



UNIVERSITAT  
POLITÈCNICA  
DE VALÈNCIA



ESCUELA TÉCNICA  
SUPERIOR INGENIERÍA  
INDUSTRIAL VALENCIA

TRABAJO FIN DE GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA



# DISEÑO DE UN PROCESO PARA LA ELIMINACIÓN DE CO<sub>2</sub> MEDIANTE CONTACTORES DE MEMBRANA DURANTE EL ENDULZAMIENTO DE UN CAUDAL DE 500 m<sup>3</sup>/h DE GAS NATURAL

AUTOR: YUEYAO JIA

TUTOR: MARÍA CINTA VINCENT VELA

COTUTORA  BEATRIZ ELENA CUARTAS URIBE

Curso Académico: 2021-22 

## **Agradecimientos**

Quiero aprovechar la ocasión para agradecer el apoyo recibido para realizar este trabajo fin de grado, especialmente a mis tutoras Beatriz Cuarta y María Cinta, por toda la ayuda que me han dado, los consejos, los ánimos y el tiempo que me han dedicado.

También quiero la gracia a Miguel Arnal. Gracias por tu apoyo en la corrección del diseño de la planta, desde luego sin tus ayudas, este trabajo no ha sido lo mismo.

Finalmente, me gustaría agradecer a mi familia y amigos por el apoyo moral que me han ofrecido, sin ello no podría hacer seguido adelante.

## Resumen

La tecnología actualmente más utilizada en el endulzamiento del Gas Natural es la absorción y posterior desorción utilizando diferentes tipos de disolventes y concentraciones. Sin embargo, el uso de la tecnología de la membrana es una opción viable para esta aplicación, debido a que presenta un mayor rendimiento tecnológico y económico.

En este TFG se diseña un proceso de endulzamiento del Gas Natural usando tecnologías de membrana emergentes, contactores de membrana. Tras una extensa búsqueda bibliográfica se seleccionan los parámetros de diseño de la instalación más adecuados para lograr la eliminación del CO<sub>2</sub> junto con otros gases ácidos como el H<sub>2</sub>S, así como las características de la membrana y el disolvente usado en el proceso. Todo ello permitirá eliminar el contenido en dióxido de carbono mediante contactores de la membrana, así como la regeneración del disolvente empleado y posteriores aplicaciones del CO<sub>2</sub> eliminado del gas natural.

En el diseño se consideran dos secciones diferenciadas: primero una absorción mediante contactores y posteriormente una desorción. La principal ventaja de usar contactores de membrana para endulzar el Gas Natural frente al proceso convencional son la alta selectividad, el modularidad y la flexibilidad del proceso, lo que se traduce en menores costes frente al proceso convencional.

**Palabras claves:** Gas Natural, Endulzamiento, Contactor de membrana, eliminación de CO<sub>2</sub>.

## Resum

La tecnologia actualment més utilitzada en l'endolçament del Gas Natural és l'absorció i posterior desorció utilitzant diferents tipus de dissolvents i concentracions. No obstant això, l'ús de la tecnologia de la membrana és una opció viable per a esta aplicació, pel fet que presenta un major rendiment tecnològic i econòmic.

En este TFG es dissenya un procés d'endolçament del Gas Natural usant tecnologies de membrana emergents, contactors de membrana. Després d'una extensa busca bibliogràfica se seleccionen els paràmetres de disseny de la instal·lació més adequats per aconseguir l'eliminació del CO<sub>2</sub> junt amb altres gasos àcids com el H<sub>2</sub>S, així com les característiques de la membrana i el dissolvent usat en el procés. Tot això permetrà eliminar el contingut en diòxid de carboni per mitjà de contactors de la membrana, així com la regeneració del dissolvent empleat i posteriors aplicacions del CO<sub>2</sub> eliminat del gas natural.

En el disseny es consideren dos seccions diferenciades: primer una absorció per mitjà de contactors i posteriorment una desorció. El principal avantatge d'usar contactors de membrana per a endolcir el Gas Natural enfront del procés convencional són l'alta selectivitat, el modularitat i la flexibilitat del procés, la qual cosa es tradueix en menors costos enfront del procés convencional.

**Paraules claus:** Gas Natural, endolçament, Contactor de membrana, eliminació de CO<sub>2</sub>.

## Abstract

The technology currently most used in the sweetening of Natural Gas is absorption and subsequent desorption using different types of solvents and concentrations. However, the use of membrane technology is a viable option for this application, due to its higher technological and economic performance.

In this work a Natural Gas sweetening process is designed using emerging membrane technologies, membrane contactors. After an extensive literature search, the most suitable design parameters of the installation are selected to achieve the removal of CO<sub>2</sub> together with other acid gases such as H<sub>2</sub>S, as well as the characteristics of the membrane and the solvent used in the process. All this will allow the elimination of the carbon dioxide content by means of membrane contactors, as well as the regeneration of the solvent used and subsequent applications of the CO<sub>2</sub> eliminated from the natural gas.

Two different sections are considered in the design: first an absorption by contactors and then a desorption. The main advantages of using membrane contactors to sweeten natural gas compared to the conventional process are the high selectivity, the modularity and the flexibility of the process, which translates into lower costs compared to the conventional process.

Keywords: Natural Gas, Sweetening, Membrane Contactor, CO<sub>2</sub> removal.

# Índice del Proyecto

Documento I: Memoria

Documento II: Planos

Documento III: Presupuesto

Documento I:

MEMORIA

## ÍNDICE DE LA MEMORIA

1. Justificación .....	1
2. Objetivos.....	5
3. Introducción .....	6
3.1 Separación de gas por membrana (MGS).....	9
3.1.1 Materiales de la membrana en la separación de gas por membrana (MGS) .....	10
3.1.2 Los retos principales de separación de gas por membrana para la eliminación de CO <sub>2</sub> .....	14
3.2 Contactor de membrana (MBC) .....	16
3.2.1 Disolventes.....	17
3.2.2 Materiales de la membrana .....	21
3.2.3 Módulos de la membrana .....	24
3.2.4 Mecanismo de transferencia en contactores de membrana.....	26
3.2.5 Los retos en el contactor de membrana .....	28
3.3 Comparación entre la separación de gas por membrana y el contactor de membrana para la captura de carbono.....	31
4. Procesos de endulzamiento de Gas Natural .....	34
5. Diseño de la planta de endulzamiento de Gas Natural .....	42
5.1 Descripción del proceso diseñado.....	45
5.2 Los cálculos para la planta de endulzamiento de gas natural .....	54
5.3 Equipos principales de la instalación.....	60
5.4 La selección de equipos auxiliares.....	63
6. Conclusiones.....	67
7. Referencias bibliográficas.....	68
Anexo I: Capturas de las unidades de funcionamiento con el simulador COCO.....	71

## INDICE DE FIGURAS

<i>Figura 1: Esquema del ciclo de Carbono. Fuente: Yandry Maldonado, 7 de octubre de 2015...</i>	2
Figura 2: Numero de publicación anual relacionado con membrana de separación gaseosa y contactor de membrana para la captura y separación de CO <sub>2</sub> en los últimos 20 años. Fuente: Scopus, 2019 .....	7
Figura 3: Esquema de (a) separación de gas por membrana densa de MMM ("Mixed-matriz membrane") y (b) contactor de membrana para la eliminación de CO <sub>2</sub> . Fuente: Utjok y otros, 2019.....	8
Figura 4: Permeabilidad vs selectividad para la membrana seleccionada. (a) permeabilidad vs CO <sub>2</sub> /CH <sub>4</sub> selectividad y (b) permeabilidad vs CO <sub>2</sub> /N <sub>2</sub> selectividad. Fuente: Utjok W. R. SIAGIAN Siagian y otros, 2019 .....	9
<i>Figura 5: Materiales utilizadas para la eliminación de CO<sub>2</sub> con MGS. Fuente: Scopus, 2019 .</i>	11
Figura 6: Representación esquemática de (a) CO <sub>2</sub> permeabilidad vs presión de alimentación y presión de plastificación y (b) envejecimiento físico. Fuente: Utjok W. R. Siagian y otros, 2019 .....	14
Figura 7: Presión de plastificación (Ppl) y (a) permeabilidad y (b) pérdida de productividad a la Ppl de varios materiales. Fuente: Utjok W. R. Siagian y otros, 2019.....	15
Figura 8: Esquema del contactor de membrana para la eliminación de CO <sub>2</sub> . Fuente: Utjok W. R. Siagian y otros, 2019. ....	16
Figura 9. Esquema de la absorción de CO <sub>2</sub> a través de un contactor de membrana porosa lleno de gas o líquido y un contactor de membrana compuesta de película delgada no porosa lleno de gas o disolvente. Fuente: C. A. Scholes y otros, 2015. ....	21
Figura 10: Estructura química de los típicos polímeros para contactores de membrana. Fuente: Seungju Kim y otros, 2021 .....	23
Figura 11: Ilustración del contactor de membrana 3 M Liqui-Cel®. Fuente: 3M Company; Separation and Purification Sciences Division, Charlotte, 2017 .....	25
Figura 12: Diferentes configuraciones utilizadas en los módulos de fibra hueca (a) el módulo básico de contracorriente con flujo longitudinal en el lado de la carcasa (b) un enfoque avanzado con un deflector y un tubo de distribución que proporciona un flujo transversal en el lado de la carcasa. Fuente: H. J. Lee y otros, 2019.....	25
Figura 13: Mecanismo de transferencia de materia a través de una membrana porosa en (a) modo no húmedo (con poros llenos de gas), (b) modo húmedo (con poros llenos de líquido). Fuente: Seungju Kim y otros, 2021. ....	26
Figura 14: Ilustración esquemática de la hidrofobicidad de la membrana y el flujo de CO <sub>2</sub> en MBC en función del tiempo de operación Fuente: Utjok W. R. Siagian y otros, 2019.....	28
Figura 15: Esquema de la instalación de la planta piloto. Fuente: V. C. Quek y otros, 2021b.	35

Figura 16: Efecto de la temperatura del disolvente en la columna de separación sobre las pérdidas por evaporación en todo el proceso, con un caudal de gas de 75 kg/h y un caudal de disolvente de 275 kg/h. A: Pérdida de agua, MDEA y PZ por volumen de gas tratado. B: Comparación entre la pérdida del gas tratado y el gas ácido. Fuente: V. C. Quek y otros, 2021b.....	37
Figura 17. Efecto de la presión de “Rich Solution Flash Drush” en la recuperación de hidrocarburos y LHV en el flash gas, con un caudal de gas de 75 kg/h y caudal de disolvente 275 L/h. A: Operación con amina empobrecida (Concentración (loading) de CO <sub>2</sub> de entrada 0.01 mol/mol). B: Operación con amina semi empobrecida (Concentración (loading) de CO <sub>2</sub> de entrada 0.23 mol/mol). Línea discontinua: límite inferior de la especificación del gas combustible NG. Fuente: V. C. Quek y otros, 2021b. ....	39
Figura 18: Desglose del consumo energético de toda la planta por los equipos principales. A: proceso de amina empobrecida con columna de desorción (“stripper column”). B: proceso de amina semi empobrecida utilizando un separador flash de baja presión (“low-pressure flash drum”). Fuente: V. C. Quek y otros, 2021b.....	41
Figura 19: Diagrama de bloques del proceso de endulzamiento del gas natural .....	45
Figura 20: Diagrama de flujo del proceso del endulzamiento del gas natural.....	46
Figura 21: Diagrama de flujo del contactor de membrana .....	47
Figura 22: Diagrama de flujo del separador flash de disolución enriquecido.....	49
Figura 23: Diagrama de flujo del intercambiador de calor.....	50
Figura 24: Diagrama de flujo del tambor flash de baja presión.....	50
Figura 25: Diagrama de flujo del separador flash de reflujo.....	51
Figura 26: Diagrama de flujo de la mezcla de corriente.....	52
Figura 27: Diagrama de flujo del tanque de aminas .....	53
Figura 28: Distribución en planta .....	58
Figura 29: Las curvas características de la bomba de reflujo. Fuente. Grundfos.....	64
Figura 30: Las curvas características de la bomba de baja presión. Fuente. Grundfos.....	65

## INDICE DE TABLAS

TABLA 1. Las características de disolventes aminos. (Seungju Kim y otros, 2021).....	19
TABLA 2. La humectabilidad de las membranas por los líquidos absorbentes.....	29
TABLA 3. La comparación de separación de gas por membrana y el contactor de membrana para la eliminación de CO <sub>2</sub> del gas natural. ....	31
TABLA 4. El método a emplear para el endulzamiento del Gas Natural en función del caudal del gas y la concentración de CO <sub>2</sub> . ....	32
TABLA 5. Las especificaciones del proceso semi empobrecido para el endulzamiento del gas natural. (V. C. Quek y otros, 2021b) .....	43
Tabla 6. Los indicadores clave de rendimiento del proceso comercial semi empobrecido para el endulzamiento del gas natural. (V. C. Quek y otros, 2021b). ....	44
TABLA 7. La interpolación del caudal del disolvente necesario .....	54
TABLA 8. La densidad de la corriente gaseosa .....	54
TABLA 9. La densidad de la corriente líquida.....	55
TABLA 10. El caudal másico de la corriente de entrada del gas .....	55
TABLA 11. El balance de materia del hidrocarburo en el contactor de membrana.....	55
TABLA 12. El balance de materia del CO <sub>2</sub> en el contactor de membrana.....	56
TABLA 13. El dimensionamiento de las conducciones .....	57
TABLA 14. Los compuestos en las conducciones y salidas con el simulador COCO .....	59
TABLA 15. Las especificaciones de las tuberías .....	62

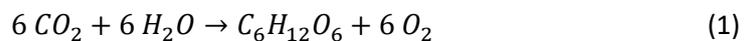
Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

## 1. Justificación

El dióxido de carbono, CO<sub>2</sub>, está compuesto de un átomo de carbono unido con enlaces covalentes dobles a dos átomos de oxígeno. Es un gas incoloro en condiciones de temperatura y presión estándar (TPS).

Estudios científicos han determinado que el contenido atmosférico del CO<sub>2</sub> ha variado a través de las edades. En efecto, en el periodo devónico se produjo una elevada concentración de CO<sub>2</sub> atmosférico por encima de los 3000 ppm y se verificó una extinción masiva hace 400 millones de años y por otro lado en el periodo jurásico (hace 150 millones de años) los niveles superaron los 1700 ppm en esa era comparación con los 290-390 ppm del reciente periodo industrial, la alta presencia se ha relacionado con un intenso vulcanismo y una alta temperatura ambiente en esos periodos.

El CO<sub>2</sub> atmosférico es la principal fuente de carbono para la vida en la Tierra y su concentración preindustrial desde el Precámbrico tardío era regulada por los organismos fotosintéticos y fenómenos geológicos. Como parte del ciclo del carbono, las plantas, algas y cianobacterias usan la energía solar para fotosintetizar carbohidratos a partir de CO<sub>2</sub> y agua, mientras que el O<sub>2</sub> es liberado como desecho, el fotosíntesis tiene lugar en el cloroplasto de las plantas y su ecuación de proceso es la siguiente.



Las plantas también producen CO<sub>2</sub> durante la respiración celular en la mitocondria.



El CO<sub>2</sub> es un producto de la respiración de todos los organismos aerobios que regresa a las aguas gracias a las branquias de los peces y al aire mediante los pulmones de los animales terrestres respiradores, incluidos los humanos. Se produce CO<sub>2</sub> durante los procesos de descomposición de materiales orgánicos y la fermentación de azúcares en la fabricación de vino, cerveza y pan. También se produce por la combustión de madera, carbohidratos y combustibles fósiles como el carbón, la turba, el petróleo y el gas natural (Pitxulin, 16 de abril de 2008).

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.



Figura 1: Esquema del ciclo de Carbono. Fuente: Yandry Maldonado, 7 de octubre de 2015

En la Figura 1 se observa el ciclo del carbono, un proceso mediante el cual el carbono se intercambia entre la atmósfera, hidrosfera, geosfera, pedosfera y biosfera. Estas interacciones son imprescindibles para la existencia de la vida en la Tierra. Por otra parte, se debe destacar que el balance global del carbono es el equilibrio entre las pérdidas e ingresos del mineral.

El ciclo de carbono consiste en que el gas de dióxido de carbono existente en la atmósfera se disuelve en agua, en los océanos y los mares, problema de la acidificación del agua. La fotosíntesis de las plantas convierte el CO<sub>2</sub> en carbono orgánico, y la respiración celular recicla el carbono orgánico nuevamente en gas de CO<sub>2</sub>. El almacenamiento a largo plazo de carbono orgánico ocurre cuando la materia de los organismos vivos se entierra bajo tierra y se fosiliza. La actividad volcánica y, más recientemente, las emisiones humanas devuelven este carbono almacenado al ciclo del carbono. (Yandry Maldonado, 7 de octubre de 2015).

La combustión de combustibles fósiles y la deforestación han provocado un aumento de la concentración atmosférica de CO<sub>2</sub> cercana al 43 % desde el comienzo de la era de la industrialización. La mayor parte del dióxido de carbono de las actividades humanas es liberado por la quema de carbón y otros combustibles fósiles. Otras actividades humanas, como la deforestación, la quema de biomasa y la producción de cemento también producen CO<sub>2</sub>. Los volcanes emiten entre 0,2 y 0,3 mil millones de toneladas de CO<sub>2</sub> por año, en comparación con los cerca de 29 mil millones de toneladas por año de CO<sub>2</sub> emitido por las actividades

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

humanas. Hasta el 40 % de los gases emitidos por algunos volcanes en erupción sub aérea es dióxido de carbono. La quema de combustibles de carbono desde la Revolución Industrial ha aumentado rápidamente su concentración en la atmósfera, lo que ha llevado a un calentamiento global. Es además la principal causa de la acidificación del océano, ya que se disuelve en el agua formando ácido carbónico.

En el año 2018, la concentración de dióxido de carbono en la atmósfera de la Tierra es de 407,8 partes por millón en volumen. Las concentraciones atmosféricas de CO<sub>2</sub> fluctúan ligeramente con el cambio de las estaciones. Las concentraciones caen durante la primavera y el verano del hemisferio norte ya que las plantas consumen el gas; y aumentan durante el otoño y el invierno del norte ya que las plantas entran en estado latente o mueren y se descomponen. Las concentraciones varían también a nivel regional, con más variaciones cerca del suelo que en lo alto. En las zonas urbanas las concentraciones son generalmente más altas y en el interior de viviendas se pueden alcanzar concentraciones de 10 veces el nivel ambiental.

La principal consecuencia de su abundancia, es que el dióxido de carbono es un gas de efecto invernadero, que absorbe y emite radiación infrarroja en sus dos frecuencias de vibración activas en infrarrojos. Este proceso hace que el dióxido de carbono caliente la superficie y la atmósfera inferior y enfríe la atmósfera superior. Una gran mayoría de climatólogos coinciden en que el aumento en la concentración atmosférica de CO<sub>2</sub>, y por lo tanto en el efecto invernadero inducido por CO<sub>2</sub>, es la principal razón del aumento de la temperatura media global desde mediados del siglo XX. Aunque el principal gas de efecto invernadero responsable por el calentamiento es el dióxido de carbono, también contribuyen otros gases como el metano, el óxido nitroso, el ozono. El CO<sub>2</sub> es el más preocupante, ya que ejerce una mayor influencia de calentamiento total que todos los otros gases combinados, y porque tiene una larga vida atmosférica.

No solo el aumento de las concentraciones de CO<sub>2</sub> conduce a aumentos en la temperatura de la superficie del planeta, sino que el aumento de las temperaturas globales también causa un aumento de las concentraciones de CO<sub>2</sub>. Esto produce una retroalimentación positiva a los cambios inducidos por otros procesos, como los ciclos orbitales. Hace quinientos millones de años la concentración de dióxido de carbono era 20 veces mayor que la de hoy, disminuyó a 4-5 veces durante el período Jurásico y luego declinó lentamente con una reducción particularmente veloz que ocurrió hace 49 millones de años.

Es por ello que en este TFG se pretende eliminar el CO<sub>2</sub> que contiene una corriente de Gas Natural, es decir, el endulzamiento del Gas Natural, para cumplir los requisitos para una posterior utilización y dar un segundo uso al CO<sub>2</sub> eliminado del Gas Natural.

La utilización de CO<sub>2</sub> en la actualidad, pueden ser su agregación a las bebidas y en gaseosas incluidas la cerveza y el champán para agregar efervescencia o su forma sólida es conocida como «hielo seco» y se usa como refrigerante y abrasivo en ráfagas a presión.

En este caso, el CO<sub>2</sub> eliminado se empleará para la fabricación del hielo seco. El hielo seco es la denominación comercial del dióxido de carbono en estado sólido. El hielo seco se produce por compresión y enfriamiento de CO<sub>2</sub> gas a altas presiones para obtener CO<sub>2</sub> líquido. Se expande luego el CO<sub>2</sub> líquido a presión atmosférica para producir nieve carbónica. Esta nieve se comprime

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

hidráulicamente en una cámara o matriz para formar hielo seco en bloques o pellets. No existe legislación que determina las características de CO<sub>2</sub> como materia prima para la fabricación de hielo seco, por lo tanto, no requiere un tratamiento adicional.

Desde punto de vista académico, el diseño de un proceso para la eliminación del CO<sub>2</sub> del gas natural, implica aplicar los conocimientos, destrezas y habilidades relacionados con áreas de conocimiento como operaciones de separación, ciencia de materiales, termodinámica, mecánica de fluidos. Según su interés tecnológico es que es un subproducto del proceso. Según su interés económico, podría suponer una ganancia extra de la planta como un subproducto obtenido. También según interés medioambiental, el CO<sub>2</sub> es uno de los gases que causan efectos invernaderos y calentamiento global.

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

## 2. Objetivos

El objetivo principal del presente TFG es el diseño de una planta de endulzamiento de Gas Natural con contactor de membrana para la eliminación de CO<sub>2</sub> de una corriente de Gas Natural para su posterior reutilización.

