

Proyecto Fin de Carrera

Evaluación de sistemas de captura de CO₂ en
una planta de extracción de bitumen *in situ*

Autora

Andrea Ariadna Checa García

Directora

Irene Bolea Agüero

Ponente

Luis Miguel Romeo Giménez

Ingeniería Industrial

Escuela de Ingeniería y Arquitectura

2013

RESUMEN DEL PROYECTO

Las arenas bituminosas son una combinación de arcilla, arena, agua y bitumen (una sustancia parecida a la brea) que se encuentra en grandes cantidades en diversas partes del mundo, sobre todo en Canadá, aunque también en Venezuela, Estados Unidos o Rusia. De estas arenas se extrae el bitumen, un hidrocarburo altamente viscoso del que se puede obtener petróleo crudo sintético tras su procesamiento y refinado. Recientemente se ha incrementado su explotación ya que pueden resultar unas grandes competidoras frente al petróleo, pues sólo las reservas de Canadá constituyen la tercera reserva probada de petróleo del mundo. El 80% de las arenas bituminosas debe extraerse empleando los llamados métodos de extracción *in situ*. La técnica de extracción *in situ* más extendida es la Segregación Gravitacional Asistida por Vapor, o proceso SAGD.

Partiendo de la base teórica que explica el funcionamiento del proceso SAGD, se ha elaborado un modelo con el que poder analizar la operación de las plantas que emplean esta técnica. El proceso SAGD requiere para la extracción de un barril de bitumen 3,4 kWh de electricidad y 3 barriles de vapor de agua. Durante la simulación, el ritmo de extracción de bitumen de 100.000 bbl/d fija los requerimientos energéticos relativos al bitumen de la planta.

El modelo se compone de una instalación de cogeneración, un generador de vapor y los pozos de extracción. Sus equipos se alimentan de gas natural, lo que implica emitir CO₂ a la atmósfera. Debido a que éste es un gas de efecto invernadero, se estudia la implantación de dos sistemas de captura para mitigar sus emisiones.

En primer lugar se ha determinado la operación de la planta sin captura de CO₂, que se toma como referencia para comparar los efectos de la implantación de los sistemas de captura. Los resultados obtenidos de la simulación del modelo de referencia con EES, indican que tiene un consumo eléctrico de 14.354 kW, y de vapor, medido por la potencia térmica, de 60.800 kW_t. Para satisfacer las demandas energéticas se queman 2,28 m³N/s de gas natural, emitiendo 4,49 kg/s de CO₂.

La primera posibilidad ha sido incluir en el modelo un sistema de captura basado en la absorción química con aminas. Para ello, es necesario implantar una unidad de absorción química y una unidad de compresión de CO₂. De la primera se deriva un aumento de la potencia térmica, demandando 20.963 kW_t extra. La segunda precisa 1.887 kW eléctricos. Satisfacer estas nuevas necesidades implica aumentar el consumo de combustible en la planta un 30,26%, creciendo también el CO₂ generado. El 90% del CO₂ que se genera, se captura, logrando evitar la emisión de 3,91 kg/s de CO₂ respecto a la planta de referencia. Esto corresponde a emitir un 87,08% menos CO₂ que en el caso de referencia.

Como segunda opción para reducir las emisiones de CO₂, se estudia la posibilidad de operar la planta SAGD en oxidación. Se requiere una unidad para separar el oxígeno del aire, que consume 5.114 kW de electricidad. Además, se deben aportar 1.557 kW al tren de compresores de CO₂. El consumo de gas natural aumenta un 7,5% respecto a la planta de referencia, pero se consiguen evitar 4,01 kg/s de CO₂, es decir, las emisiones son un 89,3% menores que en la configuración inicial.

Respecto al CO₂ evitado, no se puede concluir que una tecnología sea más apropiada que otra, ya que las diferencias no son lo suficientemente grandes. Pero, dado que en términos energéticos la oxidación tiene repercusiones más leves sobre la planta que la unidad de absorción química, se concluye que ésta sería la tecnología más apropiada para su implantación en una planta SAGD. No obstante la captura con aminas también resulta una opción eficiente y viable a priori.

1. INTRODUCCIÓN Y OBJETIVOS	1
2. EXTRACCIÓN DE BITUMEN <i>IN SITU</i>. EL PROCESO SAGD	5
2.1- PLANTA COMERCIAL DE EXTRACCIÓN DE BITUMEN MEDIANTE SAGD	7
3. SIMULACIÓN DE UNA PLANTA SAGD CONVENCIONAL DE EXTRACCIÓN DE BITUMEN.....	9
3.1- REQUERIMIENTOS ENERGÉTICOS DEL PROCESO SAGD	12
3.1.1- <i>Electricidad</i>	12
3.1.2- <i>Vapor de agua</i>	13
3.2- RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DE LA PLANTA DE REFERENCIA	15
3.2.1- <i>Cogeneración</i>	15
3.2.2- <i>Generador de vapor</i>	19
4. OPCIONES PARA CAPTURAR EL CO₂ DE LAS PLANTAS SAGD	21
4.1- LA ABSORCIÓN QUÍMICA CON AMINAS.....	21
4.2- LA OXICOMBUSTIÓN	23
4.3- LA COMPRESIÓN DEL CO ₂	24
5. SIMULACIÓN DE LA PLANTA SAGD CON CAPTURA DE CO₂	25
5.1- CAPTURA DE CO ₂ MEDIANTE ABSORCIÓN QUÍMICA CON AMINAS	25
5.1.1- <i>Modelo de operación de la planta con absorción química</i>	25
5.1.2- <i>Penalizaciones energéticas a la planta: resultados y comparación</i> ..	29
5.1.3- <i>CO₂ evitado</i>	31
5.2- CAPTURA DE CO ₂ CON OXICOMBUSTIÓN	33
5.2.1- <i>Modelo de operación de la planta en oxidación</i>	33
5.2.2- <i>Penalizaciones energéticas a la planta: resultados y comparación</i> ..	37
5.2.3- <i>CO₂ evitado</i>	39
5.3- COMPARACIÓN Y DISCUSIÓN DE LOS RESULTADOS	41
5.3.1- <i>Penalizaciones energéticas</i>	41
5.3.2- <i>CO₂ evitado</i>	42

6. CONCLUSIONES Y TRABAJO FUTURO	43
6.1- CONCLUSIONES	43
6.2- TRABAJO FUTURO	44
7. REFERENCIAS.....	45
Anexo I. EVALUACIÓN DE LA SENSIBILIDAD DE LA OPERACIÓN DE UNA PLANTA SAGD	49
I.1- INTRODUCCIÓN.....	49
I.2- EXCESO DE AIRE EN LA TURBINA DE GAS.....	49
I.3- INFLUENCIA DEL SOR.....	52
Anexo II. SEPARACIÓN Y CAPTURA DEL CO₂.....	55
II.1- INTRODUCCIÓN	55
II.2- TECNOLOGÍAS DE SEPARACIÓN Y SISTEMAS DE CAPTURA	55
<i>II.2.1- Post-combustión.....</i>	<i>56</i>
<i>II.2.2- Pre-combustión.....</i>	<i>59</i>
<i>II.2.3- Oxidación.....</i>	<i>61</i>
<i>II.2.3- Chemical looping</i>	<i>62</i>
II.3- LA COMPRESIÓN DEL CO ₂	63
Anexo III. UNIDAD DE SEPARACIÓN DEL AIRE PARA LA CAPTURA EN OXICOMBUSTIÓN.....	67

1. INTRODUCCIÓN Y OBJETIVOS

Según las proyecciones de la Agencia Internacional de la Energía, la demanda mundial de energía habrá aumentado un 47% en el 2035 [1]. El impacto del crecimiento económico mundial y el aumento del nivel de vida, especialmente en los países en vías de desarrollo, son las principales causas del mayor consumo energético. Para satisfacer este crecimiento sustancial de la demanda, serán necesarias todas las fuentes de energía existentes [1]. Sin embargo, de entre todas ellas, el petróleo juega un papel dominante, y se espera que esta situación continúe durante décadas. A pesar de las inversiones que los países están haciendo en energías renovables, eficiencia energética y otras medidas para promover y respaldar un panorama energético basado en las mínimas emisiones de gases de efecto invernadero, específicamente el CO₂, la Agencia Internacional de la Energía estima que la demanda mundial de petróleo aumentará un 1% al año hasta el 2030 [2].

A medida que los pozos de petróleo más ligero y más accesibles se van a agotando en el mundo, los países se están valiendo cada vez más de los recursos petrolíferos más pesados y menos accesibles, que requieren un procesamiento mayor [2]. Una de las mayores reservas petrolíferas del mundo no se encuentra en Oriente Medio ni en Alaska, sino en Canadá: son las llamadas arenas bituminosas [3]. Además de en Canadá, sobre todo en la región de Alberta, también existen en Venezuela, Estados Unidos o Rusia [4]. Estos yacimientos, que ocupan una superficie de 142.000 km², constituyen la tercera reserva probada de petróleo en el mundo [2].

Las arenas bituminosas son una combinación de arcilla, arena, agua y bitumen (una sustancia parecida a la brea). De estas arenas se extrae el bitumen, un hidrocarburo altamente viscoso con un ratio carbono – hidrógeno elevado, que tradicionalmente se ha utilizado para la pavimentación de carreteras. El bitumen normalmente se obtiene como un producto intermedio en los procesos convencionales de destilación de petróleo. La elevada concentración de bitumen presente en las arenas bituminosas canadienses y los actuales precios del petróleo, hacen viable económicamente su extracción para la obtención de petróleo crudo sintético, tras su procesamiento y refinado a través de largas cadenas.

Los granos de las arenas bituminosas se encuentran rodeados por una primera capa de agua y bajo esta, por otra de bitumen. Calentar el agua y el bitumen es la manera más sencilla de liberarlos. La capa geológica rica en bitumen se sitúa bajo tierra a profundidades desiguales dependiendo de la zona geográfica del planeta rica en arenas bituminosas en que se encuentra [3]. El bitumen puede extraerse a través de dos métodos, dependiendo de su profundidad. Alrededor del 20% de las arenas bituminosas se encuentra a menos de 75 metros de la superficie y se puede acceder a ellas empleando la minería de superficie o a cielo abierto. La minería de superficie consiste en excavar y extraer del suelo la arena más valiosa, y posteriormente mezclarla con agua caliente para separar el bitumen de la arena. El 80% restante se encuentra a demasiada profundidad para emplear la minería, por lo que deben emplearse los llamados métodos de extracción *in situ*. Estos métodos consisten en inyectar vapor de agua bajo tierra para separar el bitumen de la arena y posteriormente bombearlo a la superficie a través de pozos. La técnica de extracción de bitumen *in situ* más extendida es la Segregación Gravitacional Asistida por Vapor, o proceso SAGD (*Steam Assisted Gravity Drainage*). El bitumen bruto, al ser una forma de petróleo pesada no puede ser transportado por

tuberías. Por tanto una vez extraído, o bien se diluye con hidrocarburos más ligeros que permiten que fluya a través de las tuberías, o bien se refina para transformarlo en petróleo más ligero [2].

El bitumen canadiense se está convirtiendo en una fuente de energía predominante en los mercados de Norte América. La instalación de operadores en las arenas bituminosas de Canadá ha experimentado una fuerte crecida en la última década, y es probable que esta tendencia continúe [5]. Los procesos para extraer y refinar el bitumen requieren grandes cantidades de energía, principalmente en forma de electricidad y vapor de agua. Estos requerimientos energéticos se generan casi en su totalidad a partir de combustibles fósiles (gas natural mayoritariamente), lo que resulta en considerables emisiones atmosféricas de CO₂ [6].

El CO₂ es uno de los principales gases de efecto invernadero. La capacidad de estos gases para retener la radiación infrarroja es fundamental para la vida. No obstante, el fuerte aumento de su concentración en la atmósfera durante los últimos años está provocando el cambio climático del planeta. De entre estos aumentos destaca el de la concentración de CO₂, el cual lleva asociadas preocupaciones medioambientales dado que tiene un origen principalmente antropogénico. La concentración de CO₂ en la atmósfera ha cambiado de forma periódica en el último medio millón de años desde mínimos de 180 ppm hasta máximos de 280 ppm marcando eras glaciares e interglaciares, respectivamente. Estos ciclos naturales se rompieron a partir del siglo XIX con el uso masivo de combustibles fósiles que elevaron la concentración atmosférica hasta las 380 ppm e incrementaron la temperatura media del planeta 0,6°C en el siglo XX [7]. El panel intergubernamental sobre el cambio climático (IPCC) prevé que en el 2100 la temperatura media del planeta habrá aumentado entre 1,1 y 6,4 °C [8].

Las emisiones de gases de efecto invernadero en Canadá debidas sólo al uso del gas natural podrían alcanzar en 2020 valores de 150 Mt de CO₂ [3], a causa de la explotación de las arenas bituminosas. Esto correspondería al 17% de las previsiones totales de Canadá para ese año. El 29 de abril de 1998 Canadá firmó el protocolo de Kyoto, el cual ratificó el 17 de diciembre de 2002 [3]. El protocolo establecía para Canadá reducir sus emisiones de gases de efecto invernadero un 6% respecto a 1990, entre 2008 y 2012 [9]. Sin embargo, en 2004 los niveles de emisión habían crecido un 26,6% respecto a 1990 [10]. El 13 de Abril de 2005, Canadá anunció un plan para cumplir los objetivos del protocolo de Kyoto. La mira en estos objetivos duraría hasta el 8 de febrero de 2007, cuando los abandonó [11]. No obstante, el 26 de abril del mismo año, anunció un nuevo plan alternativo contra el cambio climático, llamado "Turning the corner". El objetivo de éste es conseguir una reducción total de los gases de efecto invernadero industriales de 150 Mt de CO₂ en 2020, o aproximadamente una reducción del 20% en relación a los niveles de 2006 [12].

Como puede observarse, paralelamente al desarrollo de la explotación de las arenas bituminosas, las preocupaciones medioambientales nacionales e internacionales han ido creciendo. Esto ha impulsado a los gobiernos y a las industrias a buscar soluciones para mitigar las emisiones de CO₂ procedentes de las operaciones en las arenas bituminosas. Los sistemas de captura y almacenamiento de CO₂ (CCS: Carbon Capture and Storage) han surgido en los

últimos años como medios viables para mitigar las emisiones de CO₂. Acoplar estas tecnologías a las plantas de extracción de bitumen, puede reducir drásticamente la intensidad de sus emisiones de CO₂. Las corrientes de CO₂ que se capturarían en las industrias gracias a estos sistemas pueden tener distintos fines. Se pueden emplear en operaciones de recuperación mejorada del petróleo (EOR: Enhanced Oil Recovery) y operaciones de recuperación del metano en capas de carbón (ECBM: Enhanced Coal Bed Methane), o bien se pueden almacenar en sumideros bajo tierra. Dichos sumideros de CO₂ existen en Alberta en la actualidad, ya que aproximadamente la mitad de su territorio se considera adecuado para el almacenamiento geológico de CO₂ [6].

En este proyecto se modela una planta de extracción de bitumen “in situ” (SAGD), incluyendo dos sistemas de captura de CO₂ alternativos: captura en post-combustión con absorción química de aminas y oxidación. La finalidad de ambos es la producción de una corriente con elevada concentración de CO₂, que pueda ser ya directamente comprimida y transportada para su almacenamiento. El objetivo del proyecto es evaluar qué método de captura es el más conveniente en términos energéticos. Durante el desarrollo, se analiza el incremento en el consumo de combustible (gas natural) debido a los sistemas de captura y se compara el CO₂ producido y evitado en cada caso.

Para lograr conquistar los objetivos presentados se sigue el siguiente esquema:

- En primer lugar, se describe el proceso SAGD de extracción *in situ* de las arenas bituminosas, y la operación de una planta SAGD comercial de extracción de bitumen en Canadá.
- A partir de ésta, en el tercer capítulo se elabora un modelo que permite representar el funcionamiento de una planta SAGD de extracción de bitumen. Con la ayuda del programa informático EES, se simula la planta en base al modelo, y posteriormente, se analizan los resultados obtenidos de la simulación. El análisis se lleva a cabo tanto para cada uno de los bloques que componen el modelo de la planta, como para el conjunto de la misma. Estos resultados serán la referencia para comparar los impactos de incluir los sistemas de captura. Además, en el Anexo I se evalúa cómo influyen sobre la planta ciertos parámetros de operación.
- El capítulo cuarto expone el funcionamiento de las dos opciones tecnológicas consideradas para capturar el CO₂ en la planta SAGD.
- En el capítulo quinto, se estudian y comparan los dos sistemas de captura presentados en el capítulo anterior. En primer lugar, se evalúa la captura en post-combustión con absorción química de aminas. Partiendo de su explicación teórica, se modifica el modelo de referencia incluyendo en éste el sistema de captura considerado. Una vez hecha la simulación con EES, se evalúan las penalizaciones energéticas sobre el sistema y la disminución de emisiones de CO₂ que comporta. Se procede de manera análoga con la oxidación. Finalmente, se comparan energéticamente y en términos de reducciones de CO₂ los dos sistemas de captura considerados.
- En el último capítulo, se exponen las conclusiones extraídas del estudio, y las posibles continuaciones a este trabajo.

2. EXTRACCIÓN DE BITUMEN *IN SITU*. EL PROCESO SAGD

En los métodos de extracción de bitumen *in situ* se lleva a cabo un proceso de separación térmica bajo tierra. De este modo, se calientan las arenas bituminosas para reducir la viscosidad del bitumen hasta el punto en que éste pueda fluir a través de los granos de arena y pueda ser bombeado a la superficie. La técnica *in situ* para la obtención de bitumen más empleada y extendida es la Segregación Gravitacional Asistida por Vapor, SAGD (*Steam Assisted Gravity Drainage*)[3].

El proceso SAGD se aplica a pares de pozos horizontales y paralelos entre sí que se perforan en la parte inferior de la formación bituminosa, como se muestra en la Figura 1. Uno de ellos se encuentra entre 4 y 6 metros por encima del otro, estando la pareja alineada verticalmente [13]. El pozo superior es el llamado “pozo inyector” y el inferior “pozo productor”, con longitudes del orden del kilómetro.

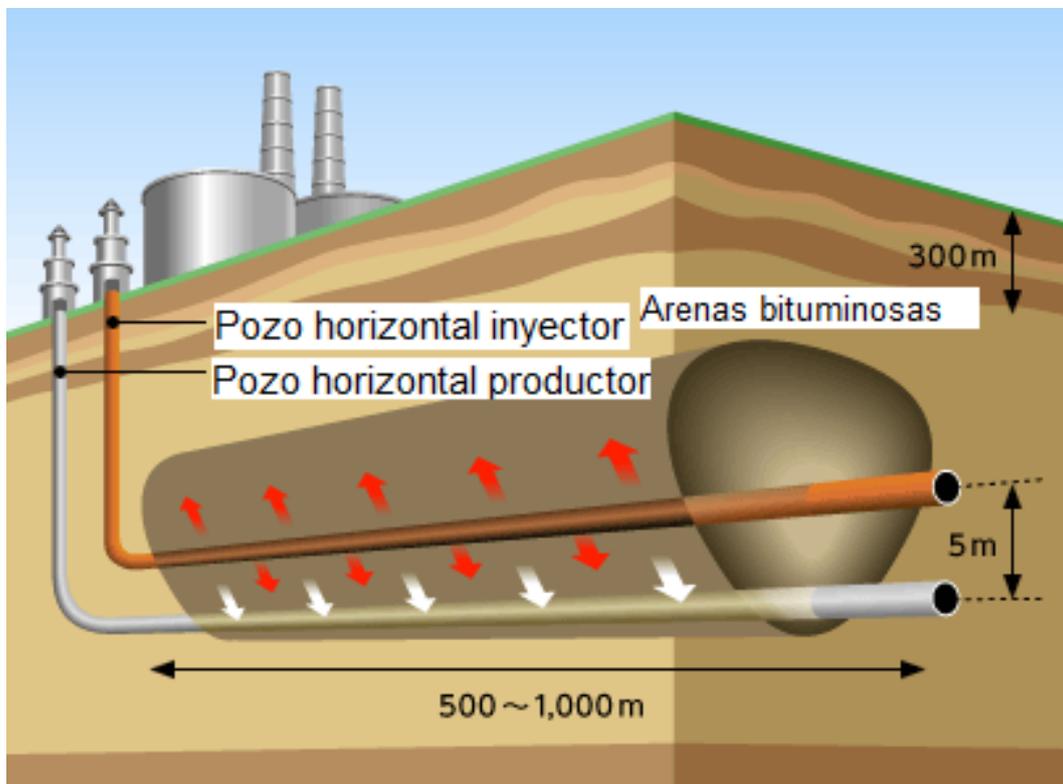


Figura 1. Disposición de los pozos en SAGD. Adaptado de [14]

El proceso comienza inyectando vapor de agua en ambos pozos, de forma que el bitumen adherido a la arena localizada entre ellos se calienta y fluye hacia el pozo productor. El espacio poroso entre los granos de arena que queda libre cuando se drena el bitumen se va rellenando con vapor de agua formándose una “cámara de vapor”. La cámara de vapor va calentando y haciendo que se drene cada vez más bitumen, hasta que alcanza todos los poros oleaginosos presentes entre el par de pozos. En la Figura 2 puede verse el proceso de formación de la cámara de vapor.

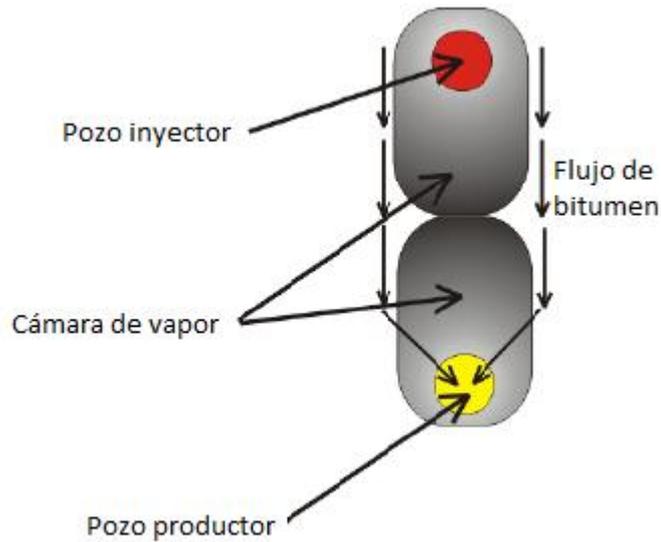


Figura 2. Fase inicial del SAGD cuando el vapor es inyectado en ambos pozos y comienza a formarse la cámara de vapor. Adaptado de [15]

Alcanzado este punto, la inyección de vapor en el pozo productor cesa y comienza la etapa de funcionamiento normal, en la que solo se inyecta vapor en el pozo inyector. La cámara de vapor, que se encuentra anclada al pozo productor, empieza en este momento a crecer hacia arriba desde el pozo inyector y adquiere forma cónica. Durante esta etapa, a medida que nuevas superficies de bitumen se calientan y reducen su viscosidad, fluyen hacia abajo hasta llegar al pozo productor. Este desplazamiento se produce por gravedad a lo largo de la frontera de la cámara de vapor [15] (Figura 3). Desde el pozo productor, el bitumen y el agua condensada son bombeados a la superficie.

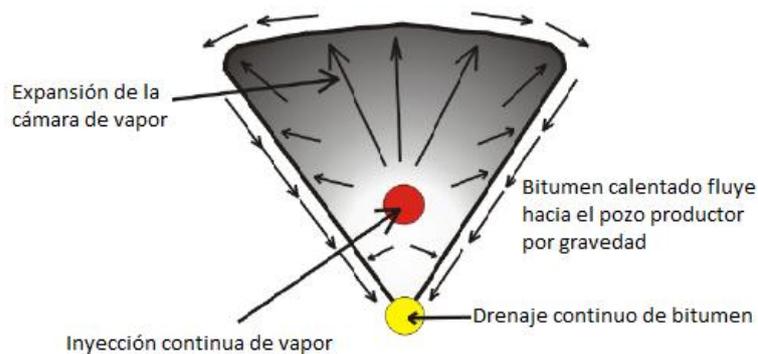


Figura 3. Comportamiento predominante cuando el vapor es inyectado únicamente en el pozo inyector. Se desarrolla la cámara de vapor con forma cónica, anclada al pozo productor. Adaptado de [15]

Generalmente, empleando la técnica SAGD puede recuperarse un 50-70% del bitumen presente en la formación [3].

