oxígeno por la ASU y fallo por infiltraciones de aire). Se ha utilizado la herramienta CHEMCAD CC-DYNAMICS. En el modelo dinámico se han realizado algunas simplificaciones respecto al modelo estático, fundamentalmente relativas a las secciones de intercambio y recuperación de calor, precalentamiento de gases, ciclo de potencia y esquema de control. Las conclusiones obtenidas de las simulaciones son las siguientes:

- En términos estáticos, el resultado del modelo dinámico es equiparable con el balance del modelo estático ampliado, por lo que esto verifica y valida las simplificaciones realizadas en el modelo dinámico.
- Las simulaciones realizadas muestran que, con el esquema de control implementado, el proceso de oxicomcombustión de la central de referencia desarrollada es controlable y permite la gestión de carga de la central de forma integral con las unidades ASU (separación de aire) y CPU (compresión y purificación de CO<sub>2</sub>), desde el mínimo técnico establecido a la plena carga, y tanto en bajada como en subida con rampas de 4% de carga por minuto. En el periodo de estabilización, y específicamente a carga de mínimo técnico (40%), aparecen fenómenos de oscilación que se reducen atenúan en el tiempo de la simulación, relativos a las condiciones de temperatura del vapor a la entrada de los cuerpos de la turbina. El pico máximo se evalúa en +70°C sobre la consigna de 600°C, provocando un transitorio de potencia de un 5% en el momento de mayor oscilación. Es de esperar que estas oscilaciones se redujesen con un sistema de control más desarrollado, aunque en último término deberían analizarse los máximos transitorios admisibles con el tecnólogo suministrador de

la turbina. Al respecto, no se han encontrado referencias en la bibliografía relativas a las tolerancias admisibles en transitorios de las condiciones de vapor.

- Se ha evaluado el cambio de modo de operación entre oxidación y aire mediante una fuente externa de aportación de oxígeno, verificándose que el cambio es posible sin transitorios significativos en el ciclo de potencia de la central, y en un tiempo reducido (10 minutos en el caso de estudio planteado), lo cual es consistente con resultados experimentales documentados y otras simulaciones conocidas del proceso.
- Un fallo de suministro parcial de oxígeno por parte de la unidad ASU provoca un transitorio asumido por el proceso de oxidación y del ciclo térmico, y controlado mediante la estrangulación del agua a presión. No obstante, los problemas de seguridad que provoca tal transitorio deberían ser modelados en un sistema más desarrollado incorporando las necesarias protecciones de caldera y disparos asociados al control de una combustión deficiente.
- En el caso de infiltraciones moderadas de aire al sistema de captura de CO<sub>2</sub>, el sistema de caja fría de la unidad CPU de compresión y purificación demuestra cierta flexibilidad para convivir con pequeñas infiltraciones, siempre que se cumplan los márgenes de tolerancia para el transporte. No obstante, ante una gran infiltración la separación de la caja fría es insuficiente y se satura, pasando gran parte del caudal de aire infiltrado al sistema de compresión. El fenómeno es detectable debido al incremento de potencia requerida en toda la cadena de compresión.
- El modelo desarrollado presenta algunas limitaciones relativas al tratamiento de la combustión por la herramienta informática utilizada, presentando por ejemplo discontinuidades en la temperatura teórica de combustión en el paso de oxidación a aire, que no han podido ser explicadas desde un punto de vista de proceso.

## **SINTESIS, APORTACIONES Y PERSPECTIVAS**

---

---

## **7.1 Introducción**

El presente Capítulo describe las conclusiones alcanzadas a lo largo de la investigación, tanto relativas al tema de investigación como a la hipótesis de partida, analiza las contribuciones al campo de investigación, sus implicaciones, sus limitaciones, las lecciones aprendidas, puntos de mejora y posibles líneas de investigación futuras.

Se recopilan e integran las conclusiones alcanzadas durante el desarrollo del estudio, con especial atención a su aportación al campo de investigación, a su viabilidad y a su grado de confiabilidad o incertidumbre.

## **7.2 Conclusiones sobre el campo de investigación**

La oxidación en lecho fluido circulante es una tecnología con gran potencial de desarrollo, ya que existen expectativas razonables para conseguir una reducción significativa de los costes de inversión y de los costes de operación en la escalación de la tecnología, mejorando la eficiencia, hasta hacer rentable su explotación comercial en un escenario de demanda y de derechos de emisión favorables.

La gran flexibilidad de combustibles, superior a otras tecnologías de captura en combustión, puede suponer una ventaja competitiva significativa, ya que de este modo puede permitirse valorizar económicamente combustibles de baja calidad o subproductos de otros procesos (coque de petróleo, biomasa, carbones de bajo rango y otros) no utilizables como combustible en otras centrales, con oportunidad de mejorar los costes operativos.

La capacidad de operación dual, modos aire (convencional) y oxidación (con captura de CO<sub>2</sub>) es otra ventaja significativa. Esta característica permite desligar el funcionamiento de la planta de generación de la cadena CCS (transporte y almacenamiento), de modo que pueden mejorarse la disponibilidad de generación y la competitividad en el mercado de generación eléctrica, ante eventuales indisponibilidades de los otros elementos de la cadena.

Además, la tecnología presenta una adecuada capacidad de eliminación de contaminantes (SO<sub>2</sub> y NO<sub>x</sub>) directamente en el lecho de combustión, sin necesidad de equipos o plantas adicionales.

Las experiencias realizadas en plantas a escalas piloto y semi-industrial han demostrado que el proceso de oxidación en lecho fluido circulante es estable, y no presenta riesgos técnicos críticos para su escalación a un tamaño de demostración comercial.

La tecnología de oxidación en lecho fluido circulante presenta aún margen de mejora que será necesario desarrollar para obtener un rendimiento más competitivo. Entre los elementos a mejorar se encuentran la reducción de la recirculación de gases de combustión a caldera (aumento de concentración de oxígeno en la combustión) para



reducir el tamaño de las calderas, la elección de materiales y el diseño de calderas más avanzadas que permitan ir a condiciones de vapor ultracrítico para mejorar sensiblemente el rendimiento, la mejora de los procesos de separación de aire y compresión de CO<sub>2</sub> y su eficiencia mediante diseños específicos para generación, o la integración termodinámica de dichos procesos para mejorar el rendimiento de la planta.

La simulación de proceso, y en particular la herramienta Aspen Plus, permite simular con elevada exactitud el ciclo termodinámico completo de una central térmica, incluyendo todos sus equipos y plantas auxiliares. No obstante, para desarrollar modelos detallados será siempre imprescindible contar con datos de un modelo termodinámico de caldera, ya que la caldera constituye un elemento simplificado dentro de cualquier modelo.

En cuanto a la eficiencia del proceso de captura de dióxido de carbono mediante oxidación en lecho fluido circulante, los cálculos del modelo estático base para la central de referencia muestran que el rendimiento neto se ve disminuido en 10,2 puntos porcentuales, disminuyendo desde casi un 42% a menos de un 32%, debido al impacto del consumo energético de la separación de aire para la obtención de oxígeno necesario para la oxidación, y del consumo en la compresión y purificación de los gases de combustión (corriente de CO<sub>2</sub>) para su transporte y envío a la zona de inyección subterránea de almacenamiento. El rendimiento por captura se sitúa incluso varios puntos por debajo de las centrales subcríticas, que rondan el 38% en tamaños equivalentes [7, 19, 24], lo que sitúa a la planta de referencia con captura en desventaja comparativa respecto a la eficiencia energética habitual en las centrales de carbón menos avanzadas de un mercado de generación en competencia.

## **7.3 Conclusiones de la Tesis**

### **7.3.1 Integración termodinámica**

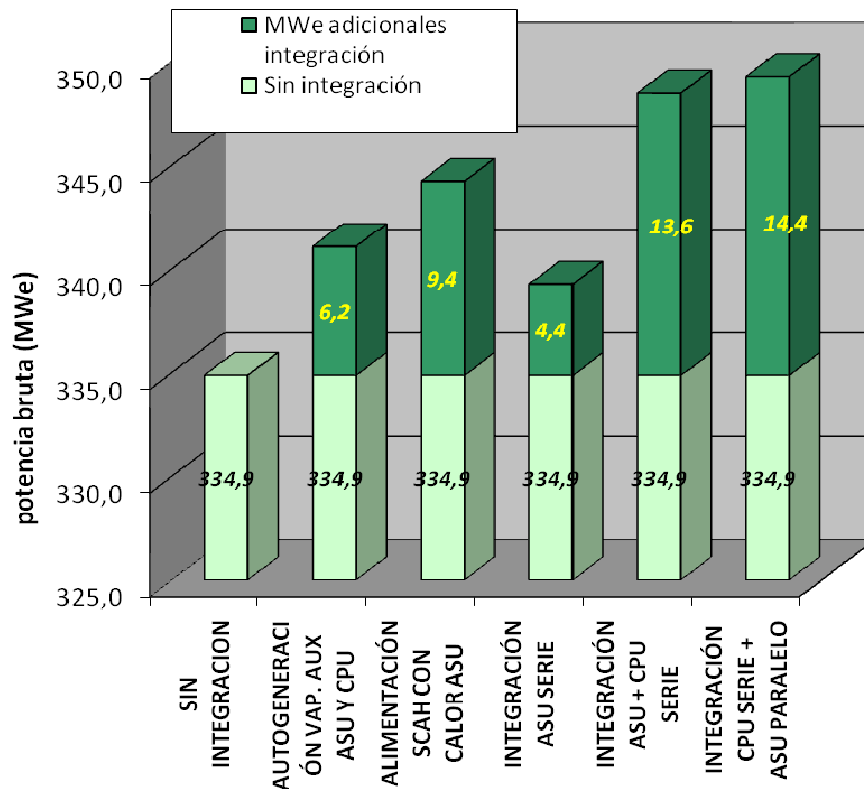
El modelado realizado del proceso de oxidación en lecho fluido circulante ha permitido verificar la mejora de eficiencia en la central de referencia planteada debido a la integración termodinámica de los consumidores no convencionales en un ciclo Rankine de potencia. Se han obtenido conclusiones aplicables al diseño de una planta con integración termodinámica de las plantas de separación de aire y compresión y purificación de gases, identificando diferentes posibles configuraciones, sus posibilidades de adaptabilidad y recomendaciones respecto a las mismas.

Del estudio de simulación de las distintas opciones de integración calórica de las plantas ASU y CPU se extraen las siguientes conclusiones:

1. La integración calórica de ASU y CPU en la central térmica analizada puede aumentar hasta 2 puntos el rendimiento neto de generación.
2. La baja calidad térmica del calor recuperado (calor de baja temperatura), es un obstáculo significativo para mejorar la eficiencia térmica de la integración.
3. Siempre que sea posible, se analizará con preferencia una opción de integración de calores residuales de ASU y CPU en paralelo al ciclo existente, ya que

mejora el rendimiento al no impactar en el ciclo regenerativo mediante extracciones; si bien esta configuración afecta al ciclo de turbina y al diseño de la caldera y de sus superficies de intercambio.

4. La integración calórica de ASU y CPU supone incrementar la inversión de equipos en planta, así como un incremento de la complejidad en los sistemas y respuestas dinámicas de las diferentes unidades conectadas, siendo necesarios tanto análisis económicos como análisis considerando la variable temporal y los modos de operación para obtener diseños optimizados.
5. A partir de los estudios desarrollados se evidencia que la integración calórica de ASU y CPU sólo es posible si se consigue involucrar a tecnólogos y desarrolladores trabajando de forma conjunta y colaborativa (fundamentalmente caldera, turbina, ASU y CPU), ya que impacta directamente en el diseño de sus equipos, y se requieren gran cantidad de datos y análisis de fabricante.



**Figura 77: Potencia adicional obtenida por integración de calores residuales de ASU y CPU para distintas configuraciones de integración parcial y total.**

<b>CONFIGURACION</b>	<b>POTENCIA BRUTA</b>	<b>RENDIMIENTO NETO</b>	<b>RENDIMIENTO INTEGRACION</b>
SIN INTEGRACION	334,9 MWe	31,76 %	-
AUTOGENERACIÓN VAP. AUX ASU Y CPU (EN MODO OPERACIÓN OXY100%)	341,1 MWe	32,63 %	8 %
ALIMENTACIÓN SISTEMA SCAH CON CALOR RESIDUAL ASU	344,2 MWe	33,08 %	12 %
INTEGRACIÓN ASU SERIE (ELIMINACIÓN 1ER CALENTADOR BP)	339,3 MWe	32,38 %	6 %
INTEGRACIÓN ASU + CPU SERIE (ELIMINACIÓN 1ER-2O- 3ERO CALENTADORES BP)	348,5 MWe	33,68 %	18 %
INTEGRACIÓN CPU SERIE (ELIMINACIÓN 2O-3ERO CALENTADORES BP) + ASU PARALELO	349,3 MWe	33,68 %*	19 %

\* Se incrementa el consumo de auxiliares por mayor potencia de la bomba de agua de alimentación (mayor caudal de circulación)

**Tabla 16: Resultados de la integración parcial y total de calores residuales de ASU y CPU para distintas configuraciones simuladas.**

### 7.3.2 Adaptabilidad a un entorno comercial

La adaptabilidad de la tecnología de oxidación en lecho fluido circulante se ha analizado mediante un estudio de diferentes modos de operación en condiciones dinámicas de planta. Los resultados obtenidos indican que la planta de referencia tiene las capacidades necesarias para adaptarse a las exigencias técnicas requeridas por un entorno comercial de generación, si bien el modelo realizado presenta algunas limitaciones debido a hipótesis y simplificaciones asumidas. También se han obtenido algunas conclusiones relativas a necesidades y mejoras de los distintos modos de operación.

Se ha elaborado un modelo de simulación dinámica de la central de referencia para el estudio de transitorios y control del proceso, implementando estrategias de control, y simulando 4 casos de estudio (cambio de carga, paso de modos oxidación y aire, fallo en el suministro de oxígeno por la ASU y fallo por infiltraciones de aire).

Se ha utilizado la herramienta CHEMCAD CC-DYNAMICS. En el modelo dinámico se han realizado algunas simplificaciones respecto al modelo estático, fundamentalmente relativas a las secciones de intercambio y recuperación de calor, precalentamiento de gases, ciclo de potencia y esquema de control.

Las conclusiones obtenidas de las simulaciones dinámicas son las siguientes:

1. En términos estáticos, el resultado del modelo dinámico es equiparable con el balance del modelo estático ampliado, por lo que esto verifica y valida las simplificaciones realizadas en el modelo dinámico.

2. Las simulaciones realizadas muestran que, con el esquema de control implementado, el proceso de oxidación de la central de referencia desarrollada es controlable y permite la gestión de carga de la central de forma integral con las unidades ASU (separación de aire) y CPU (compresión y purificación de CO<sub>2</sub>), desde el mínimo técnico establecido a la plena carga, y tanto en bajada como en subida con rampas de 4% de carga por minuto. En el periodo de estabilización, y específicamente a carga de mínimo técnico (40%), aparecen fenómenos de oscilación que se reducen atenuan en el tiempo de la simulación, relativos a las condiciones de temperatura del vapor a la entrada de los cuerpos de la turbina. El pico máximo se evalúa en +70°C sobre la consigna de 600°C, provocando un transitorio de potencia de un 5% en el momento de mayor oscilación. Es de esperar que estas oscilaciones se redujesen con un sistema de control más desarrollado, aunque en último término deberían analizarse los máximos transitorios admisibles con el tecnólogo suministrador de la turbina. Al respecto, no se han encontrado referencias en la bibliografía relativas a las tolerancias admisibles en transitorios de las condiciones de vapor.
3. Se ha evaluado el cambio de modo de operación entre oxidación y aire mediante una fuente externa de aportación de oxígeno, verificándose que el cambio es posible sin transitorios significativos en el ciclo de potencia de la central, y en un tiempo reducido (10 minutos en el caso de estudio planteado), lo cual es consistente con resultados experimentales documentados y otras simulaciones conocidas del proceso.
4. Un fallo de suministro parcial de oxígeno por parte de la unidad ASU provoca un transitorio asumido por el proceso de oxidación y del ciclo térmico, y controlado mediante la estrangulación del agua a presión. No obstante, los problemas de seguridad que provoca tal transitorio deberían ser modelados en un sistema más desarrollado incorporando las necesarias protecciones de caldera y disparos asociados al control de una combustión deficiente.
5. En el caso de infiltraciones moderadas de aire al sistema de captura de CO<sub>2</sub>, el sistema de caja fría de la unidad CPU de compresión y purificación demuestra cierta flexibilidad para convivir con pequeñas infiltraciones, siempre que se cumplan los márgenes de tolerancia para el transporte. No obstante, ante una gran infiltración la separación de la caja fría es insuficiente y se satura, pasando gran parte del caudal de aire infiltrado al sistema de compresión. El fenómeno es detectable debido al incremento de potencia requerida en toda la cadena de compresión.
6. El modelo desarrollado presenta algunas limitaciones relativas al tratamiento de la combustión por la herramienta informática utilizada, presentando por ejemplo discontinuidades en la temperatura teórica de combustión en el paso de oxidación a aire, que no han podido ser explicadas desde un punto de vista de proceso.

Se han asumido las siguientes hipótesis o simplificaciones del modelo para el estudio dinámico:

- No se ha utilizado una distribución granulométrica de los sólidos (carbón y/o cenizas).

- Simplificación de las secciones de recuperación de calor en la caldera, considerando únicamente evaporación, sobrecalentamiento de vapor vivo y recalentamiento de vapor de media presión (prescindiendo de secciones de economizador e intercambiador de calor con sólidos tipo Intrex).
- Simplificación del circuito regenerativo del ciclo agua-vapor, reduciendo el número de extracciones de vapor de 8 a 3, el número de calentadores de 9 a 3 (calentadores de alta, media y baja presión), incluyendo supresión del desaireador, y considerando una única etapa de bombeo del agua de alimentación (prescindiendo de la bomba de condensado).
- Simplificación de la etapa de tratamiento de gases. Se ha supuesto la separación de los sólidos en una única etapa, prescindiendo de los modelos de precipitador ciclónico y de filtro de bolsas, y no se ha considerado la recirculación de gases.
- Simplificación del precalentamiento del oxidante. Se ha considerado un virtual calentamiento del oxidante mediante integración calórica en la unidad ASU, en vez de los sistemas SCAH/HSR u otros sistemas sustitutivos descritos en el Capítulo IV.
- Simplificación de la caja fría para purificación de gases en la unidad CPU, prescindiendo de la etapa de enfriamiento por expansión de los gases de condensación, y sustituyéndola por un enfriamiento virtual.
- Simplificación de las etapas de lavado de gases y condensación ácida en la unidad CPU.

## **7.4 Contribuciones originales al campo de investigación**

Los resultados obtenidos corroboran los resultados de estudios de otros autores con alcances similares en tecnología de oxidación, acerca de las mejoras del ciclo mediante integración termodinámica y la verificación de la viabilidad de un ciclo térmico de potencia operado en condiciones de oxidación.

El análisis de las diferentes configuraciones del ciclo con integración (integraciones parciales o totales de ASU/CPU, en serie y en paralelo), se presenta con mayor detalle que en otros estudios consultados, si bien las conclusiones confluyen con ellos coincidiendo en que la integración en paralelo es la opción preferente para no impactar en el diseño y configuración del ciclo.

La integración en el modelo dinámico de una unidad CPU con purificación en caja fría (tecnología de compresión agria “sour compression”), ha permitido identificar y verificar que, en caso de una infiltración de aire al sistema, la caja fría tiene cierta capacidad de despejar la misma, extrayendo los gases incondensables en condiciones criogénicas, incluidos una fracción variable de la infiltración. Este enfoque, si bien conocido su efecto en los diseños de CPU con esta tecnología y simplificado en su

detalle, se considera una contribución original ya que no se ha identificado su evaluación en otros estudios análogos.

## 7.5 Implicaciones del desarrollo

El aumento de rendimiento de la integración de ASU y CPU acorta la diferencia en eficiencia entre las centrales convencionales y una central con captura de CO<sub>2</sub> en oxidación, si bien sin alcanzar valores próximos a ciclos subcríticos convencionales y situándose más lejos de ciclos supercríticos.

La capacidad de una central en oxidación CFB de adaptarse, en base a los estudios y modelos desarrollados, a modos de operación que permitan flexibilizar su funcionamiento en un sistema eléctrico de generación y consumo integrado con múltiples plantas y múltiples consumidores con comportamientos asimétricos, con repartos variables de carga, mecanismos de regulación oferta-demanda en bandas primaria, secundaria y terciaria, y en competencia; supone el cumplimiento de un requisito necesario para su éxito comercial.

Los casos de estudios desarrollados muestran que, en base al ciclo térmico estudiado y a las hipótesis y simplificaciones asumidas, la central de referencia cumpliría los requisitos mínimos para adaptarse a las anteriores condiciones, con rampas de regulación de carga a subida y bajada aceptables y un margen entre mínimo técnico y plena carga similar a las centrales en operación actualmente.

Además, la capacidad de cambiar entre modos de operación con aire y con oxígeno, una de las ventajas de la tecnología frente a otras tecnologías CCS, se muestra puede abordarse en tiempos cortos (probado en 10 minutos).

Aún lo anterior, el menor rendimiento que implica la oxidación supone una desventaja competitiva que invalida la rentabilidad comercial de las plantas con captura en un entorno de mercado sin mecanismos de penalización de emisiones. Sólo en caso de un escenario de precios alcistas (por encima de 20€/t) del mercado de derechos de emisión de GEI (actualmente sólo vigente en Europa), u otros mecanismos retributivos que aporten la diferencia entre los costes (de inversión y de operación) entre la tecnología convencional y la tecnología con captura, la planta de referencia o una planta que contase con tecnología similar resultaría económicamente sostenible [119].

