



Escuela Superior de Ciencias Experimentales y Tecnología

GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA

Curso académico 2023/24

Trabajo de Fin de Grado

VALORIZACIÓN DE CO<sub>2</sub>  
PROCEDENTE DE LA INDUSTRIA  
REPOSTERA

Diego Gimeno García



## **GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA**

### **Trabajo Fin de Grado**

El trabajo que se presenta, con título “VALORIZACIÓN DE CO<sub>2</sub> PROCEDENTE DE LA INDUSTRIA REPOSTERA” constituye a la memoria correspondiente a la asignatura de Trabajo Fin de Grado que presenta D. DIEGO GIMENO GARCÍA como parte de su formación para aspirar al título de Graduado en Ingeniería Química. Este trabajo ha sido realizado en la UNIVERSIDAD REY JUAN CARLOS, en el Departamento de MATEMÁTICA APLICADA, CIENCIA E INGENIERÍA DE LOS MATERIALES Y TECNOLOGÍA ELECTRÓNICA.

---

## **AGRADECIMIENTOS**

Como petición personal de ISIDORO CARRETERO CAÑADO, Director de Calidad de CODAN S.A., me gustaría ofrecer mi más profundo reconocimiento a ELVIRA ROQUERO GARCÍA-CASAL, Doctora en CIENCIAS GEOLÓGICAS por la Universidad Complutense de Madrid (UCM) en 1994, Profesora de Geología en la ETSI Agrónomos de la Universidad Politécnica de Madrid (UPM) desde 1988, y Profesora Titular de Universidad desde 1998, cuyos conocimientos y enseñanzas a lo largo su carrera han sido cruciales para llevar a cabo las ideas principales de este trabajo.

# Índice

1.	Resumen.....	1
2.	Introducción.....	2
2.1.	Emisiones globales de dióxido de carbono .....	2
2.2.	Tecnologías de separación del CO <sub>2</sub> .....	3
2.3.	Valorización del CO <sub>2</sub> .....	5
2.3.1.	Obtención de carbón activo .....	6
2.3.2.	Obtención de metanol.....	7
2.3.3.	Obtención de carbonatos .....	7
3.	Objetivos .....	9
4.	Solución Técnica .....	10
4.1.	Repostería Industrial Codan S.A. ....	10
4.2.	Emisiones de la repostería.....	11
4.3.	Diagrama de proceso .....	12
4.4.	Producción de gasificante.....	13
4.4.1.	Separación de CO <sub>2</sub> .....	14
4.4.2.	Valorización de CO <sub>2</sub> : Reactor de NaHCO <sub>3</sub> .....	23
4.5.	Evaluación económica (gasificante).....	28
4.5.1.	Equipos .....	28
4.5.2.	Inversión total.....	31
4.5.3.	Costes .....	31
4.5.4.	Ventas.....	32
4.5.5.	Rentabilidad del proyecto.....	32
4.6.	Producción de carbonato cálcico .....	34
4.6.1.	Naturaleza de la roca caliza.....	34
4.6.2.	Valorización de CO <sub>2</sub> : Reactor de CaCO <sub>3</sub> .....	34
4.6.3.	Estudio económico de elementos incluidos en el sistema .....	41
4.7.	Evaluación económica (carbonato cálcico).....	42
4.7.1.	Equipos .....	42
4.7.2.	Inversión total.....	43
4.7.3.	Costes .....	43
4.7.4.	Ventas.....	43
4.7.5.	Rentabilidad del proyecto.....	44
5.	Conclusiones .....	45
6.	Bibliografía.....	46
7.	Anexos.....	53

## 1. Resumen

Este trabajo fin de grado se centra en las posibilidades de valorización del dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) procedente de la industria repostería. Para ello primeramente es necesario separarlo del resto de especies contaminantes, haciendo uso de una de las tecnologías de separación que existen dentro del ámbito de la ingeniería química, la destilación criogénica. Tras la optimización de las simulaciones realizadas en Aspen Plus junto con información publicada en artículos científicos, se determinó que los mejores resultados de separación los aportaba una columna de destilación criogénica con unos valores de recuperación ( $R_{CO_2}$ ) y pureza ( $X_{CO_2}$ ) de dióxido de carbono expresados en masa del 99,91% y 99,95% respectivamente.

Una vez separado el dióxido de carbono, se estudiaron diversas posibilidades de valorización, como transformarlo en metanol, producir carbón activo mediante activación física o química, y la producción de distintos carbonatos. Finalmente se han comparado dos líneas de trabajo: la producción de gasificante o bicarbonato sódico (NaHCO<sub>3</sub>) y la producción de calcita o carbonato cálcico (CaCO<sub>3</sub>).

Para obtener gasificante son necesarios unos requisitos de pureza indispensables, ya que es un producto que se utiliza en la industria de alimentos y bebidas, y con una columna de destilación criogénica fue posible cumplir dichos requisitos. Una vez separado el CO<sub>2</sub>, mediante un reactor cinético en Aspen Plus que opera a 5°C y 1 bar, con un volumen de 110 m<sup>3</sup> y una relación molar de 1,6 Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>/CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O/CO<sub>2</sub> a la entrada del reactor, se consiguió una conversión del CO<sub>2</sub> ( $Y_{CO_2}$ ) del 99,9% y producir 2077,54 kg/h de NaHCO<sub>3</sub> a partir de 549,32 kg/h de CO<sub>2</sub>.

Para obtener calcita con el dióxido de carbono preparado para reaccionar con óxido de calcio (CaO), se optimizó la producción de CaCO<sub>3</sub> con un reactor cinético en Aspen Plus, concluyendo en unas condiciones de operación óptimas de 285°C y 1 bar, con un volumen de 88 m<sup>3</sup> y una relación molar de 6 CaO/CO<sub>2</sub> a la entrada del reactor, se obtiene una  $Y_{CO_2}$  del 99,9% y a su vez producir 1247,95 kg/h de CaCO<sub>3</sub> a partir de 549,32 kg/h de CO<sub>2</sub>. Dado que para producir calcita no existen requisitos de pureza del CO<sub>2</sub> a utilizar, se realizará una comparación de los costes de la columna y el reactor en función del grado de separación conseguido, determinando que una separación del CO<sub>2</sub> del 99,9% es la idónea para reducir los costes totales.

Se evaluaron por tanto estas dos líneas de trabajo realizando además un análisis económico, para determinar cuál es la que aporta mejores resultados. En forma de beneficios para la empresa repostería, se considera la reducción de las tasas a pagar derivadas de las emisiones y los beneficios del producto final. Con un análisis económico a 15 años de operación: la producción de gasificante resultó en un VAN de 3,7 mill. €, un TIR del 24% y un Pay-Back dinámico de 6 años y 3 meses, mientras que con la producción de calcita, se obtuvieron un VAN de 10 mill. €, un TIR del 36% y un Pay-Back dinámico de 4 años y 7 meses, siendo esta segunda la línea de trabajo elegida como más rentable.

## 2. Introducción

### 2.1. Emisiones globales de dióxido de carbono

El dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) es el principal causante del efecto invernadero y el producto resultante por excelencia de los procesos de combustión, siendo por tanto el subproducto de muchas reacciones industriales. La Figura 1, muestra un desglose de las emisiones a la atmósfera de los últimos 28 años [1].

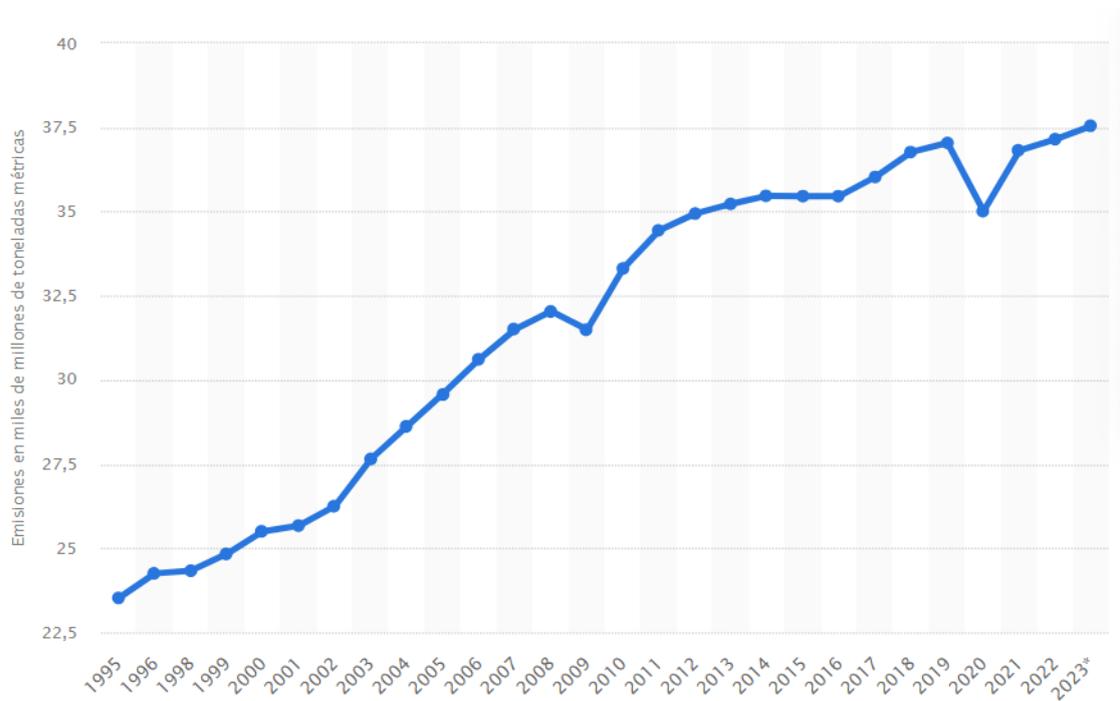


Figura 1. Emisiones de CO<sub>2</sub> a la atmósfera entre los años 1995 y el 2023

Como se puede observar en la Figura 1, el crecimiento sólo se frenó en 2019, y tras comenzar 2020 ya casi ni se había notado esa pausa en la industria global, por lo que se deben buscar alternativas para frenar el constante crecimiento de las emisiones de dióxido de carbono [2].

Estos datos son generales, por lo tanto, engloban emisiones que no son directamente relacionables con la industria química. Del total de emisiones que en 2023 han sido de 37.500 millones de Tm de CO<sub>2</sub>, 32.000 millones de Tm (cerca de un 86%) provienen de la quema de combustibles fósiles para poder producir energía y materiales, mientras que las emisiones CO<sub>2</sub> procedentes de la industria perteneciente al sector agroalimentario son de 3.800 millones (aproximadamente un 10,1% del total), del cual no sólo se incluyen fábricas sino también agricultura e industria cárnica, por lo que a la industria repostera le corresponde una parte todavía menor, 355 millones de Tm (apenas un 1%) [3].

En las últimas décadas, el aumento constante de CO<sub>2</sub> en la atmósfera ha derivado en una tasa de crecimiento anual de  $2,38 \pm 0,11$  ppm/año [4], siendo en 2022 de 420,35 ppm [5]. Este incremento de CO<sub>2</sub> ha derivado en el agujero de la capa de ozono [6] y el deshielo parcial de los polos [7] entre otras consecuencias que hacen notable la necesidad de implementar soluciones para reducir las emisiones globales de CO<sub>2</sub> [8].

## 2.2. Tecnologías de separación del CO<sub>2</sub>

Para poder aprovechar el CO<sub>2</sub>, primero es necesario separarlo del resto de compuestos presentes en la corriente de proceso, lo que facilitará su uso posterior. Hay que tener en cuenta que si se quiere hacer reaccionar el dióxido de carbono, la presencia de otros compuestos podría impedir su transferencia de materia y que dicha reacción no ocurra de manera eficiente. El desarrollo de una tecnología de separación para obtener una corriente de CO<sub>2</sub> con altos grados de pureza y recuperación, requiere optimizar el capital y los costes de operación [9]. Los desafíos técnicos y económicos son tan significativos que hasta ahora no se ha podido desarrollar una fuente de gas con alto contenido en CO<sub>2</sub> [10].

Existen cuatro tecnologías principales de separación de dióxido de carbono, todas compatibles con corrientes que provienen de una post combustión, pero cada una de ellas presentará una serie de ventajas y desventajas que determinarán si es posible su utilización según las características de la corriente de proceso.

- Absorción y desabsorción o stripping
- Adsorción y desorción
- Destilación criogénica
- Separación con membranas

El mundo de la investigación sigue desarrollando tecnologías para ser aplicadas en la industria de forma más económica y práctica. La separación por membranas está cogiendo fuerza debido a los altos grados de pureza derivados de utilizar varias etapas en serie [11], ya que es una tecnología de separación adecuada para obtener CO<sub>2</sub> sin utilizar grandes cantidades de energía, pero hasta ahora sus usos no han pasado de escalas de laboratorio [12]. Por otro lado, estos sistemas de separación se utilizan para separar CH<sub>4</sub>/CO<sub>2</sub> o H<sub>2</sub>/CO<sub>2</sub> en su inmensa mayoría, por lo que en caso de tratar una corriente de proceso que presente más especies, haría que la membrana perdiera eficacia por las posibles interacciones entre las moléculas, dificultando así la solubilidad y la difusividad del gas a lo largo del material del que se compone la membrana [13].

La adsorción es un proceso de separación de CO<sub>2</sub> con resultados que respaldan su aplicación en la industria, siendo muy utilizada para separar CO<sub>2</sub> de corrientes mayormente formadas por gas natural (CH<sub>4</sub>) [14]. Según una revista de investigación, la técnica de adsorción gas-sólido no es adecuada cuando

se tratan grandes cantidades de gases de combustión, a excepción de presentar concentraciones bajas de CO<sub>2</sub>, teniendo que ser menores del 25% en moles, resultando en purezas inferiores al 90%.

En una tecnología de separación de CO<sub>2</sub> como la absorción, la pureza de éste en una corriente de postcombustión es del 99,28% [15]. Este método de absorción utilizando aminas (MDEA) como disolvente y el método de adsorción tienen una tasa de captura de CO<sub>2</sub> del 90% [16]. Se consiguió capturar el 99,99% del CO<sub>2</sub> del gas natural que contenía un 1,5% de impurezas en forma de CO<sub>2</sub> mediante una combinación de la tecnología de adsorción junto con la destilación criogénica [17]. El proceso de absorción es muy habitual para separar el CO<sub>2</sub> de corrientes muy sencillas, únicamente compuestas por gas natural y el propio CO<sub>2</sub>. Existe un estudio en el que se trató de separar el CO<sub>2</sub> de una corriente con más especies a parte del gas natural, derivando en resultados muy desfavorables de pureza (42,7%) con respecto a otros estudios donde la corriente de proceso está compuesta por gas natural y CO<sub>2</sub> [18].

La destilación criogénica consigue separar el CO<sub>2</sub> por condensación, y debido a la gran diferencia de temperaturas de ebullición entre el CO<sub>2</sub> y el resto de especies de la corriente de proceso, se hace posible su separación con grados de pureza y recuperación de hasta el 98,4% y 95,3% respectivamente [10]. La tecnología de separación de CO<sub>2</sub> mediante destilación criogénica es preferible económicamente debido al gran potencial de corrosión de CO<sub>2</sub>. Además, esta tecnología consigue reducir el CO<sub>2</sub> de la fase gaseosa a la fase líquida, valorizando el producto al disminuir la temperatura por debajo de -200°C mediante un sistema de refrigeración [19]. El principal beneficio de este método es poder generar el CO<sub>2</sub> en estado líquido, facilitando su transporte hasta lugares de almacenamiento o utilización. Otra ventaja es que no se utilizan disolventes ya que esto aumenta el coste del procedimiento para la separación del CO<sub>2</sub> [20]. Sin embargo, el método de separación por destilación criogénica es una tecnología que sólo es viable cuando se realiza previamente una retirada de la humedad de la corriente a tratar [21]. También es muy demandante en cuanto a la energía adicional que supone la compresión de la corriente de entrada para adaptarla a las condiciones de operación de la columna de destilación, junto con la inversión inicial de los equipos [22].

Según investigaciones anteriores, con la absorción y la adsorción el CO<sub>2</sub> separado es menor del 20% en corrientes de postcombustión. Las investigaciones sobre la destilación criogénica para la separación de CO<sub>2</sub> aporta resultados prometedores, siendo necesario estudiar la configuración del proceso, la recuperación y pureza del CO<sub>2</sub> y los requisitos energéticos del sistema [10].

La Tabla 1 resume las ventajas y desventajas de estos cuatro modos de separación del CO<sub>2</sub> que se van a estudiar.

Tabla 1. Tecnologías de separación, ventajas y desventajas.

Proceso	Ventajas	Desventajas
Absorción química y stripping	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Pureza del producto alta</li> <li>- Gestión eficaz del calor</li> <li>- Grado de recuperación alto</li> <li>- Tecnología fiable</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Equipos de gran tamaño</li> <li>- Alta penalización energética debida a la regeneración</li> <li>- Pérdida del disolvente seguida de contaminación</li> <li>- Corrosión y toxicidad</li> </ul>
Adsorción y desorción	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Operación simple</li> <li>- Aguanta altas presiones</li> <li>- Valores altos de selectividad</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Baja recuperación y pureza de CO<sub>2</sub></li> <li>- Adsorbentes disponibles algo limitados</li> <li>- Penalización por alta energía para la regeneración del sorbente</li> </ul>
Destilación criogénica	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Buena separación para grandes cantidades de CO<sub>2</sub></li> <li>- Alta concentración de CO<sub>2</sub></li> <li>- Separación combinada con CO<sub>2</sub> disuelto en agua (H<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>)</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Consumo de energía excesivo</li> <li>- Proceso complejo</li> <li>- Necesidad de equipos y materiales de alta calidad</li> </ul>
Separación por membrana	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Tamaño reducido</li> <li>- Sin aditivos químicos</li> <li>- Sin piezas móviles</li> <li>- Capital a emplear bajo</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Pureza moderada del producto</li> <li>- Posibilidad de necesitar varias etapas para una alta recuperación de CO<sub>2</sub></li> </ul>

Las características más importantes del CO<sub>2</sub> resultante, independientemente de la tecnología que se utilice, son la recuperación y la pureza del CO<sub>2</sub> que se consiga en cada una de ellas.

### 2.3. Valorización del CO<sub>2</sub>

Una vez capturado el dióxido de carbono, se va a valorizar produciendo un producto de interés para el mercado.

En la industria hay una infinidad de posibilidades para provechar el CO<sub>2</sub>. Entre ellas se encuentran principalmente, la producción de carbón activo como relleno de las columnas de adsorción, la síntesis de metanol mediante la hidrogenación del dióxido de carbono a través de catalizadores, transformarlo en compuestos gasificantes que se utilizan en la industria repostera, en caso de no tener un uso específico existe la posibilidad de almacenar el propio CO<sub>2</sub>, también sería posible la producción de diversos carbonatos de interés comercial, o incluso realizar directamente su reacción con alguna materia prima de fácil acceso que reaccione rápidamente con el dióxido de carbono para posteriormente vender el producto resultante. En función de la alternativa elegida, será necesaria una tecnología de separación diferente.

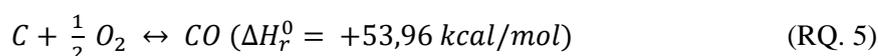
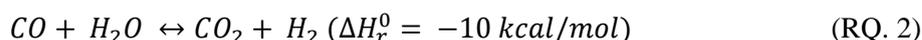
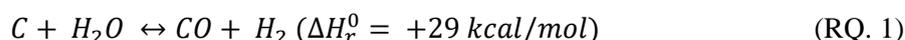
### 2.3.1. Obtención de carbón activo

El carbón activo posee una estructura microcristalina que recuerda en cierta medida a la del grafito, que da lugar a una distribución de tamaño de poro muy ordenada, clasificada por tamaño de poro, lo que lo hace muy útil y tiene un sinfín de aplicaciones, como la extracción de metales, purificación de agua potable, en medicina y veterinaria se utiliza para casos de intoxicación, filtros de purificación y en controladores de emisiones de automóviles (catalizadores) [23].

En caso de producir carbón activo, se puede utilizar como relleno de columnas de adsorción, pero éste se encuentra algo desplazado del mercado debido a la aparición de las zeolitas y los MOFs. Cabe destacar que de las dos formas que hay de producirlo, la activación física y la química, en ambas, la energía y los materiales necesarios para producirlos a base de CO<sub>2</sub> son a priori bastante exigentes [24].

La activación física comprende dos pasos:

- Pirólisis o carbonatación, que consiste en una calefacción a 400-700°C en atmósfera inerte de nitrógeno o helio generalmente, para romper las uniones entre los átomos de carbono [25] y así recombinar la estructura irregular del grafito creando anillos aromáticos para formar planos grafiticos.
- Activación o gasificación, que consiste en un tratamiento oxidante a 800-110°C en presencia de agentes oxidantes como vapor de agua, CO<sub>2</sub>, aire, o una combinación de los mismos, desarrollando la porosidad del material.



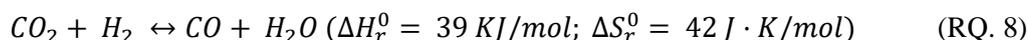
Por otra parte, la activación química consiste en la reacción del sólido precursor del carbón activo y el agente químico activante, cuya extensión de la reacción lo determinará la concentración de los reactivos, la temperatura y el tiempo de reacción [26]. Los más empleados son ZnCl<sub>2</sub>, H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>, y KOH.

### 2.3.2. Obtención de metanol

Por otro lado, la síntesis de metanol supondría la hidrogenación del dióxido de carbono para producir el metanol y agua. Hay que destacar que el hidrógeno a día de hoy es una de las especies con capacidad detonante que más está abarcando en estudios para producir energía, por lo que un proceso en el que el hidrógeno sea parte de los reactivos y no de los productos, no es lo más adecuado económicamente [27].



A pesar de ser una reacción sencilla, no será la única presente en un reactor donde ocurra este proceso, ya que si no se separa correctamente el CO<sub>2</sub> del CO se crearán más equilibrios de reacción [28].

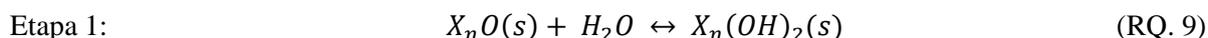


El metanol tiene una variedad de usos bastante amplia. Puede servir como disolvente industrial, anticongelante en vehículos o tuberías de plantas químicas, solvente de resinas, pegamentos y tintas, e incluso es muy utilizado en plantas de tratamiento de aguas industriales para purificar el agua [29].