2.1- PLANTA COMERCIAL DE EXTRACCIÓN DE BITUMEN MEDIANTE SAGD

En la presente sección se describe el proceso real de una planta SAGD en Canadá. Se muestra el proceso general que se desarrolla en las instalaciones de “MEG energy corp.”, compañía canadiense dedicada a la explotación *in situ* de las arenas bituminosas existentes en la región de Alberta, Canadá. Utiliza gas natural como combustible para producir el vapor y la electricidad que el proceso requiere.



Figura 4. Esquema del proceso general de una planta SAGD (MEG energy corp.). Adaptado de [13]

La instalación central de procesamiento (ICP) de “MEG Energy” (Figura 4) alberga un proceso en bucle cerrado que equilibra el impacto ambiental y maximiza la eficiencia. La ICP puede dividirse en cinco sistemas clave, a saber:

- Separación en entrada
- Tratamiento del crudo
- Generación de vapor
- Cogeneración
- Tratamiento del agua

Estos sistemas están respaldados por varias instalaciones de almacenamiento, servicios públicos y otras infraestructuras.

1. Separación en entrada

De la formación bituminosa se extraen como productos bitumen, gas y agua condensada. Todos ellos se conducen a través de una tubería al sistema de separación en entrada. En este sistema se separa el gas, y la mezcla de agua y bitumen restantes se envía a la

instalación de tratamiento del crudo. Para facilitar que dicha mezcla fluya se le añade disolvente.

2. Tratamiento del crudo

El agregado de bitumen, agua y disolvente llega a la instalación de tratamiento del crudo, lugar en el que a través de una serie de procesos químicos y mecánicos el bitumen y el disolvente son separados del agua. La mezcla de bitumen y disolvente, llamada “dilbit”, se envía mediante tuberías a un parque de tanques, donde se almacena hasta el momento de su venta. El agua se lleva a la instalación de tratamiento de agua, donde se limpia y es recirculada de nuevo hacia el proceso.

3. Tratamiento del agua

Aproximadamente el 90% del agua empleada en las operaciones se recircula. El agua de reposición adicional necesaria se obtiene de fuentes no potables localizadas a gran profundidad bajo el suelo. En la planta de tratamiento se hace pasar el agua a través de una serie de filtros, incluyendo el filtro principal conocido como “*Hot Lime Softener*” (Suavizante de cal caliente). Para asegurar que el resto de equipos de la ICP trabajan con un rendimiento óptimo, esta etapa de limpieza del agua es fundamental.

4. Generación de vapor

Tras su tratamiento en la instalación de tratamiento de agua, ésta llega a la unidad generadora de vapor. Los generadores de vapor se alimentan con gas natural y con gas que ha sido segregado en el sistema de separación en entrada. Los generadores de vapor producen un 80% de vapor y un 20% de agua. Esta fracción de agua se transfiere a los estanques de agua reciclada y se devuelve a la instalación de tratamiento de agua, donde se limpia y se recircula de nuevo. Por otro lado, el vapor se transporta a los pozos donde se inyecta en los depósitos de arenas bituminosas.

5. Cogeneración

No todo el vapor utilizado se produce en los generadores de vapor, si no que parte se obtiene en la instalación de cogeneración. Esta instalación aloja una gran turbina de gas en la que se quema gas natural puro para producir electricidad. La elevada temperatura de los gases de escape de la combustión se emplea para producir vapor. MEG en concreto, además de utilizar el vapor y la electricidad generados para el funcionamiento de la propia planta, genera electricidad en exceso que vierte a la red de Alberta. La electricidad que genera para la operación de la propia instalación se invierte en alimentar los equipos que intervienen en el proceso [13].

3. SIMULACIÓN DE UNA PLANTA SAGD CONVENCIONAL DE EXTRACCIÓN DE BITUMEN

En base a la descripción del apartado anterior, se elabora el modelo buscado de la planta SAGD. En el modelo se incluyen las siguientes consideraciones y simplificaciones:

- La demanda, tanto de vapor de agua como de energía eléctrica de los procesos SAGD, alcanza valores muy altos. Los operadores *in situ* tienen la opción de construir sus propias plantas de generación de vapor y comprar la electricidad de la red, o alternativamente, recurrir a la cogeneración para producir vapor y energía eléctrica en una única instalación. Cada vez es mayor el número de operadores que está optando por esta segunda opción, de forma que promueven la autosuficiencia y optimizan el consumo eléctrico [16], así que ésta será la alternativa escogida para el modelado de la planta.
- En la cogeneración se producirá la energía eléctrica necesaria para la operación de la planta, sin generar en exceso para su venta posterior. Esta situación es común a muchas plantas de extracción, ya que las arenas bituminosas se encuentran en zonas alejadas tanto de la generación eléctrica, como del consumo (la población). Como consecuencia, las redes de distribución y transporte eléctricas no están muy extendidas por esas áreas, por lo que conectarse a éstas resulta costoso, o en algunos casos no son accesibles.
- De los pozos de extracción se obtendrá únicamente bitumen y agua condensada, esto es, sin presencia de gas. También se considera que todo el gas natural empleado como combustible se adquiere del mercado. Este segundo punto implica que no habrá separación en entrada y su razón se basa en que la cantidad de gas extraída varía según las instalaciones y la localización del yacimiento. Además, su repercusión es básicamente económica y no afecta a los balances energéticos ni de masa sobre los distintos equipos.
- No se incluirán en el modelo procesos que no resultan necesarios para la descripción energética ni esquemática de la planta, como son: la planta de tratamiento de agua, la purga y el agua de reposición, el tratamiento del crudo...

El modelo se compone de 3 grandes bloques: cogeneración, generador de vapor y los pozos de extracción. Su esquema resultante es el que muestra la Figura 5:

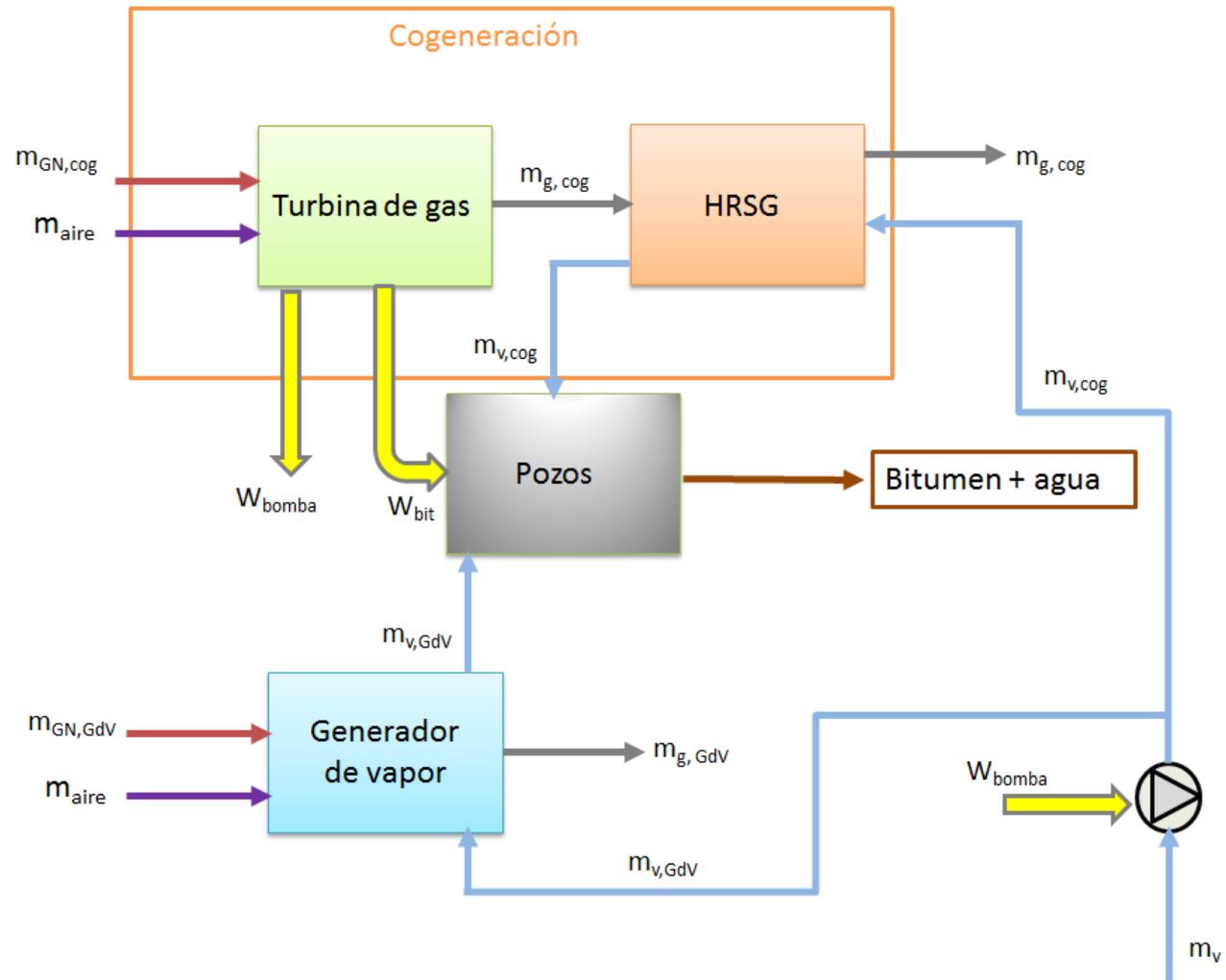


Figura 5. Modelo de operación

1. Cogeneración

Este primer conjunto está compuesto por una turbina de gas y por una caldera de recuperación de calor (HRSG: Heat Recovery Steam Generator). En la turbina de gas, el gas natural empleado como combustible se quema con aire, y los gases de combustión se expanden a través de la turbina generando electricidad. Como la temperatura de los gases a la salida de la turbina es elevada, se aprovecha esta energía para producir vapor de agua por transferencia de calor en la caldera de recuperación. Finalmente los gases de escape son expulsados a la atmósfera.

La finalidad principal de la configuración descrita es la producción de la energía eléctrica necesaria para el funcionamiento de todos los equipos de la planta de extracción. La mayor parte de esta energía se emplea para la operación de los pozos inyectoros y productores, mientras que la cantidad restante (muy pequeña en comparación con la anterior), alimenta las bombas que comprimen el agua antes de entrar al generador de vapor y a la caldera de recuperación, como puede observarse en la Figura 5. Como producto secundario a la electricidad, se obtiene parte del vapor de agua empleado para la extracción del bitumen, lo cual implica una menor producción de vapor y un ahorro de gas natural plausible en el generador de vapor.

2. Generador de vapor

En el generador de vapor se produce vapor de agua hasta obtener, junto con el procedente de la cogeneración, todo el necesario para la extracción del bitumen. En él, gracias a la combustión de gas natural, se genera vapor de agua a partir de agua líquida que ha sido previamente presurizada en las bombas. Igual que en el caso anterior, los gases de escape procedentes de la combustión son liberados a la atmósfera.

3. Pozos de extracción

Los pares de pozos inyectoros y productores, reciben el vapor de agua y la electricidad necesarias para la extracción del bitumen, sustancia que alcanza la superficie formando una mezcla con agua condensada. Este es el producto final que se obtiene en el modelo adoptado.

Posteriormente se separarán el bitumen y el agua; ésta será recirculada en su mayoría al proceso de nuevo, volviendo a entrar al ciclo en estado líquido a través de las bombas de presurización. El bitumen será almacenado, tratado y refinado para la obtención de petróleo.

Este modelo servirá de referencia para el estudio tanto de las demandas energéticas, electricidad, vapor de agua y gas natural, como de las emisiones de CO₂ que se derivan de la operación de la planta. Así mismo, también permitirá determinar los estados intermedios de todos los flujos indispensables para la simulación de la planta.

El modelo expuesto ha sido desarrollado para plantas que operan en Canadá y utilizan gas natural como combustible. No obstante, los resultados obtenidos podrán extrapolarse, con las debidas consideraciones, a explotaciones localizadas en regiones diversas y empleando otros tipos de combustible.

3.1- REQUERIMIENTOS ENERGÉTICOS DEL PROCESO SAGD

Ya se ha aventurado, que los requerimientos energéticos de la planta son vapor de agua y electricidad, ambos obtenidos a partir de la combustión de gas natural. Su demanda en términos absolutos es directamente proporcional a la cantidad de bitumen extraída, medida en barriles por día (bbl/d).

Una gran parte de los proyectos de extracción de bitumen mediante SAGD operan en un rango de entre 10.000 y 60.000 barriles de bitumen extraídos al día. Se prevé que las tasas máximas de producción alcancen valores de alrededor de 210.000 bbl/d (por ejemplo, el proyecto de “EnCana’s Foster Creek”), sin embargo, salvaguardando algunas excepciones, los proyectos de mayor tamaño propuestos tienen previsto trabajar alrededor de los 100.000 bbl/d. El tiempo estimado para alcanzar los valores pico depende de cada proyecto, variando desde 5 años o menos para los de pequeña envergadura hasta 40 años para algunos de los más importantes. Dependiendo del yacimiento y de la estrategia adoptada por la compañía, proyectos cuya meta es la extracción de 100.000 bbl/d de bitumen pueden llegar a su producción plena en 7-10 años [3].

Para centrar el análisis en el caso más desfavorable respecto a las emisiones de CO₂, se debe fijar una producción de bitumen máxima, ya que es la que conlleva un mayor consumo de gas natural. Sin embargo, fijar la velocidad de extracción a valores pico máximos que se han alcanzado en reducidos casos concretos limitaría la aplicación directa de las conclusiones obtenidas a muchos proyectos. Es por esto, que la evaluación se concentra en un ritmo de producción de 100.000 bbl/d, ya que la gran mayoría de los casos más desfavorables se encuentra en este rango de producción.

3.1.1- Electricidad

El método SAGD para la extracción de bitumen *in situ* demanda relativamente poca energía eléctrica en comparación con la energía total requerida [5]. Una instalación típica que emplea el método SAGD usa alrededor de 3,4 kWh por barril de bitumen extraído [17]. Por lo tanto, para la extracción de 100.000 bbl/d se precisarán 340.000 kWh al día, que corresponden a 14.167 kW.

Además, se necesita electricidad para alimentar las bombas que presurizan agua desde el Estado 0 (25°C, 1 bar) a los estados 1 y 3 (25°C, 90 bar) de la Figura 6. La potencia requerida es 187 kW y su valor se calcula con la Ecuación 1:

$$\dot{W}_{bomba} = \dot{m}_v * (h_{v,1} - h_{v,0}) \quad \text{(Ecuación 1)}$$

siendo \dot{m}_v el caudal de agua bombeada, y $h_{v,1}$, $h_{v,0}$ las entalpías respectivas en los estados 1 y 0 del agua. El estado 1 y el 3 son idénticos, por ello es indiferente utilizar cualquiera de los dos.

3.1.2- Vapor de agua

La cantidad de vapor de agua que se requiere depende de un parámetro llamado SOR (Steam to Oil Ratio), definido como el volumen de vapor de agua necesario para obtener una unidad de volumen de bitumen. El SOR puede estar en un rango de valores de entre 2 y 5, y depende de la tecnología utilizada, de la calidad de la formación bituminosa y de la geología específica de la región [3]. Un valor muy típico es 3, esto significa que se invierten 3 barriles de vapor de agua para extraer un barril de bitumen. Ya que éste es un valor muy común, será el empleado en la simulación de la planta, y por tanto para extraer 100.000 bbl/d de bitumen se necesitarán 300.000 bbl/d de vapor de agua, esto es, 22,76 kg/s en unidades del SI.

El vapor producido se inyecta bajo tierra a una presión de 80 bar y una temperatura de 300°C [6], por tanto, éstas serán las condiciones del flujo de salida de la caldera de recuperación y del generador de vapor, estados 2 y 4 de la Figura 6. La potencia térmica, \dot{Q}_{vapor} , que se debe aportar a las corrientes de agua para que adquieran dichas condiciones es 60.800 kW_v, y se calcula mediante la Ecuación 2:

$$\dot{Q}_{vapor} = \dot{m}_v * (h_{v,2} - h_{v,1}) \quad \text{(Ecuación 2)}$$

siendo \dot{m}_v el caudal de agua bombeada, y $h_{v,2}$, $h_{v,1}$ las entalpías respectivas en los estados 2 y 1 del agua. Los estados 1 y 3 y; 2 y 4, son idénticos, por ello es indiferente utilizar cualquiera de los dos.

En la Figura 6 se muestra el esquema del modelo de referencia con los estados de los flujos numerados, notación que se empleará durante la simulación de la planta. También se indican las condiciones de los estados conocidos.

3.2- RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DE LA PLANTA DE REFERENCIA

La herramienta informática utilizada para simular el proceso que se desarrolla en la planta SAGD de extracción de bitumen es EES (Engineering Equation Solver).

Una vez conocidas las necesidades de la planta de referencia (Tabla 1), el consumo de gas natural, y por tanto las emisiones de CO₂, dependen únicamente de las características y puntos de operación de los equipos presentes en la instalación.

Electricidad (kW)			Vapor de agua			
$\dot{W}_{bitumen}$	\dot{W}_{bomba}	\dot{W}_{total}	\dot{m}_v (kg/s)	Tª (°C)	P (bar)	\dot{Q}_{vapor} (kW)
14.167	187	14.354	22,76	300	80	60.800

Tabla 1. Requerimientos energéticos de una planta de extracción de 100.000 bbl/d de bitumen

El estudio se centra en primer lugar en la cogeneración, y posteriormente en el generador de vapor. Así, se conocerán las condiciones de operación de toda la planta. En el Anexo I, se ha evaluado cómo influyen sobre su funcionamiento el SOR y el exceso de aire (EA) en la turbina de gas.

3.2.1- Cogeneración

Los elementos que intervienen en la cogeneración son la turbina de gas y la caldera de recuperación de calor, como se puede ver en la Figura 7:

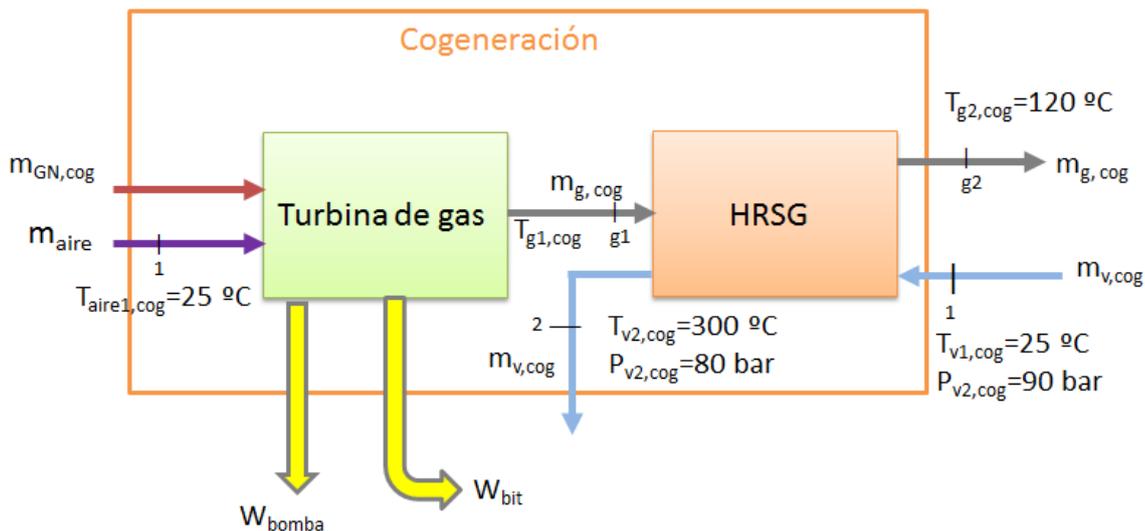


Figura 7. Componentes y estados de la cogeneración

Estos dos elementos diferenciados se analizarán por separado, para poder determinar las variables que son dependientes del primero y sin embargo, afectan al segundo.

1. Turbina de gas

El bloque de turbina de gas contiene los equipos propios de un ciclo de Brayton de turbina de gas, compuesto por un compresor, la cámara de combustión y la turbina de gas propiamente dicha (Figura 8).

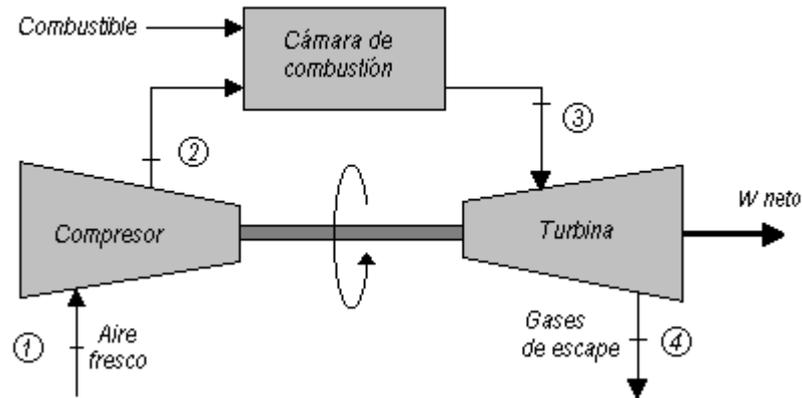


Figura 8. Ciclo Brayton de turbina de gas

El aire en condiciones ambiente (25°C y 1 bar), se introduce al compresor donde su temperatura y presión se elevan. El aire de alta presión llega a la cámara de combustión donde se mezcla con el gas natural empleado como combustible y se produce la combustión, que aumenta la entalpía de los gases. Los gases de escape tras la combustión, estado 3, alcanzan las mayores temperaturas del ciclo ($T_{m\acute{a}x}$). Estos gases de alta temperatura y presión se expanden a través de la turbina de gas hasta la presión atmosférica generando electricidad. Parte de la electricidad generada en la turbina se emplea para accionar el compresor, y el resto (W_{neto}) se exporta para la operación de la planta de extracción.

Las turbinas de gas funcionan con un elevado exceso de aire (EA), (entre un 275% y un 500%) con el objetivo de evitar que las altas temperaturas que se alcanzan tras la combustión puedan afectar a las características mecánicas sus rodets. La temperatura máxima en el interior de las turbinas queda limitada a valores del orden de 1000 a 1300 °C para su correcto funcionamiento [18]. En el análisis desarrollado en el Anexo I, se establece que para la operación de la turbina de gas de la planta, cuyo rendimiento es del 34%, el exceso de aire adecuado es 350%.

Dado que los estados intermedios del bloque turbina de gas no son necesarios para la simulación de la planta, el volumen de control definido para su análisis es el que muestra la Figura 9:

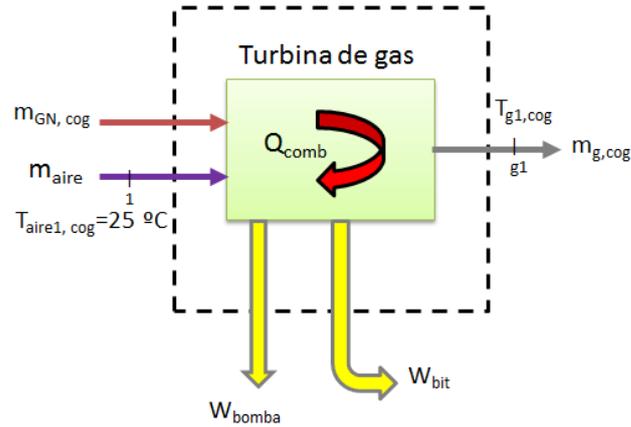
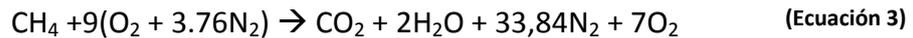


Figura 9. Volumen de control de la turbina de gas

En primer lugar se debe ajustar la reacción de combustión del gas natural que transcurre en el interior de la cámara de combustión. Sabiendo que el EA es un 350%, se pueden determinar todos los coeficientes estequiométricos de la reacción, quedando como expone la Ecuación 3:



En esta ecuación se ha considerado como aproximación que el gas natural está compuesto en un 100% por metano (CH_4).