## 7.6 Limitaciones

Las limitaciones del estudio vienen impuestas principalmente por dos factores: la falta de datos propietarios, particularmente en el comportamiento de la caldera de oxidación CFB, y las limitaciones impuestas por las herramientas utilizadas para los modelos estático y dinámico. Se listan a continuación:

- La caldera de lecho fluidizado constituye en mayor o menor medida un elemento simplificado en el modelado del proceso. La combustión en atmósfera de oxígeno sin nitrógeno supone una modificación de parámetros tales como las temperaturas de combustión, los flujos de transferencia de calor o en el diseño

de las secciones de recuperación, respecto a los valores conocidos en combustión convencional con aire. La información disponible al respecto corresponde a escasos proyectos de plantas piloto de laboratorio y a escala demostración desarrollada por tecnólogos y fabricantes, y ha sido escasamente divulgada por motivos de protección intelectual. Por ello, se ha optado por introducir algunas simplificaciones y analogías a un funcionamiento teórico.

- La eficiencia de los procesos de separación de aire y compresión y purificación de CO<sub>2</sub> depende en gran medida del diseño de sus equipos y en particular del diseño de los compresores asociados y su refrigeración, ya que suponen aprox. un 90% del consumo energético en las plantas más grandes [30, 31]. Los datos disponibles sobre la integración termodinámica de estos procesos en la generación eléctrica son también escasos y poco divulgados. Habiendo estudiado la bibliografía disponible al respecto, se ha hecho una aproximación teórica al funcionamiento de los mismos, con los datos experimentales disponibles al respecto.
- No se han realizado estudios ni modelos relativos a transporte y almacenamiento, y consecuentemente tampoco de integración de la cadena completa CCS, por considerarse fuera del alcance del tema de investigación, así como por que las herramientas de estudio requeridas son de naturaleza parcial o completamente diferente a las utilizadas para el estudio de procesos de ingeniería química.
- Como se ha comentado anteriormente en el Capítulo I (ver Apartado 1.7), la limitación de la metodología seguida está asociada a las fronteras límite de los estudios y modelos desarrollados. La caldera de lecho fluidizado se ha tratado de forma aproximada debido a las dificultades para disponer de herramientas y datos para su estudio y diseño. Los sistemas de separación de aire y compresión y purificación (ASU y CPU) se han simplificado a efectos de su integración, realizando una aproximación teórica a los mismos. La cadena de transporte y almacenamiento de CO<sub>2</sub> de la planta de referencia tampoco se ha incluido dentro del estudio, por considerarse fuera del alcance del tema de investigación, así como por que las herramientas de estudio requeridas son de naturaleza parcial o completamente diferente a las utilizadas para el estudio de procesos de ingeniería química.
- Otras limitaciones significativas de la metodología están asociadas a las simplificaciones y asunciones realizadas en el modelo dinámico y estudio de transitorios, impuestas tanto por las limitaciones operativas de la herramienta como por motivos didácticos y de facilidad de interpretación de resultados.

El modelo de simulación dinámico base desarrollado en Chemcad constituye una aproximación simplificada del proceso de simulación estático desarrollado en Aspen Plus. Los motivos de dicha simplificación son: facilitar la comprensión de los cambios dependientes del tiempo al reducir la complejidad del modelo, reducir los tiempos de cálculo, evitar problemas de convergencia (más frecuentes en un modelo de mayor magnitud), adaptar el modelo a la plataforma de simulación dinámica de Chemcad, y reducir la complejidad del control de las variables del proceso.

## **7.7 Lecciones aprendidas**

A lo largo de la investigación se han detectado una serie de lecciones aprendidas en relación a la naturaleza y fiabilidad de los resultados, el planteamiento del estudio, los procedimientos de investigación y plan de trabajo, y la metodología aplicados:

1. Las herramientas utilizadas para el modelado de la central de referencia han tenido impacto en el rango de resultados obtenidos, tanto por las limitaciones en cuanto a su versatilidad como por las simplificaciones que se han adoptado. Esto es especialmente visible en el modelo dinámico y la utilización de Chemcad, si bien los resultados del modelo en estático se validaron con el modelo de Aspen Plus.
2. La calibración de resultados de los modelos precisa de resultados experimentales.
3. El estudio de la combustión en la caldera de lecho fluido requiere de herramientas específicas y datos propietarios de los tecnólogos, y estudios fluidodinámicos. Lo mismo sucede para la integración térmica de ASU y CPU, ya que es en gran medida dependiente de la configuración de los compresores y de los procesos.
4. Los resultados del modelo dinámico, debido a las simplificaciones asumidas, han de entenderse en términos de tendencia o reacción del proceso, no como valores absolutos.
5. Un estudio detallado del sistema de control de la planta de referencia requiere de un modelo dinámico más detallado de la central.

## **7.8 Nuevas líneas de investigación futura**

La Tesis desarrollada ofrece oportunidades de mejora en los modelos desarrollados (particularmente con un modelo dinámico más detallado, utilizando un modelo mixto de herramientas, por ejemplo Apros y Aspen Plus), y con modelos específicos de la oxcombustión (CFD por ejemplo). El modelo estático, particularmente para el estudio de integración con ASU y CPU, permite igualmente opciones de mejora y optimización con un mejor estudio de opciones de recuperación y configuraciones de las plantas ASU, CPU, e islas de caldera y turbina.

Otra de las vías de mejora es la realización de estudios económicos más detallados, comparando resultados de mercado y analizando sensibilidades de las decisiones de ingeniería. La incorporación de resultados experimentales a los estudios reduciría su grado de incertidumbre y los aproximaría a la realidad.



En cuanto al estudio de transitorios, un modelo más detallado con otras herramientas, incluyendo detalle de las diferentes secciones de recuperación de calor de la caldera, permitiría un estudio del sistema de control de planta más detallado, implementando estrategias de control, y eventualmente, alcanzar un desarrollo a nivel de simulador de entrenamiento, compilable en una herramienta didáctica para ensayar la operación de la planta.

Otra de las líneas de investigación identifica es la extensión de los modelos al transporte y almacenamiento de CO<sub>2</sub>, para cubrir un análisis de toda la cadena CCS, necesario en todo caso para un modelo comercial.

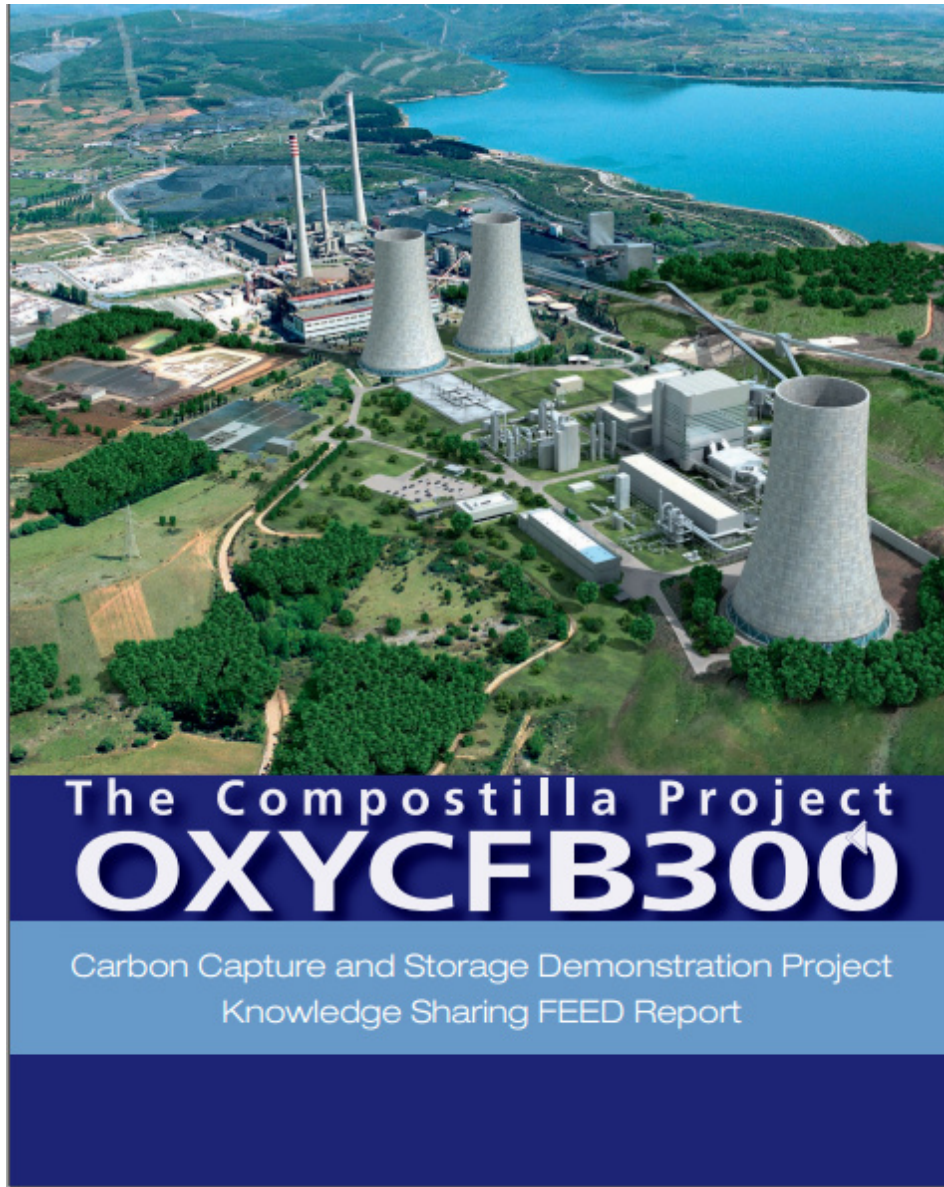
## **PUBLICACIONES**

---

---

- 1) P. Gutiérrez, M. Alonso y otros colaboradores. “OXYCFB300 Compostilla. Carbon Capture and Storage Demonstration Project. Knowledge Sharing FEED Report”. Endesa/FWEOy . Diciembre 2013.

Depósito legal: M-33996-2013. 130 páginas.  
Disponible en [www.compostillaproject.eu](http://www.compostillaproject.eu)



Title: *OXYCFB300 Compostilla, Carbon Capture and Storage Demonstration Project, Knowledge Sharing FEED Report*  
Authors: ENDESA, CIUDEN, Foster Wheeler. Revision: Bricsnet Ibérica  
Collaborators: Pablo Gutiérrez|Cerezales and Manuel Alonso Fernández  
Layout: Albatros, Servicios Integrales de Comunicación  
Edition: 1<sup>st</sup> Edition, December 2013  
© Endesa

Legal Deposit: M-33996-2013  
Printed in Spain

## **REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS**

---

---

- [1] R. Kuivalainen, T. Eriksson, A. Sánchez-Biezma, J. C. Ballesteros, V. Cortés, B. Anthony et al (Foster Wheeler/ Endesa/ CIUDEN/ CANMET). “Development and Demonstration of Oxy-fuel CFB Technology”. (2010).
- [2] T. Eriksson, K. Myöhänen, T. Pikkarainen et al. (Foster Wheeler/ Lappeenranta Uv. / VTT Tech. Centre of Finland). “Near Zero CO<sub>2</sub> Emissions In Coal Firing With Oxyfuel CFB Boiler”. (2008).
- [3] Global CCS Institute/ EPRI. “Oxy combustion with CO<sub>2</sub> Capture”. (2012).
- [4] International Energy Agency Greenhouse Gas R&D Programme. “Oxycombustion Processes for CO<sub>2</sub> Capture from Power Plant”. (2005).
- [5] T. Eriksson (Foster Wheeler). “Development of Oxy-fuel CFB Technology for Power Generation”. Presentación en el 3<sup>rd</sup> Oxyfuel Combustion Conference, 9-13 Septiembre 2013, Ponferrada, España. (2013).
- [6] A.R. Smith et al (Air Products). “A review of air separation technologies and their integration with energy conversion processes”. (2000).
- [7] Miro R. Susta, Khoo Boo Seong. “Supercritical and Ultra-Supercritical Power Plants – SEA’s Vision or Reality?”. Powergen Asia 2004. (2004).
- [8] Chengyu Chi, Hongyao Yu y Xishan Xie. “Advanced Austenitic Heat-Resistant Steels for Ultra-Super-Critical (USC) Fossil Power Plants”. University of Science and Technology, Beijing, China. (2011).
- [9] Vis Viswanathan et al. “Coal-Fired Power Materials”. Advanced materials & processes/agosto 2008 (2008).
- [10] P. Makkonen, M. Mäkipää. “Materials for Fluidized Bed Heat Exchangers”. VTT national technology institute, Finlandia. (2004).
- [11] B. Korshøj (Vattenfall). “Carbon Capture & Storage (CCS) at Vattenfall.” Presentación en Tekna Konfernce CO<sub>2</sub> håndtering, Trondheim, 7-8 Enero. (2010). [www.vattenfall.com](http://www.vattenfall.com)
- [12] J.D. Figueroa, T. Fout et al. “Advances in CO<sub>2</sub> capture technology – The U.S. Department for Energy’s Carbon Sequestration Program”. International Journal of Greenhouse Gas Control, nº 2, 9-20. (2008).

- [13] Douglas M. Todd, Robert A. Battista. “Demonstrated applicability of hydrogen fuel for gas turbines”. *Journal of Engineering for Gas Turbine Power*, vol.127, January. (2005).
- [14] A. Hotta, K. Nuortimo et al. “CBF technology provides solutions to climate change”. Presented at VGB-Keli 2008 conference, Hamburg, Germany. (2008).
- [15] Air Products: [www.airproducts.com](http://www.airproducts.com)
- [16] L&A Boschi: [www.laboschi.it](http://www.laboschi.it)
- [17] A. Basoage, J. Oakey. “CO<sub>2</sub> capture using lime as sorbent in a carbonation/calcination cycle”. *Energy Tech. Centre, Cranfield University, UK*. (2007).
- [18] P.S. Weitzel, N. Okita et al. “Advanced Ultra-Supercritical Power Plant (700 to 760C) Design for Indian Coal”. Babcock & Wilcox y Toshiba. *Power-Gen Asia, Bangkok, Tailandia*. (2012).
- [19] Dr. Frank Cziesla et al. “Lünen – State-of-theArt Ultra Supercritical Steam Power Plant Under Construction”. Siemens. *POWER-GEN Europe 2009 – Cologne, Germany* (2009).
- [20] Satu Tuurna, Pekka Pohjanne, Pertti Auerkari. “Performance of superheater materials in simulated oxyfuel combustion”. *VTT national technology institute, Finlandia*. (2011).
- [21] M.C. Mayoral, M.P. Gimeno, J.M. Andrés, L.I. Díez. “Retos químicos para los materiales estructurales en oxicomcombustión de carbón y biomasa”. *Universidad de Zaragoza/CIRCE*. (2013).
- [22] Informe del IPCC (Grupo Intergubernamental de Expertos sobre el Cambio Climático). “La captura y el almacenamiento de dióxido de carbono”. *Cambridge University Press*. (2005).
- [23] Roger Abang, Alexander Findeisen, Hans Joachim Krautz. “Corrosion behaviour of selected power plant materials under oxyfuel combustion conditions”. *Brandenburgische Technische Universität Cottbus, Alemania*. (2011).
- [24] János Beér. “Progress High Efficiency Electric Power Generation; The

- Environmental Role”. Massachusetts Institute of Technology. (2006).
- [25] Timo Jäntti, Kimmo Räsänen. “Circulating Fluidized Bed Technology Towards 800 MWe Scale – Lagisza 460 MWe Supercritical CFB Operation Experience”. Foster Wheeler Energia Oy. (2011).
- [26] Arthur L. Kohl, Richard B. Nielsen. “Gas purification”. Gulf Publishing Company. (1997).
- [27] M. Romeo, J. C. Abanades, J. C. Ballesteros et al (CIRCE/INCAR/Endesa). “Oxyfuel carbonation/calcination cycle for low cost CO<sub>2</sub> capture in existing power plants“. (2008).
- [28] Qian Zhu. “Developments in circulating fluidised bed combustion”. IEA Clean Coal Centre. (2013).
- [29] Jared. P. Ciferno et al. “Capturing carbon from existing coal-fired power plants”. National Energy Technology Laboratory, DOE, EEUU. (2009).
- [30] Nicolas Perrin et al. “Oxycombustion for carbon capture on coal power plants and industrial processes: advantages, innovative solutions and key projects”. Air Liquide. GHGT-11. (2013).
- [31] A.R. Smith, J. Klosek. “A review of air separation technologies and their integration with energy conversion processes”. Air Products. (2000).
- [32] Sarah M. Forbes et al. “Guidelines for Carbon Dioxide Capture, Transport, and Storage”. World Resources Institute. (2008).
- [33] P. Hunt et al. IEA Greenhouse Gas Programme “CO<sub>2</sub> pipeline Infrastructure: an analysis of challenges and opportunities”. Element Energy Limited. (2010).
- [34] P. Baldwin, J. Williams. “Capturing CO<sub>2</sub>: Gas Compression vs. Liquefaction” Ramgen Power Systems LLC, Power Magazine, Jun.2009. (2009).
- [35] Matilda Lindroth, Maja Munktell. “Preliminary scoping and thermodynamic modelling of CO<sub>2</sub> compressors for carbon capture and storage”. (2009).
- [36] A.L. Ling, V. Mulyandasari “Compressor Selection and Sizing (Engineering Design Guideline)” KLM Tech Group. (2011).

- [37] Niall Mac Dowell, Nick Florin, Antoine Buchard et al. “An overview of CO2 capture technologies”. Imperial College London (2010).
- [38] D. Prakash, P. Meinsen (Global Energy Network Institute). “Hydrogen for Large-scale Electricity Generation in USA”. (2011).
- [39] P. Chiesa, G. Lozza (Politecnico di Milano). “Using Hydrogen as Gas Turbine Fuel”. (2005).
- [40] D.O.E. (US Department Of Energy)/N.E.T.L (National Energy Technology Laboratory). Hydrogen Turbines Programme. “Turbines for Coal Based Systems that Capture Carbon – annual report”. (2012).
- [41] E. Bancalari, P. Chan, I. S. Diakunchak. “Advanced hydrogen turbine development”. (2006).
- [42] J. Fadok (Siemens). “Advanced Hydrogen Turbine Development”. Presentación en el University Turbine Systems Research Workshop, State College PA. (2010).
- [43] R. Schonewald (GE). “GE Energy’s DOE Advanced IGCC/Hydrogen Gas Turbine Program”. Presentación en el University Turbine Systems Research Workshop, Ohio State University. (2011).
- [44] S. Heil, C. Brunhuber et al (Institute of Energy Process Engineering and Chemical Engineering Freiberg / Siemens AG) “Dynamic Modelling of CO2-removal units for an IGCC power plant.” (2009).
- [45] J. C. Abanades, E. J. Anthony et al. “Fluidized Bed Combustion Systems Integrating CO2 Capture with CaO”. (2006).
- [46] Global CCS Institute. “The Global Status of CCS – 2013”. (2013).
- [47] R. Agarwal, I. Jayaweera, E. Gal et at (Alstom / EPRI/Statoil). “Operation and Testing of a 0.25 MW Mini-Pilot Plant to Evaluate Chilled Ammonia Based CO2 Capture Process”. (2008).
- [48] P. Gutiérrez, M. Alonso et at. “OXYCFB300 Compostilla. Carbon Capture and Storage Demonstration Project. Knowledge Sharing FEED Report”. Endesa/FWEOy (disponible en [www.compostillaproject.eu](http://www.compostillaproject.eu)). (2013).
- [49] G.U. Woelk, H. Voss. “Man turbo: total train capability”. Man turbo. (2008).



- [50] R. W. Allen, MAN Turbo AG. "CO<sub>2</sub>, its contaminants, and their treatment during compression in oxyfuel applications". Presentación en la 1ª Oxyfuel Conference, Cottbus, Alemania. (2009).
- [51] J. Jeffrey Moore, M. Nored, K. Brun "Novel concepts for the compression of large volumes of carbon dioxide." Oil & Gas Journal Jun.2007. (2007).
- [52] J. Jeffrey Moore, A. Lerche et al. "Development of advanced centrifugal compressors and pumps for carbon capture and sequestration applications." Fortieth Turbomachinery Symposium, Houston, TE. (2011).
- [53] J. Jeffrey Moore, A. Lerche et al. "Development of advanced centrifugal compressors and pumps for carbon capture and sequestration applications." Fortieth Turbomachinery Symposium, Houston, TE. (2011).
- [54] R.H. Wolk. "Proceedings of the Workshop on Future Large CO<sub>2</sub> Compression Systems". DOE/EPRI. (2009).
- [55] A. Koopman. "Ramgen Supersonic ShockWave Compression Technology" 2012 NETL CO<sub>2</sub> Capture Technology Meeting, Pittsburgh, PA, Jul.2013. (2013).
- [56] A. Darde, N. Perrin et al. "Air separation and flue gas compression and purification units for oxy-coal combustion systems". Air Liquide, GHGT-9. (2009).
- [57] R. J. Allam. "Improved oxygen production technologies". GHGT-9. (2009).
- [58] A.M. Kalbassi, R.J. Allam, T.C. Golden. Temperature Swing Adsorption for CO<sub>2</sub>. US Patent No. 5846295
- [59] B. Dawson, M. Kalbassi et al. "Optimizing Oxygen Plant Performance". Air Products. (2010).
- [60] F. Gasparini, K. Criner. "Coal Oxy-Combustion in a CHP Plant Using the Circulating Fluidized Bed (CFB) Boiler Technology". Foster Wheeler Italy / Veolia. (2012).
- [61] I. Alvarez, P. Otero, R. Kuivalainen et al. "30 MWth CIUDEN Oxy-CFB Boiler - First experiences". Ciuden & FWEOy. GHGT-11. (2013).
- [62] R. K. Rajput. "Thermal Engineering". 8ª Ed. Laxmi Publications ETE-0609-750-

THERMAL ENGG. (2010).