Los objetivos específicos son:

- Determinar las condiciones óptimas de funcionamiento del contactor de membrana para el caudal de Gas Natural con un determinado contenido de CO<sub>2</sub>.
- Diseñar la instalación y seleccionar el contactor y otros equipos auxiliares.
- Realizar un presupuesto final de la instalación.
- Presentar los planos de la instalación completa y de la distribución en planta.
- Gestionar el CO<sub>2</sub> separado para que no sea liberado a la atmósfera.
- Minimizar las emisiones de CO<sub>2</sub> y por ende minimizar el calentamiento global, como uno de los Objetivos del Desarrollo Sostenible 2030.

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

### 3. Introducción

El gas natural consiste en una mezcla de combustibles gaseosos hidrocarburos, compuesto por 70-90 vol% de metano, más otros hidrocarburos como el etano o el propano, y con impurezas como el CO<sub>2</sub> o el H<sub>2</sub>S. La composición del gas natural que sale de pozo puede variar de acuerdo al tipo de yacimiento en el que se localice, su profundidad, ubicación y condiciones geológicas del lugar.

Para que el gas se pueda usar a nivel comercial o industrial, tiene que ser sometido a un tratamiento previo de acondicionamiento, el proceso de endulzamiento, que se basa principalmente en la remoción del contenido de agua y gases ácidos que posee. Inicialmente, al gas natural se lo conoce como gas amargo debido a la presencia principalmente de dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) y ácido sulfhídrico (H<sub>2</sub>S) en su composición.

Estas sustancias son indeseables, principalmente porque pueden causar problemas vinculados con la corrosión de recintos de confinamiento o de las líneas de transporte (gasoductos). Una vez liberado de sus contaminantes se denomina gas dulce. Además, el CO<sub>2</sub> se considera como un gas de efecto invernadero trascendental y disminuye la eficiencia de los procesos industriales al acompañar al gas natural y provoca el calentamiento global y el H<sub>2</sub>S es un gas extremadamente tóxico que, incluso en cantidades de exposición (menos de 100 ppm) puede provocar graves problemas de salud. Por lo tanto, la eliminación de los contaminantes del gas natural antes de utilizarlo por razones de seguridad y medioambientales es necesario en procesos industriales (V. C. Quek y otros, 2021b).

Según TransCanada (2016), la especificación del Gas Natural para su venta, suele imponer un contenido de CO<sub>2</sub> inferior al 2-3%. En las plantas de gas natural licuado (GNL), el CO<sub>2</sub> debe eliminarse aún más para cumplir la estricta especificación de <50 ppmv, a fin de evitar la congelación en los enfriadores de baja temperatura en el proceso de licuefacción. En cuanto al transporte por tuberías, la eliminación del CO<sub>2</sub> evita el bombeo de cualquier volumen adicional de gas y reduce el riesgo de corrosión cuando hay humedad en los equipos de proceso y en las tuberías. Por último, en cuanto a la utilización del GN, la presencia de CO<sub>2</sub> reduce el valor calorífico bruto (GCV) del GN.

Las técnicas disponibles para la eliminación de CO<sub>2</sub> basadas en principios físicos y químicos incluyen técnicas como absorción, adsorción, criogenia, bucle de carbonato, oxicombustión y separación por membranas.

La tecnología más adoptada hoy en día es la absorción química con disolvente, utilizando columnas empacadas, de spray o de burbujeo. Generalmente, los procesos de tratamiento de gases ácidos utilizan disolventes de alcanolaminas, como metil etanolamina (MEA), dietanolamina (DEA) y metildietanolamina (MDEA), debido a su versatilidad y capacidad para

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

eliminar gases ácidos a nivel de trazas. Pero las torres de absorción convencionales tienen un alto costo de capital, y también están sujetas a problemas operativos como inundación, canalización, formación de espumas y arrastre de líquidos.

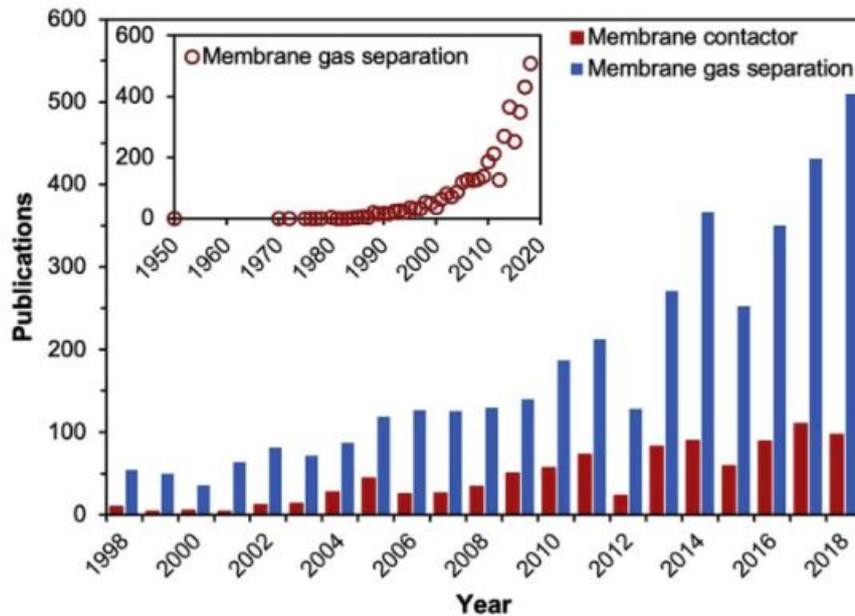


Figura 2: Numero de publicación anual relacionado con membrana de separación gaseosa y contactor de membrana para la captura y separación de CO<sub>2</sub> en los últimos 20 años. Fuente: Scopus, 2019

La selectividad de la membrana para la captura de CO<sub>2</sub> ha sido desarrollado y aplicada desde los años 70 a nivel de investigación para posterior utilización en procesos industriales. Como se puede ver en la Figura 3, debido principalmente a que no existe el cambio de fase del disolvente como ocurre con la técnica de absorción, por lo que, el consumo de energía es menor y las características mencionados posteriormente de la membrana por la separación gaseosa y del contactor de membrana aumentan los trabajos de investigación en la eliminación de CO<sub>2</sub> de estos métodos, sobre todo en los últimos 20 años.

Para elaborar la Figura 2, los utilizados términos en la búsqueda de la Figura 2 fueron: “membrane gas separation CO<sub>2</sub>” y “membrane contactor CO<sub>2</sub>+ membrane gas absorption” en el día 10 de enero del 2019.

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

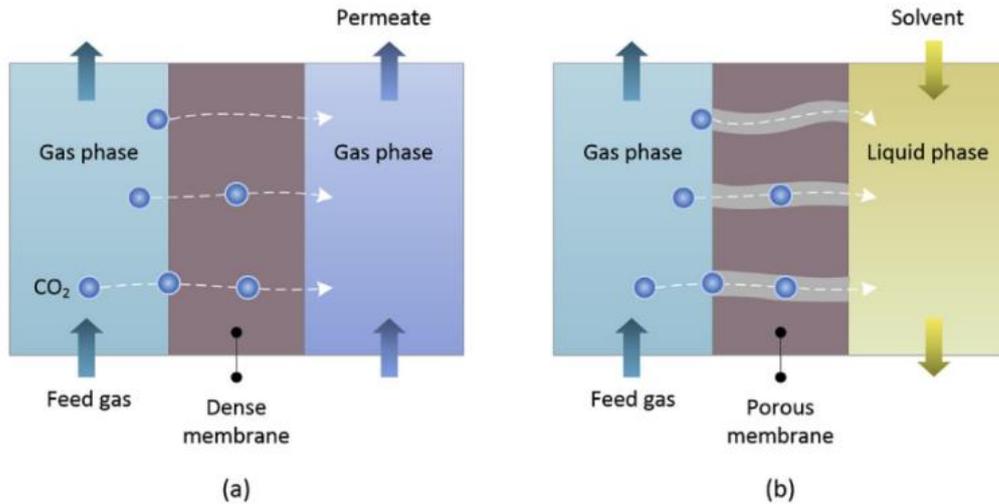


Figura 3: Esquema de (a) separación de gas por membrana densa de MMM ("Mixed-matrix membrane") y (b) contactor de membrana para la eliminación de CO<sub>2</sub>. Fuente: Utjok y otros, 2019.

Dentro de las tecnologías basadas en las membranas caben destacar la separación de gas por membrana ("Membrane Gas Separation", MGS) y el contactor de membrana ("Membrane Contactor", MBC). En la Figura 3 puedes observar la ilustración esquemática de la MGS y MBC para la separación y captura de CO<sub>2</sub>.

En la Figura 3 a, las moléculas gaseosas del gas de alimentación son primero absorbidas por la membrana, después se difunden entre la matriz de la membrana y por último se desorbe en otro flujo gaseoso, el sitio de permeado.

El contactor de membrana es una combinación de la membrana con operación de contacto de fases como la absorción, por lo tanto, presenta las ventajas de ambas tecnologías. La membrana porosa es utilizada para dar un área extra de contacto entre la fase del gas y del líquido y evita la dispersión entre ellos. Los módulos de las membranas de fibras huecas son las más utilizadas generalmente debido a que presenta elevada área de superficie. El proceso híbrido presenta ventajas como la posibilidad de variar los caudales de las corrientes de forma independiente sin que se produzcan inundaciones, la gran superficie interfacial que se ofrece para un transporte de materia eficiente, la alta modularidad y la compatibilidad para un fácil escalado.

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

### 3.1 Separación de gas por membrana (MGS)

La membrana de MGS se puede clasificar en 3 grupos según su mecanismo de separación: la absorción de difusión simple (“simple sorption difusión”), la absorción de difusión compleja (“complex sorption difusión”) y membranas de conducción iónico (“ion-conducting membranes”). Las membranas poliméricas con el mecanismo de difusión de disolución es el más utilizado.

La membrana densa es la barrera selectiva entre el gas de alimentación y el gas de permeado. La selectividad de la membrana depende de la solubilidad y la difusividad de las moléculas gaseosas en la matriz de la membrana. El comportamiento de MGS se mide según su selectividad y permeabilidad. Para conseguir un elevada permeabilidad y selectividad, los tipos de materiales de la membrana deben de ser seleccionada adecuadamente. (Utjok W. R. Siagian y otros, 2019)

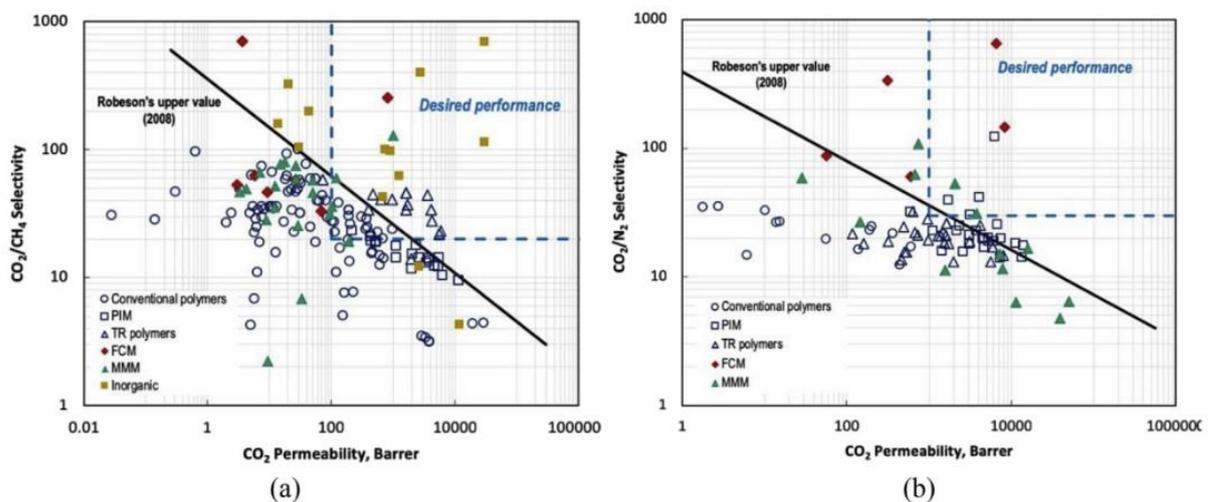


Figura 4: Permeabilidad vs selectividad para la membrana seleccionada. (a) permeabilidad vs CO<sub>2</sub>/CH<sub>4</sub> selectividad y (b) permeabilidad vs CO<sub>2</sub>/N<sub>2</sub> selectividad. Fuente: Utjok W. R. SIAGIAN Siagian y otros, 2019

La permeabilidad de la membrana mantiene una relación inversa con la selectividad, el aumento de uno supone la disminución del otro. Esta característica ha sido estudiada por Robeson, conocido como límite superior de Robeson, como puedes observar en la Figura 4. Para lograr una mejora significativa del rendimiento, es esencial caracterizar y desarrollar membranas que puedan atravesar esta relación de límite superior, para obtener una membrana de elevado selectividad y permeabilidad.

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

### 3.1.1 Materiales de la membrana en la separación de gas por membrana (MGS)

Existen una amplia materiales desarrollados para la captura de CO<sub>2</sub> por membrana, de materiales inorgánicos, orgánicos y compuesto orgánico-inorgánico, con sus ventajas y limitaciones.

El pretratamiento es necesario para evitar fenómenos como la inundación, plastificación y la condensación de hidrocarburos en la membrana. El fenómeno de inundación se define como un chorro de líquido absorbente entra en los poros de la membrana, ocupado previamente por la fase gas, debido a que la presión en la fase gas sea superior a la del líquido, sobrepasa la presión de ruptura de la membrana, por lo que, el líquido entra en los poros de la membrana, como resultado, aumenta la resistencia de la transferencia de membrana.

La plastificación es la deformación o el cambio de la estructura de la membrana, la membrana se hincha cuando está en contacto con CO<sub>2</sub> y componentes hidrocarbonados, especialmente a alta presión, que reduce la permeabilidad de la membrana aumentando su selectividad, como consecuencia, menor flujo de absorción de CO<sub>2</sub> del diseñado.

El pretratamiento exacto a aplicar depende del material de la membrana y las características de la alimentación gaseosa (las impurezas, las fracciones pesadas, las condiciones de operación). El diseño de la configuración del sistema de la membrana se puede diseñar de varias maneras, dependiendo de la selectividad y permeabilidad, del contenido de CO<sub>2</sub> en la alimentación gaseosa, de la instalación de pretratamiento requerido, y de la localización de la planta (“offshore” o “onshore”).

Koch et al. (2005) estudia dos tipos de sistemas de pretratamiento para la membrana de la separación gaseosa en el proceso de eliminación de CO<sub>2</sub>. El primer sistema de pretratamiento (pretratamiento tradicional) consiste en: un filtro coalescente para la eliminación de la niebla y líquido de la corriente de alimentación, un lecho adsorbente para la eliminación de trazas de contaminantes, un filtro de partículas para la eliminación de polvos o partículas y un calentador para calentar el gas hasta la condición sobrecalentada. Este pretratamiento se aplica a gases con composiciones ligeras y estables, ya que solo elimina componentes de hidrocarburos pesados en el lecho adsorbente.

El segundo sistema de pretratamiento (pretratamiento regenerativo). En este pretratamiento, los líquidos o las partículas arrastradas son eliminadas en el filtro de coalescencia. Los componentes como agua o hidrocarburo pesados son eliminados en un sistema basado en un adsorbente regenerable por oscilación térmica. Para recuperar los finos del adsorbente en el gas, se utiliza un filtro de partículas. El precalentador se utiliza para ajustar la temperatura del gas. Este sistema regenerativo presenta ventajas como la eliminación agua y otros contaminantes como el mercurio juntos con hidrocarburos pesados, por lo que no hace falta una unidad de deshidratación adicional, y se puede aplicar a un rango amplio de variación de gas entrante.

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

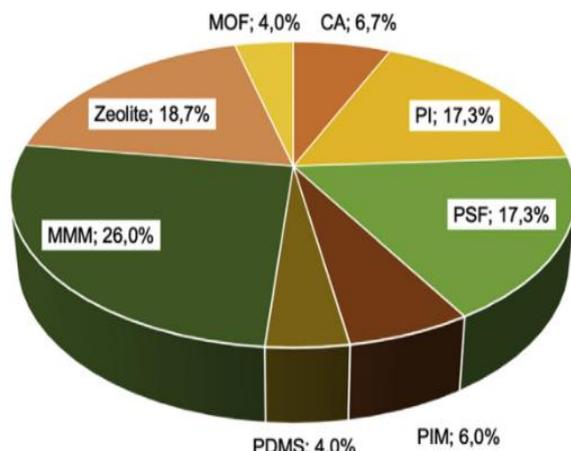


Figura 5: Materiales utilizadas para la eliminación de CO<sub>2</sub> con MGS. Fuente: Scopus, 2019

En la Figura 5 está basada en las publicaciones indexado por Scopus en el 9 de enero de 2019, representa los materiales principalmente empleados para la fabricación de la membrana de separación gaseosa que son polisulfonas (PSF), poliimida (PI), polisulfonas (PSF), membrana de matriz mixta (MMM), “metal-organic framework” (MOF), acetato de celulosa (CA) o zeolita.

Destaca la membrana orgánica o polimérica a nivel comercial debido a su bajo coste de fabricación en comparación con material inorgánico y su facilidad de fabricación ya sea en membrana plano o fibra hueca.

Dentro de las membranas poliméricas, el acetato de celulosa y la poliimida son más empleadas a nivel comercial. El acetato de celulosa (CA) es un polímero vítreo conocida por su excelente selectividad en CO<sub>2</sub>/CH<sub>4</sub>. Además, es barato ya que utiliza la celulosa como materia prima, que es un recurso renovable y abundante. Según Bernardo y Drioli (2010), su principal inconveniente es la plastificación, reduce la permeabilidad de la membrana, debido a elevada solubilidad de CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S en la celulosa.

La membrana de poliimida (PI) es ideal para la separación de CO<sub>2</sub>/CH<sub>4</sub> debido a su buena selectividad de CO<sub>2</sub>/CH<sub>4</sub>, y favorable estabilidad química y térmica. La poliimida con grupos de trifluoro metilos (CF<sub>3</sub>) presenta mucho interés debido a su selectividad, su permeabilidad y su buena solubilidad en muchos disolventes orgánicos. El inconveniente es la disminución de la permeabilidad y la selectividad en las aplicaciones prácticas que utilizan una alimentación de gas mixta.

Las polisulfonas (PSF) tienen unas propiedades mecánicas excelentes, buena estabilidad química y térmica y fácil de procesar en una membrana. Según el estudio realizado por Julian y Wenten

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

(2012), las polisulfonas presentan una menor permeabilidad de CO<sub>2</sub> y selectividad de CO<sub>2</sub>/CH<sub>4</sub>, pero mayor presión de plastificación en comparación con el acetato de celulosa.

Las membranas de perfluoro-polímeros son adecuadas para enfrentar entornos difíciles como el tratamiento de gas natural bruto que requiere una temperatura de operación elevada. Los perfluoro-polímeros presentan enlaces fuertes de C-F, como resultado, proporcionan una excelente estabilidad química y termo oxidativa, como, por ejemplo: politetrafluoroetileno (PTFE, teflón). Como inconveniente, los perfluoro-polímeros son una materia prima relativamente cara y, por tanto, se considera que tiene un alto coste de fabricación.

Actualmente, están desarrollando y probando nuevas clases de membranas poliméricas para la eliminación de CO<sub>2</sub>, las membranas de polímeros termo reordenado ("thermal rearranged", TR) y de microporosidad intrínseca ("polymers of intrinsic micro-porosity", PIM).

Rizutto et al., (2017) realizó estudio sobre las membranas de polímeros termo reordenado, son polímeros vítreos preparados a partir de tratamiento térmico de poliimididas a una temperatura de 350-450 °C. El reordenamiento y transformación molecular durante el tratamiento térmico incrementa el volumen libre de la matriz polimérica.

Según Wang et al. (2016), los polímeros de microporosidad intrínseca son polímeros con una red continua de micro cavidades intermoleculares interconectadas, resultado de la forma contorsionada y la rigidez de la cadena de la estructura del polímero.

Las membranas inorgánicas se han utilizado para la separación de CO<sub>2</sub>, particularmente a temperatura y presión elevada u otras condiciones extremas que las membranas orgánicas no pueden soportar. Sin embargo, este tipo de membranas está limitado debido a su coste elevado, baja procesabilidad, envenenamiento de la membrana que reduce el rendimiento, y la baja permeabilidad especialmente para membrana densa inorgánica. Los materiales estudiados para membranas inorgánica son las zeolitas, carbono, sílice, estructura orgánicos metálicos ("Metal Organic Frameworks", MOFs) y oxido metálico amorfo.

Las membranas de zeolita se ven muy afectadas por las impurezas como el agua o H<sub>2</sub>S, que disminuye el rendimiento de la membrana.

La membrana de carbono es una membrana inorgánica porosa que ofrece un elevada permeabilidad y selectividad en comparación con las membranas poliméricas disponibles. El rendimiento de separación máxima se atribuye a la capacidad de tamizado molecular y la adsorción que posee la membrana. (Utjok W. R. Siagian y otros, 2019)

El MOF, "Metal-organic framework", es un material híbrido emergente, compuesto por iones metálicos con centros de coordinación, que se unen covalentemente con enlazadores orgánicos. Este material posee una alta porosidad, elevada área de superficie y saliente absorción de CO<sub>2</sub>, lo que lo convierte en un candidato prometedor para la separación de CO<sub>2</sub>.

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

Las membranas de matriz mixtas (“Mixed matrix membranes”, MMMs) son construidas a partir de materiales inorgánicos en forma de micro o nanopartículas dispersadas en la matriz polimérica continua. La ventaja principal es la capacidad de tamizado molecular del relleno inorgánico. Además, la introducción del relleno dentro de una disolución de membrana orgánica puede inducir la formación de la estructura asimétrica permitiendo una membrana con una capa superficial delgada soportada por una subcapa porosa. La capa asimétrica proporcionaría un mejor rendimiento de separación. El mayor inconveniente de los MMMs es su pobre dispersabilidad de las partículas inorgánicas dentro de la matriz polimérica. La baja distribución de las partículas conducirá a la agregación de las partículas, lo que resultará en defectos de la membrana.