### 2.3.3. Obtención de carbonatos

La producción de carbonatos puede abrir muchas puertas para dar salida al producto final de un proceso. Cualquier metal con valencia +1 o +2 forma un carbonato a partir de su óxido metálico si se le hace reaccionar con dióxido de carbono. Los ejemplos más claros son los del magnesio (Mg<sup>2+</sup>), hierro (Fe<sup>2+</sup>), potasio (K<sup>+</sup>), calcio (Ca<sup>2+</sup>), sodio (Na<sup>2+</sup>), litio (Li<sup>+</sup>), entre otros más [30].

Hay una gran cantidad de óxidos metálicos de valencia +1 y +2 que cuando se ponen en contacto con dióxido de carbono en disolución acuosa, forman un hidróxido con el agua como reacción intermedia, e inmediatamente se produce la sal conjugada de dicha base, un carbonato.



Donde X es el metal y n será igual a 1 si el metal es de valencia +2, o será igual a 2 si el metal es de valencia +1.

Consiguiendo una buena transferencia de materia entre el agua y el dióxido de carbono para que éste se adsorba al agua y así formar ácido carbónico, el siguiente paso para hacer reaccionar el CO<sub>2</sub> en disolución acuosa dependería de lo favorecida que esté la cinética para formar dicho compuesto, por lo que hay una amplia variedad de productos en esta línea de trabajo. Aun así, cuanto mejor sea la separación previa del CO<sub>2</sub>, menos impedido tendrá su contacto con el agua, y mayor será el rendimiento de la reacción, es decir, la conversión del óxido metálico.

En caso de producirse algún carbonato para uso alimenticio, se exigiría conseguir unos resultados previos de pureza de CO<sub>2</sub> muy acotados, ya que en el propio sector alimentario es necesario pasar un control de requisitos de composición de las especies presentes. Es el caso del gasificante (NaHCO<sub>3</sub>) [31].

#### 2.3.3.1. Obtención de gasificante

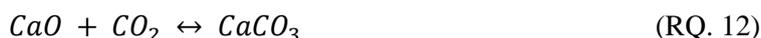
EL gasificante (NaHCO<sub>3</sub>) es un compuesto cuya demanda está aumentando, ya que se utiliza en pastas de dientes, desodorantes, mascarillas, espumas y geles limpiadores faciales y polvos cosméticos [32].



La forma de producir el gasificante sería revirtiendo la reacción, es decir, partir de CO<sub>2</sub>, agua y carbonato sódico (Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>) para producir este gasificante. Se espera que el mercado global del gasificante crezca de 2.230,95 millones de dólares en 2022 a 3.401,55 millones de dólares en 2031 [33], con un crecimiento a una tasa compuesta anual del 4,8 % de 2022 a 2031 [32]. Las dos industrias que abarcan por completo este mercado son la farmacéutica, con un crecimiento anual de sus ventas del 8% [34], y la alimentaria, con un crecimiento anual en ventas del 6,43% [35].

#### 2.3.3.2. Obtención de calcita

La calcita (CaCO<sub>3</sub>), también conocida como carbonato sódico, es un compuesto con una variedad de usos muy amplia, entre los que se encuentran la producción de cemento, vidrio, pinturas, cosméticos, medicamentos e incluso la cerámica.



Una de las ventajas de valorizar el CO<sub>2</sub> produciendo este carbonato, en cuanto a su reacción química, es la facilidad que tiene su base conjugada, el óxido de calcio (CaO), para formar el carbonato cálcico en presencia de CO<sub>2</sub> [36]. Otra ventaja, en lo que corresponde a lo económico, es el aumento de la demanda que está experimentando este compuesto en los últimos años. Se prevé que desde 2024 hasta 2029, el precio del carbonato cálcico aumente un 9% anualmente [37], ya que el aumento del precio del carbonato cálcico se debe al crecimiento de industria que lo utiliza como materia prima, entre la que se encuentra principalmente la industria farmacéutica, utilizando el 12,06% del carbonato que se produce mundialmente [38], seguido por la industria de la construcción que utiliza el 2,51% [39].

### 3. Objetivos

El objetivo principal de este Trabajo Fin de Grado se basa en valorizar el dióxido de carbono emitido por una fábrica de repostería industrial para la obtención de productos que pueden resultar de especial interés, como son el agente gasificante usado como materia prima en el propio proceso de fabricación de productos de este tipo de industria o para la obtención de calcita, que sería vendida para obtener retorno económico. Para conseguir este objetivo principal, será necesario cumplir una serie de objetivos más específicos enumerados a continuación:

1. Simulación y optimización del sistema correspondiente a la tecnología de separación elegida (destilación criogénica) para obtener un grado de separación del dióxido de carbono con las siguientes características:
  - Recuperación ( $R_{CO_2}$ ) del 99%.
  - Pureza ( $X_{CO_2}$ ) del 99,9%.
2. Estudio de viabilidad técnica para producir agente gasificante ( $NaHCO_3$ ) a partir del  $CO_2$  recuperado.
3. Estudio de viabilidad técnica para valorizar el  $CO_2$  en  $CaCO_3$  para ser vendido a otras industrias.
4. Estudio y evaluación económica de cada línea de trabajo, determinando su VAN, TIR y Pay-Back dinámico, para determinar cuál de las dos es más rentable según estos resultados.

## 4. Solución Técnica

En este trabajo fin de grado se van a valorar distintas alternativas de separación y valorización de CO<sub>2</sub>, en concreto para una empresa de repostería industrial que se describirá a continuación. A pesar de no estar entre las industrias que más influyen negativamente en el cambio climático, es un pequeño paso hacia la reducción de las emisiones contaminantes a la atmósfera, promoviendo una política de mínimas emisiones que poco a poco será posible desarrollar en otros sectores industriales que aportan una cantidad de contaminantes más significativa. Las emisiones a tratar no se componen únicamente de CO<sub>2</sub>, existe la presencia también de CO, NO<sub>x</sub>, SO<sub>2</sub> y por supuesto H<sub>2</sub>O, O<sub>2</sub> y N<sub>2</sub> dado que proviene de chimeneas de hornos, por lo que para obtener un uso eficiente del dióxido de carbono será necesario separarlo.

### 4.1. Repostería Industrial Codan S.A.

El proyecto que se va a presentar ha sido realizado específicamente para la planta de repostería industrial Codan S.A. La información de los gases de salida de las chimeneas ha sido directamente aportada por la dirección de la fábrica, y el conjunto de todas ellas se corresponde con la corriente de proceso que se va a tratar en la simulación (Tabla 2).

Codan S.A. es una fábrica de dulces y pasteles que se mantiene activa desde 1961, cuando la “Familia de la Torre” fundó la empresa [40]. Está ubicada en Arganda del Rey, Madrid, como se puede observar en la Figura 2.

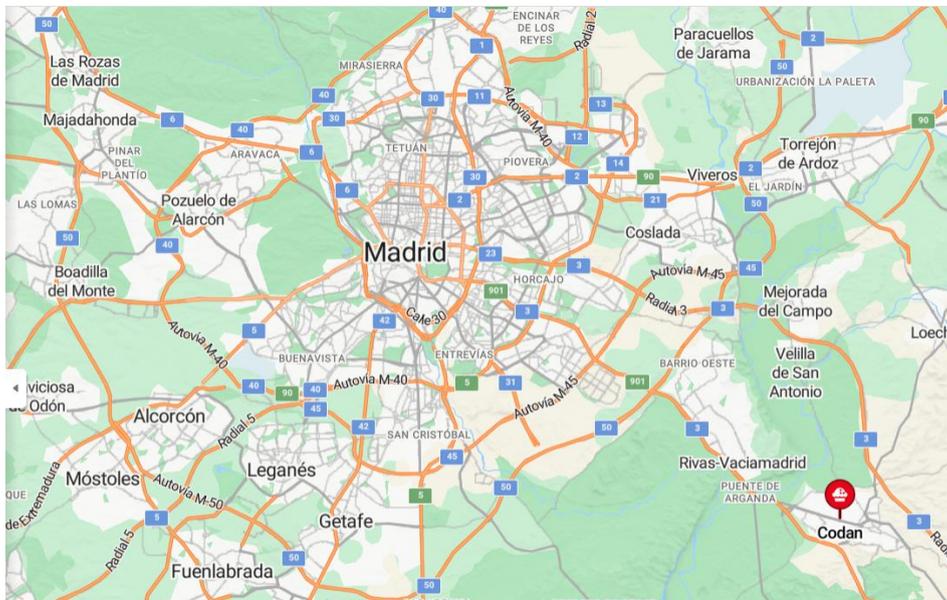


Figura 2. Ubicación de la planta de repostería industrial Codan S.A.

Para conseguir los productos que la empresa vende y exporta, hacen uso de hornos industriales de los cuáles, en este trabajo fin de grado, se pretende aprovechar al máximo el dióxido de carbono resultante de la combustión producida dentro de éstos.

## 4.2. Emisiones de la repostería

Las emisiones proporcionadas por la fábrica están compuestas fundamentalmente de aire y CO<sub>2</sub>, además de otros compuestos en menor proporción. Cada horno industrial de la repostería tiene su chimenea correspondiente por la que se emiten los gases resultantes de la combustión, y estas chimeneas se van a denominar ‘Focos’, seguidos de un número para poder ordenarlos correctamente. En total son once focos, y para calcular las emisiones totales se introdujeron en Aspen Plus las once corrientes con los datos de temperatura, presión y caudales másicos de cada especie presente de todos los focos. En la Tabla 2 se recogen los datos del conjunto de todos los focos. También se adjunta en el Anexo I la Tabla 21 que es el conjunto de tablas con los datos individuales de las once chimeneas.

Tabla 2. Caudales másicos y características de la corriente de proceso.

CORRIENTE DE PROCESO				
PROPIEDADES		COMPUESTOS (kg/h)		% masa
T (°C)	210,4	CO <sub>2</sub>	549,86	4,36%
T (K)	483,4	CO	1,171	0,01%
P (kPa)	101,7	O <sub>2</sub>	2437,434	19,33%
P (bar)	1,017	N <sub>2</sub>	9169,394	72,72%
m seco (m <sup>3</sup> /h)	8221,7	H <sub>2</sub> O	449,885	3,57%
m total (m <sup>3</sup> /h)	14882,0	SO <sub>2</sub>	0,187	0,00%
		NO	0,445	0,00%
		NO <sub>2</sub>	0,082	0,00%

Para evaluar este sistema, Aspen Plus va a calcular las interacciones entre las especies añadidas en la simulación, y así conocer si los cálculos que el programa hará más adelante cuando se le añadan más equipos serán correctos. El primer modelo que se va a probar es el SRK. La página de las propiedades resalta un *Warning* avisando de que al utilizar un sistema con agua se debe seleccionar el *Free-water method* correcto, que será el *STEAMNBS*. Una vez realizado el cambio, en la página de la simulación aparece otro *Warning* indicando que los parámetros binarios NRTL son nulos para todos los compuestos y los resultados no van a ser tan precisos. Los resultados de la corriente de proceso se recogen en la Tabla 2.

Para comprobar si los resultados son correctos, se cambia el modelo termodinámico seleccionando el NRTL, y los resultados son exactamente iguales, pero el *Warning* no desaparece, y además indica que debido a las interacciones binarias entre algunas especies, se debe seleccionar la estimación mediante el método UNIQUAC. Una vez hecho todo esto, la simulación está libre de errores y avisos. Como se ha comprobado que tanto con SRK, NRTL y UNIQUAC los resultados en la corriente de proceso son iguales, se verifica que se aportan resultados fiables con el método seleccionado SRK, con *Free-water method* y utilizando UNIQUAC como submétodo para las interacciones binarias.

Según los compuestos de la corriente de proceso (Tabla 2) se observa la posibilidad de que se formen nuevos productos como lo son el trióxido de azufre (SO<sub>3</sub>) [41], ácido nítrico (HNO<sub>3</sub>) [42] o incluso que se forme más cantidad de dióxido de nitrógeno (NO<sub>2</sub>) [43]. Todas estas alternativas se han estudiado por separado evaluando las condiciones a las que sería necesario operar para que se den lugar, y teniendo en cuenta los resultados de las simulaciones en base a la cinética en cada caso encontrada en bibliografía sobre sus reacciones, no hay pruebas suficientes para suponer que a las condiciones en las que se va a trabajar, las concentraciones de estos compuestos vayan a variar.

### 4.3. Diagrama de proceso

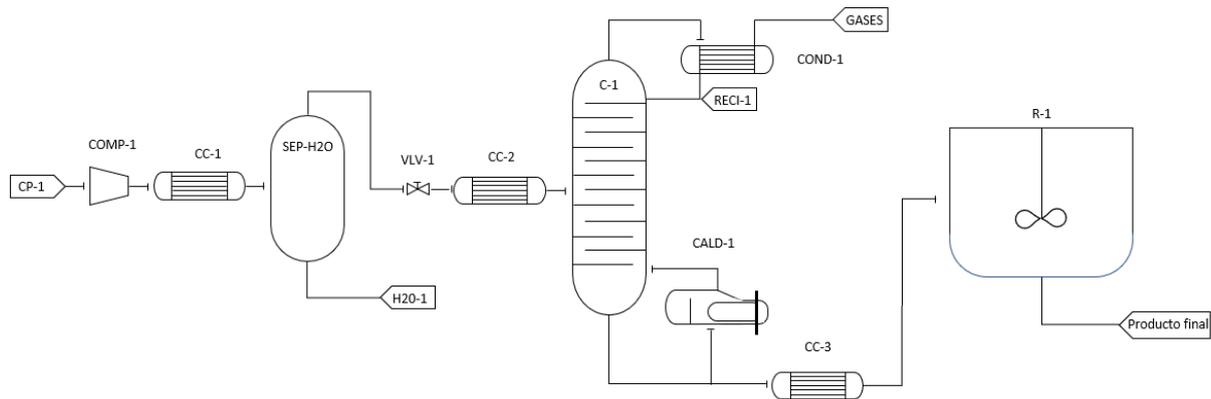


Figura 3. Diagrama de proceso

La corriente de proceso se llevará al separador de agua (SEP-H2O), donde operará a 7°C y 40 bar, condiciones a las que se llega con el compresor (COMP-1) y el cambiador de calor (CC-1). Por la corriente de salida de líquidos saldrá el agua (H2O-1), y los gases se llevarán a la columna (C-1) tras haber disminuido su presión con una válvula (VLV-1) y adecuado su temperatura con un cambiador de calor (CC-2). El condensador (COND-1) será parcial y se ocupará de liberar los gases que no interesan (GASES) mientras recircula en estado líquido parte del destilado (RECI-1). La caldera (CALD-1) sacará el CO<sub>2</sub> en estado líquido recirculando parte de éste, y el cambiador de calor (CC-3) llevará la corriente a la temperatura de operación del reactor (R-1). No será necesario instalar una bomba después de la caldera, ya que la presión de salida de la columna será mayor que la presión de operación del reactor. Una vez obtenida la corriente final, se instalarán los equipos de filtración y separación necesarios para obtener el producto final puro.

#### 4.4. Producción de gasificante

El gasificante (NaHCO<sub>3</sub>) es un compuesto de gran interés para la propia repostería debido a que se utiliza para hornear [44]. Su finalidad es aumentar el volumen de los alimentos en el proceso de horneado, lo que se consigue gracias a que el CO<sub>2</sub> que contiene el carbonato se disocia a altas temperaturas, [46]. Producir un compuesto de este tipo supondría conseguir un consumo interno del producto final del trabajo, derivando en un ahorro por parte de la empresa en función de la cantidad que pueda producirse, sin olvidar que se estarían utilizando parte de las emisiones de CO<sub>2</sub> en vez de emitir las directamente a la atmósfera.

La corriente final estará compuesta por NaHCO<sub>3</sub>, Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> y agua, por lo que para obtener el gasificante puro se separaría con un filtro que deje pasar el Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> y el agua, y retenga el NaHCO<sub>3</sub> en función de su tamaño de partícula (PS). Esto se podrá llevar a cabo ya que el NaHCO<sub>3</sub> se produce en forma de cristales (PS = 10-20 µm), mientras que el Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> estará en polvo (PS < 0,1 µm) [46], por lo que con un filtro separador por tamaño de partícula se obtendría el gasificante y el carbonato por separado.

La corriente de CO<sub>2</sub> resultante debe cumplir con unos estándares obligatorios para poder ser utilizada en la producción de un compuesto que va a ser empleado para alimentos. Esa serie de requisitos son indispensables, puesto que el CO<sub>2</sub> proviene de una corriente con una serie de especies contaminantes que pueden ser muy perjudiciales para la salud. La Tabla 3 muestra las concentraciones permitidas por la norma de la Asociación Europea de Gases Industriales (EIGA) para la composición CO<sub>2</sub> en alimentos y bebidas [31].

Tabla 3. Requisitos de concentración de las especies presentes en una corriente de dióxido de carbono con finalidad de ser utilizada para alimentos y bebidas

Compuesto	Concentración
Dióxido de carbono (CO <sub>2</sub> )	99,9% (peso)
Humedad	20,0 ppm (peso)
Amoníaco	2,5 ppm (volumen)
Oxígeno (O <sub>2</sub> )	30,0 ppm (volumen)
Monóxido de carbono (CO)	10,0 ppm (volumen)
Óxidos de nitrógeno (NO, NO <sub>2</sub> )	2,5 ppm (volumen) (cada uno)
Fosfina	0,3 (volumen)
Benceno	0,02 (volumen)
Metanol	10,0 ppm (volumen)
Cianuro de hidrógeno	0,5 ppm (volumen)
Aceite y grasas	5,0 ppm (peso)
Hidrocarburos volátiles	50,0 ppm (volumen) con 20,0 ppm pesados HCs y CH <sub>4</sub>
Acetaldehído	0,02 ppm (volumen)
Partículas	10,0 ppm (peso)
Sulfatos (SO <sub>2</sub> )	0,1 ppm (volumen)

En la etapa de separación se tratará de obtener el CO<sub>2</sub> con una pureza de las especies presentes en la corriente resultante ya fijada. La valorización constará de un reactor que se optimizará para hacer

reaccionar la mayor cantidad de CO<sub>2</sub> posible. Finalmente, se evaluará la viabilidad económica de esta línea de trabajo.

#### 4.4.1. Separación de CO<sub>2</sub>

Como se ha mencionado previamente [10], y en función de las características de la corriente (Tabla 2), la destilación criogénica es la tecnología más adecuada para alcanzar los requisitos de pureza necesarios si el CO<sub>2</sub> se va a utilizar para alimentos [31]. La funcionalidad de la destilación criogénica se va a determinar mediante una columna de destilación, donde se tratará de separar el dióxido de carbono del resto de especies. En la Tabla 4 se muestran las temperaturas de ebullición de los compuestos.

Tabla 4. Temperaturas de ebullición de las especies presentes en la corriente de proceso

Componente	T ebullición (°C)
H <sub>2</sub> O	100,00
NO <sub>2</sub>	21,20
SO <sub>2</sub>	-10,00
CO <sub>2</sub>	-78,45
NO	-152,00
O <sub>2</sub>	-182,96
CO	-192,00
N <sub>2</sub>	-195,81

Se introduce inicialmente un separador simple que opere a 25°C y 1 bar, para así eliminar el agua del resto de gases, ya que es necesario retirar la humedad de la corriente de alimento antes de ser introducida en la columna de destilación criogénica, [21]. La forma de separarlo será trabajando a unas condiciones de presión y temperatura con las que el agua salga en estado líquido y el resto de especies en estado gaseoso. A 25°C y 1 bar se alcanza una separación del 60% del agua, sin perderse CO<sub>2</sub>. Al aumentar la temperatura, se observa cómo se va evaporando el agua y sale por la corriente de gases, por lo que se debe trabajar a una temperatura lo suficientemente baja como para que no se evapore, pero tampoco demasiado baja ya que existe riesgo de congelación.

Según la simulación, a 25°C y 1 bar el 60% del agua se separa en estado líquido, y bajando hasta 10°C y 1 bar sale un 85% de agua por la corriente líquida, lo que verifica que, para una presión dada, la disminución de la temperatura hace que haya mayor fracción de agua en estado líquido. Por otra parte, manteniendo a 25°C el separador y aumentando la presión hasta 10 bar, se separa un 95%, un 35% más que a 1 bar, lo que indica que, para una temperatura dada, un incremento de presión mejora la separación entre la fracción de las especies en estado líquido (en este caso es agua en su totalidad) y la fracción de las especies en estado gaseoso (el resto de especies más una ínfima porción de agua). Esto ocurre según la ecuación de Antoine [47]:

$$\log_{10}(P) = A - \frac{B}{T+C} \quad (\text{Ec. 1})$$

Despejando para el agua, con  $T_b$  (temperatura de ebullición en K) y  $P$  (presión de vapor en Pa):

$$A = 233,426 \quad B = 1730,63 \quad C = 8,07131$$

$$T_b = [1730,63 / (8,07131 - \log_{10}(P))] - 233,426 \quad (\text{Ec. 2})$$

Al incrementarse la presión de un sistema, la temperatura de ebullición de las especies aumenta, por lo que para que aumente su fracción de vapor, será necesario aumentar todavía más la temperatura. En este caso, para separar el agua es necesario que se mantenga en estado líquido y que el resto de especies sigan en estado gaseoso, por lo que partiendo de un sistema a 25°C y 1 bar, se deberá aumentar la presión y disminuir la temperatura. Siguiendo estas directrices, se consiguió una separación del 99,59% del agua a unas condiciones de 7°C y 40 bar (por separación se entiende como la cantidad de agua que sale por la corriente líquida entre la cantidad de agua que entra al separador, expresada en porcentaje). A continuación, la Figura 4 muestra la influencia de la presión en el grado de separación del agua.