- [63] F. S. Nielsen, P. Danesi, M.V. Radhakrishnan “Modern Boiler Design”. BWE. (2012).
- [64] T. Ericsson, O. Sippu et al. “Oxyfuel cfb boiler as a route to near zero co2 emission coal firing”. Foster Wheeler. (2007).
- [65] K.D. Tigges, F. Klauke et al. “Oxyfuel combustion retrofits for existing power stations”. Hitachi Power. (2009).
- [66] Aspen Technology, “Aspen Plus 11.1 User Guide”. (2001).
- [67] Aspen Technology, “Aspen Plus 11.1 Physical Property Methods and Models”. (2001).
- [68] Aspen Technology, “Aspen Plus 11.1 Physical Property Data”. (2001).
- [69] Aspen Technology, “Aspen Plus 11.1 Unit Operation Models”. (2001).
- [70] Aspen Technology, “Aspen Plus 11.1 Getting Started Process Model”. (2001).
- [71] A. Hotta, R. Kuivalainen, T. Eriksson, A. Sánchez-Biezma, V. Cortés et al (Foster Wheeler/ Endesa/ CIUDEN). “Development and Demonstration of Oxy-fuel CFB Technology”. (2011).
- [72] A. A. Levasseur, P. J. Chapman et al. “Alstom’s Oxy-Firing Technology Development and Demonstration - Near Term CO2 Solutions”. Alstom Power. 34th Int. Conference on Clean Coal & Fuel Systems. (2009).
- [73] G. Kosman, H. Lokowicz et al. “Assessment of the Effects of the Operation of Power Units on Sliding-Pressure”. The Silesian University of Technology. (2007).
- [74] G. Darie, H. Petcu et al. “Sliding pressure operation of large conventional steam power units”. Polytechnic University of Bucharest. 5th IASME/WSEAS Int. Conference on Heat Transfer, Thermal Engineering and Environment, Athens. (2007).
- [75] H. Shemer. “Sliding Pressure Turbine Integrated with Seawater Desalination Facility (Multi-Effect Distillation - MED)”. IDE Technologies, Israel. (2011).
- [76] Instituto Nacional de Seguridad e Higiene en el Trabajo, Gobierno de España.

- “Ficha de Seguridad. Monóxido de Carbono”. (2007).
- [77] “CHEMCAD Version 6.3. User Guide”. Chemstations Inc. (2010).
- [78] “CHEMCAD Version 5.6. Dynamic Process Simulation. User Guide”. Chemstations Inc. (2006).
- [79] Sigurd Skogestad. “Probably the best simple PID tuning rules in the world”. Norwegian University of Science and Technology. Journal of Process Control July 3, 2001 (v Sep.2001) (2001).
- [80] VVAA. “Practical PID Guide for Process Control”. Watlow, USA (2005).
- [81] Finn Haugen “Comparing PI Tuning Methods in a Real Benchmark Temperature Control System” Telemark University College, Kjolnes ring 56, 3918 Porsgrunn, Norway (2010).
- [82] Chao Fu, T. Gundersen “Heat Integration of an Oxy-Combustion Process for Coal Fired Power Plants with CO<sub>2</sub> Capture by Pinch Analysis”. Norwegian University of Science and Technology Trondheim, Noruega (2010).
- [83] J. Kovacs, J. Ritvanen, A. Tourunen et al. “1-D Dynamic Simulation Study Of Oxygen Fired Coal Combustion In Pilot And Large Scale Cfb Boilers”. Foster Wheeler Energia Oy Finland, Lappeenranta University of Technology, University of Oulu, VTT Technical Research Centre of Finland. Presented at Coal Gen Europe, Warsaw, Poland Feb 14-16, 2012 (2012).
- [84] J. Lappatainen, A. Sánchez-Biezma, J. Kovacs et al. “Simulation studies on oxy-CFB boiler dynamics and control”. VTT Technical Research Centre of Finland. Endesa. Presented at 3rd Oxycombustion Conference, Sep.12, 2013 (2013).
- [85] A. Tourunen et al. “Dynamic Simulation and Simulation Tools Development of Oxyfuel-CFB Power Plant”. VTT Technical Research Centre of Finland. Presented at 2nd International Workshop on Oxyfuel FBC Technology (2012).
- [86] A. Chansomwong, K.E. Zanganeh et al. “Dynamic Simulation and Control of a CO<sub>2</sub> Compression and Purification Unit for Oxy-Coal-Fired Power Plants”. University of Waterloo. Presented at 3rd Oxycombustion Conference, Sep.12, 2013 (2013).

- [87] R. Postler, B. Epple et al. “Dynamic Process Simulation Model of an Oxyfuel 250 MWel Demonstration Power Plant”. Technische Universität Darmstadt, Alstom. Presented at 2nd Oxycombustion Conference. (2011).
- [88] B. Jin, H. Zhao, C. Zheng. “Dynamic Simulation of a Conceptual 600MWe Oxy-fuel Combustion power plant”. Huazhong University of Science and Technology. Presented at 3rd Oxycombustion Conference. (2013).
- [89] A. Kröner, M. Pottmann. “Dynamic Simulation of Oxyfuel Power Plants”. Linde. Presented at ICEPE 2011, Jun 20-23. (2011).
- [90] J. E. Edwards. “Process Simulation Dynamic Modeling & Control”. P&I Design Ltd UK. (2013).
- [91] Chemstations example case. “Power Plant Carbon Capture with CHEMCAD” Chemstations Inc Houston. (2009).
- [92] S. Heil, C. Brunhuber et al. “Dynamic Modelling of CO<sub>2</sub>-removal units for an IGCC power plant” Institute of Energy Process Engineering and Chemical Engineering Freiberg, Siemens AG, Energy Solutions, Alemania. (2009).
- [93] A.M. Cormos, J. Gaspar et al. “Techno-economical analysis of carbon dioxide absorption in mono-ethanolamine by mathematical modeling and simulation” Babes – Bolyai University, Rumanía. (2010).
- [94] Niaz B. Chowdhury, Nahin B. Chowdhury. “ChemCAD Simulation of Benfield Process to Remove CO<sub>2</sub> from Natural Gas and Inspection of Temperature Profile of Key Units” Bangladesh University of Engineering and Technology, Chittagong University of Engineering and Technology. (2013).
- [95] W. Luo, Q. Wang et al. “Dynamic simulation and transient analysis of a 3 MWth oxy-fuel combustion system”. Huazhong University of Science and Technology. (2015).
- [96] Chao Fu, T. Gundersen. “Optimal Integration of Compression heat within Oxy-Combustion Coal based Power Plants”. Norwegian University of Science and Technology Trondheim, Norway. AIChE Annual Meeting, 3-8 Noviembre 2013, San Francisco (2013).
- [97] T. Hatleskog (sup. Chao Fu, T. Gundersen). “Process Integration Potentials in

- Coalbased Power Plants using Oxycombustion”. Norwegian University of Science and Technology Trondheim, Noruega. Master Thesis (2012).
- [98] Flexi Burn CFB working group (7<sup>th</sup> Frame Programme EU). “WP5: Power plant integration, optimization and economics for a commercial scale plant”. 2<sup>nd</sup> Project Workshop, 6 Febrero 2013, Ponferrada (2013).
- [99] Chao Fu, T. Gundersen. “Process Integration in Coal based Oxy-Combustion Power Plants”. Norwegian University of Science and Technology Trondheim, Norway. 3rd Oxyfuel Combustion Conference, 9-13 Septiembre 2013, Ponferrada, España (2012).
- [100] H. Kong, Z. Liu, S. Chen et al. “Process simulation and optimization of a 600 MW O<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> power plant”. Chin. Soc. Electr. Eng. 32 (2), 53–60. (2012).
- [101] E. Kakaras, E. Koumanakos et al. “Simulation of a Greenfield oxyfuel lignite-fired power plant”. Centre for Research & Technology Hellas Energ. Convers. Manag. 47, 3487–3491. (2007).
- [102] E. Kakaras, E. Koumanakos et al. “Oxyfuel boiler design in a lignite-fired power plant”. Centre for Research & Technology Hellas. (2007).
- [103] V. White. “ASU and CO<sub>2</sub> Processing Units for Oxyfuel CO<sub>2</sub> Capture Plants”. Air Products UK. 5<sup>th</sup> Oxy-fuel Capacity Building Course. 8-9 Septiembre 2013, Ponferrada. (2013).
- [104] L.F. de Diego, A. Rufas et al. “Optimum temperature for sulphur retention in fluidised beds working under oxy-fuel combustion conditions”. Dept. Energy and Environment, Instituto de Carboquímica (ICB-CSIC). (2013).
- [105] Peter F. Nelson. “Impacts of trace components on Oxy-combustion for the Callide Oxy-fuel Project – Literature Review”. Graduate School of the Environment, Macquarie University, Australia. (2012).
- [106] T. Marumoto, N. Imada et al. “Development of Hitachi oxy-combustion technology with new types of burner and flue gas re-circulation system”. Babcock-Hitachi/ Fortum Corporation/ Hitachi Power. POWER-GEN International, Diciembre 14-16, 2010, Orlando. (2010).
- [107] F. García-Labiano, A. Rufas, L.F. de Diego et al. “Calcium-based sorbents

- behaviour during sulphation at oxy-fuel fluidised bed combustion conditions”. Dept. Energy and Environment, Instituto de Carboquímica (ICB-CSIC). (2011).
- [108] J. Pham, S. Lethier, N. Marcano et al. “Operating Experience and Performance Characteristics of a Gas-Oxy Combustion Technology at Total’s Carbon Capture and Storage Demonstration Plant”. Babcock-Wilcox Canada, Total, Air Liquide. Power-Gen International Diciembre 11-13, 2012, Orlando. (2012).
- [109] Y. Hu. “CO<sub>2</sub> capture from oxy-fuel combustion power plants”. Licenciante Thesis, KTH Royal Institute of Technology, Estocolmo. (2011).
- [110] X. Li, Y. Liu, R. Stanger et al. “Gas quality control in oxy-pf technology for carbon capture and storage”. Chemical Engineering, University of Newcastle, Australia. (2012).
- [111] K. Johnsen, K. Helle et al. “Scale-up of CO<sub>2</sub>capture processes: The role of Technology Qualification”. Det Norske Veritas (DNV), Noruega, GHGT-9. (2009).
- [112] V. White, L. Torrente-Murciano et al. “Purification of Oxyfuel-Derived CO<sub>2</sub>”. Air Products/ Imperial College Londres/ Doosan Babcock Energy Limited, GHGT-9. (2009).
- [113] K.J. McCauley, H. Farzan et al. “Purification of Oxyfuel-Derived CO<sub>2</sub>”. Babcock & Wilcox/ Air Liquide, GHGT-9. (2009).
- [114] D W Sturgeon, E D Cameron, F D Fitzgerald. “Demonstration of an oxyfuel combustion system”. Doosan Babcock Energy Limited, GHGT-9. (2009).
- [115] I. Pfaff, A. Kather. “Comparative Thermodynamic Analysis and Integration Issues of CCS Steam Power Plants Based on Oxy-Combustion with Cryogenic or Membrane Based Air Separation”. Hamburg University of Technology, Alemania, GHGT-9. (2009).
- [116] S. L. Suraniti, N. Nsakala , S. L. Darling. “Alstom Oxyfuel CFB boilers: a promising option for CO<sub>2</sub>capture”. Alstom, GHGT-9. (2009).
- [117] Ö. Korkmaz, G. Oeljeklaus, K Görner. “Analysis of retrofitting coal-fired power plants with carbon dioxide capture”. University of Duisburg-Essen, Alemania, GHGT-9. (2009).

- [118] T. Sanpasertparnich, A. Aroonwilas. "Simulation and optimization of coal-fired power plants". University of Regina, Regina, Saskatchewan, Canada, GHGT-9. (2009).
- [119] McKinsey Climate Change Initiative report, "Carbon capture & storage: assessing the economics" (2008).

**ANEXO. INFORME DE CÁLCULO MODELO  
BASE DINÁMICO CHEMCAD (CONDICIONES  
ESTÁTICAS)**

---



# ANEXO - Consolidated Report Chemcad Modelo Base (condiciones estáticas)

CHEMCAD 6.3.1

Page 1

Simulation: BOILER1.3-D-02-trip+PID+ASU Date: 06/06/2015 Time: 22:15:37

## FLWSHEET SUMMARY

Equipment	Label	Stream Numbers
1	HTXR	42 5 -8 -32
2	GIBS	39 2 -3
3	HTXR	35 32 -11 -9
4	CSEP	3 -5 -7
5	COMP	43 -10
6	HTXR	41 -34
7	COMP	11 -12
8	COMP	22 -13
9	HTXR	31 -14
10	COMP	26 -15
11	HTXR	16 17 -19 -21
12	HTXR	19 25 -27 -24
13	MIXE	23 29 -25
14	PUMP	14 -16
15	DIVI	10 -20 -28
16	DIVI	12 -23 -22
17	DIVI	13 -26 -18
18	HTXR	27 28 -30 -29
19	MIXE	18 24 -17
20	MIXE	21 15 -31
21	HTXR	34 38 -4 -33
22	HTXR	40 -35
23	HTXR	7 37 -36 -38
24	CSEP	9 -54 -57
25	RAMP	20 -40
26	RAMP	8 -41
27	CVAL	6 -42
28	PIDC	4 -43
29	COMP	77 -45
30	HTXR	45 46 -47 -55
31	HTXR	47 -48
32	LNGH	48 51 50 -49 -53 -52
33	COMP	57 -58
34	HTXR	55 53 -56 -2
35	TOWR	49 -50 -51
36	HTXR	58 75 -59 -76
37	COMP	59 -60
38	HTXR	60 74 -61 -75
39	COMP	61 -62
40	HTXR	62 73 -63 -74
41	CSEP	63 -65 -64
42	TOWR	66 -67 -68
43	HTXR	65 -66
44	COMP	68 -69
45	COMP	70 -71
46	HTXR	69 72 -70 -73
47	RAMP	1 -39
48	RAMP	44 -77

## Stream Connections

Stream	Equipment From	Equipment To	Stream	Equipment From	Equipment To	Stream	Equipment From	Equipment To
1		47	27	12	18	53	32	34
2	34	2	28	15	18	54	24	
3	2	4	29	18	13	55	30	34
4	21	28	30	18		56	34	
5	4	1	31	20	9	57	24	33
6		27	32	1	3	58	33	36
7	4	23	33	21		59	36	37
8	1	26	34	6	21	60	37	38
9	3	24	35	22	3	61	38	39
10	5	15	36	23		62	39	40
11	3	7	37		23	63	40	41
12	7	16	38	23	21	64	41	
13	8	17	39	47	2	65	41	43
14	9	14	40	25	22	66	43	42
15	10	20	41	26	6	67	42	
16	14	11	42	27	1	68	42	44
17	19	11	43	28	5	69	44	46
18	17	19	44		48	70	46	45
19	11	12	45	29	30	71	45	

## ANEXO - Consolidated Report Chemcad Modelo Base (condiciones estáticas)

20	15	25	46		30	72		46
21	11	20	47	30	31	73	46	40
22	16	8	48	31	32	74	40	38
23	16	13	49	32	35	75	38	36
24	12	19	50	35	32	76	36	
25	13	12	51	35	32	77	48	29
26	17	10	52	32				

Calculation mode : Sequential  
Flash algorithm : Normal

### Equipment Calculation Sequence

```
27 47 48 29 30 31 32 35 34 2 4 23 1 26 6 21 28 5
15 25 22 3 7 16 24 33 8 17 10 36 37 38 39 40 41 43
42 44 46 45 13 12 18 19 11 20 9 14
```

### Equipment Recycle Sequence

```
32 35 -36 37 38 39 40 41 43 42 44 46 -13 12 18 19 11 20
9 14
```

### Recycle Cut Streams

```
51 50 75 74 73 29 19 16
```

Recycle Convergence Method: Direct Substitution

Max. loop iterations 40

### Recycle Convergence Tolerance

```
Flow rate      1.000E-003
Temperature    1.000E-003
Pressure       1.000E-003
Enthalpy      1.000E-003
Vapor frac.   1.000E-003
```

Recycle calculation has converged.

### Run Time Error and Warning Messages:

\*\*\* Equip. 1 \*\*\*

\* Warning: Flash condition near or above critical point.

\*\*\* Equip. 3 \*\*\*

Warning: HTXR, Pinch zone.

\*\*\* Equip. 11 \*\*\*

Warning: HTXR, Pinch zone.

\*\*\* Equip. 12 \*\*\*

Warning: HTXR, Pinch zone.

\*\*\* Equip. 14 \*\*\*

\* Warning: Flash condition near or above critical point.

\*\*\* Equip. 21 \*\*\*

Warning: HTXR, Pinch zone.

\*\*\* Equip. 30 \*\*\*

Warning: HTXR, Pinch zone.

\*\*\* Equip. 32 \*\*\*

Warning: LNGH, Pinch zone may exist.

\*\*\* Equip. 34 \*\*\*

Warning: HTXR, Pinch zone.

\*\*\* Equip. 36 \*\*\*

Warning: HTXR, Pinch zone.

\*\*\* Equip. 37 \*\*\*

Warning: Liquid present in compressor outlet.

\*\*\* Equip. 39 \*\*\*

Warning: Liquid present in compressor outlet.

\*\*\* Equip. 44 \*\*\*

Warning: Liquid present in compressor outlet.

# ANEXO - Consolidated Report Chemcad Modelo Base (condiciones estáticas)

\*\*\* Equip. 45 \*\*\*

Warning: Liquid present in compressor outlet.

\*\*\* Equip. 46 \*\*\*

Warning: HTXR, Pinch zone.

Overall Mass Balance	kmol/s		kg/s	
	Input	Output	Input	Output
Oxygen	2.407	0.252	77.009	8.061
Nitrogen	8.939	8.951	250.413	250.745
Hydrogen	0.000	0.041	0.000	0.082
Carbon	0.000	0.000	0.000	0.000
Carbon Dioxide	0.000	1.727	0.000	75.985
Hydrogen Sulfide	0.000	0.000	0.000	0.000
Sulfur Dioxide	0.000	0.025	0.000	1.601
Water	23.869	24.201	430.000	435.985
Nitric Oxide	0.000	0.002	0.000	0.069
Nitrogen Dioxide	0.000	0.000	0.000	0.000
Nitrogen TetrOx	0.000	0.000	0.000	0.000
Silicon Dioxide	0.000	0.259	0.000	15.585
COAL_OXY300	0.307	0.000	30.700	0.000
Argon	0.115	0.115	4.578	4.578
<b>Total</b>	<b>35.636</b>	<b>35.573</b>	<b>792.700</b>	<b>792.692</b>

Overall Energy Balance	MW	
	Input	Output
Feed Streams	-6946.92	
Product Streams		-7492.26
Total Heating	1130.37	
Total Cooling	-1415.68	
Power Added	84.7521	
Power Generated	-344.751	
<b>Total</b>	<b>-7492.23</b>	<b>-7492.26</b>

## COMPONENTS

ID #	Name	Formula	
1	47 Oxygen	O2	
2	46 Nitrogen	N2	
3	1 Hydrogen	H2	
4	64 Carbon	C	* solid *
5	49 Carbon Dioxide	CO2	
6	50 Hydrogen Sulfide	H2S	
7	51 Sulfur Dioxide	O2S	
8	62 Water	H2O	
9	108 Nitric Oxide	NO	
10	109 Nitrogen Dioxide	NO2	
11	977 Nitrogen TetrOx	N2O4	
12	987 Silicon Dioxide	O2Si	* solid *
13	8002 COAL_OXY300	C5.62394Si0.84492S0.0814098O0.153131H2.4308N0.0849594	* solid *
14	98 Argon	Ar	

User/Pool Components Data Source  
 13 8002 COAL\_OXY300

## THERMODYNAMICS

K-value model : Peng-Robinson  
 Enthalpy model : Peng-Robinson  
 Liquid density : Library

Std vapor rate reference temperature is 0 C.  
 Atmospheric pressure is 1.0132 bar.

## PR Parameters:

Bip = A + B \* T + C \* T \* T T = Temperature in degree K

I	J	A	B	C
1	2	-0.01190	0.00000	0.00000
1	3	0.07471	0.00000	0.00000
1	14	0.01040	0.00000	0.00000
2	3	0.10300	0.00000	0.00000
2	5	-0.01700	0.00000	0.00000
2	6	0.17670	0.00000	0.00000
2	7	0.08000	0.00000	0.00000
2	8	0.50800	0.00000	0.00000
2	11	0.11000	0.00000	0.00000
2	13	0.11000	0.00000	0.00000
2	14	-0.00260	0.00000	0.00000
3	4	0.07360	0.00000	0.00000

# ANEXO - Consolidated Report Chemcad Modelo Base (condiciones estáticas)

3	5	-0.16220	0.00000	0.00000
3	6	0.10000	0.00000	0.00000
3	7	0.20945	0.00000	0.00000
3	8	0.36852	0.00000	0.00000
3	9	0.07595	0.00000	0.00000
3	10	0.21028	0.00000	0.00000
3	11	0.21000	0.00000	0.00000
3	12	0.07360	0.00000	0.00000
3	13	0.07360	0.00000	0.00000
3	14	0.07459	0.00000	0.00000
5	6	0.09740	0.00000	0.00000
5	8	0.12000	0.00000	0.00000
5	11	0.11400	0.00000	0.00000
5	13	0.11400	0.00000	0.00000
6	8	0.04000	0.00000	0.00000

## EQUIPMENT SUMMARIES

### Heat Exchanger Summary

\*\*\* Equip. 1 \*\*\*

\* Warning: Flash condition near or above critical point.

\*\*\* Equip. 3 \*\*\*

Warning: HTXR, Pinch zone.

Equip. No.	1	3	6
Name			
2nd Stream T Out C		130.0000	
1st Stream VF Out	1.0000		
Input heat duty MW			71.0000
Calc Ht Duty MW	257.7542	24.2037	71.0000
LMTD (End points) C	763.3660	319.3029	
LMTD Corr Factor	1.0000	1.0000	1.0000
Pinch Flag		1.0000	
1st Stream Pout bar	263.0000	60.0000	263.0000
2nd Stream Pout bar	1.0000	1.0000	

\* Error: HTXR 3, Pinch zone or temperature crossover

\*\*\* Equip. 11 \*\*\*

Warning: HTXR, Pinch zone.

\*\*\* Equip. 12 \*\*\*

Warning: HTXR, Pinch zone.

Equip. No.	9	11	12
Name			
1st Stream VF Out	1.0000e-007		
2nd Stream VF Out			1.0000e-004
Calc Ht Duty MW	-371.8700	64.1695	77.1527
LMTD (End points) C		0.0006	0.0006
LMTD Corr Factor	1.0000	1.0000	1.0000
Pinch Flag		1.0000	1.0000
1st Stream Pout bar	0.0420	263.5000	263.5000
2nd Stream Pout bar		1.0000	5.0000
2nd Stream Subcooling (C)		40.0000	

\* Error: HTXR 11, Pinch zone or temperature crossover

\* Error: HTXR 12, Pinch zone or temperature crossover

\*\*\* Equip. 21 \*\*\*

Warning: HTXR, Pinch zone.