Para conocer las emisiones de CO_2 y el caudal de gases de combustión \dot{m}_g , es necesario determinar la cantidad de gas natural que se va a quemar. Dada la potencia neta de la turbina, 14.354 kW, y su rendimiento (η), 34%, se calcula el caudal de gas natural aplicando la Ecuación 4, que resulta 1,11 $\text{m}^3\text{N/s}$.

$$\eta = \frac{\dot{W}_{total}}{\dot{m}_{GN, cog} * PCI_{GN}} \quad (\text{Ecuación 4})$$

siendo PCI_{GN} el poder calorífico inferior del gas natural (38.000 $\text{kJ/m}^3\text{N}$), $\dot{m}_{GN, cog}$ el caudal de gas natural, y \dot{W}_{total} la potencia eléctrica neta generada.

El caudal de gases de combustión $\dot{m}_{g, cog}$, está compuesto por todos los componentes del lado derecho de la Ecuación 3, de donde también se obtiene la cantidad de CO_2 emitida:

- $\dot{m}_{g, cog} = 62,07 \text{ kg/s}$
- $\dot{m}_{\text{CO}_2, cog} = 2,18 \text{ kg/s}$

Para poder analizar la caldera de recuperación y establecer el caudal de vapor de agua que en ella se genera, además del caudal de gases de combustión, es necesario conocer también su temperatura, $T_{g1, cog}$. Para ello, se aplica un balance de energía al volumen de control definido en la Figura 9, como muestra la Ecuación 5:

$$(0 - \dot{W}_{total}) = \dot{m}_{g,cog} * h_{g1,cog} - (\dot{m}_{aire} * h_{aire1,cog} + \dot{m}_{GN cog} * PCI_{GN}) \quad \text{(Ecuación 5)}$$

donde \dot{W}_{total} , es la electricidad neta generada por la turbina, $h_{g1,cog}$ y $h_{aire1,cog}$ son las entalpías de los gases de combustión y del aire a la entrada de la turbina, \dot{m}_{aire} y $\dot{m}_{GN cog}$ son los flujos de aire y gas natural a la entrada y PCI_{GN} el poder calorífico inferior del gas natural.

Dado que el valor del PCI_{GN} se calcula con una referencia de temperatura de 25 °C, al ser $T_{aire1,cog}$ igual a 25°C, $h_{aire1,cog}$ será cero, ya que debe emplearse la misma referencia para todas las variables. Considerando todas las magnitudes calculadas anteriormente, la entalpía de los gases de combustión es conocida, y se obtiene una temperatura de los gases a la salida de la turbina de gas y a la entrada a la caldera de recuperación de 444 °C.

2. Caldera de recuperación de calor

Este segundo elemento es un equipo de aprovechamiento energético, y no presenta consumo combustible.

En el volumen de control definido en la Figura 10 para la caldera de recuperación, entra el caudal de gases de combustión \dot{m}_g conocido, a temperatura $T_{g1,cog}$, conocida. La temperatura final de escape de los gases, $T_{g2,cog}$, se fija a 120°C para evitar condensaciones que puedan dañar los equipos.

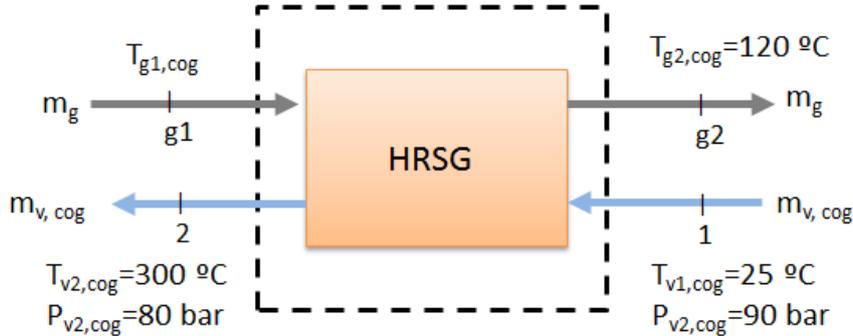


Figura 10. Volumen de control de la caldera de recuperación

En el lado del agua, dadas las condiciones de entrada (25°C, 90 bar) y de salida (300°C, 80bar) definidas, la única incógnita es la cantidad de vapor de agua que puede producirse a la presión y temperatura requeridas por la planta de extracción. Se calcula aplicando un balance de energía (Ecuación 6) al volumen de control. Se ha considerado el rendimiento de la caldera igual al 95%, valor obtenido de la literatura [19].

$$\eta_{HRSG} * \dot{m}_g * (h_{g1,cog} - h_{g2,cog}) = \dot{m}_{v,cog} * (h_{a2} - h_{a1}) \quad \text{(Ecuación 6)}$$

donde $\dot{m}_{v,cog}$ es el caudal de vapor generado, h_{a1} , h_{a2} las entalpías del agua en los estados 1 y 2, $h_{g1,cog}$, $h_{g2,cog}$, las entalpías de los gases en los estados g1 y g2, y η_{HRSG} el rendimiento de la caldera de recuperación.

Se obtiene que la caldera de recuperación genera 7,73 kg/s de vapor de agua. El calor intercambiado en la caldera, \dot{Q}_{HRSG} , es igual a cualquiera de los dos términos de la igualdad de la Ecuación 6, y su valor es 20.652 kW_t.

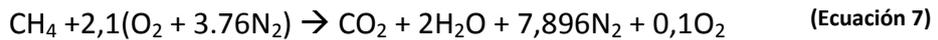
Concluida la simulación del bloque de cogeneración, los resultados más representativos quedan recogidos en Tabla 2 que se muestra a continuación:

\dot{m}				\dot{W} (kW)			HRSG	
$\dot{m}_{GN,cog}$ (m ³ N/s)	\dot{m}_g (kg/s)	$\dot{m}_{CO2,cog}$ (kg/s)	$\dot{m}_{v,cog}$ (kg/s)	\dot{W}_{total}	$\dot{W}_{bitumen}$	\dot{W}_{bomba}	$T_{g1,cog}$ (°C)	\dot{Q}_{HRSG} (kW _t)
1,11	62,07	2,18	7,73	14.354	14.167	187	444	20.652

Tabla 2. Resultados de la cogeneración

3.2.2- Generador de vapor

Este equipo, que debe producir 15,03 kg/s de vapor aportando al agua 40.148 kW_t, se alimenta con gas natural, el cual será quemado en su interior con aire en un 5% en exceso [20]. La reacción de combustión que tiene lugar es la reflejada en la Ecuación 7:



En la Figura 11, se muestra el volumen de control definido para el generador:

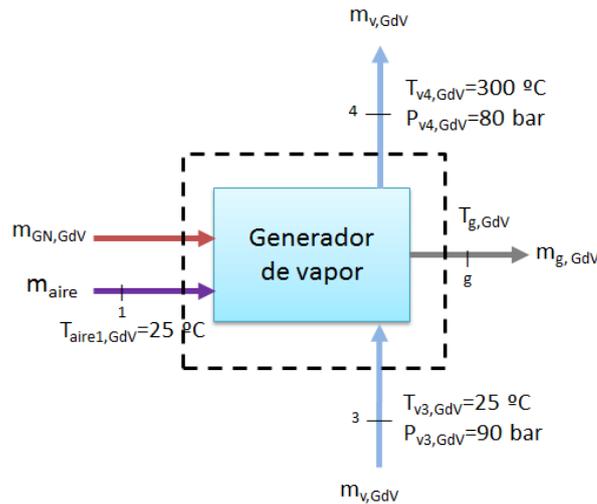


Figura 11. Volumen de control del generador de vapor

La cantidad de gas natural que es necesario quemar es 1,17 m³N/s, y se calcula con la Ecuación 8, considerando que el rendimiento del generador de vapor, η_{GdV} , es del 90%:

$$\eta_{GdV} = \frac{\dot{m}_{v,GdV} * (h_{v4} - h_{v3})}{\dot{m}_{GN,GdV} * PCI_{GN}} \quad \text{(Ecuación 8)}$$

siendo, $\dot{m}_{v,GdV}$ el caudal de vapor de agua producido en el generador, h_{a3}, h_{a4} las entalpías del agua en los correspondientes estados 3 y 4, $\dot{m}_{GN,GdV}$ el caudal de gas natural entrante al generador y PCI_{GN} el poder calorífico inferior gas natural (38.000 kJ/m³N).

Las emisiones de CO₂ se determinan a partir de la reacción de combustión, Ecuación 7, una vez conocido el flujo de gas natural quemado, y resultan ser 2,31 kg/s.

La Tabla 3, muestra los resultados más representativos de la operación del generador de vapor:

$\dot{m}_{GN,GdV}$	$\dot{m}_{CO2,GdV}$	$\dot{m}_{v,GdV}$	$\dot{Q}_{vapor,GdV}$
1,17 m ³ N/s	2,31 kg/s	15,03 kg/s	40.148 kW

Tabla 3. Resultados del generador de vapor

Finalmente, la operación de la planta de extracción de bitumen completa y las contribuciones de cada una de sus partes pueden observarse en la siguiente tabla, Tabla 4:

	COGENERACIÓN	GENERADOR DE VAPOR	PLANTA COMPLETA
\dot{m}_v (kg/s)	7,73 (34 %)	15,03 (66%)	22,76
\dot{m}_{GN} (m ³ N/s)	1,11 (48,6%)	1,17 (51,4%)	2,28
\dot{m}_{CO2} (kg/s)	2,18 (48,6%)	2,31 (51,4%)	4,49

Tabla 4. Resultados de la planta de extracción

Como se aprecia, la cogeneración resulta beneficiosa, ya que produce un 34% del vapor total, comportando un ahorro de gas natural en el generador de vapor. Este porcentaje no se mantiene en el consumo de gas natural, ya que éste va en relación a la electricidad requerida y no al vapor generado.

Respecto a las emisiones de CO₂, se advierte un reparto equitativo entre la cogeneración y el generador de vapor, y se percibe que su porcentaje coincide con el porcentaje de gas natural consumido. Esto se debe a que la única dependencia del CO₂ que se genera, es que por cada mol de gas natural quemado se produce un mol de CO₂, (como muestran las ecuaciones de combustión), de tal manera que los porcentajes deben coincidir.

4. OPCIONES PARA CAPTURAR EL CO₂ DE LAS PLANTAS SAGD

Existen cuatro métodos para capturar el CO₂ resultante de la combustión de combustibles fósiles: pre-combustión, post-combustión, oxicomcombustión y *chemical looping*. Sin embargo, la captura constituye únicamente el primer paso de una cadena. Una vez capturado, el CO₂ debe comprimirse, para posteriormente ser transportado hasta su lugar de almacenamiento. En el Anexo II se amplía la información acerca de la separación y captura del CO₂.

Para la planta SAGD de extracción de bitumen únicamente se han contemplado dos métodos de captura: la post-combustión y la oxicomcombustión. Esta elección se ha basado en dos criterios. En primer lugar, se ha tenido en cuenta la adecuación del sistema de captura al proceso que se desarrolla en la planta. En segundo lugar, se ha considerado el estado de desarrollo de cada tecnología de captura. Aunque ningún sistema se encuentra ya asentado y ampliamente experimentado, no todos se hallan en la misma etapa de desarrollo, ni se posee la misma información acerca de su funcionamiento.

4.1- LA ABSORCIÓN QUÍMICA CON AMINAS

En general, de todos los sistemas conocidos para la captura del CO₂, los basados en la post-combustión son los más desarrollados hasta el momento y acumulan una cierta experiencia comercial a escala suficientemente grande [21]. No obstante, su finalidad no era reducir las emisiones de CO₂, si no, emplearlo para fines comerciales, principalmente en la recuperación mejorada del petróleo (EOR).

Los métodos de captura en post-combustión consisten en la eliminación del CO₂ presente en los gases de escape aguas abajo de las fuentes emisoras. Para ello se pueden emplear distintas tecnologías de separación del CO₂. Entre las tecnologías de separación más maduras se incluye la absorción química usando solventes basados en aminas [5].

El proceso de absorción en post-combustión, hace uso de la reversibilidad química de la reacción de los solventes acuosos alcalinos, normalmente aminas, con un gas ácido. En la Figura 12 está representado de manera esquemática la etapa principal del proceso de captura de CO₂ con absorción química [22].

Los gases de escape de la combustión, antes de ponerse en contacto con el solvente en la columna del absorbedor, entran en la unidad de pretratamiento, cuya función es desulfurar los gases (cuando sea necesario), así como enfriarlos hasta 40-60°C, rango de temperaturas en el que se da la captura máxima en el absorbedor. Una soplante impulsa los gases a través de la torre del absorbedor, donde reaccionan con la solución de aminas empleada como solvente, que es inyectada por la parte superior de la columna. Los gases libres de CO₂ que abandonan el absorbedor por la parte superior, se liberan a la atmósfera. La solución rica en CO₂, amina rica, abandona el absorbedor por la parte inferior, y es bombeada a la parte superior del desorbedor o *stripper* haciéndola pasar a través de un intercambiador de calor, donde se calienta. La regeneración del solvente químico tiene lugar en la columna de desabsorción a

elevadas temperaturas (100°C – 140°C) y a presiones cercanas a la atmosférica. El calor de regeneración necesario es suministrado por un rehervidor, el cual se encarga de mantener las condiciones de regeneración adecuadas. Es aquí donde se da el mayor coste energético del proceso. La corriente gaseosa que se produce, compuesta principalmente por CO₂ y agua, pasa por un condensador en la parte superior de la torre, donde una pequeña parte de la corriente condensa y es reconducida a la torre. El resto del flujo abandona la columna para dirigirse a la etapa de compresión, y la amina pobre, es bombeada de vuelta al absorbedor a través del intercambiador de calor [22, 23].

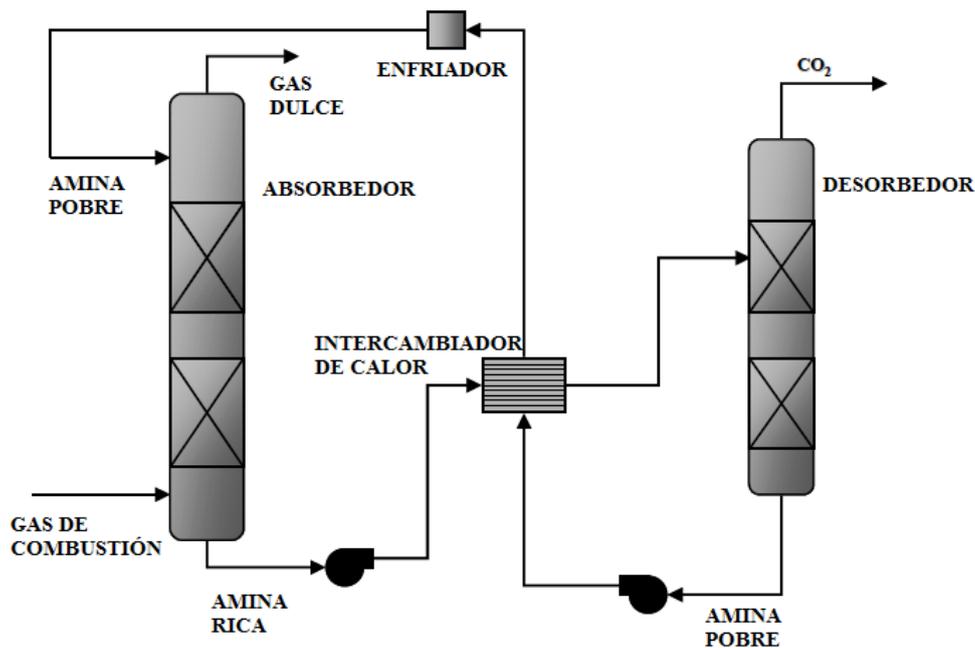


Figura 12. Esquema del proceso de absorción química

Los gases de escape se encuentran normalmente a presión atmosférica. La concentración en éstos del CO₂ es baja y, por tanto, la presión parcial del CO₂ se encuentra en valores reducidos (3- 15 kPa). Bajo estas condiciones de presión parcial, la absorción química con aminas es la opción más adecuada para el tratamiento de la corriente [24].

La tecnología de post-combustión más madura comercialmente es el proceso llamado "Fluor's Econamine FG Plus". Emplea una solución compuesta en un 30% por mono etanol amina (MEA), que alcanza eficiencias de captura entre el 85 y el 95% y produce corrientes de CO₂ con purezas superiores al 99,95%. No obstante, su mayor desventaja es la elevada demanda energética para su regeneración, 4GJ/t_{CO₂}, así como su velocidad de degradación[5].

4.2- LA OXICOMBUSTIÓN

La oxicomcombustión se está desarrollando como un sistema de captura alternativo a los métodos de post-combustión, y consiste en sustituir el aire utilizado como comburente en los procesos de combustión por O₂. De esta manera se elimina la enorme cantidad de N₂ presente en los gases de escape, los cuales estarán compuestos casi en su totalidad por CO₂. Sin embargo, la adopción de este tipo de tecnología requiere la implantación de una unidad de separación de oxígeno del aire (ASU: *Air Separation Unit*), la cual tiene un elevado consumo eléctrico.

La viabilidad de esta opción para la captura de CO₂, se encuentra en fase demostración [25]. Un ejemplo de que esta tecnología es viable, es la central eléctrica de gas en Lacq (Francia). A finales del 2006, "Total" puso en marcha una planta piloto con captura y almacenamiento de CO₂ (CCS) 100% integrado en Lacq, junto con su socio industrial "Air Liquid". Uno de los objetivos de la planta piloto de Lacq es demostrar y desarrollar el proceso de oxicomcombustión con gas abordando lagunas tecnológicas como los fundamentos de la combustión, el diseño de los quemadores y el impacto en la operación de las calderas, la distribución del calor en las calderas, las características de los gases de combustión, las tecnologías de purificación de los gases de combustión, y aspectos generales del proceso como la seguridad y fiabilidad en las operaciones y procedimientos [26].

La oxicomcombustión consiste en realizar el proceso de combustión en una atmósfera de O₂ y CO₂, con lo que se consigue obtener una corriente de gases de combustión fundamentalmente compuesta por CO₂, vapor de agua y el exceso de O₂ necesario para garantizar la combustión completa. Tras el enfriamiento para condensar el vapor, esta corriente de gas se purifica, seca y comprime antes de introducirla en la tubería por donde se conducirá al emplazamiento escogido para su almacenamiento.

Un problema asociado a la combustión con O₂ puro es la alta temperatura que se alcanza. La temperatura adiabática de llama es del orden de ≈ 3.000 K [25], lo que hace inadmisibles su puesta en funcionamiento, debido a la necesidad de materiales que soporten estas temperaturas. Para disminuir dicha temperatura de combustión se atempera, o bien recirculando los gases de escape del proceso, o bien por inyección de agua, hasta valores adecuados para los procesos de generación de energía (del orden de 1.300 °C en el caso de turbinas de gas, 1.700 °C en el caso de calderas [25]).

En la generación eléctrica en una turbina de gas, la oxicomcombustión se produce en una corriente recirculada rica en CO₂ y presurizada. El gas caliente se expande en la turbina para generar potencia eléctrica y a la salida de la turbina se enfría cediendo calor en la caldera de recuperación. El gas rico en CO₂ en parte se comprime y se elimina del sistema y una proporción elevada ($\sim 90\%$) se recircula [21, 25].

Otro problema de los sistemas de captura con oxicomcombustión se deriva de que la pureza del O₂ empleado en la combustión es prácticamente la unidad. Este requerimiento condiciona el método de separación del aire empleado en la ASU. El más conveniente es la destilación criogénica (el cual se explica en el Anexo III), cuyo consumo específico alcanza valores de 0,2 kWh/kg O₂ [27].

4.3- LA COMPRESIÓN DEL CO₂

Tras su captura, el CO₂ debe ser transportado a elevada presión hasta los sumideros geológicos donde se almacenará. El motivo por el que el CO₂ se comprime es hacer más eficiente el proceso de transporte.

El grado de compresión necesario se calcula empleando el diagrama de fases del CO₂. Se ha demostrado que las fases más adecuadas tanto para el transporte como para el posterior almacenamiento, son las condiciones de fluido supercrítico (presiones y temperaturas mayores que las del punto crítico, 7,38 MPa y 31,4 °C), y lo que se llama líquido en fase densa (por encima de la presión crítica y entre -60 y 31,4 °C). A presiones mayores que la presión crítica y a temperaturas menores de 20°C, el CO₂ tiene una densidad entre 800 y 1.200 kg/m³ (unas 1000 veces mayor que en estado gaseoso), por lo que resulta más sencillo moverlo [28].

Las presiones a las que se comprime son normalmente del orden de alrededor de 100 atm. La compresión del CO₂ se lleva a cabo en un tren de compresión en varias etapas, con refrigeración intermedia entre ellas debido a las elevadas temperaturas que se alcanzan. El consumo eléctrico de los compresores de CO₂ es de unos 100 kWh/t_{CO2} [17]. En el Anexo II se amplía la información acerca de la necesidad de comprimir el CO₂.

5. SIMULACIÓN DE LA PLANTA SAGD CON CAPTURA DE CO₂

En este capítulo se estudian y comparan los dos sistemas de captura presentados cuando se incluyen en una planta SAGD.

5.1- CAPTURA DE CO₂ MEDIANTE ABSORCIÓN QUÍMICA CON AMINAS

Partiendo del modelo de referencia, Figura 6, se van a incluir en él las modificaciones oportunas para la integración de una unidad de absorción química y así poder simular el comportamiento de la nueva planta con captura de CO₂.

5.1.1- Modelo de operación de la planta con absorción química

En primer lugar se han de localizar los focos emisores de CO₂ que la planta posee, que son dos: la corriente de gases procedente de la cogeneración, y la que abandona el generador de vapor. Para capturar el CO₂ que portan, ambas corrientes se juntan en un mezclador para obtener una única, que es la que será tratada en la unidad de absorción química. Previamente a la entrada a la unidad de absorción química el nuevo flujo de gases se enfría en un intercambiador de calor para adaptarlo a las condiciones óptimas de absorción del CO₂ (40-60 °C). Una vez atraviesa la unidad de absorción, salen de ella por un lado los gases pobres en CO₂, y por otro una corriente pura de CO₂, la cual atraviesa la fase de compresión y es transportada para su almacenamiento.

El calor en forma de vapor necesario para la regeneración de las aminas se produce en el generador de vapor. De esta manera, el generador proporciona dos corrientes de vapor separadas y a distintas condiciones de presión y temperatura según sea la función que vayan a desempeñar: fluidizar el bitumen o regenerar las aminas. En la Figura 13 está representado el nuevo modelo de operación de la planta de extracción. Se han añadido tres nuevos procesos: la unidad de absorción química; el mezclador y el intercambiador de calor; y la unidad de compresión del CO₂, que se analizan por separado.