Las membranas de transporte facilitado (“Facilitated transport membranas”, FTMs) ha sido desarrollado para la separación de CO<sub>2</sub> de varias mezclas de gases. El CO<sub>2</sub> podría penetrar selectivamente a través de la membrana por medio de una reacción reversible entre el CO<sub>2</sub> y un agente-portador complejo incorporado en la membrana, mientras que los otros gases no reaccionantes como el H<sub>2</sub>, N<sub>2</sub> y CH<sub>4</sub> permean exclusivamente por el mecanismo de difusión de la solución. Por lo tanto, se podría lograr una elevada selectividad y permeabilidad de CO<sub>2</sub>. El portador podría diseñarse como portador móvil, la membrana líquida soportada o la membrana de intercambio iónico, o portador fijo. Además, se ha dado cuenta que los FTMs son favorables para usarse a una presión parcial de CO<sub>2</sub> baja debido al fenómeno de saturación de portador (Utjok W. R. Siagian y otros, 2019).

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

### 3.1.2 Los retos principales de separación de gas por membrana para la eliminación de CO<sub>2</sub>

En el diseño del MGS para el sistema de separación de CO<sub>2</sub>, pretende conseguir una elevada permeabilidad y selectividad. La elevada permeabilidad para disminuir el área de la membrana requerida y la presión de operación, reduciendo así el coste total de procesamiento, y la selectividad para reducir números de etapas o área de la membrana y así aumentar la recuperación de productos. La selectividad elevada de la membrana también es importante para reducir la pérdida de CH<sub>4</sub> durante el proceso, ya que la pérdida de CH<sub>4</sub> supone un parámetro importante en el coste general del proceso.

El principal inconveniente de las membranas poliméricas utilizadas para la separación de gas es el dilema entre la permeabilidad y selectividad, el fenómeno de plastificación y envejecimiento. Uno de los retos en el desarrollo del MGS es la limitada información sobre la selectividad del material de la membrana en la medición de la mezcla CO<sub>2</sub>-CH<sub>4</sub>. La mayoría de los materiales pueden perder su rendimiento de selectividad cuando se prueban con gas mezclado a presiones de procesamiento altas del gas natural.

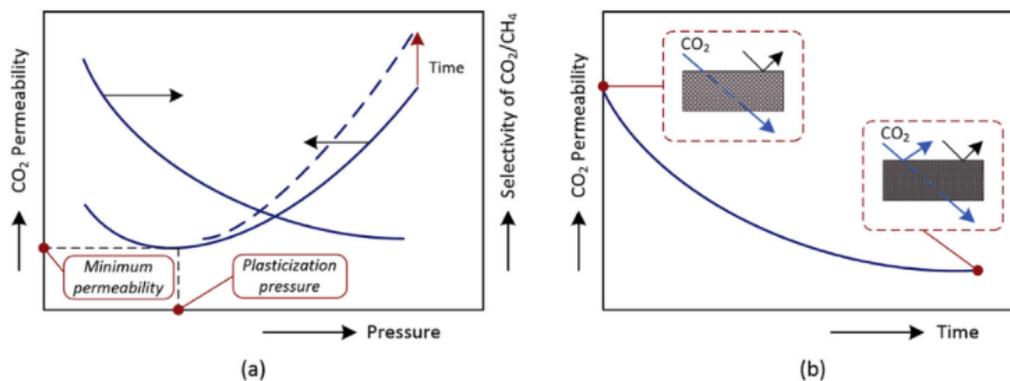


Figura 6: Representación esquemática de (a) CO<sub>2</sub> permeabilidad vs presión de alimentación y presión de plastificación y (b) envejecimiento físico. Fuente: Utjok W. R. Siagian y otros, 2019

El otro reto es la plastificación, ya que la membrana suele hincharse cuando se expone al CO<sub>2</sub> y a los compuestos de hidrocarburos, especialmente a alta presión. Según Dai et al. (2016a), la presión de plastificación es normalmente utilizada como un indicador para evaluar la eliminación de CO<sub>2</sub> del material polimérico, es la presión mínima que requiere para aumentar la selectividad como se puede ver en la Figura 6. A la presión de plastificación, el rendimiento de la membrana empieza a decrecer, lo que conduce a un incremento de la pérdida de CH<sub>4</sub>, por lo tanto, un

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

impacto negativo en la economía. Utilizando métodos de la modificación de la membrana polimérica como el reordenamiento térmico, “cross-linking” del polímero o mezclas de polímeros se puede reducir el fenómeno de plastificación.

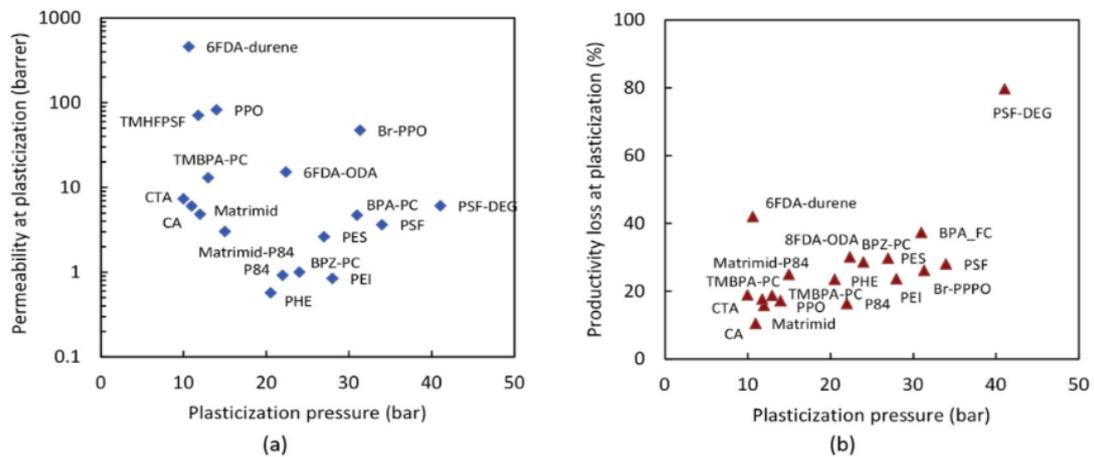


Figura 7: Presión de plastificación (Ppl) y (a) permeabilidad y (b) pérdida de productividad a la Ppl de varios materiales. Fuente: Utjok W. R. Siagian y otros, 2019.

En la Figura 7 puede observarse la permeabilidad y la pérdida de productividad en función de la presión de plastificación de varios materiales.

El envejecimiento físico es el otro obstáculo importante, está asociado con el cambio de volumen libre dentro de la matriz de la membrana. Este es el resultado del movimiento segmentario del polímero, que aumenta gradualmente la densidad del polímero. La permeabilidad de la membrana disminuye junto con el aumento de la selectividad de la membrana porque el volumen hueco decrece como puede verse en la Figura 6. Estudios Dai et al. (2016a) han determinado variables importantes que afectan el comportamiento de envejecimiento físico de las membranas de películas delgada, como son el espesor de la membrana, las membranas más finas podrían tener una velocidad de envejecimiento físico elevado, historial de la preparación u almacenamiento de la membrana, la temperatura y la presión de operación de la membrana y la atmósfera de almacenamiento. Las estrategias para resolver el envejecimiento físico pueden clasificar en dos enfoques diferentes, la primera consiste en congelar el estado inicial del volumen hueco en su lugar, y la otra mediante el uso de un agente de reticulación, “cross-linking”, para aumentar la rigidez de la estructura.

En general, hay una serie de impurezas presentes en la corriente de gas natural que podrían reducir el rendimiento de la membrana o incluso provocar daños en la membrana. El contenido

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

de humedad podría causar daños mecánicos en la membrana, mientras que los hidrocarburos pesados podrían formar una película en la superficie de la membrana que reduce su permeabilidad. Además, se debe evitar el líquido o la condensación porque puede dañar la integridad de la membrana.

### 3.2 Contactor de membrana (MBC)

Purwasassmita et al. (2015b) definen que las membranas porosas actúan como soporte para proveer un área de contacto extra entre los dos gases, y, por lo tanto, promueve la transferencia de materia. Se espera que la membrana proporcione un mejor proceso de contacto no dispersivo entre el gas y el disolvente, mientras que la selectividad de CO<sub>2</sub> lo determina el disolvente.

En la Figura 8 se puede observar el proceso esquemático del contactor de la membrana. Las moléculas de CO<sub>2</sub> son transferidas desde la fase gaseosa hacia la fase líquido por una membrana porosa.

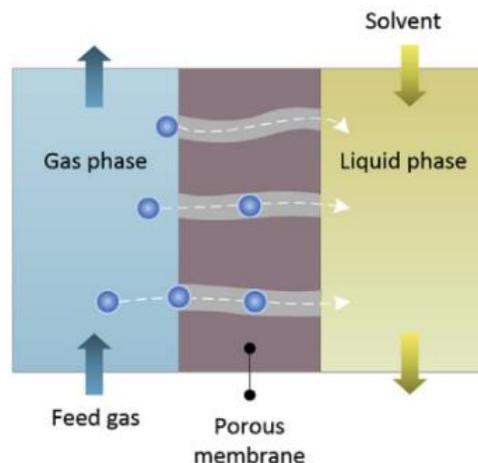


Figura 8: Esquema del contactor de membrana para la eliminación de CO<sub>2</sub>. Fuente: Utjok W. R. Siagian y otros, 2019.

El contactor de membrana operando en modo no mojado es el caso ideal, donde los poros de la membrana están rellenos solamente por la fase gaseosa, de manera que se consigue una baja resistencia de transferencia de materia, porque el interfaz gas-líquido se mantiene en la entrada del poro y la fase gas ofrece menor resistencia de transferencia. Para conseguir este objetivo, las membranas micro porosas de polímeros con elevada hidrofobicidad como el

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

politetrafluoroetileno (PTFE), el fluoruro de poli vinilideno (PVDF) y polipropileno (PP) son las principales opciones.

Entre ellos, las membranas micro porosas de PTFE son las más hidrofóbicas y ofrecen un rendimiento estable, pero los materiales son muy caros. Las membranas micro porosas de PP son baratas, pero son menos hidrofóbicas que los PTFE y PVDF. Las membranas PVDF son más barata y más fáciles de fabricar que las de PTFE.

Además de la elevada hidrofobicidad, las membranas empleadas en MBC también deben poseer una buena estabilidad térmica, excelente estabilidad química y elevada porosidad. La alta temperatura de fusión para conseguir una membrana duradera y térmicamente estable. Alta porosidad para minimizar la resistencia de transferencia en materia. Sin embargo, puede causar problemas en el mojado de la membrana, donde la membrana porosa con un diámetro de poro muy grande se moja completamente y la absorción del CO<sub>2</sub> del flujo decae drásticamente después de 100 horas según el estudio de Rajabzadeh et al. (2013).

A parte de la selección de la membrana y del tipo de absorbente, los parámetros de operación también son factores importantes para la determinación del rendimiento de MBC. Un estudio reciente de Zhang et al. (2019) informa que la concentración del absorbente, la velocidad del gas y del líquido (absorbente) tienen un efecto importante en la eficiencia de la absorción de CO<sub>2</sub>. La eficiencia de absorción está asociada con el incremento de la velocidad de reacción química entre el CO<sub>2</sub> y el absorbente. La elevada velocidad de reacción química también puede obtenerse seleccionando el absorbente adecuado como la piperazina (Utjok W. R. Siagian y otros, 2019).

### 3.2.1 Disolventes

Los absorbentes líquidos desempeñan un papel fundamental en el proceso de absorción química en los contactores de membrana. La selección de los disolventes líquidos debe tener en cuenta los siguientes criterios:

- Alta reactividad con CO<sub>2</sub>. Cuando entra en contacto, el CO<sub>2</sub> reacciona con el líquido en los poros de la membrana. Una reactividad elevada conduce a una velocidad de absorción y flujo de materia mayor. Debido a la reacción química, la resistencia de la fase líquida puede ser suprimida.
- Alta tensión superficial. Las membranas empleadas para la absorción de CO<sub>2</sub> son mayoritariamente hidrofóbicas, líquidos con baja tensión superficial tiene una mejor tendencia de filtrarse en los poros de las membranas. Es decir, alta tensión superficial para una menor humectación de la membrana.
- Viscosidad moderada para equilibrar la humectación de los poros frente a la caída de presión longitudinal.
- Compatibilidad química con el material de la membrana. La humectación puede ser causado por la reacción química del disolvente con la membrana, que produce cambio

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

en la morfología del poro y superficie y la reducción de la presión de ruptura (“breakthrough pressure”).

- Baja presión de vapor y alta estabilidad térmica. Para una reacción irreversible como la del CO<sub>2</sub> con el NaOH, la absorción química es favorecida a altas temperaturas. Sin embargo, si el disolvente es fácilmente volátil, su vapor puede llenar los poros de la membrana e incluso penetrar a través de ella en la fase gaseosa. Esto aumentara la resistencia de transferencia de la materia.
- Facilidad de regeneración para minimizar la demanda energética del proceso (J-L Li y B-H Chen, 2005).

Entre estos criterios, la reactividad del CO<sub>2</sub> y la facilidad de regeneración son los que más influyen en el coste de la captura, por lo que suelen ser prioritarios. Los requisitos de baja presión de vapor y alta estabilidad térmica son los más importantes a la hora de reducir el impacto medioambiental del proceso, por lo que también deben priorizarse en el desarrollo de los disolventes. Por el contrario, los problemas de tensión superficial y compatibilidad química pueden superarse, si es necesario, mediante el desarrollo de materiales de membrana avanzados.

Los disolventes amínicos, sobre todo la mono etanolamina (MEA), son los más utilizados para las membranas. Su exitosa comercialización ha aumentado su viabilidad en otras aplicaciones industriales, como la eliminación del sulfuro de hidrógeno (H<sub>2</sub>S). Sin embargo, los disolventes amínicos presentan una serie de inconvenientes cuando se utilizan para el CO<sub>2</sub>, como se describe en la siguiente sección. Aminoácidos, carbonato de potasio, amino siliconas, amoníaco, líquidos iónicos o sus combinaciones son ejemplos de disolventes alternativos.

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

### 3.2.1.1 Alcanolaminas

Las alcanolaminas son compuestos que contienen grupos funcionales hidroxilo (-OH) y grupos funcionales amino (-NH<sub>2</sub>) en un esqueleto de alcano.

En la Tabla 1 se puede observar las características de los disolventes amina típicas como su punto de ebullición o presión de vapor a una temperatura de 20 °C. Las aminas primarias y secundarias reaccionan químicamente con gases ácidos como el CO<sub>2</sub> y el H<sub>2</sub>S en solución acuosa para formar un carbamato. En este caso, se necesitan dos grupos aminos por cada molécula de CO<sub>2</sub>, por lo que la carga máxima es de 0,5 mol CO<sub>2</sub> por mol de grupos amínicos.

TABLA 1. Las características de disolventes aminas. (Seungju Kim y otros, 2021)

	Punto de ebullición (°C)	Presión de vapor a 20°C (Pa)	ΔH a 40°C (kJ/mol CO <sub>2</sub> )
<b>Aminas primarias</b>			
Monoetanolamina (MEA)	170	64	-85,1
Etilamina	16	116.500	n/a
Propilamina	47	33.000	n/a
<b>Aminas secundarias</b>			
Dietanolamina (DEA)	271	<1	-74,2
Piperazina (PZ)	146	21	-80,6
2-(metilamino) etanol (2MEA)	160	930	-73,8
2-(etilamino) etanol (2EAE)	170	<100	-69
Dietilamina (DA)	55	24.000	-87,2
<b>Aminas terciarias</b>			
Trietanolamina (TEA)	335	1	-66,6
N-metildietanolamina (MDEA)	247	1	-52,5
2-(dimetilamino)etanol (DMEA)	134	816	-63,3
1-dimetilamino-2-propanol (1DMA2P)	121	1.066	-60,7

La amina primaria, MEA, es el disolvente más utilizado. Debido a su alta alcalinidad, reacciona rápidamente con el CO<sub>2</sub>, teniendo mayor constante de velocidad de reacción de CO<sub>2</sub>. Sin embargo, la reacción de absorción favorable significa que la regeneración del CO<sub>2</sub> es energía intensiva, consume mucha energía para la regeneración de CO<sub>2</sub>.

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

Las aminas secundarias di etanolamina (DEA), di isopropilamina (DIPA), y 2-metilaminoetanol (MAE) tienen una velocidad de reacción de absorción menor, lo que lleva a una menor regeneración. La piperazina (PZ) es una diamina secundaria cíclica, que tiene una alta capacidad de adsorción debido a los dos grupos -NH y una mayor velocidad de reacción que otras aminas secundarias, pero hay una contrapartida con una velocidad de reacción de absorción mayor que conlleva una mayor demanda de energía de regeneración, así como una baja solubilidad acuosa. La selección del disolvente amínico se basa en la necesidad de equilibrar el incremento de los costes de funcionamiento debido a la elevada demanda de energía de regeneración frente al coste de capital asociado al mayor equipo necesario si la velocidad de reacción es baja. En las operaciones de endulzamiento de gas natural o biogás, la MEA se utiliza a menudo para limitar el tamaño de los equipos cuando se requiere un gas de alta pureza, a pesar del elevado calor de regeneración. Por otro lado, las aminas secundarias o terciarias se utilizan para la absorción de CO<sub>2</sub> cuando la pureza del producto es menos importante.

Muchas de estas aminas son volátiles, lo que provoca la pérdida de disolventes y puede causar daños al medio ambiente. Además, estos disolventes degradan algunos materiales de las membranas y los adhesivos utilizados en los diseños de los contactores de membrana. La degradación de estas aminas en sí mismas es también una preocupación importante, sobre todo cuando se exponen al oxígeno libre, al SO<sub>x</sub> y al NO<sub>x</sub>, presentes en las corrientes de gases de combustión. Además de la pérdida de disolventes, los compuestos degradados reducen la eficiencia general de la planta porque ya no pueden reaccionar con el CO<sub>2</sub> y porque pueden provocar un aumento de la viscosidad, la formación de espuma y corrosión. Algunos ejemplos de productos degradados son sales termoestables como sulfatos, formatos, acetatos y nitratos o ácidos carboxílicos. Las aminas secundarias tienen mejor resistencia a la degradación por oxidación que la MEA.

Las aminas terciarias tienen una mayor capacidad de carga, alrededor de 1 mol de CO<sub>2</sub>/mol de amina, y se requiere menos energía para su regeneración. Sin embargo, la velocidad de reacción para la absorción de CO<sub>2</sub> para estas aminas es generalmente baja.

Una mezcla de una amina primaria como la MEA con una amina terciaria como la MDEA, puede mejorar la capacidad de absorción de CO<sub>2</sub> de la amina terciaria mientras se mantiene una alta velocidad de reacción de la amina primaria (Seungju Kim y otros, 2021).

En resumen, la elección del disolvente desempeña un papel fundamental en la absorción y la desorción de CO<sub>2</sub>, ya que puede influir en gran medida en el uso de energía y en el área de transferencia de materia. Aunque la mayoría de los trabajos realizados hasta la fecha se ha centrado en la MEA como disolvente debido a su rendimiento demostrado, las alcano-láminas son corrosivas y se degradan fácilmente, lo que conlleva una pérdida de la eficacia del disolvente. Se necesitan estudios intensivos sobre alternativas como los aminoácidos u otros electrolitos.

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

### 3.2.2 Materiales de la membrana

El tipo de material de la membrana es fundamental para las aplicaciones de contactores de membrana. Estos materiales tienen que ser una barrera eficaz entre las fases gaseosa y líquida; sin embargo, la membrana no necesita ser selectiva para el CO<sub>2</sub>, es decir, que puede encontrar en la fase líquida otros compuestos gaseosos como H<sub>2</sub>S. El material debe ser térmicamente y químicamente estable con el disolvente y las condiciones de funcionamiento, y debe ser procesable para garantizar que se pueda fabricar a escala con un coste moderado.

Lo ideal es que la membrana sea lo suficientemente porosa como para no dificultar la difusión natural del CO<sub>2</sub> en el disolvente, pero que sea capaz de evitar que el disolvente entre en los poros. La humectación de los poros reduce significativamente la velocidad de transferencia de materia de CO<sub>2</sub> como puedes observar en la Figura 9.

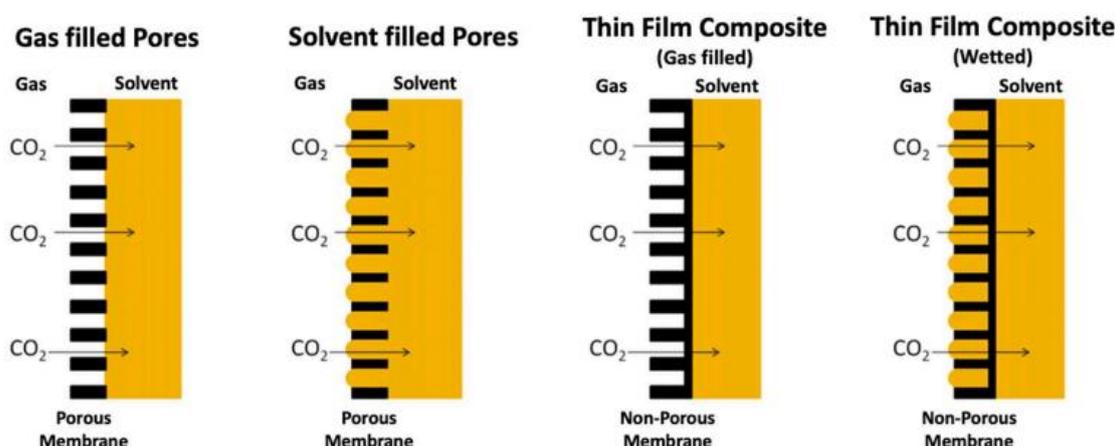


Figura 9. Esquema de la absorción de CO<sub>2</sub> a través de un contactor de membrana porosa lleno de gas o líquido y un contactor de membrana compuesta de película delgada no porosa lleno de gas o disolvente. Fuente: C. A. Scholes y otros, 2015.

La susceptibilidad de un sistema membrana/disolvente a la humectación de los poros puede caracterizarse mediante la ecuación de Young-Laplace que describe la presión de ruptura ( $p_B$ ) a la que el disolvente fluye libremente a través del material.