Equip. No.	18	21	22
Name			
2nd Stream T Out C		50.0000	
2nd Stream VF Out	1.0000e-006		
Input heat duty MW			101.0000
Calc Ht Duty MW	37.3209	257.3153	101.0000
LMTD (End points) C	116.7371	361.7806	
LMTD Corr Factor	1.0000	1.0000	1.0000
Pinch Flag		1.0000	
1st Stream Pout bar	263.5000	263.0000	60.0000
2nd Stream Pout bar	60.0000	20.0000	

\* Error: HTXR 21, Pinch zone or temperature crossover

## ANEXO - Consolidated Report Chemcad Modelo Base (condiciones estáticas)

\*\*\* Equip. 30 \*\*\*

Warning: HTXR, Pinch zone.

Equip. No.	23	30	31
Name			
1st Stream T Out C		65.0000	10.0000
Min Delta Temp C	50.0000		
Calc Ht Duty MW	273.2261	30.2322	-18.4589
LMTD (End points) C	580.2103	0.0006	
LMTD Corr Factor	1.0000	1.0000	1.0000
Pinch Flag		1.0000	
1st Stream Pout bar	1.0000	3.5000	3.5000
2nd Stream Pout bar	20.0000	10.0000	

\* Error: HTXR 30, Pinch zone or temperature crossover

\*\*\* Equip. 34 \*\*\*

Warning: HTXR, Pinch zone.

\*\*\* Equip. 36 \*\*\*

Warning: HTXR, Pinch zone.

Equip. No.	34	36	38
Name			
1st Stream T Out C		50.0000	50.0000
2nd Stream T Out C	240.0000		
Calc Ht Duty MW	23.5928	33.1245	8.5134
LMTD (End points) C	0.0006	0.0006	1.1279
LMTD Corr Factor	1.0000	1.0000	1.0000
Pinch Flag	1.0000	1.0000	
1st Stream Pout bar	10.0000	4.5000	12.0000
2nd Stream Pout bar	3.5000	10.0000	10.0000

\* Error: HTXR 34, Pinch zone or temperature crossover

\* Error: HTXR 36, Pinch zone or temperature crossover

\*\*\* Equip. 46 \*\*\*

Warning: HTXR, Pinch zone.

Equip. No.	40	43	46
Name			
1st Stream T Out C	50.0000	-91.0000	
Input heat duty MW			-0.0100
Calc Ht Duty MW	7.8111	-36.9689	0.0100
LMTD (End points) C	43.5378		0.8563
LMTD Corr Factor	1.0000	1.0000	1.0000
Pinch Flag			1.0000
1st Stream Pout bar	30.0000	30.0000	80.0000
2nd Stream Pout bar	10.0000		10.0000

\* Error: HTXR 46, Pinch zone or temperature crossover

### Gibbs Reactor Summary

Equip. No.	2
Name	
Thermal mode	1
Reaction Phase	1
Temperature C	2474.1062
Overall Heat of Rxn (MW)	-549.9432

### Component Separator Summary

Equip. No.	4	24	41
Name			
Split Basis	2	0	0
Split Destination	0	0	1
Heat duty MW		-0.0003	-0.3845
Component No. 7		0.9900	
Component No. 8			1.0000

# ANEXO - Consolidated Report Chemcad Modelo Base (condiciones estáticas)

## Compressor Summary

Equip. No.	5	7	8
Name			
Pressure out bar	60.0000	5.0000	1.0000
Type of Compressor	2	2	2
Efficiency	1.0000	1.0000	1.0000
Actual power MW	-92.3991	-155.6422	-56.0077
Cp/Cv	1.5614	1.3141	1.3314
Theoretical power MW	-92.3991	-155.6422	-56.0077
Ideal Cp/Cv	1.1879	1.2482	1.2852
Calc Pout bar	60.0000	5.0000	1.0000
Calc. mass flowrate (kg/s)	230	210	181

Equip. No.	10	29	33
Name			
Pressure out bar	0.0420	3.5000	4.5000
Type of Compressor	2	2	2
Efficiency	0.7500	0.8800	0.9500
Actual power MW	-40.7016	47.7688	13.8847
Cp/Cv	1.3374	1.4024	1.2679
Theoretical power MW	-60.7535	40.9546	13.0747
Ideal Cp/Cv	1.2873	1.3997	1.2649
Calc Pout bar	0.0420	3.5000	4.5000
Calc. mass flowrate (kg/s)	162	332	85

\*\*\* Equip. 37 \*\*\*

Warning: Liquid present in compressor outlet.

\*\*\* Equip. 39 \*\*\*

Warning: Liquid present in compressor outlet.

\*\*\* Equip. 44 \*\*\*

Warning: Liquid present in compressor outlet.

Equip. No.	37	39	44
Name			
Pressure out bar	12.0000	30.0000	80.0000
Type of Compressor	2	2	2
Efficiency	0.9500	0.9500	0.9500
Actual power MW	6.8018	6.1495	3.7385
Cp/Cv	1.3144	1.3614	2.1771
Theoretical power MW	6.4204	5.8032	3.4979
Ideal Cp/Cv	1.2727	1.2357	1.1653
Calc Pout bar	12.0000	30.0000	80.0000
Calc. mass flowrate (kg/s)	85	85	76

\*\*\* Equip. 45 \*\*\*

Warning: Liquid present in compressor outlet.

Equip. No.	45
Name	
Pressure out bar	110.0000
Type of Compressor	2
Efficiency	0.9500
Actual power MW	0.3109
Cp/Cv	3.0358
Theoretical power MW	0.2936
Ideal Cp/Cv	1.1491
Calc Pout bar	110.0000
Calc. mass flowrate (kg/s)	76

## Mixer Summary

Equip. No.	13	19	20
Name			

## Pump Summary

# ANEXO - Consolidated Report Chemcad Modelo Base (condiciones estáticas)

\*\*\* Equip. 14 \*\*\*

\* Warning: Flash condition near or above critical point.

Equip. No.	14
Name	
Output pressure bar	263.5000
Efficiency	1.0000
Calculated power MW	6.0980
Calculated Pout bar	263.5000
Head m	2701.6316
Vol. flow rate m3/h	832.6566
Mass flow rate kg/s	230.0000

## Divider Summary

Equip. No.	15	16	17
Name			
Output stream #1	210.0000	30.0000	170.0000
Output stream #2	20.0000	190.0000	20.0000

## Ramp Summary

Equip. No.	25	26	47
Name			
Equip/Stream ID	22	6	1
Variable No.	9	9	6
Component	0	0	13
Variable unit	6	6	1
Type	0	0	1
Xmin/Avg. value			29.7000
Xmax/Amplitude			0.7500
Period (min.)			10.0000
Offset (min.)			2.0000
Time 1	1.0000	1.0000	1.0000
Value 1	101.0000	71.0000	30.7000
Time 2	5.0000	5.0000	5.0000
Value 2	101.0000	71.0000	30.7000
Time 3	20.0000	20.0000	20.0000
Value 3	40.4000	28.4000	12.2800
Time 4	21.0000	21.0000	21.0000
Value 4	40.4000	28.4000	12.2800
Time 5	36.0000	36.0000	36.0000
Value 5	101.0000	71.0000	30.7000
Time 6	60.0000	60.0000	60.0000
Value 6	101.0000	71.0000	30.7000

Equip. No.	48
Name	
Equip/Stream ID	44
Variable No.	6
Variable unit	1
Type	1
Time 1	1.0000
Value 1	332.0000
Time 2	5.0000
Value 2	332.0000
Time 3	20.0000
Value 3	132.8000
Time 4	21.0000
Value 4	132.8000
Time 5	36.0000
Value 5	332.0000
Time 6	60.0000
Value 6	332.0000

## Control Valve

Equip. No.	27
Name	
Valve flow coefficient	1890.0000
Rangeability	10.0000
Valve type	1
Critical flow factor	0.9800
Downstream pressure (bar)	263.0000
Calc. flow rate kg/s	230.0000

## ANEXO - Consolidated Report Chemcad Modelo Base (condiciones estáticas)

Calculated Pout bar	263.0000
Controller ID	28
Valve position %	86.7397
Valve Av	0.0625
Valve Bv	-0.2500
Controller output	17.8784
Steady state position	86.7397
Controller output SS	17.8784
P crit. bar	19.4473
DW mass rate kg/s	2.7008

### PID Controller

Equip. No.	28
Name	
PB, Proportional Band	600.0000
Ti, Integral (min)	0.4500
P0 Steady state output	17.8784
Set point	600.0000
Control valve ID.	27
Measured object ID.	43
Measured variable	1
Variable unit	2
State	1
Process value	602.1606
Ctrl output	17.8784
Controller/Sensor Func.	1
Variable Min	370.0000
Variable Max	620.0000
Ctrl input min	4.0000
Ctrl input max	20.0000

### LNGH Summary

\*\*\* Equip. 32 \*\*\*  
Warning: LNGH, Pinch zone may exist.

Equip. No.	32
Name	
Specification 1	-171.0000
Mode of 2nd stream	1
Specification 2	-112.0000
Mode of 3rd stream	1
Specification 3	-112.0000
Overall Q MW	85.5373
Q1 MW	-85.5373
Q2 MW	18.0555
Q3 MW	67.4818

### Towr Rigorous Distillation Summary

Equip. No.	35	42
Name		
No. of stages	20	20
1st feed stage	1	2
Condenser type	0	1
Condenser mode	1	1
Condenser spec.	20.0000	20.0000
Reboiler mode	6	3
Reboiler spec.	0.9800	-10.0000
Reboiler comp i	1	0
Initial flag	6	1
Calc cond duty MW	-976.6393	-11.3620
Calc rebr duty MW	935.5042	22.8707
Est. Dist. rate (kmol/s)	9.0743	0.0863
Est. Reflux rate (kmol/s)	181.4856	1.7266
Est. T top C	-183.2061	-135.7801
Est. T bottom C	-169.5436	-10.0000
Est. T 2 C	-183.0502	
Calc Reflux ratio	20.0000	19.9999
Calc Reflux mole (kmol/s)	184.2545	2.5211
Calc Reflux mass kg/s	5194.6094	87.9835



# ANEXO - Consolidated Report Chemcad Modelo Base (condiciones estáticas)

Optimization flag	1	1		
Stream No.	1	2	3	4
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/s	0.3070	2.2473	2.4909	12.7671
Mass flow kg/s	30.7000	72.2694	102.9629	230.0000
Temp C	12.0000	240.0000	2474.1061	602.1678
Pres bar	1.0000	3.5000	1.0000	263.0000
Vapor mole fraction	0.0000	1.000	1.000	1.000
Enth MW	-296.26	14.468	-281.79	-2873.9
Tc C	0.0000	-118.6456	60.0580	374.2000
Pc bar	0.0000	50.7258	72.4315	221.1823
Std. sp gr. wtr = 1	5.604	1.131	0.942	1.000
Std. sp gr. air = 1	3.453	1.110	1.427	0.622
Degree API	-106.2513	-6.3804	18.6911	10.0000
Average mol wt	100.0000	32.1580	41.3357	18.0150
Actual dens kg/m3	5604.2311	2.6375	0.2020	75.1034
Actual vol m3/h	19.7208	98642.7120	1834927.8081	11024.8005
Std liq m3/h	19.7208	230.0520	393.4336	828.0011
Std vap 0 C m3/h	24771.5615	181334.5869	200988.1632	1030169.3709
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/s		2.2473	2.2315	12.7671
Mass flow kg/s		72.2694	87.3776	230.0000
Average mol wt		32.1580	39.1564	18.0150
Actual dens kg/m3		2.6375	0.1714	75.1034
Actual vol m3/h		98642.7120	1834904.4750	11024.8005
Std liq m3/h		230.0520	372.2551	828.0011
Std vap 0 C m3/h		181334.5869	180057.9360	1030169.3709
Cp kJ/kg-K		0.9661	1.5426	2.9189
Z factor		1.0003	1.0001	0.8670
Visc N-s/m2		3.088e-005	7.753e-005	3.579e-005
Th cond W/m-K		0.0422	0.1438	0.1007
Stream No.	5	6	7	8
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/s	2.2315	12.7671	0.2594	12.7671
Mass flow kg/s	87.3776	230.0000	15.5853	230.0000
Temp C	2474.1061	218.0000	2474.1061	366.7426
Pres bar	1.0000	263.5000	1.0000	263.0000
Vapor mole fraction	1.000	0.0000	0.0000	1.000
Enth MW	-476.24	-3460.0	194.45	-3202.2
Tc C	60.0580	374.2000	0.0000	374.2000
Pc bar	72.4315	221.1823	0.0000	221.1823
Std. sp gr. wtr = 1	0.845	1.000	2.649	1.000
Std. sp gr. air = 1	1.352	0.622	2.075	0.622
Degree API	35.9533	10.0000	-78.0883	10.0000
Average mol wt	39.1564	18.0150	60.0834	18.0150
Actual dens kg/m3	0.1714	844.3139	2409.3650	413.7660
Actual vol m3/h	1834904.4750	980.6779	23.2870	2001.1312
Std liq m3/h	372.2551	828.0011	21.1786	828.0011
Std vap 0 C m3/h	180057.9077	1030169.3709	20930.2432	1030169.3709
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/s	2.2315			12.7671
Mass flow kg/s	87.3776			230.0000
Average mol wt	39.1564			18.0150
Actual dens kg/m3	0.1714			413.7660
Actual vol m3/h	1834904.4750			2001.1312
Std liq m3/h	372.2551			828.0011
Std vap 0 C m3/h	180057.9077			1030169.3709
Cp kJ/kg-K	1.5426			20.0558
Z factor	1.0001			0.2153
Visc N-s/m2	7.753e-005			6.857e-005
Th cond W/m-K	0.1438			0.2522
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/s		12.7671		
Mass flow kg/s		230.0000		
Average mol wt		18.0150		
Actual dens kg/m3		844.3139		
Actual vol m3/h		980.6779		
Std liq m3/h		828.0011		
Std vap 0 C m3/h		1030169.3709		
Cp kJ/kg-K		4.6791		
Z factor		0.1652		
Visc N-s/m2		0.0001299		
Th cond W/m-K		0.6516		
Surf. tens. N/m		0.0337		
Stream No.	9	10	11	12
Name				
- - Overall - -				

## ANEXO - Consolidated Report Chemcad Modelo Base (condiciones estáticas)

Molar flow kmol/s	2.2315	12.7671	11.6570	11.6570
Mass flow kg/s	87.3776	230.0000	210.0000	210.0000
Temp C	130.0000	364.6408	611.6955	240.2285
Pres bar	1.0000	60.0000	60.0000	5.0000
Vapor mole fraction	1.000	1.000	1.000	1.000
Enth MW	-758.20	-2966.3	-2583.2	-2738.8
Tc C	60.0580	374.2000	374.2000	374.2000
Pc bar	72.4315	221.1823	221.1823	221.1823
Std. sp gr. wtr = 1	0.845	1.000	1.000	1.000
Std. sp gr. air = 1	1.352	0.622	0.622	0.622
Degree API	35.9533	10.0000	10.0000	10.0000
Average mol wt	39.1564	18.0150	18.0150	18.0150
Actual dens kg/m3	1.1710	23.0291	15.1797	2.1487
Actual vol m3/h	268619.7515	35954.5266	49803.4291	351841.2647
Std liq m3/h	372.2551	828.0011	756.0010	756.0010
Std vap 0 C m3/h	180057.9077	1030169.3709	940589.3665	940589.3665
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/s	2.2315	12.7671	11.6570	11.6570
Mass flow kg/s	87.3776	230.0000	210.0000	210.0000
Average mol wt	39.1564	18.0150	18.0150	18.0150
Actual dens kg/m3	1.1710	23.0291	15.1797	2.1487
Actual vol m3/h	268619.7515	35954.5266	49803.4291	351841.2647
Std liq m3/h	372.2551	828.0011	756.0010	756.0010
Std vap 0 C m3/h	180057.9077	1030169.3709	940589.3665	940589.3665
Cp kJ/kg-K	1.0161	2.7430	2.3226	2.0810
Z factor	0.9977	0.8852	0.9680	0.9822
Visc N-s/m2	1.936e-005	2.377e-005	3.353e-005	1.789e-005
Th cond W/m-K	0.0268	0.0567	0.0853	0.0379
Stream No.	13	14	15	16
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/s	10.0674	12.7671	9.0076	12.7671
Mass flow kg/s	181.3636	230.0000	162.2727	230.0000
Temp C	101.5446	33.0235	33.0235	39.3564
Pres bar	1.0000	0.0420	0.0420	263.5000
Vapor mole fraction	0.9789	1.000E-007	0.9250	0.0000
Enth MW	-2421.3	-3644.0	-2207.2	-3637.9
Tc C	374.2000	374.2000	374.2000	374.2000
Pc bar	221.1823	221.1823	221.1823	221.1823
Std. sp gr. wtr = 1	1.000	1.000	1.000	1.000
Std. sp gr. air = 1	0.622	0.622	0.622	0.622
Degree API	10.0000	10.0000	10.0000	10.0000
Average mol wt	18.0150	18.0150	18.0150	18.0150
Actual dens kg/m3	0.5959	994.4075	0.0322	992.2036
Actual vol m3/h	1095701.6898	832.6566	18167425.4796	834.5062
Std liq m3/h	652.9100	828.0011	584.1826	828.0011
Std vap 0 C m3/h	812327.1905	1030169.3709	726819.0920	1030169.3709
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/s	9.8546	0.0000	8.3322	
Mass flow kg/s	177.5306	0.0000	150.1052	
Average mol wt	18.0150		18.0150	
Actual dens kg/m3	0.5833		0.0297	
Actual vol m3/h	1095687.3048		18167381.9849	
Std liq m3/h	639.1109		540.3795	
Std vap 0 C m3/h	795158.9129		672320.7156	
Cp kJ/kg-K	2.0692		1.8981	
Z factor	0.9915		0.9994	
Visc N-s/m2	1.224e-005		9.530e-006	
Th cond W/m-K	0.0249		0.0200	
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/s	0.2128	12.7671	0.6754	12.7671
Mass flow kg/s	3.8331	230.0000	12.1675	230.0000
Average mol wt	18.0150	18.0150	18.0150	18.0150
Actual dens kg/m3	956.6894	994.4075	994.4075	992.2036
Actual vol m3/h	14.4238	832.6566	44.0495	834.5062
Std liq m3/h	13.7991	828.0011	43.8032	828.0011
Std vap 0 C m3/h	17168.3076	1030169.3709	54498.3835	1030169.3709
Cp kJ/kg-K	4.2272	4.1868	4.1868	4.1874
Z factor	0.0007	0.0000	0.0000	0.2161
Visc N-s/m2	0.0002758	0.0007781	0.0007781	0.0007196
Th cond W/m-K	0.6767	0.6170	0.6170	0.6250
Surf. tens. N/m	0.0583	0.0707	0.0707	0.0696
Stream No.	17	18	19	20
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/s	3.7595	1.0597	12.7671	11.6570
Mass flow kg/s	67.7273	19.0909	230.0000	210.0000
Temp C	101.5446	101.5446	105.7367	364.6408
Pres bar	1.0000	1.0000	263.5000	60.0000

## ANEXO - Consolidated Report Chemcad Modelo Base (condiciones estáticas)

Vapor mole fraction	0.3459	0.9789	0.0000	1.000
Enth MW	-1000.8	-254.88	-3573.7	-2708.4
Tc C	374.2000	374.2000	374.2000	374.2000
Pc bar	221.1823	221.1823	221.1823	221.1823
Std. sp gr. wtr = 1	1.000	1.000	1.000	1.000
Std. sp gr. air = 1	0.622	0.622	0.622	0.622
Degree API	10.0000	10.0000	10.0000	10.0000
Average mol wt	18.0150	18.0150	18.0150	18.0150
Actual dens kg/m3	1.6842	0.5959	953.5873	23.0291
Actual vol m3/h	144763.9741	115337.0293	868.3002	32828.0459
Std liq m3/h	243.8185	68.7274	828.0011	756.0010
Std vap 0 C m3/h	303350.2506	85508.1268	1030169.3709	940589.3665
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/s	1.3005	1.0373		11.6570
Mass flow kg/s	23.4286	18.6874		210.0000
Average mol wt	18.0150	18.0150		18.0150
Actual dens kg/m3	0.5833	0.5833		23.0291
Actual vol m3/h	144597.2729	115335.5143		32828.0459
Std liq m3/h	84.3431	67.2748		756.0010
Std vap 0 C m3/h	104936.7046	83700.9457		940589.3665
Cp kJ/kg-K	2.0692	2.0692		2.7430
Z factor	0.9915	0.9915		0.8852
Visc N-s/m2	1.224e-005	1.224e-005		2.377e-005
Th cond W/m-K	0.0249	0.0249		0.0567
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/s	2.4590	0.0224	12.7671	
Mass flow kg/s	44.2987	0.4035	230.0000	
Average mol wt	18.0150	18.0150	18.0150	
Actual dens kg/m3	956.6894	956.6894	953.5873	
Actual vol m3/h	166.6948	1.5183	868.3002	
Std liq m3/h	159.4754	1.4525	828.0011	
Std vap 0 C m3/h	198413.5389	1807.1831	1030169.3709	
Cp kJ/kg-K	4.2272	4.2272	4.2332	
Z factor	0.0007	0.0007	0.1875	
Visc N-s/m2	0.0002758	0.0002758	0.0002808	
Th cond W/m-K	0.6767	0.6767	0.6785	
Surf. tens. N/m	0.0583	0.0583	0.0575	