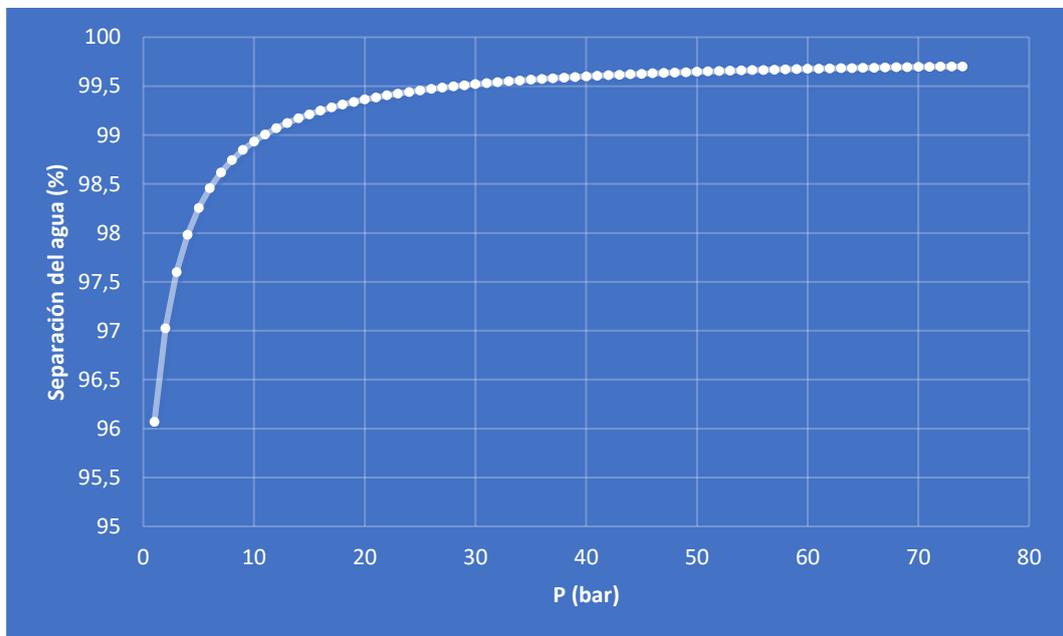


Figura 4. Gráfica del grado de separación del agua con respecto a la presión de operación del separador simple

Aumentando la presión se obtienen mejores resultados, pero no saldría rentable utilizar equipos tan caros para lo poco que se mejora el proceso de separación del agua (a 200 bar se separa el 99,74% del agua, sólo un 0,15% mejor que a 40 bar). En la Figura 4 se observa como a partir de los 50 bar la separación del agua aumenta muy despacio al incrementar la presión de operación. La fracción de agua que queda todavía en la corriente de CO<sub>2</sub> es ínfima (0,41% de los 450 kg/h que entran), por lo que se eliminaría mediante un filtro adsorbente de agua a modo de desecante. En Aspen Plus será un equipo separador que elimine el agua seleccionando la *Split fraction* que debe salir por cada corriente, eliminándose así por completo la humedad de la corriente antes de que entre a la columna. Una vez separado el agua, al entrar la corriente de gases resultante en la columna deberá encontrarse a las condiciones de temperatura y presión del plato en el que se alimenta, que se alcanzarán con un intercambiador de calor y cuyas

condiciones se determinarán en función del diseño de la propia columna de destilación. Para ello, primero se comprueba que en la mezcla no existen azeótropos, o de lo contrario esta tecnología de separación será inviable. Dado que la separación criogénica de CO<sub>2</sub>/N<sub>2</sub> suele llevarse a cabo llegando hasta los 15 bar [48], se tratará de hallar azeótropos de todas las mezclas binarias de las especies presentes en la corriente en un rango de presiones desde 1 hasta 15 bar. Se han encontrado cinco azeótropos, todos ellos a 1 bar de presión: CO<sub>2</sub>/O<sub>2</sub> (-90°C), CO/NO<sub>2</sub> (-200°C), O<sub>2</sub>/SO<sub>2</sub> (0°C), O<sub>2</sub>/NO<sub>2</sub> (-190°C) Y N<sub>2</sub>/NO<sub>2</sub> (-205°C), por lo que para poder realizar la destilación será necesario trabajar al menos a 2 bar.

El objetivo principal de esta separación es conseguir los requisitos de composición fijados para corrientes de uso alimentario [31], de los cuales el principal será obtener una pureza de CO<sub>2</sub> del 99,9% por la corriente de residuo. Para simular la columna de destilación se comenzó con los siguientes datos de partida:

- **Número de etapas: 5.** Al ser tan alta la diferencia entre la temperatura de ebullición del que será el clave pesado (CO<sub>2</sub>) y el clave ligero (NO), será una separación sencilla en cuanto al número de etapas, y por mucho que se eleve esta variable, la separación no se verá mejorada.
- **Condensador parcial y caldera tipo Kettle:** los gases que salgan por el destilado no será necesario obtenerlos en estado líquido, ya que se enviarán directamente a la atmósfera, pero si será necesario recircular cierta cantidad a la columna (razón de reflujo).
- **Razón de reflujo: 0,5.** La razón de reflujo (*Reflux Ratio*) hace referencia al caudal que se recircula a la columna entre el que sale como destilado, y se fija en 0,5 inicialmente para que no sea ni muy bajo ni muy elevado, ya que se moverá siempre entre 0 y 1.
- **Razón del destilado: 0,95.** La razón del destilado (*Distillate to feed ratio*) hace referencia al caudal que sale por el destilado entre el caudal de alimento a la columna, y se fijará en 0,95. Esto se debe a que el CO<sub>2</sub> compone casi el 5% en masa de la corriente de alimento, y dado que se quiere obtener el CO<sub>2</sub> con una pureza del 99,9% por la corriente de residuo, deberá salir el resto de la corriente de alimento por el destilado, es decir, un 95% de la corriente de alimento. Por tanto,  $Distillate\ to\ feed\ ratio = 95\% / 100\% = 0,95$ .
- **Presión en el condensador: 2 bar.** Debido a la presencia de azeótropos a 1 bar, es necesario operar por encima de dicha presión. Según la presión de operación que determine los mejores resultados, se determinará la presión de la corriente de alimento a la columna. También se consideró una caída de presión en la columna de 0,5 [48].
- **Altura de la corriente de alimento: 2.** Al ser el número de etapas inicial de 5 (destilado piso 1 y residuo piso 5), se opta por introducir la corriente de alimento sobre el piso número 2, ya que si se alimenta más abajo, existe riesgo de que los pisos inferiores se sequen. Esta variable debe ser la última en fijarse, ya que vendrá determinada por la presión de operación de la columna. Se considerará un cambio de presión de 0,1 por etapa [49].

Una vez fijadas las variables que necesita la columna para comenzar la simulación, se obtiene los siguientes resultados de las corrientes, que se muestran en la Tabla 5, donde todos los caudales son máscicos y están expresados en kg/h.

Tabla 5. Condiciones iniciales de operación y resultados de la columna

	Entrada	Destilado	Residuo
T (°C)	-179,79	-185,33	-151,76
P (bar)	2,13	2,00	2,50
Caudal (kg/h)			
CO <sub>2</sub>	549,80	0,02	549,78
CO	1,17	1,17	5,00E-05
O <sub>2</sub>	2437,43	2380,00	57,43
N <sub>2</sub>	9169,39	9169,36	0,03
H <sub>2</sub> O	0,00	0,00E+00	0,00
SO <sub>2</sub>	0,19	9,41E-10	0,19
NO	0,44	0,01	0,44
NO <sub>2</sub>	0,05	1,77E-13	0,05
Total (kg/h)	12158,48	11550,56	607,92

A continuación, se realizará una optimización de las variables que determinan la eficacia de la columna de destilación criogénica. Esta eficacia se determinará mediante la pureza y recuperación de CO<sub>2</sub> que se consiga optimizando la columna.

- **Número de etapas:**

Primero se va a evaluar la influencia del número de etapas de la columna de destilación. Para ello, se variará desde 5 hasta 10 etapas, observando las siguientes variables: caudal de CO<sub>2</sub> que saldrá por el residuo (kg/h) y el caudal total de residuo (kg/h). Se mostrará de esta manera para ver también si alguno de los otros compuestos sale por el residuo en vez de por el destilado, ya que, si se evalúa únicamente la cantidad de CO<sub>2</sub> que sale por el destilado, no se apreciaría la pureza, que se calcula haciendo la división entre el caudal de CO<sub>2</sub> que sale por el residuo entre el caudal total del residuo.

Tabla 6. Influencia del número de etapas en los kg/h de CO<sub>2</sub> que salen por el residuo, el caudal total de residuo en kg/h y la X<sub>CO2</sub> por la corriente de residuo

Nº de etapas	Caudal de CO <sub>2</sub> (kg/h)	Caudal Total (kg/h)	X <sub>CO2</sub>
5	549,78	609,62	90,18%
6	549,78	609,62	90,18%
7	549,78	609,62	90,18%
8	549,78	609,62	90,18%
9	549,78	609,62	90,18%
10	549,78	609,62	90,18%

Como se puede observar en la Tabla 6, el número de etapas no influye en la separación. Esto se debe a que al haber una diferencia tan grande entre la temperatura de ebullición del CO<sub>2</sub> y los compuestos más ligeros (tabla 3) no son necesarios tantos pisos para aumentar el contacto entre las fases L-V que se forman en la columna. Por tanto, se escoge trabajar con **5 etapas**, es decir, 3 pisos, un condensador parcial y la caldera, ya que Aspen Plus toma estos dos equipos como etapas.

- **Razón de reflujo (Reflux ratio):**

Una vez determinados los pisos de la columna, se evalúa la influencia de la razón de reflujo. Para ello se variará desde 0,1 hasta 0,9 con intervalos de 0,1. Tal y como se muestra en la Tabla 7.

*Tabla 7. Influencia de la razón de reflujo en los kg/h de CO<sub>2</sub> que salen por el residuo, el caudal total de residuo en kg/h y la X<sub>CO2</sub> por la corriente de residuo*

Razón de Reflujo	Caudal de CO <sub>2</sub> (kg/h)	Caudal Total (kg/h)	X <sub>CO2</sub>
0,1	549,799	609,618	90,19%
0,2	549,790	609,619	90,19%
0,3	549,785	609,619	90,19%
0,4	549,783	609,619	90,18%
0,5	549,783	609,619	90,18%
0,6	549,784	609,619	90,18%
0,7	549,785	609,619	90,19%
0,8	549,786	609,619	90,19%
0,9	549,787	609,619	90,19%

Como se puede observar en la Tabla 7, la razón de reflujo influye ligeramente en la separación, bajando 0,012 kg/h al aumentar desde 0,1 hasta 0,9. Esta variación no se considera suficiente como para estudiar más a fondo su influencia. Esto se puede deber de nuevo a la gran diferencia entre las temperaturas de ebullición entre los compuestos, y que al ser tan sencilla su separación, no se necesiten caudales más elevados para crear mayor un contacto entre las fases L-V. Tampoco se consideran valores inferiores a 0,1 ya que al trabajar a una razón de reflujo por debajo de 0,06, el flujo en la columna acaba siendo nulo, ya que se estaría retirando más cantidad de caudal de la columna del que entra por la recirculación. Por tanto, se escoge trabajar a una **razón de reflujo de 0,1**.

- **Razón del destilado entre el alimento (Distillate to feed ratio o D:F):**

A continuación, se evaluará la influencia de la razón que hay entre el caudal de destilado y el caudal de alimento a la columna. Para ello, se variará su valor desde 0,7 hasta 0,99, mostrando los resultados en la Tabla 8.

*Tabla 8. Influencia del Distillate to feed Ratio en los kg/h de CO<sub>2</sub> que salen por el residuo, el caudal total de residuo en kg/h y la X<sub>CO2</sub> por la corriente de residuo*

D-FR	Caudal de CO <sub>2</sub> (kg/h)	Caudal Total (kg/h)	X <sub>CO2</sub>
0,70	549,784	3657,712	15,03%
0,71	549,785	3535,789	15,55%
0,72	549,787	3413,866	16,10%
0,73	549,790	3291,944	16,70%
0,74	549,793	3170,023	17,34%
0,75	549,799	3048,102	18,04%
0,76	549,807	2926,183	18,79%
0,77	549,818	2804,265	19,61%
0,78	549,834	2682,349	20,50%
0,79	549,856	2560,435	21,48%
0,80	549,874	2438,518	22,55%
0,81	549,864	2316,588	23,74%
0,82	549,784	2194,627	25,05%
0,83	549,783	2072,703	26,52%
0,84	549,782	1950,779	28,18%
0,85	549,780	1828,855	30,06%
0,86	549,779	1706,931	32,21%
0,87	549,778	1585,007	34,69%
0,88	549,778	1463,083	37,58%
0,89	549,782	1341,161	40,99%
0,90	549,770	1219,234	45,09%
0,91	549,799	1094,264	50,24%
0,92	549,799	972,679	56,52%
0,93	549,799	851,094	64,60%
0,94	549,799	729,509	75,37%
0,95	549,798	607,924	90,44%
0,96	486,098	486,339	99,95%
0,97	364,514	364,755	99,93%
0,98	242,929	243,170	99,90%
0,99	121,344	121,585	99,80%

Como se puede observar en la Tabla 8, la razón entre el caudal de destilado y el caudal de entrada a la columna influye significativamente en el caudal de CO<sub>2</sub> que sale por el residuo, el caudal másico total del residuo y por consiguiente, en la pureza del CO<sub>2</sub> en la corriente de residuo. Entre 0,7 y 0,95, la cantidad de CO<sub>2</sub> no cambia, pero si lo hace su pureza, creciendo desde un 15% hasta un 90%. En el intervalo entre 0,95 y 0,99, la pureza es superior al 99% pero la cantidad de CO<sub>2</sub> que sale por el residuo disminuye considerablemente, por lo que el valor óptimo se va a encontrar entre 0,95 y 0,96. A

continuación, se muestra la Figura 5, donde se representa la cantidad de CO<sub>2</sub> que sale por el residuo, el caudal másico total de la corriente de residuo y la pureza del CO<sub>2</sub>.

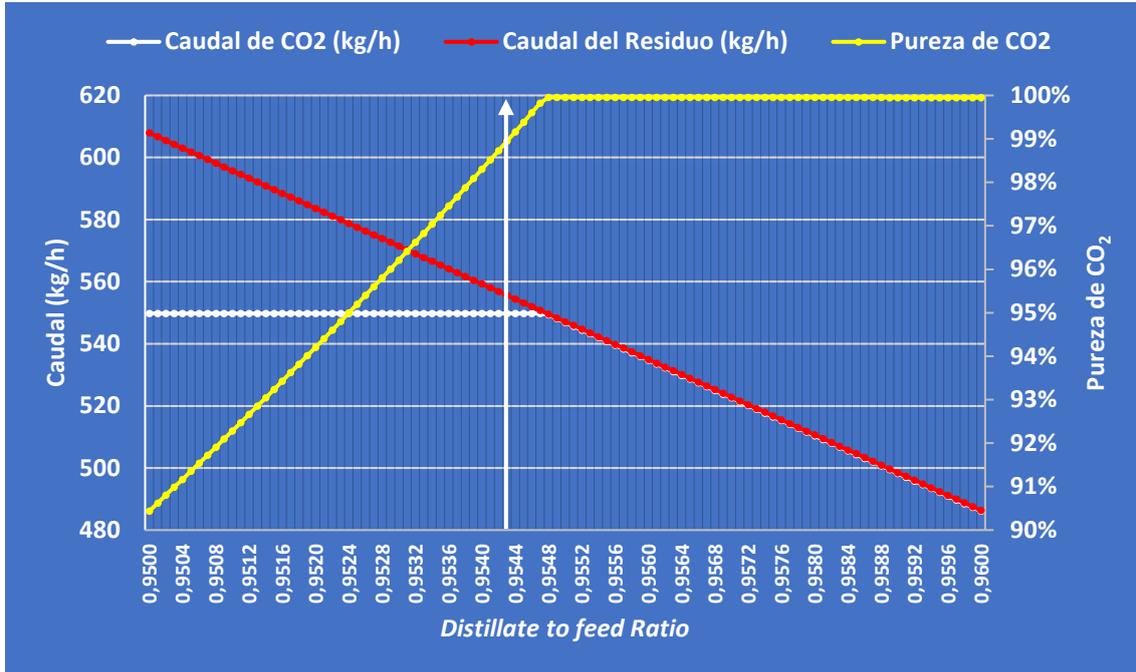


Figura 5. Influencia del Distillate to feed Ratio, en el caudal de CO<sub>2</sub>, caudal del residuo y X<sub>CO2</sub>

Como se puede observar en la Figura 5, hay un punto muy destacado en 0,9548 donde la pureza se encuentra en su valor más elevado (99,96%) y el caudal de CO<sub>2</sub> es de 549,323 kg/h. A pesar de no ser su valor máximo (549,799 kg/h) la diferencia entre la pureza en dicho valor es mucho menor, siendo de 90,44%. Por otra parte, a medida que aumenta el *Distillate to feed Ratio*, el caudal másico del residuo disminuye linealmente. Teniendo en cuenta los resultados de la Figura 5, se determina que el valor óptimo del *Distillate to feed Ratio* es de **0,9548**, aportando unos resultados de pureza del **99,96%** y una recuperación del caudal igual al **99,91%**.

- **Presión en el condensador:**

La siguiente variable a tener en cuenta es la presión a la que va a operar el condensador. Para determinar la influencia de la presión en la separación de la columna, ésta se va a variar desde 2 hasta 15 bar. Los resultados se muestran en la Tabla 9.

Tabla 9. Influencia de la presión del condensador, en el caudal de CO<sub>2</sub>, caudal del residuo y X<sub>CO2</sub>

P condensador (bar)	Caudal de CO <sub>2</sub> (kg/h)	Caudal Total (kg/h)	Pureza de CO <sub>2</sub>
2	549,323	549,563	99,95616%
3	549,323	549,563	99,95615%
4	549,323	549,563	99,95615%
5	549,323	549,563	99,95615%
6	549,322	549,563	99,95615%
7	549,322	549,563	99,95614%
8	549,322	549,563	99,95613%
9	549,322	549,563	99,95611%
10	549,322	549,563	99,95608%
11	549,322	549,563	99,95604%
12	549,322	549,563	99,95598%
13	549,321	549,563	99,95589%
14	549,320	549,563	99,95578%
15	549,320	549,563	99,95562%

Como se puede observar en la Tabla 9, la variación de la presión en el condensador no influye significativamente en los caudales máxicos ni en la pureza del CO<sub>2</sub> desde 2 bar hasta los 13 bar, donde comienza a disminuir ligeramente si se continúa aumentando la presión, por lo que se determina que la mejor presión de operación es de 2 bar.

- **Altura de la corriente de alimentación:**

Como se ha mencionado antes, las condiciones de la corriente de entrada dependerán del plato en el que se alimente la corriente de proceso. Al haber 5 etapas, significa que hay 3 platos en la columna, ya que una de las etapas será el condensador parcial (etapa 1) y otra la caldera (etapa 5), por lo que se evaluará situar la corriente de alimento entre estos 3 platos (etapas 2, 3 y 4). Si se sitúa en el plato intermedio (etapa 3), el plato inferior (etapa 4) corre el riesgo de secarse y desaparecer la fase líquida, y por tanto no existiría el contacto L-V que caracteriza el método de separación de una columna de destilación. Ocurre lo mismo al situar la corriente de alimento en el plato inferior (etapa 4), ya que al entrar todo en fase gaseosa, no existe líquido en dicho plato y no tiene lugar el contacto L-V.

Por otra parte, existe la posibilidad de introducir la corriente de alimento en el propio plato (*On-stage*) o por encima del plato (*Above-Stage*), por lo que sería otra condición a tener en cuenta. Al haber determinado los problemas que existirían en caso de introducirse en el platos 2 (etapa 3) y en el plato 3 (etapa 4), se comparará introducir el alimento en el plato 1 (etapa 2) o sobre el plato 1. Una vez hecho

esto, se comprueba que seleccionando la opción del introducir el alimento *On-Stage*, de nuevo existe riesgo de secarse los platos inferiores y no se cumple el balance de masas en la columna. Esto puede deberse a que entre mayor cantidad de caudal del que sale, quedando acumulada cierta cantidad del alimento en la columna. Por lo tanto, se determina que las condiciones óptimas del plato de alimento serán introducirlo en el **piso 1 (etapa 2)** y con la condición *Above-Stage*. Una vez optimizadas todas las variables de la columna de destilación, se obtiene los siguientes resultados de las corrientes de entrada y salida. En la Tabla 10 los caudales son másicos y están expresados en kg/h.

Tabla 10. Caudales másicos de las corrientes de entrada y salida de la Columna de Destilación Criogénica

	Entrada	Destilado	Residuo
T (°C)	-81,78	-169,56	-71,96
P (bar)	2,13	2,00	2,50
<b>Caudal (kg/h)</b>			
CO <sub>2</sub>	549,80	0,48	549,32
CO	1,17	1,17	6,03E-13
O <sub>2</sub>	2437,43	2437,43	0,00
N <sub>2</sub>	9169,39	9169,39	0,00
H <sub>2</sub> O	0,00	0,00	0,00
SO <sub>2</sub>	0,19	0,19	2,13E-09
NO	0,44	0,44	0,00
NO <sub>2</sub>	0,05	0,05	9,41E-14
Total	12158,48	11608,92	549,56

Según los requisitos de pureza necesarios [31], los valores máximos de concentración de las especies son los siguientes, siendo el volumen de la corriente de residuo de 0,444 m<sup>3</sup>/h, y la densidad de cada especie a las condiciones de salida del residuo (-72°C y 2,5 bar) indicada en cada caso, habiendo sido calculada en Aspen Plus con un análisis de los componentes puros.

- **Dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>): 99,9% (masa).**

$$X_{\text{CO}_2} = \frac{549,32}{549,56} \cdot 100 = 99,95\% \quad R_{\text{CO}_2} = \frac{549,32}{549,80} \cdot 100 = 99,91\% \quad (\text{Ecs. 3 y 4})$$

- **Humedad (H<sub>2</sub>O): 20 ppm (masa).** La separación del agua es completa.
- **Oxígeno: 30 ppm (volumen).** La separación del oxígeno es completa.
- **Monóxido de carbono (CO): 10 ppm (volumen).**  $\rho=658,468\text{kg/m}^3$ .

$$\text{CO} = \frac{6,03 \cdot 10^{-13} \text{ kgCO/h}}{0,444 \text{ m}^3/\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3 \text{CO}}{658,468 \text{ kgCO}} \cdot 10^6 = 2,06 \cdot 10^{-9} \text{ ppm} \quad (\text{Ec. 5})$$

- **Monóxido de nitrógeno (NO): 2,5 ppm (volumen).** La separación del NO es completa
- **Óxidos de nitrógeno (NO,NO<sub>2</sub>): 2,5 ppm (volumen).**  $\rho=1782,052 \text{ kg/m}^3$ .

$$\text{NO}_2 = \frac{9,41 \cdot 10^{-14}}{0,444 \text{ m}^3/\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3 \text{NO}_2}{1782,052 \text{ kgNO}_2} \cdot 10^6 = 1,19 \cdot 10^{-10} \text{ ppm} \quad (\text{Ec. 6})$$

- **Sulfatos (SO<sub>2</sub>): 0,1 ppm (volumen).**  $\rho=1611,855 \text{ kg/m}^3$ .

$$\text{SO}_2 = \frac{2,13 \cdot 10^{-9} \text{ kgSO}_2/\text{h}}{0,444 \text{ m}^3/\text{h}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3 \text{SO}_2}{1611,855 \text{ kgSO}_2} \cdot 10^6 = 2,98 \cdot 10^{-6} \text{ ppm} \quad (\text{Ec. 7})$$

Como se puede observar, se consigue una  $R_{\text{CO}_2}$  del 99,91% y una  $X_{\text{CO}_2}$  del 99,95% en masa, cumpliéndose así los requisitos de pureza exigidos [31] para el CO<sub>2</sub>, al igual que para el resto de especies presentes en la corriente.