En la práctica, la humectación de los poros se produce con presión de ruptura inferiores al valor teórico. Un material de membrana con un alto ángulo de contacto con el disolvente será resistente a la humectación de los poros. Como la mayoría de los disolventes son acuosos, un ángulo de contacto elevado implica que es preferible un material hidrofóbico.

Polímeros como el polipropileno (PP), el polietileno (PE), el politetrafluoroetileno (PTFE), el fluoruro de poli vinilideno (PVDF), polisulfona (PSf) y polieterimida (PEI) han sido ampliamente estudiados y aplicados a las operaciones industriales por esta razón. Sin embargo, los disolventes

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

como el metildietanolamina (MDEA) tienen una tensión superficial y un ángulo de contacto con la membrana menor que el agua pura, lo que aumenta el potencial de humectación de los poros. Del mismo modo, tanto los disolventes de aminas como sus productos de degradación, como el ácido fórmico, acético u oxálico, pueden absorberse dentro de la membrana con el tiempo, alterando las propiedades de la superficie y reduciendo el ángulo de contacto (J. A. Franco y otros, 2009).

Una membrana con poros pequeños resistirá la humectación, pero hay una contrapartida, ya que los poros más pequeños también reducirán la velocidad de transferencia de materia de CO<sub>2</sub>. El tamaño de los poros suele estar dentro de un rango tal que el transporte de gas a través de esta capa es una combinación de flujo Poiseuille y Knudsen. También es importante garantizar la distribución de los poros de tamaño estrecho, sin defectos de la membrana. Tanto la tensión superficial del líquido como el ángulo de contacto disminuyen a medida que aumenta la temperatura y, por tanto, las membranas se humedecen más fácilmente a una temperatura más alta (J.-G Lu y otros, 2008).

### 3.2.2.1 Membranas poliméricas

Los polímeros han sido los materiales de membrana más populares para contactores de membrana por su buen rendimiento, bajo coste y facilidad de fabricación de membranas. La estructura de las membranas asimétricas puede clasificarse en una estructura en forma de esponja (sponge-like structure) o una estructura con macro vacíos en forma de dedos (finger-like macrovoids). Su alta porosidad facilita el transporte rápido de materia, pero proporciona una baja resistencia mecánica.

Los polímeros como el PVDF, el PSf, el PP y el PEI, pueden prepararse por inversión de fase. Otros polímeros, como el PE o el PTFE, se preparan por extrusión térmica, seguida de un proceso de estiramiento o expansión para obtener la estructura micro porosa. Ejemplos de polímeros para contactores de membrana se enumeran en la Figura 10 con sus estructuras químicas.

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

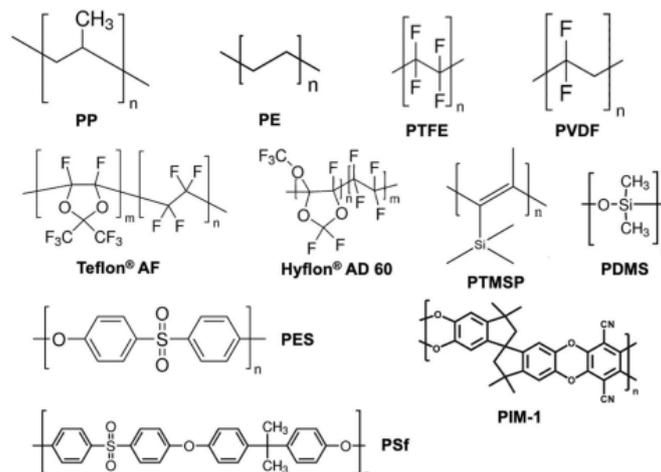


Figura 10: Estructura química de los típicos polímeros para contactores de membrana. Fuente: Seungju Kim y otros, 2021

Las membranas de polisulfonas, PSf, y polieterimida, PEI, están disponibles comercialmente mediante la fabricación de NIPS, “non-solvent induced phase separation”, porque se disuelven bien en disolventes orgánicos comunes. Sin embargo, se utilizan sobre todo para aplicaciones de separación de gases o de tratamiento de aguas. A pesar de la buena estabilidad térmica y química de estos polímeros, su naturaleza hidrofílica hace que la membrana se moje cuando se utiliza en membranas, lo que limita su uso en esta aplicación.

El PTFE es un material de membrana atractivo para numerosas aplicaciones debido a su gran hidrofobicidad, su excelente estabilidad química y térmica y su dureza. Sin embargo, la insolubilidad y la estabilidad térmica del PTFE ha complicado el proceso de fabricación de membranas.

Los fluoropolímeros amorfos, como la serie Teflon AF, Hyflon AD o Cytop, se han desarrollado como alternativa al PTFE, ya que pueden disolverse en disolventes fluorados. Estas membranas han mostrado una excelente permeabilidad al CO<sub>2</sub>, hidrofobicidad, estabilidad a la temperatura y resistencia química y pueden ser una opción atractiva para aplicaciones de contactores de membrana como revestimiento no poroso (Seungju Kim y tros, 2021).

En resumen, las propiedades de las membranas como el tamaño de los poros, la porosidad y el ángulo de contacto, pueden controlarse modificando las condiciones de preparación y esto puede conducir a un aumento de la presión de ruptura o una mejora de la absorción de CO<sub>2</sub> y del flujo de desorción. Por lo general, no se pueden conseguir ambos simultáneamente, ya que una requiere poros más pequeños, mientras que el segundo requiere poros más grandes. Además, las mejoras en la presión de ruptura a menudo sólo impiden la humectación parcial o total de la membrana durante períodos breves, y el flujo de absorción de CO<sub>2</sub> sigue reduciendo con el tiempo (Seungju Kim y otros, 2021).

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

### 3.2.3 Módulos de la membrana

La configuración del módulo afecta en gran medida al rendimiento de la membrana ya que determina la resistencia a la transferencia de materia entre la fase del disolvente y la del gas. Los diseños de los módulos se basan en dos tipos de membranas: de lámina plana (“flat sheet”) y de fibra hueca (“hollow fibre”).

Las membranas de lámina plana presentan notables ventajas como la facilidad de fabricación, la caracterización y el montaje del módulo, y un mayor flujo por unidad de superficie. Un módulo de placas y marcos (“plate-and-frame module”) utiliza pares de membranas con los lados de alimentación enfrentados uno a otro en forma de sándwich. Se coloca un espaciador adecuado en cada alimentación y sitio de permeado para permitir un flujo sin obstáculos y evitar que las membranas se peguen entre sí. Las membranas están provistas de anillos de sellado y placas en ambos extremos para construir la pila de placas y marcos (“plate-and-frame stack”).

Un módulo de fibra hueca consiste en un número de fibras huecas de pequeño diámetro ensambladas en un módulo tubular. Los módulos de fibra hueca tienen la mayor superficie de membrana por unidad de volumen, es decir, mayor densidad de empaquetamiento, con una densidad de empaquetamiento máxima de unos 36.000 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup> cuando el diámetro de la fibra hueca es de unos 100 µm. La densidad de empaquetamiento de los módulos de fibra hueca puede aumentarse reduciendo el diámetro de las fibras huecas, pero esto aumenta la caída de presión en el lado del “lumen” o en el interior a la fibra hueca. El espacio entre las fibras debe ser uniforme, sino se puede observar una canalización del fluido en el lado del exterior de las fibras (“Shell”), lo que provoca una disminución de la transferencia de materia global (Seungju Kim y otros, 2021).

En el caso de las fibras huecas que no son asimétricas en su sección transversal, la colocación de la fase gaseosa en el lugar de la carcasa o “shell” puede ser ventajoso debido a una caída de presión menor ya que un mayor diámetro exterior de la fase gaseosa en el lado de la carcasa o “shell” aumenta la transferencia de materia para esta fase. Además, esta configuración es ventajosa para la limpieza de la superficie de la membrana por retrolavado (“back flushing”).

Para los contactores de membrana a pequeña escala, la diferencia entre el flujo de absorción de CO<sub>2</sub> obtenido en sistemas de equicorriente y contracorriente puede ser despreciable, aunque en la mayoría de los casos se observa un flujo mayor en sistema a flujo contracorriente. Sin embargo, el simple flujo a contracorriente, o flujo longitudinal a través de módulos de fibra hueca no proporciona una distribución del flujo en el lado de “shell” para longitudes más largas, y la canalización del fluido del lado de “shell” reduce el tiempo medio de residencia del fluido.

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

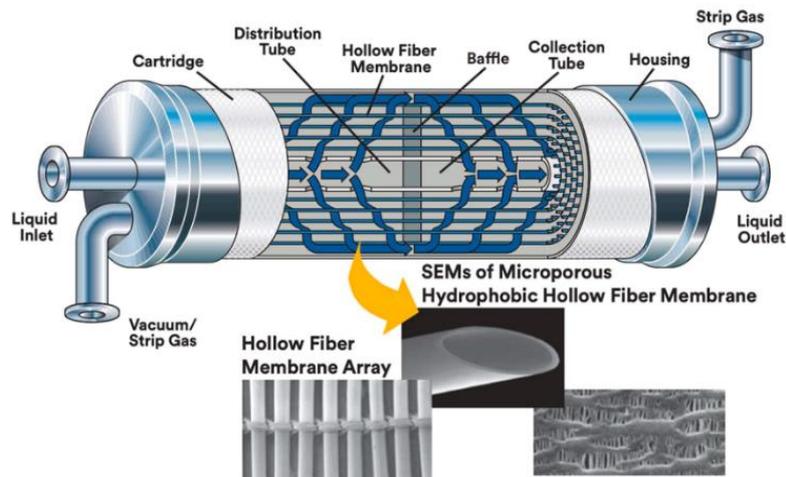


Figura 11: Ilustración del contactor de membrana 3 M Liqui-Cel®. Fuente: 3M Company; Separation and Purification Sciences Division, Charlotte, 2017

En la Figura 11 representa la membrana de contacto Liqui-Cel® de 3 M que evita este problema mediante el uso de un deflector central y un tubo de distribución. La disolución de alimentación fluye a través del tubo de distribución y alrededor del deflector que proporciona una distribución uniforme en una dirección de flujo cruzado en el lado del exterior de la fibra, mientras que el gas fluye a través del "lumen" como se muestra en la Figura 12.

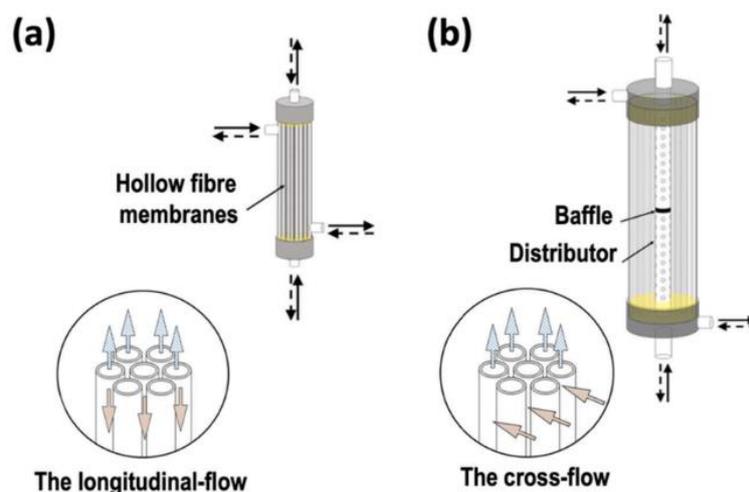


Figura 12: Diferentes configuraciones utilizadas en los módulos de fibra hueca (a) el módulo básico de contracorriente con flujo longitudinal en el lado de la carcasa (b) un enfoque avanzado con un deflector y un tubo de distribución que proporciona un flujo transversal en el lado de la carcasa. Fuente: H. J. Lee y otros, 2019.

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

Las colas o adhesivos utilizados para sellar los módulos deben ser cuidadosamente considerados, ya que los fallos suelen producirse en la interfaz entre el adhesivo y la membrana o la carcasa. Para la mayoría de las membranas poliméricas, se utilizan adhesivos preparados a partir de resinas termoestables que requieren una reticulación química mediante agentes de curado, calor u otros activadores después de la aplicación. Los adhesivos a base de epoxi o poliuretano son los más utilizados tanto en los laboratorios como en la industria, mientras que los adhesivos acrílicos, poli aromático o de silicona pueden utilizarse con membrana de materiales específico. Muchos de estos adhesivos, sin embargo, no son resistentes a los disolventes amínicos y esto puede hacer que los módulos se deshagan rápidamente. Los materiales super hidrófobos, como el PTFE o los materiales cerámicos recubiertos de FAS, también requieren una selección cuidadosa de un adhesivo que sea capaz de humedecerse y adherirse a estos materiales. La relativamente baja energía superficial de los adhesivos de poliuretano puede mojar eficazmente estos materiales hidrofóbicos, penetrando en sustratos porosos para una fuerte interrelación mecánica, pero no son una resistente a la temperatura, por lo que sólo pueden ser utilizados para operaciones de absorción por debajo de 100 °C.

### 3.2.4 Mecanismo de transferencia en contactores de membrana

El rendimiento global de los contactores de membrana en cuanto al flujo de absorción de CO<sub>2</sub>, la recuperación de disolvente, la concentración de CO<sub>2</sub> en el gas tratado y la demanda de energía depende de parámetros como el caudal, la temperatura y la disposición de los módulos.

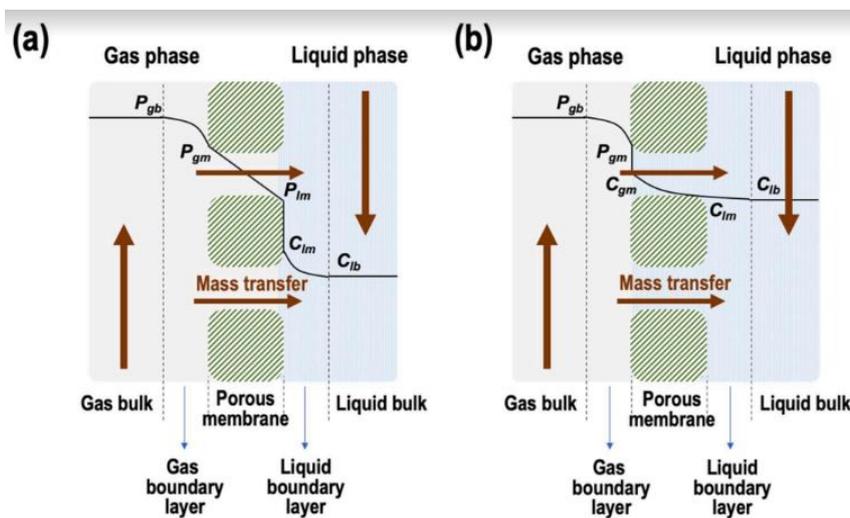


Figura 13: Mecanismo de transferencia de materia a través de una membrana porosa en (a) modo no húmedo (con poros llenos de gas), (b) modo húmedo (con poros llenos de líquido). Fuente: Seungju Kim y otros, 2021.

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

La resistencia a la transferencia de materia se produce en tres regiones: la fase líquida, la fase de membrana y la fase gaseosa. Como descrito en la Figura 13, la resistencia global a la transferencia de materia a través de una membrana con poros total o parcialmente llenos de disolvente es mayor que una membrana con poros llenos de gas debido a una mayor resistencia de la membrana. La resistencia en la fase líquida se reduce por la reacción química que se produce entre el CO<sub>2</sub> y el disolvente, lo que reduce la concentración de CO<sub>2</sub> disuelta. Los parámetros operativos, como el caudal de gas y de líquido, influyen en el mecanismo de transferencia de materia al cambiar el grosor de las capas límite, mientras que los cambios en la concentración o la presión parcial de la alimentación influye la fuerza motriz de la transferencia de materia y la tendencia a la humectación.

Los mayores flujos de CO<sub>2</sub> se obtienen con caudales de gas y líquido más elevados, ya que el grosor de las capas límite disminuye. Sin embargo, si domina la resistencia de la membrana en la transferencia de materia, debido a la humectación de la membrana o al uso de un revestimiento no poroso reduce el flujo de CO<sub>2</sub>. La temperatura del sistema también es importante tanto en la absorción como en la desorción del CO<sub>2</sub> ya que afecta tanto a la transferencia de materia y la reactividad entre el CO<sub>2</sub> y el disolvente. Aunque el coeficiente de transferencia de materia para la absorción se incrementa a alta temperatura debido a la disminución de la viscosidad del líquido, la solubilidad del CO<sub>2</sub> en el disolvente suele disminuir y la evaporación del disolvente aumenta. La temperatura de absorción para la mayoría de los disolventes suele estar controlada entre 10 y 50 °C para equilibrar estos efectos contrapuestos.

La presión aplicada tanto al flujo de gas como al de disolvente debe estar bien controlada para obtener un rendimiento estable. La presión del disolvente debe permanecer más alta que la de la fase gaseosa para evitar el burbujeo, pero si la diferencia supera la presión de ruptura, se produce la humectación de la membrana. Para algunas aplicaciones, como el tratamiento del gas de síntesis o del gas natural, se necesita una alta presión de gas de alimentación, pero la presión del líquido debe aumentar también para mantener esta diferencia. En las aplicaciones a gran escala, esto puede ser especialmente difícil de conseguir durante la puesta en marcha de la unidad y durante las paradas del proceso.

En el procesamiento de gas natural, el gas de alimentación puede estar a 60 bares, mientras que la presión diferencial de gas/líquido del contactor debe mantenerse en torno a un bar, lo que significa que una variación de 5% en la presión del gas de alimentación durante el funcionamiento del proceso causaría la humectación de la membrana. Además, en las unidades de membranas a escala real también habrá un gradiente de presión longitudinal, por lo que el diferencial de presión en un extremo del contactor siempre será mucho menor que en el otro extremo (Seungju Kim y otros, 2021).

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

### 3.2.5 Los retos en el contactor de membrana

El disolvente debe tener una alta capacidad de absorción de CO<sub>2</sub> y debe ser compatible también con el tipo de membrana utilizada en el MBC para conseguir un alto rendimiento de separación. Es importante tener en cuenta la compatibilidad entre el disolvente y la membrana, ya que el disolvente puede reaccionar con la membrana polimérica, lo que podría provocar la degradación de la membrana. El par disolvente-membrana debe seleccionarse cuidadosamente para evitar el daño de la membrana, tanto física como químicamente.

La humectación de la membrana determina en gran medida el rendimiento a largo plazo de la membrana. La humectación parcial puede ocurrir, aunque la membrana utilizada sea super hidrofóbica. en la Figura 14 observa que la humectación aumenta la resistencia de la membrana y el ángulo de contacto disminuye, por lo que, reduce el flujo de CO<sub>2</sub>. Los fenómenos de humectación en la MBC y su prevención han sido ampliamente investigados como la optimización de las condiciones de funcionamiento, la selección de disolventes y membranas, el desarrollo de la membrana mediante el control de la estructura de los poros de la membrana o las propiedades de la superficie de la membrana, en particular, hacia la super hidrofobicidad (Utjok W. R. Siagian y otros, 2019).

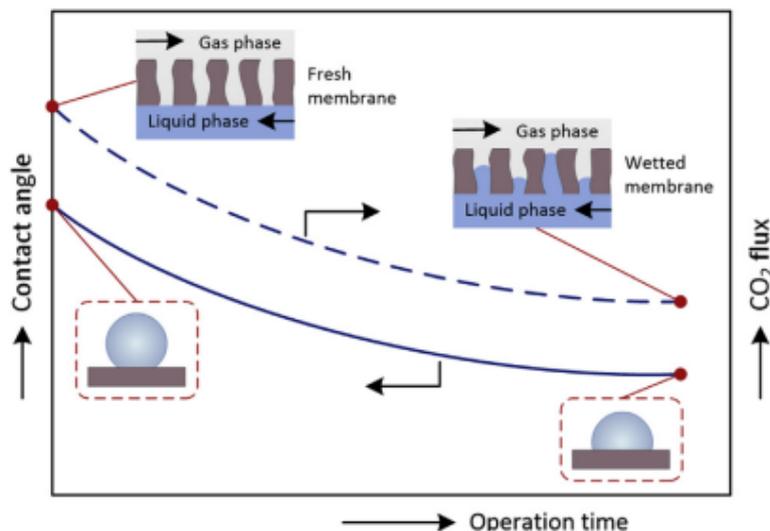


Figura 14: Ilustración esquemática de la hidrofobicidad de la membrana y el flujo de CO<sub>2</sub> en MBC en función del tiempo de operación Fuente: Utjok W. R. Siagian y otros, 2019.

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

TABLA 2. La humectabilidad de las membranas por los líquidos absorbentes

(J-L Li y B-H Chen, 2005)

Membrane	Absorption liquid	Wettability	Cause of wetting
PTFE	Aqueous MEA	–	Hydrophobicity of PE is not enough
PE	Aqueous MEA	+	Hydrophobicity of PE is not enough
PP	Aqueous NaOH solutions	+	Possible modification of pores by trace impurities and ionic species
	Aqueous amines solutions	+	
PTFE	Aqueous amines	–	
PP	Aqueous alkanolamines	–	
	Aqueous amino acid salt solutions	–	
PTFE	Aqueous MEA	+	Larger pore size of PTFE
PVDF	Aqueous MEA	–	
PP	Water, aqueous NaOH, Aqueous MEA	+(MEA)	Not given, but possibly due to low surface tension of MEA, insufficient hydrophobicity and chemical instability of membrane
PE		+(MEA)	
PTFE		–	
PE +F		–	
PP	Aqueous amines solutions	+	Cause of wetting was not given; PTFE is more chemically stable
PES + PDMS		+	
PP + PDMS		+	
PTFE		–	
PP	Aqueous NaOH solutions	–	Possibly the low surface tension of aqueous MDEA
	Aqueous MDEA	+	
PTFE	Aqueous KOH solutions	–	

+: Wetted; –: non-wetted; F: coated with fluoropolymer; PP: polypropylene; PE: polyethylene; PES: poly(ether sulphone); PDMS: coated with polydimethylsiloxane (silicon rubber); PTFE: polytetrafluoroethylene (Teflon); PVDF: polyvinylidene fluoride; AMP: 2-amino-2-methyl-1-propanol; DEA: methyl-diethanolamine; EAE: 2-(ethylamino)-ethanol; MEA: monoethanolamine; DEA: diethanolamine; and TEA: tri-ethanolamine.