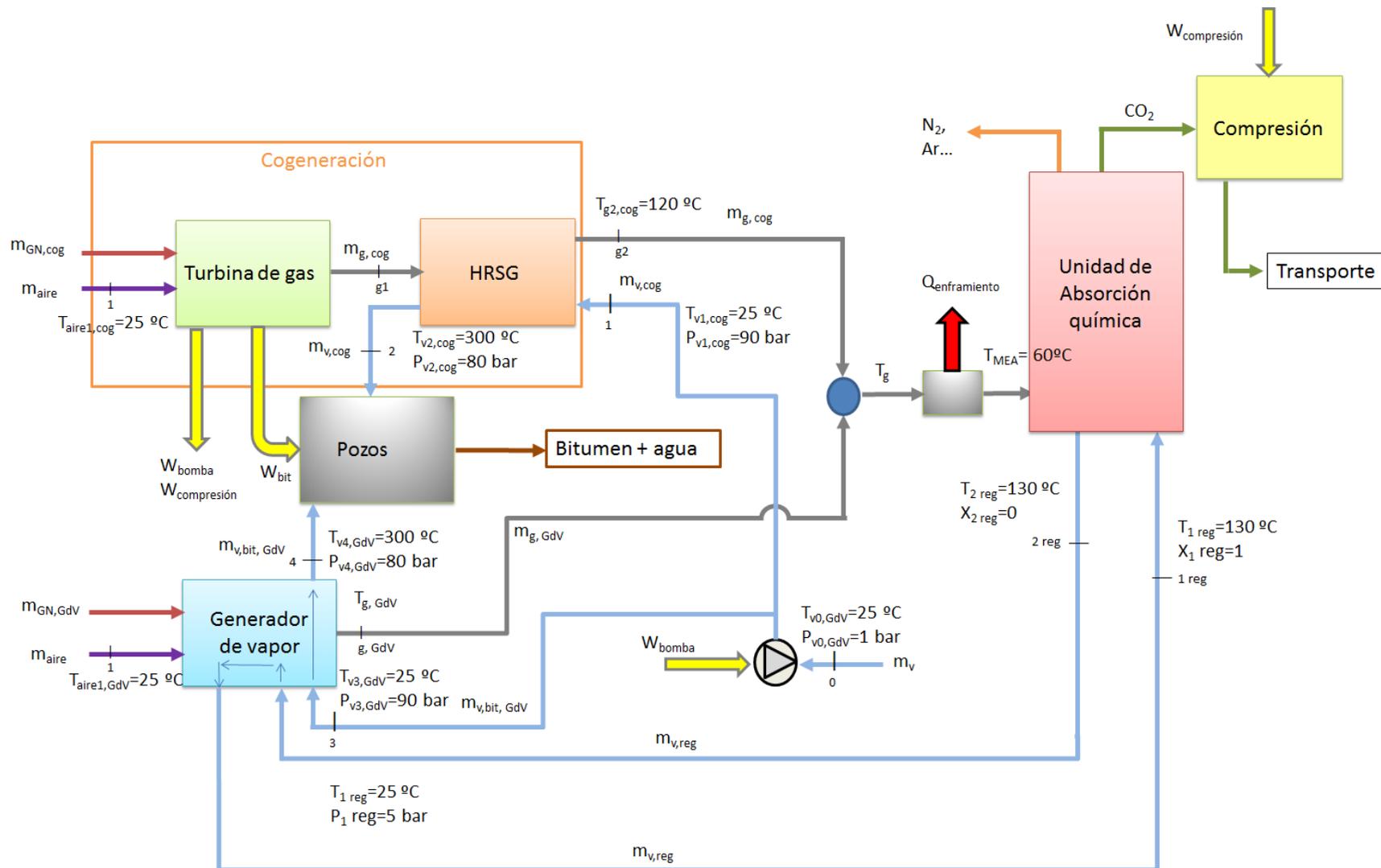


Figura 13. Modelo de operación de la planta con absorción química

1. Mezclador e intercambiador de calor

Al mezclador llegan dos corrientes de gases de combustión a presión atmosférica y con caudales y temperaturas distintos pero conocidos. Con estos datos es posible determinar el caudal y la temperatura de la corriente resultante que abandona el intercambiador.

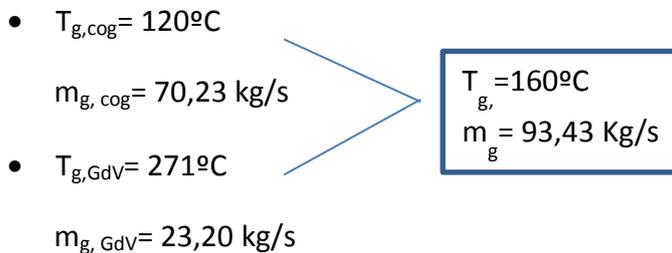
El caudal de los gases de salida se calcula mediante un balance de masa y resulta igual a la suma de los dos anteriores. Por otro lado, para conocer la temperatura de salida de estos gases, primero se determina su entalpía a partir de la Ecuación 9:

$$h_g = \sum_i w_i * h_i + \sum_j w_j * h_j \quad \text{(Ecuación 9)}$$

donde h_g es la entalpía de la corriente de salida del mezclador, w_i es la fracción másica del componente i de la corriente de gas de la cogeneración, h_i es la entalpía del componente i de la corriente de gas de la cogeneración, w_j es la fracción másica del componente j de la corriente de gas del generador de vapor, y h_j es la entalpía del componente j de la corriente de gas del generador de vapor.

Las fracciones másicas w_i , w_j de cada componente se calculan a partir de las reacciones de combustión tanto en la turbina de gas como en el generador de vapor (Ecuación 3 y Ecuación 7) que caracterizan la composición de las corrientes.

Conocidas dos propiedades de la corriente resultante, la entalpía y la presión, la temperatura como tercera propiedad queda establecida. De este modo se dispone de las tres corrientes de gases caracterizadas:



La corriente de gases entra al intercambiador de calor donde se enfría hasta 60°C . Éste es un intercambiador de calor a contracorriente que tiene un delta de temperatura, ΔT , de 10°C y su fluido frío es agua entrante a 15°C . Teniendo en cuenta estas apreciaciones, se adopta el mismo balance de energía que el empleado en la caldera de recuperación (Ecuación 6 sin tener en cuenta η_{HRSG}) y se obtiene que el caudal de agua de refrigeración es $68,13 \text{ kg/s}$. El flujo de calor refrigerado es 9.974 kW .

2. Unidad de absorción química

En este módulo acontece el proceso de captura del CO_2 presente en los gases. El inconveniente de este proceso es que requiere una gran cantidad de energía en forma de calor para la regeneración de las aminas.

El calor es aportado por una corriente de vapor saturado entrante al rehervidor, que saldrá en estado de líquido saturado. La solución de aminas empleada, compuesta en un 30%

por MEA, impone la temperatura máxima de este vapor, ya que a partir de 122°C la degradación de las MEA y la corrosión se vuelven intolerables. Asumiendo un $\Delta T=10^\circ\text{C}$ en el intercambiador de calor, se concluye que la temperatura del fluido caliente puede alcanzar como máximo los 132°C. En la simulación se genera vapor de agua a 130°C, cuya presión de saturación es 2,7 bar [29].

La Figura 14 esquematiza el proceso que sufre el agua de regeneración en la planta. Se trata de un circuito cerrado en el que el vapor saturado saliente del generador de vapor, se conduce a la unidad de absorción química, lugar que abandona en estado de líquido saturado. Desde aquí se recircula hacia el generador, donde se inicia de nuevo el ciclo.

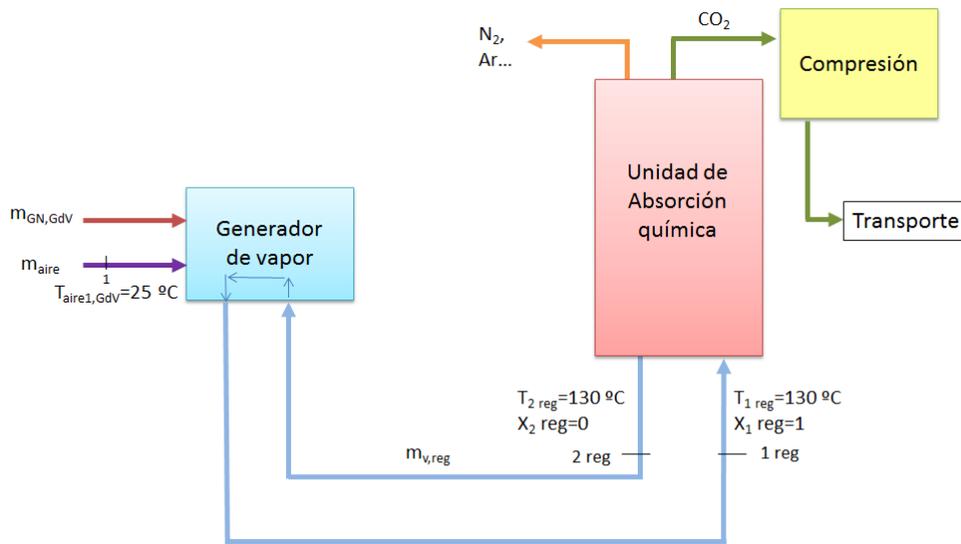


Figura 14. Esquema del proceso que sigue el agua para la regeneración de las aminas

La cantidad de vapor que ha de producirse es función del calor de regeneración necesario ($Q_{reg}=4\text{GJ}/t_{\text{CO}_2}$). Cuanto más CO_2 se captura, más vapor se requiere y por tanto es necesario quemar más gas natural en el generador de vapor y producir más electricidad para los compresores, lo que a su vez origina más emisiones de CO_2 . Implantando una unidad de absorción química con una eficacia de 90 % (valor medio en el caso del uso de las MEA), se generan 5,82 kg/s de CO_2 , de los cuales se capturan 5,24 kg/s y es necesario aportar 20.963 kW_t para regenerar las aminas.

El caudal de vapor de agua que ha de producir el generador de vapor es 9,64 kg/s, y se calcula con la Ecuación 10:

$$\dot{Q}_{reg} = \dot{m}_{v,reg} * (h_{2,reg} - h_{1,reg}) \quad \text{(Ecuación 10)}$$

donde \dot{Q}_{reg} es el calor de regeneración de las aminas, $\dot{m}_{v,reg}$ es el caudal de vapor para la regeneración de las aminas, y $h_{2,reg}, h_{1,reg}$ es la entalpía del vapor en los estados 2_{reg} y 1_{reg} de la Figura 14.

3. Unidad de compresión del CO₂

El último paso de la separación y captura de CO₂ es la compresión del mismo. La corriente de CO₂ de 5,24 kg/s saliente de la unidad de absorción, se comprime para adecuarla al transporte en la unidad de compresión. El consumo eléctrico específico del tren de compresores es 110 kWh/t_{CO₂}, por tanto deberán generarse en el bloque de cogeneración 1.887 kW adicionales.

5.1.2- Penalizaciones energéticas a la planta: resultados y comparación

Los beneficios de todo sistema de captura llevan asociados ciertas repercusiones sobre el funcionamiento normal de la planta y por tanto sobre sus consumos energéticos. Para analizar las penalizaciones de la captura por absorción química, los parámetros de operación de la planta, serán los mismos que en la planta de referencia. Se estudian también la cogeneración y el generador de vapor por separado, para después evaluar las consecuencias totales sobre la planta completa.

1. Cogeneración

La cogeneración ha de suplir las demandas adicionales de la unidad de compresión de CO₂. El nuevo sistema requiere que la turbina de gas genere 1.887 kW más que en el caso de la planta sin captura. Este aumento de potencia corresponde al 11,62 % de la electricidad total generada en la nueva planta.

En Tabla 5 se recogen los resultados de la operación de la cogeneración en la planta sin captura y en la planta con captura de CO₂:

		PLANTA SIN CAPTURA	PLANTA CON ABSORCIÓN QUÍMICA
\dot{m}_{GN}	(m ³ N/s)	1,11	1,26
$\dot{m}_{CO_2,generado}$	(kg/s)	2,18	2,47
\dot{m}_v	(kg/s)	7,73	8,75
\dot{m}_g	(kg/s)	62,07	70,23
\dot{W}_{total}	(kW)	14.354	16.241

Tabla 5. Comparación resultados en la cogeneración en planta sin y con captura por absorción

Los aumentos de la electricidad demandada se traducen en un mayor consumo de gas natural. A partir de los datos que expone la tabla, se observa que todos los caudales, así como la potencia eléctrica, son un 13% mayores que en el caso de la planta sin captura. La variación que sufren es igual porcentualmente, ya que su relación es directamente proporcional.

2. Generador de vapor

Las penalizaciones energéticas en el generador de vapor se derivan del vapor de agua para la regeneración de las aminas que ha de proporcionar. Generar este segundo flujo de vapor, implica un aumento del consumo de gas natural, y por tanto del CO₂ que se genera.

En la Tabla 6 se recogen los datos derivados de la operación del generador de vapor, e igual que en caso anterior, se comparan con el funcionamiento de éste en la planta sin captura:

		PLANTA SIN CAPTURA	PLANTA CON ABSORCIÓN QUÍMICA		
			Bitumen	Regeneración	Total
\dot{m}_{GN}	(m ³ N/s)	1,17	1,1 (64%)	0,61 (36%)	1,71
$\dot{m}_{CO_2,generado}$	(kg/s)	2,31	2,15 (64%)	1,2 (36%)	3,35
$\dot{m}_{v,bitumen}$	(kg/s)	15,03	14,01	0	14,01
$\dot{m}_{v,regeneración}$	(kg/s)	0	0	9,64	9,64
\dot{m}_g	(kg/s)	15,95	14,92 (64%)	8,28 (36%)	23,2
\dot{Q}_{vapor}	(kW _t)	40.148	37.434 (64%)	20.963 (36%)	58.397

Tabla 6. Comparación resultados en el generador de vapor en planta sin y con captura por absorción

En este caso, el generador produce dos corrientes de vapor en condiciones distintas, por lo que para comparar su funcionamiento con el generador de la planta sin captura, no se puede recurrir a los caudales de vapor. La solución es emplear el término \dot{Q}_{vapor} , que expresa la potencia térmica que aporta el equipo a las corrientes de vapor.

Se manifiesta un aumento del 45% tanto en la potencia térmica, como en los caudales de gas natural y CO₂ respecto a la planta sin captura. Tales aumentos reflejan claramente que la unidad de absorción química lleva asociados unos costes energéticos en absoluto despreciables. De hecho, el proceso de regeneración de las aminas genera unos consumos de gas natural y emisiones de CO₂, correspondientes al 36 % del total en el generador de vapor. Esto deja patente el impacto del sistema de captura sobre el funcionamiento de la planta.

Sin embargo, al fijarse únicamente en las solicitudes energéticas creadas por el bitumen, el caudal $\dot{m}_{v,bitumen}$ producido en la planta con sistema de captura es un 6,5% menor que el de la planta convencional. Esto es así, a pesar de que la unidad de absorción no afecta en nada al proceso de extracción. Se debe a que, en la planta con absorción química se obtiene más vapor en la cogeneración, al aumentar la demanda de electricidad.

3. Planta completa

Respecto a la planta completa, examinando los valores que se muestran en la Tabla 7, el mayor aumento se produce en la potencia térmica del vapor de agua que debe generarse. Dato razonable debido al nuevo caudal de vapor necesario para la regeneración.

De los 81.763 kW_t, se genera un 25,64% en la caldera de recuperación y un 74,36% en el generador de vapor, de aquí, que la mayor repercusión de este sistema de captura la sufra este último, como se ha podido constatar.

		PLANTA SIN CAPTURA	PLANTA CON ABSORCIÓN QUÍMICA
\dot{m}_{GN}	(m ³ N/s)	2,28	2,97
$\dot{m}_{CO_2,emitido}$	(kg/s)	4,49	0,58
$\dot{m}_{v,bitumen}$	(kg/s)	22,76	22,76
$\dot{m}_{v,regeneración}$	(kg/s)	0	9,64
\dot{m}_g	(kg/s)	78,02	93,43
\dot{W}	(kW)	14.354	16.241
\dot{Q}_{vapor}	(kW _t)	60.800	81.763

Tabla 7. Comparación resultados en la planta sin y con captura por absorción

El impacto sobre la planta de este tipo de sistema produce aumentos de consumo de combustible del 30,26%, y, sobre todo, afecta al generador de vapor, debido a la forma en que debe suministrarse la energía a la unidad de absorción química para su operación. Gracias a esta última se reducen drásticamente las emisiones de CO₂ hasta 0,58 kg/s. En el siguiente apartado se analizan las variaciones que experimenta el CO₂ emitido.

En la planta SAGD con captura por absorción química, resultaría útil y beneficioso realizar un análisis de aprovechamiento energético que integrara todos los flujos de calor de la planta. Esto podría determinar una posible reducción de las penalizaciones de la captura. Para ello se deberán incluir también, flujos de calor “perdido” que no se contemplan en el modelo por no ser necesarios.

5.1.3- CO₂ evitado

Se han estudiado ya los impactos energéticos sobre la planta, y este apartado se enfoca a la exposición de los beneficios que del sistema de captura se derivan. La implantación de un sistema de captura de CO₂ al proceso de cualquier planta, lleva asociada emisiones adicionales, que corresponden a los aportes extra de energía requeridos por los nuevos equipos. La presencia de un sistema de captura no implica que las emisiones sean nulas, ya que se producen fugas que hacen que su eficiencia no sea la unidad, aunque próxima. Esto

debe tenerse en cuenta en el momento de analizar cuánto CO₂ ha dejado de emitir la planta gracias a la presencia del sistema de captura, concepto conocido como “CO₂ evitado”.

En la siguiente tabla, Tabla 8, se recogen los datos relativos a las emisiones de CO₂ de la planta convencional y de la planta con el sistema de captura implantado:

\dot{m}_{CO_2} (kg/s)	PLANTA SIN CAPTURA	PLANTA CON ABSORCIÓN QUÍMICA
Generado	4,49	5,82
Emitido	4,49	0,58
Capturado	0	5,24
Evitado	0	3,91

Tabla 8. Flujos de CO₂ en la planta sin y con captura por absorción

En la planta de extracción sin captura, todo el CO₂ que se genera se emite a la atmósfera, sin embargo, esto no ocurre cuando existe un sistema que captura parte del CO₂ generado. El CO₂ capturado es aquel retenido por las aminas en la torre de absorción que luego es comprimido para ser transportado. La Ecuación 11 indica su cálculo:

$$CO_2 \text{ capturado} = \eta * CO_2 \text{ generado}_{\text{absorción química}} \quad \text{(Ecuación 11)}$$

siendo $CO_2 \text{ generado}_{\text{absorción química}}$ el flujo másico de CO₂ que se obtiene por estequiometría de la reacción de combustión, y η la eficiencia del sistema de captura.

El CO₂ evitado se calcula gráficamente de forma sencilla, como ilustra la Figura 15:

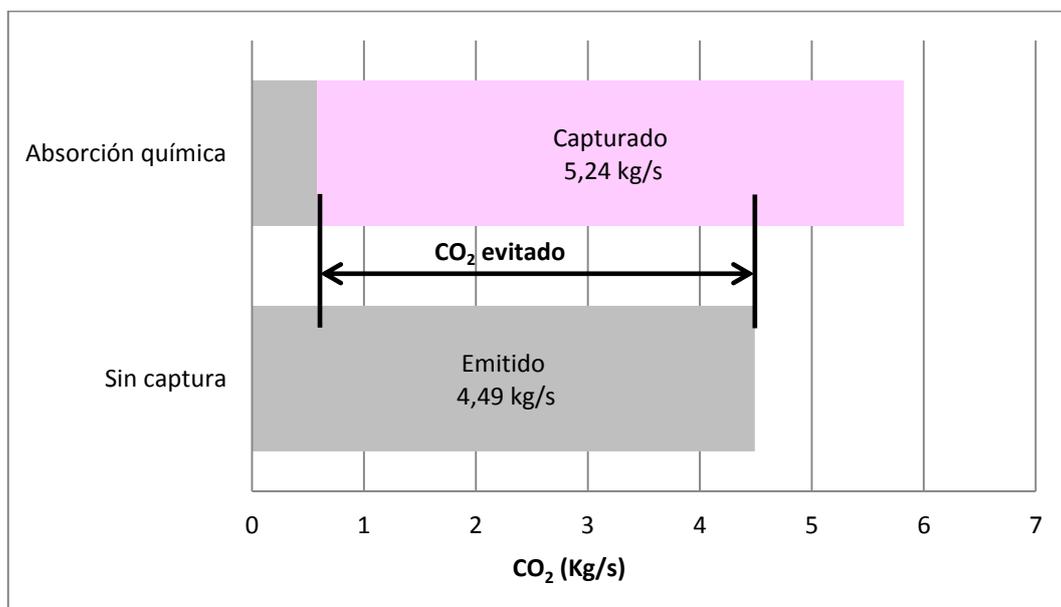


Figura 15. CO₂ evitado por la absorción química

Analíticamente, se obtiene aplicando la Ecuación 12:

$$CO_2 \text{ evitado} = CO_2 \text{ emitido}_{\text{sin captura}} - (CO_2 \text{ generado}_{\text{absorción química}} - CO_2 \text{ capturado}_{\text{absorción química}})$$

(Ecuación 12)

Recapitulando los resultados obtenidos, se sigue que quemando un 30,26% más de gas natural que en el caso anterior, es posible implantar un sistema de captura basado en la absorción química con aminas. Gracias a éste, se consigue evitar la emisión de 3,91 kg/s de CO₂, lo que equivale a emitir un 87,08% menos de CO₂ cuando la planta opera con el sistema de captura en sus instalaciones.

CO ₂ evitado= 3,91 kg/s
Reducción de emisiones= 87,08%
Aumento de gas natural= 30,26 %

5.2- CAPTURA DE CO₂ CON OXICOMBUSTIÓN

El desarrollo de esta sección va a ser análogo al de la anterior, en el que el sistema de captura adoptado era la absorción química con aminas.

5.2.1- Modelo de operación de la planta en oxicomcombustión

Adoptar la tecnología de oxicomcombustión implica dos cambios importantes en la estructura original de la planta: instalar una unidad de separación del aire (ASU) y recircular los gases de combustión. La finalidad de la recirculación es moderar las temperaturas que se alcanzan en la cámara de combustión al haberse reducido la masa de comburente entrante.

En el modelo desarrollado para la planta en oxicomcombustión, Figura 16 , el aire procedente del exterior entra en la ASU, de donde se obtiene por un lado una corriente de O₂ pura, y por el otro, el resto de componentes del aire. La corriente de gases libre de O₂ se libera a la atmósfera, mientras que la de O₂ se conduce tanto a la turbina de gas como al generador de vapor. Allí, antes de su ingreso a estos equipos y de entrar en contacto con el gas natural, se mezcla con una corriente de gases de escape que han sido recirculados. Durante la recirculación se produce el secado de los gases de combustión, y en el momento de la mezcla están compuestos mayoritariamente por CO₂ (hay presente una pequeña parte O₂ debido al exceso de oxígeno con el que se quema el combustible). La ASU se debe alimentar con energía eléctrica, que será generada en la turbina de gas de la cogeneración. Es de aquí de donde se deriva la mayor penalización energética al funcionamiento de la planta.

Tras la combustión del gas natural para cubrir los requerimientos energéticos de la planta, se generan dos corrientes de CO₂, una perteneciente a la cogeneración y otra al generador de vapor. Como muestra la Figura 16, éstas se unen en un mezclador, del que sale una única corriente que se seca, se comprime en la unidad de compresión y se inyecta en la tubería que la transporta hasta su sumidero.

Es importante determinar los porcentajes de recirculación en cada equipo para así conocer cuánto CO₂ se emite y cuánto se realimenta. A continuación se van a calcular dichos porcentajes, así como el consumo eléctrico de la ASU y del compresor de CO₂.