#### 4.4.2. Valorización de CO<sub>2</sub>: Reactor de NaHCO<sub>3</sub>

Una vez obtenida la pureza requerida [31] se estudiará la valorización del CO<sub>2</sub> produciendo gasificante (NaHCO<sub>3</sub>).



La reacción presenta una única etapa en la que el carbonato sódico (Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>) reacciona en disolución acuosa con el dióxido de carbono. Mediante la introducción de los datos cinéticos en Aspen Plus, se simula y estudia en un reactor cinético riguroso de tipo RCSTR. Este reactor funciona con la introducción del factor preexponencial ( $k$ ) y la energía de activación ( $E_a$ ) [50]. Este equilibrio presenta una velocidad de reacción ( $-r$ ) con dos términos distintos, uno para cada sentido de la reacción.

$$(-r) = \left[ 2,2 \cdot 10^7 \cdot \exp\left(-\frac{71.500}{R \cdot T}\right) \right] - \left[ 3,6 \cdot 10^{-3} \cdot \exp\left(-\frac{13.800}{R \cdot T}\right) \right] \quad (\text{Ec. 8})$$

En el primer término se tienen  $k_1 = 2,2 \cdot 10^7$  y  $E_{a1} = 71.500$  para la reacción en sentido hacia productos, y en el otro término  $k_2 = 3,6 \cdot 10^{-3}$  y  $E_{a2} = 13.800$  en sentido hacia reactivos. Esta simulación será un archivo distinto del correspondiente a la columna de destilación criogénica (Anexo V) debido a que se ha tenido que seleccionar un modelo termodinámico distinto, puesto que para simular sólidos de manera correcta es necesario el modelo SOLIDS, mientras que para las simulaciones de las tecnologías de separación del CO<sub>2</sub> se utilizaba el modelo SRK con el *Free-water method* STEAMNBS. Aun así, la entrada al reactor será la misma que la corriente de residuo de la columna de destilación criogénica.

Como se puede observar en la RQ. 1, por cada 1 mol de Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> y 1 mol de agua, se consumirá 1 mol de CO<sub>2</sub> suponiendo conversión completa, por lo que inicialmente al reactor entrarán los mismos moles de Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> y de agua que de CO<sub>2</sub>. Una vez introducida la cinética correspondiente, los valores de partida van a ser de 25°C y 1 bar, con un volumen del reactor de 100 m<sup>3</sup>, obteniéndose los siguientes resultados (Tabla 11). Para comparar adecuadamente los resultados obtenidos y evaluar la estequiometría de la reacción, los resultados aparecerán en caudales molares (kmol/h).

Tabla 11. Resultados de las corrientes de entrada y salida del REACTOR para unas condiciones iniciales de 25°C y 1 bar

Compuesto	Entrada (kmol/h)	Salida (kmol/h)
CO <sub>2</sub>	12,38	6,83
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	12,38	6,83
H <sub>2</sub> O	12,48	6,93
NaHCO <sub>3</sub>	0,00	11,09

Ha reaccionado el 45% del CO<sub>2</sub> que entra al reactor, cuando se buscará desplazar el equilibrio hasta que reaccione el 99,9%. Para mejorar la conversión ( $Y_{CO_2}$ ), se va a estudiar la influencia de cada factor determinante que hay en este sistema: la temperatura, la presión, la relación molar de entrada Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>/CO<sub>2</sub> y a su vez H<sub>2</sub>O/CO<sub>2</sub>, y finalmente el volumen del reactor. Primero se evaluará la influencia de la temperatura en la  $Y_{CO_2}$ , sabiendo que es una reacción exotérmica [51], por lo que se estima que un aumento de la temperatura disminuirá la  $Y_{CO_2}$ .

- **Temperatura de operación:**

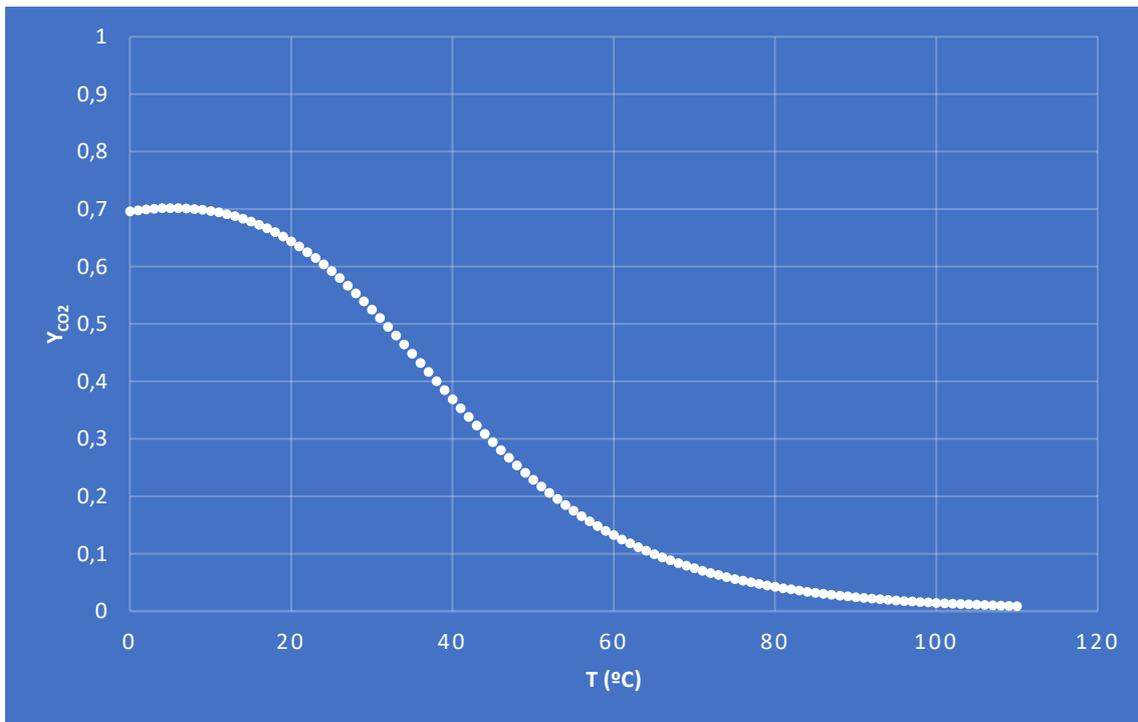
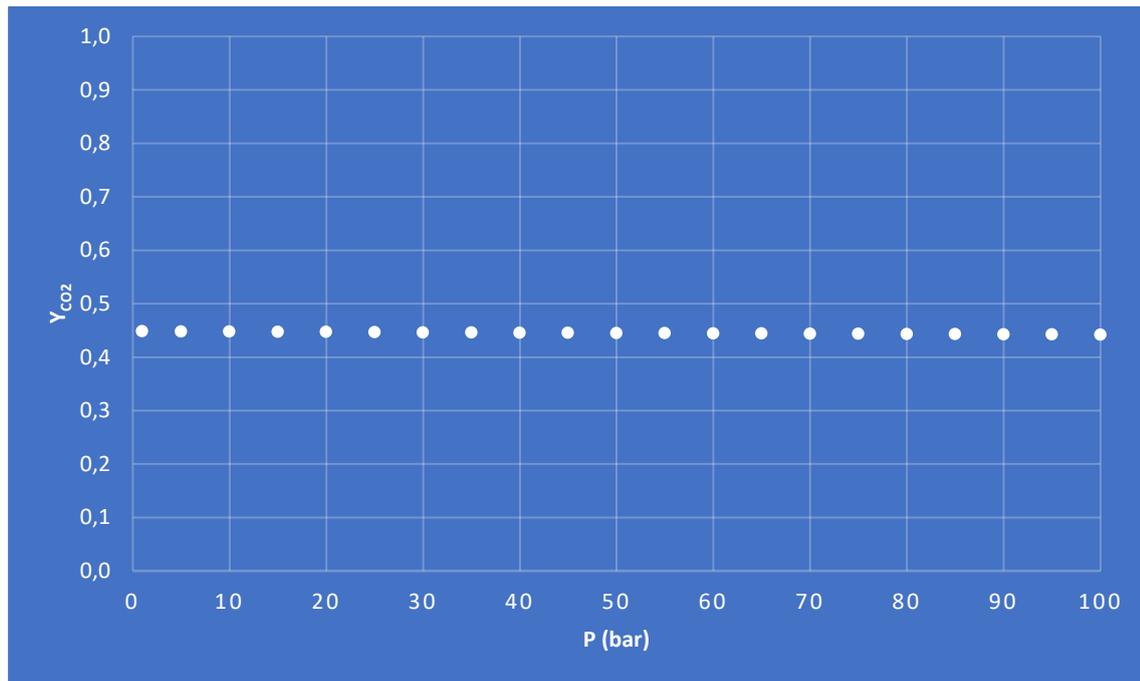


Figura 6. Influencia de la temperatura a 1 bar, 100 m<sup>3</sup> y relación equimolar de reactivos

En la Figura 6 se muestra la influencia de la temperatura en la  $Y_{CO_2}$ , que se ha evaluado desde 0 hasta 110°C, adquiriendo su valor máximo a los 5°C ( $Y_{CO_2}=70\%$ ). Esto se debe a que al ser una reacción exotérmica, la entalpía de reacción es negativa, y un aumento de la temperatura hace que disminuya la conversión de los reactivos, mientras que la velocidad de reacción por el contrario, aumenta. La siguiente variable que se va a estudiar es la presión, manteniendo constante la temperatura a 25°C, una relación equimolar entre reactivos y un volumen del reactor en 100 m<sup>3</sup>.

- **Presión de operación:**



*Figura 7. Influencia de la presión a 5°C, 100 m<sup>3</sup> y relación equimolar de reactivos*

En la Figura 7 se puede observar cómo al aumentar la presión, la  $Y_{CO_2}$  no se ve alterada y se mantiene constante. En el Anexo II se adjunta la Tabla 22 donde se puede ver numéricamente como disminuye ligeramente la  $Y_{CO_2}$  ya que al ser una reacción exotérmica, si la presión del sistema crece, el equilibrio se desplaza hacia el lado donde existen mayor número de moles gaseosos, que en este caso es hacia reactivos para producir más  $CO_2$ , consecuencia que revierte el objetivo que es consumirlo. Debido a ello, se mantiene la presión en 1 bar. La relación molar de los reactivos es otro factor a tener en cuenta, ya que hasta ahora se evaluaba manteniendo constante la entrada con una relación  $Na_2CO_3/CO_2=1$  y a su vez  $H_2O/CO_2=1$ . Es necesario que la relación  $Na_2CO_3/H_2O$  sea siempre de 1, puesto que el reactivo que se quiere consumir es el  $CO_2$ . Se variará la relación molar  $Na_2CO_3/CO_2$  desde 1 hasta 5 en intervalos de iguales, manteniendo constante 1 bar, 5°C y 100 m<sup>3</sup>.

- **Relación molar de los reactivos:**

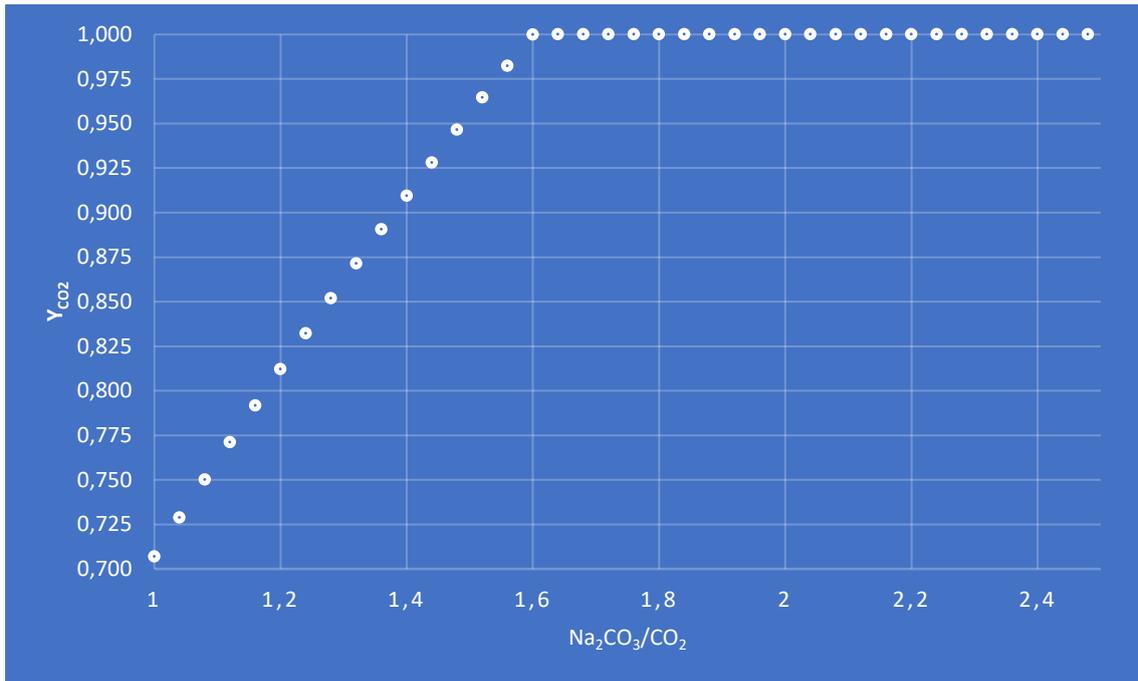


Figura 8. Influencia de la relación molar de los reactivos a 1 bar, 5°C y 100 m<sup>3</sup>.

La Figura 8 muestra una tendencia claramente creciente y directamente proporcional entre la  $Y_{CO_2}$  y la relación molar  $Na_2CO_3/CO_2$ , reaccionando por completo al entrar 1,6 moles de  $Na_2CO_3$  por cada 1 mol de  $CO_2$ , manteniéndose constante a medida que crece su valor. Esto se debe a que, al haberse aumentado tanto el  $Na_2CO_3$  como el agua, aumenta la cantidad de reactivos, y por tanto el equilibrio se desplaza hacia productos, consumiendo mucho más rápido el  $CO_2$ . Una vez determinado que el valor óptimo de la relación molar en la entrada de  $Na_2CO_3/CO_2$  es de 1,6, se procede a estudiar la influencia del volumen del reactor, con unas condiciones de 1 bar y 5°C.

- **Volumen del reactor:**

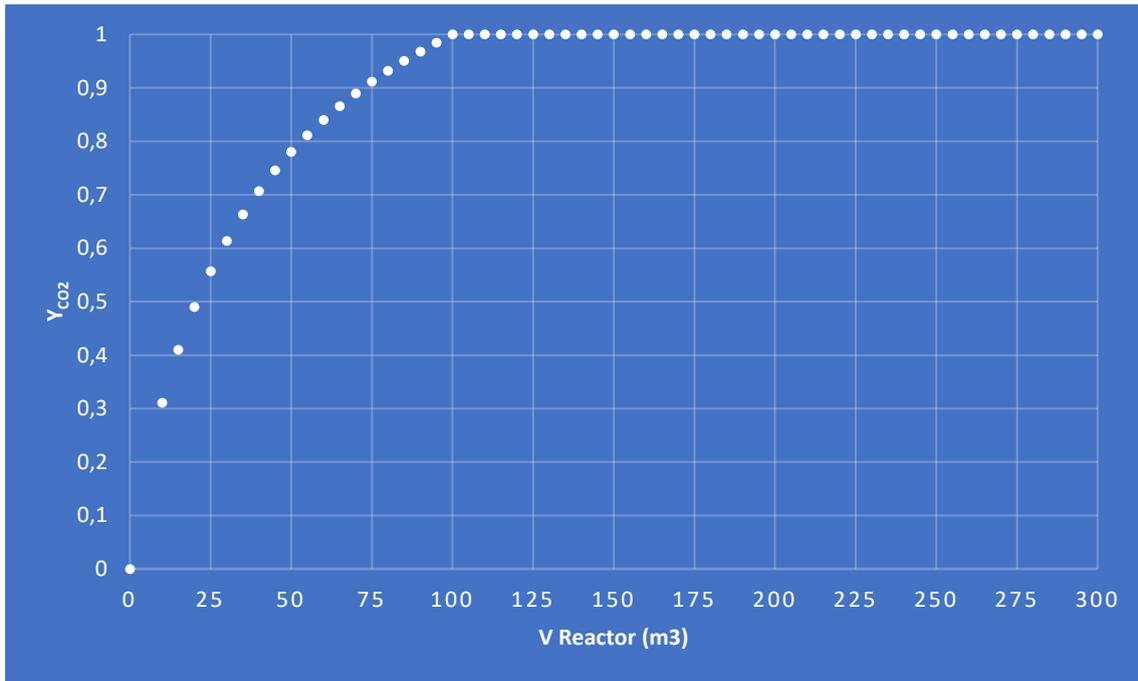


Figura 9. Influencia del volumen del reactor a 1 bar, 5°C y 6 moles Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>/CO<sub>2</sub>

Como se puede observar en la Figura 9, manteniendo constantes las condiciones de operación en 1 bar y 5°C, e introduciendo 1,6 moles de agua y Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> por cada 1 mol de CO<sub>2</sub>, con un reactor de 100 m<sup>3</sup>, la Y<sub>CO<sub>2</sub></sub> es del 99,9%. Una vez evaluadas las influencias de la temperatura, presión, relación molar de los reactivos y volumen del reactor, se ha determinado que los valores óptimos son: **5°C, 1 bar, 100 m<sup>3</sup> y 1,6 Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>/CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>O/CO<sub>2</sub>.**

Tabla 12. Resultados de las corrientes de entrada y salida del reactor para unas condiciones optimizadas de 5°C, 1 bar, 100 m<sup>3</sup> y 1,6 Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>/CO<sub>2</sub>

Compuesto	Entrada (kmol/h)	Salida (kmol/h)	Entrada (kg/h)	Salida (kg/h)
CO <sub>2</sub>	12,48	0,01	549,32	0,54
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	16,36	4,00	1723,49	412,91
H <sub>2</sub> O	16,36	4,00	294,81	72,04
NaHCO <sub>3</sub>	0	24,73	0	2077,54

En la Tabla 12 se muestran los resultados de las corrientes de entrada y salida del reactor en kg/h y kmol/h, pudiendo observarse que la Y<sub>CO<sub>2</sub></sub> es del 99,9%. Como se puede observar, la salida no está compuesta únicamente por NaHCO<sub>3</sub>. El filtro que separará en función del tamaño de partícula, se quedará por un lado con el NaHCO<sub>3</sub> para su uso posterior, y por el otro se obtendrá el Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> y agua restantes, pudiendo recircularlo.

#### 4.5. Evaluación económica (gasificante)

A continuación, se va a presentar uno a uno el precio de los equipos que componen este sistema de separación y valorización del CO<sub>2</sub>. Las ecuaciones principales van a ser las que se muestran a continuación, junto con la nomenclatura correspondiente y el valor de cada constante.

Diámetro ( $\emptyset$ )	$\emptyset = 2 \cdot \sqrt{V/\pi \cdot H}$	(Ec. 9)	$\emptyset$ = diámetro (m) V = volumen (m <sup>3</sup> ) H = Altura (m)
Espesor	$e = \frac{P_D \cdot (\emptyset/2) \cdot 1000}{St \cdot E - 0,6 \cdot P_D} + CA$	(Ec. 10)	e = espesor (mm) P <sub>D</sub> = P diseño (kg/cm <sup>2</sup> ·g) St = 1055 (CS P.T moderada) E = 0,85 C.A. = Sobreexp. Corrosión de 1,5 (mm) para el acero
Peso (Tm)	$W = 0,0246 \cdot \emptyset \cdot [H + 0,8 \cdot \emptyset] \cdot [e + x]$	(Ec. 11)	X = 2 o 4 (factor complj. Aparato)
Coste (€)	Esta ecuación será única para cada tipo de equipo.		Fórmula válida para 2008. Coste <sup>2024</sup> =Coste <sup>2008</sup> ·1,34 [IPC]

El sobredimensionamiento de los distintos equipos será del 15% en bombas y compresores, y del 10% en reactores, columnas, recipientes y cambiadores de calor. Se aplican para tener margen de fallos de operación, como un aumento de caudal, aportando una mayor seguridad al sistema.

##### 4.5.1. Equipos

- **Reactor:**

El reactor de producción de gasificante va a operar a 5°C y 1 bar, siendo su presión de diseño (P<sub>D</sub>) un 10% superior, 1,122 kg/cm<sup>2</sup>·g. Su volumen óptimo es de 100 m<sup>3</sup>, por lo que con el sobredimensionamiento serán 110 m<sup>3</sup>. El precio de un reactor dependerá de su diseño, y la relación H/ $\emptyset$  se ha considerado en un rango de 1-4 según el diseño de un reactor agitado, determinando finalmente su valor óptimo en 4 [52].

$$V = \pi \cdot (\emptyset/2)^2 \cdot H = \pi \cdot (\emptyset/2)^2 \cdot 4 \cdot \emptyset = \pi \cdot \emptyset^3 \rightarrow \emptyset = \sqrt[3]{V/\pi} = \sqrt[3]{110/\pi} = 3,27 \text{ (m)} \quad (\text{Ec. 12})$$

$$e = \frac{1,122 \cdot (3,27/2) \cdot 100}{1055 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 1,122} + 1,5 = 3,55 \text{ (mm)} \quad (\text{Ec. 13})$$

$$W = 0,0246 \cdot 3,27 \cdot [12,68 + 0,8 \cdot 3,27] \cdot [3,55 + 4] = 9,5 \text{ (Tm)} \quad (\text{Ec. 14})$$

$$C = 1,34 \cdot 13.014 \cdot 9,5^{0,92} \cdot \left(\frac{13,09}{3,27}\right)^{-0,15} \cdot \left(\frac{3,55}{8}\right)^{-0,21} = \mathbf{138.500€} \quad (\text{Ec. 15})$$

- **Separador de agua (SEP-H2O):**

Este equipo de separación simple (*Flash*) opera a 7°C y 40 bar, siendo su  $P_D=44,87 \text{ kg/cm}^2$ . El caudal de entrada será de  $240 \text{ m}^3$ , y para calcular el volumen ( $V$ ) se elige un tiempo de residencia de 0,5 h ( $t_R$ ). Al volumen se le aplicará el sobredimensionamiento correspondiente ( $V'$ ), y se calculará el diámetro resultante ( $\phi$ ) siendo la  $H$  de 15 m. Para determinar el precio, son necesarios las siguientes características del equipo.

$$V = Q \cdot t_R = 240 \cdot 0,5 = 120 \text{ (m}^3\text{)} \quad (\text{Ec. 16})$$

$$V' = 132 \text{ (m}^3\text{)} \rightarrow \phi = 3,35 \text{ (m)} \quad (\text{Ec. 17})$$

$$e = \frac{44,87 \cdot (3,35/2) \cdot 1000}{1055 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 44,87} + 5 = 87,32 \text{ (mm)} \quad (\text{Ec. 18})$$

$$W = 0,0246 \cdot 3,35 \cdot [15 + 0,8 \cdot 3,35] \cdot [87,32 + 2] = 123 \text{ (Tm)} \quad (\text{Ec. 19})$$

$$C = 1,34 \cdot 13.014 \cdot 15^{0,92} \cdot \left(\frac{15}{3,35}\right)^{-0,15} \cdot \left(\frac{87,32}{8}\right)^{-0,21} = 146.000\text{€} \quad (\text{Ec. 20})$$

- **Columna de Destilación Criogénica:**

El precio total de la columna va a estar compuesto por las tres partes de las que se compone: torre, condensador y caldera.

