

Trabajo de Fin de Grado
Ingeniería de la Energía

Captura de CO₂ y producción de bicarbonato de sodio

Autor: Andrea Micaela Herrera Chávez
Tutor: Ricardo Chacartegui Ramírez

Dpto. Ingeniería Energética
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla

Sevilla, 2020



Trabajo de Fin de Grado
Ingeniería de la Energía

Captura de CO₂ y producción de bicarbonato de sodio

Autor:
Andrea Micaela Herrera Chávez

Tutor:
Ricardo Chacartegui Ramírez
Profesor titular

Dpto. Ingeniería Energética
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla
Sevilla, 2020

RESUMEN

En los últimos años, los elevados niveles de dióxido de carbono presentes en la atmósfera se han convertido en una realidad preocupante que ha provocado que los sistemas de captura y almacenamiento de CO₂ cobren un papel fundamental al convertirse en un paso crucial para conseguir los objetivos del acuerdo de París en la lucha contra el cambio climático.

En este trabajo se describe el Dry Carbonate Process, una tecnología de postcombustión que usa Na₂CO₃ en fase slurry como sorbente y que, junto con agua y CO₂ en condiciones determinadas, forma bicarbonato de sodio o una sal intermedia que posteriormente será llevada hasta un calcinador donde será calentada para regenerar el carbonato de sodio a su forma original y liberar una corriente de CO₂ que podrá ser aprovechada en otros procesos o preparada para su almacenamiento.

Por otra parte, se ha estudiado también la producción de bicarbonato de sodio a partir de la descomposición de la trona, un mineral barato y abundante en la Tierra. La trona es llevada hasta un reactor donde es calcinada a temperaturas superiores a 170°C, formando una corriente de CO₂, vapor de agua y carbonato de sodio. Estos productos serán llevados hasta una torre de carbonatación para que los cristales de bicarbonato de sodio puedan ser formados.

En este proyecto se propone la integración de ambos procesos para aprovechar el CO₂ capturado del Dry Carbonate Process y el Na₂CO₃ formado en la descomposición de la trona y que sean recirculados para la realización de los procesos de manera eficaz.

También se propone la posibilidad de cubrir las necesidades térmicas con la combustión de biomasa y las necesidades eléctricas con la instalación de una planta solar fotovoltaica.

ÍNDICE

RESUMEN	5
Índice	7
1 INTRODUCCIÓN	9
2 TECNOLOGÍAS PARA LA CAPTURA DE CO₂.....	14
2.1 PRECOMBUSTIÓN.....	14
2.2 OXICOMBUSTIÓN:.....	15
2.3 POSTCOMBUSTIÓN:.....	16
3 Dry carbonate process.....	19
3.1 LAYOUT DEL PROCESO.....	20
3.2 QUÍMICA DEL PROCESO:.....	22
3.3 PLANTA DE REFERENCIA:.....	25
4 Producción de bicarbonato de sodio	27
4.1 MÉTODO SOLVAY.....	28
4.2 PRODUCCIÓN DE BICARBONATO DE SODIO A PARTIR DE TRONA.....	29
4.2.1 LAYOUT DEL PROCESO.....	33
4.2.2 QUÍMICA DEL PROCESO:	35
5 INTEGRACIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE BICARBONATO DE SODIO Y LA CAPTURA DE CO₂	39
5.1 ANÁLISIS ENERGÉTICO	40
5.1.1 ENERGÍA TÉRMICA.....	42
5.1.2 ENERGÍA ELÉCTRICA	44
6 INTEGRACIÓN DEL PROCESO DE CAPTURA DE DIÓXIDO DE CARBONO	49
6.1 LAYOUT DEL PROCESO.....	49
6.2 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD.....	54
6.2.1 Carbonato de sodio en defecto. (Na ₂ CO ₃ = 500 kmol/h)	56
6.2.2 Carbonato de sodio estequiométrico (Na ₂ CO ₃ = 1038 kmol/h)	58
6.2.3 Carbonato de sodio en exceso (Na ₂ CO ₃ = 2000 kmol/h)	60
7 INTEGRACIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE BICARBONATO DE SODIO	64
7.1 LAYOUT	64
7.2 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD.....	69
8 Análisis económico	75
8.1 INGRESOS:.....	76
8.1.1 Bicarbonato de sodio:	76
8.1.2 Dióxido de Carbono	77
8.1.3 FOTOVOLTAICA.....	78
8.2 GASTOS:	79
8.2.1 ELECTRICIDAD.....	79
8.2.2 TRONA	80
8.2.3 BIOMASA	80
8.2.4 COSTES DE OPERACIÓN	81
8.3 INVERSIÓN INICIAL.....	81
8.4 RESULTADOS.....	84
9 CONCLUSIONES.....	87
BIBLIOGRAFÍA.....	89
Páginas Web.....	89
Artículos Científicos.....	90

1 INTRODUCCIÓN

El cambio climático es una de las amenazas medioambientales que debe enfrentar la humanidad debido a sus posibles consecuencias devastadoras, entre ellas el constante aumento de la temperatura provocada por el efecto invernadero.

Este fenómeno se produce como resultado de la concentración en la atmósfera de determinados gases, los llamados gases de efecto invernadero (GEI), que impiden la salida de la radiación solar que rebota sobre la superficie de la Tierra, por lo que permanece calentándola y modificando el clima.

De mayor a menor concentración en la atmósfera, los GEI que podemos encontrar son: Dióxido de carbono (CO_2), metano (CH_4), el óxido nitroso (N_2O) y los clorofluorocarburos (CFCs). Excepto estos últimos, todos los demás son gases que, en mayor o menor proporción, siempre se han encontrado en la atmósfera. En la **Tabla 1.1** se puede ver los gases citados anteriormente, la fuente y la actividad en la que se producen. [1]

GAS DE EFECTO INVERNADERO	FUENTE	ACTIVIDAD
Dióxido de Carbono (CO_2)	Quema de combustibles fósiles (petróleo, carbón y gas natural) Deforestación Cambio de uso del suelo Quema de bosques Transporte y generación térmica Forestal Agricultura Incendios forestales	Transporte y generación térmica Agricultura Incendios forestales
	Vertederos de basura Excrementos de animales	Descomposición de desechos orgánicos

Metano (CH₄)	Gas natural	Ganadera
	Descomposición de desechos orgánicos	Petrolera
	Ganadería	
	Petrolera	
Óxido nitroso (N₂O)	Combustión de automóviles	Transporte
	Fertilizantes	Agricultura
	Alimento de ganado	Industrias
	Fertilización nitrogenada	Quema de desechos sólidos
	Estiércol	
	Desechos sólidos	
Carbuos Hidrofluorados (HFC)	Sistemas de refrigeración	Industria frigorífica
Carbonos Perfluorados (PFC)	Industria frigorífica	
Clorofluorocarbonos (CFC)	Sistemas de refrigeración	
	Plástica	
	Aerosoles	Sector Industrial
	Electrónica	
	Sector Industrial	
Hexafluoruro de azufre (SF₆)	Aislante, eléctrico y estabilizante	
	Interruptores eléctricos (breakers)	Sistema interconectado de redes eléctricas
	Transformadores	
	Sistema interconectado de redes eléctricas	Extintores de incendios
	Extintores de incendios	

Tabla 1.1 Fuente de emisión de los GEI [1]

Hasta la revolución industrial en el siglo XVIII, las principales fuentes de dióxido de carbono eran naturales: plantas, materia animal en descomposición, incendios forestales y erupciones volcánicas. Posteriormente, las actividades humanas, como el uso de hidrocarburos, fue incrementando la presencia de estos gases en la atmósfera de forma que, actualmente, el gas mayoritario de origen antropogénico es el dióxido de carbono. Este representa el 75%

aproximadamente del total de “Emisiones de efecto invernadero” en el mundo y en España es también el gas más emitido (**Figura1.1**).

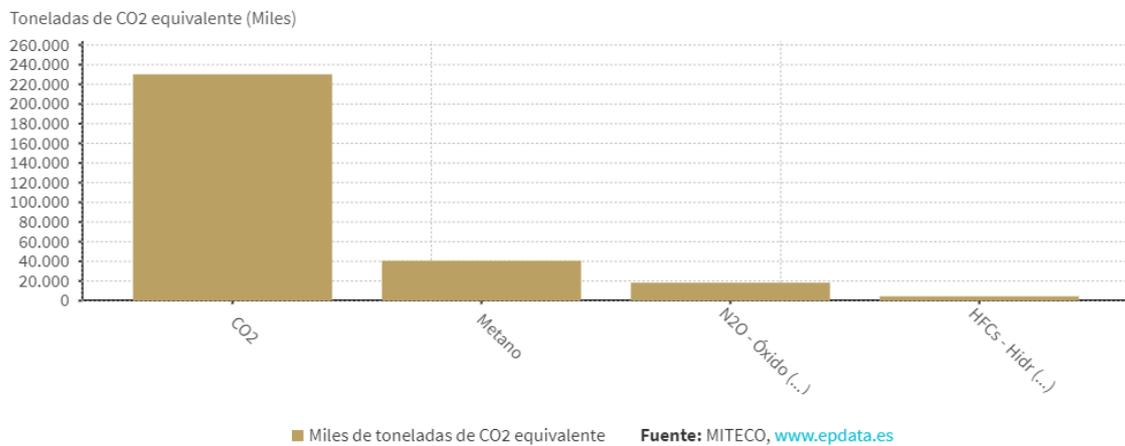


Figura 1.1 Principales GEI emitidos en España en 2018 [VIII]

El CO₂ se libera principalmente al quemar combustibles fósiles tales como el carbón, petróleo o gas natural y estos siguen siendo la fuente de energía más empleada ya que son quemados para producir electricidad y calor y los utilizamos como combustible en nuestros medios de transporte. Todo esto ha provocado que la concentración de CO₂ en la atmósfera aumentase en los últimos años de manera continuada [2] hasta el punto de marcar una cifra récord en mayo de 2019 con 415,39 ppm, según han confirmado los expertos del Programa CO₂ de la Institución Scripps de Oceanografía y como se puede ver en la **Figura1.2** [IX]



Figura 1.2 Concentración de CO₂ en la atmósfera en el mundo [IX]

Ante la amenaza que suponía el cambio climático y con la finalidad de hacerle frente y minimizar sus impactos, en 1997 se firmó el protocolo de Kyoto. Este acuerdo internacional firmado por 187

estados intentó impulsar a los gobiernos a establecer leyes para cumplir con sus compromisos y, así, conseguir una reducción del 5% de las emisiones a nivel global en comparación con las emisiones de 1990.

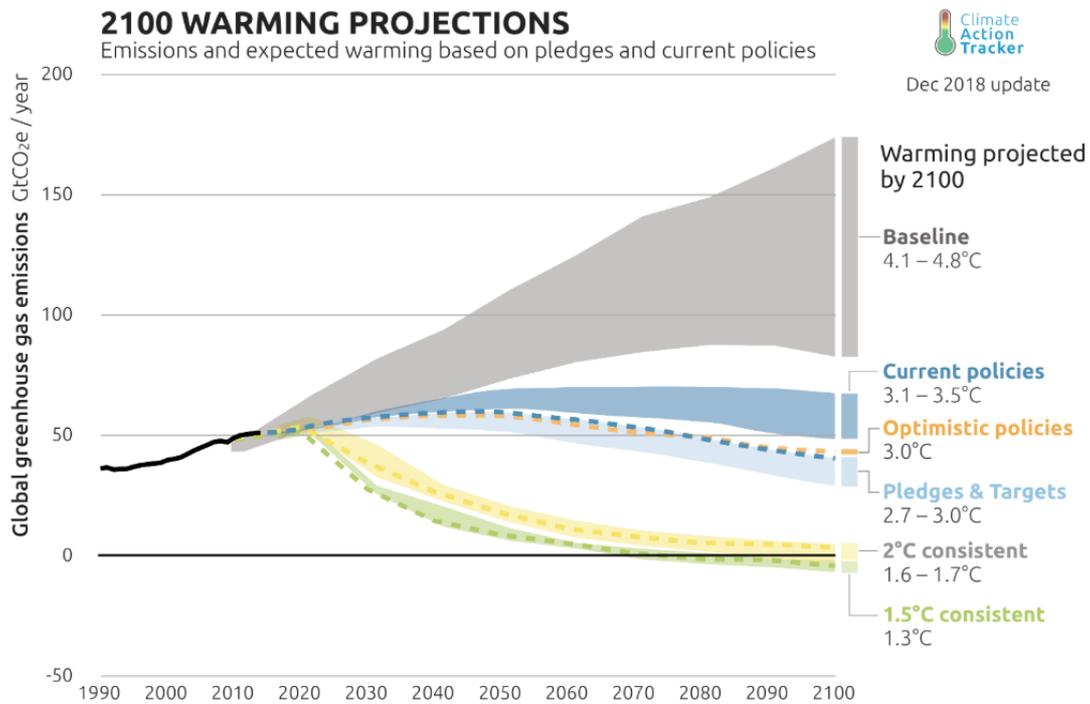


Figura 1.1 Emisiones GEI en el futuro [III]

Una vez caducado el Protocolo de Kioto (2020), entrará en vigor el acuerdo de París, otro acuerdo internacional firmado en 2015 para reducir la emisión de gases de efecto invernadero y mantener el incremento de la temperatura global muy por debajo de los 2°C respecto a la era preindustrial y proseguir los esfuerzos para limitarlo a 1,5°C.

Como se puede ver en la **Figura 1.3**, con la ausencia de políticas para mitigar las emisiones de CO₂, se espera que para final de siglo la temperatura incremente entre 4,1°C y 4,8°C respecto a los niveles preindustriales. En color azul se puede apreciar cómo se espera que sean las emisiones con las políticas actuales y en un tono más claro, se ve cómo debería ser si se implementasen las correspondientes medidas para cumplir los objetivos y promesas vigentes en diciembre de 2018. En color verde se puede observar cuáles deberían ser las emisiones para poder cumplir el acuerdo de París y así evitar el incremento de 1,5°C en el planeta.

Las opciones que comúnmente se han propuesto para reducir las emisiones de CO₂ a la atmósfera en el sector energético pasan por:

(1) Mejorar la eficiencia energética de los procesos de conversión de energía y/o del sistema de distribución y uso de la misma.

- (2) Cambiar a combustibles fósiles con un menor contenido en carbono, como el gas natural.
- (3) Incrementar el uso de fuentes de energía limpia con bajo o nulo contenido en carbono, como las energías renovables o la energía nuclear.
- (4) Uso de tecnologías de Captura y Almacenamiento de Carbono (CAC), que separan el CO₂ generado en los procesos de combustión o procesos industriales para su posterior almacenamiento subterráneo.

Los modelos desarrollados por el Panel Intergubernamental sobre el Cambio Climático (IPCC), en función de diversos escenarios de desarrollo económico, demográfico y tecnológico, atribuyen a la CAC un potencial de reducción de emisiones de CO₂ de entre 15 y 50 % con respecto del total de reducción de emisiones conseguido por el resto de las medidas citadas anteriormente (ver figura 1.4). De esta forma, la CAC es una medida imprescindible para la utilización de combustibles fósiles como puente hacia un sistema energético sostenible. En el sector industrial (acero, hierro, cemento y procesamiento del gas natural), la CAC se plantea como la única alternativa para conseguir alcanzar los objetivos de reducción de emisiones de CO₂, ya que el combustible fósil empleado a menudo constituye una parte intrínseca del propio proceso productivo

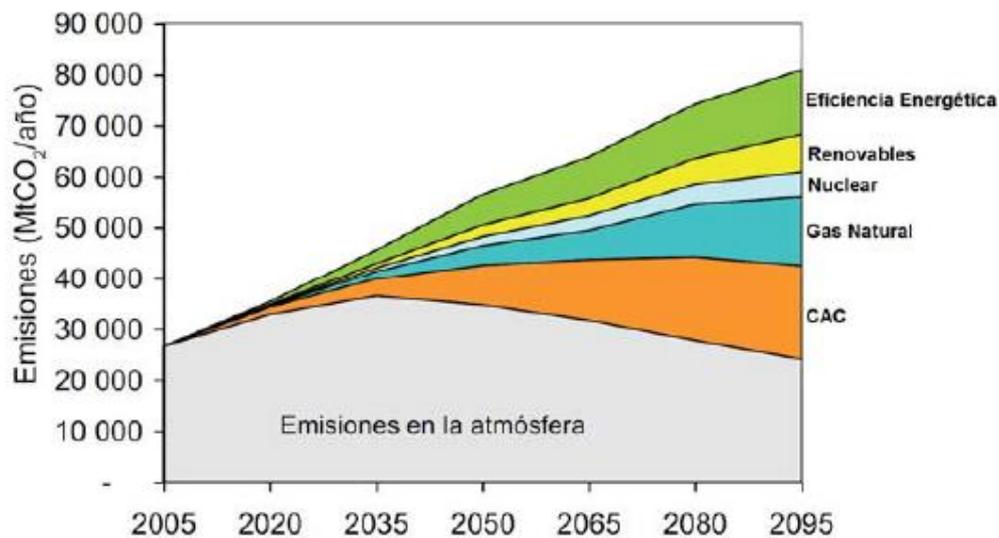


Figura 1.2 Potencial de reducción de emisiones [1]

2 TECNOLOGÍAS PARA LA CAPTURA DE CO₂

Las tecnologías de captura y almacenamiento de CO₂ pueden clasificarse en tres principales grupos: precombustión, postcombustión y oxicomcombustión.

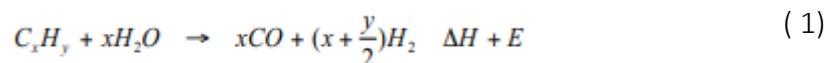
2.1 PRECOMBUSTIÓN.

El proceso de precombustión está basado en una reacción en la cual intervienen un combustible fósil y oxígeno (o aire). La técnica de precombustión busca descarbonizar el combustible, y separar el CO₂ y el hidrógeno, haciendo que este luego pueda ser utilizado como combustible, como por ejemplo en turbinas de gas, pilas de combustible, etc.

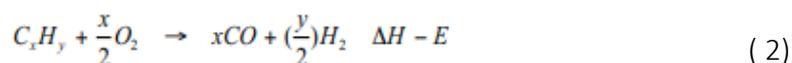
Las tecnologías de captura en precombustión pueden ser aplicadas a todos los recursos fósiles, tales como gas natural, fuel y carbón, haciéndose extensible también a la biomasa y residuos. Se pueden distinguir tres pasos principales en el aprovechamiento de combustibles primarios con captura en precombustión [2]:

- Reacción de producción de gas de síntesis. Procesos que llevan a la generación de una corriente compuesta principalmente de hidrógeno y monóxido de carbono a partir del combustible primario. Existen dos vías:

Reformado con vapor de agua: Reacción endotérmica que se puede sintetizar del siguiente modo:



Reacción con oxígeno: El combustible se oxida con una cantidad limitada de oxígeno. Cuando se aplica a combustibles líquidos y gaseosos esta reacción se denomina “oxidación parcial” y cuando se aplica a combustibles sólidos se conoce como “gasificación”. Es una reacción exotérmica y se puede expresar del siguiente modo:



La oxidación parcial produce menos cantidad de hidrógeno por unidad de combustible aportado que el reformado, pero los tiempos de reacción son menores y los reactores son

más reducidos. El rendimiento es menor que en el reformado, pero admite un rango de combustibles más amplio.

- Reacción shift para convertir el CO del gas de síntesis de CO₂. Esta reacción aporta más hidrógeno a la corriente de gases de la fase anterior. La reacción se conoce como reacción shift de gas – agua.
- Separación del CO₂: Existen diversos procedimientos para separar el CO₂ de la corriente CO₂/H₂. La concentración de la corriente de entrada al separador puede estar comprendida entre el 15-60% en base seca y la presión de la corriente entre 2-7 MPa. El CO₂ separado está disponible para su almacenamiento.

Dependiendo del grado de captura y de los procesos adicionales de purificación de la corriente resultante se puede producir hidrógeno o mezclas de hidrógeno con componentes minoritarios, tales como metano, CO, CO₂ y N₂ (cuando se usa aire y no oxígeno en la oxidación parcial) que puede ser usado como combustible.

Otra opción es usar la captura de carbono para revalorizar el combustible, produciendo nuevos combustibles y productos químicos líquidos con mayores ratios H/C a partir del gas de síntesis por medio de un proceso Fischer Tropsch. [IV]



Figura 2.1 Proceso de precombustión [IV]

2.2 OXICOMBUSTIÓN:

La oxicomcombustión consiste esencialmente en realizar el proceso de combustión en una atmósfera rica en O₂ con lo que se consigue obtener una corriente de gases de combustión con un alto

porcentaje de CO₂. En el mejor de los casos esta corriente estaría formada solo por dióxido de carbono y agua, con lo que se habría logrado el propósito de concentrar la corriente de CO₂, a fin de proceder a su captura posterior. [2]

Un problema asociado a la combustión con oxígeno puro es la alta temperatura que se alcanza, la temperatura adiabática de llama es del orden de unos 3000 K, 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 recirculando los gases de escape del proceso, o por inyección de agua, hasta valores adecuados para los procesos de generación de energía (del orden de 1300°C-1400°C en el caso de turbinas de gas y 1700°C en el caso de calderas).

Actualmente la tecnología de la oxicomustión se usa en la industria del aluminio, vidrio, acero. En los procesos de captura de CO₂ aún se necesita bastante desarrollo.

Existen numerosos estudios que buscan encontrar métodos en los cuales se pueda usar la oxicomustión para la generación de energía, como en centrales subcríticas y supercríticas, en centrales de ciclo combinado, e incluso en centrales de nueva configuración en las que se usa una corriente de gas y vapor.