Stream No.	21	22	23	24
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/s	3.7595	10.0674	1.5896	2.6998
Mass flow kg/s	67.7273	181.3636	28.6364	48.6364
Temp C	61.5435	240.2285	240.2285	152.8211
Pres bar	1.0000	5.0000	5.0000	5.0000
Vapor mole fraction	0.0000	1.000	1.000	0.0001000
Enth MW	-1064.9	-2365.3	-373.47	-745.89
Tc C	374.2000	374.2000	374.2000	374.2000
Pc bar	221.1823	221.1823	221.1823	221.1823
Std. sp gr. wtr = 1	1.000	1.000	1.000	1.000
Std. sp gr. air = 1	0.622	0.622	0.622	0.622
Degree API	10.0000	10.0000	10.0000	10.0000
Average mol wt	18.0150	18.0150	18.0150	18.0150
Actual dens kg/m3	982.1280	2.1487	2.1487	824.4166
Actual vol m3/h	248.2550	303862.9271	47978.3552	212.3816
Std liq m3/h	243.8185	652.9100	103.0911	175.0912
Std vap 0 C m3/h	303350.2506	812327.1905	128262.1902	217842.1238
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/s		10.0674	1.5896	0.0008
Mass flow kg/s		181.3636	28.6364	0.0152
Average mol wt		18.0150	18.0150	18.0150
Actual dens kg/m3		2.1487	2.1487	2.6237
Actual vol m3/h		303862.9271	47978.3552	20.8544
Std liq m3/h		652.9100	103.0911	0.0547
Std vap 0 C m3/h		812327.1905	128262.1902	68.0757
Cp kJ/kg-K		2.0810	2.0810	2.3790
Z factor		0.9822	0.9822	0.9695
Visc N-s/m2		1.789e-005	1.789e-005	1.439e-005
Th cond W/m-K		0.0379	0.0379	0.0298
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/s	3.7595			2.6989
Mass flow kg/s	67.7273			48.6212
Average mol wt	18.0150			18.0150
Actual dens kg/m3	982.1281			913.8973
Actual vol m3/h	248.2550			191.5272
Std liq m3/h	243.8185			175.0364
Std vap 0 C m3/h	303350.2506			217774.0501
Cp kJ/kg-K	4.1932			4.3445
Z factor	0.0008			0.0033
Visc N-s/m2	0.0004665			0.0001756
Th cond W/m-K	0.6489			0.6846

# ANEXO - Consolidated Report Chemcad Modelo Base (condiciones estáticas)

Surf. tens. N/m 0.0657 0.0481

Stream No.	25	26	27	28
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/s	2.6998	9.0076	12.7671	1.1102
Mass flow kg/s	48.6364	162.2727	230.0000	20.0000
Temp C	152.8211	101.5446	183.2082	364.6408
Pres bar	5.0000	1.0000	263.5000	60.0000
Vapor mole fraction	0.7542	0.9789	0.0000	1.0000
Enth MW	-668.73	-2166.5	-3496.5	-257.94
Tc C	374.2000	374.2000	374.2000	374.2000
Pc bar	221.1823	221.1823	221.1823	221.1823
Std. sp gr. wtr = 1	1.000	1.000	1.000	1.000
Std. sp gr. air = 1	0.622	0.622	0.622	0.622
Degree API	10.0000	10.0000	10.0000	10.0000
Average mol wt	18.0150	18.0150	18.0150	18.0150
Actual dens kg/m3	3.4757	0.5959	883.3049	23.0291
Actual vol m3/h	50375.5568	980364.6817	937.3886	3126.4807
Std liq m3/h	175.0912	584.1826	828.0011	72.0001
Std vap 0 C m3/h	217842.1238	726819.0920	1030169.3709	89579.9407
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/s	2.0361	8.8173		1.1102
Mass flow kg/s	36.6798	158.8431		20.0000
Average mol wt	18.0150	18.0150		18.0150
Actual dens kg/m3	2.6237	0.5833		23.0291
Actual vol m3/h	50328.4588	980351.7692		3126.4807
Std liq m3/h	132.0475	571.8361		72.0001
Std vap 0 C m3/h	164288.7938	711457.9956		89579.9407
Cp kJ/kg-K	2.3790	2.0692		2.7430
Z factor	0.9695	0.9915		0.8852
Visc N-s/m2	1.439e-005	1.224e-005		2.377e-005
Th cond W/m-K	0.0298	0.0249		0.0567
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/s	0.6637	0.1904	12.7671	
Mass flow kg/s	11.9565	3.4296	230.0000	
Average mol wt	18.0150	18.0150	18.0150	
Actual dens kg/m3	913.8973	956.6894	883.3049	
Actual vol m3/h	47.0989	12.9055	937.3886	
Std liq m3/h	43.0436	12.3465	828.0011	
Std vap 0 C m3/h	53553.3229	15361.1053	1030169.3709	
Cp kJ/kg-K	4.3445	4.2272	4.4699	
Z factor	0.0033	0.0007	0.1691	
Visc N-s/m2	0.0001756	0.0002758	0.0001533	
Th cond W/m-K	0.6846	0.6767	0.6750	
Surf. tens. N/m	0.0481	0.0583	0.0416	
Stream No.	29	30	31	32
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/s	1.1102	12.7671	12.7671	2.2315
Mass flow kg/s	20.0000	230.0000	230.0000	87.3776
Temp C	274.9237	218.6990	33.0235	383.5855
Pres bar	60.0000	263.5000	0.0420	1.0000
Vapor mole fraction	1.000E-006	0.0000	0.6671	1.0000
Enth MW	-295.26	-3459.2	-3272.1	-733.99
Tc C	374.2000	374.2000	374.2000	60.0580
Pc bar	221.1823	221.1823	221.1823	72.4315
Std. sp gr. wtr = 1	1.000	1.000	1.000	0.845
Std. sp gr. air = 1	0.622	0.622	0.622	1.352
Degree API	10.0000	10.0000	10.0000	35.9533
Average mol wt	18.0150	18.0150	18.0150	39.1564
Actual dens kg/m3	755.5567	843.2888	0.0446	0.7174
Actual vol m3/h	95.2940	981.8701	18571757.4279	438497.8095
Std liq m3/h	72.0001	828.0011	828.0011	372.2551
Std vap 0 C m3/h	89579.9407	1030169.3709	1030169.3709	180057.9077
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/s	0.0000		8.5176	2.2315
Mass flow kg/s	0.0000		153.4440	87.3776
Average mol wt	18.0150		18.0150	39.1564
Actual dens kg/m3	29.7144		0.0297	0.7174
Actual vol m3/h	0.0024		18571480.1494	438497.8095
Std liq m3/h	0.0001		552.3992	372.2551
Std vap 0 C m3/h	0.0896		687275.2387	180057.9077
Cp kJ/kg-K	4.6360		1.8981	1.1588
Z factor	0.7984		0.9994	0.9998
Visc N-s/m2	2.033e-005		9.530e-006	2.937e-005
Th cond W/m-K	0.0488		0.0200	0.0478
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/s	1.1102	12.7671	4.2496	
Mass flow kg/s	20.0000	230.0000	76.5560	

## ANEXO - Consolidated Report Chemcad Modelo Base (condiciones estáticas)

Average mol wt	18.0150	18.0150	18.0150	
Actual dens kg/m3	755.5751	843.2888	994.4075	
Actual vol m3/h	95.2916	981.8701	277.1515	
Std liq m3/h	72.0000	828.0011	275.6020	
Std vap 0 C m3/h	89579.8557	1030169.3709	342894.0473	
Cp kJ/kg-K	5.2080	4.6841	4.1868	
Z factor	0.0392	0.1651	0.0000	
Visc N-s/m2	9.688e-005	0.0001296	0.0007781	
Th cond W/m-K	0.5856	0.6510	0.6170	
Surf. tens. N/m	0.0202	0.0335	0.0707	
Stream No.	33	34	35	36
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/s	5.5509	12.7671	11.6570	0.2594
Mass flow kg/s	100.0000	230.0000	210.0000	15.5853
Temp C	50.0000	385.2033	562.0616	62.0000
Pres bar	20.0000	263.0000	60.0000	1.0000
Vapor mole fraction	0.0000	1.000	1.000	0.0000
Enth MW	-1577.2	-3131.2	-2607.4	-78.778
Tc C	374.2000	374.2000	374.2000	0.0000
Pc bar	221.1823	221.1823	221.1823	0.0000
Std. sp gr. wtr = 1	1.000	1.000	1.000	2.649
Std. sp gr. air = 1	0.622	0.622	0.622	2.075
Degree API	10.0000	10.0000	10.0000	-78.0883
Average mol wt	18.0150	18.0150	18.0150	60.0834
Actual dens kg/m3	987.7984	301.0524	16.2318	2644.6995
Actual vol m3/h	364.4469	2750.3514	46575.2272	21.2149
Std liq m3/h	360.0005	828.0011	756.0010	21.1786
Std vap 0 C m3/h	447899.7105	1030169.3709	940589.3665	20930.2432
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/s		12.7671	11.6570	
Mass flow kg/s		230.0000	210.0000	
Average mol wt		18.0150	18.0150	
Actual dens kg/m3		301.0524	16.2318	
Actual vol m3/h		2750.3514	46575.2272	
Std liq m3/h		828.0011	756.0010	
Std vap 0 C m3/h		1030169.3709	940589.3665	
Cp kJ/kg-K		13.7374	2.3239	
Z factor		0.2876	0.9591	
Visc N-s/m2		4.824e-005	3.157e-005	
Th cond W/m-K		0.1756	0.0790	
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/s	5.5509			
Mass flow kg/s	100.0000			
Average mol wt	18.0150			
Actual dens kg/m3	987.7984			
Actual vol m3/h	364.4469			
Std liq m3/h	360.0005			
Std vap 0 C m3/h	447899.7105			
Cp kJ/kg-K	4.1894			
Z factor	0.0160			
Visc N-s/m2	0.0005668			
Th cond W/m-K	0.6372			
Surf. tens. N/m	0.0677			
Stream No.	37	38	39	40
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/s	5.5509	5.5509	0.3070	11.6570
Mass flow kg/s	100.0000	100.0000	30.7000	210.0000
Temp C	12.0000	212.4409	12.0000	364.6408
Pres bar	20.0000	20.0000	1.0000	60.0000
Vapor mole fraction	0.0000	0.9925	0.0000	1.000
Enth MW	-1593.1	-1319.9	-296.26	-2708.4
Tc C	374.2000	374.2000	0.0000	374.2000
Pc bar	221.1823	221.1823	0.0000	221.1823
Std. sp gr. wtr = 1	1.000	1.000	5.604	1.000
Std. sp gr. air = 1	0.622	0.622	3.453	0.622
Degree API	10.0000	10.0000	-106.2513	10.0000
Average mol wt	18.0150	18.0150	100.0000	18.0150
Actual dens kg/m3	999.1457	9.8621	5604.2311	23.0291
Actual vol m3/h	360.3078	36503.3425	19.7208	32828.0459
Std liq m3/h	360.0005	360.0005	19.7208	756.0010
Std vap 0 C m3/h	447899.7105	447899.7105	24771.5615	940589.3665
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/s		5.5095		11.6570
Mass flow kg/s		99.2531		210.0000
Average mol wt		18.0150		18.0150
Actual dens kg/m3		9.7893		23.0291
Actual vol m3/h		36500.1887		32828.0459

## ANEXO - Consolidated Report Chemcad Modelo Base (condiciones estáticas)

Std liq m3/h		357.3118		756.0010
Std vap 0 C m3/h		444554.4998		940589.3665
Cp kJ/kg-K		3.0857		2.7430
Z factor		0.9117		0.8852
Visc N-s/m2		1.705e-005		2.377e-005
Th cond W/m-K		0.0372		0.0567
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/s	5.5509	0.0415		
Mass flow kg/s	100.0000	0.7469		
Average mol wt	18.0150	18.0150		
Actual dens kg/m3	999.1457	852.1993		
Actual vol m3/h	360.3078	3.1550		
Std liq m3/h	360.0005	2.6887		
Std vap 0 C m3/h	447899.7105	3345.2262		
Cp kJ/kg-K	4.1863	4.6404		
Z factor	0.0177	0.0128		
Visc N-s/m2	0.001256	0.0001256		
Th cond W/m-K	0.5869	0.6562		
Surf. tens. N/m	0.0743	0.0350		

Stream No.	41	42	43	44
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/s	12.7671	12.7671	12.7671	11.4601
Mass flow kg/s	230.0000	230.0000	230.0000	332.0000
Temp C	366.7426	218.0000	602.1678	12.0000
Pres bar	263.0000	263.0000	263.0000	1.0000
Vapor mole fraction	1.000	0.0000	1.000	1.000
Enth MW	-3202.2	-3460.0	-2873.9	-4.4333
Tc C	374.2000	374.2000	374.2000	-141.6040
Pc bar	221.1823	221.1823	221.1823	36.1555
Std. sp gr. wtr = 1	1.000	1.000	1.000	0.870
Std. sp gr. air = 1	0.622	0.622	0.622	1.000
Degree API	10.0000	10.0000	10.0000	31.2018
Average mol wt	18.0150	18.0150	18.0150	28.9702
Actual dens kg/m3	413.7660	844.3139	75.1034	1.2230
Actual vol m3/h	2001.1312	980.6779	11024.8005	977308.3878
Std liq m3/h	828.0011	828.0011	828.0011	1374.2860
Std vap 0 C m3/h	1030169.3709	1030169.3709	1030169.3709	924702.0865
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/s	12.7671		12.7671	11.4601
Mass flow kg/s	230.0000		230.0000	332.0000
Average mol wt	18.0150		18.0150	28.9702
Actual dens kg/m3	413.7660		75.1034	1.2230
Actual vol m3/h	2001.1312		11024.8005	977308.3878
Std liq m3/h	828.0011		828.0011	1374.2860
Std vap 0 C m3/h	1030169.3709		1030169.3709	924702.0865
Cp kJ/kg-K	20.0558		2.9189	1.0056
Z factor	0.2153		0.8670	0.9993
Visc N-s/m2	6.857e-005		3.579e-005	1.774e-005
Th cond W/m-K	0.2522		0.1007	0.0245
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/s		12.7671		
Mass flow kg/s		230.0000		
Average mol wt		18.0150		
Actual dens kg/m3		844.3139		
Actual vol m3/h		980.6779		
Std liq m3/h		828.0011		
Std vap 0 C m3/h		1030169.3709		
Cp kJ/kg-K		4.6791		
Z factor		0.1649		
Visc N-s/m2		0.0001299		
Th cond W/m-K		0.6516		
Surf. tens. N/m		0.0337		

Stream No.	45	46	47	48
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/s	11.4601	2.7755	11.4601	11.4601
Mass flow kg/s	332.0000	50.0000	332.0000	332.0000
Temp C	154.7315	12.0000	65.0000	10.0000
Pres bar	3.5000	10.0000	3.5000	3.5000
Vapor mole fraction	1.000	0.0000	1.000	1.000
Enth MW	43.335	-796.57	13.103	-5.3557
Tc C	-141.6040	374.2000	-141.6040	-141.6040
Pc bar	36.1555	221.1823	36.1555	36.1555
Std. sp gr. wtr = 1	0.870	1.000	0.870	0.870
Std. sp gr. air = 1	1.000	0.622	1.000	1.000
Degree API	31.2018	10.0000	31.2018	31.2018
Average mol wt	28.9702	18.0150	28.9702	28.9702
Actual dens kg/m3	2.8490	999.1457	3.6094	4.3183

**ANEXO - Consolidated Report Chemcad Modelo Base (condiciones estáticas)**

Actual vol m3/h	419518.3864	180.1539	331134.6555	276774.5220
Std liq m3/h	1374.2860	180.0003	1374.2860	1374.2860
Std vap 0 C m3/h	924702.0865	223949.8552	924702.0865	924702.0865
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/s	11.4601		11.4601	11.4601
Mass flow kg/s	332.0000		332.0000	332.0000
Average mol wt	28.9702		28.9702	28.9702
Actual dens kg/m3	2.8490		3.6094	4.3183
Actual vol m3/h	419518.3864		331134.6555	276774.5220
Std liq m3/h	1374.2860		1374.2860	1374.2860
Std vap 0 C m3/h	924702.0865		924702.0865	924702.0865
Cp kJ/kg-K	1.0195		1.0115	1.0109
Z factor	1.0005		0.9993	0.9975
Visc N-s/m2	2.411e-005		2.023e-005	1.764e-005
Th cond W/m-K	0.0346		0.0285	0.0245
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/s		2.7755		
Mass flow kg/s		50.0000		
Average mol wt		18.0150		
Actual dens kg/m3		999.1457		
Actual vol m3/h		180.1539		
Std liq m3/h		180.0003		
Std vap 0 C m3/h		223949.8552		
Cp kJ/kg-K		4.1863		
Z factor		0.0089		
Visc N-s/m2		0.001254		
Th cond W/m-K		0.5869		
Surf. tens. N/m		0.0743		

Stream No.	49	50	51	52
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/s	11.4601	9.2127	2.2473	9.2127
Mass flow kg/s	332.0000	259.7305	72.2698	259.7296
Temp C	-180.1771	-183.0825	-169.5409	-112.0000
Pres bar	3.5000	3.5000	3.5000	3.5000
Vapor mole fraction	0.6768	0.0000	0.0000	1.000
Enth MW	-90.893	-104.88	-27.180	-37.398
Tc C	-141.6040	-146.2684	-118.6456	-146.2684
Pc bar	36.1555	34.2067	50.7258	34.2067
Std. sp gr. wtr = 1	0.870	0.817	1.131	0.817
Std. sp gr. air = 1	1.000	0.973	1.110	0.973
Degree API	31.2018	41.6590	-6.3804	41.6590
Average mol wt	28.9702	28.1926	32.1580	28.1926
Actual dens kg/m3	21.2510	755.7067	1075.9092	7.5123
Actual vol m3/h	56241.9508	1237.2918	241.8154	124466.2603
Std liq m3/h	1374.2860	1144.2333	230.0536	1144.2296
Std vap 0 C m3/h	924702.0865	743366.8908	181335.8894	743364.5122
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/s	7.7563			9.2127
Mass flow kg/s	222.7510			259.7296
Average mol wt	28.7187			28.1926
Actual dens kg/m3	14.3772			7.5123
Actual vol m3/h	55775.9936			124466.2603
Std liq m3/h	940.4675			1144.2296
Std vap 0 C m3/h	625849.2590			743364.5122
Cp kJ/kg-K	1.1204			1.0575
Z factor	0.9045			0.9805
Visc N-s/m2	6.667e-006			1.074e-005
Th cond W/m-K	0.0093			0.0151
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/s	3.7038	9.2127	2.2473	
Mass flow kg/s	109.2490	259.7305	72.2698	
Average mol wt	29.4968	28.1926	32.1580	
Actual dens kg/m3	844.0590	755.7067	1075.9092	
Actual vol m3/h	465.9585	1237.2918	241.8154	
Std liq m3/h	433.8185	1144.2333	230.0536	
Std vap 0 C m3/h	298852.7708	743366.8908	181335.8894	
Cp kJ/kg-K	1.9524	2.1148	1.7188	
Z factor	0.0139	0.0155	0.0108	
Visc N-s/m2	0.0001270	0.0001134	0.0001501	
Th cond W/m-K	0.1178	0.1137	0.1320	
Surf. tens. N/m	0.0070	0.0062	0.0099	

Stream No.	53	54	55	56
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/s	2.2473	0.0247	2.7755	2.7755
Mass flow kg/s	72.2694	1.5851	50.0000	50.0000
Temp C	-112.0000	130.0000	155.0040	43.7161
Pres bar	3.5000	1.0000	10.0000	10.0000

## ANEXO - Consolidated Report Chemcad Modelo Base (condiciones estáticas)

Vapor mole fraction	1.000	1.000	0.0000	0.0000
Enth MW	-9.1245	-7.2376	-766.33	-789.93
Tc C	-118.6456	157.6000	374.2000	374.2000
Pc bar	50.7258	78.8410	221.1823	221.1823
Std. sp gr. wtr = 1	1.131	1.434	1.000	1.000
Std. sp gr. air = 1	1.110	2.212	0.622	0.622
Degree API	-6.3804	-32.8250	10.0000	10.0000
Average mol wt	32.1580	64.0650	18.0150	18.0150
Actual dens kg/m3	8.6044	1.9229	911.8406	990.5012
Actual vol m3/h	30236.9659	2967.6411	197.4029	181.7262
Std liq m3/h	230.0520	3.9794	180.0003	180.0003
Std vap 0 C m3/h	181334.5869	1996.4720	223949.8552	223949.8552
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/s	2.2473	0.0247		
Mass flow kg/s	72.2694	1.5851		
Average mol wt	32.1580	64.0650		
Actual dens kg/m3	8.6044	1.9229		
Actual vol m3/h	30236.9659	2967.6411		
Std liq m3/h	230.0520	3.9794		
Std vap 0 C m3/h	181334.5869	1996.4720		
Cp kJ/kg-K	0.9241	0.6838		
Z factor	0.9764	0.9941		
Visc N-s/m2	1.213e-005	1.746e-005		
Th cond W/m-K	0.0146	0.0144		
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/s			2.7755	2.7755
Mass flow kg/s			50.0000	50.0000
Average mol wt			18.0150	18.0150
Actual dens kg/m3			911.8406	990.5012
Actual vol m3/h			197.4029	181.7262
Std liq m3/h			180.0003	180.0003
Std vap 0 C m3/h			223949.8552	223949.8552
Cp kJ/kg-K			4.3520	4.1881
Z factor			0.0067	0.0081
Visc N-s/m2			0.0001731	0.0006331
Th cond W/m-K			0.6842	0.6301
Surf. tens. N/m			0.0476	0.0688