- **Torre:**

Este precio se calculará con las ecuaciones correspondientes a un recipiente. Es un equipo que opera de 2 a 2,5 bar, por lo que la  $P_D$  será de  $2,204 \text{ kg/cm}^2$ . Las dimensiones serán de  $\phi = 2,23 \text{ (m)}$  y  $H = 18,23 \text{ (m)}$ . Al volumen se le aplicará el sobredimensionamiento correspondiente ( $V'$ ), y se calculará el diámetro resultante ( $\phi'$ ).

$$V = \pi \cdot (\phi/2)^2 \cdot H = \pi \cdot \left(\frac{2,23}{2}\right)^2 \cdot 18,23 = 71,2 \text{ (m}^3\text{)} \quad (\text{Ec. 21})$$

$$V' = 78,32 \text{ (m}^3\text{)} \rightarrow \phi' = 2,34 \text{ (m)} \quad (\text{Ec. 22})$$

$$e = \frac{2,804 \cdot (2,34/2) \cdot 1000}{S1055 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 2,804} + 1,5 = 5 \text{ (mm)} \quad (\text{Ec. 23})$$

$$W = 0,0246 \cdot 2,34 \cdot [18,23 + 0,8 \cdot 2,34] \cdot [5 + 4] = 7,68 \text{ (Tm)} \quad (\text{Ec. 24})$$

$$C = 13.014 \cdot 7,68^{0,92} \cdot \left(\frac{18,23}{2,34}\right)^{-0,15} \cdot \left(\frac{5}{8}\right)^{-0,21} = 75.000\text{€} \quad (\text{Ec. 25})$$

- **Condensador:**

El condensador opera a  $-169,56^{\circ}\text{C}$  y 2 bar, con un caudal de destilado de 11550,56 kg/h. Su precio se calcula directamente con su área, que será de  $200\text{ m}^2$ , y aplicando el sobredimensionamiento  $220\text{ m}^2$ .

$$C = 8.500 + 1.560 \cdot A^{0,75} = 8.500 + 1.560 \cdot 220^{0,75} = \mathbf{131.000\text{€}} \quad (\text{Ec. 26})$$

- **Caldera:**

La caldera opera a  $-71,96^{\circ}\text{C}$  y 2,5 bar, con un caudal de residuo de 549,56 kg/h. Su precio se calcula directamente con su área, que será de  $250\text{ m}^2$ , y con el sobredimensionamiento  $275\text{ m}^2$ .

$$C = 8.500 + 1.560 \cdot A^{0,75} = 8.500 + 1.560 \cdot 275^{0,75} = \mathbf{153.000\text{€}} \quad (\text{Ec. 27})$$

- **Cambiadores de calor:**

Los costes de un cambiador de calor van a depender de su área. Los costes que compone el fluido refrigerante se tendrán en cuenta en el análisis detallado (Tabla 14), dentro del coste de servicios auxiliares (SA) según el método de los porcentajes.

- **CC-1:**

El área de este intercambiador de calor será de  $125\text{ m}^2$ , y con sobredimensionamiento serán  $137,5\text{ m}^2$ .

$$C = 8.500 + 1.560 \cdot A^{0,75} = 8.500 + 1.560 \cdot 137,5^{0,75} = \mathbf{95.000\text{€}} \quad (\text{Ec. 28})$$

- **CC-2:**

El área de este intercambiador de calor será de  $50\text{ m}^2$ , más el sobredimensionamiento serán  $55\text{ m}^2$ .

$$C = 8.500 + 1.560 \cdot A^{0,75} = 8.500 + 1.560 \cdot 55^{0,75} = \mathbf{53.500\text{€}} \quad (\text{Ec. 29})$$

- **CC-3:**

El área de este intercambiador de calor será de  $15\text{ m}^2$ , con sobredimensionamiento serán  $16,5\text{ m}^2$ .

$$C = 8.500 + 1.560 \cdot A^{0,75} = 8.500 + 1.560 \cdot 16,5^{0,75} = \mathbf{28.500\text{€}} \quad (\text{Ec. 30})$$

- **Compresor**

El coste de un compresor depende de la potencia requerida para su funcionamiento, teniendo en cuenta que va a aumentar la presión de 1 a 40 bar, su potencia será de 450 KW. Se tomará el precio de la luz [53] en su pico máximo de 2024 (E).

$$C = P \cdot E = 450 \cdot 110 = \mathbf{49.500\text{€}} \quad (\text{Ec. 31})$$

En la Tabla 13 se muestra el precio total de los equipos.

*Tabla 13. Costes de todos los equipos*

Equipo	Precio
Reactor	138.500 €
Separador	146.000 €
Columna	358.000 €
Cambiadores	178.000 €
Compresor	49.500 €
<b>Total</b>	<b>870.000 €</b>

#### 4.5.2. Inversión total

El cálculo de la inversión se realizará mediante el método de los porcentajes, donde el coste de los equipos se ha determinado en la Tabla 14.

*Tabla 14. Cálculo de la inversión total mediante el método de los porcentajes*

Categoría	Coste	
Equipo [E]	870.000 €	%
Materiales (M)	565.500 €	65% (E)
Obra Civil y Edificios	158.340 €	28% (M)
Obra Metalúrgica (tuberías y estructuras)	254.475 €	45% (M)
Instrumentación	56.550 €	10% (M)
Electricidad	28.275 €	5% (M)
Pintura	11.310 €	2% (M)
Ingeniería de Detalle (ID)	287.100 €	20% (E+M)
Ingeniería de Proceso (IP)	150.000 €	-
Construcción (C)	861.300 €	60% (E+M)
Supervisión de la Construcción (SC)	143.550 €	10% (E+M)
Capital Inmovilizado (ISBL)	2.877.450 €	E+M+ID+IP+C+SC
Servicios auxiliares (SA)	115.098 €	4% (ISBL)
Interconexiones (OF)	230.196 €	8% (ISBL)
Gastos de puesta en marcha	100.711 €	3,5% (ISBL)
Imprevistos	287.745 €	10% (ISBL+OF+SA)
<b>Total</b>	<b>3.611.200 €</b>	

Como se observa en la Tabla 14, la base de cálculo es el coste total de los equipos (E). El apartado de ingeniería de proceso (IP) no es evaluable, por lo que se considera de 150.000€. Una vez obtenido la inversión total, se calcularán el coste de las materias primas y el precio del producto final.

#### 4.5.3. Costes

La materia prima principal es el carbonato sódico, con un precio en 2024 de 28,5 €/Tm. y un aumento anual del 4% [54].

#### 4.5.4. Ventas

En realidad no se vende el producto final, el gasificante es algo que se piensa consumir internamente y que por tanto, no genera un beneficio en ventas sino un ahorro del gasto de adquisición de materias primas, con un precio de 76 €/Tm y un aumento anual del 4,8% [32]. También se tendrá en cuenta el ahorro de las multas que acarrea liberar CO<sub>2</sub> a la atmósfera, siendo de 10 €/Tm y considerándose constante a lo largo del tiempo [55].

#### 4.5.5. Rentabilidad del proyecto

Se han considerado los siguientes valores de partida para definir la evolución económica, tratando de ser lo más general posible para proyectos de ingeniería:

1. La curva de inversión será del 20% en el año 0 y del 80% en el año 1.
2. El capital circulante se estimará del 10% del ISBL, realizando su recuperación tras 6 años de operación.
3. La amortización será lineal y durará 7 años, desde el año 2 hasta el 8 de operación.
4. Los impuestos serán del 25% sobre los beneficios.
5. El interés de referencia (k) se considerará constante y de 0,1.
6. El VAN será el sumatorio del flujo neto de caja actual en el año 15 de operación.
7. El TIR aporta el porcentaje de beneficio del proyecto, y ha sido calculado con Excel.
8. El Pay-Back dinámico ofrece el tiempo que se tarda en recuperar la inversión.

Anexo IV: VAN (Tabla 24, Tabla 25, Tabla 26) y Pay-Back Dinámico (Figura 14).

- Valor Actual Neto (VAN):

Pasados 15 años del inicio del proyecto (el año 0 para la primera inversión y 15 de operación de los equipos), se obtienen unos beneficios de 3.700.000 €.

Tabla 26, se muestra de manera detallada la evolución económica de todo el proyecto.

- Tasa Interna de Rentabilidad (TIR):

El TIR en el año 15 es del 24%, un valor mucho más que aceptable teniendo en cuenta que cuanto mayor tiempo estén los equipos en funcionamiento, mayores serán las ganancias anuales.

- Pay-Back:

El Pay-Back es el tiempo que se tarda en recuperar la inversión. Se calcula representando gráficamente los flujos de caja actualizado en cada año de operación (Figura 14), y será de 6 años y 3 meses.

#### 4.6. Producción de carbonato cálcico

El carbonato cálcico (CaCO<sub>3</sub>) es un compuesto químico de gran interés para el proyecto, debido al crecimiento de su precio en los próximos años [37]. Se consigue poniendo en contacto cal viva (CaO) y dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) se da lugar su formación.



A pesar de que producir CaCO<sub>3</sub> no conlleve las mismas restricciones que el sector de la alimentación, la presencia de otras especies en la disolución de CO<sub>2</sub> puede disminuir la transferencia de materia con el CaO influyendo negativamente en la producción de CaCO<sub>3</sub>. A su vez, el grado de separación de la columna influirá en el caudal que entre al reactor y por tanto en su volumen, por lo se realizará un estudio económico para determinar las características óptimas de los dos equipos.

##### 4.6.1. Naturaleza de la roca caliza

La idea original que llevó a considerar esta valorización como una posibilidad de transformar el dióxido de carbono en otro producto útil, proviene de la naturaleza, más concretamente de las cuevas y los procesos geológicos que ocurren en ellas [56]. La roca caliza es una roca sedimentaria que está compuesta principalmente por carbonato de calcio. Uno de los lugares donde más presencia tiene es dentro de las cuevas, donde puede formarse de distintas maneras. Uno de los procesos más comunes, y por el cual se recoge esta idea de aprovechamiento de dióxido de carbono, es la disolución de la roca caliza por el agua ácida [57].

Cuando el agua de lluvia se mezcla con el dióxido de carbono que está presente en la atmósfera, se forma lo que se conoce como ácido carbónico (H<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>), que no es más que CO<sub>2</sub> captado dentro de las gotas de agua. Una vez estas gotas atraviesan las capas del suelo hasta llegar a una cueva, el contacto con la roca hace que ésta se disuelva, formando el carbonato cálcico y creando lo que conocemos como estalactitas y estalagmitas [58]. A pesar de estar compuestas de la misma roca, ambas se forman de manera distinta, ya que las estalactitas tienen su origen en el techo de las cuevas y las estalagmitas en el suelo de éstas.

El proceso químico que ocurre es el que se describe en la RQ.2. Cuando la cal viva toma contacto con el dióxido de carbono que transporta el agua, comienza a formarse la roca carbonatada (CaCO<sub>3</sub>) y el flujo de agua movido por la gravedad, hace que se vayan formando más gotas hacia abajo (estalactitas) [59]. En el momento en que, por la propia erosión de la roca, el agua con gran contenido en carbonato cálcico se evapora, deja atrás depósitos de caliza, y de nuevo el carbonato cálcico vuelve a descomponerse en cal viva y ácido carbónico, cayendo las gotas al suelo y formando con la cal viva la caliza que compone las estalagmitas [60].

##### 4.6.2. Valorización de CO<sub>2</sub>: Reactor de CaCO<sub>3</sub>

Para el diseño de este reactor, se va a partir de la corriente de salida de la columna de destilación criogénica (Tabla 10), y una vez optimizado, se realizará el estudio comparativo para evaluar los costes

de la columna junto con los del reactor, en función de la pureza que se consiga en la columna y por tanto del caudal que entre al reactor. Esta reacción va a presentar varios equilibrios.



Para reproducir la reacción de óxido de calcio (CaO) se hará uso de un reactor de tipo RCTSR en Aspen Plus. Este reactor funciona introduciendo la información cinética especificada, que serán el factor preexponencial ( $k = 1,67 \cdot 10^{-3}$ ) y la energía de activación ( $E_a = 29 \text{ KJ/mol}$ ), con un orden de reacción de cero [61]. Para simular sólidos de manera correcta, es necesario utilizar el modelo SOLIDS.

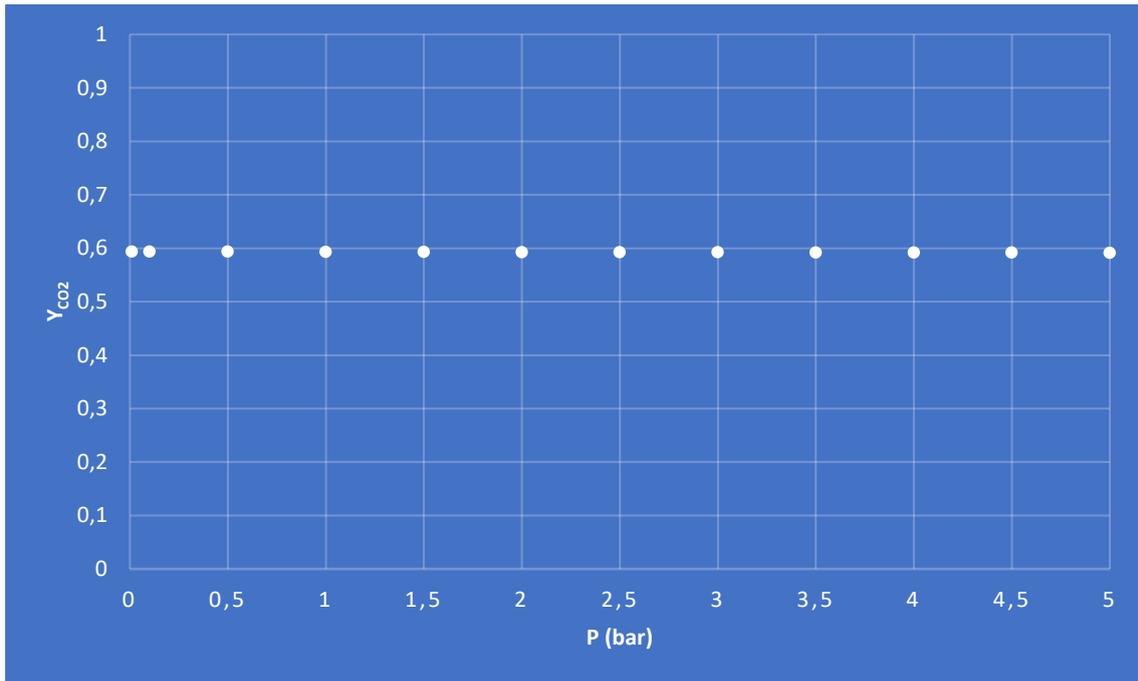
Como se puede observar en la RQ. 15, por cada 1 mol de CaO se consumirá 1 mol de CO<sub>2</sub> suponiendo conversión completa, por lo que inicialmente al reactor entrarán los mismos moles de CaO que de CO<sub>2</sub>. El objetivo de esta valorización es consumir el CO<sub>2</sub>, por lo que se buscará una conversión del 99,9% ( $Y_{\text{CO}_2}$ ). Una vez introducida la cinética correspondiente, los valores de partida van a ser de 100°C y 1 bar, con un volumen del reactor de 1.000 m<sup>3</sup>, obteniéndose los siguientes resultados (Tabla 15). Para comparar adecuadamente los resultados obtenidos y evaluar la estequiometría de la reacción, los resultados aparecerán en caudales molares (kmol/h).

Tabla 15. Resultados de las corrientes de entrada y salida del reactor para unas condiciones iniciales de 100°C y 1 bar

Compuesto	Entrada (kmol/h)	Salida (kmol/h)
CO <sub>2</sub>	12,48	5,08
CaO	12,50	5,10
CaCO <sub>3</sub>	0,00	7,40

Ha reaccionado el 40% del CO<sub>2</sub> que entra al reactor, cuando se está buscando que reaccione el 99,9%. Para mejorar la conversión, se va a estudiar la influencia de las siguientes condiciones de operación: presión, temperatura, relación molar de entrada CaO/CO<sub>2</sub> y finalmente el volumen del reactor. Primero se procede a estudiar la influencia de la presión. Para ello, se mantendrá constante la temperatura a 100°C, una relación equimolar CaO/CO<sub>2</sub> de 1 y un volumen de 1.000 m<sup>3</sup>.

- **Presión de operación:**



*Figura 10. Influencia de la presión en Y<sub>CO2</sub> a 100°C, 1.000 m<sup>3</sup> y relación equimolar de reactivos*

Según la Figura 10, la presión no influye en la Y<sub>CO2</sub>, por lo que se mantiene constante en 1 bar. Esto se debe a que la fuerza impulsora ( $P_{CO_2} - P_{CO_2 eq.}$ ) no tiene ningún efecto adicional sobre la velocidad de reacción cuando se trabaja por encima de 10 kPa (0,01 bar) [61]. En el Anexo II se adjunta la Tabla 23 donde se puede ver numéricamente como al aumentar la presión, disminuye ligeramente la Y<sub>CO2</sub>. Para determinar la influencia de la temperatura de operación del reactor, se mantendrá constante la presión en 1 bar, con un reactor de 1.000 m<sup>3</sup> y una relación molar CaO/CO<sub>2</sub> de 1.

- **Temperatura de operación:**

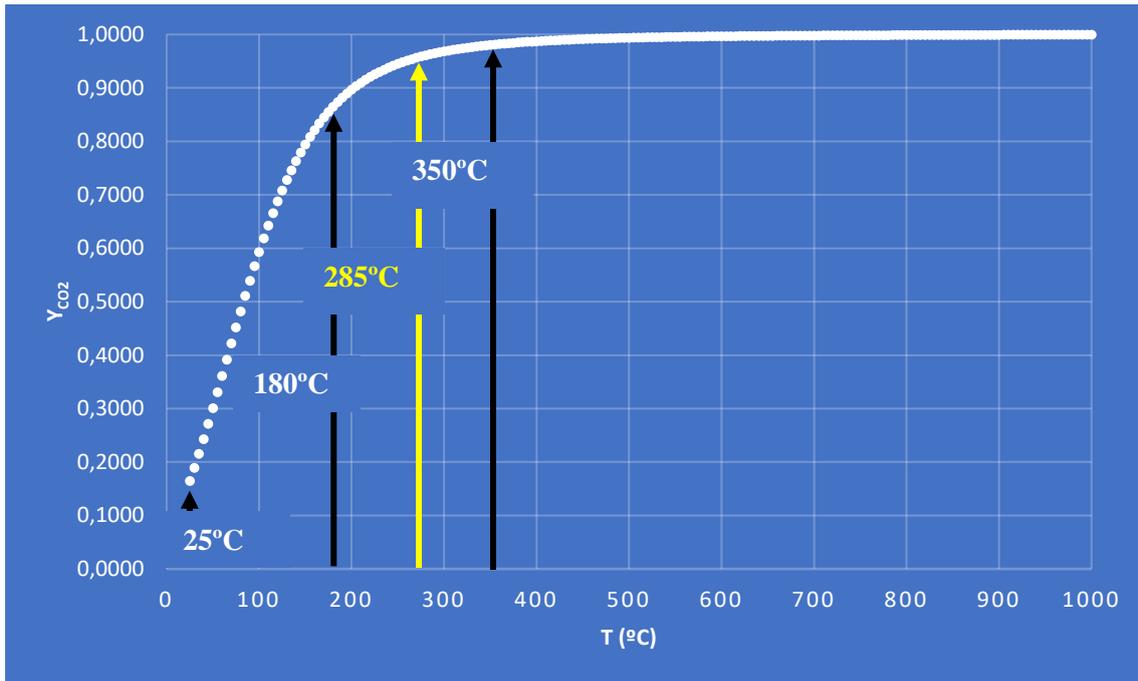
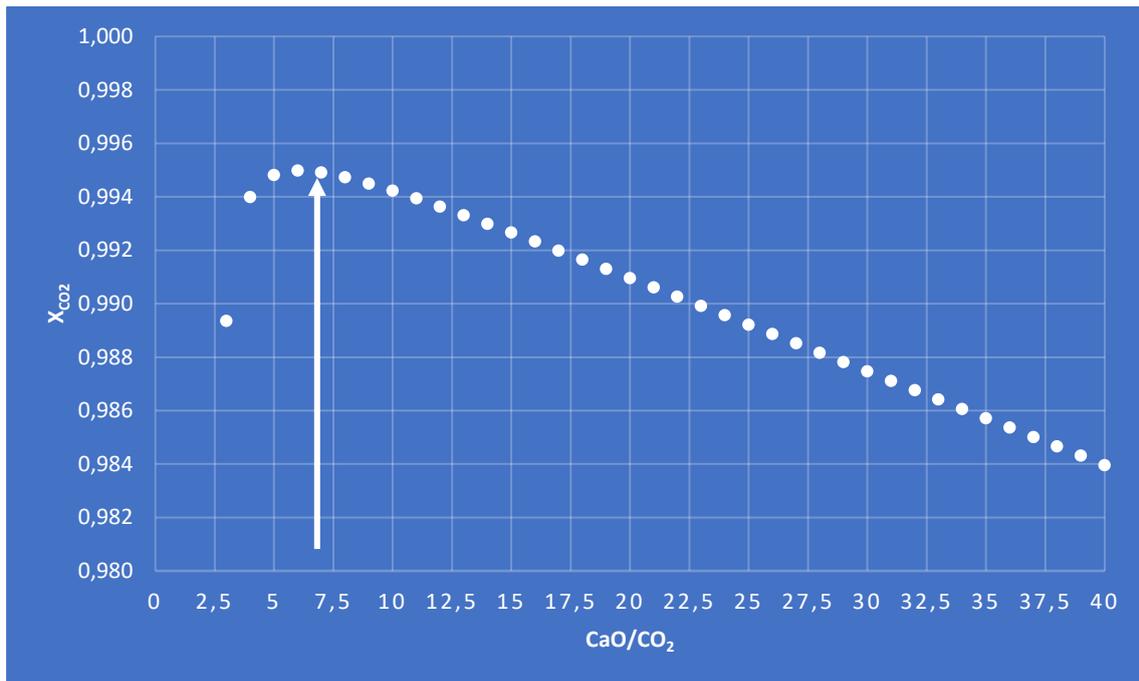


Figura 11. Influencia de la temperatura en la  $Y_{CO_2}$  a 1 bar, 1.000 m<sup>3</sup> y relación equimolar de reactivos

La Figura 11 muestra como a mayor es la temperatura, mayor es la  $Y_{CO_2}$ . Se pueden observar 3 secciones distintas en el crecimiento de la  $Y_{CO_2}$ : la primera iría desde  $25^{\circ}C$  hasta  $180^{\circ}C$  donde la temperatura crece linealmente con intervalos entre 0,03 y 0,01 de  $Y_{CO_2}$  por cada incremento de  $5^{\circ}C$ ; la segunda se encontraría entre  $180^{\circ}C$  y  $350^{\circ}C$  donde el crecimiento de la temperatura es exponencial con intervalos de 0,01 a 0,001 de  $Y_{CO_2}$  por cada diferencia de  $5^{\circ}C$ ; la tercera comenzaría en  $350^{\circ}C$  y acabaría en  $1000^{\circ}C$  donde la  $Y_{CO_2}$  es prácticamente constante con intervalos de 0,001 hasta 0,00001 por cada aumento de  $5^{\circ}C$ . En base a estos resultados, se establece que la temperatura óptima de operación debe estar la segunda sección, eligiéndose  $285^{\circ}C$ , puesto que a partir de dicho valor es donde se comienza a ver que los aumentos en la  $Y_{CO_2}$  pasan a ser de tres grados de magnitud inferiores que al comienzo de la segunda sección, observándose ya la tendencia de la  $Y_{CO_2}$  a mantenerse constante. A continuación, se va a estudiar la influencia de la relación molar CaO/CO<sub>2</sub> manteniendo constante 1 bar,  $100^{\circ}C$  y 1.000 m<sup>3</sup>.