Las medidas a considerar para evitar o reducir los problemas de humectación son las siguientes:

- La utilización de membranas hidrofóbicas

Dado que los disolventes utilizados para la absorción de CO<sub>2</sub> son generalmente soluciones acuosas, el uso de membranas hidrofóbicas conduce a mayores ángulos de contacto, por lo tanto, es eficiente para minimizar el problema de la humectación. En la TABLA 2 se muestra la hidrofobicidad de las diferentes membranas según el disolvente empleado.

- La modificación superficial de las membranas

El problema de la humectación también se puede aliviar recubriendo la membrana con una capa permeable muy fina. La modificación hidrofóbica de la superficie de una membrana se puede conseguir mediante muchas técnicas, como el injerto de superficie, el injerto de relleno de poros...

- Las membranas compuestas

El uso de membranas con una capa superior densa y un soporte micro poroso también es eficaz para evitar el problema de la humectación. La capa superior en contacto con la fase líquida sirve como capa de estabilización. El material de esta capa debe ser altamente permeable a los

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

componentes gaseosos objetivo y ser lo suficientemente hidrofóbico como para evitar que el agua lo moje.

- Selección de membranas de fibra hueca densa

Además de su mejor capacidad de no mojarse, las membranas más densas pueden ofrecer una mayor flexibilidad en la presión del gas de alimentación. Se ha observado que se puede mantener una presión del gas de alimentación superior en unos 200 kPa a la presión del líquido sin que se formen burbujas en la fase líquida. Sin embargo, el problema asociado a la aplicación de este tipo de membranas es su mayor resistencia al flujo. Afortunadamente, esto puede compensarse aplicando una mayor presión de funcionamiento en la fase gaseosa.

- Selección de líquidos con una tensión superficial adecuada

Dado que los líquidos con una tensión superficial más baja tienen una mayor tendencia a filtrarse en los poros de una membrana hidrofóbica debido a una menor presión capilar, hay que estudiar previamente las propiedades de los líquidos para su posterior selección de manera que el líquido tenga una tensión superficial adecuada.

- Optimización de las condiciones de operación

Como se ha comentado anteriormente el éxito del proceso de absorción por membrana depende en gran medida del sistema gas-líquido y de los tipos de membranas implicadas. Las condiciones de funcionamiento, como la presión del líquido, también desempeñan un papel importante en la determinación del rendimiento global de la absorción. La presión de funcionamiento de la fase líquida debe ser, por lo general, mayor que la de la fase gaseosa para evitar la formación de burbujas, lo que podría dar lugar a importantes pérdidas de valiosos componentes del gas y deteriorar la eficacia de la separación. La operación a largo plazo a una presión de líquido elevado podría provocar la humectación o, al menos, la humectación parcial de la membrana. Debido al importante efecto de la humectación en el rendimiento de la membrana, es imperativo examinar la humectabilidad de una membrana por los líquidos como parte del del diseño integral de un proceso de adsorción por membrana (J-L Li y B-H Chen, 2005).

El desafío en el desarrollo de las membranas de absorción de CO<sub>2</sub> es su durabilidad en el funcionamiento a altas presiones y temperaturas y en presencia de contaminantes como SO<sub>2</sub>, especialmente en el desarrollo de membranas super hidrófobas como contactor de membranas porosos.

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

### 3.3 Comparación entre la separación de gas por membrana y el contactor de membrana para la captura de carbono

En las aplicaciones de eliminación de CO<sub>2</sub>, la MGS y la MBC tienen sus propias ventajas y desventajas. La comparación de ambos procesos basado en las membranas se muestra en la Tabla 3. En cuanto al estado de comercialización, la MGS se ha comercializado y aplicado a gran escala especialmente para el endulzamiento del gas natural compitiendo con sistema de absorción basado en aminas.

TABLA 3. La comparación de separación de gas por membrana y el contactor de membrana para la eliminación de CO<sub>2</sub> del gas natural.

Parámetro	MGS	MBC
Membrana típica usada	Denso	Poroso
Disolvente	Ninguno	Necesita
Selectividad	Determinado por la membrana (20-50)	Determinado por el disolvente (>1000)
Pretratamiento para la eliminación de impureza	Altamente requerido	Requerido
Consumo de energía	Normal-Elevado	Bajo
Coste	Normal-Elevado	Bajo
Desventajas	-Plastificación (membrana de base polimérica) -El dilema entre la permeabilidad y selectividad - Envejecimiento físico	-Fenómeno de humectación -Inundación -Degradación de la membrana

Según Baker y Lokhandwala (2008), el MGS es favorable cuando la corriente de gas contiene una concentración relativamente alta de CO<sub>2</sub> (hasta 40 mol%) y un flujo de gas bajo (< 282541,2 m<sup>3</sup>/d). Por otro lado, un sistema de absorción basado en aminas es preferible para corriente de gas de alimentación con una baja concentración de CO<sub>2</sub> (~2-25 mol%) y alto flujo de gas (hasta 14127060 m<sup>3</sup>/d). Mientras tanto, para la corriente de gas de alimentación con alta concentración de CO<sub>2</sub> y caudal, es preferible una combinación de MGS y un sistema de absorción basado en amina.

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

TABLA 4. El método a emplear para el endulzamiento del Gas Natural en función del caudal del gas y la concentración de CO<sub>2</sub>.

	Caudal de gas elevado	Caudal de gas bajo
Concentración de CO <sub>2</sub> elevado	Combinación de ambos	Separación del gas por membrana (MGS)
Concentración de CO <sub>2</sub> bajo	Sistema de absorción basado en aminas	Contactador de membrana

Cuando la concentración de CO<sub>2</sub> es mayor, la fuerza motriz para la separación se incrementará, lo que es beneficioso para la MGS. Sin embargo, hay que tener en cuenta que, a medida que aumenta la concentración de CO<sub>2</sub>, la membrana será más susceptible a la plastificación. Si la MGS se utiliza para tratar un gas de alimentación con una baja concentración de CO<sub>2</sub>, la fuerza motriz se reducirá y se perderá una cantidad importante de gas valioso (producto o pérdida de CH<sub>4</sub> en el caso de CO<sub>2</sub>/CH<sub>4</sub>). Como consecuencia, el rendimiento de la MGS puede disminuir y el coste de procesamiento aumentará. En cuanto al consumo de energía, el MGS requiere un consumo de energía relativamente más alto que el MBC, que se asocia al uso de una membrana densa y a la elevada presión de funcionamiento (Utjok W. R. Siagian y otros, 2019).

Klaassen et al. (2008) estudió que el MBC podría proporcionar una selectividad muy alta y puede utilizarse para tratar corriente de gas de alimentación con una baja concentración de CO<sub>2</sub> de forma eficaz. La alta selectividad se debe a la interacción química o física entre el gas y el absorbente. El MBC se suele funcionar a baja presión, por lo que el coste de funcionamiento será menor que el de la MGS. A pesar de las ventajas, el MBC también tiene varias desventajas, como el fenómeno de humectación, el ensuciamiento y la degradación de la membrana, como se ha comentado en las secciones anteriores. Otras desventajas según Mansourizadeh e Ismail (2009), que también deben tenerse en cuenta, son las siguientes:

- La membrana utilizada en MBC se convierte en otra resistencia al transporte porque podría reducir la transferencia de materia global y reducir la selectividad. Esta resistencia será más pronunciada si la membrana se humedece.
- La distribución no uniforme de las fibras huecas en el módulo de la membrana puede conducir a la canalización y a la derivación, lo que puede reducir la eficacia de la transferencia de materia. Por lo tanto, la configuración del flujo y la geometría del módulo deben tenerse en cuenta.
- Las condiciones de funcionamiento pueden afectar significativamente al rendimiento de la MBC. La temperatura, la presión y los caudales, tanto del gas como del disolvente o líquido, deben controlarse cuidadosamente para (i) evitar la formación de burbujas de gas, lo que podría dar lugar a una pérdida de gas, (ii) evitar la humectación por el

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

disolvente, y (iii) aumentar simultáneamente el tiempo de residencia y la absorción de gas.

Generalmente, el MBC utiliza un disolvente orgánico, como una solución de amina, para aplicaciones de eliminación de CO<sub>2</sub>, pero presenta varios inconvenientes a pesar de su alta selectividad. La solución de amina tiene una alta presión de vapor, es corrosiva y necesita una alta energía para su regeneración.

El estudio de Yan et al. (2008) donde se investigó el rendimiento y la economía de los procesos, indica que la captura de carbono de la corriente de gases de combustión mediante MBC tenía un coste de captura de CO<sub>2</sub> inferior al de la MGS. Esto puede estar relacionado con la alta selectividad, la alta transferencia de materia de la membrana porosa, la baja presión de funcionamiento de la MBC y la menor presión de la membrana.

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

#### 4. Procesos de endulzamiento de Gas Natural

La técnica más avanzada y apropiado desde punto de vista tecno económico para el endulzamiento del gas natural es la tecnología basada en la membrana, sobre todo, el contactor de membrana. El contactor de membrana es una alternativa eficaz a los procesos de separación tradicionales, un proceso híbrido que combina las ventajas de la absorción química convencional y de la separación por membrana. El contacto de las corrientes de gas y líquido a través de una membrana micro porosa, la membrana es sólo una interfaz fija (medio) entre los flujos de gas y líquido y no ofrece ninguna selectividad entre los gases. Esta tecnología tiene muchas ventajas con respecto a las columnas empaquetadas, por ejemplo, un área de transferencia de materia extra, el modularidad del sistema con una fácil ampliación, permite un diseño y un escalado más flexibles, y el control independiente de las corrientes de gas y líquido, lo que elimina problemas operativos como la inundación y el arrastre.

Las principales ventajas de la separación por membranas sobre otras tecnologías incluyen su tamaño compacto, la comodidad de su instalación, menor consumo de energía y menor coste. Sin embargo, el contactor de membrana, MBC, puede presentar coeficientes de transferencia de materia bastante bajos bajo un flujo laminar no perturbado de la fase líquida. Además, las membranas hidrofóbicas pueden humedecerse con disolventes orgánicos, ya sea parcial o totalmente. Operar con membranas parcialmente o totalmente humedecidas puede disminuir el flujo de transferencia de materia de manera bastante drástica, principalmente debido a una menor difusividad del gas en la fase de membrana humedecida.

En principio, la humectación de la membrana podría evitarse manteniendo la presión de funcionamiento por debajo de su valor crítico, la llamada presión de ruptura, que depende de tensión superficial del disolvente, el ángulo de contacto del material con el disolvente y el diámetro máximo de los poros, pero en la práctica todavía puede producirse una humectación parcial debido a la distribución no uniforme de los poros de la membrana, y los poros más grandes se humedecen más fácilmente.

Los factores que afectan el grado de humectación también pueden ser afectadas por varios parámetros operativos, como la presión del líquido de entrada, la velocidad del líquido, la temperatura del líquido, las concentraciones de amina, la longitud de las fibras de la membrana y su orientación.

En principio, cualquiera de las columnas de absorción y de separación, o ambas, de un proceso convencional de tratamiento de aminas podría sustituirse por un MBC.

Yeon et al. (2005) realizaron una evaluación experimental de un proceso híbrido que combina un MBC a presión atmosférica con un disolvente de amina para la eliminación del CO<sub>2</sub> de los gases de combustión con una torre de desorción térmico para la regeneración de la amina.

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

Demostraron que este proceso basado en el MBC tiene una mayor eficiencia de eliminación de CO<sub>2</sub> que con una columna empaquetada convencional y que la velocidad de absorción de CO<sub>2</sub> por unidad de volumen es 2-3 veces mayor con el MBC, confirmando así el potencial de intensificación.

Los indicadores claves del rendimiento (“key performance indicators”, KPI) habituales para los procesos de endulzamiento del gas natural consisten en: la pureza del CO<sub>2</sub> en el gas tratado; y la energía por materia de CO<sub>2</sub> eliminada. Desde el punto de vista tecno-económico existen otros KPI relevantes que son: la fracción de hidrocarburos que se pierde por absorción en la disolución de amina; y la cantidad de pérdidas por evaporación de disolventes por volumen de gas tratado.

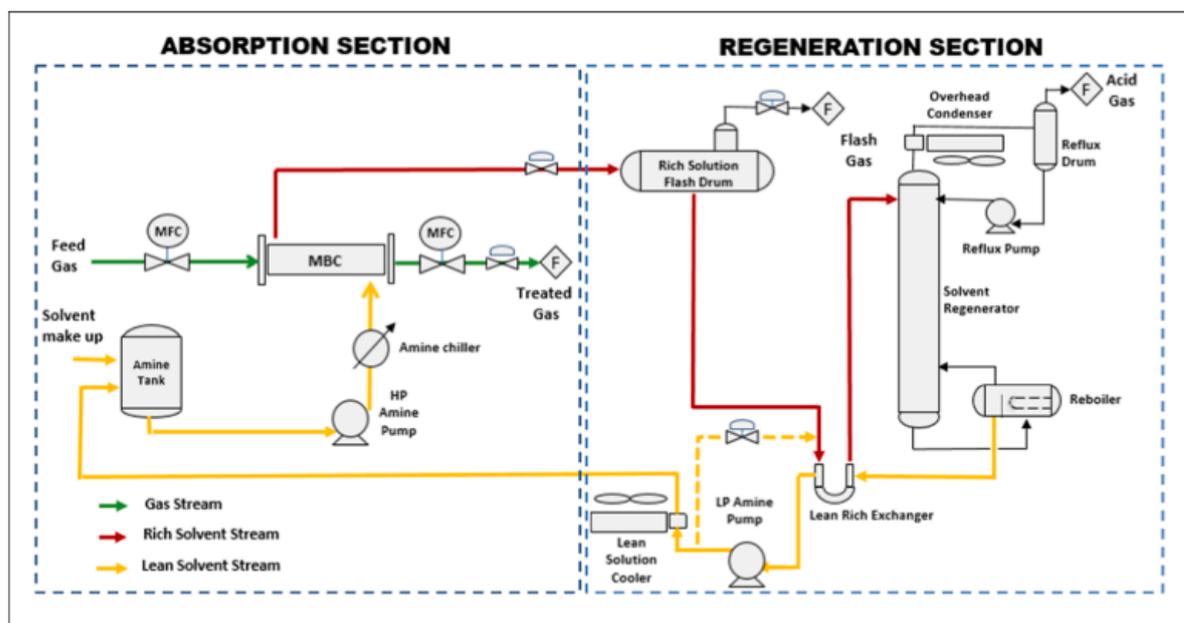


Figura 15: Esquema de la instalación de la planta piloto. Fuente: V. C. Quek y otros, 2021b.

La Figura 15 representa el esquema de un planto piloto realizado por V. C. Quek y otros en 2021, es el proceso de interés, es similar a un proceso tradicional de tratamiento de aminas en el que la columna de absorción se sustituye simplemente por un MBC. El disolvente amínico enriquecido del MBC se regenera extrayendo los hidrocarburos absorbidos y los gases ácidos, antes de devolverlo al MBC.

En esta configuración del proceso son posibles tanto las operaciones empobrecidas (“lean operation”) como las semi empobrecidas (“semi-lean operation”), dependiendo de la cantidad de CO<sub>2</sub> que quede en el disolvente amínico después de su regeneración, es decir, la diferencia entre uno y otro es la eliminación total o parcial del CO<sub>2</sub> contenida en el disolvente en la sección de desorción, que afecta la capacidad de absorción de flujo de CO<sub>2</sub> en la sección de absorción.

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

Como la regeneración del disolvente es la parte del proceso que consume más energía, la operación semi empobrecida puede reducir el coste operativo de forma significativa, aunque en detrimento de la reducción del flujo de absorción de CO<sub>2</sub>. Además, la utilización de una MBC de alta presión en lugar de una columna de relleno convencional para la absorción de CO<sub>2</sub>, conlleva una reducción de la relación líquido-gas (L/G), lo que se traduce en una menor cantidad de disolvente a regenerar. El consumo total de energía puede reducirse aún más utilizando hidrocarburos ligeros recuperados de la disolución de amina enriquecida, siempre que cumpla con el valor calorífico del gas combustible. Además, se necesita un aporte de disolvente para compensar las pérdidas por evaporación debidas a la absorción de CO<sub>2</sub> y a las operaciones de desorción (V. C. Quek y otros, 2021b).

En el modelo MBC existente, para poder aplicar a nivel industrial, el modelo tiene que cumplir los siguientes tres requisitos claves para predecir el resultado de la modelización:

- La eliminación de CO<sub>2</sub> bajo operaciones de empobrecido y semi empobrecido, una regeneración parcial (proceso semi empobrecido) supone un ahorro de energía en comparación con una regeneración total (proceso empobrecido), pero reduce el flujo de CO<sub>2</sub> absorbido en MBC.
- El perfil de la temperatura del disolvente y la pérdida por evaporación con el gas tratado.
- Y la pérdida de hidrocarburos por absorción en la disolvente amina (V. C. Quek y otros, 2021a).

La pérdida gradual del disolvente en el gas tratado en el MBC puede modificar la cantidad de CO<sub>2</sub> absorbido en el MBC, por lo que la reposición de agua y amina son necesarias en la corriente de entrada líquida del contactor de membrana para mantener las condiciones de trabajo.

La evaporación reduce la temperatura del disolvente debido al calor latente de vaporización mientras que las pérdidas por evaporación aumentan con la temperatura del disolvente. La predicción del perfil de temperatura en el interior del MBC puede utilizarse para afinar la velocidad de eliminación de CO<sub>2</sub>, detectar la aparición de un abultamiento de la temperatura como en las torres de absorción de CO<sub>2</sub> convencionales, o incluso estimar la velocidad de corrosión. La capacidad de predecir la temperatura del disolvente a la salida del MBC también es clave para diseñar los intercambiadores de calor en la sección de regeneración de aminas.

Para prevenir la condensación de hidrocarburos en el MBC que podría resultar una gran pérdida de hidrocarburos, y causar problemas en procesos aguas abajo debido a la aparición de una segunda fase líquida. Por lo tanto, se pretende mantener la temperatura de la disolución empobrecido al menos 5 °C por encima de la temperatura de rocío de los hidrocarburos de los gases tratados. Pero también hay partes de hidrocarburos absorbidos por la disolución amina, el disolvente que circula por el lado del "shell" del contactor de membrana, que acabaría en el gas ácido si no se recupera. La solubilidad de los hidrocarburos ligeros como el metano, etano o

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

propano en el disolvente amino (Metil dietanol amina + piperazina, MDEA+PZ) es despreciable a presión atmosférica, pero son significativas cuando la presión es de 60 bares o más (V. C. Quek y otros, 2021a).

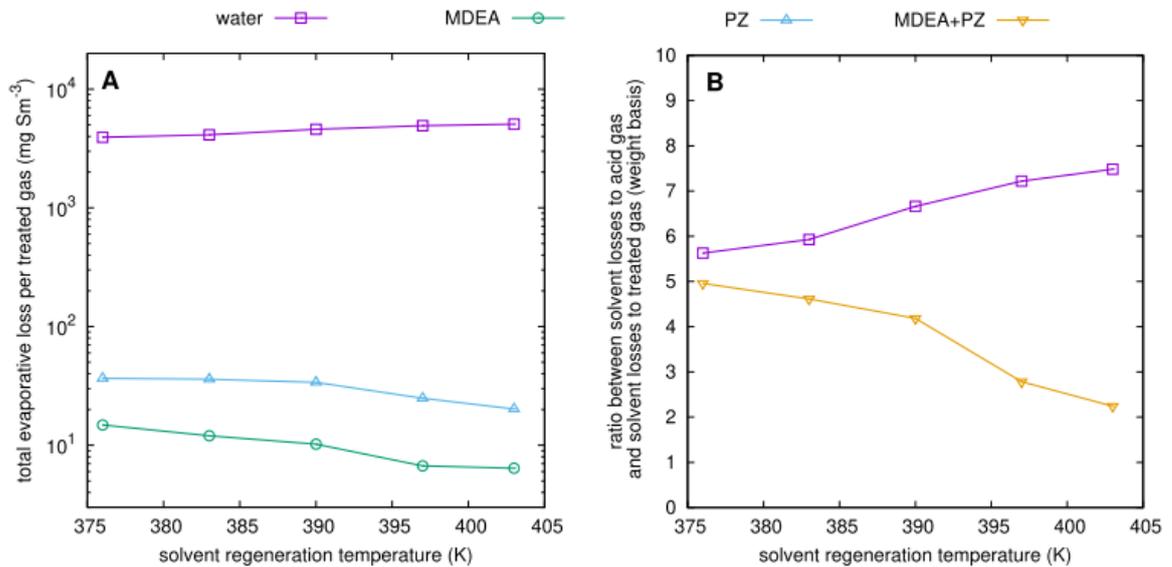


Figura 16: Efecto de la temperatura del disolvente en la columna de separación sobre las pérdidas por evaporación en todo el proceso, con un caudal de gas de 75 kg/h y un caudal de disolvente de 275 kg/h. A: Pérdida de agua, MDEA y PZ por volumen de gas tratado. B: Comparación entre la pérdida del gas tratado y el gas ácido. Fuente: V. C. Quek y otros, 2021b.

En la Figura 16 A, se observa que la pérdida de agua por evaporación es 100 veces mayor que la pérdida de PZ, mientras que la de PZ es 2 o 3 veces mayor que la de MDEA, de acuerdo con su presión de vapor. Las pérdidas de agua aumentan en más de un 20% al aumentar la temperatura del rehervidor de 376 K a 403 K, mientras que las pérdidas de amina se reducen aproximadamente a la mitad al mismo tiempo. Este comportamiento contraintuitivo es debido a la que mezcla agua-MDEA-PZ no es ideal y a efectos de asociación entre la mezcla.

Un desglose de estas pérdidas revela que: (i) las pérdidas por evaporación con el gas flash contribuyen sólo 1-3% de las pérdidas totales; (ii) las pérdidas por evaporación con el gas tratado muestran muy pocas variaciones (2-4%) a lo largo del rango de temperatura del rehervidor de interés; y (iii) tanto las pérdidas de agua como de aminas con el gas ácido constituyen, con mucho, la mayor parte (70-90%) de las pérdidas por evaporación en el proceso, como se puede observar en la Figura 16 B. Como la pérdida del disolvente en el gas ácido constituye la mayor parte de la pérdida del proceso, se puede reducir la pérdida de disolvente significativamente disminuyendo

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

la temperatura de la cabeza del condensador (“Condenser Overhead”) de 333 K a 318 K (V. C. Quek y otros, 2021b).