Stream No.	57	58	59	60
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/s	2.2068	2.2068	2.2068	2.2068
Mass flow kg/s	85.7925	85.7925	85.7925	85.7925
Temp C	130.0000	282.0538	50.0000	91.7245
Pres bar	1.0000	4.5000	4.5000	12.0000
Vapor mole fraction	1.000	1.000	0.8710	0.9060
Enth MW	-750.96	-737.07	-770.20	-763.40
Tc C	58.5258	58.5258	58.5258	58.5258
Pc bar	71.4362	71.4362	71.4362	71.4362
Std. sp gr. wtr = 1	0.839	0.839	0.839	0.839
Std. sp gr. air = 1	1.342	1.342	1.342	1.342
Degree API	37.2241	37.2241	37.2241	37.2241
Average mol wt	38.8771	38.8771	38.8771	38.8771
Actual dens kg/m3	1.1626	3.8008	7.6096	17.5539
Actual vol m3/h	265650.2205	81259.9414	40587.1380	17594.5664
Std liq m3/h	368.2756	368.2756	368.2756	368.2756
Std vap 0 C m3/h	178061.4284	178061.4284	178061.4284	178061.4284
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/s	2.2068	2.2068	1.9220	1.9992
Mass flow kg/s	85.7925	85.7925	80.6626	82.0524
Average mol wt	38.8771	38.8771	41.9674	41.0417
Actual dens kg/m3	1.1626	3.8008	7.1579	16.8020
Actual vol m3/h	265650.2205	81259.9414	40568.4382	17580.5832
Std liq m3/h	368.2756	368.2756	349.8072	354.8090
Std vap 0 C m3/h	178061.4284	178061.4284	155086.9797	161317.1390
Cp kJ/kg-K	1.0217	1.1197	0.9111	0.9898
Z factor	0.9977	0.9973	0.9821	0.9663
Visc N-s/m2	1.939e-005	2.562e-005	1.633e-005	1.836e-005
Th cond W/m-K	0.0270	0.0399	0.0206	0.0246
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/s			0.2847	0.2075
Mass flow kg/s			5.1299	3.7401
Average mol wt			18.0169	18.0233
Actual dens kg/m3			987.6024	962.8584
Actual vol m3/h			18.6995	13.9838
Std liq m3/h			18.4684	13.4666
Std vap 0 C m3/h			22974.4558	16744.3036
Cp kJ/kg-K			4.1884	4.2127
Z factor			0.0036	0.0088
Visc N-s/m2			0.0005649	0.0003092
Th cond W/m-K			0.6368	0.6699



## ANEXO - Consolidated Report Chemcad Modelo Base (condiciones estáticas)

Surf. tens. N/m			0.0676	0.0598
Stream No.	61	62	63	64
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/s	2.2068	2.2068	2.2068	0.3322
Mass flow kg/s	85.7925	85.7925	85.7925	5.9848
Temp C	50.0000	99.0046	50.0000	50.0000
Pres bar	12.0000	30.0000	30.0000	30.0000
Vapor mole fraction	0.8580	0.8820	0.8535	0.0000
Enth MW	-771.91	-765.76	-773.57	-94.394
Tc C	58.5258	58.5258	58.5258	374.2000
Pc bar	71.4362	71.4362	71.4362	221.1823
Std. sp gr. wtr = 1	0.839	0.839	0.839	1.000
Std. sp gr. air = 1	1.342	1.342	1.342	0.622
Degree API	37.2241	37.2241	37.2241	10.0000
Average mol wt	38.8771	38.8771	38.8771	18.0150
Actual dens kg/m3	21.2150	46.1121	57.5963	987.7984
Actual vol m3/h	14558.2333	6697.8647	5362.3772	21.8115
Std liq m3/h	368.2756	368.2756	368.2756	21.5454
Std vap 0 C m3/h	178061.4284	178061.4284	178061.4284	26805.9552
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/s	1.8933	1.9463	1.8834	
Mass flow kg/s	80.1447	81.0953	79.9637	
Average mol wt	42.3298	41.6656	42.4569	
Actual dens kg/m3	19.8465	43.7028	53.8969	
Actual vol m3/h	14537.6399	6680.1848	5341.1090	
Std liq m3/h	347.9416	351.3586	347.2874	
Std vap 0 C m3/h	152772.0067	157048.1337	151970.5408	
Cp kJ/kg-K	0.9385	1.0454	1.0429	
Z factor	0.9527	0.9245	0.8797	
Visc N-s/m2	1.671e-005	1.929e-005	1.736e-005	
Th cond W/m-K	0.0212	0.0264	0.0228	
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/s	0.3134	0.2604	0.3234	0.3322
Mass flow kg/s	5.6478	4.6972	5.8288	5.9848
Average mol wt	18.0200	18.0369	18.0263	18.0150
Actual dens kg/m3	987.2887	956.4484	986.6363	987.7984
Actual vol m3/h	20.5938	17.6800	21.2680	21.8115
Std liq m3/h	20.3339	16.9170	20.9882	21.5454
Std vap 0 C m3/h	25289.4288	21013.3124	26090.9088	26805.9552
Cp kJ/kg-K	4.1868	4.2173	4.1832	4.1894
Z factor	0.0096	0.0217	0.0241	0.0240
Visc N-s/m2	0.0005656	0.0002854	0.0005673	0.0005679
Th cond W/m-K	0.6362	0.6709	0.6349	0.6372
Surf. tens. N/m	0.0675	0.0578	0.0671	0.0677
Stream No.	65	66	67	68
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/s	1.8745	1.8745	0.1261	1.7485
Mass flow kg/s	79.8077	79.8077	3.0992	76.7085
Temp C	50.0000	-91.0000	-147.8981	-10.0000
Pres bar	30.0000	30.0000	30.0000	30.0000
Vapor mole fraction	1.000	0.02720	1.000	0.0000
Enth MW	-679.56	-716.53	-0.65663	-704.37
Tc C	19.6003	19.6003	-158.4291	29.6506
Pc bar	76.4326	76.4326	42.4927	74.2378
Std. sp gr. wtr = 1	0.829	0.829	0.818	0.829
Std. sp gr. air = 1	1.470	1.470	0.849	1.515
Degree API	39.2656	39.2656	41.3791	39.1803
Average mol wt	42.5744	42.5744	24.5856	43.8713
Actual dens kg/m3	53.9950	882.7113	93.3665	971.1770
Actual vol m3/h	5321.0032	325.4831	119.4971	284.3462
Std liq m3/h	346.7302	346.7302	13.6312	333.0989
Std vap 0 C m3/h	151255.4696	151255.4696	10171.4078	141084.0442
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/s	1.8745	0.0510	0.1261	
Mass flow kg/s	79.8077	0.8014	3.0992	
Average mol wt	42.5744	15.7192	24.5856	
Actual dens kg/m3	53.9950	32.5913	93.3665	
Actual vol m3/h	5321.0032	88.5218	119.4971	
Std liq m3/h	346.7302	5.6149	13.6312	
Std vap 0 C m3/h	151255.4696	4113.7157	10171.4078	
Cp kJ/kg-K	1.0410	1.8733	1.5615	
Z factor	0.8805	0.9555	0.7587	
Visc N-s/m2	1.738e-005	1.289e-005	1.143e-005	
Th cond W/m-K	0.0228	0.0583	0.0278	
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/s		1.8236		1.7485
Mass flow kg/s		79.0063		76.7085
Average mol wt		43.3252		43.8713

## ANEXO - Consolidated Report Chemcad Modelo Base (condiciones estáticas)

Actual dens kg/m3	1200.2911	971.1770
Actual vol m3/h	236.9613	284.3462
Std liq m3/h	341.1153	333.0989
Std vap 0 C m3/h	147141.7539	141084.0442
Cp kJ/kg-K	1.6033	2.4941
Z factor	0.0641	0.0613
Visc N-s/m2	0.0003525	0.0001251
Th cond W/m-K	0.1857	0.1163
Surf. tens. N/m	0.0158	0.0059

Stream No.	69	70	71	72
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/s	1.7485	1.7485	1.7485	2.7755
Mass flow kg/s	76.7085	76.7085	76.7085	50.0000
Temp C	11.1900	11.1450	14.9227	12.0000
Pres bar	80.0000	80.0000	110.0000	10.0000
Vapor mole fraction	0.0000	0.0000	0.2000	0.0000
Enth MW	-700.63	-700.64	-700.33	-796.57
Tc C	29.6506	29.6506	29.6506	374.2000
Pc bar	74.2378	74.2378	74.2378	221.1823
Std. sp gr. wtr = 1	0.829	0.829	0.829	1.000
Std. sp gr. air = 1	1.515	1.515	1.515	0.622
Degree API	39.1803	39.1803	39.1803	10.0000
Average mol wt	43.8713	43.8713	43.8713	18.0150
Actual dens kg/m3	844.4074	844.7387	827.4295	999.1457
Actual vol m3/h	327.0346	326.9064	333.7450	180.1539
Std liq m3/h	333.0989	333.0989	333.0989	180.0003
Std vap 0 C m3/h	141084.0442	141084.0442	141084.0442	223949.8552
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/s			0.3497	
Mass flow kg/s			15.3417	
Average mol wt			43.8713	
Actual dens kg/m3			879.5662	
Actual vol m3/h			62.7925	
Std liq m3/h			66.6198	
Std vap 0 C m3/h			28216.8226	
Cp kJ/kg-K			2.6664	
Z factor			0.2291	
Visc N-s/m2			8.395e-005	
Th cond W/m-K			0.1046	
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/s	1.7485	1.7485	1.3988	2.7755
Mass flow kg/s	76.7085	76.7085	61.3668	50.0000
Average mol wt	43.8713	43.8713	43.8713	18.0150
Actual dens kg/m3	844.4074	844.7387	815.3471	999.1457
Actual vol m3/h	327.0346	326.9064	270.9526	180.1539
Std liq m3/h	333.0989	333.0989	266.4792	180.0003
Std vap 0 C m3/h	141084.0442	141084.0442	112867.2198	223949.8552
Cp kJ/kg-K	2.8894	2.8869	2.6458	4.1863
Z factor	0.1715	0.1714	0.2291	0.0089
Visc N-s/m2	9.543e-005	9.551e-005	9.884e-005	0.001254
Th cond W/m-K	0.0919	0.0920	0.0876	0.5869
Surf. tens. N/m	0.0024	0.0024	0.0018	0.0743

Stream No.	73	74	75	76
Name				
- - Overall - -				
Molar flow kmol/s	2.7755	2.7755	2.7755	2.7755
Mass flow kg/s	50.0000	50.0000	50.0000	50.0000
Temp C	12.0477	49.3585	89.9106	180.4117
Pres bar	10.0000	10.0000	10.0000	10.0000
Vapor mole fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.1357
Enth MW	-796.56	-788.74	-780.23	-747.11
Tc C	374.2000	374.2000	374.2000	374.2000
Pc bar	221.1823	221.1823	221.1823	221.1823
Std. sp gr. wtr = 1	1.000	1.000	1.000	1.000
Std. sp gr. air = 1	0.622	0.622	0.622	0.622
Degree API	10.0000	10.0000	10.0000	10.0000
Average mol wt	18.0150	18.0150	18.0150	18.0150
Actual dens kg/m3	999.1399	988.0874	964.8988	35.8575
Actual vol m3/h	180.1550	182.1701	186.5481	5019.8677
Std liq m3/h	180.0003	180.0003	180.0003	180.0003
Std vap 0 C m3/h	223949.8552	223949.8552	223949.8552	223949.8552
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/s				0.3765
Mass flow kg/s				6.7828
Average mol wt				18.0150
Actual dens kg/m3				5.0405
Actual vol m3/h				4844.3289
Std liq m3/h				24.4181

## ANEXO - Consolidated Report Chemcad Modelo Base (condiciones estáticas)

Std vap 0 C m3/h				30380.1359
Cp kJ/kg-K				2.6458
Z factor				0.9479
Visc N-s/m2				1.559e-005
Th cond W/m-K				0.0329
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/s	2.7755	2.7755	2.7755	2.3990
Mass flow kg/s	50.0000	50.0000	50.0000	43.2172
Average mol wt	18.0150	18.0150	18.0150	18.0150
Actual dens kg/m3	999.1399	988.0874	964.8989	886.3100
Actual vol m3/h	180.1550	182.1701	186.5481	175.5390
Std liq m3/h	180.0003	180.0003	180.0003	155.5821
Std vap 0 C m3/h	223949.8552	223949.8552	223949.8552	193569.7158
Cp kJ/kg-K	4.1863	4.1892	4.2133	4.4563
Z factor	0.0089	0.0080	0.0074	0.0065
Visc N-s/m2	0.001253	0.0005720	0.0003160	0.0001476
Th cond W/m-K	0.5870	0.6365	0.6706	0.6763
Surf. tens. N/m	0.0743	0.0679	0.0605	0.0422

Stream No. 77

Name

- - Overall - -

Molar flow kmol/s	11.4601
Mass flow kg/s	332.0000
Temp C	12.0000
Pres bar	1.0000
Vapor mole fraction	1.000
Enth MW	-4.4333
Tc C	-141.6040
Pc bar	36.1555
Std. sp gr. wtr = 1	0.870
Std. sp gr. air = 1	1.000
Degree API	31.2018
Average mol wt	28.9702
Actual dens kg/m3	1.2230
Actual vol m3/h	977308.3878
Std liq m3/h	1374.2860
Std vap 0 C m3/h	924702.0865
- - Vapor only - -	
Molar flow kmol/s	11.4601
Mass flow kg/s	332.0000
Average mol wt	28.9702
Actual dens kg/m3	1.2230
Actual vol m3/h	977308.3878
Std liq m3/h	1374.2860
Std vap 0 C m3/h	924702.0865
Cp kJ/kg-K	1.0056
Z factor	0.9993
Visc N-s/m2	1.774e-005
Th cond W/m-K	0.0245

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name				
Temp C	12.0000*	240.0000	2474.1061	602.1678
Pres bar	1.0000*	3.5000	1.0000	263.0000
Enth MW	-296.26	14.468	-281.79	-2873.9
Vapor mass frac.	0.00000	1.0000	1.0000	1.0000
Total kmol/s	0.3070	2.2473	2.4909	12.7671
Total kg/s	30.7000	72.2694	102.9629	230.0000
Total std L m3/h	19.7208	230.0520	393.4336	828.0012
Total std V m3/h	24771.56	181334.59	200988.15	1030169.37
Flowrates in kg/s				
Oxygen	0.0000	70.4739	1.5262	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0001	0.3331	0.0000
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0825	0.0000
Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	75.9853	0.0000
Hydrogen Sulfide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0000	0.0000	1.6012	0.0000
Water	0.0000	0.0000	5.9848	230.0000
Nitric Oxide	0.0000	0.0000	0.0692	0.0000
Nitrogen Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen TetrOx	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Silicon Dioxide	0.0000	0.0000	15.5852	0.0000
COAL_OXY300	30.7000	0.0000	0.0000	0.0000
Argon	0.0000	1.7954	1.7954	0.0000

Stream No.	5	6	7	8
Stream Name				
Temp C	2474.1061	218.0000*	2474.1061	366.7426
Pres bar	1.0000	263.5000*	1.0000	263.0000
Enth MW	-476.24	-3460.0	194.45	-3202.2

## ANEXO - Consolidated Report Chemcad Modelo Base (condiciones estáticas)

Vapor mass frac.	1.0000	0.00000	0.00000	1.0000
Total kmol/s	2.2315	12.7671	0.2594	12.7671
Total kg/s	87.3776	230.0000	15.5853	230.0000
Total std L m3/h	372.2551	828.0012	21.1786	828.0012
Total std V m3/h	180057.91	1030169.37	20930.24	1030169.37
Flowrates in kg/s				
Oxygen	1.5262	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.3331	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	0.0825	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	75.9853	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen Sulfide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	1.6012	0.0000	0.0000	0.0000
Water	5.9848	230.0000	0.0000	230.0000
Nitric Oxide	0.0692	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen TetrOx	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Silicon Dioxide	0.0000	0.0000	15.5852	0.0000
COAL_OXY300	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Argon	1.7954	0.0000	0.0000	0.0000

Stream No.	9	10	11	12
Stream Name				
Temp C	130.0000	364.6408	611.6955	240.2285
Pres bar	1.0000	60.0000	60.0000	5.0000
Enth MW	-758.20	-2966.3	-2583.2	-2738.8
Vapor mass frac.	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Total kmol/s	2.2315	12.7671	11.6570	11.6570
Total kg/s	87.3776	230.0000	210.0000	210.0000
Total std L m3/h	372.2551	828.0012	756.0010	756.0010
Total std V m3/h	180057.91	1030169.37	940589.37	940589.37
Flowrates in kg/s				
Oxygen	1.5262	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.3331	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	0.0825	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	75.9853	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen Sulfide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	1.6012	0.0000	0.0000	0.0000
Water	5.9848	230.0000	210.0000	210.0000
Nitric Oxide	0.0692	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen TetrOx	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Silicon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
COAL_OXY300	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Argon	1.7954	0.0000	0.0000	0.0000

Stream No.	13	14	15	16
Stream Name				
Temp C	101.5446	33.0235	33.0235	39.3564
Pres bar	1.0000	0.0420	0.0420	263.5000
Enth MW	-2421.3	-3644.0	-2207.2	-3637.9
Vapor mass frac.	0.97887	0.00000	0.92502	0.00000
Total kmol/s	10.0674	12.7671	9.0076	12.7671
Total kg/s	181.3636	230.0000	162.2727	230.0000
Total std L m3/h	652.9100	828.0012	584.1826	828.0012
Total std V m3/h	812327.19	1030169.37	726819.09	1030169.37
Flowrates in kg/s				
Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen Sulfide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Water	181.3636	230.0000	162.2727	230.0000
Nitric Oxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen TetrOx	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Silicon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
COAL_OXY300	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Argon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Stream No.	17	18	19	20
Stream Name				
Temp C	101.5446	101.5446	105.7367	364.6408
Pres bar	1.0000	1.0000	263.5000	60.0000
Enth MW	-1000.8	-254.88	-3573.7	-2708.4
Vapor mass frac.	0.34593	0.97887	0.00000	1.0000
Total kmol/s	3.7595	1.0597	12.7671	11.6570

## ANEXO - Consolidated Report Chemcad Modelo Base (condiciones estáticas)

Total kg/s	67.7273	19.0909	230.0000	210.0000
Total std L m3/h	243.8185	68.7274	828.0012	756.0010
Total std V m3/h	303350.25	85508.13	1030169.37	940589.37
Flowrates in kg/s				
Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen Sulfide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Water	67.7273	19.0909	230.0000	210.0000
Nitric Oxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen TetrOx	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Silicon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
COAL_OXY300	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Argon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Stream No.	21	22	23	24
Stream Name				
Temp C	61.5435	240.2285	240.2285	152.8211
Pres bar	1.0000	5.0000	5.0000	5.0000
Enth MW	-1064.9	-2365.3	-373.47	-745.89
Vapor mass frac.	0.00000	1.0000	1.0000	0.00031250
Total kmol/s	3.7595	10.0674	1.5896	2.6998
Total kg/s	67.7273	181.3636	28.6364	48.6364
Total std L m3/h	243.8185	652.9100	103.0911	175.0911
Total std V m3/h	303350.25	812327.19	128262.19	217842.12
Flowrates in kg/s				
Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen Sulfide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Water	67.7273	181.3636	28.6364	48.6364
Nitric Oxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen TetrOx	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Silicon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
COAL_OXY300	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Argon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Stream No.	25	26	27	28
Stream Name				
Temp C	152.8211	101.5446	183.2082	364.6408
Pres bar	5.0000	1.0000	263.5000	60.0000
Enth MW	-668.73	-2166.5	-3496.5	-257.94
Vapor mass frac.	0.75416	0.97887	0.00000	1.0000
Total kmol/s	2.6998	9.0076	12.7671	1.1102
Total kg/s	48.6364	162.2727	230.0000	20.0000
Total std L m3/h	175.0911	584.1826	828.0012	72.0001
Total std V m3/h	217842.12	726819.09	1030169.37	89579.94
Flowrates in kg/s				
Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen Sulfide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Water	48.6364	162.2727	230.0000	20.0000
Nitric Oxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen TetrOx	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Silicon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
COAL_OXY300	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Argon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Stream No.	29	30	31	32
Stream Name				
Temp C	274.9237	218.6990	33.0235	383.5855
Pres bar	60.0000	263.5000	0.0420	1.0000
Enth MW	-295.26	-3459.2	-3272.1	-733.99
Vapor mass frac.	1.0000E-006	0.00000	0.66715	1.0000
Total kmol/s	1.1102	12.7671	12.7671	2.2315
Total kg/s	20.0000	230.0000	230.0000	87.3776
Total std L m3/h	72.0001	828.0012	828.0012	372.2551

## ANEXO - Consolidated Report Chemcad Modelo Base (condiciones estáticas)

Total std V m3/h	89579.94	1030169.37	1030169.37	180057.91
Flowrates in kg/s				
Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	1.5262
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.3331
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0825
Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	75.9853
Hydrogen Sulfide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	1.6012
Water	20.0000	230.0000	230.0000	5.9848
Nitric Oxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0692
Nitrogen Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen TetrOx	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Silicon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
COAL_OXY300	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Argon	0.0000	0.0000	0.0000	1.7954
Stream No.	33	34	35	36
Stream Name				
Temp C	50.0000	385.2033	562.0616	62.0000
Pres bar	20.0000	263.0000	60.0000	1.0000
Enth MW	-1577.2	-3131.2	-2607.4	-78.778
Vapor mass frac.	0.00000	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/s	5.5509	12.7671	11.6570	0.2594
Total kg/s	100.0000	230.0000	210.0000	15.5853
Total std L m3/h	360.0005	828.0012	756.0010	21.1786
Total std V m3/h	447899.71	1030169.37	940589.37	20930.24
Flowrates in kg/s				
Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen Sulfide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Water	100.0000	230.0000	210.0000	0.0000
Nitric Oxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen TetrOx	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Silicon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	15.5852
COAL_OXY300	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Argon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Stream No.	37	38	39	40
Stream Name				
Temp C	12.0000*	212.4409	12.0000	364.6408
Pres bar	20.0000*	20.0000	1.0000	60.0000
Enth MW	-1593.1	-1319.9	-296.26	-2708.4
Vapor mass frac.	0.00000	0.99253	0.00000	1.0000
Total kmol/s	5.5509	5.5509	0.3070	11.6570
Total kg/s	100.0000	100.0000	30.7000	210.0000
Total std L m3/h	360.0005	360.0005	19.7208	756.0010
Total std V m3/h	447899.71	447899.71	24771.56	940589.37
Flowrates in kg/s				
Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen Sulfide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Water	100.0000	100.0000	0.0000	210.0000
Nitric Oxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen TetrOx	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Silicon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
COAL_OXY300	0.0000	0.0000	30.7000	0.0000
Argon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Stream No.	41	42	43	44
Stream Name				
Temp C	366.7426	218.0000	602.1678	12.0000*
Pres bar	263.0000	263.0000	263.0000	1.0000*
Enth MW	-3202.2	-3460.0	-2873.9	-4.4333
Vapor mass frac.	1.0000	0.00000	1.0000	1.0000
Total kmol/s	12.7671	12.7671	12.7671	11.4601
Total kg/s	230.0000	230.0000	230.0000	332.0000
Total std L m3/h	828.0012	828.0012	828.0012	1374.2861
Total std V m3/h	1030169.37	1030169.37	1030169.37	924701.97
Flowrates in kg/s				
Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	77.0092