Figura 2.2 Proceso de Oxicomustión [IV]

2.3 POSTCOMBUSTIÓN:

El principal objetivo de esta tecnología es trabajar con gases de combustión de grandes focos emisores de CO₂, de tal forma que se aumente la concentración de CO₂ en la corriente principal de los gases, pasando de una concentración del 12% - 15% a una concentración próxima al 100% de CO₂ [2].

La captura posterior a la combustión utiliza un solvente/absorbente químico para eliminar el CO₂ de los gases de escape de las centrales eléctricas tradicionales (gas o carbón) o instalaciones industriales como hornos de cemento, producción de hierro y acero o en algunas configuraciones de refinería. El solvente/disolvente se une con el CO₂. La combinación de disolvente-CO₂ se separa del resto de gases de escape y se calienta. El calor expulsa el CO₂ relativamente puro que está listo para la compresión y el secuestro. El solvente/disolvente se enfría y se reutiliza.

Uno de los principales inconvenientes de este tipo de tecnologías es el consumo de energía que repercute en una pérdida de eficiencia muy relevante y en el alto coste de la inversión requerida para la separación del CO₂ en comparación al resto de la planta.

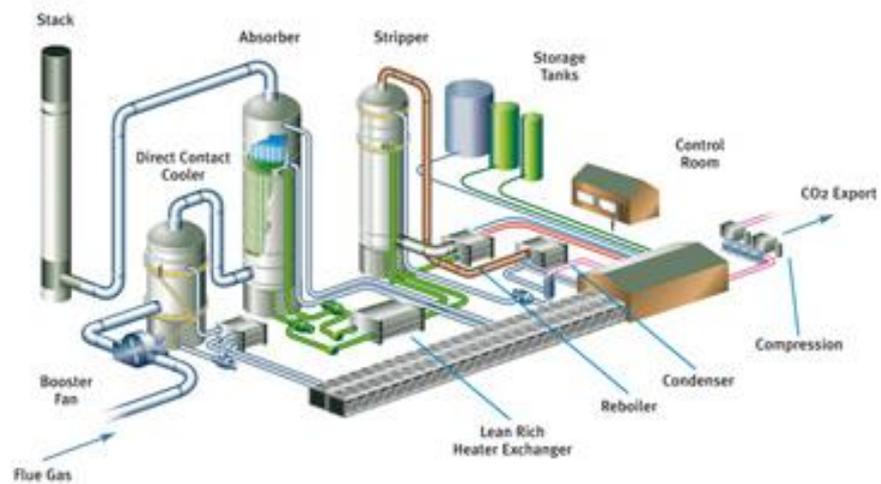


Figura 2.3 Proceso de postcombustión [IV]

3 DRY CARBONATE PROCESS

El dry carbonate process consiste en la captura de dióxido de carbono a través de sorbentes secos y regenerables como el Na_2CO_3 que, al reaccionar con el vapor de agua y el CO_2 de una corriente de gases, acabará convirtiéndose en bicarbonato de sodio o una sal intermedia (Wegscheider).

Posteriormente, el calentamiento de dicha reacción a una presión y temperatura determinada provocará que esta se regenere a su forma de carbonato, liberando por otro lado una corriente de CO_2 y agua que condensaremos para dejar el dióxido de carbono puro disponible para su uso posterior o almacenamiento.

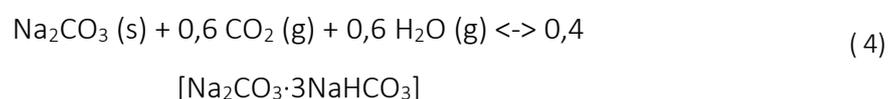
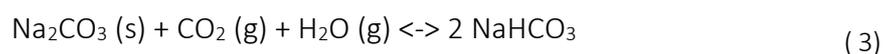
Como se expone en el artículo de D.Bonavenura [3], generalmente, cuando se habla de captura de CO_2 , el carbonato de sodio no es un compuesto adecuado para llevar este proceso debido a su limitada solubilidad, sobre todo cuando se trabaja con CO_2 cuya presión parcial es baja.

Una manera de solucionar este problema es trabajar con el sistema en fase slurry [4]. Así, en la absorción del CO_2 se producirá bicarbonato de sodio o una sal intermedia, que al tener una solubilidad más baja que el carbonato de sodio, precipitará por superar el límite de solubilidad. Y aumentará la capacidad de absorción del sorbente.

El dry carbonate process es particularmente adecuado para centrales eléctricas de carbón que incorporan la desulfuración de gases de combustión o centrales eléctricas de gas natural. Además, se puede adaptar a plantas ya existentes.

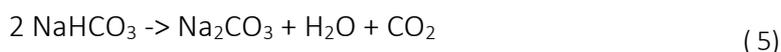
En nuestro caso, la central eléctrica está totalmente alimentada por carbón, por lo que tendremos mayores cantidades de CO_2 en los gases de combustión razón por la cual se espera una mayor cantidad de sorbente y también una mayor pérdida de eficiencia.

Las reacciones importantes involucradas en la captura de CO_2 usando sorbentes basados en Na_2CO_3 resultan en la formación reversible de NaHCO_3 o la sal Wegscheider ($\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 3 \text{NaHCO}_3$)[3]:

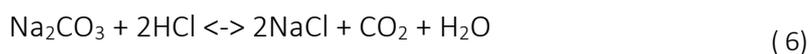


La absorción del CO₂ sucede a temperaturas de operación menores de 80°C mientras que la regeneración del absorbente sucede a T>100°C. Otros productos potenciales de la reacción, tales como el sesquicarbonato de sodio (Na₂CO₃ • NaHCO₃ • 2 H₂O) y el hidrato de bicarbonato de sodio (NaHCO₃ • 2 H₂O) se consideraron de importancia significativa en las condiciones de interés de la reacción. Termodinámicamente, la sal Wegscheider se favorece a temperaturas de reacción de 70°C y presiones parciales superiores a las del CO₂ y H₂O estudiados.

Para la regeneración del absorbente, el NaHCO₃ se descompone en Na₂CO₃, agua y dióxido de carbono en el rango de temperaturas de 100°C – 200°C. La conversión es rápida a 200 °C. [4]



Los potenciales contaminantes presentes en los gases de combustión, tales como SO₂ y HCl, reaccionan de manera irreversible con Na₂CO₃ según las siguientes reacciones:



La formación de NaCl y Na₂SO₄ reduce la capacidad del absorbente para la captura. Sin embargo, las concentraciones relativas del HCl y SO₂ son de un orden de magnitud más bajo que el CO₂ presente en los gases de combustión después del tratamiento FGD.

3.1 LAYOUT DEL PROCESO

Como se ha dicho previamente, el Dry Carbonate Process es un proceso de postcombustión que se aplica a centrales que utilizan como combustible un hidrocarburo para satisfacer sus necesidades térmicas. Los gases de salida de esas centrales tendrán una determinada concentración de CO₂ que podrá ser aprovechada al ser capturado y usado en otro proceso.

Este dióxido de carbono será separado del resto de gases de la salida de la planta utilizando carbonato de sodio como sorbente y posteriormente será enfriado volviendo a su forma original y liberando el CO₂ capturado.

En esta sección se va a describir brevemente el proceso de captura de CO₂, así como las condiciones de operación a las que trabajan los equipos.

Como se puede ver en la **Figura 3.1**, a la torre de carbonatación llega el sorbente que se va a utilizar, en este caso carbonato de sodio, el agua y el gas que sale de la central eléctrica después de ser enfriado.

Posteriormente, con una unidad de separación, los gases libres de dióxido de carbono serán llevados hasta una chimenea y el sorbente será llevado hasta un reactor que trabaja a una temperatura más elevada, para regenerarse hasta su forma de carbonato de sodio y de esta forma liberar el CO_2 .

Mientras que el carbonato de sodio vuelve a la torre de carbonatación para ser reutilizado, el CO_2 liberado es llevado hasta una serie de intercambiadores de calor para ser enfriado y condensar el agua que haya podido formarse en el proceso.

Finalmente, la corriente de CO_2 será evacuada hasta un compresor que elevará la presión del gas para su posterior almacenamiento.

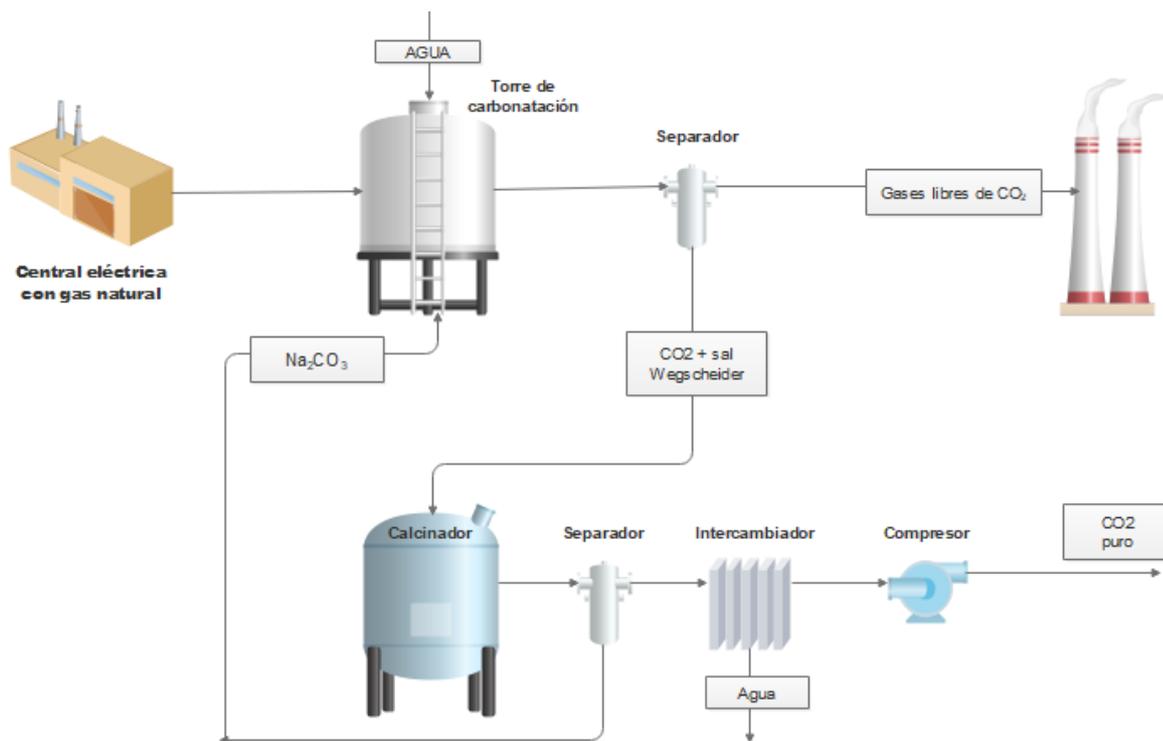


Figura 3.1 Esquema general del proceso

En el diseño del dry carbonate process se tiene en cuenta la necesidad de reponer el sorbente debido a las pérdidas de material activo que reacciona con el CO_2 y el HCl y a la pérdida del sorbente debido al rozamiento físico. Como se mostrará más adelante, esta cantidad será aprovechada de otro proceso y será recirculada hasta el reactor para mantener constante el flujo de carbonato de sodio que se usa en el proceso.

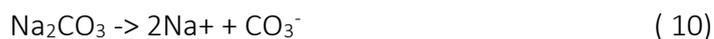
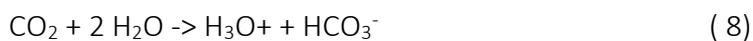
En la **Tabla 3.1** se muestra las condiciones de operación de cada uno de los equipos usados a lo largo de este trabajo para llevar a cabo la captura de CO₂. Estas condiciones han sido seleccionadas después de una serie de suposiciones y validaciones a partir de los valores usados en las referencias [3][5] y se detallarán más adelante en el apartado de simulaciones.

CONDICIONES DE OPERACIÓN: DRY CARBONATE PROCESS		
EQUIPO	TEMPERATURA [°C]	PRESIÓN [bar]
<i>CARBONATADOR</i>	70	2
<i>SEPARADOR</i>	70	2
<i>DESCARBONATADOR</i>	150	2
<i>SEPARADOR</i>	150	2
<i>INTERCAMBIADOR</i>	70	2
<i>COMPRESOR</i>	440	70

Tabla 3.1 Condiciones de operación de los equipos

3.2 QUÍMICA DEL PROCESO:

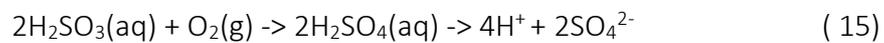
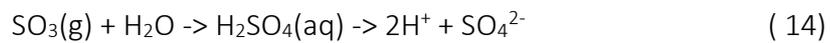
Para entender mejor el dry carbonate process se detallan los mecanismos de reacción de la carbonatación del carbonato de sodio [3]. Un posible mecanismo por el cual reacciona el Na₂CO₃ con el CO₂ es:



Si el gas contiene SO₂ otras reacciones se pueden dar durante el proceso de carbonatación. SO₂ se puede disolverse en el agua produciendo ácido sulfuroso (H₂SO₃) y luego este se disocia formando:



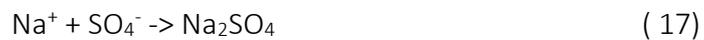
Mientras tanto, antes de que el gas se disuelva en el agua, parte del SO_2 puede reaccionar con el O_2 para formar SO_3 , que después se puede disolver en el agua, formando ácido sulfúrico que se disocia en H^+ y SO_4^{2-} lo que provocaría una reducción del PH de la solución. Además, el ácido sulfuroso también puede reaccionar con el O_2 para formar ácido sulfúrico. Estas reacciones vienen dadas por las ecuaciones:



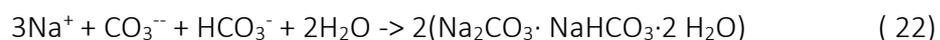
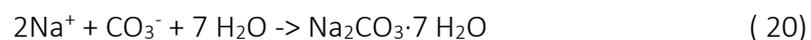
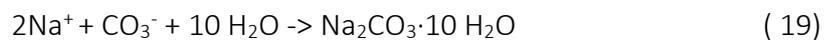
El cloro presente en los gases de combustión también podría reaccionar con el agua para formar H_3O^+ y Cl^-



Además, parte del Na^+ podría reaccionar con el SO_4^- y Cl^- según las ecuaciones



Con el fin de modelar de manera precisa el modelo, las ecuaciones de equilibrio y la formación de sales fueron implementadas en las simulaciones de nuestro trabajo. Las reacciones de la formación de las sales son:



Por lo tanto, además del bicarbonato de sodio, se pueden formar otras sales a partir de las reacciones que involucran agua, CO_2 y carbonato de sodio: Carbonato de sodio decahidratado

(Na₂CO₃·10H₂O), carbonato de sodio monohidratado (Na₂CO₃· H₂O), sal Wegscheider (Na₂CO₃·3 NaHCO₃) y trona (Na₂CO₃· NaHCO₃·2 H₂O) [3].

Por otra parte, para modelar la dependencia de las constantes de equilibrio para las reacciones de disociación, se ha usado la siguiente ecuación polinómica:

$$\ln K_s = A + B/T + C \cdot \ln T + D \cdot T \tag{23}$$

La **Figura 3.2** muestra la evolución de dichas constantes con la temperatura, a partir de los datos que se muestran en la **Tabla 3.2**:

REACTIONS	A	B	C	D	E
$NaHCO_3 \leftrightarrow Na^+ + HCO_3^-$	580,289 4	-15577,51	-105,8717	0,292430	-1,461392
$Na_2CO_3 \leftrightarrow 2Na^+ + CO_3^{2-}$	2919,663	-70866,77	-529,0907	1,290843	-5,648249
$Na_2CO_3 \cdot H_2O \leftrightarrow 2Na^+ + CO_3^{2-} + H_2O$	2851,752	-63465,9	-528,8011	1,472089	-7,181693
$Na_2CO_3 \cdot 7H_2O \leftrightarrow 2Na^+ + CO_3^{2-} + 7H_2O$	484,9108	-18394,99	-80,11826	0,113830	0
$Na_2CO_3 \cdot 10H_2O \leftrightarrow 2Na^+ + CO_3^{2-} + 10H_2O$	1165,01	-37806,14	-200,0793	0,588063	0
$2(Na_2CO_3 \cdot NaHCO_3 \cdot 2H_2O) \leftrightarrow 3Na^+ + CO_3^{2-} + HCO_3^- + 2H_2O$	3786,877	-87930,46	-701,5103	1,973255	-9,662326
$Na_2CO_3 \cdot 3NaHCO_3 \leftrightarrow 5Na^+ + CO_3^{2-} + 3HCO_3^-$	4776,029	-120952,7	-868,0586	2,226852	-10,29110

Tabla 3.2 Parámetros utilizados en el proceso [3]

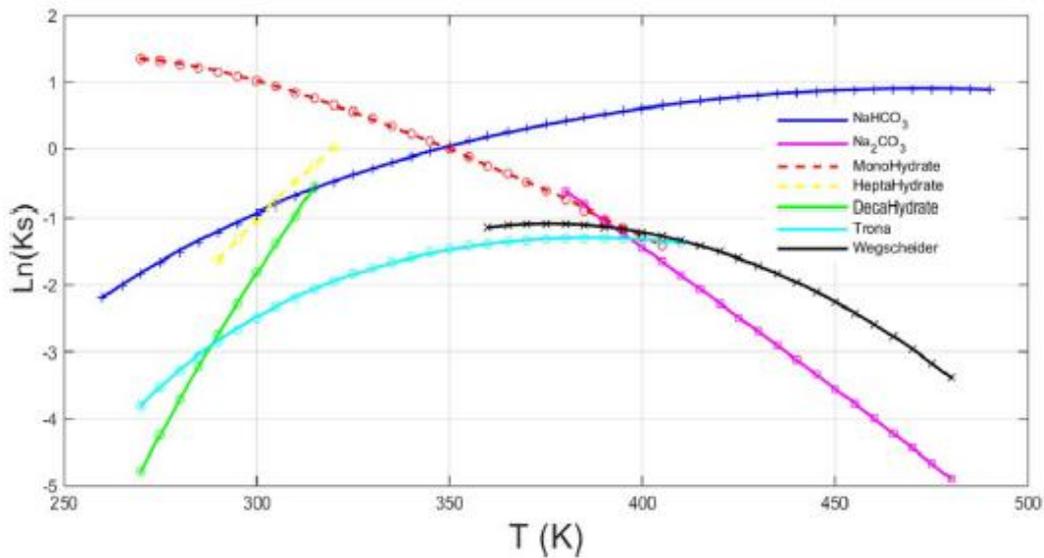


Figura 3.2 Constantes de equilibrio en función de la temperatura [3]

3.3 PLANTA DE REFERENCIA:

Como se ha dicho ya en los apartados anteriores, el dry carbonate process es un proceso de post combustión aplicado a centrales eléctricas ya existentes, por lo que, para llevar a cabo las simulaciones pertinentes en este trabajo, hemos tomado como referencia una planta de carbón de 60 MW. En la **Figura3.3** se puede apreciar el esquema de esta.

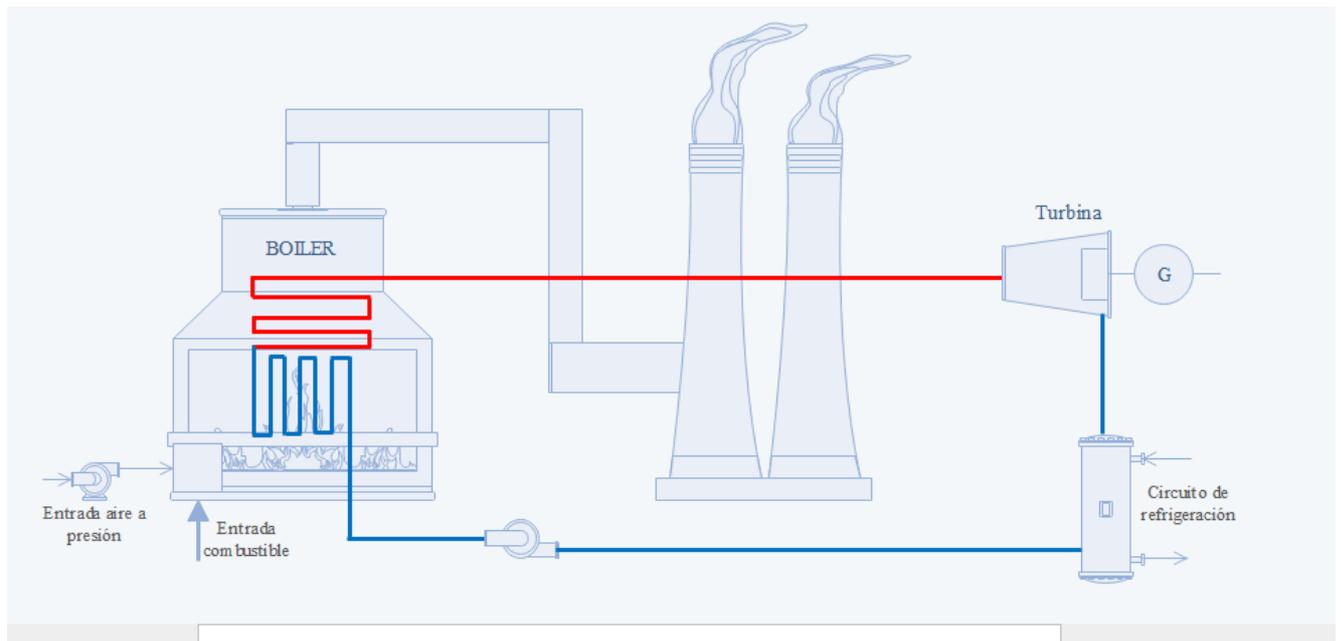


Figura 3.3 Esquema de la planta de referencia

Para trabajar con datos más reales, se ha tomado las características de la planta de carbón usada en el trabajo de D. Bonaventura y R. Chacartegui [5] pero escalando los valores a nuestra potencia. Esta corriente se caracteriza por presentar una concentración diluida de CO_2 y un gran flujo volumétrico a presión ambiental. En la **Tabla3.3** se puede apreciar las principales características de esta planta y en la **Figura3.3** el esquema de la planta tomada de referencia [5].