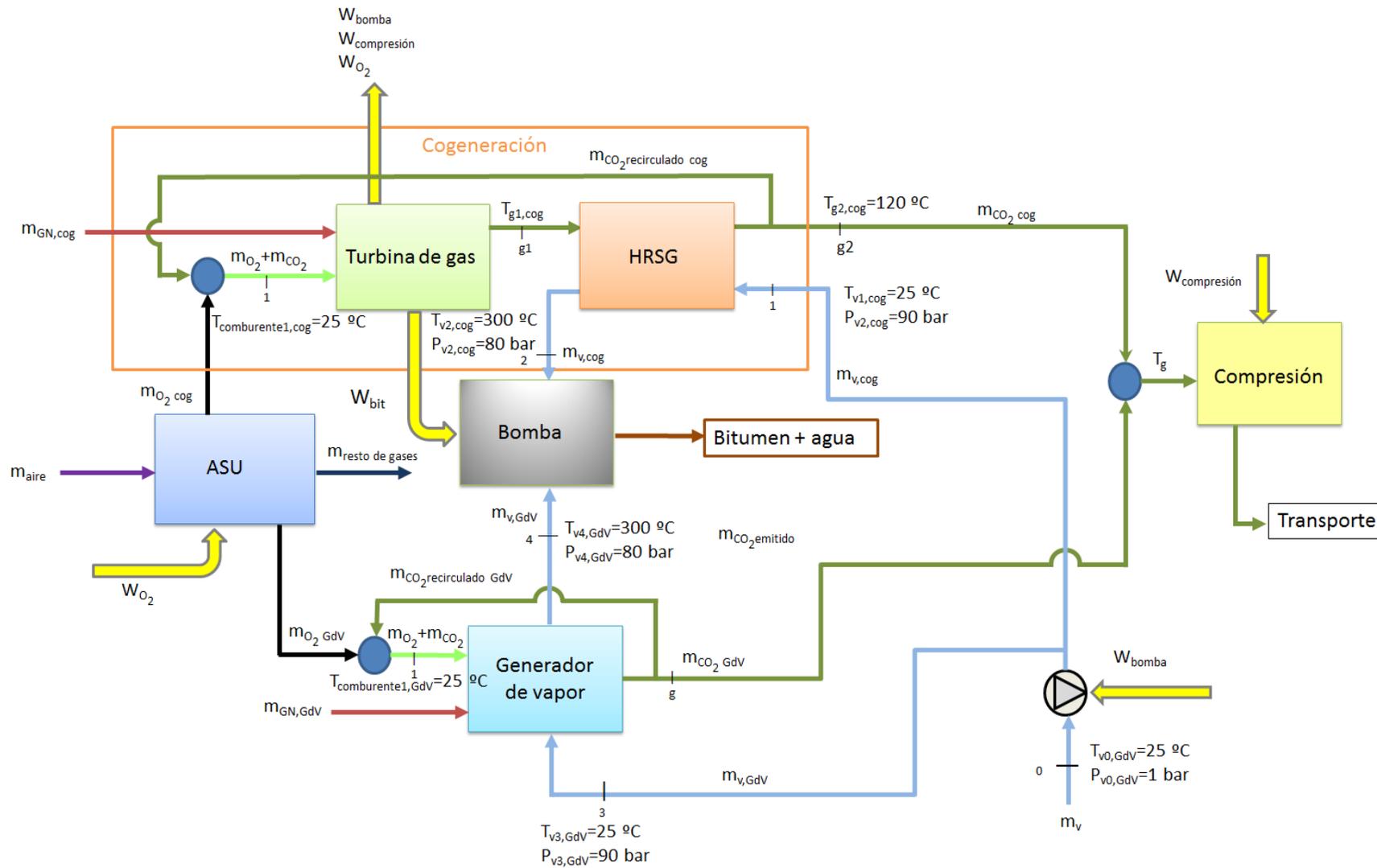


Figura 16. Modelo de operación de la planta en oxicomustión

1. Porcentajes de recirculación

La operación de la cogeneración está limitada por la temperatura máxima que puede alcanzarse en la turbina de gas, cuyo valor límite se fija en 1300°C. Esta restricción de temperatura, junto con el caudal de gas natural, 1,63 kg/s, que se ha de quemar para abastecer todas las necesidades eléctricas de la planta, impone el flujo de gases que debe abandonar la turbina de gas. Sabiendo que el porcentaje O₂ en los gases de salida es del 2% [21], se puede ajustar la reacción de combustión (Ecuación 13) que tiene lugar en el interior de la turbina de gas con ayuda de los balances de masa de cada elemento:



El porcentaje de recirculación en la cogeneración es un 95,3%, teniendo a la entrada de la turbina de gas un 10,88% en volumen de O₂, ambos valores establecidos a partir de la ecuación anterior. Las condiciones en el ingreso de la turbina de gas son, como en los casos anteriores, 25°C y 1 atm.

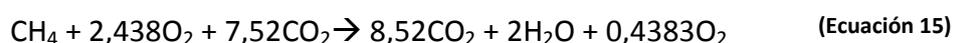
En cuanto concierne al generador de vapor, su funcionamiento se ha asimilado al del generador de vapor que opera en oxidación en las instalaciones de la planta piloto de Lacq (Francia). Empleando este equipo como referencia, se determina el porcentaje de recirculación en el generador de la planta de extracción de bitumen.

Los gases de escape del generador de la planta de Lacq abandonan el mismo a 220°C [30], por lo que se asume que con este valor de temperatura a la salida, los materiales y componentes del equipo son capaces de soportar las temperaturas alcanzadas en el interior sin sufrir daños ni deterioros. Se traslada este valor al generador de vapor de la planta SAGD. De nuevo, sabiendo el vapor que deberá obtenerse en el generador de vapor, se determina su consumo de gas natural, 0,82 kg/s. Aplicando un balance energía como el de la Ecuación 14 al generador de vapor, se puede deducir el flujo de gases que abandona el generador.

$$\dot{m}_{g,GdV} * h_{g,GdV} + \dot{m}_{v,GdV} * h_{v4} = (\dot{m}_{GN,GdV} * PCI_{GN} + \dot{m}_{v,GdV} * h_{v3} + \dot{m}_{comburente,1,GdV} * h_{comburente,1,GdV}) \quad (\text{Ecuación 14})$$

donde $h_{g,GdV}$ es la entalpía de los gases a 220°C a la salida del generador, $\dot{m}_{v,GdV}$ es el vapor generado y h_{v3} , h_{v4} las entalpías del vapor en los estados 3 y 4. El término del flujo de comburente entrante es nulo porque se encuentra a 25°C, como se justifica en la Ecuación 5.

La concentración de O₂ en los gases de salida del generador de la planta de Lacq es un 4% [30], porcentaje que se adopta para el generador de la planta SAGD. Siguiendo los mismos pasos que en la cogeneración, ya que se parte de los mismos datos, se ajusta la reacción de combustión, Ecuación 15, que permite calcular el porcentaje de recirculación en el generador de vapor:



Se obtiene que se recirculan un 88,26% de los gases de escape, y la concentración de O₂ a la entrada es de un 24,49% en volumen.

2. Unidad de separación del oxígeno del aire (ASU) y de compresión del CO₂

A partir de las reacciones de oxidación, se obtiene el flujo másico de O₂ que debe separarse del aire, teniendo en cuenta que el que se recircula ya no debe producirlo la ASU. De la unidad de separación del oxígeno salen 4,7 kg/s de O₂ hacia la cogeneración y 2,4 kg/s hacia el generador de vapor. Serán necesarios 5.114 kW de potencia para generar estos caudales, dado el consumo energético específico de 0,2kWh/kg_{O₂} atribuido a este equipo.

Lo relativo a la unidad de compresión del CO₂ es idéntico a lo que se ha expuesto para el sistema de captura por absorción química. En este caso las corrientes de CO₂ llegan por separado y se mezclan antes de ser comprimidas. Se supone una eficiencia del sistema de captura del 90%, debido a las infiltraciones que se producen en los equipos y tuberías de la planta. Por tanto, el caudal de CO₂ capturado es 4,33 kg/s, y se requieren 1.557 kW para comprimir esta corriente.

La Tabla 9, muestra un resumen de los datos de operación de la planta en oxidación:

Cogeneración		Generador de Vapor	
Tª máx	1300°C	Tª salida gases	220°C
%O ₂ gases de salida	2%	%O ₂ gases de salida	4%
% Recirculación	95,3%	% Recirculación	88,26%
%vol de O ₂ en entrada	10,88%	%vol de O ₂ en entrada	24,49%
W _{ASU}	0,2 kWh/ kg _{O₂}		

Tabla 9. Parámetros de operación de la planta en oxidación

5.2.2- Penalizaciones energéticas a la planta: resultados y comparación

Para analizar las penalizaciones de la captura con oxidación, se va a proceder de igual manera que en la planta con absorción química.

1. Cogeneración

Los requerimientos eléctricos de la planta han aumentado considerablemente debido al gasto eléctrico de los compresores de CO₂, pero sobre todo, a la necesidad de separar el O₂ del aire.

Este segundo proceso requiere 5.114 kW, que corresponden al 24,32% de la electricidad total generada en la nueva planta. La unidad de compresión tiene una contribución más pequeña, aunque no despreciable, que asciende al 7,41%.

En la Tabla 10 se expone una comparativa de la cogeneración en la planta de referencia y en la planta con oxidcombustión:

		PLANTA SIN CAPTURA	PLANTA EN OXICOMBUSTIÓN
\dot{m}_{GN}	(m ³ N/s)	1,11	1,63
$\dot{m}_{CO_2,generado}$	(kg/s)	2,18	3,2
\dot{m}_v	(kg/s)	7,73	12,27
\dot{m}_g	(kg/s)	62,07	71,72
\dot{W}_{total}	(kW)	14.354	21.025

Tabla 10. Comparación resultados en la cogeneración en planta sin y con captura en oxidcombustión

Como era previsible, vistos los incrementos de potencia eléctrica que surgen, el consumo de gas natural sube. Este valor aumenta un 47% respecto a la cogeneración sin captura, incremento idéntico al que soporta el flujo másico de CO₂ que abandona el bloque de cogeneración. No obstante, también se deriva un efecto positivo. Al aumentar el gas natural quemado y la temperatura máxima alcanzada en el interior de la turbina de gas (1300°C), el vapor que se genera en la caldera de recuperación es un 59% más que en la planta convencional, reduciendo así la carga sobre el generador de vapor.

2. Generador de vapor

A diferencia de la planta con absorción química, implantar la oxidcombustión como sistema de captura de CO₂ no causa penalizaciones sobre el generador de vapor, sino todo lo contrario, como muestra la Tabla 11:

		PLANTA SIN CAPTURA	PLANTA EN OXICOMBUSTIÓN
\dot{m}_{GN}	(m ³ N/s)	1,17	0,82
$\dot{m}_{CO_2,generado}$	(kg/s)	2,31	1,61
\dot{m}_v	(kg/s)	15,03	10,49
\dot{m}_g	(kg/s)	15,95	15,54
\dot{Q}_{vapor}	(kW _t)	40.148	28.025

Tabla 11. Comparación resultados en el generador de vapor en planta sin y con captura en oxidcombustión

El generador de vapor produce un 30% menos de vapor de agua que el que se producía en la planta convencional. Esto implica a su vez, una reducción del 30% tanto en el consumo de gas natural como en el flujo de CO₂ saliente del equipo.

3. Planta completa

Del análisis llevado a cabo sobre los diversos equipos de la planta en oxidación, se han obtenido resultados opuestos. En la Tabla 12 se muestra cómo se combinan estos resultados, y cuáles son las consecuencias finales del sistema de captura sobre la planta completa.

		PLANTA SIN CAPTURA	PLANTA EN OXIDACIÓN
\dot{m}_{GN}	(m ³ N/s)	2,28	2,45
$\dot{m}_{CO_2,emitido}$	(kg/s)	4,49	0,48
\dot{m}_v	(kg/s)	22,76	22,76
\dot{m}_g	(kg/s)	78,02	87,26
\dot{W}	(kW)	14.354	21.025
\dot{Q}_{vapor}	(kW _t)	60.800	60.800

Tabla 12. Comparación resultados en la planta sin y con captura en oxidación

La disminución del consumo de combustible en el generador de vapor no compensa el aumento del mismo en la turbina de gas, resultando finalmente un aumento del 7,5% respecto a la planta sin captura. El vapor de agua producido permanece invariable, ya que únicamente se emplea para la extracción del bitumen. No ocurre lo mismo con la energía eléctrica generada, cuya producción crece en un 47%, siendo la mayor contribución a este incremento la aportada por la unidad de separación de oxígeno del aire. Se consigue una gran disminución del CO₂ emitido, siendo únicamente 0,48 kg/s.

5.2.3- CO₂ evitado

En la simulación de la planta en oxidación, el flujo de CO₂ calificado como generado en los equipos, es aquella parte que no se realimenta. Por ello, al calcular esta magnitud a partir de las reacciones de oxidación (Ecuación 13 y Ecuación 15), debe tenerse en cuenta el porcentaje de recirculación con que opera cada unidad. Para evaluar las variaciones que experimentan las emisiones de CO₂ gracias al sistema de captura adoptado, se recogen en la Tabla 13 los datos relativos a la planta con y sin captura.

\dot{m}_{CO_2} (kg/s)	PLANTA SIN CAPTURA	PLANTA EN OXICOMBUSTIÓN
Generado	4,49	4,81
Emitido	4,49	0,48
Capturado	0	4,33
Evitado	0	4,01

Tabla 13. Flujos de CO₂ en la planta sin y con captura en oxicomustión.

Como se observa, debido a la eficiencia del 90% de la captura en oxicomustión, de los 4,81 kg/s generados en los equipos de planta, se capturan, comprimen y transportan , una cantidad levemente más reducida, 4,33 kg/s. El resto será emitido a la atmósfera. Conocido el CO₂ que captura el sistema, se obtiene fácilmente el que se consigue evitar. A continuación se muestra gráficamente este parámetro:

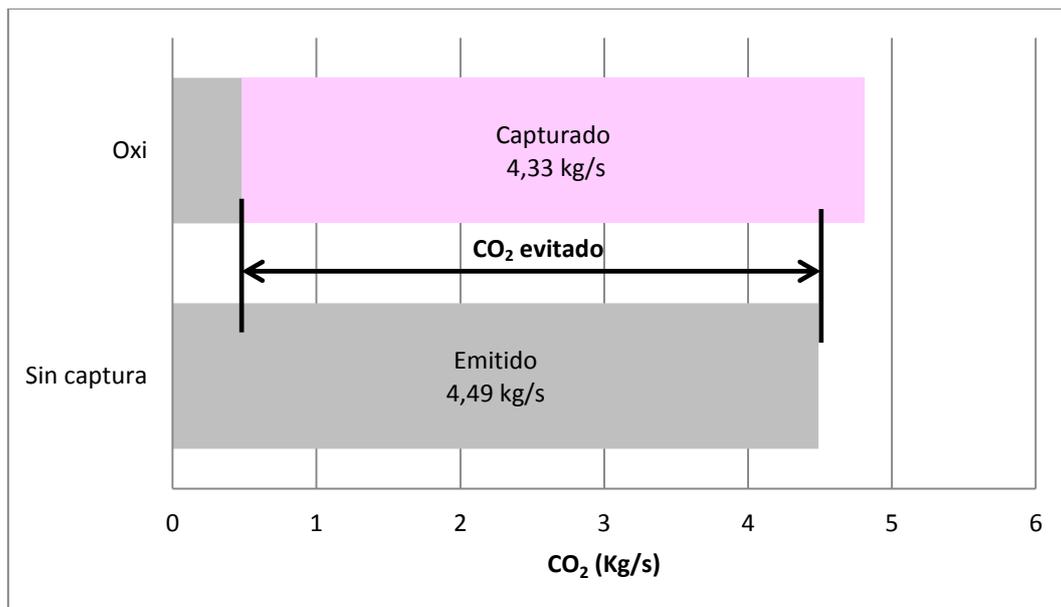


Figura 17. CO₂ evitado por la oxicomustión

Su valor asciende hasta 4,01 kg/s de CO₂ evitado. Esto corresponde a emitir con la planta en oxicomustión, un 89,3% menos que en la planta convencional sin sistema de captura, con tan sólo un aumento del consumo de gas natural del 7,5%.

CO₂ evitado= 4,01 kg/s
 Reducción de emisiones= 89,3%
 Aumento de gas natural= 7,5 %

5.3- COMPARACIÓN Y DISCUSIÓN DE LOS RESULTADOS

Tras haberse llevado a cabo la simulación de las plantas SAGD con sistemas de captura de CO₂, el objeto de la presente sección es establecer comparativamente los pros y los contras de cada uno.

5.3.1- Penalizaciones energéticas

Respecto a las demandas energéticas, por un lado, se ha visto que en la situación de la planta con absorción química, se producen aumentos pequeños en la cogeneración, y grandes en el generador de vapor respecto al caso base. Contrariamente, en la planta en oxidación, los incrementos son elevados en el bloque de cogeneración, mientras que en el generador de vapor disminuyen los consumos, emisiones y potencias. Para poder evaluar la verdadera repercusión que tiene cada sistema de captura, en la Tabla 14 se muestran los aumentos porcentuales que sufren las magnitudes más significativas de las plantas SAGD con captura de CO₂ respecto a la de referencia.

	PLANTA CON ABSORCIÓN QUÍMICA	PLANTA EN OXIDACIÓN
\dot{W}	13%	47%
\dot{Q}_{vapor}	34,5%	0%
\dot{m}_{GN}	30,26%	7,5%

Tabla 14. Aumentos de los parámetros de operación en las plantas con captura de CO₂

Uno de los valores más destacados es aumento del 47% de la electricidad que se genera en la planta en oxidación en relación con la planta de extracción convencional. El 13% más que debe producirse en la planta con absorción química se hace pequeño frente al primer valor. La diferencia entre estos incrementos se debe a los elevados requerimientos energéticos de la ASU presente en la planta en oxidación. Sin embargo, la naturaleza de aprovechamiento propia de la caldera de recuperación, hace que de una mayor producción de energía eléctrica se derive un caudal de vapor de agua generado mayor. Así, cuanto más penaliza al consumo de gas natural la electricidad requerida por la planta, más ayuda la caldera de recuperación a la producción de vapor.

Por otro lado, la potencia térmica de la primera crece un 34,5%, mientras que en la segunda no aumenta. Esto deja visible que cada sistema de captura tiene una relación más estrecha con un equipo distinto: generador de vapor para las aminas, y cogeneración para la oxidación. Son cada uno de estos dos últimos en cada caso, los encargados de cubrir las solicitudes energéticas adicionales del sistema de captura.

El aumento porcentual del consumo de gas natural, es menor que los aumentos energéticos máximos. Esto es debido a que la mayor producción de electricidad genera también más vapor de agua. En la planta con absorción química se consume un 30,26% más que en la planta convencional. La mayoría de este aumento es debido al calor para la regeneración de las aminas. Por parte de la planta en oxidación el aumento es mucho

menor, llegando sólo al 7,5%, consecuencia de la fuerte ayuda recibida de la caldera de recuperación.

5.3.2- CO₂ evitado.

En esta sección se pretende establecer cuál es el sistema de captura que genera más CO₂ a causa de su operación, cuál es capaz de capturar una mayor cantidad, y sobre todo, cuál es el que más emisiones consigue evitar.

El CO₂ saliente de los equipos es mayor en la planta con absorción química que en la planta en oxidación, ya que también lo es el gas natural consumido. A pesar de que en ambas tecnologías la captura es del 90%, al generarse más CO₂ en la planta con absorción química se captura una mayor cantidad. Por la misma razón, el CO₂ emitido es también mayor. Sin embargo, el CO₂ que se consigue evitar resulta ser más pequeño en relación a la oxidación. Esto resulta muy claro gráficamente:

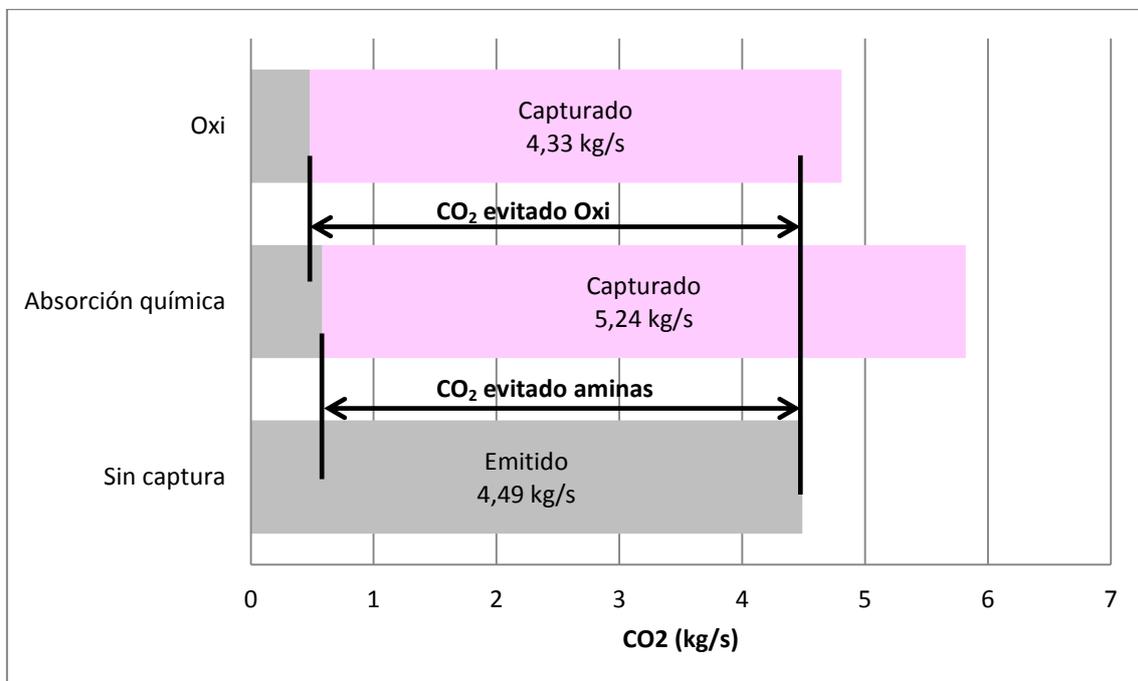


Figura 18. CO₂ evitado por cada sistema de captura

Con la absorción química se evita emitir un 87,08% del CO₂ liberado a la atmósfera en la planta convencional, y la oxidación permite evitar un 89,18%. La diferencia de porcentajes es muy pequeña y por tanto, no se puede establecer que uno de los dos sistemas sea más adecuado en relación a la reducción de emisiones.

<u>ABS. QUÍMICA</u>
CO ₂ evitado= 3,91 kg/s
Reducción de emisiones= 87,08%
Aumento de gas natural= 30,26 %

<u>OXICOMBUSTIÓN</u>
CO ₂ evitado= 4,01 kg/s
Reducción de emisiones= 89,3%
Aumento de gas natural= 7,5 %

6. CONCLUSIONES Y TRABAJO FUTURO

6.1- CONCLUSIONES

Partiendo de la base teórica que explica el funcionamiento del proceso SAGD, se ha elaborado un modelo con el que poder analizar la operación de las plantas que emplean esta técnica. El proceso SAGD requiere para la extracción de un barril de bitumen 3,4 kWh de electricidad y 3 barriles de vapor de agua. Durante la simulación, el ritmo de extracción de bitumen de 100.000 bbl/d fija los requerimientos energéticos relativos al bitumen de la planta.

El modelo se compone de una instalación de cogeneración, un generador de vapor y los pozos de extracción. Sus equipos se alimentan de gas natural, lo que implica emitir CO₂ a la atmósfera. Debido a que éste es un gas de efecto invernadero, se estudia la implantación de dos sistemas de captura para mitigar sus emisiones.

En primer lugar se ha determinado la operación de la planta sin captura de CO₂, que se toma como referencia para comparar los efectos de la implantación de los sistemas de captura. Los resultados obtenidos de la simulación del modelo de referencia con EES, indican que tiene un consumo eléctrico de 14.354 kW, y de vapor, medido por la potencia térmica, de 60.800 kW_t. Para satisfacer las demandas energéticas se queman 2,28 m³N/s de gas natural, emitiendo 4,49 kg/s de CO₂.