Según el estudio realizado por E. Teletzke y B. Madhyani en 2018, se predicen que las pérdidas totales de amina (MDEA + PZ) en la planta piloto esta entre 27-54 mg por Sm<sup>3</sup> de gas tratado, lo cual es proporcional con las pérdidas de amina promedio reportadas de ca. 48 mg/Sm<sup>3</sup> (estándar metro cubico) en plantas de procesamiento de gas existentes que utilizan monoetanolamina (MEA), dietanolamina (DEA) y MDEA. Las pérdidas de amina previstas por el CO<sub>2</sub> eliminado está entre 0,24-0,63 kg/tonelada, que de nuevo es coherente con plantas de endulzamiento de GN convencionales (0.35–3 kg/tonelada).

En la configuración del experimento piloto realizado por V. C. Quek y otros en 2021, la cantidad de pérdida total del disolvente supone un 0.1-0.15 % del caudal de circulación del disolvente (275 L/h) y la pérdida de agua supone más del 99 wt% (porcentaje másico). Esto sugiere que la alimentación del agua pura es suficiente para mantener la concentración del disolvente para su normal funcionamiento, complementando con una inyección regular de MDEA y PZ en el proceso, cuando la cantidad de estos están por debajo de un cierto valor o se ha degradado térmicamente.

También hay tener en cuenta la pérdida de los hidrocarburos. Los hidrocarburos son absorbidos junto con el CO<sub>2</sub> por el disolvente que acabará en la corriente del gas ácido, si no se recupera. Aunque esta pérdida supone una pequeña fracción de hidrocarburos del gas tratado, puede causar una pérdida económica muy grande y dificulta el tratamiento posterior del gas ácido. Una gran fracción de estos hidrocarburos ligeros perdidos puede recuperarse en el separador flash de la disolución rica (“Rich Solution Flash Drum”), situado en aguas abajo de la salida del líquido del MBC. Es habitual utilizar el gas flash en una turbina de gas para la recuperación de calor, porque contiene hidrocarburos recuperados que cumplan determinados requisitos para emplear como combustible. Como comentado anteriormente, la presencia de CO<sub>2</sub> disminuye el poder calorífico del gas. Alternativamente, el gas flash podría ser comprimido y devuelto a la entrada de gas del MBC, o simplemente mezclado con el gas tratado, siempre que se cumpla la pureza de CO<sub>2</sub> requerida. Como mencionado previamente, la mezcla de CO<sub>2</sub> puro en la corriente de Gas Natural para cumplir la concentración de entrada del Gas Natural, o la mezcla del gas tratado con el gas flash, debido a que el gas tratado solo, posee una menor cantidad de CO<sub>2</sub> de la requerida, y la mezcla de ambos podría suponer un ahorro económico además de cumplir la característica demandada por el cliente.

Una variación de la presión de operación en el separador flash de disolución rico es una estrategia eficaz para reducir la pérdida de hidrocarburos, como puede observarse en la Figura 17, para procesos semi empobrecido y empobrecido. La recuperación de hidrocarburos se calcula en base a moles con respecto al contenido de hidrocarburos en la salida del líquido del MBC. Desde el punto de vista termodinámico, el funcionamiento del “Flash Drum” a una presión más baja aumenta la cantidad de flash gas, aumentando así la recuperación de gas combustible. Pero como inconveniente, la evaporación de las especies como CO<sub>2</sub> de la disolvente amina a una

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

menor presión de trabajo, reduce el poder calorífico inferior (LHV) del flash gas. Esto es una clara dilema o elección en la presión del tambor flash (“Flash Drum”).

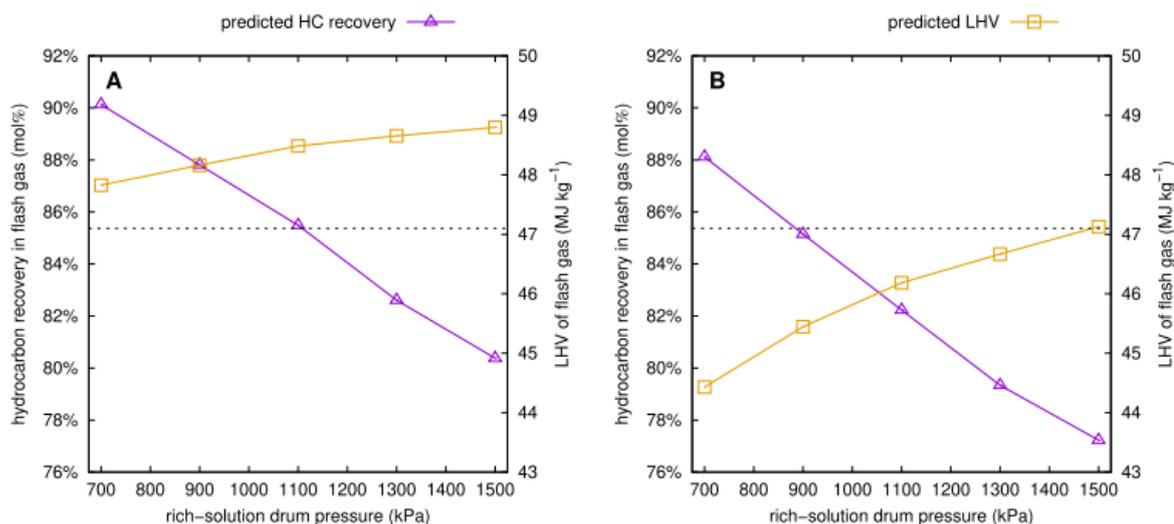


Figura 17. Efecto de la presión de “Rich Solution Flash Drum” en la recuperación de hidrocarburos y LHV en el flash gas, con un caudal de gas de 75 kg/h y caudal de disolvente 275 L/h. A: Operación con amina empobrecida (Concentración (loading) de CO<sub>2</sub> de entrada 0.01 mol/mol). B: Operación con amina semi empobrecida (Concentración (loading) de CO<sub>2</sub> de entrada 0.23 mol/mol). Línea discontinua: límite inferior de la especificación del gas combustible NG. Fuente: V. C. Quek y otros, 2021b.

Al reducir la presión del “Flash Drum” de 1500 kPa a 700 kPa, la recuperación de hidrocarburos prevista aumenta de aproximadamente 81% al 90% en condiciones empobrecida como se observa en la Figura 17 A y del 77% al 88% en condiciones de semi empobrecida como muestra en la Figura 17 B. En condiciones empobrecida, el gas flash cumple la especificación habitual para el gas combustible, un poder calorífico inferior (“Lower Heating Value”, LHV) de 47,1 MJ/kg para el Gas Natural en todos los valores de presión con una recuperación máxima correspondiente de más del 90% a una presión de 700 kPa. En cambio, en condiciones semi empobrecida, el LHV del gas flash sólo alcanza 47,1 MJ/kg a presión de 1500 kPa, con una recuperación del 77%. (V. C. Quek y otros, 2021b).

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

#### 4.5 Mejoras del proceso semi empobrecido para cumplir las especificaciones del gas de venta

El gas de venta con menos de 2-3 mol% de CO<sub>2</sub> puede lograrse tanto en condiciones empobrecida o semi empobrecida, pero el funcionamiento semi empobrecido conlleva un consumo de energía del 80 % menos en comparación con el funcionamiento empobrecido. Sin embargo, esta comparación podría ser engañosa, para permitir una comparación más justa, se realiza un estudio para tratar 75 kg/h de gas natural ácido con un objetivo de pureza de CO<sub>2</sub> de 1,5 mol%, ajustando el caudal de disolvente.

Según el estudio, si adopta una configuración modificada para el proceso de aminas semi empobrecida, en la que la columna de desorción ("stripping column") y el rehervidor se sustituyen por un separador de flash ("flash drum") de baja presión y un calentador, respectivamente, utilizando el montaje experimental de la Figura 15 como base de diseño.

Según el estudio, un menor caudal de disolvente en el proceso de amina empobrecido se traduce en un menor consumo de energía en todas las bombas. Sin embargo, el consumo de energía total del proceso del proceso empobrecido (13,7 kW) sigue siendo un 16% mayor comparado con el proceso semi empobrecido (11,6 kW). Esto se atribuye a (i) la mayor temperatura del rehervidor necesaria para regenerar completamente el disolvente en el proceso empobrecido; y (ii) el mayor trabajo de refrigeración en el enfriamiento de la disolución empobrecida ("lean solution cooler"), ya que la temperatura del disolvente que sale de la columna de desorción es más alta en el proceso empobrecido a pesar del intercambio de calor en el intercambiador de calor de la disolución rico-pobre ("lean-rich exchanger").

En la Figura 18 se muestra un desglose del consumo de energía de toda la planta por los equipos principales, tanto en el proceso de empobrecido como en el de semi empobrecido. Según la Figura 18, el trabajo del proceso podría reducirse aún más alimentando el disolvente regenerado al MBC a una temperatura de 318 K, eliminando así el enfriador de aminas. Esta modificación del proceso reduciría además la dimensión espacial o la huella física de todo el proceso y se adopta en el estudio final de escalado. Sin embargo, observa que la supresión del enfriador de aminas también podría tener consecuencias negativas, ya que una temperatura más alta del disolvente aumentaría la presión de vapor de la disolvente amina, una mayor pérdida de amina. Una mayor temperatura del disolvente también aumentará la temperatura del gas de salida y, a su vez, el contenido de agua del gas, aumentando así el trabajo del equipo de deshidratación posterior (M. I. Stewart, 2014).

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

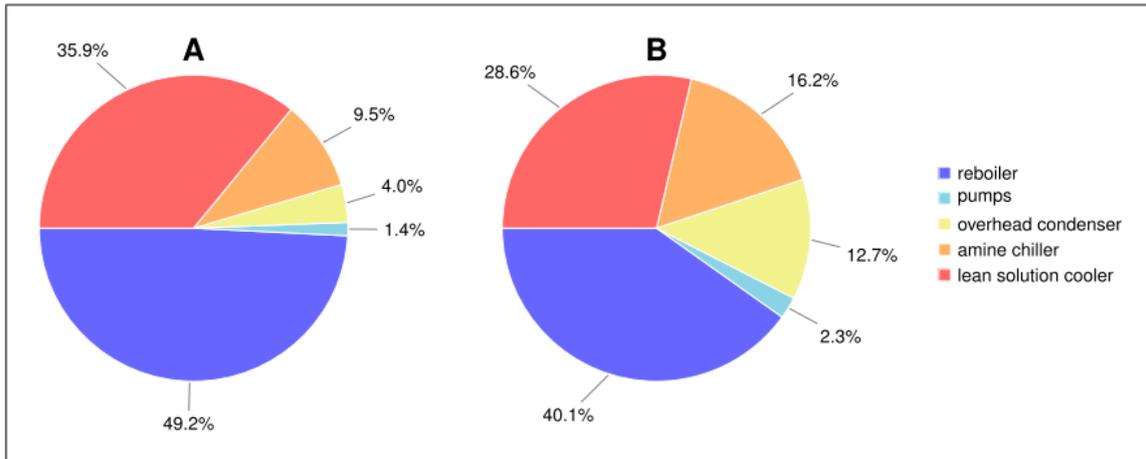


Figura 18: Desglose del consumo energético de toda la planta por los equipos principales. A: proceso de amina empobrecida con columna de desorción (“stripper column”). B: proceso de amina semi empobrecida utilizando un separador flash de baja presión (“low-pressure flash drum”). Fuente: V. C. Quek y otros, 2021b.

En general, la configuración semi empobrecida presenta un mejor potencial de intensificación que su homóloga empobrecida para lograr la especificación del gas de venta, ya que reduce tanto el consumo de energía como la huella física del proceso, el espacio necesario de implantación de la instalación. Su único inconveniente sería una reducción del LHV del gas flash que podría impedir su uso en una turbina de combustión convencional. Se espera que estas ventajas se traduzcan en una importante reducción de gastos de capital y de explotación en comparación con el modo de funcionamiento empobrecida en un proceso de endulzamiento a escala comercial (V. C. Quek y otros, 2021b).

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

## 5. Diseño de la planta de endulzamiento de Gas Natural

En esta sección se realiza el diseño de un proceso a nivel piloto aprovechando los conocimientos adquiridos previamente, de los estudios experimentales y de modelización consultados en la bibliografía, especialmente en el trabajo realizado por V. C. Quek y otros en 2021. La planta se diseña para tratar un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de Gas Natural, para eliminar el dióxido de carbono.

Se utiliza un contactor de membranas, en el que un disolvente amínico es una mezcla acuosa de MDEA y PZ (líquido extractor), para enriquecer el gas natural (endulzamiento del gas natural) en un proceso semi empobrecido.

Esta opción fue elegida por las siguientes ventajas: la reducción el volumen físico de la sección de absorción y la sustitución de la columna de desorción por un separador flash, la reducción de la energía consumida por el calentador por la cantidad de CO<sub>2</sub> eliminada y, por lo tanto, el consumo total del proceso, además de otras ventajas comentados anteriormente.

Para ello, se ha tenido en cuenta el montaje experimental de la Figura 15, con las siguientes modificaciones: la sustitución de la columna de desorción por un separador de flash de baja presión, el rehervidor por un calentador, la eliminación de la enfriadora de aminas que puede reducir el consumo de energía ("process duty") y la reducción de la temperatura del condensador (333 K a 318 K) para mitigar las pérdidas de disolventes por evaporación con el gas ácido.

La mezcla de gas natural rica en CO<sub>2</sub> fluye en el interior de las fibras de las membranas del contactor, mientras que el disolvente amino fluye en el exterior de la fibra o "shell side", en una configuración de contracorriente, para favorecer una mayor transferencia de CO<sub>2</sub> de la corriente gaseosa a la corriente líquida. La mezcla de gas se difunde desde el lado del tubo a través de las paredes de las fibras hacia la carcasa, donde el CO<sub>2</sub> es absorbido químicamente por la amina. En todo el experimento, el módulo de MBC está orientado horizontalmente, los flujos en contracorriente y utilizando una mezcla acuosa de MDEA y PZ como disolvente químico. La orientación horizontal del módulo de MBC es debido a que en el funcionamiento horizontal del MBC elimina la necesidad de superar la presión hidrostática y reduce la humectación de la membrana.

La selección del disolvente, una mezcla de MDEA+PZ acuoso, es debido a que: MDEA es una amina terciaria, por lo tanto, tienen una mayor capacidad de absorción de CO<sub>2</sub>, y requiere menos energía para su regeneración, sin embargo, la velocidad de reacción para la absorción de CO<sub>2</sub> por estas aminas son generalmente baja. La piperazina (PZ) es una diamina secundaria cíclica, que tiene una alta capacidad de adsorción debido a los dos grupos -NH, tiene una velocidad de reacción de absorción mayor que conlleva una mayor demanda de energía de regeneración. La combinación de ambas disoluciones se obtiene una mezcla con una velocidad de absorción de CO<sub>2</sub> apropiado con una composición de entrada MDEA/PZ de 39/5 wt% en este caso, para el Gas Natural con una composición de entrada de CO<sub>2</sub>/CH<sub>4</sub>/C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>/C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> de 24/73/2/1 (mol%) respectivamente. El objetivo es alcanzar una concentración de CO<sub>2</sub> de 6.5 mol% en el Gas Tratado.

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

El disolvente se consume durante el proceso de la eliminación del gas ácido de la corriente gaseosa en los gases de salidas, aunque el disolvente se regenera. Existen las pérdidas del disolvente por evaporación y las pérdidas por arrastre.

En este caso, no existe el fenómeno de arrastre debido a que las membranas micro porosas de la MBC evitan la dispersión de la fase gas en el líquido. Pero la acumulación de las pérdidas por evaporación en los gases de salidas supondría una alteración del funcionamiento de la planta, aunque la pérdida de caudal del disolvente es pequeña en comparación con el caudal de circulación. La pérdida del disolvente amina, compuesto por agua, MDEA y PZ, se pierde en el el gas flash y el gas ácido. Estas pérdidas dependen del tipo y la concentración de la amina, la temperatura y la presión de trabajo del MBC, y de los tambores flash. La reposición del disolvente es necesario para mantener la cantidad del disolvente y la concentración deseada.

*TABLA 5. Las especificaciones del proceso semi empobrecido para el endulzamiento del gas natural. (V. C. Quek y otros, 2021b)*

<b>Absorción- Endulzamiento del Gas Natural</b>	
MBC tubo, composición del gas de entrada CO <sub>2</sub> /CH <sub>4</sub> /C <sub>2</sub> H <sub>6</sub> /C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> (mol%)	24/73/2/1
Caudal de gas de entrada (m <sup>3</sup> /h)	500
Presión del gas de entrada (kPa)	5400
Temperatura del gas de entrada (K)	298
MBC carcasa, composición del disolvente de entrada MDEA/PZ (wt%)	39/5
Caudal de líquido de entrada (m <sup>3</sup> /h)	0,15 o 17
Temperatura del gas de entrada (K)	318
Presión de disolvente de salida (kPa)	5430
<b>Desorción- Regeneración de disolvente</b>	
“Rich solution drum”, presión (kPa)	911
“Solvent regeneration flash drum”, presión (kPa)	258
“Heater”, temperatura (K)	377
“Overhead condenser”, temperatura de salida (K)	318
“Reflux bomb”, presión de salida (kPa)	258
“Lean-rich exchanger”, corriente fría, temperatura de salida(K)	364
Presión de salida (kPa)	368
corriente caliente, presión de salida(kPa)	233
“LP amine pump”, presión de salida (kPa)	711
“Lean solution cooler”, temperatura de salida (K)	318
Caída de presión (kPa)	35
“HP amine HP pump”, presión de salida (kPa)	5430

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

Las especificaciones de la sección de absorción de CO<sub>2</sub> y las especificaciones nuevas de la sección de regeneración de disolventes se indica en la parte inferior de la Tabla 5. En el diseño de la planta se han seleccionado estos valores como condiciones de diseño.

La concentración de salida del CO<sub>2</sub> en el Gas Tratado es 6.5 mol%. Debido a la eliminación de la enfriadora de disolución amina antes de entrar al MBC, hace que la temperatura de disolvente es mayor a la entrada del MBC, lo que hace que flujo de absorción (7,6 mol/(m<sup>2</sup>\*h)) sea mayor que el flujo de absorción a nivel laboratorio (7,1 mol/(m<sup>2</sup>\*h)). El coeficiente de transferencia de materia para la absorción se incrementa a alta temperatura debido a la disminución de la viscosidad del líquido.

*Tabla 6. Los indicadores clave de rendimiento del proceso comercial semi empobrecido para el endulzamiento del gas natural. (V. C. Quek y otros, 2021b).*

Indicador de rendimiento	Valor nominal	Rango de variación	
Composición de CO <sub>2</sub> en el gas tratado (mol%)	6,4	6,2	6,6
Flujo de absorción de CO <sub>2</sub> (mol/ (m <sup>2</sup> *h))	7,6	7,5	7,7
Ratio disolvente por absorción de CO <sub>2</sub> (m <sup>3</sup> /kmol)	0,76	0,75	0,78
Energía de rehervidor por CO <sub>2</sub> eliminado (GJ/ton)	2,20	2,18	2,21
Recuperación de hidrocarburos en gas flash (ton/h, %)	1,04 (82%)	0,98 (81%)	1,10 (83%)
LHV del gas flash (MJ/kg)	29,5	29,1	29,8
Pérdida de amina por CO <sub>2</sub> recuperado (kg/ton)	0,270	0,268	0,272

En la tabla 6, se muestran los indicadores del rendimiento de la planta, así como el rango de variación de cada parámetro después realizar varias veces el experimento por V. C. Quek en 2021b.

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

### 5.1 Descripción del proceso diseñado

A continuación, se explican cada una de las etapas del proceso de endulzamiento de gas natural.

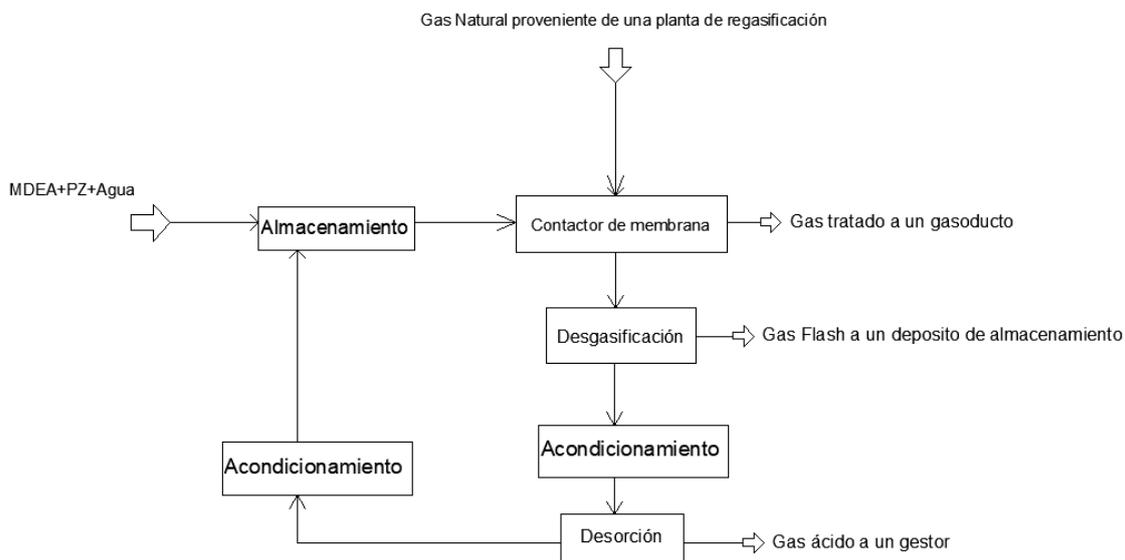


Figura 19: Diagrama de bloques del proceso de endulzamiento del gas natural

La Figura 19 representa el diagrama de bloques del proceso del endulzamiento de gas natural. En este caso, el gas natural proviene directamente a través de un gasoducto proveniente de una planta de regasificación de gas natural con las concentraciones de compuestos mencionados anteriormente, mientras el disolvente se almacena en un tanque de almacenamiento con una determinada proporción de MDEA, PZ y agua.