ÍTEM	MAGNITUD	UNIDADES
<i>Consumo de carbón</i>	24,4	t/h
<i>Air intake</i>	280	t/h
<i>Potencia bruta introducida con combustible</i>	180	MWth
<i>Potencia neta suministrada</i>	160	MWth
<i>Potencia neta producida</i>	60	MWe
<i>Eficiencia neta</i>	40	%

Tabla 3.3 Características de la planta de referencia [5]

Las características de los gases que salen de la planta y que entran al reactor para llevar a cabo el dry carbonate process se detallan en la **tabla3.4**:

COMPONENTES DE LOS GASES	FLUJO MOLAR (KMOL/H)	FLUJO MÁSSICO (KG/H)
<i>H₂O</i>	495	8926,6
<i>N₂</i>	5775	161785
<i>O₂</i>	263	8422,44
<i>NO₂</i>	0,02	0,92
<i>NO</i>	45,57	1367,4
<i>S</i>	0,00131	0,042
<i>SO₂</i>	12,64	809,7
<i>SO₃</i>	0,007	0,56
<i>H₂</i>	4,181	8,4
<i>CO</i>	47,4	1326,8
<i>CO₂</i>	1038,8	45718,5

Tabla 3.4 Gases de salida de la planta de referencia [5]

4 PRODUCCIÓN DE BICARBONATO DE SODIO

El bicarbonato de sodio es un compuesto sólido cristalino de color blanco soluble en agua, con un ligero sabor alcalino parecido al del carbonato de sodio y cuya fórmula química es: NaHCO_3 . Se puede encontrar como mineral en la naturaleza o se puede producir artificialmente [6].

Las propiedades químicas y físicas del bicarbonato de sodio explican sus numerosos usos domésticos y las aplicaciones industriales, lo que lo convierte en un producto muy atractivo.

En 1786 Nicolas Leblanc, médico y químico francés fabricó carbonato de sodio a través del proceso que llevó su nombre [V]. Se trataba de una vía rápida, barata y fácil de realizar que consistía en calentar el cloruro de sodio (sal de mesa) con ácido sulfúrico para producir sulfato de sodio y ácido clorhídrico. Posteriormente, el sulfato de sodio se calentaba con carbón y piedra caliza para así formar carbonato de sodio.

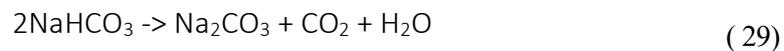
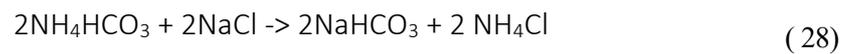


A finales de 1800 Ernest Solvay, ingeniero químico belga, ideó otro método aún más rápido y barato para producir soda ash. Pronto, el denominado método Solvay se adaptó en todo el mundo, y llegó a convertirse en el método más utilizado para la producción de bicarbonato de sodio hasta ahora. Sin embargo, los problemas asociados a esta vía han llevado a buscar otras alternativas como la producción de ceniza de sosa mediante la descomposición de la trona.

4.1 MÉTODO SOLVAY

En el Solvay Process, Na₂CO₃ es producido a partir de NaCl y caliza (CaCO₃), mediante la participación de amoníaco (NH₃), que puede ser recuperado.

Primero, el amoníaco se absorbe en la salmuera de NaCl saturada y purificada. De la calcinación de la piedra caliza se obtendrá CO₂ y óxido de calcio (CaO). Mientras que el CO₂ se utiliza para la precipitación del bicarbonato de sodio, en la torre de carbonatación se obtiene como subproducto la solución acuosa de cloruro de amonio (NH₄Cl), el CaO se utiliza en forma de leche de cal (suspensión de hidróxido de calcio (Ca(OH)₂) para la recuperación de NH₃ en la llamada destilación de amoníaco[7].



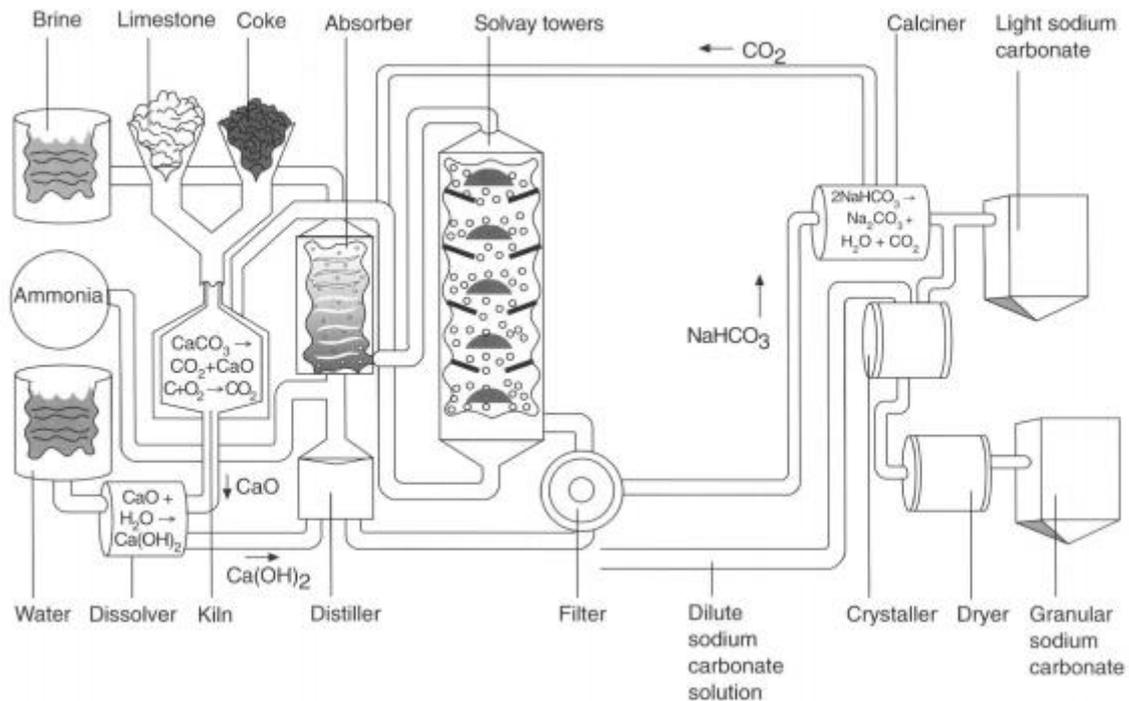


Figura 4.1 Producción bicarbonato de sodio (método Solvay) [8]

4.2 PRODUCCIÓN DE BICARBONATO DE SODIO A PARTIR DE TRONA

El nombre de trona proviene de una palabra árabe desechada para la sal nativa, el “tron” que se deriva de la palabra “natrum”. Este mineral, también llamado carbonato de sodio dehidratado, corresponde al grupo de los carbonatos y se presenta por lo general en depósitos evaporíticos como cortezas eflorescentes en las paredes de cuevas y de minas o en suelos de regiones áridas.. En la **Figura4.2** se puede apreciar una foto del mineral de la trona.



Figura 4.2 Imagen real del mineral de la trona

La fórmula química de la trona es:



Y presenta las siguientes propiedades físicas [VI]:

- Dureza (Mohs): 2,5
- Densidad: 2,14 g/cm³
- Lustre: Vítreo
- Transparencia: Los cristales son transparentes a translúcidos
- Raya: Blanca
- Color: gris, incoloro, pálido o amarillento

La trona está compuesta aproximadamente de un 46% de carbonato de sodio y 35% de bicarbonato de sodio que es relativamente elevado en la naturaleza (Ver **Tabla 4.1**). Por lo tanto, el objetivo clave sería el desarrollo de un método rentable para convertir la fracción de carbonato de sodio de la trona original en bicarbonato de sodio.

COMPONENTE	WT %
<i>Na₂CO₃</i>	46,53
<i>NaHCO₃</i>	34,82
<i>Na₂SO₄</i>	0,568
<i>Insolubles</i>	2,98
<i>Agua hidratada</i>	14,92
<i>Otros</i>	0,182

Tabla 4.1 Composición de la trona

Los principales depósitos de trona se pueden apreciar en el mapa de la **Figura 4.3** [VI]. De todos estos, el situado en Wyoming, EEUU es el depósito más grande del mundo, suministrando alrededor del 90% de la soda ash del país (Hasta ahora, las minas han producido más de 633,2 millones de toneladas desde 1949.). Este mineral es la principal exportación de Wyoming y se envía a los mercados existentes de este producto.

Según el Servicio Geológico del país, al ritmo actual de operación, las reservas de trona de Wyoming durarán unos 2350 años.



Figura 4.3 Principales depósitos de trona en el mundo [VI]

El rápido crecimiento de la industria química y la gran extensión de las industrias de producción de carbonato de sodio ha contribuido de manera significativa a la demanda de este producto. La trona también se usa en la alimentación animal como amortiguadores dietéticos para mitigar los trastornos metabólicos relacionados con las dietas de alta concentración. La inclusión de dicho producto en el programa de alimentación adecuada del ganado ha demostrado aumentar la calidad y la producción de la leche. Se prevé que el uso creciente de la trona como tampón ruminal para las vacas lecheras aumente la demanda del producto en el segmento de la aplicación de alimentos para animales.

De igual manera, la trona se utiliza en la incineración de residuos, la producción de cemento, el refinado de oro y otros metales preciosos y la generación de energía eléctrica a carbón para eliminar eficazmente los gases ácidos, incluidos los óxidos de azufre (SO_2 y SO_3), el ácido fluorhídrico (HF) y ácido clorhídrico (HCl) de la emisión de gases de combustión.

La aplicación de trona en polvo para desulfuración de gases de combustión a través de sistemas de inyección de sorbente seco (DSI) ha ganado una amplia aceptación. Su uso permite que las plantas industriales cumplan con los Estándares Tóxicos de Mercurio y Aire (MATS) y la Norma de Contaminación Atmosférica (CSAPR). También se anticipa que las estrictas regulaciones gubernamentales para controlar la contaminación del aire impulsarán la demanda del producto.

[16]

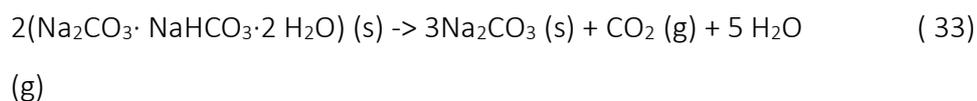
El método Solvay se ha empleado durante muchos años, sin embargo, la exploración de los recursos naturales de carbonato de sodio en EEUU mostró que el Na₂CO₃ se puede producir de manera más económica.

Cuando muchas de las sustancias que contienen carbonato y/o agua hidratada se calientan a una cierta temperatura emiten CO₂ y/o H₂O. Estos procesos se denominan calcinación y deshidratación respectivamente. La calcinación o deshidratación se aplica en procesos industriales con diferentes propósitos [3]:

Para reducir el carbonato para eliminar el consumo de ácido si se va a aplicar un tratamiento ácido. Para disminuir el peso del material con el fin de reducir los costes de transporte en el caso de que implique hidratación en grandes cantidades.

Como un paso necesario en un proceso químico como la producción de carbonato de sodio a partir de la trona.

Para este último, el monohydrate process es el más utilizado. La primera etapa de este método es la descomposición térmica del mineral según la siguiente reacción:



La trona se conoce por ser estable por debajo de 57°C en condiciones secas y por crear sales intermedias tales como Wegscheider (Na₂CO₃·3 NaHCO₃) entre 57°C y 160°C. Por encima de 160°C, la trona se descompone en carbonato de sodio. El NaHCO₃ se descompone en Na₂CO₃ agua y dióxido de carbono en un rango de temperatura de 100°C – 200°C. A 200°C la conversión es rápida [3].



Entonces la descomposición de la trona genera ceniza de sosa, CO₂ y agua como productos. Por esta razón una cosa que se podría hacer para aprovechar la descomposición la trona es usar el CO₂ que sale de una planta eléctrica de carbón para la producción de bicarbonato de sodio a baja temperatura.

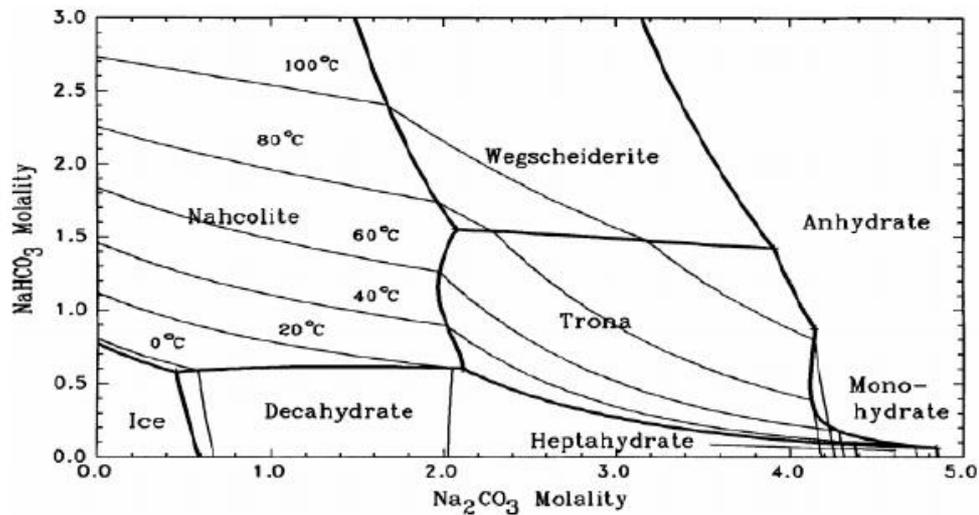


Figura 4.4 Diagrama de equilibrio trona – fase. Región de baja temperatura [3]

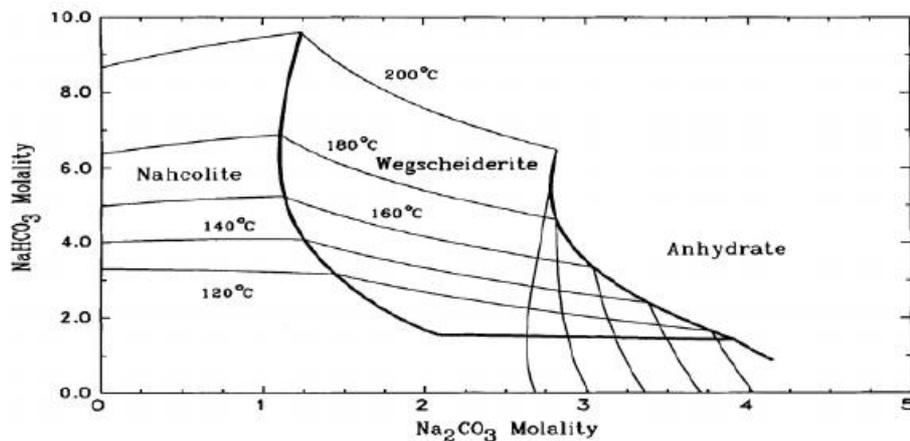


Figura 4.5 Diagrama de equilibrio trona – fase. Región de alta temperatura [3]

4.2.1 LAYOUT DEL PROCESO

En esta sección se describe la conversión de la trona y el proceso para la producción de bicarbonato de sodio, así como las principales suposiciones del modelo que se han tenido en cuenta para la implementación del trabajo.

Como se puede ver en la **Figura 4.6**, al reactor donde se va a producir la descomposición de la trona le llegan dos corrientes. Por un lado, la corriente de trona que, antes de entrar, será calentada en un intercambiador sólido-sólido con el carbonato de sodio que sale del reactor y, por otro lado, una corriente de vapor obtenida a partir de evaporar agua en otro intercambiador con los gases de la salida del reactor.

Parte del carbonato de sodio que se ha enfriado con la trona, podrá ser separado y utilizado en otros procesos como el de captura de CO₂. El resto, va hacia la torre de carbonatación junto al CO₂ y al agua que sale del intercambiador.

La producción de bicarbonato de sodio se va a producir en la torre de carbonatación a una temperatura y presión que permita la realización de este proceso. Para ello, se va a utilizar una cantidad adicional de CO₂. Finalmente, a la salida de la torre se pondrá un separador donde se podrá llevar los cristales de bicarbonato de sodio por un lado y el agua procedente del proceso por otro.

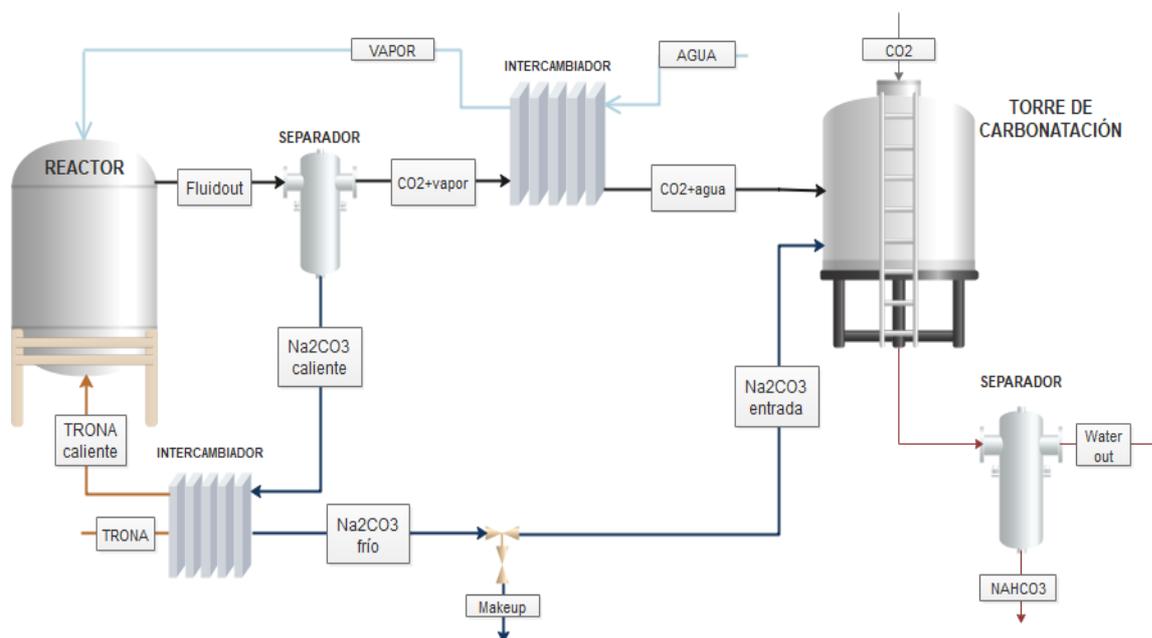


Figura 4.6 Esquema general del proceso

En la **Tabla 4.2** se resumen las condiciones de trabajo de cada uno de los equipos para la descomposición de la trona y la producción de bicarbonato de sodio. Al igual que en el dry carbonate process, más adelante, en el apartado de simulaciones, estas condiciones de trabajo serán validadas después de un análisis de sensibilidad en el que se irá variando la presión y la temperatura para garantizar la descomposición de la trona con la menor energía posible para reducir los consumos térmicos.

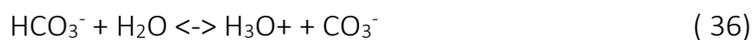
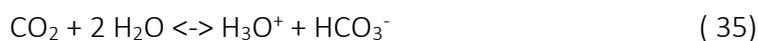
CONDICIONES DE OPERACIÓN: PRODUCCIÓN DE BICARBONATO DE SODIO		
EQUIPO	TEMPERATURA	PRESIÓN
<i>INTERCAMBIADOR</i>	180	1
<i>REACTOR</i>	180	1
<i>INTERCAMBIADOR</i>	40	1
<i>FLASH</i>	40	1

Tabla 4.2 Condiciones de trabajo para la producción de bicarbonato de sodio

4.2.2 QUÍMICA DEL PROCESO:

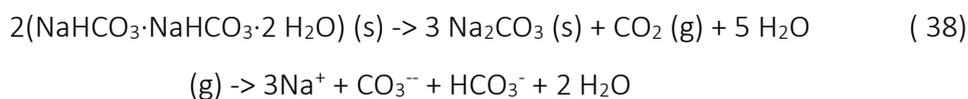
Para entender mejor el proceso de la producción de bicarbonato de sodio, se ha investigado el mecanismo de la descomposición de la trona y la carbonatación de la soda ash. Para un modelo completo, se consideran muchas reacciones involucradas en el proceso [9]:

Reacciones de equilibrio:



Las reacciones de disociación presente en el modelo incluyen la disociación de la trona y del bicarbonato de sodio.