La primera posibilidad ha sido incluir en el modelo un sistema de captura basado en la absorción química con aminas. Para ello, es necesario implantar una unidad de absorción química y una unidad de compresión de CO₂. De la primera se deriva un aumento de la potencia térmica, demandando 20.963 kW_t extra. La segunda precisa 1.887 kW eléctricos. Satisfacer estas nuevas necesidades implica aumentar el consumo de combustible en la planta un 30,26 %, creciendo también el CO₂ generado. El 90% del CO₂ que se genera, se captura, logrando evitar la emisión de 3,91 kg/s de CO₂ respecto a la planta de referencia. Esto corresponde a emitir un 87,08% menos CO₂ que en el caso de referencia.

Como segunda opción para reducir las emisiones de CO₂, se estudia la posibilidad de operar la planta SAGD en oxícombustión. Se requiere una unidad para separar el O₂ del aire, que consume 5.114 kW de electricidad. Además, se deben aportar 1.557 kW al tren de compresores de CO₂. El consumo de gas natural aumenta un 7,5% respecto a la planta de referencia, pero se consiguen evitar 4,01 kg/s de CO₂, es decir, las emisiones son un 89,3% menores que en la configuración inicial.

En términos energéticos, la oxícombustión tiene repercusiones más leves sobre la planta que la unidad de absorción química. Respecto al CO₂ evitado, no se puede concluir que una tecnología sea más apropiada que otra, ya que las diferencias no son lo suficientemente grandes. Además, como consideraciones adicionales hay que tener en cuenta que:

- La disponibilidad de la tecnología no es la misma en ambos casos. La oxícombustión como sistema de captura no es un proceso extendido industrialmente, sino que su viabilidad se encuentra en fase de demostración. Por otro lado, la captura con aminas

es una tecnología conocida y de la que se posee amplia experiencia, a pesar de que sus fines no fueran los perseguidos en este proyecto.

- Como consecuencia de lo anterior, el coste de capital y mantenimiento no resulta un aspecto concreto, siendo mayores las incertidumbres para el caso de la oxidación. Éste podría variar de una tecnología a otra condicionando la elección.
- Las aminas empleadas para la absorción del CO₂ tienen una vida útil finita. Al cabo de un cierto número de ciclos de absorción y desorción se debe hacer una purga del solvente y sustituirlo por uno nuevo. Además, su corrosividad es elevada.
- Se ha asumido una eficiencia del 90% igual para ambos sistemas de captura. En la realidad este valor variará en función de la instalación, pudiendo no ser el mismo en las dos tecnologías.

A pesar de estas suposiciones, dado que en relación al CO₂ evitado ambos sistemas se pueden considerar iguales, y dado que la penalización energética es menor con la oxidación, se concluye que ésta sería la tecnología más apropiada para su implantación en una planta SAGD. No obstante, la captura con aminas también resulta una opción eficiente y viable a priori.

6.2- TRABAJO FUTURO

La continuidad del desarrollo de este estudio es muy amplia, ya que la reducción de gases de efecto invernadero es un tema de gran interés en la actualidad, a la vez que la explotación de las arenas bituminosas es cada vez mayor. Puede dirigirse en varias direcciones:

- Partiendo del modelo de referencia desarrollado se pueden enfocar varios trabajos posteriores. Como primera opción, se podría analizar la implantación otros sistemas de captura de CO₂ como aquellos en pre-combustión, o el “*chemical looping*”.
- Podría modificarse el análisis realizado en este proyecto, alimentando los equipos con otros combustibles fósiles, como carbón por ejemplo. De este modo, se obtendrían unos resultados más rigurosos para plantas que no se localizasen en Canadá, donde el gas natural es muy abundante.
- La planta SAGD podría modificarse para alimentar sus equipos con bitumen refinado en las propias instalaciones, de donde podría realizarse otro análisis energético atractivo.

7. REFERENCIAS

- [1] ConocoPhillips Company. *Oil Sands overview*. 2011. <http://www.conocophillips.com>.
- [2] Government of Canada. *Oil Sands. A strategic resource for Canada, North America and the global market*. 2011. <http://www.nrcan.gc.ca>.
- [3] Finan, A. *Integration of Nuclear Power with Oil Sands Extraction Projects in Canada*. Department of Nuclear Science and Engineering. 2006. Massachusetts Institute of Technology. p. 197.
- [4] Government of Alberta. *What is Oil Sands?*. Alberta Energy. Consultado: 23/01/2013. <http://www.energy.gov.ab.ca/OilSands/793.asp>.
- [5] Odorica-García, G. y otros. *Technology Options and Integration Concepts for Implementing CO₂ Capture in Oil-Sands Operations*. 2012. Journal of Canadian Petroleum Technology.
- [6] Odorica-García, G. *Development of Optimal Energy Infrastructures for the Oil Sands Industry in a CO₂-constrained World*. 2007. University of Waterloo. p. 149.
- [7] Fernández, E. y otros. *El problema del CO₂ antropogénico*. 2011. CSIC: http://www.utm.csic.es/sarmiento_diario.asp?id=%7B722E73C9-B72C-4753-BC46-704563DC10D8%7D.
- [8] IPCC. *Cambio climático 2007. Informe de síntesis*.
- [9] United Nations Framework Convention on Climate Change. *Kyoto Protocol*. Consultado: 20/01/2013. http://unfccc.int/kyoto_protocol/background/items/3145.php.
- [10] *GHG Data 2006: Highlights from the Greenhouse Gas (GHG). Emissions Data for 1990-2004 for Annex I Parties. United Nations Framework Convention on Climate*. http://unfccc.int/files/essential_background/background_publications_htmlpdf/application/pdf/ghg_booklet_06.pdf.
- [11] *Canada-Kyoto Timeline*. CBC News. Consultado: 20/01/2012. <http://www.cbc.ca/news/background/kyoto/timeline.html>.
- [12] Government of Canada. *Turning the Corner*. Consultado: 20/01/2013. <http://www.ec.gc.ca/EnviroZine/default.asp?lang=En&n=9A8BA8EA-1>.
- [13] MEG Energy Corp. *Our Process*. Consultado: 3/11/2012. <http://www.megenergy.com/operations/our-process>.
- [14] Japan Petroleum Exploration Co., Ltd. *Oil Sands Development using SAGD process*. Consultado: 3/12/2012. <http://www.japex.co.jp/english/business/oversea/sadg.html>.
- [15] Deutsch, C. y otros. *Guide to SAGD Reservoir Characterization Using Geostatistics*. 2005. Centre for Computational Geostatistics (CCG).

- [16] Lee-Andersen, S. *Cogeneration in the Oil Sands – Growth Despite Rising Fuel Costs*. http://www.blakes.com/english/view_disc.asp?ID=105
- [17] Bolea, I. y otros. *Techno-economics of CCS in oil sands thermal bitumen extraction: comparison of CO₂ capture integration options*. Conferencia en: Greenhouse Gas Technologies 2012. Canadá.
- [18] Departament d'enginyeria mecànica i construcció. *Características principales de una turbina de gas*. Universitat Jaume I.
- [19] Leal, R. *Calderas de recuperación*. Conferencia en: III Jornadas sobre la Energía. 2010. Universitat de Girona.
- [20] *Combustion Efficiency and Excess Air*. Consultado: 15/12/2012. http://www.engineeringtoolbox.com/boiler-combustion-efficiency-d_271.html.
- [21] Prieto, I. *Captura y almacenamiento de CO₂ procedente de instalaciones de combustión para la generación de energía eléctrica*. 2008. Grupo de investigación de Ingeniería Térmica (GIT).p. 45. <http://ocw.uniovi.es/>
- [22] Bolea, I. *Simulación del funcionamiento de una torre de absorción química e integración en una central térmica para la captura de CO₂ de los gases de combustión*. 2006. Universidad de Zaragoza.
- [23] Eswaran, S. y otros. *Advanced Amine-based CO₂ Capture for Coal-fired Power Plants*. 2010. Hitachi Power Systems America, Ltd.
- [24] Kohl, A. *Gas Purification*. 1997. Gulf Publishing Co: Houston. 5ª edición.
- [25] Fundación para estudios sobre la energía. *Capítulo 6.1- Tecnologías de captura y almacenamiento de CO₂*. Del informe: El futuro del carbón en la política energética española. 2008.
- [26] Marcano, N. y otros. *Oxycombustion at Lacq CCS pilot plant: Preliminary analysis of burner-boiler performance*. Air Liquide, Total, y Total E&P.
- [27] Ioraa, P y otros. *High efficiency process for the production of pure oxygen based on solid oxide fuel cell–solid oxide electrolyzer technology*. 2008. Journal of Power Sources.
- [28] Wong, S. *Volume 4: Compression and Transportation to Storage Reservoir*. De: *Building Capacity for CO₂ Capture and Storage in the APEC Region*. Asia-Pacific Economic Cooperation.
- [29] Romeo, L. y otros. *Integration of power plant and amine scrubbing to reduce CO₂ capture costs*. 2007. Applied thermal engineering.
- [30] *Feed back from the Lacq industrial CCS project (France)*. 2010. World energy Council. p. 11. <http://www.worldenergy.org>.

- [31] Herzog, H. *An Introduction to CO₂ Separation and Capture Technologies*. 1999. MIT Energy Laboratory.
- [32] Ali, S. *CO₂-flue gas separation for a conventional coal-fired powerplant (first approach)*. 2007. School of Engineering, University of Boras. p. 57.
- [33] David, J. *Economic Evaluation of Leading Technology Options for Sequestration of Carbon Dioxide*. 2000. Massachusetts Institute of Technology. p. 84.
- [34] Rubin, E. y otros. *The outlook for improved carbon capture technology*. 2011. Progress in Energy and Combustion Science.
- [35] Romeo, L. y otros. *Captura y almacenamiento de CO₂*. 2010. p. 221.
- [36] Carneige Mellon University. *Process Design Case Study: Nitrogen from Air*. Chemical engineering. <http://www.cheme.cmu.edu/course/06302/airsep2/Part2.html>.
- [37] Clavería, P. y otros. *Modelización y simulación de plantas criogénicas de separación del aire con HYSYS*. Julio 2001. I Encuentro Universitario sobre Simulación de Procesos. Valencia.

Anexo I. EVALUACIÓN DE LA SENSIBILIDAD DE LA OPERACIÓN DE UNA PLANTA SAGD

I.1- INTRODUCCIÓN

Los equipos fundamentales para atender las necesidades de una planta SAGD son la turbina de gas, la caldera de recuperación y el generador de vapor. Es importante ajustar correctamente sus parámetros de operación ya que esto puede comportar ahorros de combustible y emisiones menores. Se va a determinar cuál es el exceso de aire más adecuado en la turbina de gas, y en qué modo influye el SOR sobre el generador de vapor.

I.2- EXCESO DE AIRE EN LA TURBINA DE GAS

Para establecer el exceso de aire (EA) óptimo en la turbina de gas, se ha variado este parámetro desde 275% hasta 500% en intervalos de 5%, para así conocer el cambio que experimentan las variables de operación de la planta.

La demanda de energía eléctrica la atiende una turbina de gas con un rendimiento comercial del 34%. A pesar de que el rendimiento es función del caudal y de la temperatura de salida de los gases, dado que se ha seleccionado un rendimiento comercial, introducir este parámetro está fuera del alcance de este estudio.

De los resultados obtenidos en relación a las condiciones a la salida de la turbina, se deduce que para un menor EA el caudal de gases de escape $\dot{m}_{g,cog}$ es menor. Se cumple el principio de conservación de la masa, ya que al entrar menos aire salen menos gases. Sin embargo, la temperatura de los gases a la salida de la turbina, $T_{g1,cog}$, es mayor, ya que para un calor de combustión constante (la cantidad de gas natural quemada y la electricidad producida no varían) la masa total de gas que lo absorbe es menor. En la Figura I.1 pueden observarse los comportamientos descritos.

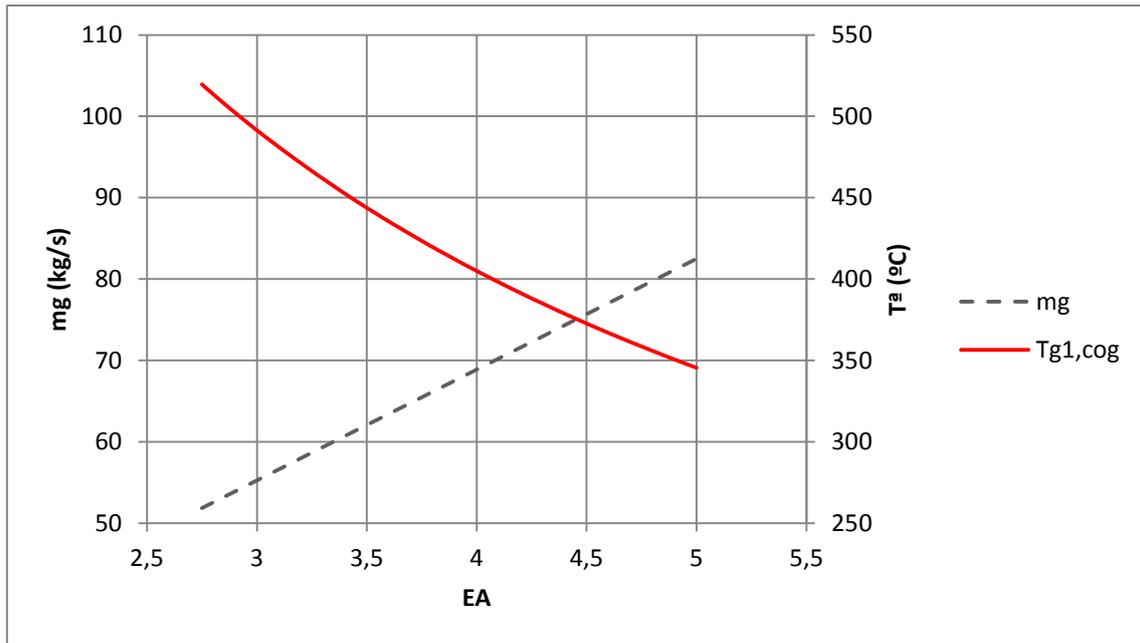


Figura I.1. Influencia del EA en el caudal la temperatura de los gases de escape de la turbina de gas

El estado de los gases a la salida de la turbina condiciona la cantidad de vapor de agua que se produce en la caldera de recuperación. Para obtener una mayor cantidad de vapor, será conveniente que el caudal de gases de escape y su temperatura sean lo más elevados posible. Sin embargo, varían en sentidos opuestos al variar el EA. Para determinar qué valor de EA es el más apropiado se calcula la evolución del calor intercambiado en la caldera de recuperación \dot{Q}_{HRSG} , como muestra la Figura I.2. Este calor depende tanto de las condiciones del fluido frío, el agua (las cuales son constantes en este caso), como de las del fluido caliente, los gases de escape.

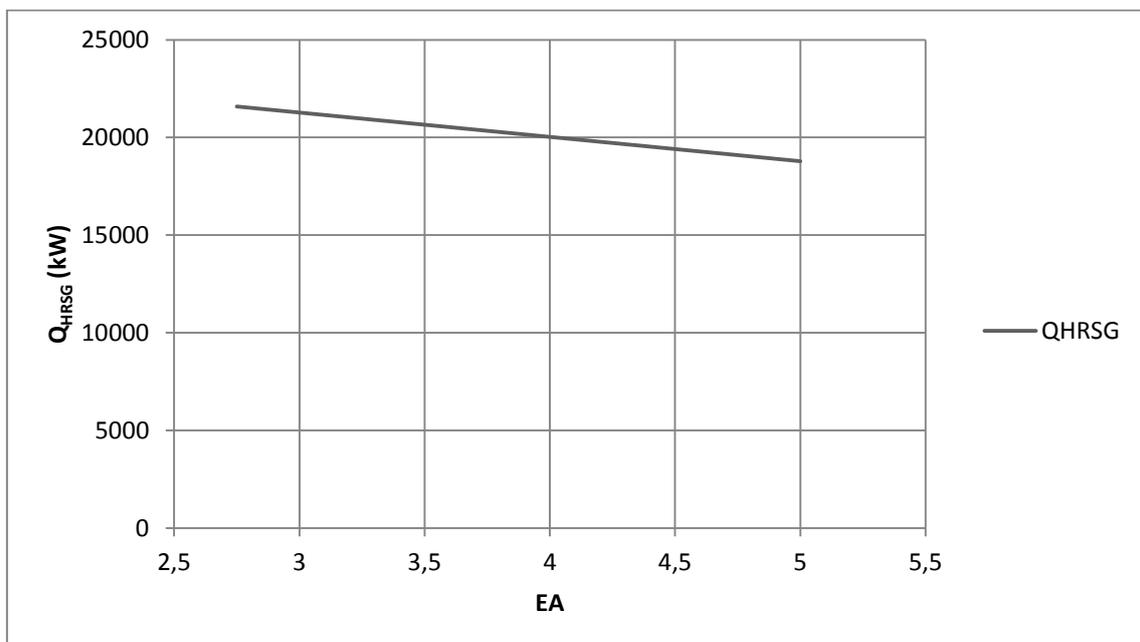


Figura I.2. Influencia del EA en el calor intercambiado en la HRSG

Se observa que es preferible una mayor temperatura de los gases de escape en detrimento de su caudal, para que el calor intercambiado en la caldera de recuperación sea mayor, y por tanto el vapor producido en ella también.

Al producirse más vapor en la cogeneración cuando se reduce el EA, disminuye el vapor que debe generar el generador de vapor, y por tanto, como puede apreciarse en la Figura I.3, su consumo de gas natural.

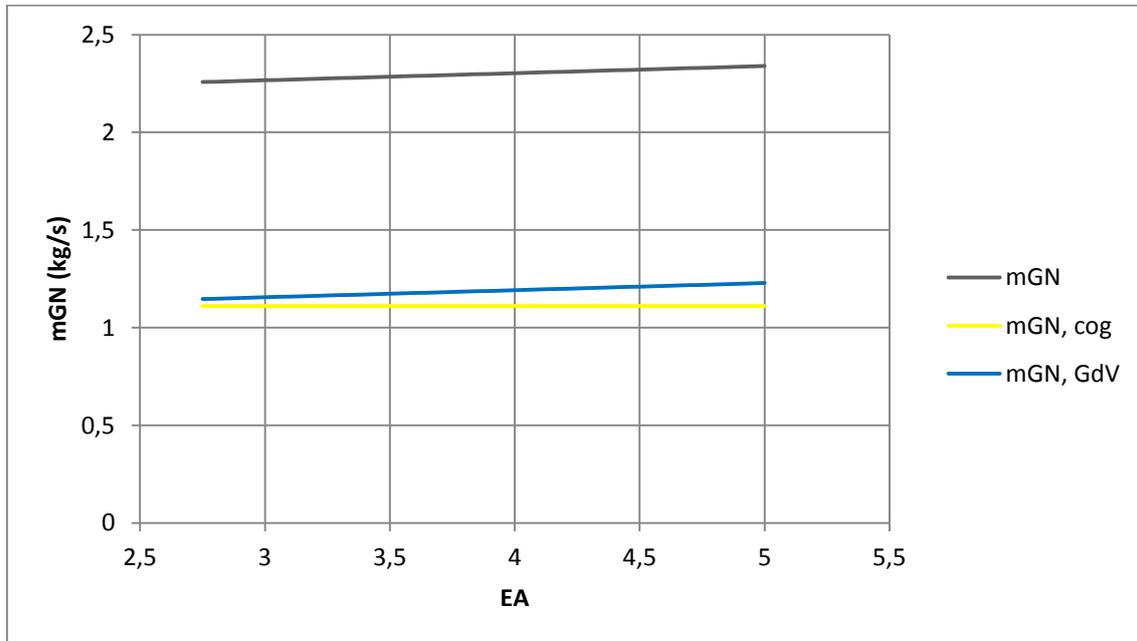


Figura I.3. Evolución del consumo de gas natural en función del EA

Una consecuencia directa de un menor consumo de gas natural en el generador de vapor, es la reducción del CO_2 que emite. En relación a la cogeneración, dado que su consumo de gas natural depende únicamente de la demanda eléctrica, variar el EA no tiene influencia sobre sus emisiones de CO_2 . La gráfica que muestra las emisiones de CO_2 en función del exceso de aire presenta la misma evolución que la Figura I.3, ya que el CO_2 emitido es directamente proporcional al gas natural quemado. Al pasar de un EA de 275% a 500%, las emisiones ascienden de 4,43 kg/s a 4,6 kg/s en la planta.

El estudio llevado a cabo hasta este punto conduce a pensar que la disminución del EA en la turbina sólo reporta beneficios, ya que, aumenta el vapor de agua obtenido en la caldera de recuperación, disminuyendo la producción en el generador de vapor, y por tanto su consumo de gas natural y sus emisiones de CO_2 . La función principal del aire en exceso es atemperar la turbina, por ello, se analiza a continuación, su influencia sobre la temperatura máxima alcanzada en su interior, que será su punto más desfavorable. Como muestra la Figura I.4, un menor EA implica mayores temperaturas máximas.

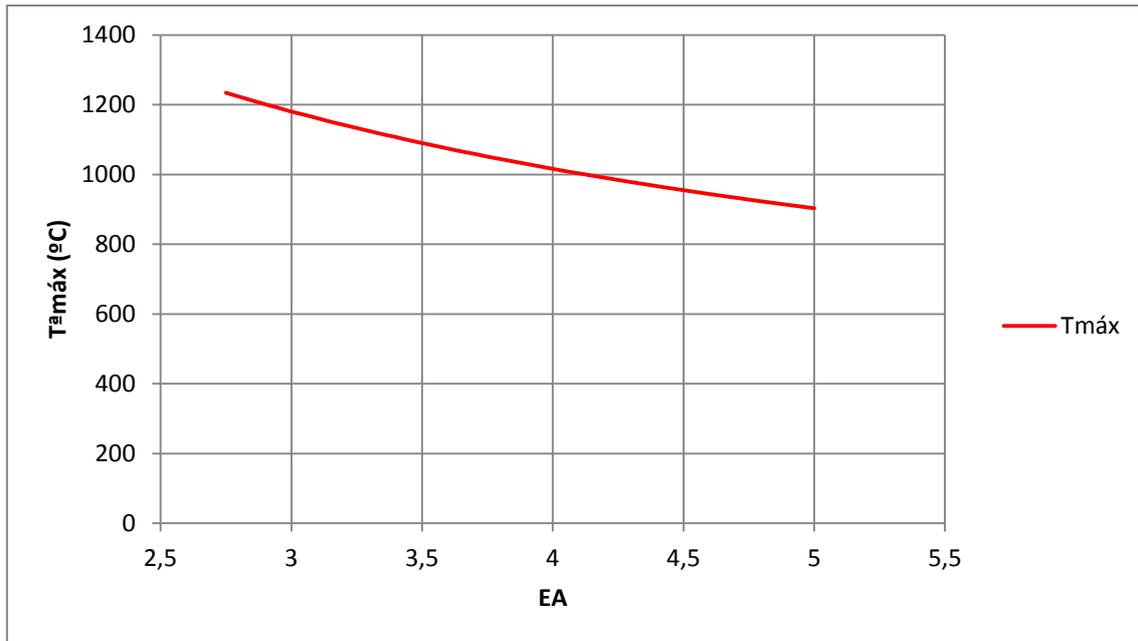


Figura I.4. Influencia del EA en la temperatura máxima alcanzada en el interior de la turbina de gas

Debe encontrarse un equilibrio entre las mejoras que se siguen de un EA bajo y los perjuicios que de él se originan también. Eligiendo como factor limitante la $T_{máx}$ que se alcanza en la turbina de gas, un valor adecuado son 1.090°C , para lo cual es necesario trabajar con un EA de 350%.

Estos parámetros implican operar en el primer tercio del rango de temperaturas máximas adecuadas para las turbinas de gas ($1000 - 1300^{\circ}\text{C}$), y en la primera mitad del intervalo de exceso de aire correcto para su funcionamiento ($275 - 500\%$), por lo que se concluye que son apropiados para la simulación de la planta.