El CO<sub>2</sub> contenido en la corriente de gas es reducido por la absorción de la corriente líquida de arrastre en el contactor de membrana, obteniéndose un 6,5 %mol de CO<sub>2</sub> en el gas tratado, suponiendo que el resto son hidrocarburos ligeros, principalmente metano. La corriente líquida después de la absorción se somete a la desgasificación en un tambor flash para la recuperación de hidrocarburos ligeros, el producto obtenido en este caso es el gas flash formado por los hidrocarburos ligeros, principalmente metanos con una pequeña fracción de etano y propano, y CO<sub>2</sub>. Los hidrocarburos ligeros se utilizarán posteriormente como combustible si cumplen la especificación del poder calorífico inferior de 47,1 MJ/kg.

Se acondiciona la corriente líquida después de eliminar los hidrocarburos ligeros, es decir, se calienta la corriente líquida antes de entrar al proceso de desorción flash. El proceso de desorción consiste en la eliminación del CO<sub>2</sub>, obteniendo un gas de salida, conocido como el gas ácido. El gas ácido requiere un especial tratamiento, por lo que, se encargara un gestor de residuo. La corriente líquida regenerada se vuelve al tanque de almacenamiento pasando por

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

una etapa de refrigeración y de aumento de presión, alcanzando así las condiciones de almacenamiento del interior del tanque.

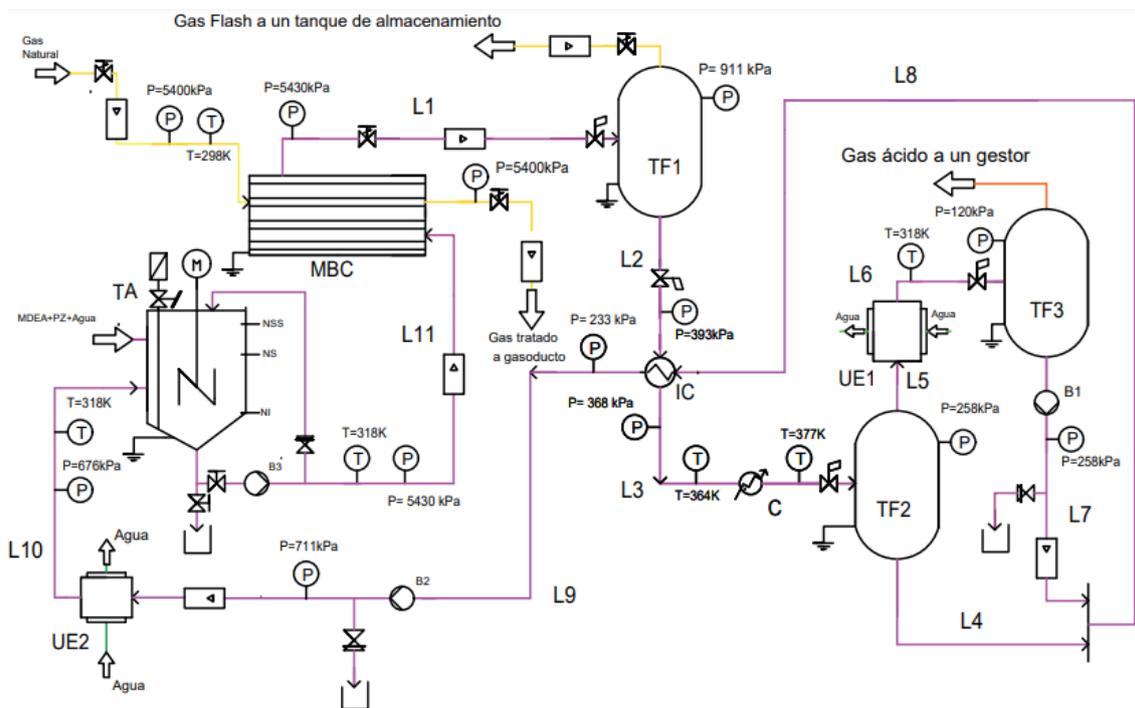


Figura 20: Diagrama de flujo del proceso del endulzamiento del gas natural

La Figura 20 representa el montaje de la planta con las modificaciones mencionado anteriormente. La sustitución de la columna de desorción por un separador de flash de baja presión, el rehervidor por un calentador y la eliminación de la enfriadora de aminas. El gas natural rico en CO<sub>2</sub> proviene de una planta de regasificación con las concentraciones de CO<sub>2</sub>/CH<sub>4</sub>/C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>/C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> mencionados anteriormente y por medio de un gasoducto va directamente al contactor de membranas de la planta. Este diseño se basa en la consulta bibliográfica realizada. En cuanto al disolvente, se utiliza una mezcla acuosa de metildietanolamina (MDEA) y piperazina (PZ) como disolvente químico con las características mencionados previamente.

A continuación, se explica detalladamente el diagrama de flujo.

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

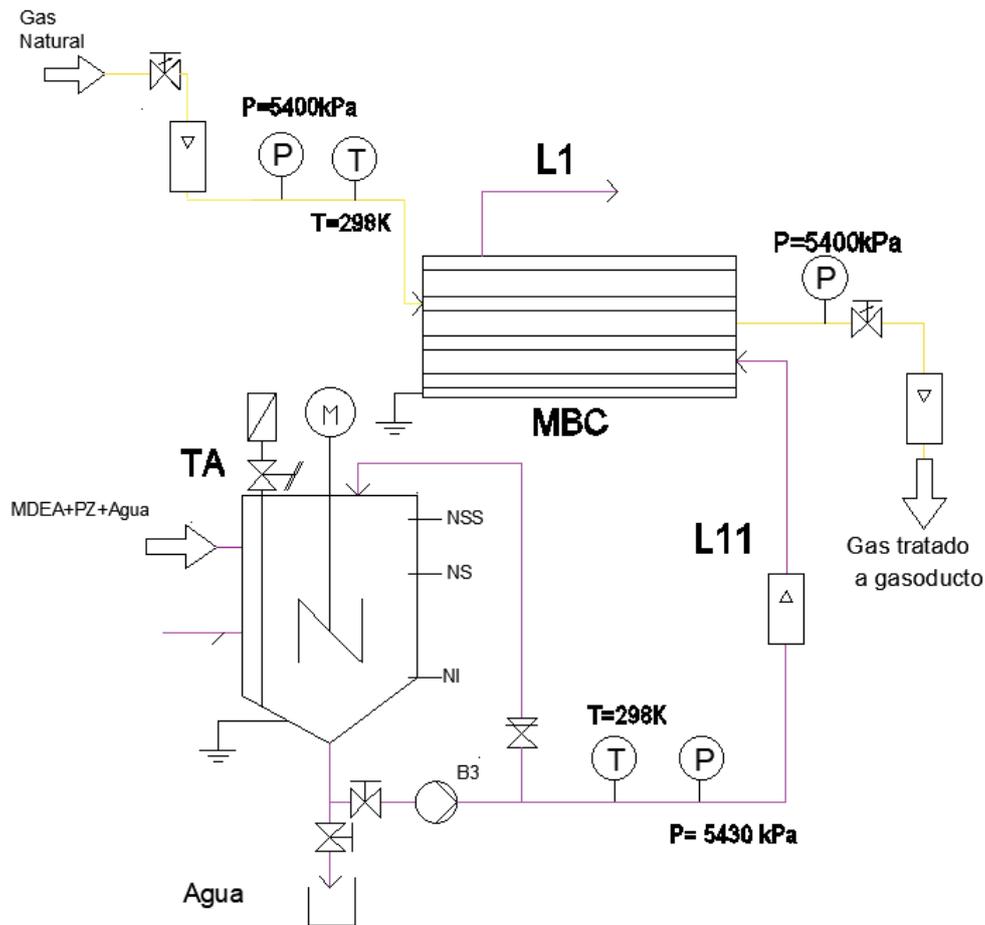


Figura 21: Diagrama de flujo del contactor de membrana

El gas natural rico en CO<sub>2</sub> se introduce en el lado del tubo del MBC desde un gasoducto. Sus características de entrada son las siguientes, un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h, a una presión de 5400 kPa y una temperatura de entrada de 298 K que se comprueban a través del caudalímetro, manómetro de presión y el termómetro, respectivamente. El caudal de entrada del gas se regula con una válvula de regulación de gases.

El disolvente amínico proviene de un tanque de almacenamiento de disolvente, TA, el tanque tiene dos entradas, una entrada para la reposición periódica de disolvente perdido y otra para el disolvente regenerado. El tanque tiene una válvula de alivio para evitar la sobrepresión en el interior del tanque, y también posee sensores para indicar el nivel del líquido, nivel inferior (NI), nivel superior (NS) y nivel superior de seguridad (NSS). Los sensores sirven para advertir problemas como el derrame del líquido del depósito, se cierra la válvula del tramo de la bomba y se vacía el depósito por el otro tramo.

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

El caudal de la corriente líquida de entrada está regulado por una válvula de paso, bombeado por una bomba de alta presión, B3, con una válvula de seguridad dirigido hacia el tanque de almacenamiento. La comprobación del caudal, de la presión (5430 kPa) y de la temperatura (318 K) de entrada del líquido se llevan a cabo a través del caudalímetro, manómetro de presión y el termómetro, respectivamente. El caudal de entrada del disolvente debe ser igual a su salida para mantener la presión constante en el interior del tanque, si no, requiere la presencia de un gas inerte para mantener la presión en el interior del tanque (TA) constante.

La presión de entrada del líquido debe superior a la presión del gas en el contactor de membrana (MBC), porque una variación de 5% en la presión del gas de alimentación durante el funcionamiento del proceso causaría la humectación de la membrana, para prevenir el desequilibrio de presión en el contactor de la membrana, en caso contrario, ocurre el fenómeno de inundación, la ocupación de los poros de la membrana por el disolvente, lo que aumenta la resistencia de la membrana, y reduce el rendimiento del proceso.

El contactor de membrana funciona en una configuración horizontal y a contracorriente en todo el diseño de la planta. El disolvente circula en la parte exterior de la fibra, "Shell side", porque reduce la caída de presión considerablemente, por lo que el gas circula en la parte interior de la fibra, "Lumen side". Además, el funcionamiento horizontal del MBC elimina la necesidad de superar la presión hidrostática y reduce la humectación de la membrana.

Como producto se obtienen, por un lado, el gas tratado, un gas natural con la concentración requerida de CO<sub>2</sub>, 6,5 %mol, por otro lado, una corriente líquida amínico con la cantidad de CO<sub>2</sub> absorbida tras ponerse en contacto con la corriente gaseosa en el contactor de membrana. Requiere una regeneración del disolvente utilizado, eliminando el CO<sub>2</sub> que se encontraba inicialmente en la corriente de gas natural (alimento).

La destilación flash es un proceso de destilación que ocurre de manera instantánea o súbita en una columna de destilación flash, cuando una mezcla multicomponente experimenta una expansión o disminución de la presión o un cambio en la temperatura de operación. De manera, que se vaporiza inmediatamente una de las fases ocurriendo una separación instantánea, quedando los componentes más volátiles en la fase gaseosa y los más estables en la fase líquida. El separador de flash está compuesto por un calentador, una válvula de expansión y un tambor flash con toma de tierra por razones de seguridad.

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

Gas Flash a un tanque de almacenamiento

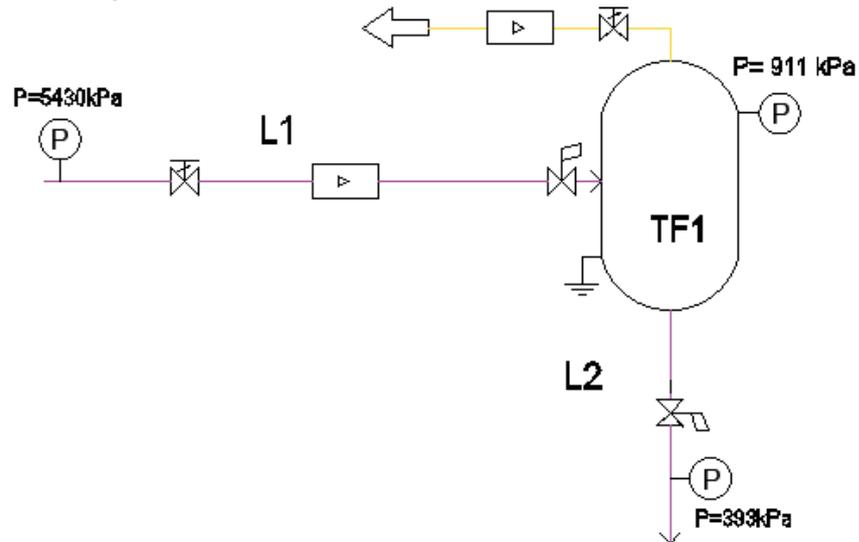


Figura 22: Diagrama de flujo del separador flash de disolución enriquecido

El disolvente amínico enriquecido en CO<sub>2</sub> se recoge en la salida de la parte “Shell” del MBC, se circula en L1, dirigiendo al tambor flash de disolución rica (TF1) para la desgasificación de los hidrocarburos ligeros disueltos, principalmente metano, con una caída de presión causado por la válvula de expansión automática desde 5430 kPa a una presión de 911 kPa.

El gas flash esta principalmente compuesto por los metanos y CO<sub>2</sub>, su poder calorífico depende del contenido de CO<sub>2</sub>. El rendimiento de recuperación de hidrocarburo depende de la presión del separador flash como ilustra la Figura 17 con un caudal de gas de 75 kg/h y caudal de disolvente 275 L/h, aunque los datos de entrada de las corrientes son diferentes, se suponen que el efecto es similar.

Y el disolvente amínico que circula en la tubería, L2, se expansiona desde 911 kPa hasta alcanzar una presión de 393 kPa, que se comprueba con el manómetro por la acción de la válvula de expansión automática, antes de dirigir hacia el intercambiador de calor (IC).

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

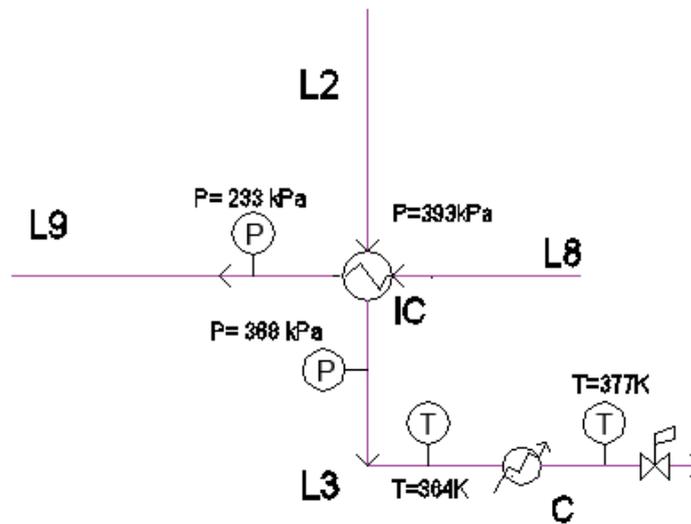


Figura 23: Diagrama de flujo del intercambiador de calor

La corriente de salida del líquido del tambor flash de disolución enriquecida del L2, se calienta mediante un intercambiador de calor cruzado con el disolvente caliente semi empobrecido de L8, antes de entrar en el tambor flash de baja presión (TF2). Las presión y temperatura de la salida del intercambiador de calor (IC) de la corriente fría se miden con el manómetro y el termómetro.

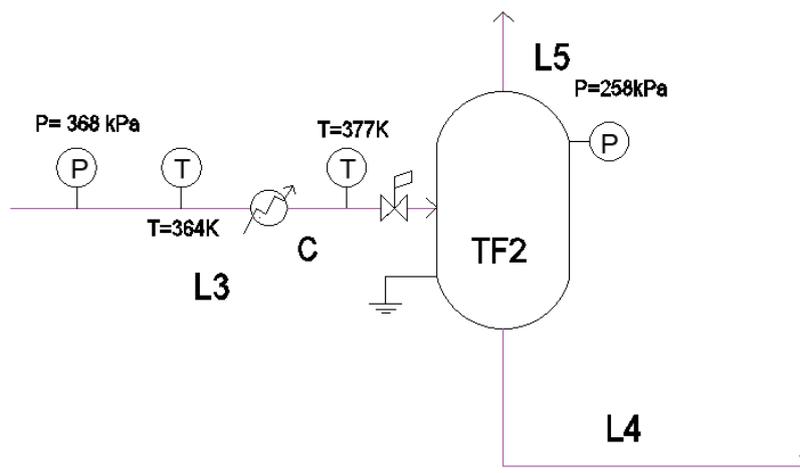


Figura 24: Diagrama de flujo del tambor flash de baja presión

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

Se comprueba si la temperatura de entrada al tambor flash de baja presión (TF2) ha alcanzado el valor indicado en la Tabla 7, 377 K, como no se alcanza en este caso, se calienta con el calentador (C) para llegar a la temperatura de entrada requerida, y se comprueba con el termómetro. Se obtienen dos corrientes de salida por la acción de la válvula de expansión, la presión pasa de 368 kPa a 258 kPa, una corriente gaseosa y una corriente líquida después de su destilación flash en el tambor flash de baja presión (TF2).

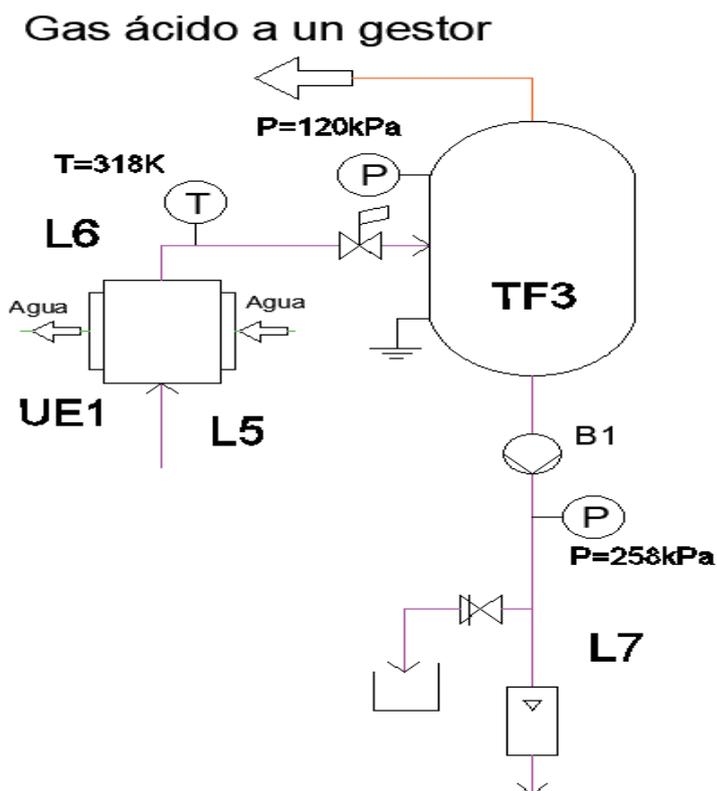


Figura 25: Diagrama de flujo del separador flash de reflujo

La corriente gaseosa de salida del tambor flash de baja presión (TF2) que circula en L5 va a ser enfriado en un condensador. Cambia su estado, pasa de fase gaseosa a fase líquida. Se comprueba que su temperatura de salida sea de 318 K. Después se expansiona por la acción de una válvula de expansión situado en L6, la presión pasa de 258 kPa a 120 kPa. En el tambor de reflujo (TF3), el CO<sub>2</sub> absorbido por el líquido extractor en el contactor de membrana se encuentra en el gas ácido. El gas ácido que sale de la parte superior del tambor flash de reflujo (TF3) está formado principalmente por CO<sub>2</sub> con trazas de disolventes amínicos y requiere un tratamiento posterior especial, que será llevado a cabo por un gestor de residuos.

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

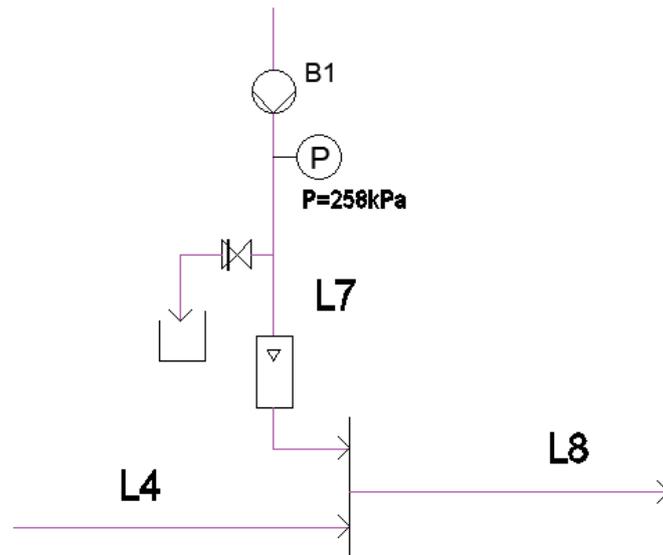


Figura 26: Diagrama de flujo de la mezcla de corriente

El disolvente líquido de la salida del tambor de reflujo (TF3) es bombeado por la bomba de reflujo, B1, para llegar a una presión de 258 kPa que se comprueba con el manómetro. También, encuentra una válvula de seguridad en L7 para incidencias de sobrepresión causado por la bomba B1, donde el líquido disolvente vaciará en un recipiente diferente. Se mezcla la corriente líquida de salida del tambor de baja presión (TF2) y el tambor de reflujo (TF3) de las conducciones L4 y L7. Ambos corrientes se encuentran a la misma presión, 258 kPa, por lo que, no presentara problema en el mezclado.

El disolvente mezclado semi empobrecido en CO<sub>2</sub>, la corriente caliente que circula en L8, se enfriará pasando por el intercambiador de calor de disolvente empobrecido y rico en CO<sub>2</sub> (IC), cediendo calor a la corriente líquida de salida, la corriente fría, del tambor flash de disolución enriquecido, TF1.