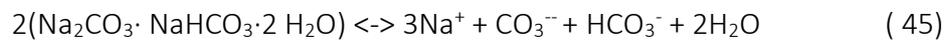
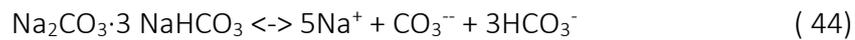
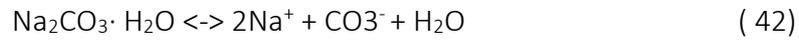
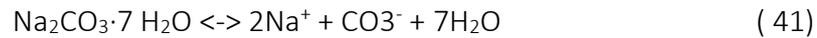
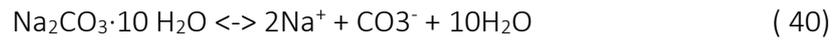
Disociación de la trona:



Disociación del bicarbonato de sodio:



Durante el proceso se puede producir la formación de diferentes sales como: Sodium carbonate decahydrate ($\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 10 \text{H}_2\text{O}$), sodium carbonate heptahydrate ($\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 7 \text{H}_2\text{O}$), sodium carbonate monohydrate ($\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$), carbonato de sodio (Na_2CO_3), sal Wegscheider ($\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 3 \text{NaHCO}_3$) y la propia trona.



Por otra parte, con lo que respecta a la cinética, en este modelo se ha usado la siguiente expresión polinómica [3]:

$$\ln K_{eq} = A + \frac{B}{T} + C \cdot \ln(T) + D \cdot T \quad (47)$$

Donde la temperatura está expresada en K. Los parámetros utilizados se pueden ver en la siguiente tabla (tabla 4.3):

REACTIONS	A	B	C	D
$\text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{H}_3\text{O}^+ + \text{HCO}_3^-$	231,465	-	-	0
$\text{HCO}_3^- + \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow \text{H}_3\text{O}^+ + \text{CO}_3^-$	216,049	-	-	0
$\text{Na}_2\text{CO}_3 \leftrightarrow 2\text{Na}^+ + \text{CO}_3^-$	-30,468	6566,26	0	0

Tabla 4.3 Parámetros usados en el modelo [3]

De igual manera, para describir la cinética de la formación de sales, se ha usado la siguiente expresión polinómica [3]:

$$\ln(K_s) = A + \frac{B}{T} + C \cdot \ln(T) + D \cdot T + E \cdot T^2 \quad (48)$$

REACTIONS	A	B	C	D	E
$\text{NaHCO}_3 \leftrightarrow \text{Na}^+ + \text{HCO}_3^-$	580,289 4	-15577,51	-105,8717	0,292430	-1,461392
$\text{Na}_2\text{CO}_3 \leftrightarrow 2\text{Na}^+ + \text{CO}_3^{2-}$	2919,663	-70866,77	-529,0907	1,290843	-5,648249
$\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{H}_2\text{O} \leftrightarrow 2\text{Na}^+ + \text{CO}_3^{2-} + \text{H}_2\text{O}$	2851,752	-63465,9	-528,8011	1,472089	-7,181693
$\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 7\text{H}_2\text{O} \leftrightarrow 2\text{Na}^+ + \text{CO}_3^{2-} + 7\text{H}_2\text{O}$	484,9108	-18394,99	-80,11826	0,113830	0
$\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 10\text{H}_2\text{O} \leftrightarrow 2\text{Na}^+ + \text{CO}_3^{2-} + 10\text{H}_2\text{O}$	1165,01	-37806,14	-200,0793	0,588063	0
$2(\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{NaHCO}_3 \cdot 2\text{H}_2\text{O}) \leftrightarrow 3\text{Na}^+ + \text{CO}_3^{2-} + \text{HCO}_3^- + 2\text{H}_2\text{O}$	3786,877	-87930,46	-701,5103	1,973255	-9,662326
$\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 3\text{NaHCO}_3 \leftrightarrow 5\text{Na}^+ + \text{CO}_3^{2-} + 3\text{HCO}_3^-$	4776,029	-120952,7	-868,0586	2,226852	-10,29110

Tabla 4.4 Parámetros usados en el modelo [3]

De esta manera se puede determinar la evolución de las constantes con la temperatura como se puede ver en la **Figura 4.7**

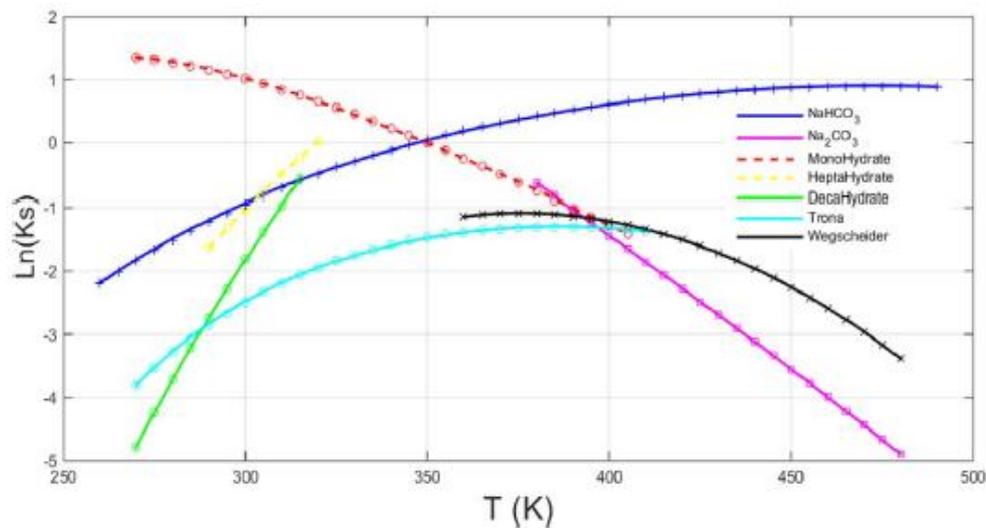
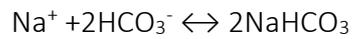


Figura 4.7 Constante de equilibrio en función de la temperatura [3]

El proceso de producción de bicarbonato de sodio da lugar a las siguientes ecuaciones de equilibrio químico en la torre de carbonatación:





La reacción química general es:



Cuando la concentración de bicarbonato de sodio producido alcanza el límite de solubilidad en la solución y esta se vuelve una solución saturada de NaHCO₃, se produce la reacción (53) y los cristales se empiezan a formar en la torre de carbonatación. [10]

En la presencia de carbonato de sodio disminuye la solubilidad del bicarbonato de sodio

$$\text{Log}(x) = 6,71535 - \frac{843,0681}{T} - 2,24336 \times \log(T) \quad (54)$$

5 INTEGRACIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE BICARBONATO DE SODIO Y LA CAPTURA DE CO₂

Este trabajo estudia la posibilidad de integrar la captura del dióxido de carbono y la producción del bicarbonato de sodio. Para ello, como se puede ver en el esquema de la **Figura 5.1**, parte del Na₂CO₃ producido por la calcinación de la trona se usa como sorbente recuperador en el proceso de captura de CO₂, mientras que una fracción del CO₂ liberado en la regeneración del sorbente se usa en la torre de carbonatación para la producción del bicarbonato de sodio [3].

Esto supondría un ahorro significativo para ambos procesos, ya que tanto para el dry carbonate Process, como para la producción de bicarbonato de sodio, el CO₂ y el Na₂CO₃ son compuestos fundamentales para poder llevarlos a cabo.

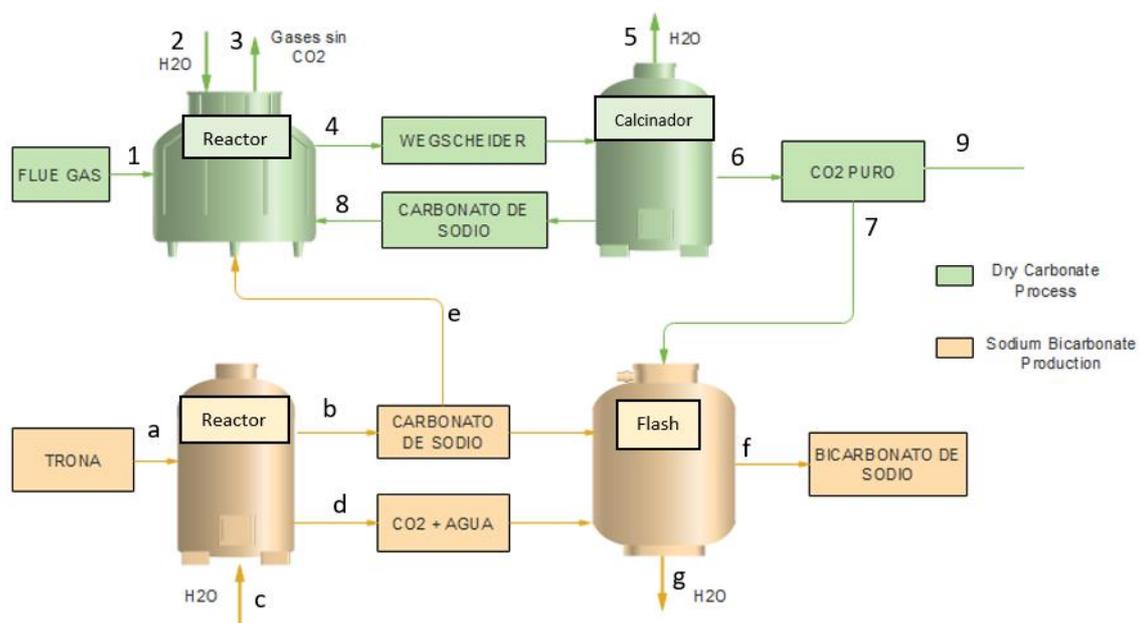


Figura 5.1 Esquema de la integración de la captura de CO₂ con la producción de bicarbonato de sodio

En la **Tabla 5.1** y **Tabla 5.2** se pueden ver las corrientes existentes en ambos procesos y los flujos másicos de dióxido de carbono (7) y carbonato de sodio (e) que se va a recircular hacia los respectivos reactores.

CORRIENTES DRY CARBONATE PROCESS		
NÚMERO	CORRIENTE	FLUJO MÁSIICO [t/h]
1	Gases planta de referencia	228,4
2	Agua a la entrada	9,9
3	Gases sin CO ₂	176,7
4	Sal Wegscheider	273,5
5	Agua	17,6
6	CO ₂ puro	44,6
7	Fracción de CO ₂ recirculada	6,6
8	Na ₂ CO ₃ recirculado	210,6
9	CO ₂ final	38

Tabla 5.1 Corrientes en el proceso de captura de CO₂

CORRIENTES PRODUCCIÓN DE BICARBONATO DE SODIO		
LETRA	CORRIENTE	FLUJO MÁSIICO [t/h]
a	Trona	33
b	Na ₂ CO ₃	23,2
c	Agua	1,5
d	CO ₂ + Agua	11,3
e	Fracción de Na ₂ CO ₃	1,3
f	Bicarbonato de sodio	34,9
g	Agua	4,1

Tabla 5.2 Corrientes en la producción de NaHCO₃

Resulta interesante la integración de otras tecnologías para suplir los consumos térmicos y eléctricos de los reactores y de los equipos auxiliares. Por ello se va a detallar la energía térmica y eléctrica necesaria de cada proceso y las propuestas para satisfacer dichas demandas.

5.1 ANÁLISIS ENERGÉTICO

En la **Tabla 5.3** y en la **tabla 5.4** se va a presentar el análisis energético de los equipos de ambos procesos para poder determinar los consumos térmicos y eléctricos de cada uno de ellos.

Como se puede ver en ellas, los procesos estudiados en este trabajo tienen un importante consumo térmico debido a las temperaturas a las que trabajan los reactores y los

intercambiadores de calor encargados del calentamiento. Por lo tanto, para que puedan llevar a cabo su función y alcanzar la temperatura necesaria, el fluido utilizado será vapor a diferentes presiones.

De igual manera, se puede observar que hay un peso importante en la producción de frío en ambos procesos, lo que podría suponer un consumo eléctrico elevado. Sin embargo, como las temperaturas de trabajo de estos intercambiadores no son demasiado bajas (**tabla3.1** y **tabla4.1**), se plantea el aprovechamiento del aire exterior o el agua procedente de alguna fuente natural cercana para poder alcanzar la temperatura de operación necesaria.

DRY CARBONATE PROCESS			
Equipo	Duty Heat [kJ/s]	Función	Fluido caloportador
<i>Regenerador</i>	45720	Heater	MP Steam
<i>Torre carbonatación</i>	30083	Cooler	Cooling water
<i>Int1</i>	6542	Cooler	Air
<i>Int2</i>	7486	Cooler	Air
<i>Int3</i>	6201	Cooler	Refrig
<i>Cool</i>	3322	Cooler	Air
<i>Heat</i>	518	Heater	LP Steam

Tabla 5.3 Análisis energético del Dry Carbonate Process

SODIUM BICARBONATE PRODUCTION			
Equipo	Duty Heat [kJ/s]	Funcion	Fluido caloportador
<i>Reactor</i>	9102	Heater	HP Steam
<i>Absorbedor</i>	5463	Cooler	Cooling water
<i>HHW</i>	873,5	Heater	MP Steam
<i>Int1</i>	311,62	Cooler	Air
<i>Int2</i>	5751	Cooler	Cooling water
<i>Int3</i>	204,9	Cooler	Air
<i>Int4</i>	341,6	Cooler	Air
<i>Int5</i>	409,9	Cooler	Cooling water

Tabla 5.4 Análisis energético de la producción de bicarbonato sódico

5.1.1 ENERGÍA TÉRMICA

Como el consumo térmico es elevado, la fuente utilizada para la producción de calor será muy importante para no encarecer los procesos, por lo que en este trabajo se ha recurrido al uso de calderas para obtener el vapor necesario para llevar a cabo las operaciones.

CONSUMO TERMICO DRY CARBONATE PROCESS				
Equipo	Función	Fluido caloportador	Duty Heat [kWt]	Duty Heat [MWt]
Regenerador	Heater	MP Steam	45 720	45,72
Heat	Heater	LP Steam	518	0,52
			46 238	46,24

Tabla 5.5 Consumo térmico del Dry Carbonate Process

CONSUMO TERMICO SODIUM BICARBONATE PRODUCTION				
Equipo	Función	Fluido caloportador	Duty Heat [kWt]	Duty Heat [MWt]
Reator	Heater	HP Steam	91 02	9,10
HHW	Heater	MP Steam	874	0,87
Hetrona	Heater	MP Steam	1 172	1,17
			11 148	11,15

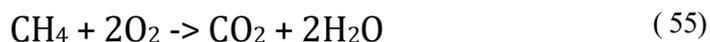
Tabla 5.6 Consumo térmico del Sodium Bicarbonate Production

Si recurrimos al uso de combustibles fósiles para la producción de energía, como el carbón, gasóleo, GLP o gas natural, usaremos el combustible que emita menor cantidad de gases de efecto invernadero a la atmósfera.



Figura 5.2 Emisiones totales en tCO₂/TJ [11]

De todas las posibilidades dichas previamente, la Figura 5.2 nos muestra que la quema de gas natural es la más respetuosa con el medio ambiente.



No obstante, al calcular de manera más exacta las toneladas de CO₂ que se emitirían en la combustión para satisfacer las demandas de nuestros procesos (Tabla 5.7), llegamos a la conclusión de que el uso de GN no tiene sentido en un proceso de post combustión cuyo objetivo es la reducción de esas mismas emisiones.

EMISIONES DE CO ₂ CON GAS NATURAL	
POTENCIA [MJ/S]	57,4
PCI [MJ/KG]	34,6
GASTO COMBUSTIBLE [KG/S]	1,84 kg/s
MASA MOLAR CH ₄ [KG/MOL]	0,016
MASA MOLAR CO ₂ [KG/KMOL]	0,044
EMISIONES CO ₂ [T/AÑO]	59 122

Tabla 5.7 Datos para cálculo de emisiones de CO₂ si se usa gas natural

Otra opción es el uso de la biomasa como combustible ya que además de ser económico, también es mucho más ecológico al considerarse sus emisiones neutras [X]. En la Tabla 5.8 se puede ver las características de los tipos de biomasa existentes en el mercado actualmente.

De todas las posibilidades, finalmente se ha decidido utilizar hueso de aceituna como combustible para el proceso, por su elevado poder calorífico inferior, su baja humedad y el precio asequible.

BIOMASA				
COMBUSTIBLE	PCI (Poder Calorífico Inferior)		Humedad (%)	Precio (€/t)
	[MJ/kg]	(kWh/kg)		
PELLETS	17 – 19	4,7 – 5,3	<15	245
ASTILLAS	10 – 16	2,8 – 4,4	<40	113
LEÑA	14,4 – 16,2	4,0 – 4,5	<20	150
BRIQUETAS	17 – 19	4,7 – 5,3	<20	120
HUESO DE ACEITUNA	18 – 20	5,0 – 5,3	7 – 12	152

Tabla 5.8 Propiedades y precio de las materias orgánicas usadas como combustible [12]

5.1.2 ENERGÍA ELÉCTRICA

En el análisis energético previamente visto, se aprecia que la producción de frío en los dos procesos tiene una gran importancia, por lo que una buena elección de los equipos resulta crucial si se quiere conseguir un ahorro económico.

Dentro de las líneas de producción de frío, el mayor consumo proviene de los compresores. De igual manera, debido a las pérdidas de carga en los intercambiadores de calor, los consumos asociados a las bombas de impulsión de agua fría también son relevantes.

Como las potencias frigoríficas de la producción de bicarbonato de sodio no son muy altas, vamos a usar equipos de *free cooling* que nos permitirán un importante ahorro energético [13] junto con el calor de otros procesos cuando no sea suficiente. Para el resto de enfriamientos, usaremos intercambiadores de calor que usan refrigerante [14].

En la **Tabla 5.9** y en la **Tabla 5.10** se puede apreciar el consumo eléctrico de los dos procesos

CONSUMO ELECTRICO DRY CARBONATE PROCESS				
Equipo	Potencia (kWe)	Potencia (MWe)	horas	Energia (kWh)
Compresor	4 353	4,353	12	14 103 720
Int1	1 244	1,244	12	4 030 560
Int2	1 244	1,244	12	4 030 560
Int3	933	0,933	12	3 022 920
Cool	622	0,622	12	2 015 280
Equipos auxiliares	500	0,5	12	1 620 000
Bombeo de agua	713	0,713	12	2 310 120
	9 609	9,61		31 133 160

Tabla 5.9 Energía eléctrica necesaria para el Dry Carbonate Process

CONSUMO ELECTRICO				
Equipo	Potencia (kWe)	Potencia (MWe)	horas	Energia (kWh)
Int1	9,6	0,0096	12	31 104
Int2	933	0,933	12	3 022 920
Int3	9,6	0,0096	12	31 104
Int4	9,6	0,0096	12	31 104
Int5	78	0,078	12	252 720
Equipos auxiliares	220	0,22	12	712 800
Bombeo de agua	183	0,183	12	592 920
		1,44		4 674 672

Tabla 5.10 Energía eléctrica necesaria para la producción de bicarbonato de sodio

Como esto va a suponer un desembolso económico importante, se propone la construcción de una planta solar fotovoltaica que pueda aportar la totalidad o, al menos, una parte importante de la energía eléctrica que se va a necesitar durante los años de funcionamiento de la instalación.

También existe la posibilidad de vender la energía eléctrica sobrante los meses en los que la producción mensual sea más elevada que la energía consumida por todos los procesos, lo que se traduciría en un ahorro significativo en el período que esto pueda ser posible.

La potencia pico a instalar de la planta será 20MW, por lo que hará falta 60606 paneles de 330Wp cada uno.

Como el coste de los módulos supone la mayor parte del coste total del proyecto, la elección de estos tiene mucha importancia para la rentabilidad y la vida útil de la instalación. En la siguiente tabla se puede ver las principales características de los paneles que se van a usar en la planta:

MÓDULO FOTOVOLTAICO	
<i>Fabricante</i>	Max Power
<i>Modelo</i>	CS6U-330P
<i>Tipo</i>	Polictistalino
<i>Número de células</i>	6 x 12
<i>Potencia máxima (Pm)</i>	330Wp
<i>Corriente Máxima Potencia (IMPP)</i>	8,88 A
<i>Tensión máxima potencia UMPP</i>	37,2 V
<i>Corriente de cortocircuito</i>	9,45 A
<i>Tensión de circuito abierto</i>	45,6 V
<i>Dimensiones</i>	1.960 x 992 x 40 mm
<i>Eficiencia</i>	16,97%

Tabla 5.11 Características técnicas del módulo

Otra elección importante es la del inversor. Este se encarga de transformar la corriente alterna generada en corriente continua para que pueda ser usada en los equipos del proceso de captura

o para que pueda ser vertida a la red si finalmente se decide vender la energía eléctrica. En la tabla se muestran las principales características del módulo:

INVERSOR	
<i>Fabricante</i>	HUAWEI
<i>Modelo</i>	FS2000K
<i>Rango de Tensión MPPT</i>	600 – 1500 Vdc
<i>Corriente Máxima DC</i>	4000 A
<i>Potencia nominal</i>	2200 kVA
<i>Tensión nominal AC</i>	690 V +- 10%
<i>Frecuencia nominal</i>	50 Hz – 60 Hz
<i>Eficiencia máxima</i>	99%

Tabla 5.12 Características técnicas del inversor fotovoltaico

Los 60606 paneles estarán conectados en serie formando cadenas o strings y cada string, a su vez, estará formado por 30 módulos.

Suponiendo que el proceso de captura de dióxido de carbono se realizará en la provincia de Sevilla, la planta fotovoltaica generadora deberá situarse cerca de dicho punto.



Figura 5.3 Emplazamiento de la planta fotovoltaica

Con el punto de emplazamiento escogido y la ayuda de la herramienta PVGIS [VII], se va a obtener la irradiación mensual en la provincia (Figura 5.4) para posteriormente calcular la energía anual que va a producir el generador fotovoltaico (Figura 5.5).