## ANEXO - Consolidated Report Chemcad Modelo Base (condiciones estáticas)

Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	250.4128
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen Sulfide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Water	230.0000	230.0000	230.0000	0.0000
Nitric Oxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen TetrOx	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Silicon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
COAL_OXY300	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Argon	0.0000	0.0000	0.0000	4.5781

Stream No.	45	46	47	48
Stream Name				
Temp C	154.7315	12.0000*	65.0000	10.0000
Pres bar	3.5000	10.0000*	3.5000	3.5000
Enth MW	43.335	-796.57	13.103	-5.3557
Vapor mass frac.	1.0000	0.00000	1.0000	1.0000
Total kmol/s	11.4601	2.7755	11.4601	11.4601
Total kg/s	332.0000	50.0000	332.0000	332.0000
Total std L m3/h	1374.2861	180.0003	1374.2861	1374.2861
Total std V m3/h	924702.09	223949.86	924702.09	924702.09
Flowrates in kg/s				
Oxygen	77.0092	0.0000	77.0092	77.0092
Nitrogen	250.4128	0.0000	250.4128	250.4128
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen Sulfide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Water	0.0000	50.0000	0.0000	0.0000
Nitric Oxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen TetrOx	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Silicon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
COAL_OXY300	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Argon	4.5781	0.0000	4.5781	4.5781

Stream No.	49	50	51	52
Stream Name				
Temp C	-180.1771	-183.0825	-169.5409	-112.0000
Pres bar	3.5000	3.5000	3.5000	3.5000
Enth MW	-90.893	-104.88	-27.180	-37.398
Vapor mass frac.	0.67094	0.00000	0.00000	1.0000
Total kmol/s	11.4601	9.2127	2.2473	9.2127
Total kg/s	332.0000	259.7305	72.2698	259.7296
Total std L m3/h	1374.2861	1144.2333	230.0536	1144.2296
Total std V m3/h	924702.09	743366.89	181335.89	743364.51
Flowrates in kg/s				
Oxygen	77.0092	6.5351	70.4745	6.5352
Nitrogen	250.4128	250.4127	0.0001	250.4120
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen Sulfide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Water	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitric Oxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen TetrOx	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Silicon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
COAL_OXY300	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Argon	4.5781	2.7826	1.7953	2.7824

Stream No.	53	54	55	56
Stream Name				
Temp C	-112.0000	130.0000	155.0040	43.7161
Pres bar	3.5000	1.0000	10.0000	10.0000
Enth MW	-9.1245	-7.2376	-766.33	-789.93
Vapor mass frac.	1.0000	1.0000	0.00000	0.00000
Total kmol/s	2.2473	0.0247	2.7755	2.7755
Total kg/s	72.2694	1.5851	50.0000	50.0000
Total std L m3/h	230.0520	3.9794	180.0003	180.0003
Total std V m3/h	181334.59	1996.47	223949.86	223949.86
Flowrates in kg/s				
Oxygen	70.4739	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0001	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

## ANEXO - Consolidated Report Chemcad Modelo Base (condiciones estáticas)

Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen Sulfide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0000	1.5851	0.0000	0.0000
Water	0.0000	0.0000	50.0000	50.0000
Nitric Oxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen TetrOx	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Silicon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
COAL_OXY300	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Argon	1.7954	0.0000	0.0000	0.0000

Stream No.	57	58	59	60
Stream Name				
Temp C	130.0000	282.0538	50.0000	91.7245
Pres bar	1.0000	4.5000	4.5000	12.0000
Enth MW	-750.96	-737.07	-770.20	-763.40
Vapor mass frac.	1.0000	1.0000	0.94021	0.95641
Total kmol/s	2.2068	2.2068	2.2068	2.2068
Total kg/s	85.7925	85.7925	85.7925	85.7925
Total std L m3/h	368.2756	368.2756	368.2756	368.2756
Total std V m3/h	178061.43	178061.43	178061.43	178061.43
Flowrates in kg/s				
Oxygen	1.5262	1.5262	1.5262	1.5262
Nitrogen	0.3331	0.3331	0.3331	0.3331
Hydrogen	0.0825	0.0825	0.0825	0.0825
Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	75.9853	75.9853	75.9853	75.9853
Hydrogen Sulfide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0160	0.0160	0.0160	0.0160
Water	5.9848	5.9848	5.9848	5.9848
Nitric Oxide	0.0692	0.0692	0.0692	0.0692
Nitrogen Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen TetrOx	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Silicon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
COAL_OXY300	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Argon	1.7954	1.7954	1.7954	1.7954

Stream No.	61	62	63	64
Stream Name				
Temp C	50.0000	99.0046	50.0000	50.0000
Pres bar	12.0000	30.0000	30.0000	30.0000
Enth MW	-771.91	-765.76	-773.57	-94.394
Vapor mass frac.	0.93417	0.94525	0.93206	0.00000
Total kmol/s	2.2068	2.2068	2.2068	0.3322
Total kg/s	85.7925	85.7925	85.7925	5.9848
Total std L m3/h	368.2756	368.2756	368.2756	21.5454
Total std V m3/h	178061.43	178061.46	178061.46	26805.96
Flowrates in kg/s				
Oxygen	1.5262	1.5262	1.5262	0.0000
Nitrogen	0.3331	0.3331	0.3331	0.0000
Hydrogen	0.0825	0.0825	0.0825	0.0000
Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	75.9853	75.9853	75.9853	0.0000
Hydrogen Sulfide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0160	0.0160	0.0160	0.0000
Water	5.9848	5.9848	5.9848	5.9848
Nitric Oxide	0.0692	0.0692	0.0692	0.0000
Nitrogen Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen TetrOx	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Silicon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
COAL_OXY300	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Argon	1.7954	1.7954	1.7954	0.0000

Stream No.	65	66	67	68
Stream Name				
Temp C	50.0000	-91.0000	-147.8981	-10.0000
Pres bar	30.0000	30.0000	30.0000	30.0000
Enth MW	-679.56	-716.53	-0.65663	-704.37
Vapor mass frac.	1.0000	0.010042	1.0000	0.00000
Total kmol/s	1.8745	1.8745	0.1261	1.7485
Total kg/s	79.8077	79.8077	3.0992	76.7085
Total std L m3/h	346.7302	346.7302	13.6312	333.0990
Total std V m3/h	151255.47	151255.47	10171.41	141084.04
Flowrates in kg/s				
Oxygen	1.5262	1.5262	0.9765	0.5497
Nitrogen	0.3331	0.3331	0.3331	0.0000
Hydrogen	0.0825	0.0825	0.0825	0.0000
Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	75.9853	75.9853	0.0001	75.9852
Hydrogen Sulfide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0160	0.0160	0.0000	0.0160



## ANEXO - Consolidated Report Chemcad Modelo Base (condiciones estáticas)

Water	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitric Oxide	0.0692	0.0692	0.0002	0.0690
Nitrogen Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen TetrOx	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Silicon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
COAL_OXY300	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Argon	1.7954	1.7954	1.7068	0.0886

Stream No.	69	70	71	72
Stream Name				
Temp C	11.1900	11.1450	14.9227	12.0000*
Pres bar	80.0000	80.0000	110.0000	10.0000*
Enth MW	-700.63	-700.64	-700.33	-796.57
Vapor mass frac.	0.00000	0.00000	0.20000	0.00000
Total kmol/s	1.7485	1.7485	1.7485	2.7755
Total kg/s	76.7085	76.7085	76.7085	50.0000
Total std L m3/h	333.0990	333.0990	333.0990	180.0003
Total std V m3/h	141084.04	141084.04	141084.06	223949.86
Flowrates in kg/s				
Oxygen	0.5497	0.5497	0.5497	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	75.9852	75.9852	75.9852	0.0000
Hydrogen Sulfide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0160	0.0160	0.0160	0.0000
Water	0.0000	0.0000	0.0000	50.0000
Nitric Oxide	0.0690	0.0690	0.0690	0.0000
Nitrogen Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen TetrOx	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Silicon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
COAL_OXY300	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Argon	0.0886	0.0886	0.0886	0.0000

Stream No.	73	74	75	76
Stream Name				
Temp C	12.0477	49.3585	89.9106	180.4117
Pres bar	10.0000	10.0000	10.0000	10.0000
Enth MW	-796.56	-788.74	-780.23	-747.11
Vapor mass frac.	0.00000	0.00000	0.00000	0.13566
Total kmol/s	2.7755	2.7755	2.7755	2.7755
Total kg/s	50.0000	50.0000	50.0000	50.0000
Total std L m3/h	180.0003	180.0003	180.0003	180.0003
Total std V m3/h	223949.86	223949.86	223949.86	223949.86
Flowrates in kg/s				
Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Hydrogen Sulfide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Water	50.0000	50.0000	50.0000	50.0000
Nitric Oxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen TetrOx	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Silicon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
COAL_OXY300	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Argon	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Stream No.	77
Stream Name	
Temp C	12.0000
Pres bar	1.0000
Enth MW	-4.4333
Vapor mass frac.	1.0000
Total kmol/s	11.4601
Total kg/s	332.0000
Total std L m3/h	1374.2861
Total std V m3/h	924701.97
Flowrates in kg/s	
Oxygen	77.0092
Nitrogen	250.4128
Hydrogen	0.0000
Carbon	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000
Hydrogen Sulfide	0.0000
Sulfur Dioxide	0.0000
Water	0.0000
Nitric Oxide	0.0000
Nitrogen Dioxide	0.0000
Nitrogen TetrOx	0.0000

ANEXO - Consolidated Report Chemcad Modelo Base (condiciones estáticas)

Silicon Dioxide 0.0000  
 COAL\_OXY300 0.0000  
 Argon 4.5781

Unit type : TOWR Unit name: Eqp # 35

Stg	Temp C	Pres bar	* Net Flows *		Feeds kmol/s	Product kmol/s	Duties MW
			Liquid kmol/s	Vapor kmol/s			
1	-183.1	3.50	184.25		11.46	9.21	-976.6
2	-183.0	3.50	183.69	182.01			
3	-182.8	3.50	182.45	181.45			
4	-182.3	3.50	179.84	180.21			
5	-181.4	3.50	174.99	177.59			
6	-179.5	3.50	167.92	172.74			
7	-176.9	3.50	160.90	165.68			
8	-174.1	3.50	156.37	158.66			
9	-172.1	3.50	154.17	154.12			
10	-171.0	3.50	153.13	151.93			
11	-170.5	3.50	152.55	150.88			
12	-170.2	3.50	152.15	150.30			
13	-170.0	3.50	151.85	149.90			
14	-169.9	3.50	151.62	149.61			
15	-169.8	3.50	151.43	149.37			
16	-169.7	3.50	151.27	149.18			
17	-169.7	3.50	151.15	149.03			
18	-169.6	3.50	151.06	148.90			
19	-169.6	3.50	150.98	148.81			
20	-169.5	3.50		148.73		2.25	935.5

Mole Reflux ratio 20.000

Total liquid entering stage 1 at -180.177 C, 3.704 kmol/s.

Unit type : TOWR Unit name: Eqp # 42

Stg	Temp C	Pres bar	* Net Flows *		Feeds kmol/s	Product kmol/s	Duties MW
			Liquid kmol/s	Vapor kmol/s			
1	-147.9	30.00	2.52			0.13	-11.36
2	-132.0	30.00	3.51	2.65	1.87		
3	-128.9	30.00	3.64	1.76			
4	-128.2	30.00	3.66	1.89			
5	-127.9	30.00	3.66	1.91			
6	-127.7	30.00	3.66	1.91			
7	-127.5	30.00	3.66	1.91			
8	-127.3	30.00	3.66	1.91			
9	-127.1	30.00	3.66	1.91			
10	-127.0	30.00	3.66	1.91			
11	-126.8	30.00	3.66	1.91			
12	-126.7	30.00	3.66	1.91			
13	-126.5	30.00	3.66	1.91			
14	-126.4	30.00	3.65	1.91			
15	-126.1	30.00	3.63	1.90			
16	-125.3	30.00	3.53	1.88			
17	-120.7	30.00	3.05	1.78			
18	-86.4	30.00	2.75	1.30			
19	-29.4	30.00	3.37	1.00			
20	-10.0	30.00		1.62		1.75	22.87

Mole Reflux ratio 20.000

Total liquid entering stage 2 at -135.951 C, 3.352 kmol/s.

Eqp # 1 Unit type : HTXR Unit name:

Stream 42

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	218.0	263.0	0.000	0	230	0.0000	0.0000
2	244.0	263.0	28.6	0	230	0.0000	0.0000
3	268.9	263.0	57.3	0	230	0.0000	0.0000
4	292.5	263.0	85.9	0	230	0.0000	0.0000
5	314.7	263.0	115.	0	230	0.0000	0.0000
6	335.8	263.0	143.	0	230	0.0000	0.0000
7	355.6	263.0	172.	0	230	0.0000	0.0000
8	363.1	263.0	183.	0	230	0.0003	0.0003 Bub
9	337.0	263.0	200.	0	0	0.5000	0.5000
10	351.9	263.0	229.	0	0	0.5000	0.5000

# ANEXO - Consolidated Report Chemcad Modelo Base (condiciones estáticas)

11 366.7 263.0 258. 230 0 1.0000 1.0000

Stream 5

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	383.6	1.0	0.000	87	0	1.0000	1.0000
2	653.1	1.0	28.6	87	0	1.0000	1.0000
3	904.1	1.0	57.3	87	0	1.0000	1.0000
4	1143.7	1.0	85.9	87	0	1.0000	1.0000
5	1375.9	1.0	115.	87	0	1.0000	1.0000
6	1602.6	1.0	143.	87	0	1.0000	1.0000
7	1825.1	1.0	172.	87	0	1.0000	1.0000
8	1911.4	1.0	183.	87	0	1.0000	1.0000
9	2044.2	1.0	200.	87	0	1.0000	1.0000
10	2260.4	1.0	229.	87	0	1.0000	1.0000
11	2474.1	1.0	258.	87	0	1.0000	1.0000

Eqp # 3 Unit type : HTXR Unit name:

Stream 35

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	562.1	60.0	0.000	210	0	1.0000	1.0000
2	567.0	60.0	2.42	210	0	1.0000	1.0000
3	572.0	60.0	4.84	210	0	1.0000	1.0000
4	576.9	60.0	7.26	210	0	1.0000	1.0000
5	581.9	60.0	9.68	210	0	1.0000	1.0000
6	586.9	60.0	12.1	210	0	1.0000	1.0000
7	591.8	60.0	14.5	210	0	1.0000	1.0000
8	596.8	60.0	16.9	210	0	1.0000	1.0000
9	601.8	60.0	19.4	210	0	1.0000	1.0000
10	606.7	60.0	21.8	210	0	1.0000	1.0000
11	611.7	60.0	24.2	210	0	1.0000	1.0000

Stream 32

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	130.0	1.0	0.000	87	0	1.0000	1.0000
2	157.0	1.0	2.42	87	0	1.0000	1.0000
3	183.6	1.0	4.84	87	0	1.0000	1.0000
4	209.7	1.0	7.26	87	0	1.0000	1.0000
5	235.4	1.0	9.68	87	0	1.0000	1.0000
6	260.9	1.0	12.1	87	0	1.0000	1.0000
7	286.0	1.0	14.5	87	0	1.0000	1.0000
8	310.8	1.0	16.9	87	0	1.0000	1.0000
9	335.3	1.0	19.4	87	0	1.0000	1.0000
10	359.6	1.0	21.8	87	0	1.0000	1.0000
11	383.6	1.0	24.2	87	0	1.0000	1.0000

Eqp # 6 Unit type : HTXR Unit name:

Stream 41

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	366.7	263.0	0.000	230	0	1.0000	1.0000
2	368.6	263.0	7.10	0	0	0.5000	0.5000
3	370.4	263.0	14.2	0	0	0.5000	0.5000
4	372.3	263.0	21.3	0	0	0.5000	0.5000
5	374.1	263.0	28.4	0	0	0.5000	0.5000
6	376.0	263.0	35.5	0	0	0.5000	0.5000
7	377.8	263.0	42.6	0	0	0.5000	0.5000
8	379.7	263.0	49.7	0	0	0.5000	0.5000
9	381.5	263.0	56.8	0	0	0.5000	0.5000
10	383.4	263.0	63.9	0	0	0.5000	0.5000
11	385.2	263.0	71.0	0	0	1.0000	1.0000

Eqp # 9 Unit type : HTXR Unit name:

Stream 31

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	33.0	0.0	0.000	153	77	0.6671	0.6671
2	33.0	0.0	37.2	138	92	0.6004	0.6004
3	33.0	0.0	74.4	123	107	0.5337	0.5337

## ANEXO - Consolidated Report Chemcad Modelo Base (condiciones estáticas)

4	33.0	0.0	112.	107	123	0.4670	0.4670
5	33.0	0.0	149.	92	138	0.4003	0.4003
6	33.0	0.0	186.	77	153	0.3336	0.3336
7	33.0	0.0	223.	61	169	0.2669	0.2669
8	33.0	0.0	260.	46	184	0.2001	0.2001
9	33.0	0.0	297.	31	199	0.1334	0.1334
10	33.0	0.0	335.	15	215	0.0667	0.0667
11	33.0	0.0	372.	0	230	0.0000	0.0000

Eqp # 11 Unit type : HTXR Unit name:

Stream 16

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	39.4	263.5	0.000	0	230	0.0000	0.0000
2	46.8	263.5	7.13	0	230	0.0000	0.0000
3	52.6	263.5	11.4	0	0	0.5000	0.5000
4	59.3	263.5	14.3	0	0	0.5000	0.5000
5	65.9	263.5	21.4	0	0	0.5000	0.5000
6	72.5	263.5	28.5	0	0	0.5000	0.5000
7	79.2	263.5	35.6	0	0	0.5000	0.5000
8	85.8	263.5	42.8	0	0	0.5000	0.5000
9	92.5	263.5	49.9	0	0	0.5000	0.5000
10	99.1	263.5	57.0	0	0	0.5000	0.5000
11	105.7	263.5	64.2	0	0	0.0000	0.0000

Stream 17

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	61.5	1.0	0.000	0	68	0.0000	0.0000
2	86.6	1.0	7.13	0	68	0.0000	0.0000
3	101.5	1.0	11.4	0	68	0.0000	0.0000
4	101.5	1.0	14.3	1	66	0.0188	0.0188
5	101.5	1.0	21.4	4	63	0.0655	0.0655
6	101.5	1.0	28.5	8	60	0.1122	0.1122
7	101.5	1.0	35.6	11	57	0.1590	0.1590
8	101.5	1.0	42.8	14	54	0.2057	0.2057
9	101.5	1.0	49.9	17	51	0.2524	0.2524
10	101.5	1.0	57.0	20	47	0.2992	0.2992
11	101.5	1.0	64.2	23	44	0.3459	0.3459

Eqp # 12 Unit type : HTXR Unit name:

Stream 19

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	105.7	263.5	0.000	0	230	0.0000	0.0000
2	113.6	263.5	7.72	0	230	0.0000	0.0000
3	121.5	263.5	15.4	0	230	0.0000	0.0000
4	129.4	263.5	23.1	0	230	0.0000	0.0000
5	137.2	263.5	30.9	0	230	0.0000	0.0000
6	145.0	263.5	38.6	0	230	0.0000	0.0000
7	152.7	263.5	46.3	0	230	0.0000	0.0000
8	160.4	263.5	54.0	0	230	0.0000	0.0000
9	168.1	263.5	61.7	0	230	0.0000	0.0000
10	175.7	263.5	69.4	0	230	0.0000	0.0000
11	183.2	263.5	77.2	0	230	0.0000	0.0000

Stream 25

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	152.8	5.0	0.000	0	49	0.0001	0.0001
2	152.8	5.0	7.72	4	45	0.0755	0.0755
3	152.8	5.0	15.4	7	41	0.1509	0.1509
4	152.8	5.0	23.1	11	38	0.2263	0.2263
5	152.8	5.0	30.9	15	34	0.3017	0.3017
6	152.8	5.0	38.6	18	30	0.3771	0.3771
7	152.8	5.0	46.3	22	27	0.4526	0.4526
8	152.8	5.0	54.0	26	23	0.5280	0.5280
9	152.8	5.0	61.7	29	19	0.6034	0.6034
10	152.8	5.0	69.4	33	16	0.6788	0.6788
11	152.8	5.0	77.2	37	12	0.7542	0.7542

Eqp # 18 Unit type : HTXR Unit name:

Stream 27

ANEXO - Consolidated Report Chemcad Modelo Base (condiciones estáticas)

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	183.2	263.5	0.000	0	230	0.0000	0.0000
2	187.2	263.5	4.15	0	230	0.0000	0.0000
3	191.2	263.5	8.29	0	230	0.0000	0.0000
4	195.2	263.5	12.4	0	230	0.0000	0.0000
5	199.2	263.5	16.6	0	230	0.0000	0.0000
6	203.1	263.5	20.7	0	230	0.0000	0.0000
7	207.1	263.5	24.9	0	230	0.0000	0.0000
8	211.0	263.5	29.0	0	230	0.0000	0.0000
9	213.0	263.5	31.2	0	230	0.0000	0.0000
10	214.8	263.5	33.2	0	230	0.0000	0.0000
11	218.7	263.5	37.3	0	230	0.0000	0.0000

Stream 28

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	274.9	60.0	0.000	0	20	0.0000	0.0000
2	274.9	60.0	4.15	3	17	0.1328	0.1328
3	274.9	60.0	8.29	5	15	0.2656	0.2656
4	274.9	60.0	12.4	8	12	0.3984	0.3984
5	274.9	60.0	16.6	11	9	0.5312	0.5312
6	274.9	60.0	20.7	13	7	0.6640	0.6640
7	274.9	60.0	24.9	16	4	0.7968	0.7968
8	274.9	60.0	29.0	19	1	0.9296	0.9296
9	274.9	60.0	31.2	20	0	1.0000	1.0000 Dew
10	298.4	60.0	33.2	20	0	1.0000	1.0000
11	364.6	60.0	37.3	20	0	1.0000	1.0000