Para finalizar el análisis se expone un resumen de cómo varían los distintos parámetros estudiados cuando se disminuye el exceso de aire en la turbina de gas:

- Calor intercambiado en la caldera de recuperación: aumenta al crecer el EA.
- Vapor generado: aumenta el que se produce en la cogeneración, causando una disminución del que produce el generador de vapor.
- Gas natural consumido: no afecta a la cogeneración, y disminuye en el generador de vapor.
- Emisiones de CO_2 : su evolución es idéntica y proporcional al gas natural consumido.
- Temperatura máxima: Crece con un menor EA, por lo que es el parámetro limitante de su valor mínimo.

I.3- INFLUENCIA DEL SOR

Durante la simulación de la planta SAGD se ha adoptado un valor típico para el SOR, que es 3. No obstante, resulta interesante evaluar su influencia sobre la operación de la planta, ya que existen industrias que trabajan con valores mayores, y otras que están realizando

fuertes inversiones para operar en rangos inferiores. En este análisis se varía el SOR desde 2 hasta 5 con incrementos de 0,1, para observar el efecto que causa sobre los flujos de gas natural, vapor de agua y CO₂. El resto de parámetros se mantienen constantes e iguales a los empleados en la simulación de la planta.

La dependencia del vapor que debe generarse con el SOR es clara: cuanto mayor sea el SOR, más vapor de agua se deberá producir. En la Figura I.5 queda reflejado:

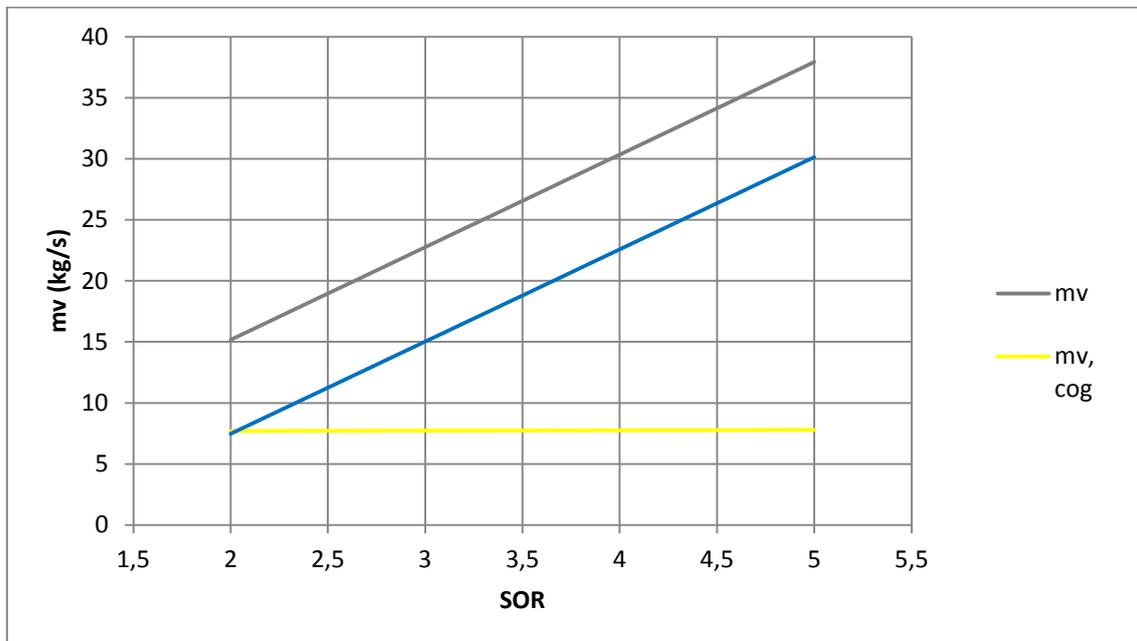


Figura I.5. Influencia del SOR en el vapor de agua generado

Este aumento se cubre casi en su totalidad aumentando la producción en el generador de vapor. El aumento del vapor de agua que se produce en la cogeneración es debido a que, al necesitarse más cantidad de vapor total, las bombas deberán presurizar más agua, requiriendo más electricidad. Para satisfacer esta mayor demanda se quemará más gas natural en la turbina de gas y el flujo de gases de combustión será ligeramente mayor, produciéndose más vapor de agua en la caldera de recuperación. Sin embargo, este aumento es muy pequeño, ya que el aumento de la potencia eléctrica para las bombas es minúsculo, y puede despreciarse. Variar el SOR de 2 a 5, únicamente genera un aumento del 1,3% del vapor generado en la cogeneración.

Una mayor exigencia de vapor de agua implica la combustión de más de gas natural, sobre todo en el generador de vapor, como muestra la Figura I.6:

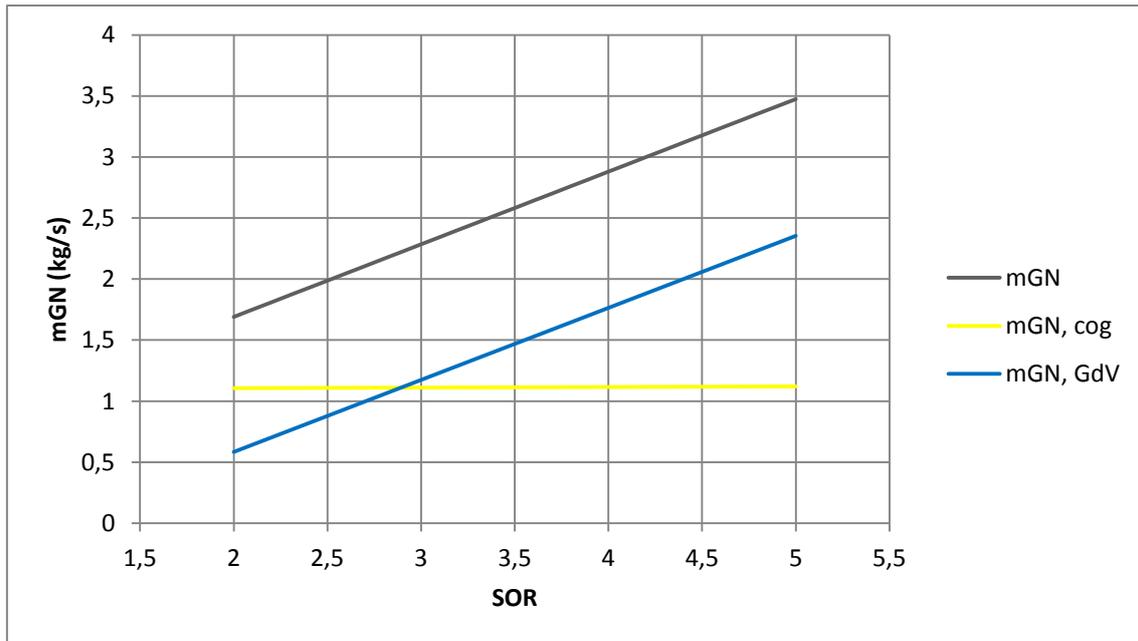


Figura I.6. Influencia del SOR en el consumo de gas natural

La tendencia de las emisiones de CO₂ es análoga a la gráfica anterior. Su incremento en la cogeneración es despreciable de nuevo. Por otra parte las emisiones en el generador de vapor crecen de 1,15 kg/s para el SOR igual a 2, a 2,35 kg/s para un SOR de valor 5.

De este análisis se concluye que el SOR influye en la cogeneración exclusivamente en la energía eléctrica requerida por la bomba, mas su variación es ciertamente pequeña. La producción de electricidad destinada a alimentar la bomba pasa de ser un 0,87% de la electricidad total generada en la planta a ser un 2,15%, al variar el SOR de 2 a 5. Consecuentemente, es fundado afirmar que la influencia del SOR sobre la cogeneración es despreciable. Por otro lado, causa un gran efecto sobre el generador de vapor, siendo éste el encargado de producir, y por consiguiente consumir y emitir, más o menos en función de cómo varíe el SOR.

Se percibe, que un menor valor del SOR mejora todos los aspectos relevantes de la planta, ya que implica: un menor consumo de gas natural, menores emisiones y menores requerimientos energéticos. Podría decirse que es un indicador de la eficiencia de la planta. Además, un SOR reducido permite emplear plantas de extracción de tamaño más pequeño, reduciéndose así el impacto ambiental que éstas crean. A pesar de las investigaciones e inversiones que realizan las industrias para reducir el parámetro en cuestión, existen otros factores limitantes sobre los que no se puede actuar. Las características de la formación geológica, y la incertidumbre sobre las propiedades predichas del subsuelo, son algún ejemplo de éstos.

Anexo II. SEPARACIÓN Y CAPTURA DEL CO₂

II.1- INTRODUCCIÓN

El compromiso adoptado por los países participantes en la cumbre de Kyoto, asienta la necesidad de dirigir esfuerzos hacia la búsqueda de tecnologías que reduzcan las emisiones de gases de efecto invernadero a la atmósfera.

Separar y capturar el CO₂ de los gases de combustión tuvo su origen hace unos cincuenta años. El objetivo entonces no era disminuir las emisiones de gases de efecto invernadero, si no utilizar este gas para inyectarlo en reservorios de petróleo para optimizar la extracción del crudo. Este proceso es conocido como recuperación mejorada de petróleo (EOR: Enhanced Oil Recovery). Muchas plantas de captura se construyeron en aquella época, en los 70 y los 80 en Estados Unidos. Pero la caída del precio del crudo a mitad de 1980 hizo que las operaciones de EOR fueran, en algunos casos, demasiado caras. El CO₂ se ha usado además para otras aplicaciones industriales, como la carbonatación de salmueras y la producción de productos como la urea, la tónica y otras bebidas [31].

En la actualidad, se contempla también el uso de las tecnologías de separación y captura de CO₂ para reducir las emisiones de CO₂, sin fin comercial. El gas en cuestión, puede almacenarse en sumideros geológicos bajo tierra, o a grandes profundidades bajo el mar. Se conduce hasta estos destinos a través de largas tuberías o con la ayuda de barcos [32]. El objetivo de la separación y captura del CO₂ entendida de este modo, es aislar el dióxido de carbono de las fuentes de las que procede, de un modo adecuado para su transporte y almacenamiento. En general, se debe conseguir generar una corriente relativamente pura y a alta presión de CO₂. El proceso de obtención de esta corriente de CO₂ (al que se refieren los términos de separación y captura) engloba todas las operaciones que se desarrollan dentro de la instalación de la fuente emisora de CO₂, incluyendo la compresión. Para facilitar el transporte, el CO₂ se comprime normalmente alrededor del orden de 100 atmósferas. De esta manera, se reducen los costes de su transporte a cualquier distancia. Además, si se inyecta CO₂ puro y comprimido en los sumideros, su capacidad de almacenamiento estará mejor aprovechada. Elevados niveles de pureza son posibles, pero sus costes asociados son significativos [33].

II.2- TECNOLOGÍAS DE SEPARACIÓN Y SISTEMAS DE CAPTURA

En la actualidad, están disponibles comercialmente una gran variedad de tecnologías para separar el CO₂ de una mezcla de gases. La Figura II.1 ilustra algunos de los enfoques tecnológicos disponibles. La elección de la tecnología depende del grado de pureza que se quiera alcanzar, y de las condiciones de la corriente de gas a tratar (como su temperatura, la presión parcial del CO₂ y las impurezas presentes).

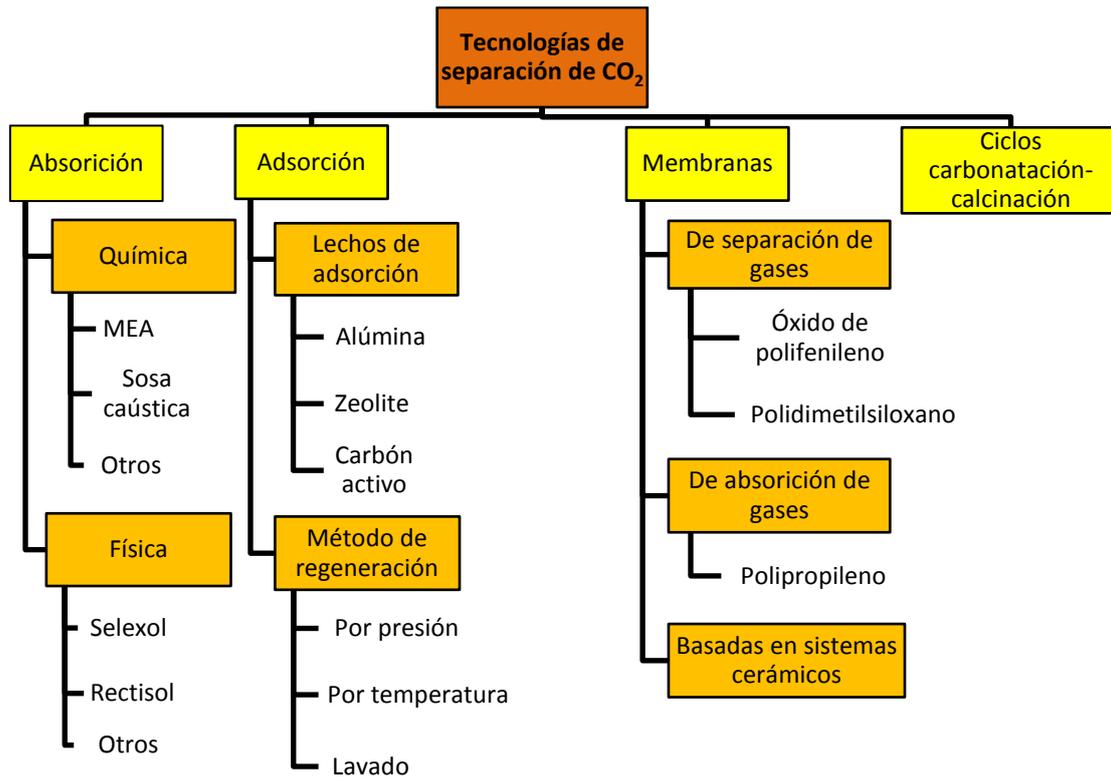


Figura II.1. Opciones para la separación de CO₂. Adaptado de [34]

Los métodos de separación y captura del CO₂, en el contexto de la captura y el almacenamiento del mismo (CCS: Carbon Capture Storage), se pueden dividir en las siguientes categorías:

- Post-combustión
- Pre-combustión
- Oxicombustión
- *Chemical looping*

Dado que la mayoría del CO₂ antropogénico es un producto de la combustión de combustibles fósiles, los sistemas de pre-combustión, o de post-combustión, se diferencian dependiendo de si el carbono (en forma de CO₂) se separa antes o después de quemar el combustible. Por otra parte, la oxicombustión y el “*chemical looping*” no requieren equipos de separación propiamente dichos [34].

II.2.1- Post-combustión

Los métodos de captura en post-combustión consisten en la eliminación del CO₂ presente en los gases de escape aguas abajo de las fuentes emisoras. En principio estos métodos de captura pueden aplicarse a humos procedentes de la combustión de cualquier combustible fósil, pero en la práctica las impurezas que contengan afectarán al diseño y al coste de la instalación. Por ello, se hace necesario la colocación de unidades que eliminen otros contaminantes, como pueden ser SO_x o partículas, aguas arriba del sistema de captura de CO₂ [5, 21].

En términos generales, el CO₂ puede ser capturado empleando:

- Absorción química
- Absorción física
- Adsorción
- Membranas
- Ciclos carbonatación-calcinación

1. Absorción química

Se ha demostrado que la absorción basada en solventes químicos es por ahora la mejor opción para la captura en post-combustión. Sin embargo, aunque este proceso opera ya a nivel comercial, no se ha alcanzado el desarrollo suficiente para aplicarse a los gases de combustión de centrales térmicas. La mayor ventaja que presenta esta tecnología frente al resto para la captura del CO₂ es su madurez tecnológica debido a su extensa aplicación en la industria del petróleo, del gas natural y de ciertas industrias químicas.

La absorción química implica un proceso de transferencia de masa con un proceso de reacción química [35]. En la Figura II.2 puede verse un esquema de una planta en post-combustión con captura basada en la absorción química.

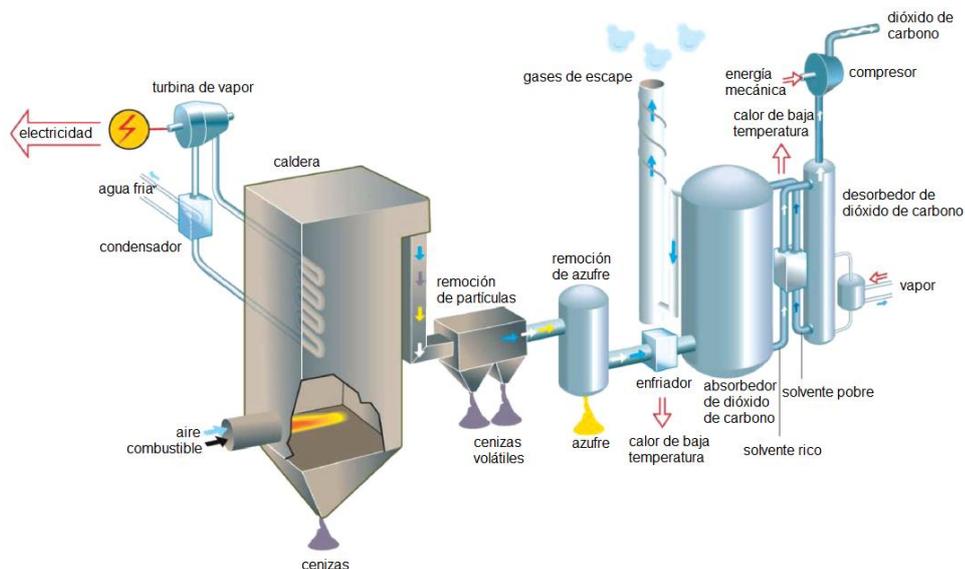


Figura II.2. Esquema de captura en post-combustión. Adaptado de [5]

La elección de la captura de CO₂ basada en la absorción química se debe a las bajas presiones del mismo en la corriente de gases de escape. Durante el proceso de captura, los gases de escape se enfrían y se conducen al absorbedor, donde se encuentran con el solvente a contracorriente. Allí, se absorbe la mayoría del CO₂, y el solvente rico se envía a la columna del desorbedor, donde al aplicar calor se libera el CO₂, regenerando el solvente. El solvente regenerado se enfría y se recircula al absorbedor. La corriente de CO₂ se deshidrata y se comprime para su transporte y almacenamiento.

La tecnología de post-combustión más madura comercialmente es el proceso llamado *Fluor's Econamine FG Plus*. Emplea una solución compuesta en un 30% por mono etanol amina (MEA). Otro proceso, desarrollado por BASF, emplea metildietanolamina (MDEA) activada para la captura de H_2S y CO_2 .

Ejemplo representativos de plantas piloto y proyectos de demostración de captura de CO_2 en post-combustión son: el proyecto de AEP en Mountaineer (Estados Unidos), la planta piloto de RWE Power en Nideraussem (Alemania) y la planta *Plant Barry* en Alabama (Estados Unidos) [5].

2. Absorción física

Los procesos de absorción física se explican más adelante para los métodos de pre-combustión. Pueden ser aplicados para la separación del CO_2 en post-combustión, sin embargo, debido a las condiciones de los gases de escape (bajas presiones) no son los más adecuados.

3. Adsorción

Los procesos de adsorción son una tecnología madura desde hace tiempo, no obstante, su aplicación para la captura del CO_2 en el ámbito de la generación de energía a partir de combustibles fósiles está todavía en desarrollo.

El proceso de adsorción de CO_2 consiste en la captura, fijación y acumulación de la molécula gaseosa sobre la superficie de otra, normalmente sólida. El fenómeno depende de la masa de adsorbente, la presión, la temperatura, la naturaleza del gas y de la superficie sólida. La clave para la consolidación de este proceso está en desarrollar un adsorbente con gran capacidad de adsorción para el CO_2 y alta selectividad a distintas concentraciones de CO_2 en la corriente de gas. El proceso de adsorción, conlleva también un proceso de regeneración del sorbente. Los métodos de regeneración más extendidos son aquellos basados en los cambios de temperatura y de presión.

4. Membranas

Otra tecnología de separación del CO_2 que también está en estudio consiste en el filtrado del gas a través de membranas. Es una tecnología relativamente sencilla, pero el problema que presenta la captura del CO_2 es que el volumen de la corriente de gases a tratar es muy grande, y el CO_2 suele estar muy diluido, con lo que la eficiencia de la separación cae [35].

Una membrana es una lámina que actúa como barrera y que permite el paso selectivo y específico bajo determinadas condiciones, apropiadas para dicha función. Se pueden usar como único proceso de captura o combinado con el proceso de absorción para su optimización. Otro inconveniente es la elevada degradación que presentan las membranas, motivada por las condiciones que deben soportar del gas de combustión, principalmente temperatura y suciedad[22].

5. Ciclos carbonatación-calcinación.

Es una tecnología emergente con grandes promesas de reducción del coste de tonelada de CO₂ evitada. La propuesta de esta tecnología es el uso de sorbentes sólidos regenerables para eliminar el CO₂ a distintas temperaturas, que son función del material utilizado como sorbente. La reacción gas-sólido con mayor potencial es la del CaO/CO₂.

Independientemente de cuál sea el sorbente utilizado, los ciclos de carbonatación-calcinación siguen el proceso básico que se muestra en la Figura II.3. Los gases de combustión procedentes de una central térmica se ponen en contacto con el sorbente en un reactor adecuado para que tenga lugar la reacción gas-sólido entre el CO₂ y el sorbente. Por lo general, se trata de la carbonatación de un óxido metálico.

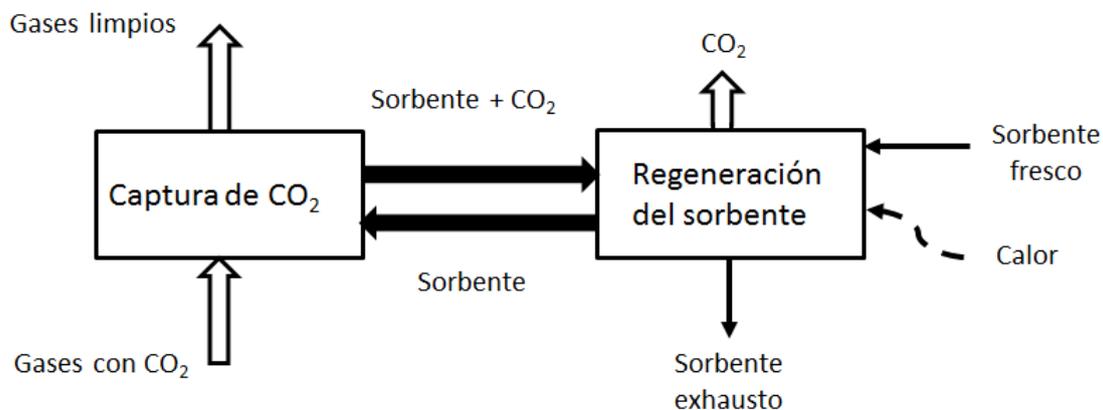


Figura II.3. Esquema de sistema de captura de CO₂ por carbonatación-calcinación

El sólido se separa con facilidad de la corriente gaseosa y se transporta a otro reactor donde tiene lugar su regeneración. Existe, de este modo, una circulación interna de sólido entre ambos reactores que posibilita regeneración del sorbente cuando se dan las condiciones de operación adecuadas. Para que tenga lugar la regeneración se necesita aportar calor al reactor. De este segundo reactor se libera el CO₂ listo para su compresión y almacenamiento. Se requiere un aporte constante de sorbente fresco que compense las pérdidas del sorbente activo que existen en el sistema [35].

II.2.2- Pre-combustión

Los procesos de captura de CO₂ en pre-combustión se caracterizan por el hecho de que la separación del CO₂ se produce de manera previa al proceso de oxidación del combustible. En las calderas o los quemadores de las turbinas de gas se introduce un combustible previamente descarbonizado, del tal modo que los gases de combustión producidos se emiten ya libres de CO₂ [35].

Las técnicas de separación del CO₂ son las ya descritas en el apartado anterior para los procesos de post-combustión, pero aplicadas sobre la corriente de gases que se genera en el proceso de descarbonización. En la Figura II.4 se muestra un diagrama simplificado del proceso con separación por absorción física.