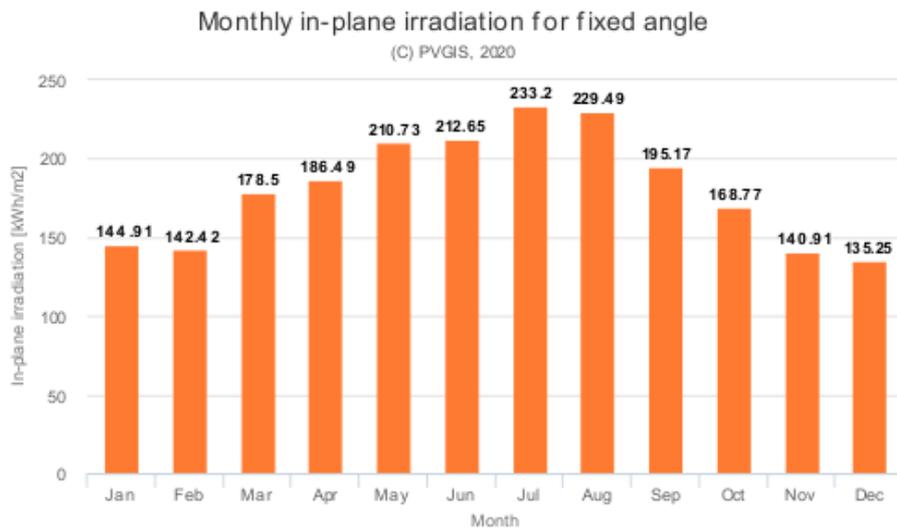


Figura 5.4 Irradiación mensual en la provincia de Sevilla

Finalmente, sumando la energía eléctrica producida mes a mes, se calcula que a lo largo del año la instalación fotovoltaica generará 33 421 982kWh lo que supondrá unos beneficios de aproximadamente 4 millones de euros al año.

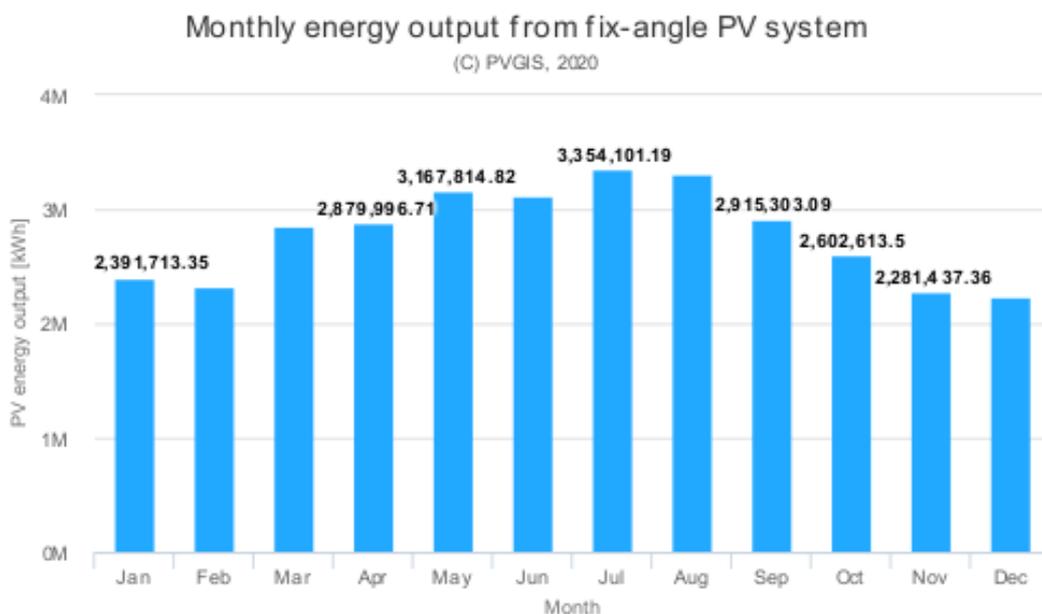


Figura 5.5 Producción de energía mes a mes de la planta solar fotovoltaica

SIMULACIONES

6 INTEGRACIÓN DEL PROCESO DE CAPTURA DE DIÓXIDO DE CARBONO

En esta sección se va a presentar de manera más detallada la integración del proceso de dióxido de carbono así como las suposiciones tenidas en cuenta para llevarlo a cabo, utilizando como herramienta el programa ASPEN PLUS.

En el primer apartado se dará una breve explicación del layout del proceso, los equipos que se han ido introduciendo para poder efectuar las simulaciones y las condiciones de trabajo que finalmente se utilizarán en el desarrollo.

Estas condiciones se determinarán a partir de un análisis de sensibilidad que se muestra en el segundo apartado. Variando una serie de parámetros en ambos reactores y teniendo en cuenta tanto la eficiencia de la captura como el consumo energético de los equipos, se elegirán aquellas condiciones de operación que nos garantice la viabilidad del proceso de postcombustión.

6.1 LAYOUT DEL PROCESO

En la **Figura6.1** se puede ver una representación esquemática del proceso de captura de CO₂ propuesto en este trabajo usando el programa ASPEN PLUS.

Los equipos que se emplearon y que se pueden apreciar en el layout se exponen en la **Tabla6.13** así como las abreviaciones que llevan en el esquema para que puedan ser fácilmente identificables:

EQUIPOS PARA LA CAPTURA DE CO ₂	
Equipo	Abreviación en el esquema
<i>Reactor</i>	CARB
<i>Separador</i>	SEP1
<i>Reactor</i>	DECARB
<i>Separador</i>	SEP2
<i>Intercambiador</i>	INT1
<i>Intercambiador</i>	INT2
<i>Intercambiador</i>	INT3
<i>Compresor</i>	COMPR
<i>Intercambiador</i>	HEAT
<i>Intercambiador</i>	COOL

Tabla 6.13 Equipos usados en el proceso

Mientras que para la carbonatación se usó un reactor RSTOIC que nos permite fijar la reacción que va a llevar a cabo a determinadas condiciones de presión y temperatura, para la descarbonatación del sorbente, se usó un reactor RGIBBS al que le definiremos solo la presión y la temperatura de trabajo.

También tenemos dos unidades de separación. Con la primera, podemos llevar, por un lado, los gases que no han reaccionado en el primer reactor y, por otro, el sorbente que va hacia el reactor encargado de la descarbonatación. La segunda unidad nos permitirá separar el CO₂ que ha sido liberado al regenerarse el sorbente del carbonato de sodio.

Finalmente, se pueden observar distintos intercambiadores de calor. Los primeros que se pueden ver en el esquema tienen como finalidad elevar o reducir la temperatura de las corrientes de entrada al reactor para facilitar la reacción y hacer el proceso más eficiente. Con los intercambiadores situados entre el segundo separador y el compresor, se va a condensar el agua presente en los gases liberados tras la generación del sorbente para poder obtener CO₂ puro. Finalmente, el último equipo para intercambiar calor será usado para enfriar el CO₂ a la salida del compresor.

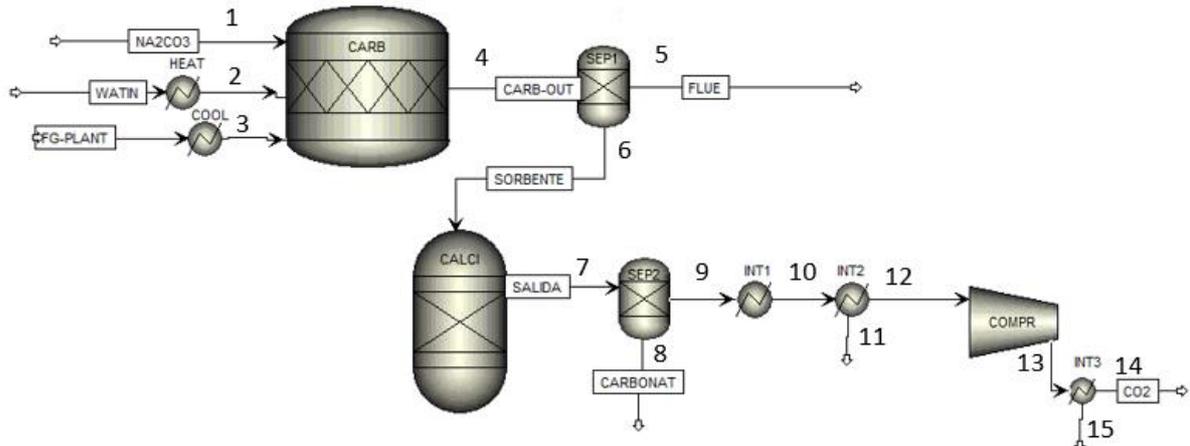


Figura 6.1 Layout de la captura de CO₂

Las corrientes que entran y salen de los equipos se pueden ver en la **Tabla 6.14**

CORRIENTES DEL PROCESO		
Número	Corriente	Flujo másico [t/h]
1	Carbonato de Sodio	211,9
2	Agua	9,9
3	Gases de la planta de referencia	228,4
4	Corriente que sale del primer reactor	450,2
5	Gases de combustión	176,7
6	Sorbente	273,5
7	Corriente que sale del segundo reactor	273,5
8	Carbonato de sodio	210,6
9	CO ₂ y Agua	62,9
10	CO ₂ y Agua	45,3
11	Agua	17,6
12	CO ₂	45,3
13	CO ₂ comprimido	45,2
14	CO ₂ frío	44,6
15	Agua	0,7

Tabla 6.14 Corrientes del proceso

Como se puede observar, al carbonatador le llegan tres corrientes: una de agua (1), otra de carbonato de sodio (2) y finalmente la del gas de combustión que ha salido de la central eléctrica y que deberá ser enfriado previamente (3).

Las condiciones a las que trabajará el reactor se presentan en la **Tabla 6.1**. Estas han sido seleccionadas después de un estudio exhaustivo que se mostrará en el apartado posterior en el que se detalle el análisis de sensibilidad.

CARBONATADOR	
<i>Temperatura de trabajo [°C]</i>	70
<i>Presión de trabajo [bar]</i>	2
<i>Heat duty [kJ/s]</i>	30 083
<i>CO₂ entrada [kg/h]</i>	45 718
<i>CO₂ salida [kg/h]</i>	1 636

Tabla 6.1 Características del carbonatador

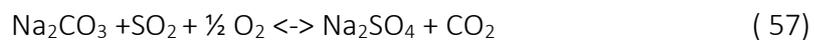
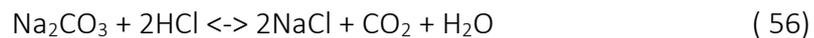
A la salida de este equipo, la corriente CARBOUT (4) es llevada hasta la primera unidad de separación, donde la sal obtenida y el bicarbonato de sodio serán separados del aire y otros gases procedentes de la central eléctrica (3). La corriente separada (6) será llevada hasta el siguiente reactor donde se producirá la regeneración del sorbente y se liberará el CO₂ absorbido previamente. En la **Tabla 6.2** se pueden ver los principales parámetros y los flujos de entrada y salida del segundo reactor.

DESCARBONATADOR		
<i>Temperatura de trabajo [°C]</i>	150	
<i>Presión de trabajo [bar]</i>	2	
<i>Heat duty [kJ/s]</i>	45723	
<i>Componentes [kg/h]</i>	<i>Entrada</i>	<i>Salida</i>
Agua	0	18 273
CO ₂	0	44 638
Na ₂ CO ₃	31 467	210 638
NaHCO ₃	0	0
Wegscheider	242 081	0

Tabla 6.2 Características del descarbonatador

Mirando la **tabla 6.2**, se puede apreciar que se ha liberado todo el CO₂ que había reaccionado con el carbonato de sodio, por lo que la eficiencia alcanzada en la regeneración del sorbente es del 100%.

De igual manera, se ve que con esta reacción se puede regenerar 210 t/h de carbonato de sodio y ninguna de las otras sales que habían salido de la carbonatación del primer reactor. Parte del sorbente se ha perdido durante el proceso debido a la formación de NaCl y Na₂SO₄, por ello la necesidad de reponerlo para mantener la eficiencia en el carbonatador.



La corriente que sale del reactor (7) será llevada hasta la segunda unidad de separación, donde las 210,6t/h de carbonato de sodio (8) serán separadas del CO₂ (9) y recirculadas hasta la torre de carbonatación. Por otra parte, las 62,9 t/h de (9) pasarán por una serie de intercambiadores para poder recuperar el H₂O y dejar finalmente una corriente de CO₂ puro (12) que será comprimido hasta alcanzar una p=70 bar (13) que podrá ser almacenado o utilizado en otros procesos después de ser enfriado (14).

En la siguiente tabla se detallan las temperaturas de trabajo de los distintos intercambiadores, duty y fluidos caloportadores.

INTERCAMBIADORES				
EQUIPO	Tª ENTRADA [°C]	Tª SALIDA [°C]	DUTY [kJ/s]	Fluido Calopotador
INT1	150	90	6 542	Aire
INT2	90	40	7 486	Cooling water
INT3	390	25	6 206	Refrigerante
COOL	120	70	3 322	Aire
HEAT	25	70	517,9	Vapor

Tabla 6.3 Temperaturas de trabajo de los intercambiadores

Las hipótesis que se han tenido en cuenta en la simulación en ASPEN son:

- Separación ideal gas-sólido
- Se supone en estado estacionario.
- El modelo del reactor regenerador es el RGIBBS que usa el método de mínima energía.
- En el compresor del CO₂ se ha considerado un 90% de eficiencia isentrópica.
- El tiempo de funcionamiento de los equipos del proceso será 3240 horas al año.

Por otra parte, para poder determinar la eficiencia de captura para cada una de las condiciones elegidas en el carbonatador, se recurrirá a la siguiente fórmula

$$\varepsilon = \frac{CO2\ entrada - CO2\ salida}{CO2\ entrada} \quad (58)$$

6.2 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

Como se ha dicho previamente, en este apartado se va a presentar el análisis de sensibilidad que nos permitirá establecer las condiciones de operación con las que se pretende conseguir una mayor eficiencia de captura de CO₂ y un menor consumo térmico de los equipos.

En este análisis se tomará los valores numéricos del proyecto de D. Bonaventura [3] para la captura de CO₂ y serán usados como referencia para determinar los rangos en los que analizaremos las condiciones de trabajo para las validaciones pertinentes.

En este estudio nos vamos a centrar en el primer reactor (**Figura6.2**). Empezaremos variando la cantidad de sorbente que va a reaccionar con los gases de salida de la planta de referencia. Para cada caso, se variará los parámetros de presión y temperatura con los que va a trabajar el reactor y se mostrarán los componentes a la salida del mismo y la eficiencia de captura.

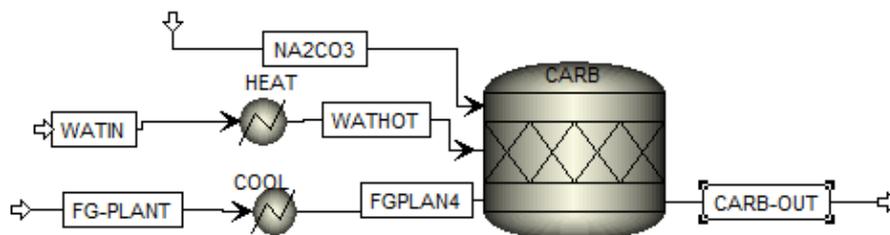


Figura 6.2 Torre de carbonatación

La leyenda de la **Figura6.2**, se muestra en la siguiente tabla:

NA ₂ CO ₃	Carbonato de sodio a la entrada
WATIN	Agua que entra al reactor
FG-PLANT	Gases de salida de la planta de referencia
CARB-OUT	Gases a la salida del carbonatador
CARB	Reactor RSTOIC usado en el proceso

Tabla 6.4 Leyenda de la figura 6.2

Como se ha dicho anteriormente, se va a analizar los componentes a la salida de los reactores después de variar las condiciones a las que trabajan. Los valores de los parámetros que se van a usar en las simulaciones se muestran en la **Tabla 6.15**

ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD	
Parámetros	Valores
<i>Concentración de Carbonato de Sodio</i> <i>[kmol/h]</i>	En defecto: 500
	Estequiométrico: 1038
	En Exceso: 2000
<i>Presión</i> <i>[bar]</i>	1
	1,5
	2
<i>Temperatura</i> <i>[°C]</i>	40
	50
	60
	70

Tabla 6.15 Valores usados para el análisis de sensibilidad

Ahora pasaremos al segundo reactor (**Figura 6.3**). El objetivo de este es regenerar todo el sorbente a su forma original (Carbonato de sodio), consumiendo la menor cantidad de energía posible.

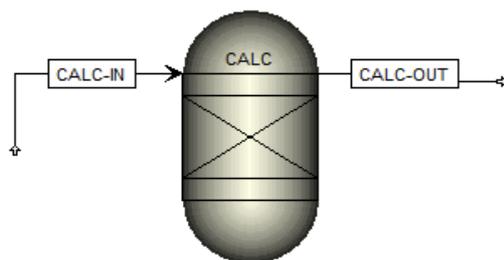


Figura 6.3 Regenerador del sorbente

En este caso se pudo comprobar que la regeneración se producía a cualquier temperatura por encima de 150°C, así que la fijaremos para asegurarnos el menos consumo energético.

CALC-IN	Gases a la entrada del reactor
CALC-OUT	Gases a la salida del reactor
CALC	Reactor RIGBSS

Tabla 6.5 Leyenda de la figura 6.3

6.2.1 Carbonato de sodio en defecto. ($\text{Na}_2\text{CO}_3 = 500 \text{ kmol/h}$)

Como se puede ver en la **tabla 6.6**, la cantidad de carbonato de sodio es tan pequeña que reacciona prácticamente todo en el carbonatador.

Para $p=1$ bar, a medida que aumenta la temperatura, va disminuyendo la eficiencia ya que hay más CO₂ que no ha sido absorbido.

Para $p=1,5$ bar y $p=2$ bar se repite el mismo comportamiento. Siendo 46% la máxima eficiencia alcanzada con esta cantidad de carbonato de sodio y estas presiones a bajas temperaturas.

CARBONATADOR							
ENTRADA		SALIDA [kg/h]					Eficiencia
p [bar]	T [°C]	CO ₂	Na ₂ CO ₃	NaHCO ₃	Wegs	H ₂ O	
1	40	24 763	0	81 986	0	10 029	0.46
	50	25 821	0	72 377	8 103	10 463	0.44
	60	33 405	0	0	69 792	13 567	0.27
	70	33 405	0	0	69 792	13 567	0.27
	40	24 777	0	81 924	0	10035	0.46

1.5	50	24 795	0	81 922	0	10 043	0.46
	60	33 405	0	0	69 792	13 567	0.27
	70	33 405	0	0	69 792	13 567	0.27
2	40	24 794	0	24 794	0	10 042	0.46
	50	24 749	0	81 995	0	10 024	0.46
	60	30 593	0	26 594	47 138	12 417	0.33
	70	33 405	0	0	69 792	13 567	0.27

Tabla 6.6 Componentes a la salida del carbonatador en función de p y T

En la **figura6.4** se puede ver de manera más gráfica los resultados de la **tabla6.6**. Nuestro objetivo es capturar la mayor cantidad posible de CO₂, por lo que, si hay más cantidad de dióxido de carbono a la salida, la eficiencia de captura es menor.

La curva roja, que representa el flujo de dióxido de carbono cuando el flash trabaja a 2 bar, tendrá mejor eficiencia y el proceso absorberá más cantidad de CO₂.

No sucede lo mismo con la curva morada (p=1bar) y la curva azul (p=1,5bar) que absorben casi la misma cantidad de CO₂, teniendo unas eficiencias muy bajas y parecidas.

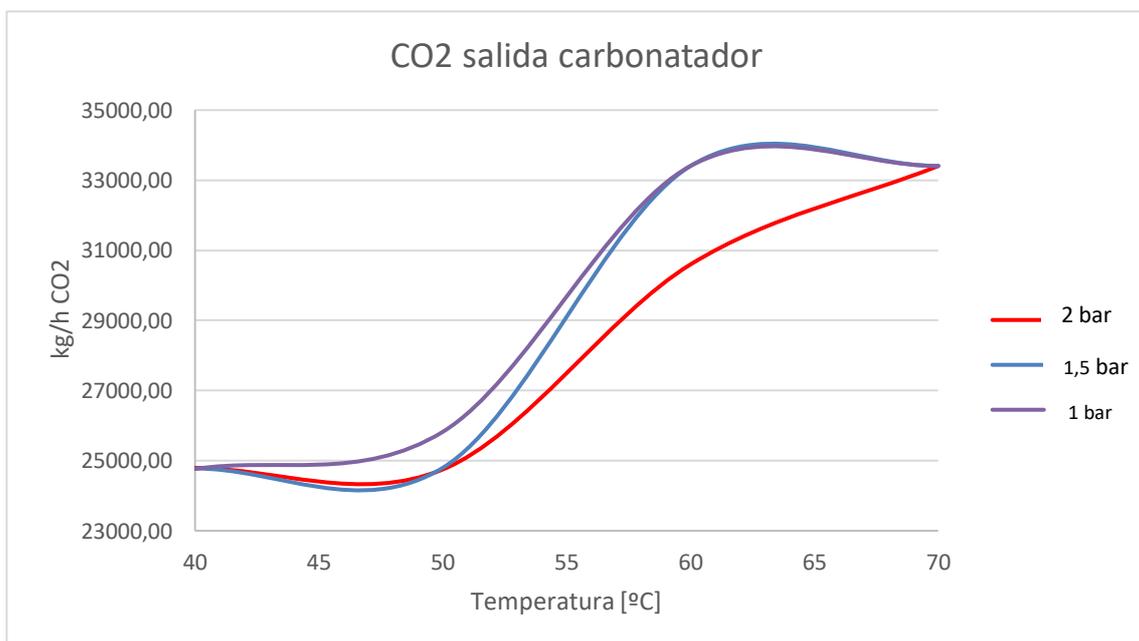


Figura 6.4 CO₂ con carbonato de sodio en defecto

Como se ha dicho previamente, otro de los objetivos del proceso es la regeneración del sorbente para que pueda ser reutilizado, por lo que, una vez fijadas las condiciones de trabajo que nos dan una mayor eficiencia de captura en la torre de carbonatación (p=2bar y 40°C), se comprueba que a la salida del descarbonatador se tenga carbonato de sodio como producto.