- **Relación molar CaO/CO<sub>2</sub>:**



*Figura 12. Influencia de la relación molar de reactivos a 100°C, 1 bar y 1.000 m<sup>3</sup>*

En la Figura 12 se observa como la relación molar CaO/CO<sub>2</sub> alcanza un máximo en un valor de 6, decreciendo si sigue aumentando dicha relación. Esto se debe a que, según el principio de Le Châtelier, si se aplica un cambio en las concentraciones de los compuestos, el equilibrio tiende a compensar dicha alteración. Una vez determinada la relación molar CaO/CO<sub>2</sub> óptima en 6, se procede a estudiar la influencia del volumen del reactor en la Y<sub>CO<sub>2</sub></sub>, manteniendo constantes las variables ya optimizadas, siendo éstas de 1 bar, 285°C y una relación molar CaO/CO<sub>2</sub> de 6.

- **Volumen del reactor:**

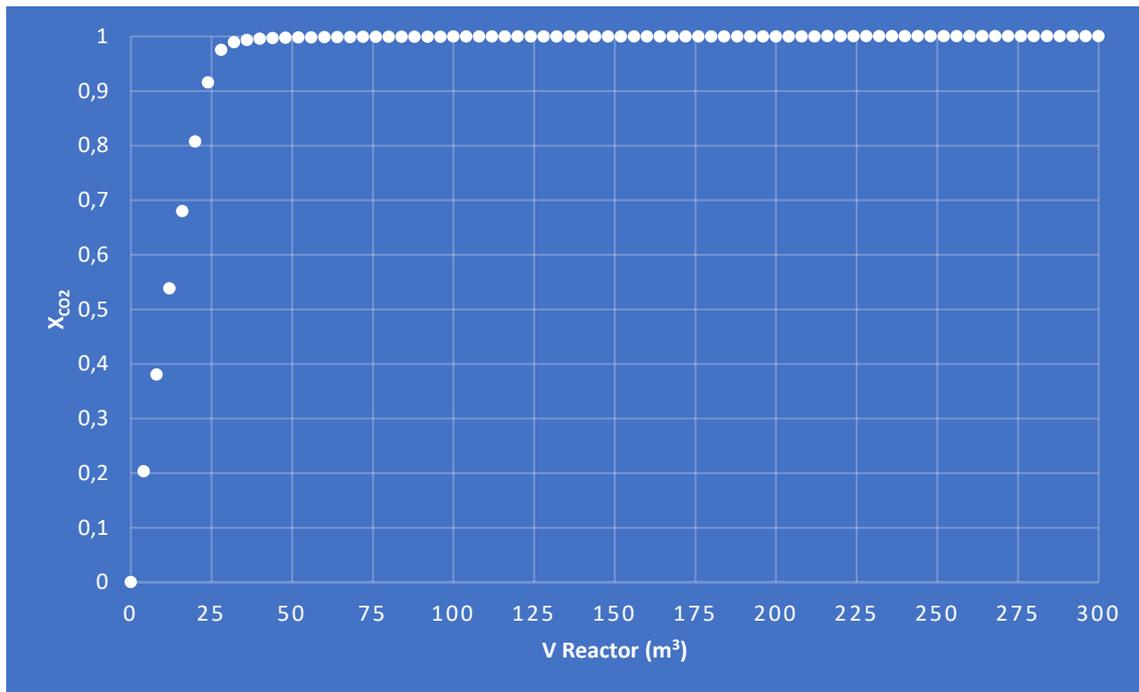


Figura 13. Influencia del volumen en la  $Y_{CO_2}$  a 1 bar, 285°C y relación molar de 6 CaO/CO<sub>2</sub>

Como se puede observar en la Figura 13, cuanto mayor es el volumen del reactor, mayor es la  $Y_{CO_2}$ . Esto se debe a que al aumentar el volumen, aumenta la transferencia de materia entre los reactivos (CaO y CO<sub>2</sub>) y la reacción ocurre de manera más eficaz, obteniéndose una  $Y_{CO_2}$  que crece linealmente hasta un valor de 80 m<sup>3</sup>, donde adquiere un valor de  $Y_{CO_2}$  del 99,9% y se mantiene constante. Teniendo en cuenta la influencia de las variables presión, temperatura, relación molar CaO/CO<sub>2</sub> y volumen del reactor, se establece que las condiciones óptimas de operación para obtener una  $Y_{CO_2}$  del 99,9% serán de **1 bar, 285°C, 6 CaO/CO<sub>2</sub> y 80 m<sup>3</sup>**, obteniéndose los siguientes resultados en la simulación.

Tabla 16. Resultados de las corrientes de entrada y salida del reactor tras su optimización a 300°C y 1 bar

Compuesto	Entrada (kmol/h)	Salida (kmol/h)	Entrada (kg/h)	Salida (kg/h)
CO <sub>2</sub>	12,48	0,01	549,32	0,54
CaO	75,00	62,53	4205,81	3506,59
CaCO <sub>3</sub>	0,00	12,47	0,00	1247,95

En la Tabla 16 se muestran los resultados de las corrientes de entrada y salida del reactor en kg/h y kmol/h, pudiendo observarse que la  $Y_{CO_2}$  es del 99,9%.

Como se puede observar, la corriente final no se compone únicamente de CaCO<sub>3</sub>, por lo que para separarlo del CaO se utilizará la diferencia de solubilidades entre estos productos.

Tabla 17. Solubilidad a 25°C y 1 bar

Compuesto	Solubilidad (g/L)
CaCO <sub>3</sub>	1,3E-04
CaO	1,19

$$\text{CaO: } \frac{1,19 \text{ g}}{1\text{L}} = \frac{3506,59 \text{ g}}{2946,71 \text{ L}} \quad (\text{Ec. 32})$$

$$\text{CaCO}_3: \frac{0,00013 \text{ g}}{1\text{L}} = \frac{0,383 \text{ g}}{2946,71 \text{ L}} \quad (\text{Ec. 33})$$

Para disolver 3506,59 kg de CaO, se necesitan 2946,71 L de agua, y se perderían únicamente 0,383 g de CaCO<sub>3</sub>. Con un filtro líquido-sólido que separe el CaCO<sub>3</sub> del CaO disuelto en agua, sería suficiente para obtener el CaCO<sub>3</sub> libre de otros compuestos que disminuyan la pureza del producto final. La corriente de CaO disuelto, se haría pasar por un recipiente a 100°C y 1 bar para secar todo del agua y así poder recircular el CaO recuperado. Esto hará que inicialmente sea necesario comprar 4205,81 kg/h de CaO, y cuando se vaya separando el CaO, se recircule poco a poco hasta que sólo sea necesario introducir la recirculación más la diferencia de 699,22 kg/h de CaO.

#### 4.6.3. Estudio económico de elementos incluidos en el sistema

La evaluación para emplear la destilación criogénica como técnica de separación del CO<sub>2</sub> que se utilizará para producir CaCO<sub>3</sub> dependerá de los costes de la columna y del reactor. A pesar de no ser necesarios requisitos específicos de pureza del CO<sub>2</sub> para producir la calcita, al no tener que acogerse a las estrictas normas del sector alimentario como ocurrió en el caso anterior, no separar el resto de especies presentes en la corriente de emisiones de chimenea de la empresa va a suponer un aumento considerable en los costes del sistema, ya que habrá una gran cantidad de inertes que aumentarán el volumen de los equipos involucrados (reactor, sistemas de intercambio de calor y/o impulsión, entre otros), lo que a su vez repercute directamente en los costes de inversión de la planta propuesta. Para ello, se van a comparar los costes de la columna en función de diferentes grados de separación, junto con los costes del reactor en función de su volumen para mantener un tiempo de residencia fijo (20 min). Tanto los costes de la columna como los del reactor van a depender principalmente de su  $P_D$  (kg/cm<sup>2</sup>g) que será un 10% mayor que la presión de operación, y de su  $V$  (m<sup>3</sup>) con un 10% de sobredimensionamiento, que se calculará a partir de su diámetro ( $D$ ) y su altura ( $H$ ). En función de la separación de CO<sub>2</sub> que se consiga en la columna ( $X_{CO_2}$ ), al reactor entrará un caudal distinto y por tanto necesitará otro volumen para conseguir la  $Y_{CO_2}$  fijada del 99,9%.

*Tabla 18. Influencia de la separación en la columna en el precio del reactor y de la columna*

$X_{CO_2}$ (%)	Columna			Reactor			Columna + Reactor (€)
	H (m)	D (m)	V (m <sup>3</sup> )	H (m)	D (m)	V (m <sup>3</sup> )	
50	18,23	0,90	11,60	15,80	3,90	192,50	243.000
60	18,23	1,17	19,60	15,00	3,75	165,00	231.500
70	18,23	1,34	25,70	14,35	3,60	145,00	222.500
80	18,23	1,45	30,10	13,75	3,45	127,50	215.750
90	18,23	1,54	34,00	13,25	3,30	114,50	212.500
99	18,23	1,60	36,50	12,90	3,20	105,00	205.000
99,9	18,23	2,23	71,20	12,15	3,00	88,00	186.000

Como se puede observar en la Tabla 18, los costes del reactor son bastante superiores a los de la columna al obtenerse purezas bajas, puesto que el caudal de entrada al reactor es elevado y el volumen necesario para obtenerse una  $Y_{CO_2}$  del 99,9% como se estipuló, también será mayor. El sistema más económico es en el que se alcanza una mayor pureza en la columna (99,9%), puesto que con dicha separación se consigue un menor caudal de entrada al reactor y por consiguiente un menor volumen. En el Anexo III se muestra un ejemplo de cálculo para la pureza de CO<sub>2</sub> del 50%.

#### 4.7. Evaluación económica (carbonato cálcico)

El análisis comparativo entre el reactor de CaCO<sub>3</sub> y la columna de destilación criogénica, ha determinado que la separación de CO<sub>2</sub> en la columna debe ser del 99,9% para obtener un menor coste total de estos dos equipos (Tabla 18). Debido a ello, el coste de equipos diferente del sistema de producción de gasificante, será el reactor de CaCO<sub>3</sub>, el cambiador de calor (CC-3) que sale de la caldera y entra en el reactor, y el recipiente para separar CaO y CaCO<sub>3</sub>. Todos los cálculos de costes de los equipos se harán análogos a los realizados para la producción de gasificante.

##### 4.7.1. Equipos

- **Reactor:**

El reactor de producción de carbonato cálcico va a operar a 285°C y 1 bar, siendo su presión de diseño (P<sub>D</sub>) un 10% superior, 1,122 kg/cm<sup>2</sup>.g. Su volumen óptimo es de 80 m<sup>3</sup>, por lo que con el sobredimensionamiento serán 88 m<sup>3</sup>. Para determinar el precio son necesarias las siguientes características del reactor, siendo de **119.000 €**.

- **Cambiadores de calor (CC-3):**

El área de este intercambiador de calor será de 20 m<sup>2</sup>, que con sobredimensionamiento serán 22 m<sup>2</sup>, y su coste de **33.000 €**.

- **Recipiente:**

El recipiente para secar el agua y volver a obtener CaO operará a 100°C y 1 bar, por tanto P<sub>D</sub> = 1,122 kg/cm<sup>2</sup>. El caudal de entrada será de 125 m<sup>3</sup>/h y el t<sub>R</sub> de 0,5 h, con una H de 7,5 m (óptima para el Ø resultante), siendo su coste de **74.500 €**. En la Tabla 19 se muestra el precio total de los equipos.

Tabla 19. Coste total de todos los equipos

Equipo	Precio
Reactor	119.000 €
Separador	146.000 €
Columna	358.000 €
Cambiadores	178.000 €
Compresor	49.500 €
Recipiente	74.500 €
Total	925.000 €

Como se puede observar en la Tabla 19, el CC-3 es 4.500 € más caro para elevar la temperatura de salida de la caldera a 285°C para que entre al reactor de CaCO<sub>3</sub> a las condiciones adecuadas, que para elevarla hasta 5°C y así poder entrar al reactor de NaHCO<sub>3</sub> en las condiciones necesarias. A su vez, el reactor necesario para producir NaHCO<sub>3</sub> es 27.000€ que el reactor para producir CaCO<sub>3</sub>, pero en este sistema es necesario el recipiente para separar el CaO sumando 74.500 € al coste total, siendo esta la diferencia más considerable.

#### 4.7.2. Inversión total

El cálculo de la inversión se realizará mediante el método de los porcentajes, donde el coste de los equipos se ha determinado en la Tabla 20.

Tabla 20. Cálculo de la inversión total mediante el método de los porcentajes

Categoría	Coste	
Equipo [E]	925.000 €	%
Materiales (M)	601.250 €	65% (E)
Obra Civil y Edificios	168.350 €	28% (M)
Obra Metalúrgica (tuberías y estructuras)	270.563 €	45% (M)
Instrumentación	60.125 €	10% (M)
Electricidad	30.063 €	5% (M)
Pintura	12.025 €	2% (M)
Ingeniería de Detalle (ID)	305.250 €	20% (E+M)
Ingeniería de Proceso (IP)	150.000 €	-
Construcción (C)	915.750 €	60% (E+M)
Supervisión de la Construcción (SC)	152.625 €	10% (E+M)
Capital Inmovilizado (ISBL)	3.049.875 €	E+M+ID+IP+C+SC
Servicios auxiliares (SA)	121.995 €	4% (ISBL)
Interconexiones (OF)	243.990 €	8% (ISBL)
Gastos de puesta en marcha	106.746 €	3,5% (ISBL)
Imprevistos	304.988 €	10% (ISBL+OF+SA)
<b>Total</b>	<b>3.827.593 €</b>	

Como se observa en la Tabla 20, la base de cálculo es el coste total de los equipos (E). El apartado de ingeniería de proceso (IP) no es evaluable, por lo que se considera de 150.000€. Una vez obtenido la inversión total, se calcularán el coste de las materias primas y el precio del producto final.

#### 4.7.3. Costes

La materia prima principal es el óxido de calcio, con un precio en 2024 de 14,3 €/Tm. y un aumento anual del 4,9% [62].

#### 4.7.4. Ventas

Como ventas se considerará el producto final, el carbonato cálcico, con un precio de 171,4 €/Tm y un aumento anual del 9% [33]. También se tendrá en cuenta el ahorro de las multas que acarrea liberar CO<sub>2</sub> a la atmósfera, siendo de 10 €/Tm y considerándose constante a lo largo del tiempo.

#### 4.7.5. Rentabilidad del proyecto

Se han considerado los siguientes valores de partida para definir la evolución económica, tratando de ser lo más general posible para proyectos de ingeniería:

1. La curva de inversión será del 20% en el año 0 y del 80% en el año 1.
2. El capital circulante se estimará del 10% del ISBL, realizando su recuperación tras 6 años
3. La amortización será lineal y durará 7 años, desde el año 2 hasta el 8 de operación.
4. Los impuestos serán del 25% sobre los beneficios.
5. El interés de referencia (k) se considerará constante y de 0,1.
6. El VAN será el sumatorio del flujo neto de caja actual en el año 15 de operación.
7. El TIR aporta el porcentaje de beneficio del proyecto, y ha sido calculado con Excel.
8. El Pay-Back dinámico ofrece el tiempo que se tarda en recuperar la inversión.

Anexo IV: VAN (Tabla 27, Tabla 28, Tabla 29) y Pay-Back Dinámico (Figura 15).

- Valor Actual Neto (VAN):

Pasados 15 años del inicio del proyecto (el año 0 para la primera inversión y 15 de operación de los equipos), se obtienen unos beneficios de 10.000.000 €.

- Tasa Interna de Rentabilidad (TIR):

El TIR en el año 15 es del 36%, un valor mucho más que aceptable teniendo en cuenta que cuanto mayor tiempo estén los equipos en funcionamiento, mayores serán las ganancias anuales.

- Pay-Back:

El Pay-Back es el tiempo que se tarda en recuperar la inversión. Se calcula representando gráficamente los flujos de caja actualizado en cada año de operación (Figura 15), y será de 4 años y 7 meses.

## 5. Conclusiones

Como conclusión principal del Trabajo Fin de Grado realizado, se ha demostrado la viabilidad técnica de dos alternativas para la valorización del dióxido de carbono generado en una industria repostera de referencia para la formación de agente gasificante (RQ. 11) que sería usado internamente para reemplazar totalmente (o parcialmente) esta materia prima o la obtención de calcita (RQ. 12), que sería empleada para obtener un cierto retorno económico y mejorar la economía global de la empresa. En este contexto, se ha conseguido producir 2077,54 y 1247,95 kg/h, respectivamente, con una conversión de 99,9% en las condiciones más favorables analizadas. Analizando en detalle estos resultados, se pueden establecer las siguientes conclusiones parciales:

1. Obtención de los grados de separación de CO<sub>2</sub> en la columna de destilación criogénica: Recuperación ( $R_{CO_2}$ ) del 99,91%. Pureza ( $X_{CO_2}$ ) del 99,96%.

Para ello ha sido necesario emplear un separador tipo *Flash* que retirara el agua de la corriente de proceso, consiguiendo una separación completa trabajando a 7°C y 40 bar, utilizando posteriormente un filtro adsorbedor de agua. Una vez retirada la humedad, ha sido necesario evaluar la influencia de cada uno de los factores determinantes de una columna de destilación para optimizarla, obteniendo los siguientes resultados: el número de etapas óptimo es de 5; el condensador debe ser parcial para liberar los gases que no interesan y recircular el CO<sub>2</sub> trabajando éste a 2 bar; la razón de reflujo óptima ha sido de 0,1, con un *Distillate to feed Ratio* de 0,9485; el plato de alimento más adecuado para la corriente de proceso es en el piso 1 (etapa 2) y con la condición *Above-Stage*.

2. Se ha obtenido una conversión ( $Y_{CO_2}$ ) del 99,9% en un reactor de producción de NaHCO<sub>3</sub>.

Para ello, se han optimizando las condiciones de operación del reactor ( $T = 5^\circ\text{C}$  y  $P = 1$  bar), su volumen ( $V = 110 \text{ m}^3$ ) y la relación molar de los reactivos a la entrada ( $1,6 = \text{Na}_2\text{CO}_3/\text{CO}_2$  y  $1,6 = \text{H}_2\text{O}/\text{CO}_2$ ).

3. Se ha obtenido una conversión ( $Y_{CO_2}$ ) del 99,9% en un reactor de producción de CaCO<sub>3</sub>.

Para ello, se han optimizando las condiciones de operación del reactor ( $T = 285^\circ\text{C}$  y  $P = 1$  bar), su volumen ( $V = 88 \text{ m}^3$ ) y la relación molar de los reactivos a la entrada ( $6 = \text{CaO}/\text{CO}_2$ ). La realización del estudio económico para comparar los precios de la columna de destilación y el reactor de producción de CaCO<sub>3</sub>, ha determinado que se minimizan los costes con una columna que llegue a  $Y_{CO_2}=99,9\%$ . Esto se debe a que si la  $Y_{CO_2}$  disminuye, aumenta el caudal de residuo de la columna y por tanto el caudal de entrada al reactor, por lo que el  $V$  ( $\text{m}^3$ ) necesario para obtener una  $Y_{CO_2}$  del 99,9% será más elevado.

4. Las evaluaciones económicas han determinado la rentabilidad según los siguientes resultados:  
Gasificante: VAN = 3,7 mill. €. TIR = 26%. Pay-Back dinámico = 6 años y 3 meses.  
Calcita: VAN = 10 mill. €. TIR = 36%. Pay-Back dinámico = 4 años y 7 meses.

Como se puede observar, la línea de trabajo más rentable es la de producción de CaCO<sub>3</sub>.