Eqp # 21 Unit type : HTXR Unit name:

Stream 34

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	385.2	263.0	0.000	230	0	1.0000	1.0000
2	395.1	263.0	28.6	230	0	1.0000	1.0000
3	407.0	263.0	57.2	230	0	1.0000	1.0000
4	413.3	263.0	70.3	230	0	1.0000	1.0000
5	421.6	263.0	85.8	230	0	1.0000	1.0000
6	439.8	263.0	114.	230	0	1.0000	1.0000
7	462.5	263.0	143.	230	0	1.0000	1.0000
8	490.4	263.0	172.	230	0	1.0000	1.0000
9	523.4	263.0	200.	230	0	1.0000	1.0000
10	561.0	263.0	229.	230	0	1.0000	1.0000
11	602.2	263.0	257.	230	0	1.0000	1.0000

Stream 38

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	50.0	20.0	0.000	0	100	0.0000	0.0000
2	117.9	20.0	28.6	0	100	0.0000	0.0000
3	183.6	20.0	57.2	0	100	0.0000	0.0000
4	212.4	20.0	70.3	0	100	0.0000	0.0000 Bub
5	212.4	20.0	85.8	8	92	0.0821	0.0821
6	212.4	20.0	114.	23	77	0.2339	0.2339
7	212.4	20.0	143.	39	61	0.3856	0.3856
8	212.4	20.0	172.	54	46	0.5373	0.5373
9	212.4	20.0	200.	69	31	0.6891	0.6891
10	212.4	20.0	229.	84	16	0.8408	0.8408
11	212.4	20.0	257.	99	1	0.9925	0.9925

Eqp # 22 Unit type : HTXR Unit name:

Stream 40

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	364.6	60.0	0.000	210	0	1.0000	1.0000
2	382.5	60.0	10.1	210	0	1.0000	1.0000
3	401.1	60.0	20.2	210	0	1.0000	1.0000
4	420.2	60.0	30.3	210	0	1.0000	1.0000
5	439.8	60.0	40.4	210	0	1.0000	1.0000
6	459.7	60.0	50.5	210	0	1.0000	1.0000
7	479.9	60.0	60.6	210	0	1.0000	1.0000
8	500.3	60.0	70.7	210	0	1.0000	1.0000
9	520.8	60.0	80.8	210	0	1.0000	1.0000

## ANEXO - Consolidated Report Chemcad Modelo Base (condiciones estáticas)

10	541.4	60.0	90.9	210	0	1.0000	1.0000
11	562.1	60.0	101.	210	0	1.0000	1.0000

Eqp # 23 Unit type : HTXR Unit name:

Stream 7

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	62.0	1.0	0.000	0	16	0.0000	0.0000
2	303.2	1.0	30.4	0	0	0.5000	0.5000
3	544.4	1.0	60.7	0	0	0.5000	0.5000
4	785.6	1.0	86.2	0	0	0.5000	0.5000
5	1026.8	1.0	91.1	0	0	0.5000	0.5000
6	1268.1	1.0	121.	0	0	0.5000	0.5000
7	1509.3	1.0	152.	0	0	0.5000	0.5000
8	1750.5	1.0	182.	0	0	0.5000	0.5000
9	1991.7	1.0	213.	0	0	0.5000	0.5000
10	2232.9	1.0	243.	0	0	0.5000	0.5000
11	2474.1	1.0	273.	0	0	0.0000	0.0000

Stream 37

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	12.0	20.0	0.000	0	100	0.0000	0.0000
2	84.4	20.0	30.4	0	100	0.0000	0.0000
3	155.6	20.0	60.7	0	100	0.0000	0.0000
4	212.4	20.0	86.2	0	100	0.0000	0.0000
5	212.4	20.0	91.1	3	97	0.0258	0.0258
6	212.4	20.0	121.	19	81	0.1870	0.1870
7	212.4	20.0	152.	35	65	0.3481	0.3481
8	212.4	20.0	182.	51	49	0.5092	0.5092
9	212.4	20.0	213.	67	33	0.6703	0.6703
10	212.4	20.0	243.	83	17	0.8314	0.8314
11	212.4	20.0	273.	99	1	0.9925	0.9925

Eqp # 30 Unit type : HTXR Unit name:

Stream 45

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	65.0	3.5	0.000	332	0	1.0000	1.0000
2	74.0	3.5	3.02	332	0	1.0000	1.0000
3	83.0	3.5	6.05	332	0	1.0000	1.0000
4	92.0	3.5	9.07	332	0	1.0000	1.0000
5	101.0	3.5	12.1	332	0	1.0000	1.0000
6	110.0	3.5	15.1	332	0	1.0000	1.0000
7	118.9	3.5	18.1	332	0	1.0000	1.0000
8	127.9	3.5	21.2	332	0	1.0000	1.0000
9	136.8	3.5	24.2	332	0	1.0000	1.0000
10	145.8	3.5	27.2	332	0	1.0000	1.0000
11	154.7	3.5	30.2	332	0	1.0000	1.0000

Stream 46

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	12.0	10.0	0.000	0	50	0.0000	0.0000
2	26.4	10.0	3.02	0	50	0.0000	0.0000
3	40.9	10.0	6.05	0	50	0.0000	0.0000
4	55.3	10.0	9.07	0	50	0.0000	0.0000
5	69.7	10.0	12.1	0	50	0.0000	0.0000
6	84.1	10.0	15.1	0	50	0.0000	0.0000
7	98.5	10.0	18.1	0	50	0.0000	0.0000
8	112.7	10.0	21.2	0	50	0.0000	0.0000
9	126.9	10.0	24.2	0	50	0.0000	0.0000
10	141.0	10.0	27.2	0	50	0.0000	0.0000
11	155.0	10.0	30.2	0	50	0.0000	0.0000

Eqp # 31 Unit type : HTXR Unit name:

Stream 47

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	65.0	3.5	0.000	332	0	1.0000	1.0000
2	59.5	3.5	1.85	332	0	1.0000	1.0000

ANEXO - Consolidated Report Chemcad Modelo Base (condiciones estáticas)

3	54.0	3.5	3.69	332	0	1.0000	1.0000
4	48.5	3.5	5.54	332	0	1.0000	1.0000
5	43.0	3.5	7.38	332	0	1.0000	1.0000
6	37.5	3.5	9.23	332	0	1.0000	1.0000
7	32.0	3.5	11.1	332	0	1.0000	1.0000
8	26.5	3.5	12.9	332	0	1.0000	1.0000
9	21.0	3.5	14.8	332	0	1.0000	1.0000
10	15.5	3.5	16.6	332	0	1.0000	1.0000
11	10.0	3.5	18.5	332	0	1.0000	1.0000

Eqp # 32 Unit type : LNGH Unit name:

Stream 48

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	10.0	3.5	85.5	332	0	1.0000	1.0000
2	-179.1	3.5	20.9	332	0	1.0000	1.0000 Dew
3	-179.3	3.5	18.5	320	12	0.9648	0.9638
4	-179.4	3.5	16.2	308	24	0.9295	0.9274
5	-179.5	3.5	13.9	296	36	0.8939	0.8910
6	-179.6	3.5	11.6	284	48	0.8582	0.8546
7	-179.8	3.5	9.27	272	60	0.8222	0.8180
8	-179.9	3.5	6.95	259	73	0.7861	0.7813
9	-180.0	3.5	4.64	247	85	0.7499	0.7446
10	-180.1	3.5	2.32	235	97	0.7135	0.7078
11	-180.2	3.5	-2.34E-006	223	109	0.6768	0.6709

Stream 51

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	-169.5	3.5	0.000	0	72	0.0000	0.0000 Bub
2	-169.5	3.5	1.57	8	64	0.1112	0.1113
3	-169.5	3.5	3.14	16	56	0.2223	0.2225
4	-169.5	3.5	4.71	24	48	0.3334	0.3337
5	-169.5	3.5	6.28	32	40	0.4445	0.4449
6	-169.5	3.5	7.86	40	32	0.5556	0.5560
7	-169.5	3.5	9.43	48	24	0.6667	0.6670
8	-169.5	3.5	11.0	56	16	0.7778	0.7780
9	-169.5	3.5	12.6	64	8	0.8889	0.8890
10	-169.5	3.5	14.1	72	0	0.9998	0.9998 Dew
11	-112.0	3.5	18.1	72	0	1.0000	1.0000

Stream 50

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	-183.1	3.5	18.1	0	260	0.0000	0.0000 Bub
2	-183.1	3.5	23.3	29	231	0.1117	0.1113
3	-183.0	3.5	28.6	58	202	0.2233	0.2225
4	-183.0	3.5	33.9	87	173	0.3349	0.3340
5	-183.0	3.5	39.2	116	144	0.4462	0.4450
6	-183.0	3.5	44.4	144	115	0.5575	0.5562
7	-182.9	3.5	49.7	173	86	0.6685	0.6673
8	-182.9	3.5	55.0	202	58	0.7793	0.7782
9	-182.8	3.5	60.3	231	29	0.8900	0.8893
10	-182.7	3.5	65.6	260	0	1.0000	1.0000 Dew
11	-112.0	3.5	85.5	260	0	1.0000	1.0000

Eqp # 34 Unit type : HTXR Unit name:

Stream 55

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	43.7	10.0	0.000	0	50	0.0000	0.0000
2	55.0	10.0	2.36	0	50	0.0000	0.0000
3	66.2	10.0	4.72	0	50	0.0000	0.0000
4	77.5	10.0	7.08	0	50	0.0000	0.0000
5	88.7	10.0	9.44	0	50	0.0000	0.0000
6	99.9	10.0	11.8	0	50	0.0000	0.0000
7	111.0	10.0	14.2	0	50	0.0000	0.0000
8	122.1	10.0	16.5	0	50	0.0000	0.0000
9	133.2	10.0	18.9	0	50	0.0000	0.0000
10	144.1	10.0	21.2	0	50	0.0000	0.0000
11	155.0	10.0	23.6	0	50	0.0000	0.0000

# ANEXO - Consolidated Report Chemcad Modelo Base (condiciones estáticas)

Stream 53

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	-112.0	3.5	0.000	72	0	1.0000	1.0000
2	-76.5	3.5	2.36	72	0	1.0000	1.0000
3	-40.7	3.5	4.72	72	0	1.0000	1.0000
4	-4.9	3.5	7.08	72	0	1.0000	1.0000
5	30.9	3.5	9.44	72	0	1.0000	1.0000
6	66.5	3.5	11.8	72	0	1.0000	1.0000
7	101.9	3.5	14.2	72	0	1.0000	1.0000
8	136.9	3.5	16.5	72	0	1.0000	1.0000
9	171.7	3.5	18.9	72	0	1.0000	1.0000
10	206.0	3.5	21.2	72	0	1.0000	1.0000
11	240.0	3.5	23.6	72	0	1.0000	1.0000

Eqp # 35 Unit type : TOWER Unit name:

Condenser

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	-182.8	3.5	977.	5341	113	0.9794	0.9793
2	-182.8	3.5	879.	4807	647	0.8821	0.8814
3	-182.9	3.5	781.	4274	1181	0.7846	0.7835
4	-182.9	3.5	684.	3739	1715	0.6867	0.6855
5	-183.0	3.5	586.	3207	2247	0.5893	0.5880
6	-183.0	3.5	488.	2673	2781	0.4913	0.4901
7	-183.0	3.5	391.	2139	3315	0.3933	0.3923
8	-183.0	3.5	293.	1605	3849	0.2952	0.2943
9	-183.1	3.5	195.	1071	4383	0.1970	0.1963
10	-183.1	3.5	97.7	536	4919	0.0985	0.0982
11	-183.1	3.5	0.000	0	5454	0.0000	0.0000 Bub

Reboiler

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	-169.6	3.5	0.000	0	4863	0.0000	0.0000 Bub
2	-169.6	3.5	93.6	480	4383	0.0986	0.0987
3	-169.6	3.5	187.	960	3903	0.1971	0.1974
4	-169.6	3.5	281.	1440	3423	0.2956	0.2960
5	-169.6	3.5	374.	1919	2944	0.3942	0.3946
6	-169.6	3.5	468.	2398	2465	0.4927	0.4931
7	-169.6	3.5	561.	2877	1986	0.5912	0.5916
8	-169.5	3.5	655.	3356	1507	0.6897	0.6900
9	-169.5	3.5	748.	3834	1029	0.7882	0.7884
10	-169.5	3.5	842.	4312	550	0.8866	0.8868
11	-169.5	3.5	936.	4791	72	0.9851	0.9851

Eqp # 36 Unit type : HTXR Unit name:

Stream 58

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	50.0	4.5	0.000	81	5	0.8710	0.9402
2	66.4	4.5	4.14	82	4	0.8986	0.9530
3	77.5	4.5	8.28	83	3	0.9324	0.9686
4	85.6	4.5	12.4	85	1	0.9697	0.9860
5	90.5	4.5	15.6	86	0	1.0000	1.0000 Dew
6	101.6	4.5	16.6	86	0	1.0000	1.0000
7	134.8	4.5	19.5	86	0	1.0000	1.0000
8	148.4	4.5	20.7	86	0	1.0000	1.0000
9	194.0	4.5	24.8	86	0	1.0000	1.0000
10	238.5	4.5	29.0	86	0	1.0000	1.0000
11	282.1	4.5	33.1	86	0	1.0000	1.0000

Stream 75

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	89.9	10.0	0.000	0	50	0.0000	0.0000
2	109.5	10.0	4.14	0	50	0.0000	0.0000
3	129.0	10.0	8.28	0	50	0.0000	0.0000
4	148.2	10.0	12.4	0	50	0.0000	0.0000
5	162.8	10.0	15.6	0	50	0.0000	0.0000
6	167.2	10.0	16.6	0	50	0.0000	0.0000
7	180.4	10.0	19.5	0	50	0.0000	0.0000 Bub



## ANEXO - Consolidated Report Chemcad Modelo Base (condiciones estáticas)

8	180.4	10.0	20.7	1	49	0.0121	0.0121
9	180.4	10.0	24.8	3	47	0.0533	0.0533
10	180.4	10.0	29.0	5	45	0.0945	0.0945
11	180.4	10.0	33.1	7	43	0.1357	0.1357

Eqp # 38 Unit type : HTXR Unit name:

Stream 60

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	50.0	12.0	0.000	80	6	0.8580	0.9342
2	55.8	12.0	0.851	80	6	0.8609	0.9355
3	61.2	12.0	1.70	80	5	0.8643	0.9371
4	66.2	12.0	2.55	81	5	0.8682	0.9389
5	70.7	12.0	3.41	81	5	0.8725	0.9409
6	74.9	12.0	4.26	81	5	0.8772	0.9431
7	78.8	12.0	5.11	81	5	0.8824	0.9455
8	82.4	12.0	5.96	81	4	0.8878	0.9480
9	85.7	12.0	6.81	82	4	0.8936	0.9507
10	88.8	12.0	7.66	82	4	0.8996	0.9535
11	91.7	12.0	8.51	82	4	0.9060	0.9564

Stream 74

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	49.4	10.0	0.000	0	50	0.0000	0.0000
2	53.4	10.0	0.851	0	50	0.0000	0.0000
3	57.5	10.0	1.70	0	50	0.0000	0.0000
4	61.5	10.0	2.55	0	50	0.0000	0.0000
5	65.6	10.0	3.41	0	50	0.0000	0.0000
6	69.7	10.0	4.26	0	50	0.0000	0.0000
7	73.7	10.0	5.11	0	50	0.0000	0.0000
8	77.8	10.0	5.96	0	50	0.0000	0.0000
9	81.8	10.0	6.81	0	50	0.0000	0.0000
10	85.9	10.0	7.66	0	50	0.0000	0.0000
11	89.9	10.0	8.51	0	50	0.0000	0.0000

Eqp # 40 Unit type : HTXR Unit name:

Stream 62

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	50.0	30.0	0.000	80	6	0.8535	0.9321
2	56.1	30.0	0.781	80	6	0.8548	0.9327
3	61.9	30.0	1.56	80	6	0.8565	0.9335
4	67.4	30.0	2.34	80	6	0.8585	0.9344
5	72.7	30.0	3.12	80	6	0.8609	0.9355
6	77.7	30.0	3.91	80	5	0.8636	0.9367
7	82.5	30.0	4.69	80	5	0.8666	0.9381
8	87.0	30.0	5.47	81	5	0.8700	0.9397
9	91.2	30.0	6.25	81	5	0.8737	0.9414
10	95.2	30.0	7.03	81	5	0.8777	0.9433
11	99.0	30.0	7.81	81	5	0.8820	0.9452

Stream 73

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.
1	12.0	10.0	0.000	0	50	0.0000	0.0000
2	15.8	10.0	0.781	0	50	0.0000	0.0000
3	19.5	10.0	1.56	0	50	0.0000	0.0000
4	23.2	10.0	2.34	0	50	0.0000	0.0000
5	27.0	10.0	3.12	0	50	0.0000	0.0000
6	30.7	10.0	3.91	0	50	0.0000	0.0000
7	34.4	10.0	4.69	0	50	0.0000	0.0000
8	38.2	10.0	5.47	0	50	0.0000	0.0000
9	41.9	10.0	6.25	0	50	0.0000	0.0000
10	45.6	10.0	7.03	0	50	0.0000	0.0000
11	49.4	10.0	7.81	0	50	0.0000	0.0000

Eqp # 42 Unit type : TOWER Unit name:

Condenser

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.
----	-----------	-------------	-------------	---------------	----------------	-------------------	-------------------

## ANEXO - Consolidated Report Chemcad Modelo Base (condiciones estáticas)

1	-132.0	30.0	11.4	91	0	1.0000	1.0000	Dew
2	-135.8	30.0	10.2	85	6	0.9389	0.9362	
3	-136.5	30.0	9.09	75	16	0.8283	0.8217	
4	-137.0	30.0	7.95	64	27	0.7129	0.7024	
5	-137.5	30.0	6.82	53	38	0.5975	0.5834	
6	-138.0	30.0	5.68	42	49	0.4837	0.4665	
7	-138.7	30.0	4.54	32	59	0.3732	0.3537	
8	-139.8	30.0	3.41	23	69	0.2686	0.2479	
9	-141.3	30.0	2.27	14	77	0.1745	0.1542	
10	-143.9	30.0	1.14	7	84	0.0983	0.0804	
11	-147.9	30.0	0.000	3	88	0.0476	0.0340	

### Reboiler

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.	
1	-29.4	30.0	0.000	0	146	0.0000	0.0000	Bub
2	-24.5	30.0	2.29	4	142	0.0294	0.0269	
3	-20.7	30.0	4.57	9	137	0.0652	0.0608	
4	-17.8	30.0	6.86	15	131	0.1068	0.1011	
5	-15.7	30.0	9.15	21	125	0.1532	0.1467	
6	-14.1	30.0	11.4	29	118	0.2032	0.1963	
7	-12.8	30.0	13.7	36	110	0.2559	0.2489	
8	-11.9	30.0	16.0	44	102	0.3104	0.3036	
9	-11.1	30.0	18.3	53	94	0.3665	0.3599	
10	-10.5	30.0	20.6	61	85	0.4235	0.4173	
11	-10.0	30.0	22.9	70	77	0.4814	0.4756	

Eqp # 43 Unit type : HTXR Unit name:

### Stream 65

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.	
1	50.0	30.0	0.000	80	0	1.0000	1.0000	
2	2.3	30.0	4.11	80	0	1.0000	1.0000	
3	-9.0	30.0	5.18	80	0	1.0000	1.0000	Dew
4	-9.6	30.0	8.22	68	12	0.8578	0.8533	
5	-10.7	30.0	12.3	52	27	0.6677	0.6575	
6	-12.5	30.0	16.4	37	42	0.4828	0.4676	
7	-15.8	30.0	20.5	23	57	0.3092	0.2900	
8	-22.7	30.0	24.6	11	69	0.1621	0.1413	
9	-37.4	30.0	28.8	4	76	0.0697	0.0509	
10	-61.5	30.0	32.9	2	78	0.0355	0.0188	
11	-91.0	30.0	37.0	1	79	0.0272	0.0100	

Eqp # 46 Unit type : HTXR Unit name:

### Stream 69

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.	
1	11.1	80.0	0.000	0	77	0.0000	0.0000	
2	11.1	80.0	0.000998	0	77	0.0000	0.0000	
3	11.2	80.0	0.00200	0	77	0.0000	0.0000	
4	11.2	80.0	0.00299	0	77	0.0000	0.0000	
5	11.2	80.0	0.00399	0	77	0.0000	0.0000	
6	11.2	80.0	0.00499	0	77	0.0000	0.0000	
7	11.2	80.0	0.00599	0	77	0.0000	0.0000	
8	11.2	80.0	0.00698	0	77	0.0000	0.0000	
9	11.2	80.0	0.00798	0	77	0.0000	0.0000	
10	11.2	80.0	0.00898	0	77	0.0000	0.0000	
11	11.2	80.0	0.00998	0	77	0.0000	0.0000	

### Stream 72

NP	Temp C	Pres bar	Del H MW	Vapor kg/s	Liquid kg/s	Vap mole frac.	Vap mass frac.	
1	12.0	10.0	0.000	0	50	0.0000	0.0000	
2	12.0	10.0	0.000998	0	50	0.0000	0.0000	
3	12.0	10.0	0.00200	0	50	0.0000	0.0000	
4	12.0	10.0	0.00299	0	50	0.0000	0.0000	
5	12.0	10.0	0.00399	0	50	0.0000	0.0000	
6	12.0	10.0	0.00499	0	50	0.0000	0.0000	
7	12.0	10.0	0.00599	0	50	0.0000	0.0000	
8	12.0	10.0	0.00698	0	50	0.0000	0.0000	
9	12.0	10.0	0.00798	0	50	0.0000	0.0000	
10	12.0	10.0	0.00898	0	50	0.0000	0.0000	
11	12.0	10.0	0.00998	0	50	0.0000	0.0000	