Como se puede ver en la **tabla 6.7**, todo el bicarbonato de sodio se ha transformado en sal Wegscheider, por lo que se descarta trabajar con estas condiciones.

FLUJOS A LA SALIDA DE LOS EQUIPOS [kg/h]					
EQUIPOS	CO ₂	Na ₂ CO ₃	NaHCO ₃	H ₂ O	Wegs
<i>Carbonatador</i>	24 795	0	81 842	10 042	0
<i>Descarbonatador</i>	8 575	0	0	3 510	69 757

Tabla 6.7 Componentes a la salida del carbonatador y del descarbonatador

6.2.2 Carbonato de sodio estequiométrico (Na₂CO₃ = 1038 kmol/h)

Ahora trabajaremos con la cantidad estequiométrica de carbonato de sodio (1038 kmol/h). Como se puede apreciar en la **tabla 6.8**, la cantidad de carbonato de sodio reacciona en su totalidad para cualquier presión y para cualquier temperatura.

Igual que en el caso anterior, la eficiencia va disminuyendo a medida que aumenta la temperatura para cualquiera de las presiones. Siendo 88% la máxima conseguida a p=2bar y T=40°C

CARBONATADOR							
ENTRADA		SALIDA [kg/h]					Eficiencia
<i>p [bar]</i>	<i>T [°C]</i>	<i>CO₂</i>	<i>Na₂CO₃</i>	<i>NaHCO₃</i>	<i>Wegs</i>	<i>H₂O</i>	
1	40	11 199.26	0	76 358.83	81 752.55	4 476.96	0.76
	50	19 199.05	0	0	146 835.81	7 752.09	0.58
	60	19 199.09	0	0	146 835.73	7 752.09	0.58
	70	19 199.08	0	0	146 835.73	7 752.09	0.58
1.5	40	7 338.80	0	113 196.21	50 354.77	2 897.11	0.84
	50	16 280.79	0	27 852.02	123 096.65	6 557.51	0.64
	60	19 199.06	0	0	146 835.79	7 752.09	0.58
	70	19 199.07	0	0	146 835.76	7 752.09	0.58
2	40	5 484.69	0	130 892.16	35 271.90	2 138.14	0.88
	50	11 922.84	0	69 445.05	87 645.44	4 773.59	0.74
	60	19 199.02	0	0	146 835.86	7 752.08	0.58
	70	19 199.06	0	0	146 835.78	7 752.09	0.58

Tabla 6.8 Componentes a la salida del carbonatador en función de p y T

En la **figura6.5** se puede ver de manera más visual los resultados expuestos en la **tabla6.8** y explicados anteriormente.

El proceso de captura será más eficiente cuando a la salida de la torre de carbonatación haya menos cantidad de CO₂ y esto solo se consigue en la curva roja (p=2bar) y a bajas temperaturas.

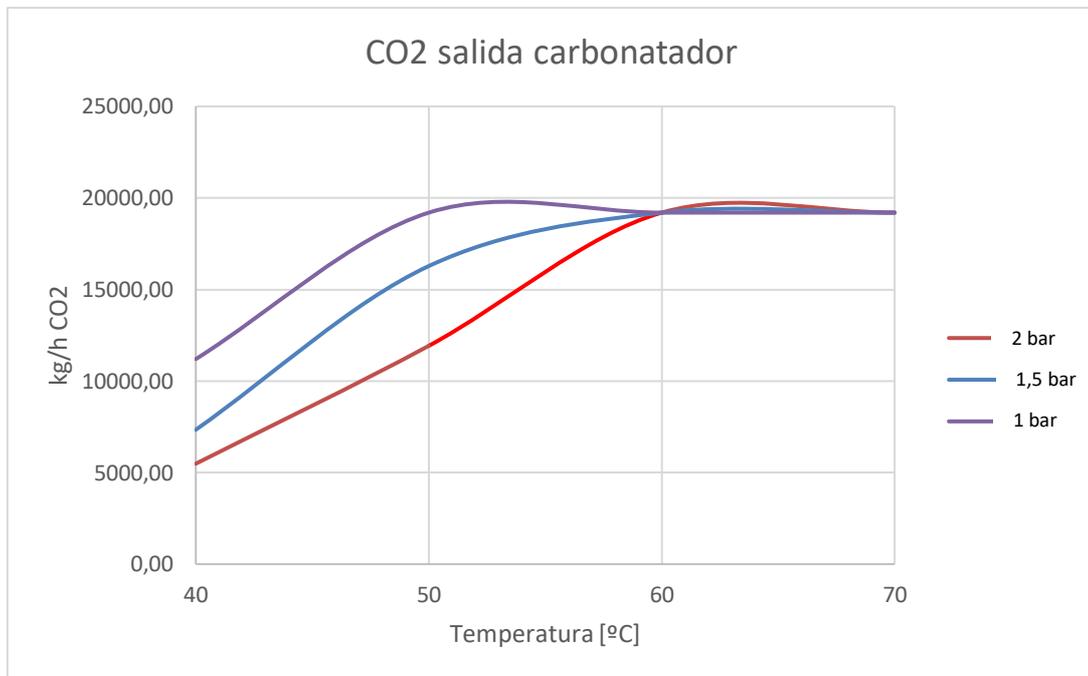


Figura 6.5 CO₂ con carbonato de sodio estequiométrico

Una vez que se han elegido las condiciones de trabajo del carbonatador para obtener la mayor eficiencia posible, se analiza los componentes a la salida del descarbonatador. Y, como ya ocurría en el caso anterior, tampoco se regenera el sorbente deseado por lo que descartaremos estas condiciones de trabajo.

FLUJOS A LA SALIDA DE LOS EQUIPOS (kg/h)					
EQUIPOS	CO ₂	Na ₂ CO ₃	NaHCO ₃	H ₂ O	Wegs
<i>Carbonatador</i>	5485.474	0	130884.651	2138.028	35278.293
<i>Descarbonatador</i>	13713.651	0	0	5613.642	146835.651

Tabla 6.9 Componentes a la salida del carbonatador y del descarbonatador

6.2.3 Carbonato de sodio en exceso ($\text{Na}_2\text{CO}_3 = 2000 \text{ kmol/h}$)

Si ahora trabajamos con exceso de carbonato de sodio, se puede ver que a la salida del carbonatador sí se encontrará el sorbente que no ha reaccionado cualesquiera sean las condiciones del reactor.

Para $p=1\text{bar}$ se puede observar que a medida que la temperatura va aumentando, se incrementa la cantidad de CO₂ que se queda sin reaccionar, por lo que la eficiencia va disminuyendo ligeramente.

El mismo comportamiento se repite para $p=1,4 \text{ bar}$ y para $p=2 \text{ bar}$ siendo esta última la presión con la que se consigue una mayor eficiencia de captura de CO₂.

CARBONATADOR							
ENTRADA		SALIDA [kg/h]					Eficiencia
p [bar]	T [°C]	CO ₂	Na ₂ CO ₃	NaHCO ₃	Wegs	H ₂ O	
1	40	569	27 184	0	249 538	126	0.987
	50	983	28 847	0	245 620	295	0.978
	60	1 767	31 992	0	241 371	616	0.961
	70	3 162	37 590	0	233 807	1187	0.930
1.5	40	440	26 667	0	248 566	73	0.990
	50	708	27 742	0	247 114	182	0.984
	60	1 223	29 809	0	244 321	393	0.973
	70	2 140	33 491	0	239 346	769	0.953
2	40	379	26 423	0	248 896	48	0.991
	50	573	27 200	0	247 846	127	0.987
	60	954	28 729	0	245 780	283	0.979
	70	1 636	31 467	0	242 081	562	0.964

Tabla 6.10 Componentes a la salida del carbonatador en función de p y T

Como ya se ha explicado previamente, con ayuda de la **tabla 6.10**, se puede ver que la eficiencia es mejor cuando se trabaja a bajas temperaturas, siendo máxima en la curva roja ($p=2\text{bar}$) y siendo muy mala a elevadas temperaturas en la curva morada.

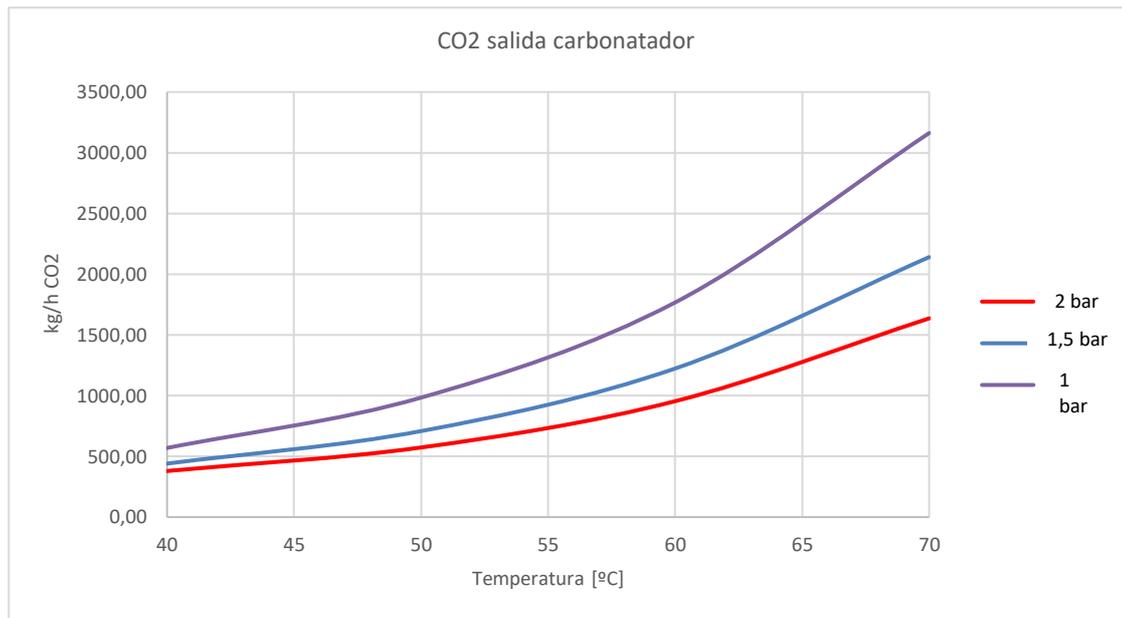


Figura 6.4 CO2 con carbonato de sodio en exceso

A diferencia de los casos anteriores, como se puede ver en la **tabla 6.11**, a la salida del descarbonatador la sal Wegscheider ha reaccionado en su totalidad y se ha transformado en carbonato de sodio, por lo que trabajar con estas condiciones es lo ideal.

FLUJOS A LA SALIDA DE LOS EQUIPOS (kg/h)					
EQUIPOS	CO2	Na2CO3	NaHCO3	H2O	Wegs
<i>Carbonatador</i>	379.79	26423.38	0	48.023	248896.378
<i>Descarbonatador</i>	45894.93	210637.875	0	18786.952	0

Tabla 6.11 Componentes a la salida del carbonatador y del descarbonatador

No obstante, es necesario tener en cuenta que cuanto menor sea la temperatura en el carbonatador, el reactor necesitará mayor potencia térmica para poder llevar a cabo la regeneración del sorbente, y dado que el precio del combustible suele ser uno de los gastos más importantes en una instalación, se buscará una p y T que permita una elevada eficiencia y a la vez una reducida potencia.

Como se puede ver en la **figura 6.7** a medida que la temperatura del carbonatador aumenta, el descarbonatador necesita menos potencia térmica. Por lo tanto, se intentará trabajar con temperaturas elevadas en la torre de carbonatación.

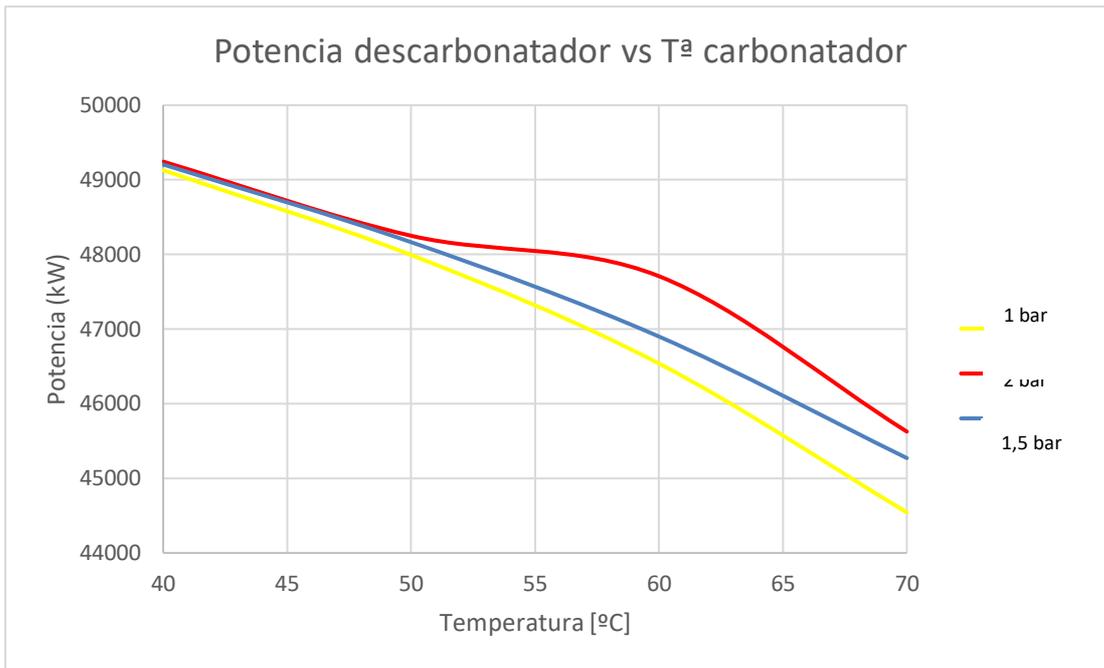


Figura 6.7 Potencia del descarbonatador en función de la temperatura del carbonatador

En la **tabla 6.12** se puede ver la potencia térmica para el descarbonatador y el carbonatador, respectivamente, en función de las condiciones de trabajo del carbonatador.

ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD		
Condiciones del carbonatador		Potencia Descarbonatador [kWt]
Presión [bar]	Temperatura [°C]	
1	40	49 128
	50	47 993
	60	46 538
	70	44 543
1.5	40	49 206
	50	48 165
	60	46 900
	70	45 271
2	40	49 244
	50	48 251
	60	47 709
	70	45 626

Tabla 6.12 Potencias del descarbonatador

Finalmente, mirando las eficiencias de captura de CO₂ de la **tabla6.10** y las potencias del descarbonatador de la **tabla6.12**, se determina que el carbonatador trabajará a 2 bar y 70°C. De esta forma, la eficiencia de captura será del 96% y la potencia térmica del descarbonatador no será tan elevada.

7 INTEGRACIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE BICARBONATO DE SODIO

En esta sección se va a exponer de manera más detallada las simulaciones hechas con la herramienta ASPEN PLUS para la producción de bicarbonato de sodio, así como las suposiciones tenidas en cuenta.

En el primer apartado se explica el layout del proceso, los equipos utilizados, las reacciones implicadas y las condiciones de operación que finalmente se va a tomar para llevar a cabo todo el procedimiento.

En el segundo apartado, se puede ver los análisis de sensibilidad que han permitido determinar los parámetros a los que se va a trabajar para poder garantizar la descomposición de la trona y la posterior producción de bicarbonato de sodio de manera eficiente.

Una de las suposiciones que se está haciendo para la realización de este proyecto es la aplicación de técnicas de flotación aún no comercializadas al mineral a trona antes de entrar en el reactor con el fin de separar aquellos minerales no deseados (gangue minerals) y tener una trona más pura. De esta forma, el producto obtenido de la calcinación no necesitaría los procedimientos propios de la purificación de la trona.

Otra de las hipótesis tenidas en cuenta es el tiempo que la planta estará en funcionamiento durante un año. Al igual que en el proceso de captura de CO₂, se ha supuesto que se trabajará 3240 horas al año.

7.1 LAYOUT

En la **Figura7.1** se puede ver la representación esquemática hecha con ASPEN PLUS del proceso de producción de bicarbonato de sodio a partir de trona. En la **Tabla7.7** se aprecia los equipos utilizados en el procedimiento, así como las abreviaciones usadas en el layout para poder identificarlos con facilidad:

EQUIPOS PARA LA PRODUCCIÓN DE NAHCO₃	
Equipo	Abreviación en el esquema
<i>Reactor</i>	REACT
<i>Separador</i>	SEP
<i>Absorbedor</i>	ABSORBER
<i>Separador</i>	SEP2
<i>Intercambiador</i>	INT1
<i>Intercambiador</i>	INT2
<i>Intercambiador</i>	INT3
<i>Intercambiador</i>	INT4
<i>Intercambiador</i>	INT5
<i>Intercambiador</i>	HHW

Tabla 7.7 Equipos usados en el proceso

Para la descomposición de la trona se ha utilizado un reactor RGIBBS (REACT) al que le definimos la temperatura de trabajo y presión. El equipo encargado de la producción de los cristales de bicarbonato de sodio es un flash (ABSORBER).

También tenemos dos unidades de separación. Con la primera SEP, podemos separar el carbonato de sodio de los gases que se han generado a la salida del reator. Por otro lado, la segunda unidad SEP2 nos permitirá separar el agua de los cristales de bicarbonato de sodio que se han producido en el absorbedor.

Finalmente, se pueden observar distintos intercambiadores de calor que tienen como función la reducción de la temperatura de las diferentes corrientes que atraviesan los equipos.

Las corrientes que entran y salen de las unidades utilizadas en las simulaciones se pueden ver en la **Tabla7.8**:

CORRIENTES DEL PROCESO		
Número	Corriente	Flujo másico [t/h]
1	Trona	33
2	Agua	1,531
3	Corriente a la salida del reactor	34,53
4	CO ₂ y agua	11,3
5	CO ₂ y agua	11,3
6	CO ₂ y agua	11,3
7	Carbonato de sodio	23,2
8	Carbonato de sodio	23,2
9	Carbonato de sodio	23,2
10	Carbonato de sodio	23,2
11	CO ₂	6,6
12	Corriente de salida del absorbedor	40,94
13	Agua	4,16
14	Bicarbonato de sodio	36,2

Tabla 7.8 Corrientes del proceso

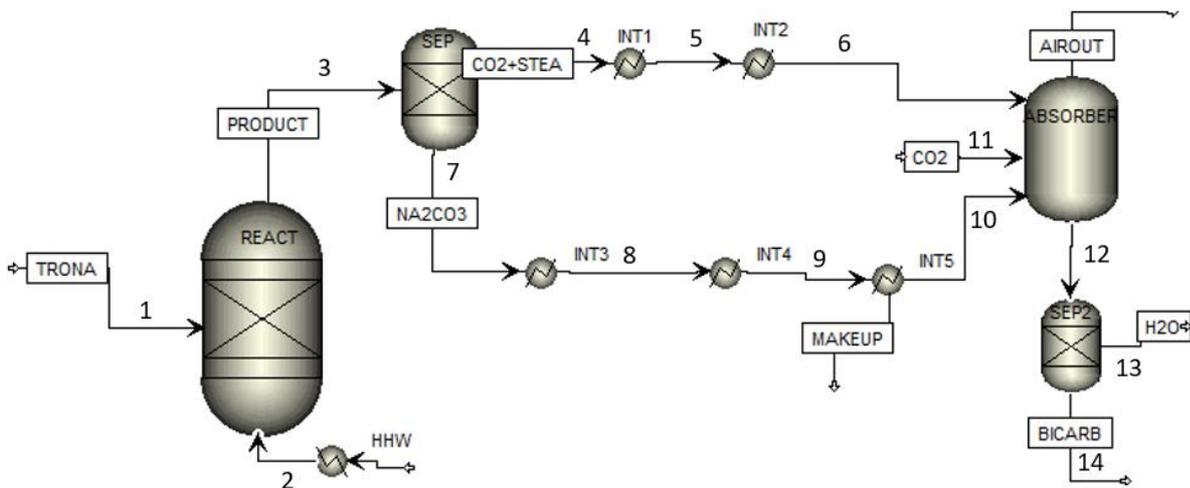


Figura 7.1 Layout del proceso de producción de bicarbonato de sodio

Como se puede observar en el esquema, al primer reactor le llegan dos corrientes: Una corriente con 33 t/h de trona (1) y otra con 1,5 t/h de vapor de agua (2) cuya temperatura deberá ser elevada hasta los 150 °C antes de ingresar al reactor donde se va a realizar la descomposición de la trona:



Las condiciones a las que va a trabajar este reactor se muestran en la **Tabla 7.1**. Estas han sido seleccionadas después de un exhaustivo análisis de sensibilidad que se mostrará en el siguiente apartado

REACTOR	
<i>Temperatura de trabajo [°C]</i>	180
<i>Presión de trabajo [bar]</i>	1
<i>Heat duty [kJ/s]</i>	9 102
<i>Fracción de vapor</i>	1

Tabla 7.1 Características del reactor

A la salida se obtendrá una corriente de 35,4 t/h llamada PRODUCT (3) que será llevada hasta la primera unidad de separación donde por un lado irán las 11,3 t/h de gases (4) y por otro las 23,2 t/h de carbonato de sodio que se ha formado en la descomposición de la trona (7). Este último se enfriará con el fin de que una fracción pueda ser reutilizada posteriormente en otro proceso (en nuestro caso será el proceso de captura de CO₂) y el resto será llevado hasta el flash (ABSORBER) junto a la corriente de gases previamente separada y enfriada (6) y a otra corriente de CO₂ que

procederá de una fuente externa (11). El ratio de dióxido de carbono utilizado en el proceso de 2,34 kgNa₂CO₃/kg de CO₂.