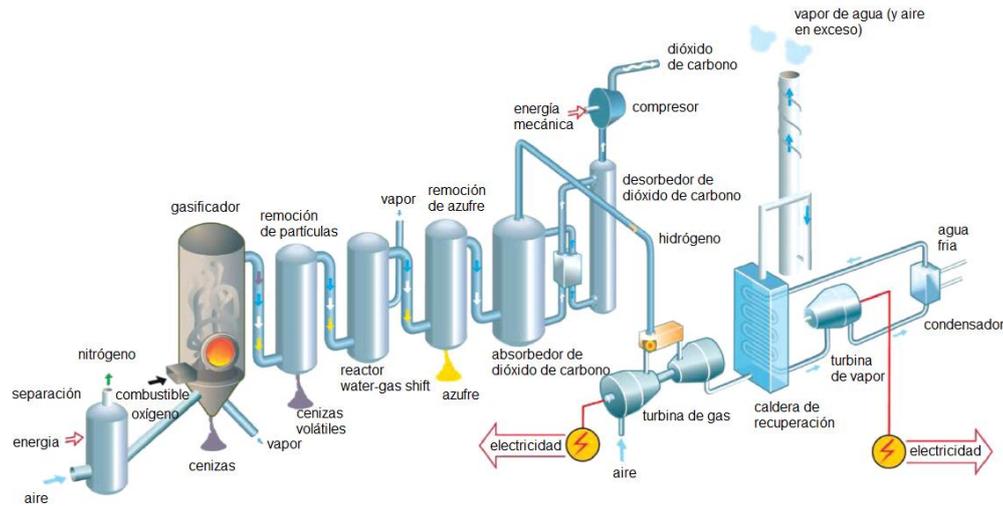


Figura II.4. Esquema de captura en pre-combustión. Adaptado de [5]

El proceso de descarbonización se inicia con la conversión del combustible en una mezcla gaseosa llamada syngas, compuesta principalmente por H_2 y CO . Este proceso de obtención del syngas, llamado gasificación para los combustibles sólidos, y reformado para los hidrocarburos gaseosos, es endotérmico. Requiere un aporte de calor suplementario normalmente suministrado a través de la oxidación parcial del combustible. En las aplicaciones de captura de CO_2 , normalmente se emplea como oxidante O_2 de elevada pureza obtenido en una unidad de separación del aire (ASU: Air Separation Unit), de forma que se consiguen alcanzar las elevadas temperaturas que se requieren para la producción del syngas. El CO en el syngas se convierte en H_2 y CO_2 gracias a la reacción de desplazamiento gas-agua, más conocida por su nombre en inglés *wáter-gas shift reaction (WGS)*. Normalmente, se emplean catalizadores comerciales para facilitar la reacción WGS. Tras esta, se obtiene la mezcla gaseosa de la que se separará el CO_2 .

La producción del syngas en la gasificación y la oxidación parcial, se llevan a cabo a presiones elevadas, lo que causa que la presión parcial del CO_2 sea alta. Por esta razón, los métodos de absorción basados en solventes físicos son los medios preferidos para separar el CO_2 en los procesos de pre-combustión. El solvente rico en CO_2 se regenera por reducción de la presión, liberando el CO_2 . El solvente regenerado se emplea de nuevo para absorber más CO_2 . La corriente de CO_2 liberada se seca y se comprime para facilitar su transporte y almacenamiento. Por otro lado, la corriente rica en H_2 se puede quemar para producir electricidad o puede invertirse en la síntesis de productos químicos.

La absorción física está sujeta a la ley de Henry, que establece una dependencia lineal entre la presión parcial del CO_2 y la eficiencia de captura del solvente. Por ello, aunque el proceso de transformación del combustible es laborioso y costoso, la separación del CO_2 resulta sencilla, evitando la necesidad de emplear una reacción química para la captura del CO_2 (como en los sistemas de post-combustión basados en aminas que se han explicado en el apartado anterior).

Los procesos de absorción física que emplean Rectisol como solvente se encuentran entre los más extendidos comercialmente. Existen otros que se basan en solventes de elevado peso molecular, entre los que destaca el Selexol.

Como ejemplo de plantas piloto y proyectos de demostración de la captura de CO₂ en pre-combustión caben destacar la planta de ELCOGAS en Puertollano, España, NUON en Países Bajos y GreeGen en China [5, 34].

II.2.3- Oxidación

La oxidación se está desarrollando como un sistema de captura alternativo a los de métodos de post-combustión, y consiste en sustituir el aire utilizado como comburente en los procesos de combustión por O₂. De esta manera se elimina la enorme cantidad de N₂ presente en los gases de escape.

Tras la eliminación de las cenizas volátiles, los gases de escape están compuestos por vapor de agua, CO₂ y dependiendo del combustible empleado, pequeñas cantidades de contaminantes como SO₂. El vapor de agua se elimina por condensación, y las impurezas empleando la tecnología convencional adecuada. La corriente pura de CO₂ liberada se comprime y se conduce hasta su sumidero. La Figura II.5 muestra un esquema de esta tecnología.

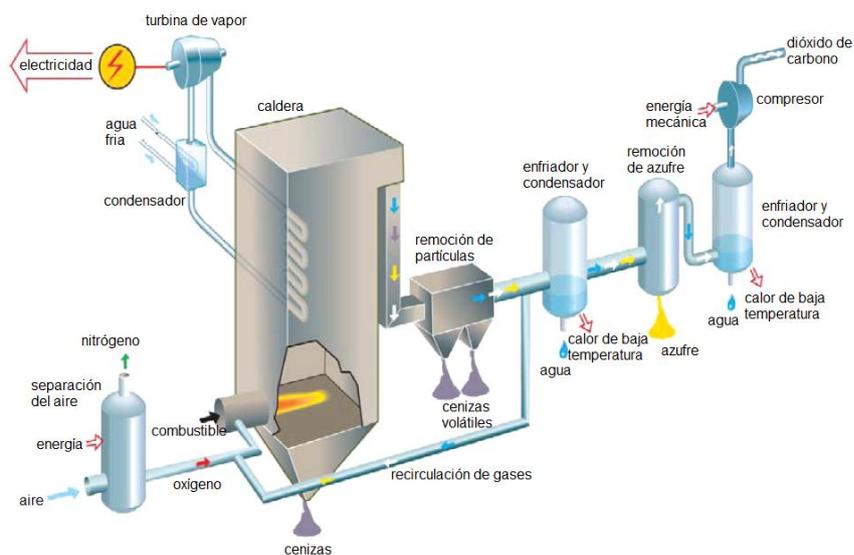


Figura II.5. Esquema de captura en oxidación. Adaptado de [5]

Debido a las altas temperaturas que se alcanzan en la combustión con O₂, es necesario recircular una gran proporción de la corriente de gases de escape para atemperar los equipos. También pueden refrigerarse por inyección de agua.

La principal atracción de la oxidación es que evita la necesidad de emplear sistemas de captura costosos de post-combustión. Sin embargo, requiere una unidad de separación del aire (ASU) que genere el O₂ puro que se emplea como comburente durante la combustión. Esta tecnología requiere alrededor de tres veces más de O₂ que el que se emplea

para la producción del syngas en los métodos de pre-combustión, por lo que la ASU eleva los costes de esta opción [34].

El desarrollo de la oxidación a gran escala, y su extensión a grandes plantas de generación de energía eléctrica, depende sustancialmente de la posibilidad de obtener O_2 de forma económicamente viable, de una alta pureza y a presiones moderadas.

Un ejemplo de esta tecnología puede encontrarse en la planta de CIUDEN en Ponferrada, España, en la central eléctrica de gas de Lacq, en Francia, o en la planta piloto de Vattenfall en Alemania [5].

II.2.3- Chemical looping

Esta técnica consiste en separar la combustión de un hidrocarburo o un combustible con carbono, en reacciones independientes de oxidación y reducción. Para ello, se emplea un óxido metálico adecuado que actúa como transportador de O_2 entre dos reactores. La Figura II.6 muestra un esquema simplificado del *chemical looping*.

El proceso consiste en hacer pasar una corriente de aire por un reactor que contiene un metal pulverizado a una temperatura entre $800 - 1.200$ °C. El metal se oxida y pasa al otro reactor, en el que reacciona con el combustible, reduciéndose y aportando el O_2 necesario para llevar a cabo la combustión. El ciclón de la figura se emplea para separar el óxido metálico del aire en exceso.

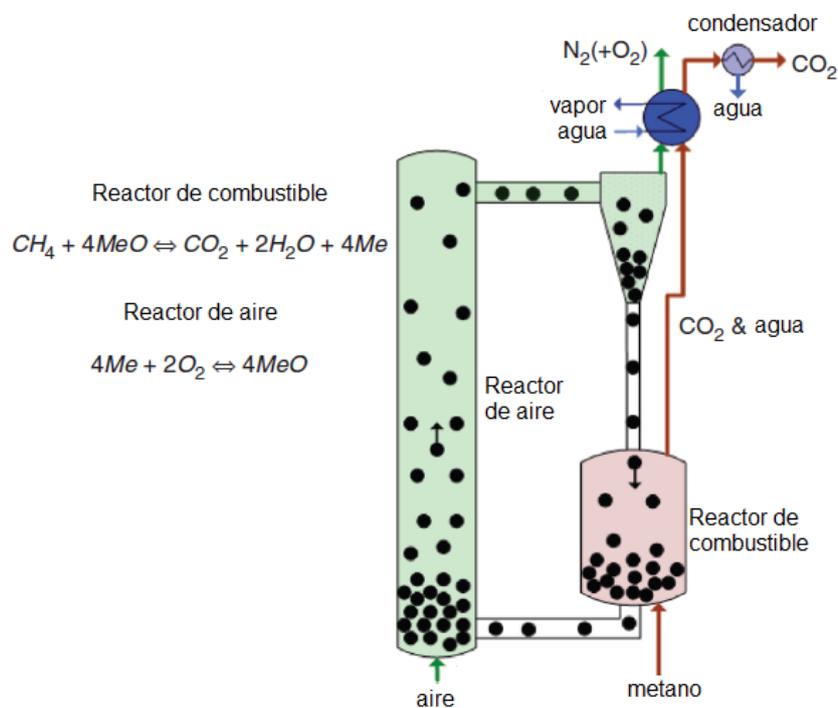


Figura II.6. Esquema del *chemical looping*. Adaptado de [5]

Este método no requiere unidad de separación del aire (ASU). La ventaja de evitar el contacto directo entre el aire y el combustible, es que los productos de la combustión, CO_2 y agua, no quedan diluidos en nitrógeno, ni en el aire en exceso. El CO_2 queda casi puro tras la condensación del agua, no siendo necesario ningún coste ni energía adicional para su separación. Si se emplean combustibles distintos del gas natural, impurezas como NO_x y SO_x se separan empleando la tecnología convencional.

La combustión por bucle químico tiene un gran potencial para reducir significativamente los costes de la captura del CO_2 . Sin embargo, se encuentra aún en la fase inicial de su desarrollo, con retos por superar respecto a los materiales empleados y a la selección de los portadores de O_2 . Actualmente, la planta piloto más grande que existe es de 120kW y se encuentra en Austria. En España, el CSIC cuenta con un prototipo de 10 kW_t [5, 21, 25, 34].

II.3- LA COMPRESIÓN DEL CO_2

Una vez capturado, el CO_2 debe ser transportado hasta los sumideros geológicos o profundidades marinas donde se almacenará. El motivo por el que el CO_2 se comprime es hacer más eficiente el proceso de transporte. El grado de compresión del CO_2 necesario para el transporte se calcula empleando el diagrama de fases del CO_2 , el cual se presenta en la Figura II.7. El diagrama de fases es una representación gráfica de la relación presión- temperatura de una sustancia, en la cual se muestran las fronteras de las tres fases (sólida, líquida y gaseosa). Existen dos puntos importantes a resaltar en un diagrama de fases, el punto triple y el punto crítico.

El punto triple del CO_2 se da a 5,11 bar de presión y $-56,4^\circ\text{C}$ de temperatura. En este punto, las fases sólida, líquida y gaseosa coexisten. A temperaturas y presiones más bajas, el CO_2 solamente existe o en fase gaseosa, o en fase sólida. El punto crítico se alcanza a la presión de 73,8 bar y a la temperatura de $31,4^\circ\text{C}$. Por encima de esta presión, y a temperaturas mayores de $31,4^\circ\text{C}$ se encuentra en estado supercrítico. Cuando la temperatura está entre -60 y $31,4^\circ\text{C}$ y la presión es mayor que la crítica, el CO_2 existe en lo que se llama "líquido en fase densa". Se ha demostrado que el estado supercrítico y el líquido en fase densa son las fases más adecuadas tanto para el transporte como para el posterior almacenamiento del CO_2 .

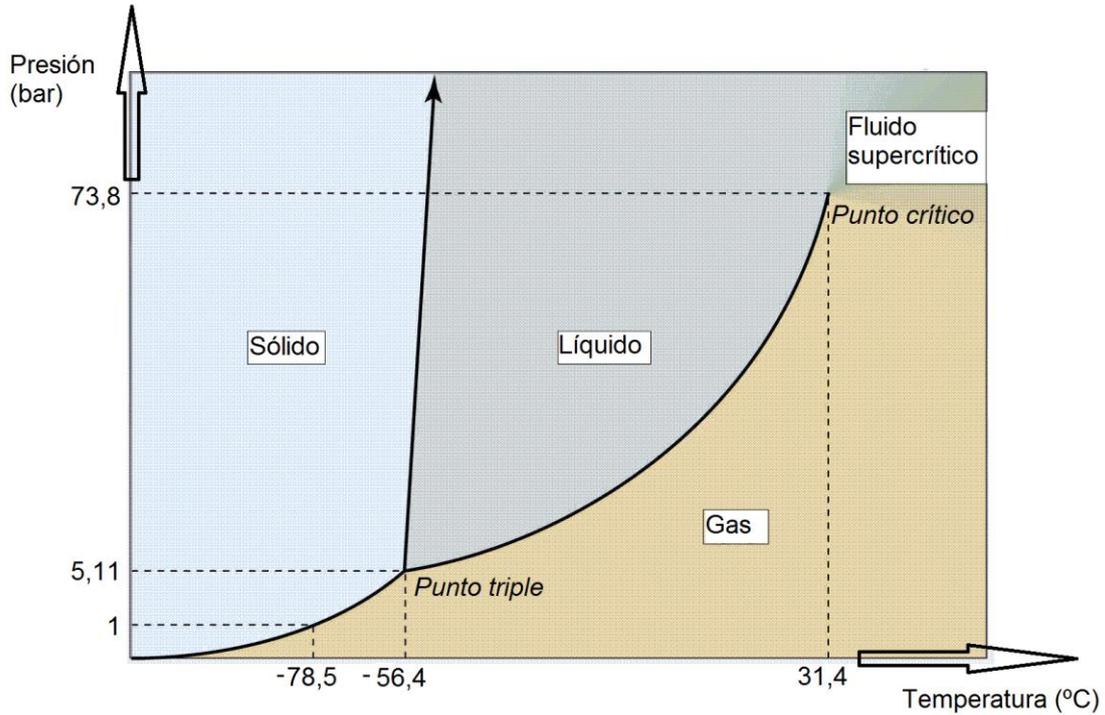


Figura II.7. Diagrama de fases del CO₂

La Figura II.8 caracteriza la densidad del CO₂ conforme varía la temperatura. Por encima de la presión crítica de 7,38 MPa y a temperaturas menores de 20°C, el CO₂ tiene una densidad entre 800 y 1.200 kg/m³ (dato relevante comparado con su densidad en fase gaseosa, que es del orden de 1,2 kg/m³). Una densidad mayor es favorable cuando se transporta el CO₂, ya que resulta más sencillo mover un líquido denso que un gas. Por ello, para que el transporte sea eficiente, es típico comprimir el CO₂ por encima de 7,38 MPa.

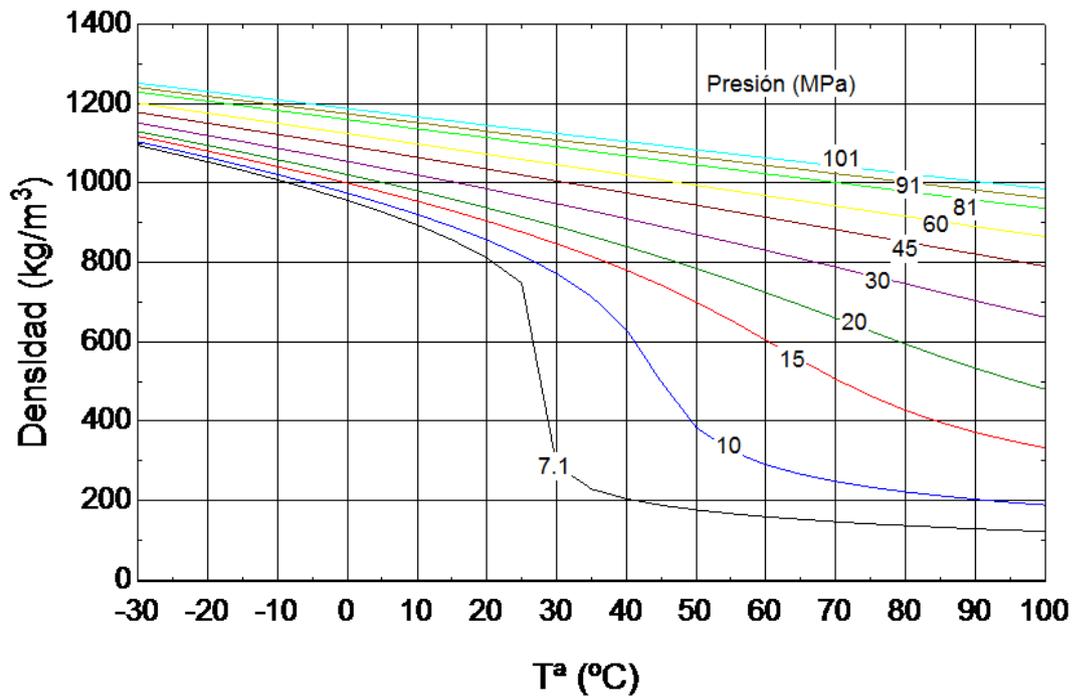


Figura II.8. Diagrama de densidad del CO₂

Hay que tener en cuenta también, que durante el bombeo del CO₂ a través de las tuberías se producen pérdidas por fricción. Para mantener el CO₂ en el estado denso a lo largo de toda la tubería, se puede optar por, o bien aumentar la presión a la entrada del conducto hasta un valor lo suficientemente alto como para superar todas las pérdidas estando por encima de 7,38 MPa, o bien instalar estaciones de refuerzo cada 100 – 150 km para compensar las pérdidas de presión. La preferencia de la industria es transportar el CO₂ a presiones mayores de 10,3 MPa en la entrada (esta será la presión de descarga del compresor), de tal forma que el CO₂ permanecerá en el estado supercrítico a lo largo de todo el trayecto [28].

La compresión del CO₂ se lleva a cabo en un tren de compresión en varias etapas, con refrigeración intermedia entre ellas debido a las elevadas temperaturas que se alcanzan. El consumo eléctrico de los compresores de CO₂ es de unos 100 kWh/t_{CO2} [17].

Anexo III. UNIDAD DE SEPARACIÓN DEL AIRE PARA LA CAPTURA EN OXICOMBUSTIÓN

Actualmente existen tres métodos usados comúnmente para la separación del aire: la destilación criogénica, la separación por medio de membrana y la separación por adsorción. En general, los procesos de separación mediante membrana son más eficientes para caudales y purezas de nivel medio-bajo. La separación por adsorción es adecuada para caudales y purezas medios, mientras que la destilación criogénica se emplea para elevados caudales (>100 t/día) y purezas (>95%) [36].

La pureza del O₂ empleado en la oxicomustión es prácticamente la unidad. Por ello, el método de separación del aire que es conveniente implantar en una planta operando en oxicomustión es la destilación criogénica. Éste, es el más efectivo en lo que a costes se refiere y eficiente en términos de energía consumida por unidad de producto para elevados caudales y purezas. El consumo específico de la ASU con este método alcanza valores de 0,2 kWh/kg O₂[27].

Todos los procesos criogénicos están basados en la compresión del aire y su posterior enfriamiento a temperaturas muy bajas para conseguir su licuefacción parcial. Esto permite su destilación criogénica (basada en el fenómeno de que cada uno de los componentes puros del aire licúa a temperaturas diferentes) para separar el/los producto/s deseados en una columna de etapas múltiples. Puesto que la temperatura del proceso es muy baja es necesario que equipos como la columna de destilación, intercambiadores de calor y otros componentes estén aislados frente a transferencia de calor desde el medio ambiente. En la práctica estos componentes se ubican en una o más cajas frías (paralelepípedo con aislamiento térmico multicapa).

La separación criogénica del aire conlleva los siguientes procesos principales, esquematizados en la Figura III.1. Inicialmente, el aire de alimentación es filtrado y comprimido aproximadamente a 6 bar. A continuación, el aire se seca por enfriamiento en un intercambiador aire-agua o aire-aire y con el posible apoyo de un sistema de refrigeración mecánica. La eliminación total del vapor de agua, CO₂ y otros contaminantes (hidrocarburos) se realiza mediante tamices moleculares.

El enfriamiento del aire a temperaturas criogénicas se lleva a cabo en intercambiadores de calor multiflujo que aprovechan la capacidad de refrigeración de los gases que salen de la planta.

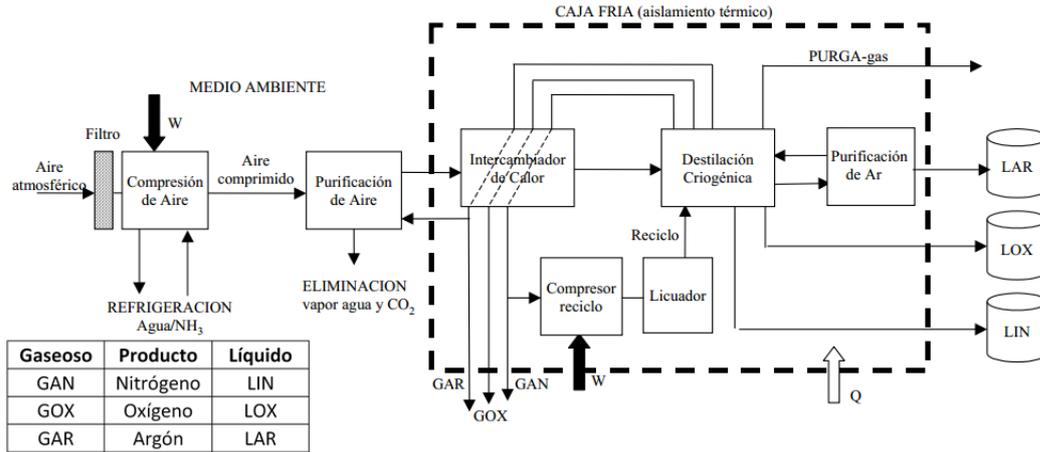


Figura III.1. Diagrama de bloques de una planta de separación de aire

En las columnas de destilación se separa el aire en los productos deseados. Las plantas de nitrógeno pueden tener una sola columna; sin embargo las plantas para producir oxígeno deben tener dos columnas, de alta y baja presión, de tal manera que el oxígeno impuro de la columna de alta presión es purificado en la columna de baja presión. Las plantas para producir oxígeno de alta pureza tienen una columna adicional diseñada para separar el argón del oxígeno. El producto de esta columna de argón crudo puede ser purificado en una columna de argón puro eliminando el oxígeno y nitrógeno residual.

Los productos gaseosos fríos (y los flujos residuales) son introducidos en el intercambiador principal de la planta en contracorriente con el aire caliente de alimentación, de tal forma que éste es enfriado y los otros calentados a una temperatura próxima a la ambiental. Este intercambio entre la alimentación y los productos minimiza las necesidades netas de refrigeración de la planta [37].