## 6. Bibliografía

- [1] Statista. *Emisiones mundiales de CO<sub>2</sub> de 1995 a 2023* [en línea]. Statista.com, (2024) [consulta: 14 de mayo de 2024]. Disponible en: <https://es.statista.com/estadisticas/635894/emisiones-mundiales-de-dioxido-de-carbono/>
- [2] University of Oxford. *Breakdown of carbon dioxide, methane and nitrous oxide emissions by sector: How much does electricity, transport and land use contribute to different greenhouse gas emissions?* [en línea]. OurWorldinData.com, (2024) [consulta: 17 de mayo de 2024]. Disponible en: <https://ourworldindata.org/emissions-by-sector>
- [3] International Energy Agency. *CO<sub>2</sub> Emissions in 2023* [en línea]. IEA.org, (2024) [consulta: 4 de mayo de 2024]. Disponible en: <https://www.iea.org/reports/co2-emissions-in-2023?ref=csofutures.com>
- [4] CHARLES D. KEELING, ROBERT B. BACASTOW, ARNOLD E. BAINBRIDGE, CARL A. EKDAHL, J R , PETER R. GUENTHER, and LEE S. WATERMAN. *Atmospheric carbon dioxide variations atMauna Loa Observatory, Hawaii* [en línea]. California: Blackwell, 1976 [consulta: 6 de junio del 2024]. Disponible en: <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/epdf/10.1111/j.2153-3490.1976.tb00701.x>
- [5] Earth System Research Laboratory. *Global Monitoring Laboratory*, [en línea]. Gml.noaa.gov, (2021), [consulta: 6 de junio de 2024]. Disponible en: [https://gml.noaa.gov/ccgg/trends/gl\\_gr.html?te=1&nl=climate-forward&emc=edit\\_clim\\_20240412](https://gml.noaa.gov/ccgg/trends/gl_gr.html?te=1&nl=climate-forward&emc=edit_clim_20240412)
- [6] National Geographic. *¿Qué es la capa de ozono y por qué es importante?* [en línea]. Nationalgeographic.es, (2024) [consulta: 6 de junio]. Disponible en: [¿Qué es la capa de ozono y por qué es importante? | National Geographic](https://www.nationalgeographic.es/que-es-la-capa-de-ozono-y-por-que-es-importante)
- [7] Instituto del agua. *Cambio Climático en los Polos: Consecuencias Impactantes del Deshielo Polar en Nuestro Planeta* [en línea]. Institutodelagua.com, (2024) [consulta: 6 de junio]. Disponible en: <https://institutodelagua.es/cambio-climatico/cambio-climatico-en-los-poloscambio-climatico/>
- [8] M. Pramitha, K. Kishore Kumar, M. Praveen. *Long-term variabilities in thermal structure, CO<sub>2</sub> concentration and associated cooling rates in the Earth's middle atmosphere: Observations and model simulations* [en línea] (2023) [consulta: 7 de junio de 2024]. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1364682623000688>
- [9] Norhasyima Rahmad Sukor, A. Shamsuddin, T. Mahlia, Md Faudzi Mat Isa. *Techno-Economic Analysis of CO<sub>2</sub> Capture Technologies in Offshore Natural Gas Field: Implications to Carbon Capture and Storage in Malaysia* [en línea]. Malaysia: Processes. [consulta: 8 de junio de 2024]. Disponible en: <https://www.semanticscholar.org/paper/Techno-Economic-Analysis-of-CO2-Capture-in-Offshore-Sukor-Shamsuddin/d82ae22a408f32327fae8daac75bdfa35ff8e877>

- [10] Rendra Panca Anugraha, Vibianti Dwi Pratiwi, Renanto, Juwari, Annisa Nurul Islami, Muhammad Yusuf Bakhtiar. *Techno-economic analysis of CO<sub>2</sub> cryogenic distillation from high CO<sub>2</sub> content gas field: A case study in Indonesia*. [en línea] (2024) [consulta: 6 de junio de 2024]. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0263876223008316>
- [11] Aqib Riaz, Lingyu Liu, Zelong Xu, Qingtan Liu, Mohammad Younas, Jianxin Li, Chen Luo d, Xiaohua Ma. *Nanocomposite membranes comprising covalent organic framework and polymer of intrinsic microporosity for efficient CO<sub>2</sub> separation* [en línea] (2024) [consulta: 18 de abril de 2024]. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1383586624009146>
- [12] Min Liu, Mitchell D. Nothling, Paul A. Webley, Qiang Fu\*, and Greg G. Qiao. *Postcombustion Carbon Capture Using Thin-Film Composite Membranes* [en línea] (2019) [consulta: 4 de mayo de 2024]. Disponible en: <https://pubs.acs.org/doi/10.1021/acs.accounts.9b00111>
- [13] Adolfo Iulianelli, Alfredo Cassano, et. al. *Membrane Engineering in the Circular Economy* [en línea]. Rende: Elsevier, 2022 [consulta: 4 de mayo de 2024]. ISBN 978-0-323-85253-1 (online). Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/book/9780323852531/membrane-engineering-in-the-circular-economy#book-info>
- [14] Ivaylo Hinkov<sup>1</sup>, Farida Darkrim Lamari<sup>2</sup>, Patrick Langlois<sup>2</sup>, Moussa Dicko<sup>2</sup>, Chavdar Chilev<sup>1,2</sup>, Ivan Pentchev. *CARBON DIOXIDE CAPTURE BY ADSORPTION* [en línea]. Villetaneuse. Disponible en: <https://journal.uctm.edu/node/j2016-6/1-Ivo-Hinkov-609-626.pdf>
- [15] Aditya Anugerah Putra, Juwari, R. Handogo, R. Gani. *Evaluation and Comparison of Carbon Dioxide Capture Using MEA and DEA* [en línea] (2016) [consulta: 6 de junio de 2024]. Disponible en: <https://www.semanticscholar.org/paper/Evaluation-and-Comparison-of-Carbon-Dioxide-Capture-Putra-Juwari/98fcb42a36a7a9f694b2b13f76ba7dc08ddd6d21>
- [16] Ana-Maria Cormos, Calin-Cristian Cormos. *Reducing the carbon footprint of cement industry by post-combustion CO<sub>2</sub> capture: Techno-economic and environmental assessment of a CCS project in Romania*. [en línea] (2017) [consulta: 6 de junio]. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0263876217303003>
- [17] Carlos A. Grande, R. Blom. *Cryogenic Adsorption of Methane and Carbon Dioxide on Zeolites 4A and 13X* [en línea] (2014) [consulta: 6 de junio de 2024]. Disponible en: <https://www.semanticscholar.org/paper/Cryogenic-Adsorption-of-Methane-and-Carbon-Dioxide-Grande-Blom/eb7bcd721c6d7beaa06c3e44050da036d1ed59d>
- [18] Usman Khana, Chukwuma C. Ogbaga, Okon-Akan Omolabake Abiodunc, Adekunle A. Adelekee, Peter P. Ikubanni, Patrick U. Okoye, Jude A. Okolie. *Assessing absorption-based CO<sub>2</sub> capture: Research progress and techno-economic assessment overview*. [en línea] (2023)

- [consulta: 8 de junio de 2024]. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S2772656823000295>
- [19] Hamadi Cherif. *Study and modeling of separation methods H<sub>2</sub>S from methane, selection of a method favoring H<sub>2</sub>S valorization* [en línea]. Tesis doctoral. Université Paris sciences et lettres, 2016. [consulta: 9 de junio de 2024]. Disponible en: [https://pastel.hal.science/tel-01764942/file/2016PSLEM074\\_archivage.pdf](https://pastel.hal.science/tel-01764942/file/2016PSLEM074_archivage.pdf)
- [20] Tengku Nur Adibah Tengku Hassan, Azmi Mohd Shariff, Mohd Mu'izzuddin Mohd Pauzi, Mai Syadiah Khidzir, and Amiza Surmi. *Insights on Cryogenic Distillation Technology for Simultaneous CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>S Removal for Sour Gas Fields* [en línea] (2022) [consulta: 10 de junio de 2024]. Disponible en: <https://www.ncbi.nlm.nih.gov/pmc/articles/PMC8879961/>
- [21] F. Shokrollahi, K.K. Lau, B. Partoon, A.M. Smith. *A review on the selection criteria for slow and medium kinetic solvents used in CO<sub>2</sub> absorption for natural gas purification* [en línea] (2022) [consulta: 10 de junio de 2024]. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1875510021005849>
- [22] Minghai Shen, Lige Tong, Shaowu Yin, Chuanping Liu, Li Wang, Wujun Feng, Yulong Ding. *Cryogenic technology progress for CO<sub>2</sub> capture under carbon neutrality goals.* [en línea] (2022) [consulta: 10 de junio de 2024]. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1383586622012904>
- [23] Tanumoy Banerjee, Julio Bravo, Carlos E. Romero, Tom Lowe, Greg Driscoll, Boyd Kreglow, Harold Schobert, Zheng Yao. *Process design and techno-economic analysis of activated carbon derived from anthracite coal* [en línea] (2024) [consulta: 14 de mayo de 2024]. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0301479724005115>
- [24] Aydin Turkyilmaz, Kaan Isinkaralar, Mehmet Dogan, Berna Kocer Kizilduman, Zeynep Bicil. *Production, characterization, and hydrogen storage properties of activated carbon from horse chestnut Shell.* [en línea] (2024) [consulta: 6 de junio]. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S2352554124002092>
- [25] Mui, E.L.K., Ko, D.C.K. and McKay, G. *Production of Activated Carbon and Characterization from Snail Shell Waste* [en línea] (2004) [consulta 7 de junio]. Disponible en: <https://www.scirp.org/reference/ReferencesPapers?ReferenceID=1387294>
- [26] M Molina-Sabio, F Rodríguez-Reinoso. *Role of chemical activation in the development of carbon porosity.* [en línea] (2004) [consulta: 16 de mayo de 2024]. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0927775704001992>
- [27] Jinze Li a, Wenfu Xie, Hua Zhou a, Zhenhua Li, Mingfei Shao. *Techno-economic analysis of electrochemical hydrogen production coupled with alternative oxidation.* [en línea] (2024) [consulta: 10 de junio de 2024]. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0009250924006225>

- [28] Michael Bowker. *Methanol Synthesis from CO<sub>2</sub> Hydrogenation*. [en línea] (2019) [consulta: 30 de abril de 2024]. Disponible en: <https://chemistry-europe.onlinelibrary.wiley.com/doi/full/10.1002/cctc.201900401>
- [29] Zhicong Wu, Ziyue Zhang, Gang Xu, Shiyu Ge, Xiaojun Xue, Heng Che. *Thermodynamic and economic analysis of a new methanol synthesis system coupled with a biomass integrated gasification combined cycle*. [en línea] (2024) [consulta: 30 de abril de 2024]. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0360544224014208>
- [30] Concepto de. *Óxidos metálicos*. [en línea]. Conceptode.com (2024) [consulta: 5 de junio de 2024]. Disponible en: <https://concepto.de/oxidos-metalicos/>
- [31] European Industrial Gases Association. *CARBON DIOXIDE FOOD AND BEVERAGES GRADE, SOURCE QUALIFICATION, QUALITY STANDARDS AND VERIFICATION*. [en línea] Eiga.eu, (2008) [consulta: 5 de junio]. Disponible en: <https://www.eiga.eu/uploads/documents/DOC070.pdf>
- [32] The Insight Partners. *Mercado de bicarbonato de sodio: mapeo competitivo y perspectivas estratégicas para 2031*. [en línea]. Theinsightpartners.com, (2021) [consulta: 15 de junio]. Disponible en: <https://www.theinsightpartners.com/es/reports/sodium-bicarbonate-market>
- [33] Bussiness Research Insights. *Resumen del Informe del Mercado del Bicarbonato de Sodio de Grado Alimentario*. [en línea]. Businessresearchinsights.com, (2024) [consulta: 15 de junio de 2024]. Disponible en: <https://www.businessresearchinsights.com/es/market-reports/food-grade-sodium-bicarbonate-market-109578>
- [34] Proquinsa. *La industria cosmética y el Bicarbonato de Sodio* [en línea]. Proquinsa.com (2024) [consulta: 15 de junio de 2024]. Disponible en: <https://proquinsa.com/productos/bicarbonato-de-sodio/la-industria-cosmetica-y-el-bicarbonato-de-sodio/>
- [35] Proquinsa. *La industria alimentaria y el bicarbonato de sodio*. [en línea]. Proquinsa.com, (2024) [consulta: 15 de junio de 2024]. Disponible en: <https://proquinsa.com/productos/bicarbonato-de-sodio/la-industria-alimentaria-y-el-bicarbonato-de-sodio/>
- [36] D. Castro-Yáñez, M. Erans, A. Peral, R. Sanz, J. González-Aguilar, M. Romero, L. Briones, E.S. Sanz-Pérez, J.M. Escola. *The key role played by mesoporous alumina as binder for obtaining ultra-hard CaO based pellets for thermochemical heat storage leveraging the CaO/CaCO<sub>3</sub> cycle*. [en línea] (2024) [consulta: 10 de junio de 2024]. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0959652624011508>
- [37] Reg Adams. *Omya raises CaCO<sub>3</sub> prices worldwide*. [en línea] (2021) [consulta: 15 de junio de 2024]. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0969621021001120>

- [38] Mordor Intelligence. *Carbonato de calcio Tendencias del Mercado* [en línea]. Mordorintelligence.com (2024) [consulta: 15 de junio de 2024]. Disponible en: <https://www.mordorintelligence.com/es/industry-reports/calcium-carbonate-market/market-trends>
- [39] Kamran M. Nemati, Jeff S. Uhlmeier. *Accelerated construction of urban intersections with Portland Cement Concrete Pavement (PCCP)*. [en línea]. (2021) [consulta: 15 de junio de 2024]. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S2214509521000140>
- [40] Codan S.A. [en línea]. Codan.es, (2024) [consulta: 6 de abril de 2024]. Disponible en: <https://codan.es/>
- [41] Instituto para la Salud Geoambiental. *El dióxido de azufre (SO<sub>2</sub>)*. [en línea]. Saludgeoambiental.org, (2024) [consulta: 5 de junio de 2024]. Disponible en: <https://www.saludgeoambiental.org/dioxido-azufre-so2/>
- [42] Manfred Koebel, Giuseppe Madia, Martin Elsener. *Selective catalytic reduction of NO and NO<sub>2</sub> at low temperatures* [en línea] (2002) [consulta: 4 de mayo de 2024]. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0920586102000068>
- [43] MITECO. *Ministerio para la Transición Ecológica y el Reto Demográfico: Óxidos de Nitrógeno* [en línea] (2024) [consulta: 5 de junio de 2024]. Disponible en: <https://www.miteco.gob.es/es/calidad-y-evaluacion-ambiental/temas/atmosfera-y-calidad-del-aire/calidad-del-aire/salud/oxidos-nitrogeno.html>
- [44] Omodele Ibraheem, Ayodeji E. Falodun, Jude Akinyelu, Oluwatobiloba M. Ogundipe, Pelumi D. Ibikunle, Matthew D. Ezema, Olubukola H. Oyeniran, Onyinyechi R. Nwagwe, Ikenna M. Odoh, Augustine O. Olusola, John M. Ajayi. *NaHCO<sub>3</sub> treatment potentiates the nutritional qualities and androgenic capabilities of bambara (Vigna subterranean L. Verdc) groundnut sedes* [en línea] (2023) [consulta: 10 de junio de 2024]. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S2772753X23001004>
- [45] B. Haut, V. Halloin, T. Cartage, A. Cockx. *Production of sodium bicarbonate in industrial bubble columns*. [en línea] (2004) [consulta: 16 de mayo de 2024]. Disponible en: <https://www.semanticscholar.org/paper/Production-of-sodium-bicarbonate-in-industrial-Haut-Halloin/8408b2a0ecf0e26d06029dbf52ea9edf50f53d89>
- [46] Hao Li, Ligang Zheng, Jian Wang, Xi Wang, Mengtao Xu, Qiankun Luo, Zhuo Xu. *Synergistic inhibition of methane/air explosions by NaHCO<sub>3</sub> particles with a bimodal size distribution* [en línea] (2024) [consulta: 26 de junio de 2024]. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0032591024003991>

- [47] Eduard Araujo-Lopez, Juan Sebastian Lopez-Echeverry, Simón Reif-Acherman. *The Antoine equation of state: Rediscovering the potential of an almost forgotten expression for calculating volumetric properties of pure compounds* [en línea] (2018) [consulta: 11 de junio de 2024]. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S000925091730667X>
- [48] Marco Spitoni, Mariano Pierantozzi, Gabriele Comodi, Fabio Polonara, Alessia Arteconi. *Theoretical evaluation and optimization of a cryogenic technology for carbon dioxide separation and methane liquefaction from biogas*. [en línea] (2019) [consulta: 5 de mayo de 2024]. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1875510018305353>
- [49] Hongwei Li, Rongjun Zhang, Tianye Wang, Xia Sun, Chaopeng Hou, Run Xu, Yu Wu, Zhigang Tang. *Simulation of H<sub>2</sub>S and CO<sub>2</sub> removal from IGCC syngas by cryogenic distillation*. [en línea] (2022) [consulta: 11 de junio de 2024]. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S2772656821000129>
- [50] Ataallah Soltani Goharrizi & Bahador Abolpour. *Estimation of sodium bicarbonate crystal size distributions in a steady-state bubble column reactor* [en línea]. Irán: Springer, (2011) [consulta: 16 de mayo de 2024]. Disponible en: <https://link.springer.com/article/10.1007/s11164-011-0470-0>
- [51] Shifeng Jiang, Yuande Zhang, Zhibao Li. *A new industrial process of NaHCO<sub>3</sub> and its crystallization kinetics by using the common ion effect of Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub>* [en línea] (2019) [consulta: 6 de mayo de 2024]. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S1385894718324987>
- [52] Córdova Uvidia, Edwin Javier. *Diseño de un reactor para la síntesis de principios activos derivados del ácido barbitúrico*. [en línea]. Tesis doctoral. Escuela Superior Politécnica de Chimborazo, (2018), [consulta: 21 de junio de 2024]. Disponible en: <http://dspace.espace.edu.ec/handle/123456789/8656>
- [53] Ocu. *Evolución del precio de la luz*. [en línea] Ocu.org, (2024) [consulta: 25 de junio de 2024]. Disponible en: <https://www.ocu.org/vivienda-y-energia/gas-luz/informe/precio-luz>
- [54] Mordor Intelligence. *Industria de Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> - Análisis de tamaño y participación - Tendencias y pronósticos de crecimiento (2024 - 2029)* [en línea]. Mordorintelligence.org, (2024) [consulta: 15 de junio de 2024]. Disponible en: <https://www.mordorintelligence.com/es/industry-reports/detergents-market>
- [55] Total Energies. *Derechos de emisión de CO<sub>2</sub> en las empresas*. [en línea]. Totalenergies.es, (2024) [consulta: 17 de junio de 2024]. Disponible en: <https://www.totalenergies.es/es/pymes/blog/derechos-de-emision-co2-empresas>
- [56] Explora Cuevas. *Formación de cuevas: procesos geológicos y naturales explicados* [en línea] Exploracuevas.com (2023) [consulta: 5 de junio de 2024]. Disponible en:

<https://exploracuevas.com/cuevas/formacion-de-cuevas-procesos-geologicos-y-naturales-explicados/>

- [57] Maximilian Hansen, Tobias Kluge, Denis Scholz. *Investigation of disequilibrium clumped isotope fractionation in (speleothem) CaCO<sub>3</sub> with cave analogous laboratory experiments using thin films of flowing solution* [en línea] (2022) [consulta: 5 de junio de 2024]. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0016703721007250>
- [58] Lei Yu, Leyla M. Daniels, Josephina J.P.A. Mulders, Giuseppe D. Saldi, Anna L. Harrison, Li Liu, Eric H. Oelkers. *An experimental study of gypsum dissolution coupled to CaCO<sub>3</sub> precipitation and its application to carbon storage* [en línea] (2019) [consulta: 5 de junio de 2024]. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0009254119303730>
- [59] Zahra Madihi, Reza Arefinia, Amir Muhammad, Mohammad Younas, Mashallah Rezakazemi. *Investigation of CaCO<sub>3</sub> precipitation kinetics using environment-friendly inhibitors based on amide, carboxylic and sulfonic groups in ASTM D1141 standard solution* [en línea] (2024) [consulta: 10 de junio de 2024]. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0263876224000613>
- [60] William B. White and David C. Culver. *Encyclopedia of Caves* [en línea]. Pensilvania: The Pennsylvania State University, (2012) [consulta: 10 de junio de 2024]. ISBN 978-0-12-383832-2 (online). Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/book/9780123838322/encyclopedia-of-caves#book-description>
- [61] Ping Sun, John R. Grace, C. Jim Lim, Edward J. Anthony. *Determination of intrinsic rate constants of the CaO–CO<sub>2</sub> reaction* [en línea] (2008) [consulta: 10 de junio de 2024]. Disponible en: <https://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0009250907007002>
- [62] Mordor Intelligence. *Tamaño del mercado de óxido de calcio y análisis de participación tendencias de crecimiento y pronósticos (2024-2029)* Source: <https://www.mordorintelligence.com/es/industry-reports/calcium-oxide-market> [en línea] Mordorintelligence.com (2024) [consulta: 15 de junio de 2024]. Disponible en: <https://www.mordorintelligence.com/es/industry-reports/calcium-oxide-market>

## 7. Anexos

### Anexo I. Datos de emisiones de la empresa de repostería industrial

Tabla 21. Conjunto de tablas donde se encuentran recogidos los valores de las emisiones de cada contaminante y las características de cada chimenea de la fábrica

FOCO 1				FOCO 2			
PROPIEDADES		COMPUESTOS (kg/h)		PROPIEDADES		COMPUESTOS (kg/h)	
T (°C)	203,2	CO <sub>2</sub>	98,92	T (°C)	169,3	CO <sub>2</sub>	57,51
P (kPa)	101,7	CO	0,012	P (kPa)	101,7	CO	0,013
P (bar)	1,017	O <sub>2</sub>	518,447	P (bar)	1,017	O <sub>2</sub>	592,479
v (m/s)	10,5	N <sub>2</sub>	1950,347	v (m/s)	10,5	N <sub>2</sub>	2228,851
D (m)	0,3	H <sub>2</sub> O	80,935	D (m)	0,3	H <sub>2</sub> O	47,054
L (m)	1,5	SO <sub>2</sub>	0,028	L (m)	1,4	SO <sub>2</sub>	0,029
m <sub>seco</sub> (m <sup>3</sup> /h)	1496,5	NO	0,134	m <sub>seco</sub> (m <sup>3</sup> /h)	1606,1	NO	0,068
m <sub>total</sub> (m <sup>3</sup> /h)	2671,9	NO <sub>2</sub>	0,009	m <sub>total</sub> (m <sup>3</sup> /h)	2671,9	NO <sub>2</sub>	0,010

FOCO 3				FOCO 4			
PROPIEDADES		COMPUESTOS (kg/h)		PROPIEDADES		COMPUESTOS (kg/h)	
T (°C)	180,0	CO <sub>2</sub>	30,12	T (°C)	288,7	CO <sub>2</sub>	77,63
P (kPa)	101,7	CO	0,011	P (kPa)	101,7	CO	0,003
P (bar)	1,017	O <sub>2</sub>	373,073	P (bar)	1,017	O <sub>2</sub>	70,493
v (m/s)	7,1	N <sub>2</sub>	1403,463	v (m/s)	4,8	N <sub>2</sub>	265,190
D (m)	0,3	H <sub>2</sub> O	24,644	D (m)	0,3	H <sub>2</sub> O	63,515
L (m)	1,5	SO <sub>2</sub>	0,018	L (m)	2,0	SO <sub>2</sub>	0,007
m <sub>seco</sub> (m <sup>3</sup> /h)	1060,6	NO	0,035	m <sub>seco</sub> (m <sup>3</sup> /h)	404,6	NO	0,047
m <sub>total</sub> (m <sup>3</sup> /h)	1806,7	NO <sub>2</sub>	0,006	m <sub>total</sub> (m <sup>3</sup> /h)	848,2	NO <sub>2</sub>	0,002