A continuación, en la **tabla7.2** se muestran los principales parámetros y los flujos de entrada y salida del flash:

FLASH		
Temperatura de trabajo [°C]	40	
Presión de trabajo [bar]	1	
Heat duty [kJ/s]	5463	
Componentes [kg/h]	Entrada	Salida
Agua	8107	4160
CO ₂	9815	13
Na ₂ CO ₃	23211.534	0
NaHCO ₃	0	36225

Tabla 7.2 Características del flash

La corriente de salida (12) irá hacia otra unidad de separación para poder separar los cristales de bicarbonato de sodio (14) del agua que se ha generado en el proceso (13).

En la **tabla7.3** se detallan las temperaturas de trabajo de los distintos intercambiadores, su duty y el fluidocaloportador con el que realizan el intercambio de calor:

Equipo	Tª entrada [°C]	Tªsalida [°C]	Duty heat [kJ/s]	Fluidocaloportador
HHW	100	150	873,5	Vapor
Int1	180	120	311,6	Aire
Int2	120	40	5 750,9	Cooling water
Int3	180	150	204,9	Aire
Int4	150	100	341,6	Aire
Int5	100	40	409,9	Cooling water

Tabla 7.3 Temperatura y consumo de los intercambiadores

7.2 ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD

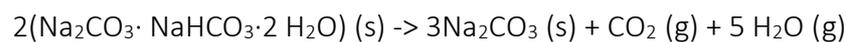
Con el análisis de sensibilidad que se va a presentar en este apartado se podrá establecer las condiciones de operación con las que van a trabajar todos los procesos durante las simulaciones para conseguir la producción de bicarbonato de sodio a partir de la descomposición de la trona.

Los principales equipos que debemos tener en cuenta en este estudio son el primer reactor responsable de la descomposición del mineral y el absorbedor que se encarga de la producción de los cristales de bicarbonato de sodio.

El estado en el que estos trabajen va a ser fundamental para poder llevar a cabo todos los procesos de manera óptima y eficiente.

7.2.1 Reactor

La temperatura y la presión a las que debe trabajar el reactor (**Figura7.2**) serán aquellas que garanticen la descomposición de la trona con la mínima cantidad de energía posible.



Basándonos en los datos dados por Sibel Gezer [15], la trona se descompone a 1 bar de presión y a partir de 175 °C libera carbonato de sodio (a temperaturas menores se obtienen otras sales intermedias). Por lo tanto, en este estudio se irá variando la temperatura del reactor para ver los componentes que obtenemos a la salida del reactor.

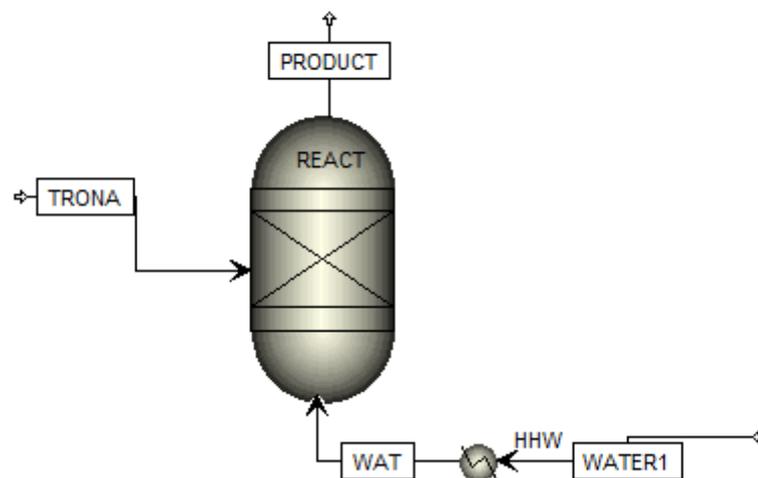


Figura 7.2 Reactor para la descomposición de la trona

La leyenda de la **Figura7.2** se muestra en la **Tabla7.4**

TRONA	Trona a la entrada
WAT	Agua que entra al reactor
PRODUCT	Producto a la salida del reactor
REACT	Reactor

Tabla 7.4 Leyenda de la figura7.2

Como se puede ver en la **Tabla7.9**, si fijamos la presión a la que se descompone la trona en $p=1\text{bar}$ y vamos variando la temperatura del reactor, los componentes que se obtienen a la salida permanecen iguales. Sin embargo, como es de esperar, la potencia necesaria para llevar a cabo la calcinación de la trona aumentará. Lo que implicará un mayor consumo de combustible y un encarecimiento del procedimiento.

REACTOR					
ENTRADA		SALIDA [kg/h]			Duty heat [kJ/s]
p [bar]	T [°C]	H_2O	CO_2	Na_2CO_3	
1	180	8 106.876	3 212.715	23 211.534	9 102,4
	200	8 106.876	3 212.715	23 211.534	9 344,3
	220	8 106.876	3 212.715	23 211.534	9 586,8

Tabla 7.9 Componentes a la salida del reactor

Como se ha dicho antes, nos interesa escoger aquella temperatura que garantice la descomposición de la trona en carbonato de sodio con un menor consumo energético y como se puede ver en la **Figura7.3** esto se va a producir cuando el reactor trabaje a 180 °C.

Por lo que finalmente nuestro primer reactor va a trabajar con una presión de 1 atm y una temperatura de 180 °C

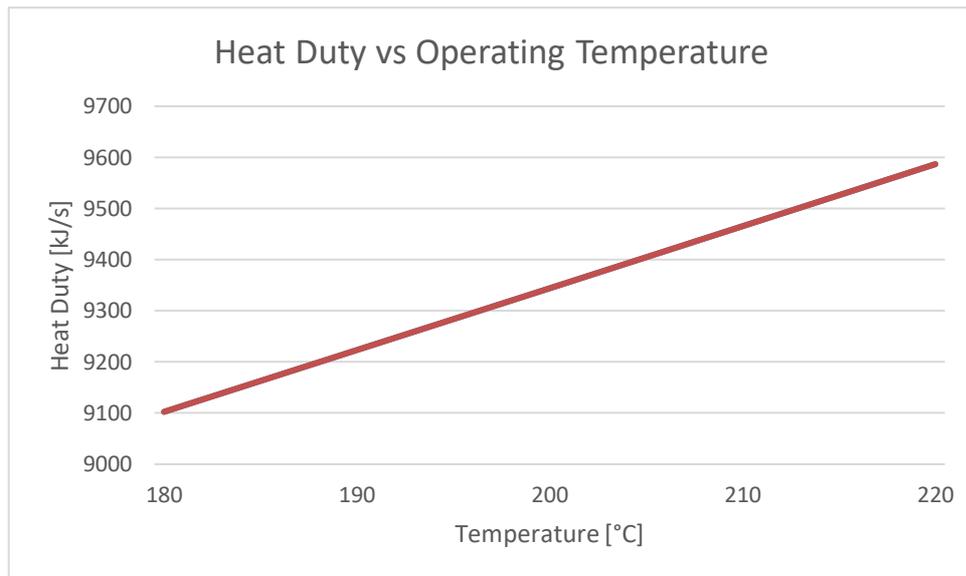


Figura 7.3 Potencia del reactor en función de la temperatura

7.2.2 Flash

A continuación, se va a mostrar el análisis de sensibilidad en el segundo equipo más importante del proceso con el que se obtiene los cristales de bicarbonato de sodio (**Figura7.4**).

Para empezar, usaremos como temperatura de partida la que Ataallah Soltani Goharrizi establece como la temperatura de operación óptima para la producción de bicarbonato sódico [16].

Se irá variando la presión y para cada uno de estos valores, se modificará la temperatura para ver los componentes que se obtienen a la salida del equipo y poder comparar los resultados.

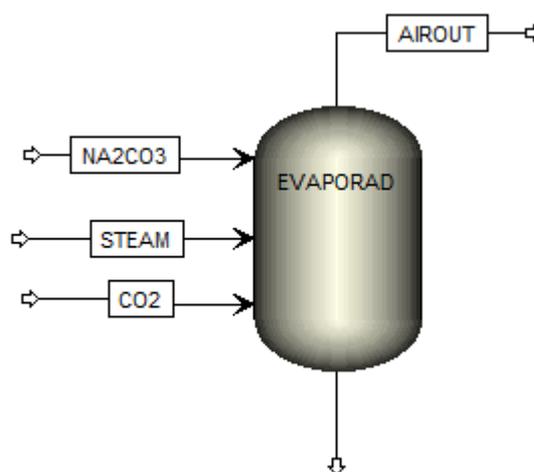


Figura 7.4 Torre de carbonatación y sus corrientes

En la **Tabla7.5** se muestra la leyenda de la **Figura7.4**

NA₂CO₃	Carbonato de sodio a la entrada
STEAM	Vapor que viene del separador
AIROUT	Gases de salida del flash
CO₂	CO ₂ de fuente externa

Tabla 7.5 Leyenda de la figura 7.4

En la **tabla 7.6** se pueden observar los datos numéricos de los componentes resultantes de variar la presión y la temperatura en el segundo equipo del proceso.

Como se puede ver en la **figura 7.5**, para los diferentes valores de la presión se repite el mismo comportamiento: Se cristaliza una mayor cantidad de bicarbonato de sodio a medida que va disminuyendo la temperatura.

De igual manera se puede apreciar que cuando el flash trabaja por debajo de 60°C la variación de la presión tiene muy poca influencia en la cantidad de bicarbonato de sodio que se produce, siendo ligeramente mayor cuando $p=1,5\text{bar}$ (**Figura 7.6**).

Sin embargo, cuando el equipo trabaja por encima de los 60°C el flujo de cristales producidos a la salida del flash es mayor cuanto mayor es la presión de operación

FLASH				
Condiciones entrada		Componentes a la salida [kg/h]		
p [bar]	T [°C]	NaHCO ₃	H ₂ O	Wegs [kg/h]
1	40	36 224,6	4 160,4	0
	50	36 127,6	4 159,6	0
	60	36 005,2	4 157,7	0
	70	35 834,1	4 151,4	0
	80	0	4 475,5	30306
1.5	40	36 228,1	4 161,1	0
	50	36 139,1	4 160,9	0
	60	36 033,4	4 160,6	0
	70	35 899,4	4 159,6	0
	80	35 709,9	4 155,3	0
2	40	36 226,8	4 161,4	0
	50	36 140,9	4 161,5	0
	60	36 041,8	4 161,6	0
	70	35 921,9	4 161,9	0

	80	35 764,1	4 161,7	0
2,5	40	36 223,7	4 161,6	0
	50	36 139,2	4 161,7	0
	60	36 043,2	4 162,1	0
	70	35 930	4 162,9	0
	80	35 787,3	4 164,1	0
3	40	36 219,6	4 161,7	0
	50	36 135,7	4 161,9	0
	60	36 041,4	4 162,4	0
	70	35 931,7	4 163,4	0
	80	35 797,2	4 165,2	0

Tabla 7.6 Componentes a la salida de la torre de carbonatación (FLASH)

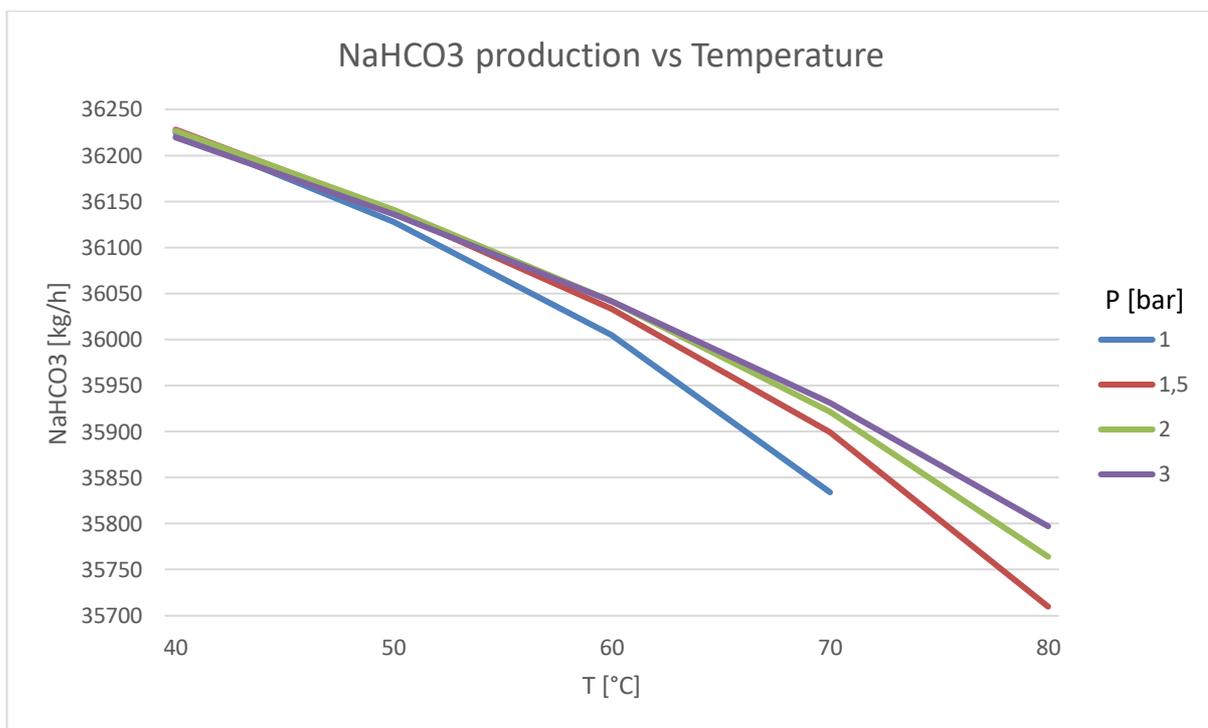


Figura 7.5 Producción de bicarbonato de sodio en función de la temperatura

Observando estos resultados y teniendo como objetivo la elección de aquellas condiciones de operación que nos permitan conseguir la mayor cantidad de cristales de bicarbonato de sodio con el menor consumo energético posible hemos decidido que nuestro segundo equipo trabajará con $p=1\text{bar}$ y $T=40^\circ\text{C}$ para obtener $36,2\text{t/h}$ de bicarbonato de sodio y una duty de $9102,4\text{ kJ/s}$.

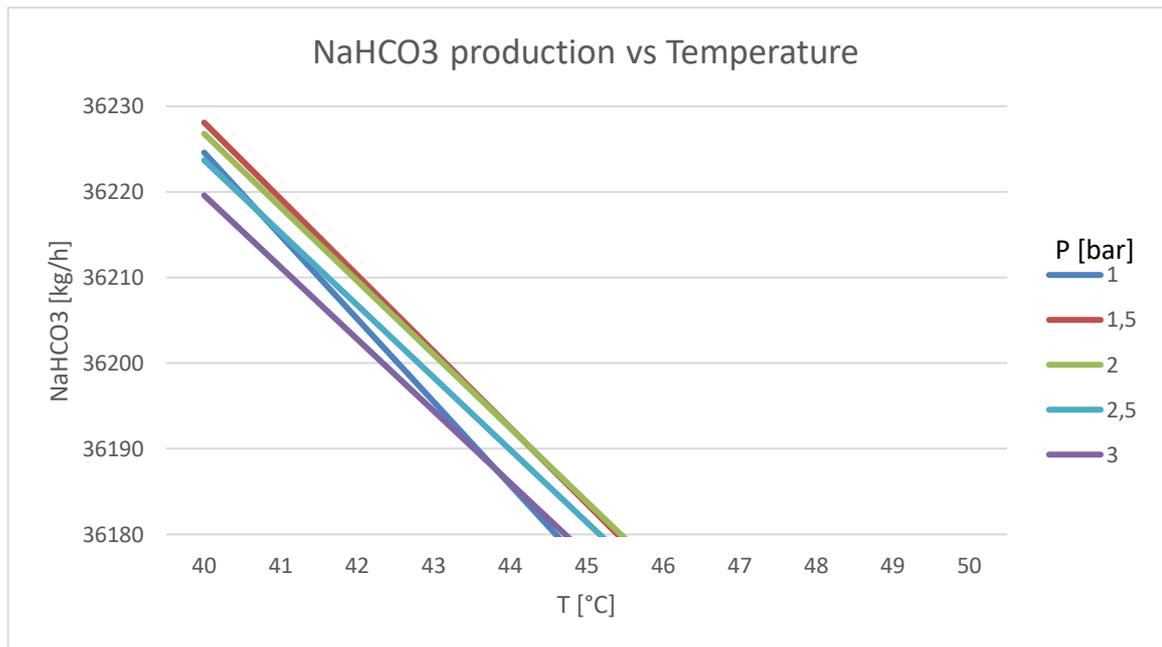


Figura 7.6 Producción de bicarbonato de sodio en función de la temperatura

8 ANÁLISIS ECONÓMICO

Para poder realizar el análisis económico del proceso integrado de captura de CO₂ y la producción de bicarbonato de sodio, se ha realizado una serie de hipótesis que se detallan a continuación:

- Todos los precios irán actualizándose según el Índice de Precios al Consumo.
- Se irá variando el precio de la trona y el del bicarbonato de sodio.
- El precio de las emisiones de CO₂ evitado variará en función de las políticas ambientales.
- Los costes por instalación se mantendrán iguales en todos los casos.
- Se va a suponer que la planta tendrá una vida útil de 20 años
- No se va a tener en cuenta el deterioro anual de las instalaciones.
- En los cálculos se ha fijado para todos los escenarios el *operating cost* de los dos procesos. Al valor dado por ASPEN se le ha restado el valor económico de las *utilities* ya que estas serán calculadas y detalladas en los siguientes apartados.

De igual manera, se ha tenido en cuenta, tres posibles escenarios en los que se podría llevar a cabo el proceso:

Escenario pesimista: En este escenario se tiene en cuenta un elevado precio de la trona, un precio bajo de bicarbonato de sodio en el mercado y un elevado coste de inversión de la instalación fotovoltaica. De igual manera, se ha supuesto que el precio por tonelada de CO₂ evitado vuelve a los valores más bajos de los últimos 5 años

Escenario situación actual: Se ha considerado el precio actual de la trona y el del bicarbonato de sodio en el mercado. Respecto al precio por emisiones de CO₂ evitadas, se ha supuesto que, según previsiones, el precio llegue a ser 28 euros a final de año.

Escenario optimista: En este escenario, mientras que se toma un bajo precio de la trona, el precio del bicarbonato de sodio será elevado. La inversión de la instalación fotovoltaica será reducida y se supondrá que el precio por las emisiones de CO₂ evitadas aumenta porque mejoran las políticas ambientales para cumplir el acuerdo de París.

Para continuar con el análisis económico, es necesario estudiar todos los ingresos y gastos que se van a tener a lo largo de los 20 años en los que va a trabajar la planta con los procesos integrados.

8.1 INGRESOS:

8.1.1 Bicarbonato de sodio:

Una vez establecidas las condiciones de operación de ambos procesos, se ha determinado que anualmente se producirá una cantidad de 113 156 t/año de NaHCO₃.

Los ingresos percibidos por la venta de este compuesto van a variar en función de su demanda mundial en procesos industriales, alimenticios o farmacéuticos. En la **tabla8.1** se puede ver las características del NaHCO₃ presente en el mercado [17].

ÍTEMS	ÍNDICE		
	Grado Alimenticio	Grado Farmacéutico	Grado Industrial
NAHCO3	99 ~ 100,5%	99 ~ 100,5%	99 ~ 100,5%
CL	0,4 % Max	0,02 % Max	0,4 % Max
ARSÉNICO	0,0001 % Max	0,0002 % Max	0,0001 % Max
METALES PESADOS	0,0005 % Max	0,0005 % Max	0,0005 % Max
PÉRDIDAS POR SECADO	0,2 % Max	-	0,2 % Max
PH	8,6 Max	8,6 Max	8.6 Max
SULFATO	-	0,0005 % Max	-
HIERRO	-	0,0005 % Max	-
APARIENCIA DE LA SOLUCIÓN	-	Claro e incoloro	-

Tabla 8.1 Características del NaHCO₃

En la **tabla8.2** se puede apreciar los precios [XI] y las correspondientes entradas anuales de dinero suponiendo que se vende todo el bicarbonato de sodio producido en nuestro segundo proceso.

INGRESOS		
	Precio [€/t]	Ingresos anuales [M€]
<i>Escenario pesimista</i>	200	22,6
<i>Escenario actual</i>	235	26,6
<i>Escenario optimista</i>	265	29,9

Tabla 8.2 Ingresos de la venta de bicarbonato de sodio

8.1.2 Dióxido de Carbono

El comercio de derechos de emisión es un instrumento de mercado, mediante el que se crea un incentivo o desincentivo económico que persigue un beneficio medioambiental: Que un conjunto de plantas industriales reduzca colectivamente las emisiones de gases contaminantes a la atmósfera [XII].

La creciente preocupación por las emisiones de CO₂ en la atmósfera ha provocado que se endurezcan las políticas ambientales y por tanto se incremente el precio de la tonelada de CO₂ emitido para intentar cumplir el acuerdo de París. No obstante, los continuos cambios en los gobiernos nos hacen tener en cuenta distintos escenarios con el precio del CO₂ emitido.