FOCO 5				FOCO 6			
PROPIEDADES		COMPUESTOS (kg/h)		PROPIEDADES		COMPUESTOS (kg/h)	
T (°C)	268,5	CO <sub>2</sub>	65,16	T (°C)	240,8	CO <sub>2</sub>	49,06
P (kPa)	101,2	CO	0,807	P (kPa)	101,7	CO	0,002
P (bar)	1,012	O <sub>2</sub>	98,050	P (bar)	1,017	O <sub>2</sub>	61,311
v (m/s)	6,1	N <sub>2</sub>	368,856	v (m/s)	3,1	N <sub>2</sub>	230,646
D (m)	0,3	H <sub>2</sub> O	53,313	D (m)	0,3	H <sub>2</sub> O	40,140
L (m)	2,0	SO <sub>2</sub>	0,028	L (m)	2,0	SO <sub>2</sub>	0,005
m <sub>seco</sub> (m <sup>3</sup> /h)	527,2	NO	0,008	m <sub>seco</sub> (m <sup>3</sup> /h)	286,5	NO	0,024
m <sub>total</sub> (m <sup>3</sup> /h)	1078,0	NO <sub>2</sub>	0,011	m <sub>total</sub> (m <sup>3</sup> /h)	547,8	NO <sub>2</sub>	0,002

FOCO 7				FOCO 8			
PROPIEDADES		COMPUESTOS (kg/h)		PROPIEDADES		COMPUESTOS (kg/h)	
T (°C)	239,1	CO <sub>2</sub>	54,98	T (°C)	266,4	CO <sub>2</sub>	20,56
P (kPa)	101,7	CO	0,003	P (kPa)	101,7	CO	0,007
P (bar)	1,017	O <sub>2</sub>	71,098	P (bar)	1,017	O <sub>2</sub>	193,818
v (m/s)	3,5	N <sub>2</sub>	267,464	v (m/s)	6,8	N <sub>2</sub>	729,126
D (m)	0,3	H <sub>2</sub> O	44,984	D (m)	0,3	H <sub>2</sub> O	16,822
L (m)	2,0	SO <sub>2</sub>	0,005	L (m)	1,7	SO <sub>2</sub>	0,010
m <sub>seco</sub> (m <sup>3</sup> /h)	324,1	NO	0,033	m <sub>seco</sub> (m <sup>3</sup> /h)	589,3	NO	0,015
m <sub>total</sub> (m <sup>3</sup> /h)	618,5	NO <sub>2</sub>	0,028	m <sub>total</sub> (m <sup>3</sup> /h)	1201,7	NO <sub>2</sub>	0,004

FOCO 9			
PROPIEDADES		COMPUESTOS (kg/h)	
T (°C)	209,9	CO <sub>2</sub>	12,31
P (kPa)	101,2	CO	0,157
P (bar)	1,012	O <sub>2</sub>	339,536
v (m/s)	9,7	N <sub>2</sub>	1277,300
D (m)	0,3	H <sub>2</sub> O	10,072
L (m)	1,7	SO <sub>2</sub>	0,016
m <sub>seco</sub> (m <sup>3</sup> /h)	945,6	NO	0,027
m <sub>total</sub> (m <sup>3</sup> /h)	1714,1	NO <sub>2</sub>	0,006

FOCO 10			
PROPIEDADES		COMPUESTOS (kg/h)	
T (°C)	139,1	CO <sub>2</sub>	15,57
P (kPa)	101,2	CO	0,078
P (bar)	1,012	O <sub>2</sub>	37,175
v (m/s)	2,6	N <sub>2</sub>	139,850
D (m)	0,3	H <sub>2</sub> O	12,739
L (m)	3,0	SO <sub>2</sub>	0,033
m <sub>seco</sub> (m <sup>3</sup> /h)	490,6	NO	0,019
m <sub>total</sub> (m <sup>3</sup> /h)	661,6	NO <sub>2</sub>	0,001

FOCO 11			
PROPIEDADES		COMPUESTOS (kg/h)	
T (°C)	302,1	CO <sub>2</sub>	68,04
P (kPa)	101,2	CO	0,078
P (bar)	1,012	O <sub>2</sub>	81,953
v (m/s)	2,6	N <sub>2</sub>	308,299
D (m)	0,4	H <sub>2</sub> O	55,669
L (m)	4,7	SO <sub>2</sub>	0,008
m <sub>seco</sub> (m <sup>3</sup> /h)	490,6	NO	0,035
m <sub>total</sub> (m <sup>3</sup> /h)	1061,5	NO <sub>2</sub>	0,003

CORRIENTE DE PROCESO			
PROPIEDADES		COMPUESTOS (kg/h)	
T (°C)	210,4	CO <sub>2</sub>	549,86
P (kPa)	101,7	CO	1,171
P (bar)	1,017	O <sub>2</sub>	2437,434
v (m/s)	-	N <sub>2</sub>	9169,394
D (m)	-	H <sub>2</sub> O	449,885
L (m)	-	SO <sub>2</sub>	0,187
m <sub>seco</sub> (m <sup>3</sup> /h)	8221,7	NO	0,445
m <sub>total</sub> (m <sup>3</sup> /h)	14882,0	NO <sub>2</sub>	0,082

## Anexo II. Influencia de la presión de operación de los reactores

Tabla 22. Influencia de la presión en la  $Y_{CO_2}$  del reactor de  $NaHCO_3$

P (bar)	CO <sub>2</sub> (kmol/h)	Y <sub>CO<sub>2</sub></sub>
0	6,831	0,4481
1	6,831	0,4481
5	6,834	0,4479
10	6,838	0,4476
15	6,842	0,4472
20	6,846	0,4469
25	6,850	0,4466
30	6,854	0,4463
35	6,858	0,4459
40	6,862	0,4456
45	6,866	0,4453
50	6,870	0,4450
55	6,874	0,4447
60	6,877	0,4444
65	6,881	0,4440
70	6,885	0,4437
75	6,889	0,4434
80	6,893	0,4431
85	6,897	0,4428
90	6,901	0,4425
95	6,904	0,4422
100	6,908	0,4419

Tabla 23. Influencia de la presión en la  $Y_{CO_2}$  del reactor de  $CaCO_3$

Presión (bar)	CO <sub>2</sub> (kmol/h)	Y <sub>CO<sub>2</sub></sub>
0,01	5,073	0,5936
0,1	5,074	0,5935
0,5	5,076	0,5933
1,0	5,079	0,5931
1,5	5,082	0,5928
2,0	5,085	0,5926
2,5	5,088	0,5924
3,0	5,091	0,5921
3,5	5,094	0,5919
4,0	5,097	0,5917
4,5	5,099	0,5914
5,0	5,102	0,5912

### Anexo III. Cálculo de costes de equipos.

- **Columna:**

Los datos de diseño de la columna serán:  $P_D=2,804 \text{ kg/cm}^2\text{g}$ ,  $\varnothing=0,946 \text{ m}$  y  $H = 18,23 \text{ m}$ .

$$V = \pi \cdot (\varnothing/2)^2 \cdot H = \pi \cdot \left(\frac{0,946}{2}\right)^2 \cdot 18,23 = 12,81 \text{ (m}^3\text{)} \quad (\text{Ec. 34})$$

$$V' = 14 \text{ (m}^3\text{)} \rightarrow \varnothing' = 0,988 \text{ (m)} \quad (\text{Ec. 35})$$

$$e = \frac{2,804 \cdot (0,988/2) \cdot 1000}{51055 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 2,804} + 1,5 = 3,05 \text{ (mm)} \quad (\text{Ec. 36})$$

$$W = 0,0246 \cdot 0,988 \cdot [18,23 + 0,8 \cdot 0,988] \cdot [3,05 + 2] = 2,33 \text{ (Tm)} \quad (\text{Ec. 37})$$

$$C = 13.014 \cdot 2,33^{0,92} \cdot \left(\frac{18,23}{0,988}\right)^{-0,15} \cdot \left(\frac{3,05}{8}\right)^{-0,21} = \mathbf{38.000\text{€}} \quad (\text{Ec. 38})$$

- **Reactor:**

Los datos de diseño del reactor serán:  $P_D=1,121 \text{ kg/cm}^2\text{g}$  y  $V=175 \text{ m}^3$ , que con el sobredimensionamiento sería de  $192,5 \text{ m}^3$ . Para calcular el  $\varnothing$  (m) y la  $H$  (m), se utiliza la Ec. 37. La relación  $H/\varnothing$  se ha considerado en un rango de 1-4 según el diseño de un reactor agitado, determinando finalmente su valor óptimo en 4 [52].

$$V = \pi \cdot (\varnothing/2)^2 \cdot H = \pi \cdot (\varnothing/2)^2 \cdot 4 \cdot \varnothing = \pi \cdot \varnothing^3 \rightarrow \varnothing = \sqrt[3]{V/\pi} = \sqrt[3]{192,5/\pi} = 3,819 \text{ (m)} \quad (\text{Ec. 39})$$

$$e = \frac{1,151 \cdot (3,819/2) \cdot 1000}{1055 \cdot 0,85 - 0,6 \cdot 1,121} + 4 = 3,89 \text{ (mm)} \quad (\text{Ec. 40})$$

$$W = 0,0246 \cdot 3,819 \cdot [18,23 + 0,8 \cdot 3,819] \cdot [4 + 4] = 13,6 \text{ (Tm)} \quad (\text{Ec. 41})$$

$$C = 1,34 \cdot 13.014 \cdot 13,6^{0,92} \cdot \left(\frac{18,23}{3,819}\right)^{-0,15} \cdot \left(\frac{3,89}{8}\right)^{-0,21} = \mathbf{195.000\text{€}} \quad (\text{Ec. 42})$$

## Anexo IV. Evaluación económica.

A continuación, se muestran las ecuaciones para calcular el Sumatorio de Flujos Netos de Caja Actualizados ( $\Sigma$ FNCA).

- **Capital Circulante (T):**

$$T = \frac{\text{Costes}_{\text{CaCO}_3}}{365} \cdot 15 \quad (\text{Ec. 43})$$

- **Total Fondos Invertidos (FI):**  $FI = \text{ISBL} + T$  (Ec. 44)

Las ventas (V) serán la producción del producto final ( $\text{NaHCO}_3$  o  $\text{CaCO}_3$ ) y el ahorro de multas por emisiones de dióxido de carbono a la atmósfera. Los costes totales (CT) serán los de la materia prima ( $\text{Na}_2\text{CO}_3$  o  $\text{CaO}$ ).

- **Margen Bruto (MB):**  $MB = V - C$  (Ec. 45)

- **Amortización (A):**  $A = FI/7$  (Ec. 46)

- **Beneficios Antes de Impuestos (BAI):**

$$\text{BAI} = V - C - A \quad (\text{Ec. 47})$$

- **Impuestos (I):**  $I = \text{BAI} \cdot 0,25$  (Ec. 48)

- **Beneficios Después de Impuestos (BDI):**

$$\text{BDI} = \text{BAI} - I \quad (\text{Ec. 49})$$

- **Fondos Generados (FG):**

$$\text{FG} = \text{BDI} + A \quad (\text{Ec. 50})$$

- **Flujo de Caja o movimientos de fondos (FC):**

$$\text{FC} = \text{FG} - FI \quad (\text{Ec. 51})$$

- **Interés de referencia (k):**  $k = 0, 1$

- **Coefficiente de actualización (F. act):** donde j se corresponde con el año de operación.

$$\text{F. act} = 1/(1 + k)^j \quad (\text{Ec. 52})$$

- **Flujo Neto de Caja Actual (FNCA):**

$$\text{FNCA} = \text{FC} \cdot \text{F. act} \quad (\text{Ec. 53})$$

- **Sumatorio de los Flujos de Caja ( $\Sigma$ FNCA):**

Cada Sumatorio de Flujo de Caja será la suma del  $\Sigma$ FNCA del año anterior más el FNCA del año en curso.

Tabla 24. FNCA año 0 - año 5. Línea de trabajo de NaHCO<sub>3</sub>

Año de Operación	0	1	2	3	4	5
ISBL	722.240	2.888.960				
T		361.120				
FI	722.240	3.250.080				
V			1.436.440	1.503.277	1.573.323	1.646.730
C			470.459	443.518	461.259	479.709
MB			965.981	1.059.760	1.112.064	1.167.021
A			567.474	567.474	567.474	567.474
BAI			398.507	492.285	544.590	599.547
I			99.627	123.071	136.147	149.887
BDI			298.880	369.214	408.442	449.660
FG			866.354	936.688	975.917	1.017.135
FC	-722.240	-3.250.080	866.354	936.688	975.917	1.017.135
FNCA	-722.240	-2.954.618	715.995	703.748	666.564	631.561
ΣFNCA	-722.240	-3.676.858	-2.960.863	-2.257.115	-1.590.551	-958.990

Tabla 25. FNCA año 6 - año 11. Línea de trabajo de NaHCO<sub>3</sub>

Año de Operación	6	7	8	9	10	11
ISBL						
T	361.120					
FI	361.120					
V	1.723.661	1.804.285	1.888.779	1.977.328	2.070.128	2.167.382
C	498.897	518.853	539.607	561.192	583.639	606.985
MB	1.224.764	1.285.432	1.349.171	1.416.137	1.486.489	1.560.397
A	567.474	567.474	567.474			
BAI	657.290	717.958	781.697	1.416.137	1.486.489	1.560.397
I	164.322	179.489	195.424	354.034	371.622	390.099
BDI	492.967	538.468	586.273	1.062.102	1.114.866	1.170.298
FG	1.060.442	1.105.942	1.153.747	1.062.102	1.114.866	1.170.298
FC	1.421.562	1.105.942	1.153.747	1.062.102	1.114.866	1.170.298
FNCA	802.434	567.523	538.232	450.435	429.829	410.182
ΣFNCA	-156.556	410.968	949.199	1.399.634	1.829.464	2.239.646

Tabla 26. FNCA año 12 - año 15. Línea de trabajo de NaHCO<sub>3</sub>

Año de Operación	12	13	14	15
ISBL				
T				
FI				
V	2.269.304	2.376.119	2.488.061	2.605.375
C	631.264	656.515	682.775	710.086
MB	1.638.040	1.719.604	1.805.285	1.895.289
A				
BAI	1.638.040	1.719.604	1.805.285	1.895.289
I	409.510	429.901	451.321	473.822
BDI	1.228.530	1.289.703	1.353.964	1.421.467
FG	1.228.530	1.289.703	1.353.964	1.421.467
FC	1.228.530	1.289.703	1.353.964	1.421.467
FNCA	391.448	373.581	356.541	340.288
ΣFNCA	2.631.093	3.004.674	3.361.215	3.701.503

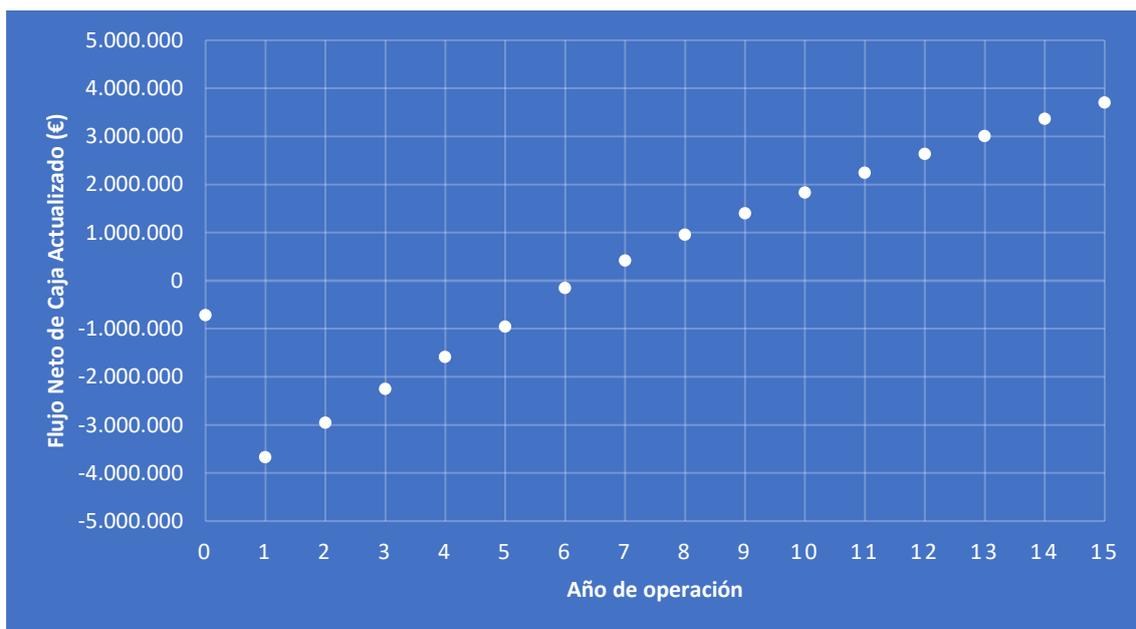


Figura 14. Pay-Back Dinámico: FNCA en función del año de operación. Línea de trabajo de NaHCO<sub>3</sub>

Tabla 27. FNCA año 0 - año 5. Línea de trabajo de CaCO<sub>3</sub>

Año de Operación	0	1	2	3	4	5
ISBL	765.519	3.062.075				
T		382.759				
FI	765.519	3.444.834				
V			2.080.743	2.264.050	2.463.854	2.681.641
C			528.192	554.074	581.224	609.703
MB			1.552.550	1.709.976	1.882.631	2.071.938
A			601.479	601.479	601.479	601.479
BAI			951.071	1.108.497	1.281.152	1.470.459
I			237.768	277.124	320.288	367.615
BDI			713.304	831.373	960.864	1.102.844
FG			1.314.783	1.432.852	1.562.343	1.704.323
FC	-765.519	-3.444.834	1.314.783	1.432.852	1.562.343	1.704.323
FNCA	-765.519	-3.131.667	1.086.597	1.076.523	1.067.101	1.058.250
ΣFNCA	-765.519	-3.897.186	-2.810.589	-1.734.066	-666.965	391.286

Tabla 28. FNCA año 6 - año 11. Línea de trabajo de CaCO<sub>3</sub>

Año de Operación	6	7	8	9	10	11
ISBL						
T	382.759					
FI	382.759					
V	2.919.029	3.177.781	3.459.822	3.767.246	4.102.338	4.467.588
C	639.579	670.918	703.793	738.279	774.455	812.403
MB	2.279.450	2.506.863	2.756.028	3.028.966	3.327.883	3.655.185
A	601.479	601.479	601.479			
BAI	1.677.971	1.905.384	2.154.549	3.028.966	3.327.883	3.655.185
I	419.493	476.346	538.637	757.242	831.971	913.796
BDI	1.258.478	1.429.038	1.615.912	2.271.725	2.495.912	2.741.389
FG	1.859.957	2.030.517	2.217.391	2.271.725	2.495.912	2.741.389
FC	1.477.198	2.030.517	2.217.391	2.271.725	2.495.912	2.741.389
FNCA	833.840	1.041.976	1.034.429	963.433	962.282	960.840
ΣFNCA	1.225.125	2.267.101	3.301.531	4.264.964	5.227.246	6.188.086

Tabla 29. FNCA año 12 - año 15. Línea de trabajo de CaCO<sub>3</sub>

Año de Operación	12	13	14	15
ISBL				
T				
FI				
V	4.865.711	5.299.665	5.772.675	6.288.256
C	852.211	893.969	937.774	983.725
MB	4.013.500	4.405.696	4.834.901	5.304.531
A				
BAI	4.013.500	4.405.696	4.834.901	5.304.531
I	1.003.375	1.101.424	1.208.725	1.326.133
BDI	3.010.125	3.304.272	3.626.176	3.978.398
FG	3.010.125	3.304.272	3.626.176	3.978.398
FC	3.010.125	3.304.272	3.626.176	3.978.398
FNCA	959.119	957.130	954.885	952.397
ΣFNCA	7.147.205	8.104.334	9.059.220	10.011.617

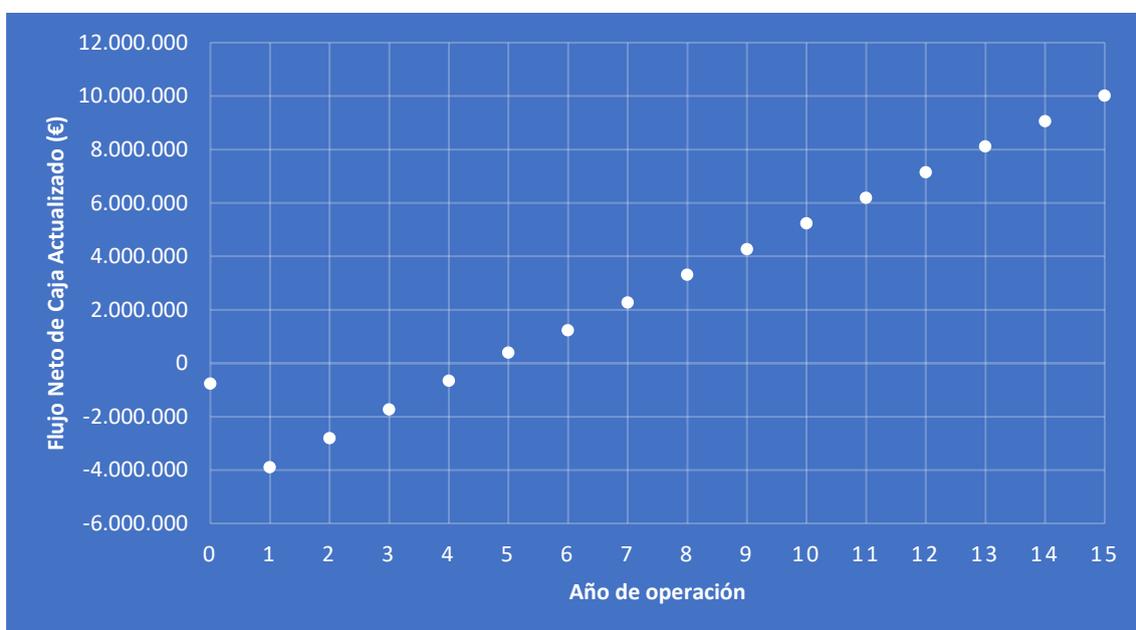


Figura 15. Pay-Back Dinámico: FNCA en función del año de operación. Línea de trabajo de CaCO<sub>3</sub>

## Anexo V. Simulaciones adjuntas.

En base a lo explicado en el apartado correspondiente a este Anexo V, la simulación *COLUMNA DE DESTILACIÓN CRIOGÉNICA.apwz* se corresponde con las corrientes y equipos que hay entre (ver Figura 3) la entrada de la corriente de proceso en el sistema (CP-1) y el intercambiador (CC-3) posterior al reactor. La simulación *GASIFICANTE.apwz* contiene el reactor de producción de gasificante. La simulación *CALCITA.apwz* contiene el reactor de producción de carbonato cálcico.