En el escenario actual se tomará el precio que España paga hoy en día (ver **figura8.1**). Mientras que para el escenario optimista se cogerá el precio que paga Dinamarca actualmente, para el escenario pesimista el precio será el que se pagaba en España hace unos años. [18]

Teniendo en cuenta que con las condiciones de operación elegidas hemos evitado la emisión de 123 120 toneladas de CO₂ al año, en la **Tabla8.3** se pueden apreciar los ingresos que se obtendrían anualmente para los diferentes escenarios nombrados anteriormente.

INGRESOS		
	Precio [€/t]	Ahorro [M€/año]
<i>Escenario pesimista</i>	20	2,4
<i>Escenario actual</i>	28	3,4
<i>Escenario optimista</i>	35	4,3

Tabla 8.3 Ingresos por emisiones de CO₂ evitadas

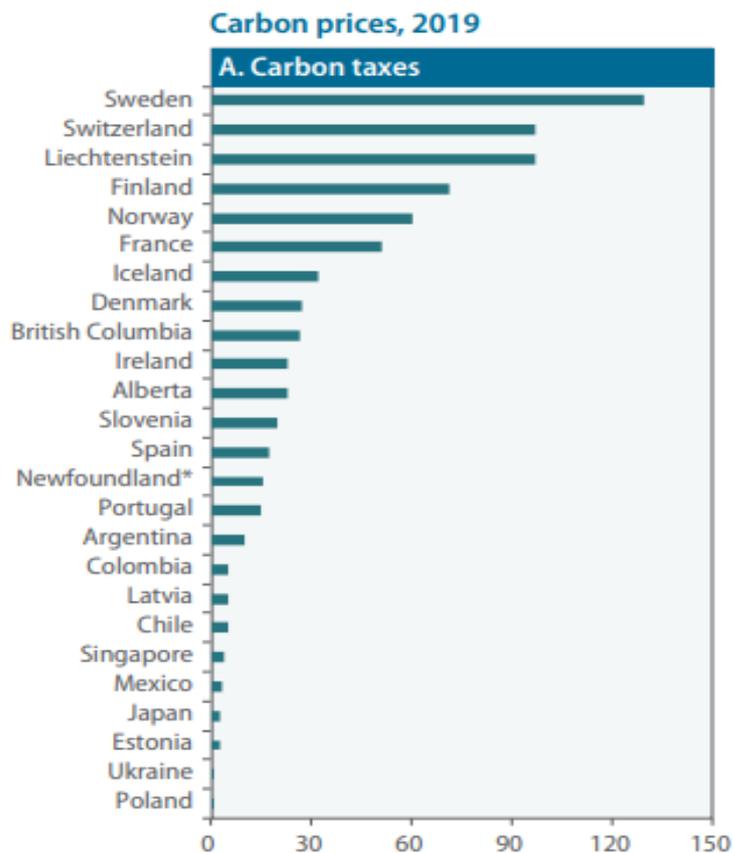


Figura 8.1 Precio de las emisiones de carbono por países [18]

8.1.3 FOTVOLTAICA

Se va a calcular la energía eléctrica anual producida por la planta solar fotovoltaica de 20MW (tabla8.4). Vamos a suponer que la energía producida se va a consumir íntegramente en los equipos de nuestro trabajo, aunque existe la posibilidad de vender el exceso de esta en aquellos meses donde la energía producida sea más grande que la consumida en los procesos.

PRODUCCIÓN MENSUAL ENERGÍA ELÉCTRICA	
Mes	Energía producida [kWh]
<i>Enero</i>	2 391 713
<i>Febrero</i>	2 324.876
<i>Marzo</i>	2 845.814
<i>Abril</i>	2 879.997
<i>Mayo</i>	3 167.815

<i>Junio</i>	3 114 363
<i>Julio</i>	3 354 101
<i>Agosto</i>	3 310 283
<i>Septiembre</i>	2 915 305
<i>Octubre</i>	2 602 613
<i>Noviembre</i>	2 281 437
<i>Diciembre</i>	2 233 664
TOTAL	33 421 982kWh/año

Tabla 8.4 Producción mensual de energía eléctrica [VII]

Entonces, con la instalación de la planta solar fotovoltaica se espera una producción de 33 421 982 kWh/año. Tomando el precio de la energía como 0.1199 €/kWh, anualmente esto supondrá un ahorro de aproximadamente 4 millones de euros.

8.2 GASTOS:

8.2.1 ELECTRICIDAD

Como se ha podido ver en el apartado de análisis energético, la producción de frío en nuestros procesos tiene un peso muy importante, lo que se traduce en grandes consumos eléctricos de los equipos durante las horas que estén funcionando.

Para realizar el cálculo de los gastos producidos por la electricidad consumida anualmente, sumamos los consumos de las **Tabla 5.9** y **5.10** y lo multiplicamos por los 0,1199 €/kWh que nosotros hemos tomado para los cálculos.

Los resultados se muestran en la **Tabla 8.5**

GASTOS		
Proceso	Consumo eléctrico [kWh]	Gastos anuales [M€]
<i>Dry Carbonate Process</i>	31 133 160	3,7
<i>Sodium Bicarbonate Production</i>	4 674 672	0,56

Tabla 8.5 Gastos producidos por consumo eléctrico

8.2.2 TRONA

Para llevar a cabo la producción de bicarbonato de sodio, en nuestro proceso se necesita un flujo de 33t/h de trona que será descompuesta en el reactor. Si tenemos en cuenta las horas de funcionamiento de la planta, anualmente necesitaremos 106 920 toneladas de trona.

El precio del mineral no suele sufrir muchas variaciones debido a que, a diferencia de los minerales metálicos donde los precios se determinan en los mercados de metales internacionales, el valor de los minerales industriales como la trona lo determina la especificación físico – química, la ubicación geográfica de los productores, la demanda de volumen o la capacidad de extracción y procesamiento

En la **tabla 8.6** se pueden apreciar los diferentes valores tomados para cada escenario [19]:

GASTOS		
	Precio [€/t]	Gastos anuales [M€]
<i>Escenario pesimista</i>	165	17,64
<i>Escenario actual</i>	100	10,69
<i>Escenario optimista</i>	94	10,05

Tabla 8.6 Gastos anuales por la compra de la trona

8.2.3 BIOMASA

Para poder satisfacer la demanda térmica sin usar gas natural, se va a utilizar biomasa como combustible, concretamente hueso de aceituna.

Para determinar la cantidad de biomasa que se va a usar, es necesario conocer las potencias térmicas de los procesos y el número de horas que va a estar la planta en funcionamiento.

Sabiendo que el PCI del hueso de aceituna es 20 MJ/kg y que la potencia térmica necesaria es 57,4 MW, se puede calcular el gasto de biomasa y el coste anual de esta.

El precio del hueso de aceituna ha ido variando ligeramente a lo largo de los años [20], por lo que será considerado constante en todos los escenarios.

GASTOS HUESO DE ACEITUNA	
<i>Potencia (MWt)</i>	57,4
<i>PCI hueso de aceituna [MJ/kg]</i>	20
<i>Gasto de hueso de aceituna [t/año]</i>	37 185
<i>Precio hueso de aceituna [€/t]</i>	152
<i>Coste anual [M€]</i>	5,6

Tabla 8.7 Cantidad de hueso de aceituna anual y precio

8.2.4 COSTES DE OPERACIÓN

Otro de los costes que se va a tener en cuenta y que se mantendrán fijos para todos los escenarios son los costes de operación. En estos se incluyen materias primas, trabajos de operación, supervisión directa, costes administrativos, seguros, mantenimiento y reparaciones, etc.

Al número dado por ASPEN se le ha restado el valor económico de las utilities ya que estas han sido calculadas individualmente en esta sección. **Tabla 8.13**

OPERATING COST	
PROCESO	Valor [M€/año]
<i>DRY CARBONATE PROCESS</i>	2,1
<i>SODIUM BICARBONATE PRODUCTION</i>	1,3

Tabla 8.13 Costes de operación anuales de los dos procesos

8.3 INVERSIÓN INICIAL

Necesitamos determinar el capital inicial que se va a necesitar para llevar a cabo los proyectos desarrollados en este trabajo.

En la primera columna de la **Tabla 8.8** y la **Tabla 8.9** se presentan los precios de los equipos de cada proceso. Mientras que el precio de los intercambiadores encargados de la producción de frío los hemos determinado mediante unas funciones polinómicas [21], el resto han sido dados por ASPEN.

En la segunda columna se presenta el coste de la instalación. Este también ha sido dado por la herramienta de simulación y contempla los gastos debidos a la obra civil, el transporte, la puesta

en marcha, suministros y las tuberías.

INVERSIÓN INICIAL DRY CARBONATE PROCESS			
Equipo	€/equipo		€ instalacion
<i>Compresor</i>	3 048 500	(ASPEN)	273 900
<i>Reactor1</i>	76 300	(ASPEN)	142 500
<i>Reactor2</i>	32 200	(ASPEN)	60 138
<i>Intercambiador 1</i>	1 158 044	(Calculado)	172 600
<i>Intercambiador 2</i>	449 328	(Calculado)	85 300
<i>Intercambiador 3</i>	138 800	(Calculado)	472 800
<i>Intercambiador cool</i>	588 071	(Calculado)	171 100
<i>Intercambiador heat</i>	10 000	(ASPEN)	53 200
<i>Separador</i>	226 200	(ASPEN)	440 000
	5 727 443		1 871 538

Tabla 8.8 Inversión inicial Dry Carbonate Process

INVERSION INICIAL SODIUM BICARBONATE PRODUCTION			
Equipo	€/equipo		€ instalacion
<i>Reactor</i>	63 800	(ASPEN)	206 400
<i>Separador</i>	58 200	(ASPEN)	187 100
<i>Intercambiador 1</i>	55 162	(Calculado)	177 335
<i>Intercambiador 2</i>	345 199	(Calculado)	126 600
<i>Intercambiador 3</i>	36 273	(Calculado)	75 600
<i>Intercambiador 4</i>	60 473	(Calculado)	94 200
<i>Intercambiador 5</i>	24 606	(Calculado)	61700
<i>HHW</i>	10 000	(ASPEN)	63 687
<i>FLASH</i>	17 900	(ASPEN)	114000
	671 615		1 106 622

Tabla 8.9 Inversión inicia Sodium Bicarbonate Production

La suma del coste de los equipos y de la instalación de los dos procesos se ve reflejada en la **Tabla 8.10**

INVERSIÓN INICIAL	
Proceso	Inversión inicial (M€)
<i>Dry Carbonate Process</i>	7,6
<i>Sodium Bicarbonate Production</i>	1,5

Tabla 8.10 Inversión inicial de los procesos

Por otra parte, en el caso de la inversión de la instalación de la planta fotovoltaica **Tabla 8.11** nosotros vamos a tener en cuenta el valor de la construcción y puesta en marcha de dos plantas: Una de 7MW con la que se cubrirá el 20% de las necesidades eléctricas del DCP (el proceso con mayor consumo eléctrico) y otra de 20MW con la que se intentará satisfacer la totalidad de estas.

En el coste de ambos casos contemplaremos los gastos de la solicitud del punto de conexión, los registros de garantía, los costes de los transformadores y el de la línea de evacuación hasta la subestación más cercana (en caso de venta a la red eléctrica). Estos costes variarán en función de la comunidad autónoma donde se realice la instalación. Por lo que hemos cogido como referencia los datos cedidos por una empresa que se dedica al desarrollo e instalación de plantas generadoras fotovoltaicas.

INVERSIÓN INICIAL			
	€/W instalado	Inversión inicial [M€]	
		PSF 7MW	PSF 20MW
<i>Escenario pesimista</i>	2,5	17,5	50
<i>Escenario actual</i>	2	14	40
<i>Escenario optimista</i>	1,5	10,5	30

Tabla 8.11 Inversión inicial de la planta fotovoltaica de 7MW y de 20MW

8.4 RESULTADOS

Una vez realizados y calculados los flujos de caja para los 20 años de vida útil del proyecto, se ha procedido a calcular en VAN, el TIR y el payback para cada escenario

Valor actual neto (VAN): Calcula el valor actual neto presente de una inversión a partir de una tasa de descuento $i = 7\%$, de la inversión realizada y de los flujos de caja.

$$VAN = \sum_{t=1}^n \frac{f_t}{(1+k)^t} - I_0 \quad (60)$$

Tasa interna de retorno (TIR): Es el valor de la tasa de descuento i , que hace el valor actual neto igual a cero, en función de la inversión realizada y de los flujos de caja. Viene dado por la siguiente expresión general:

$$TIR = \sum_{t=0}^n \frac{f_n}{(1+i)^n} = 0 \quad (61)$$

RESULTADOS ECONÓMICOS						
	Escenario pesimista		Escenario actual		Escenario optimista	
	PSF 7MW	PSF 20MW	PSF 7MW	PSF 20MW	PSF 7MW	PSF 20MW
VAN [M€]	-72,7	-77	44,4	45,3	93,9	101,3
TIR [%]	-	-	32	21	63	40
PAYBACK	-	-	3,2	4,9	1,62	2,62

Tabla 8.12 Resultados económicos para los diferentes escenarios

Como se puede ver en la **Tabla 8.12** en el escenario pesimista nos encontramos ante un VAN negativo debido a que los gastos provocados por el funcionamiento de la planta son mucho más elevados que los ingresos anuales. Con la instalación de una PSF de mayor potencia, los ingresos mejoran, pero no lo suficiente como para hacer rentable la inversión.

En el escenario actual nos encontramos con un VAN positivo para las dos plantas solares fotovoltaicas, aunque como es de esperar el payback es mayor para la de 20MW ya que requiere una inversión mucho más importante.

Finalmente, en el escenario optimista se puede apreciar un VAN positivo y unos valores muy buenos de TIR, lo que significa de que si se diesen todas las condiciones expuestas en los apartados anteriores, nos encontraríamos ante un proyecto muy atractivo desde el punto de vista económico.

9 CONCLUSIONES

El trabajo presentado muestra lo interesante que resulta la integración de ambos procesos ya que, además de conseguir una reducción importante de las emisiones de dióxido de carbono de la planta de referencia con el Dry Carbonate Process, se puede aprovechar una parte de este para la producción de bicarbonato de sodio, una sal muy extendida y usada en el sector alimenticio, farmacéutico e industrial.

De la misma forma, el carbonato de sodio que se obtiene como producto de la descomposición de la trona, puede ser utilizado en la captura de CO₂. Esto supondría un ahorro importante al tratarse de compuestos fundamentales para que, tanto el DCP como el SBP, puedan realizar con eficacia sus procesos.

Las simulaciones en ASPEN han permitido desarrollar un modelo de esta integración. A los equipos utilizados se les ha efectuado un análisis de sensibilidad variando los parámetros de presión y temperatura para establecer las condiciones de operación óptimas, con las que se conseguirá una mayor eficiencia de captura en el Dry Carbonate Process y la descomposición de la trona en la producción de bicarbonato de sodio.

Los números obtenidos en esas simulaciones han sido utilizados posteriormente para determinar la viabilidad económica de la integración. Variando una serie de parámetros como el precio de venta del bicarbonato de sodio, el de los derechos de emisión de CO₂ y el del mineral de la trona se han propuesto tres escenarios: Uno más optimista con el que se han tomado valores altos para la venta de CO₂ y la del NaHCO₃ y un precio bajo de la trona; un escenario actual con los datos de estos precios actualizados y finalmente un escenario pesimista con ingresos bajos y gastos elevados.

También se ha propuesto la construcción de una planta solar fotovoltaica para la que se ha estudiado dos opciones: una PSF de 7MW con la que se cubriría el 20% de los consumos eléctricos y otra de 20MW con la que se satisfecería casi la totalidad de estos.

El análisis económico proporciona resultados favorables para el escenario optimista y para el actual. La construcción de la PSF de 20MW provoca una reducción del TIR y un aumento del VAN frente a los valores obtenidos con una planta de 7MW. En un escenario pesimista, se registrarían

pérdidas y aunque estas serían menores con la PSF de mayor potencia, no sería suficiente para la viabilidad económica del proyecto.

Como se ha podido apreciar, la integración DCP y SCP utilizando biomasa y energía fotovoltaica, además de ser un proyecto tecnológicamente y ambientalmente atractivo, resulta ser económicamente viable en dos de los tres escenarios analizados

BIBLIOGRAFÍA

Páginas Web

- [I] CIIFEN (Centro Internacional para la Investigación del fenómeno de El Niño)
- [II] <https://www.epdata.es/buscador?texto=emisiones%20co2>
- [III] <https://climateactiontracker.org/global/temperatures/>
- [IV] <http://www.ccsassociation.org/index.php/what-is-ccs/capture/>
- [V] <http://www.mcnbiografias.com/app-bio/do/show?key=leblanc-nicolas>)
- [VI] <https://www.mindat.org/min-4031.html>
- [VII] https://re.jrc.ec.europa.eu/pvg_tools/es/tools.html
- [VIII] <https://www.miteco.gob.es/es/>
- [IX] <http://www.aemet.es/es/portada>
- [X] <https://www.idae.es/tecnologias/energias-renovables/uso-termico/biomasa/emisiones>
- [XI] <https://www.pharmamanufacturingdirectory.com/company/276252/spectrum-chemicals-laboratory-products>
- [XII] <https://www.miteco.gob.es/es/cambio-climatico/temas/comercio-de-derechos-de-emision/que-es-el-comercio-de-derechos-de-emision/>

Artículos Científicos

- [1] P. Mathieu, *The IPCC special report on carbon dioxide capture and storage*. 2006.
- [2] Green facts, “Tecnologías de captura y almacenamiento,” 2005.
- [3] D. Bonaventura, R. Chacartegui, J. M. Valverde, J. A. Becerra, C. Ortiz, and J. Lizana, “Dry carbonate process for CO₂ capture and storage: Integration with solar thermal power,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 82, no. December 2016, pp. 1796–1812, 2018, doi: 10.1016/j.rser.2017.06.061.
- [4] H. Knuutila, H. F. Svendsen, and M. Anttila, “CO₂ capture from coal-fired power plants based on sodium carbonate slurry; a systems feasibility and sensitivity study,” *Int. J. Greenh. Gas Control*, vol. 3, no. 2, pp. 143–151, 2009, doi: 10.1016/j.ijggc.2008.06.006.
- [5] C. Ortiz, R. Chacartegui, J. M. Valverde, and J. A. Becerra, “A new integration model of the calcium looping technology into coal fired power plants for CO₂ capture,” *Appl. Energy*, vol. 169, pp. 408–420, 2016, doi: 10.1016/j.apenergy.2016.02.050.
- [6] B. Soda, “Baking soda,” *Dent. Abstr.*, vol. 63, no. 4, pp. 262–263, 2018, doi: 10.1016/j.denabs.2018.03.038.
- [7] G. Steinhauser, “Cleaner production in the Solvay Process: general strategies and recent developments,” *J. Clean. Prod.*, vol. 16, no. 7, pp. 833–841, 2008, doi: 10.1016/j.jclepro.2007.04.005.
- [8] P. Butlin, J. Chubb, D. Earnshaw, K. Huggins, and B. McFarland, “Manufacturing sodium carbonate by the Solvay process,” pp. 27–32, 2000.
- [9] D. Bonaventura, R. Chacartegui, J. M. Valverde, J. A. Becerra, and V. Verda, “Carbon capture and utilization for sodium bicarbonate production assisted by solar thermal power,” *Energy Convers. Manag.*, vol. 149, pp. 860–874, 2017, doi: 10.1016/j.enconman.2017.03.042.
- [10] B. Abolpour, “Estimation of Sodium Bicarbonate Crystals Size Distribution in Bubble Column Reactor,” pp. 21–24, 2011.
- [11] IDAE, “Condiciones de aceptación de procedimientos alternativos a LIDER y CALENER. Anexos,” *J. Chem. Inf. Model.*, vol. 53, no. 9, pp. 1689–1699, 2012, doi: 10.1017/CBO9781107415324.004.
- [12] Comisión mixta de la biomasa forestal de Navarra, “Combustibles de biomasa Tipos y características III Plan Energético de Navarra horizonte 2020,” p. 22, 2015.
- [13] A. I. R. Conditioning and C. Systems, “FC4TAE FC4ALL The modular free-cooler.”

-
- [14] P. C. Solutions, "Aquarius 2 'Water cooled water chillers with semi hermetic screw compressors and R134a,'" 1943.
- [15] S. Gezer and U. Atalay, "Assessment of soda ash calcination treatment of Turkish trona ore," *E3S Web Conf.*, vol. 8, pp. 1–7, 2016, doi: 10.1051/e3sconf/20160801013.
- [16] A. S. Goharrizi and B. Abolpour, "Modeling an industrial sodium bicarbonate bubble column reactor," *Appl. Petrochemical Res.*, vol. 4, no. 2, pp. 235–245, 2014, doi: 10.1007/s13203-014-0064-z.
- [17] L. Hefei TNJ Chemical Industry Co. and Specialized, "Technical Data Sheet Sodium bicarbonate," pp. 1–2.
- [18] Naciones Unidas, "World Economic Situation and Prospects," *J. Chem. Inf. Model.*, vol. 53, no. 9, pp. 1689–1699, 2019, doi: 10.1017/CBO9781107415324.004.
- [19] C. Ramírez, "Minerales Industriales: Su Importancia Económica," p. 44, 2007.
- [20] Avebiom, "ACEITUNA DOMÉSTICO EN ESPAÑA," 2019.
- [21] G. Manzolini, M. Binotti, D. Bonalumi, C. Invernizzi, and P. Iora, "CO₂ mixtures as innovative working fluid in power cycles applied to solar plants. Techno-economic assessment," *Sol. Energy*, vol. 181, no. June 2018, pp. 530–544, 2019, doi: 10.1016/j.solener.2019.01.015.