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

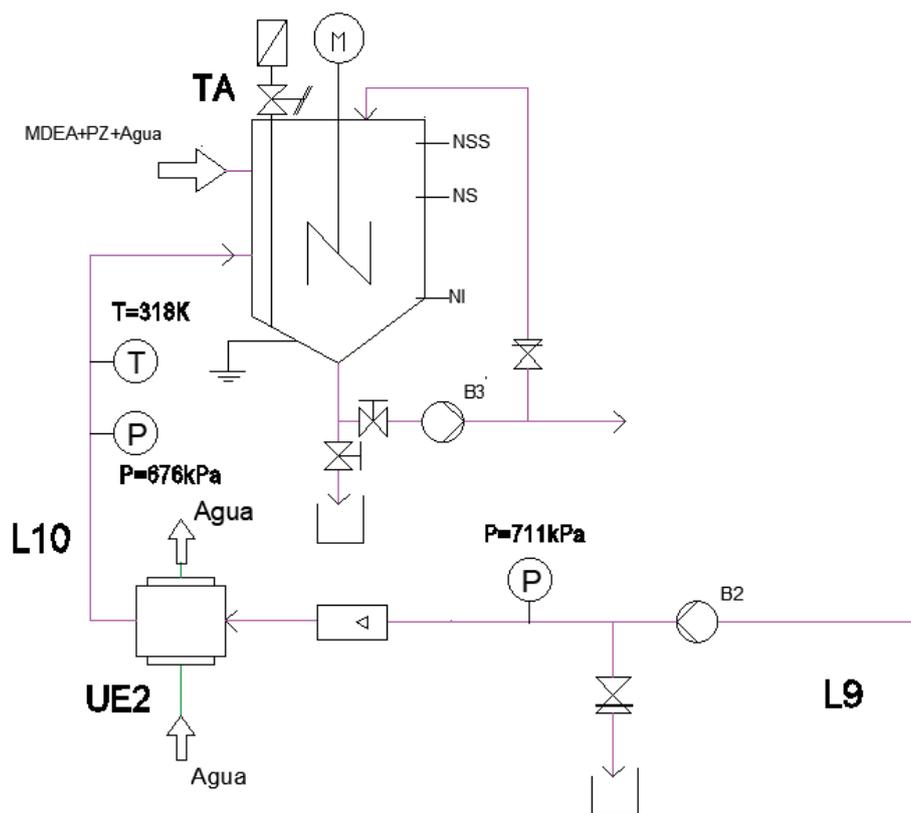


Figura 27: Diagrama de flujo del tanque de aminas

El disolvente semi empobrecido en CO<sub>2</sub>, bombeado por la bomba de baja presión, B2, después de ceder su calor en el intercambiador de calor (IC). Existe una válvula de seguridad en la salida de la bomba B2, para evitar una sobrepresión en la conducción L9. La corriente pasa por el enfriador de disolución empobrecida, UE2, utilizando el agua como refrigerante a temperatura ambiente, 298 K, antes de volver al tanque de almacenamiento de aminas. Se comprueba con el manómetro y el termómetro en la salida del enfriador para no disturbar las condiciones de almacenamiento, presión (676kPa) y temperatura (318K), en el interior del tanque. Tanto agua desmineralizada como disolventes, MDEA y PZ frescos, se introducen en el tanque de amina periódicamente para compensar las pérdidas de disolvente por evaporación en el MBC y en la columna de separación. El tanque es agitado para homogeneizar el disolvente antes de suministrarla al contactor de membrana.

Todos los equipos de la planta están alimentados eléctricamente. El consumo de energía del calentador (C), el condensador (UE1), bomba de reflujo (B1), bomba de amina de baja presión (B2), enfriadora de disolución pobre (UE2), y bomba de amina de alta presión (B3). Se suman para obtener el consumo total de energía.

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

En general, el proceso MBC semi empobrecido muestra un prometedor potencial de aplicación en comparación con los procesos convencionales, proceso de absorción principalmente, basados en disolventes con aminas para cumplir con las especificaciones del gas de venta.

### 5.2 Los cálculos para la planta de endulzamiento de gas natural

Primero, hay que calcular el diámetro de las tuberías, que se calcula utilizando la siguiente ecuación, pero hay que determinar el caudal de circulación del disolvente.

$$D_i = \sqrt{\frac{4*Q\left(\frac{m^3}{s}\right)}{v_d\left(\frac{m}{s}\right)*\pi}} \quad (3)$$

Para tratar un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de GN, a partir de la interpolación de resultado del experimento realizado por V. C. y colaboradores en 2021, el caudal de disolvente amínico, mezcla acuosa de MDEA y PZ acuoso, es de 3,053 m<sup>3</sup>/h como puedes observar en la Tabla 7.

TABLA 7. La interpolación del caudal del disolvente necesario

Caudal de GN a tratar	Caudal del disolvente	Área de membrana
233 MMSCFD = 6582747,65 m <sup>3</sup> /d	1675 m <sup>3</sup> /h	287000 m <sup>2</sup>
500 m <sup>3</sup> /h	3,053 m <sup>3</sup> /h	523,19 m <sup>2</sup>

También puede calcular a partir de la ratio del disolvente por CO<sub>2</sub> absorbido, 0,76m<sup>3</sup>/kmol, de la tabla 6. Para determinar el caudal del disolvente de esta forma, se calcula primero la densidad de la corriente gaseosa y líquida.

TABLA 8. La densidad de la corriente gaseosa

Compuestos	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	Peso molecular (kg/kmol)	Composición (mol%)	kmol/m <sup>3</sup>
CO <sub>2</sub>	1,980	44	0,24	0,011
CH <sub>4</sub>	0,657	16	0,73	0,030
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	1,282	30	0,02	0,001
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1,830	44	0,01	0,0004
			Total	0,042

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

La densidad media para el Gas Natural es 0,042 kmol/m<sup>3</sup>, 0,998 kg/m<sup>3</sup>, con una composición de CO<sub>2</sub>/CH<sub>4</sub>/C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>/C<sub>3</sub>H<sub>8</sub> de 24/73/2/1 (mol%) respectivamente y un caudal de diseño de 500 m<sup>3</sup>/h, que equivale a 21 kmol/h.

TABLA 9. La densidad de la corriente líquida

Compuesto	fracción másica (% wt)	Densidad a 20 °C (kg/m <sup>3</sup> )	Densidad del disolvente (kg/m <sup>3</sup> )	Densidad del disolvente (kmol/ m <sup>3</sup> )
PZ	5	1100	55	0,638
MDEA	39	1040	405,6	3,404
Agua	56	997	558,32	12,689
		Total	1018,92	16,731

TABLA 10. El caudal másico de la corriente de entrada del gas

Compuestos	Densidad (kg/m <sup>3</sup> )	P_M (kg/kmol)	Composición (mol%)	kmol/m <sup>3</sup>	kmol/h	kg/h
CO <sub>2</sub>	1,976	44	0,24	0,011	5,3891	237,120
CH <sub>4</sub>	0,657	16	0,73	0,030	14,9878	239,805
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	1,282	30	0,02	0,001	0,4273	12,820
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1,830	44	0,01	0,0004	0,2080	9,150

Se observa en la tabla 6, la cantidad de hidrocarburo recuperado en el separador flash de disolución enriquecido es 1040 kg/h, el 82% del hidrocarburo perdido, para un caudal de hidrocarburo de entrada de 210026,72 kg/h en el experimento. Interpolando para este caso, suponiendo que el rendimiento de recuperación de hidrocarburos es la misma para un caudal de entrada de hidrocarburo de 261,775 kg/h, la cantidad de hidrocarburo recuperado es 2,044 kg/h. El otro 18% de hidrocarburo se encuentra en la corriente líquida de salida del separador flash de disolución enriquecido, supone una pérdida de hidrocarburo de 0,449 kg/h. La pérdida total del hidrocarburo es 2,493 kg/h.

A partir de la cantidad de hidrocarburos que hay en la salida de la corriente líquida de MBC, podría determinar la cantidad de hidrocarburos en la corriente de Gas Tratado, aplicando un balance de materia para el hidrocarburo.

TABLA 11. El balance de materia del hidrocarburo en el contactor de membrana

Hidrocarburo	Kg/h	Kmol/h
Entrada	261,775	12,177
Salida_1 (Corriente líquida)	2,493	0,116
Salida_2 (Gas Tratado)	259,282	12,062

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

Como el %mol de CO<sub>2</sub> en el Gas tratado es 6,5 mol%, calculando con la cantidad de hidrocarburos para determinar el CO<sub>2</sub> presente en el Gas tratado, ya que los hidrocarburos suponen el 93,5 mol% en el Gas tratado. El CO<sub>2</sub> presente en el gas tratado es 0,839 kmol/h, 36,916 kg/h respecto a la cantidad de CO<sub>2</sub> total en la entrada 237,120 kg/h. Suponer que la fracción molar del disolvente amínico perdido en el contactor de membrana es nula en el Gas Tratado.

TABLA 12. El balance de materia del CO<sub>2</sub> en el contactor de membrana

CO <sub>2</sub>	Kg/h	Kmol/h
Entrada	237,120	5,39
Eliminada (Corriente líquida)	200,204	4,55
Salida (Gas Tratado)	36,916	0,839

Como el caudal de CO<sub>2</sub> en la corriente líquida de salida del MBC es 200,204 kg/h, equivalente a 4,55 kmol/h. Multiplicar el caudal de CO<sub>2</sub> de salida del MBC con la ratio del disolvente por CO<sub>2</sub> absorbido, 0,76m<sup>3</sup>/kmol, se obtiene el caudal del disolvente, 3,458 m<sup>3</sup>/h.

El caudal de disolvente a emplear en el diseño será 3,458 m<sup>3</sup>/h, porque es más riguroso que el resultado obtenido anteriormente a partir de una interpolación lineal, 3,053 m<sup>3</sup>/h.

Con un caudal,  $Q = 3,458 \text{ m}^3/\text{h}$ ,  $9,605 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{h}$ , para una velocidad de diseño de 1,5 m/s, el diámetro interior es 28,55 mm según la ecuación 3. Se empleará tuberías de acero inoxidable de DN 30 mm, resistente a la corrosión, porque la disolución amínica es corrosiva. Debe tener en cuenta, que el sistema trabaja a una elevada presión, es muy difícil encontrar tubería con un diámetro pequeño que soporta tanta presión a nivel comercial, por lo que, las tuberías deben personalizar. Además, la pérdida de disolvente en las corrientes gaseosas se supone que es despreciable respecto al caudal de circulación del líquido.

Pero hay una excepción en L5, L6 y L7, como el caudal de circulación cambia, el diámetro de la tubería también cambia. Recalcular el diámetro para un caudal de 0,35 m<sup>3</sup>/h, la décima parte, esta suposición está basado en que la corriente caliente del intercambiador de calor, en circulación en L8, resultado de la unión de L4 y L7, su temperatura debe ser igual o superior a 368 K para calentar la corriente fría, porque la temperatura de salida de la corriente fría del intercambiador de calor es 368 K. Deducir que la temperatura de la corriente no varía en la columna de separador flash, la temperatura de salida de L4 es 377 K, la temperatura de salida de L6 es 318 K. El diámetro es 9,029 mm, se empleará tubería de PVC de DN 9 mm, resistente a la corrosión.

Para determinar la adecuada utilización de la bomba en cada tubería que necesita, hay que determinar la pérdida de carga en cada caso. Para determinar la pérdida de carga por fricción, se supone una longitud de tubería razonable con la dimensión de los equipos de la instalación empleando la siguiente ecuación.

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO2 mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

$$h_f = \frac{8*f*L}{\pi^2*g*D^5} * Q^2 + k * Q^2 \quad (4)$$

Las variables que aparecen en la ecuación anterior son: f, el factor de fricción de Darcy, L, la longitud de tubería, g, la aceleración de la gravedad, D, el diámetro de la tubería, Q el caudal de circulación y k, el factor de fricción de las válvulas.

Suponer un factor de fricción, f = 0,2, y una pérdida global de las válvulas, k = 0,8. El diámetro de la tubería puede ser de 30 mm o 9 mm y su caudal de líquido correspondiente será 3,458 m<sup>3</sup>/h o 0,345 m<sup>3</sup>/h respectivamente.

A partir de las presiones proporcionadas por el experimento realizado por V. C. Quek y sus compañeros en 2021 y suponiendo que la instalación se encuentra en la misma cota, z=0m, el peso específico del disolvente,  $\gamma$ , el resultado de la multiplicación de la densidad del disolvente por la aceleración de gravedad,  $\gamma = \rho*g$ , es 9995,61 kg/(m<sup>2</sup>\*s<sup>2</sup>), se obtiene la cota piezométrica de las tuberías.

Para calcular la altura aportado por la bomba en la tubería se aplica la ecuación de Bernoulli:

$$\frac{P1}{\gamma} + Z1 + \frac{V1^2}{2g} + HB = \frac{P2}{\gamma} + Z2 + \frac{V2^2}{2g} + \frac{8*f*L}{\pi^2*g*D^5} * Q^2 + k * Q^2 \quad (5)$$

Suponiendo que la cota Z1=Z2=0 m, y la velocidad cinemática es nulo, porque el caudal de circulación y el diámetro de la tubería se mantienen constante. La ecuación de Bernoulli se queda de la siguiente manera:

$$HB = \frac{P2-P1}{\gamma} + \frac{8*f*L}{\pi^2*g*D^5} * Q^2 + k * Q^2 \quad (6)$$

TABLA 13. El dimensionamiento de las conducciones

	P1(kPa)	P2(kPa)	L (m)	pérdidas (kPa)	Hb (kPa)	$\Delta$
L1	5430	5430	2	12,544	12,545	0,23%
L2	911	393	1	6,277	-511,728	-0,69%
L3	368	368	1,6	10,036	10,036	2,73%
L4	258	258	0,3	1,879	1,882	0,73%
L5	258	258	0,5	12,904	3,136	1,22%
L6	223	223	0,5	12,904	3,136	1,41%
L7	120	258	2,25	58,074	152,113	11,76%
L8	258	258	2,3	14,424	14,426	5,59%
L9	233	711	1	6,277	484,272	2,69%
L10	676	676	0,5	3,139	3,136	0,46%
L11	676	5430	2,65	16,623	4770,622	2,46%

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

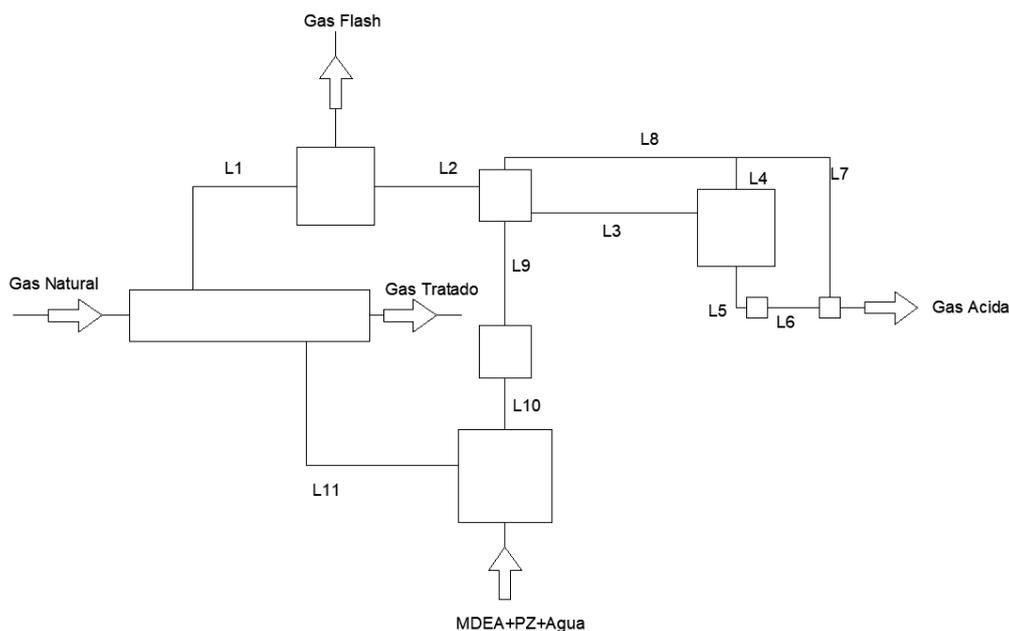


Figura 28: Distribución en planta

La Figura 28 muestra la distribución en planta con las longitudes de tubería empleada en la tabla 13. Existe tres bombas de bombas de presión situado en la tubería L7, L9 y L11. Cabe destacar la tubería L2, porque en este tramo necesita una válvula de expansión para reducir la presión, para su entrada en el intercambiador de calor (IC).

En la última columna de la tabla 13 representa el porcentaje de la pérdida de presión respecto a la presión de entrada en cada conducción. En las tuberías donde la variación de la presión está por debajo de un 6%, se pueden considerar despreciables.

Para dar una mayor rigurosidad al trabajo, se muestra a continuación la variación de los componentes en cada conducción con el simulador COCO a partir de los cálculos realizado previamente de las corrientes de salida del contactor de membrana (MBC).

La tabla 14 muestra la variación de las sustancias a lo largo de su recorrido en la planta. Para facilitar la simulación, se ha empleado que los hidrocarburos son metanos ya que representa el 73 mol% de la corriente de Gas Natural.

En la tabla 14 se observa que la pérdida del disolvente MDEA es despreciable, mientras que la pérdida de piperazina y agua es notable. En el Gas flash, los hidrocarburos recuperados del arrastre del disolvente amínico y el CO<sub>2</sub> son los componentes principales, el resto son el disolvente amínico. El CO<sub>2</sub> afecta al poder calorífico del gas Flash, lo que dificulta su posterior aprovechamiento. Según la tabla 6, el poder calorífico de este gas flash es 29,5 MJ/kg. Debido a la presencia elevada del CO<sub>2</sub>, este valor es inferior a la especificación usual del combustible, 47,1 MJ/kg. El poder calorífico puede incrementarse al aumentar la presión del tambor flash, a

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

cambio de la reducción de la recuperación de hidrocarburos como puedes comprobar en la Figura 17.

TABLA 14. Los compuestos en las conducciones y salidas con el simulador COCO

Conducción	N-metildietanolamina (kmol/h)	Piperazina (kmol/h)	Agua (kmol/h)	Hidrocarburos (kmol/h)	CO <sub>2</sub> (kmol/h)
L1	11,77	2,208	43,879	0,155	4,549
Gas flash	4,987e-8	0,0039	0,047	0,153	3,650
L2	11,77	2,204	43,832	0,0026	0,899
L3	11,77	2,204	43,832	0,0026	0,899
L4	11,770	2,177	43,102	4,717e-5	0,0971
L5	2,081e-5	0,027	0,730	0,0025	0,8017
L6	2,081e-5	0,027	0,730	0,0025	0,8017
L7	2,079e-5	3,511e-5	0,688	1,788e-9	1,939e-5
Gas ácido	2,035e-8	0,027	0,042	0,0025	0,8017
L8	11,770	2,177	43,790	4,717e-5	0,097
L9	11,770	2,177	43,790	4,717e-5	0,097
L10	11,770	2,177	43,790	4,717e-5	0,097
L11	11,770	2,208	43,879	4,717e-5	0,097
Gas Natural	0	0	0	5,293	12,179
Gas Tratado	0	0	0	12,062	0,84

El gas ácido está compuesto principalmente por el CO<sub>2</sub>, más una pequeña fracción de disolvente amínico e hidrocarburos, la pérdida de disolvente según la tabla es 0,27 kg por cada 1000 kg de CO<sub>2</sub> eliminado, por lo que la reposición de disolvente es necesario.

Para un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural, la eliminación de CO<sub>2</sub> es 200,204 kg/h, por lo tanto, la pérdida de disolvente amínico será 0,120 kmol/h.

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

### 5.3 Equipos principales de la instalación

A continuación, se explica los principales equipos que existen en la planta de endulzamiento de gas natural, con las características que deben poseer para favorecer su aplicación en la planta.

- El tanque de almacenamiento del disolvente amínico

El tanque posee dos orificios de entrada, para la reposición periódica del disolvente y la entrada del disolvente regenerada, y un orificio de salida destinado al contactor de membrana, la sección de entrada y salida poseen un diámetro de 30 mm, debido a la sección de tubería. El disolvente se almacena a una temperatura de 318 K y una presión de 676 kPa en el interior del depósito. El depósito será de acero inoxidable para ser resistente a la corrosión, debido a que el disolvente amínico es corrosivo.

El tanque se encuentra en una configuración vertical con un tiempo de almacenamiento de 15 minutos, tiempo de retención, por lo tanto, el volumen de tanque se obtiene multiplicando el caudal por el tiempo, obtiene un volumen de 0,87 m<sup>3</sup>. Se selecciona una relación de diámetro-altura de 1.5 para un depósito vertical. Por lo tanto, el tanque tiene un diámetro de 0,9 metro y una altura de 1,35 metro. En el tanque tiene incorporado el agitador mecánico para favorecer la homogeneización del disolvente.

- Contactor de membrana

El contactor de membrana del experimento comercial llevado a cabo por V. C. Quek y otros en 2021 está fabricado manualmente, a medida según las especificaciones con PTFE con una radio de cartuchos de 0.115 metro y de 2.3 metro de longitud. El contactor de membrana empleando en este TFG tiene las mismas características que el experimento realizado, un contactor de membrana con 4 cartuchos de un radio interior de 0.115 metro con 17000 fibras de PTFE cada cartucho y de 2,3 metro de longitud. Suponiendo que la transferencia depende principalmente del área de transferencia.

El contactor de membrana tiene que personalizarse, con las siguientes características: hecho de PTFE, resistente a una presión de 60 bar ya que la presión de trabajo en el experimento es 55 bar, resistente a la corrosión debido a la presencia de gases ácidos.

Este contactor de membrana podría encargárselo a la compañía 3M, quien fabrica principalmente contactor de membrana con polipropileno.

- Tambor flash

En el diseño de la planta existen tres tambores flash: la de disolución enriquecida, la de baja presión y la de refluo. Según el grado de gravedad API del crudo, su tiempo de retención varía en el interior del tambor, como el gas natural se puede asimilar a un crudo de petróleo ligero, su tiempo de retención en el tambor de unos 2 minutos. (Louisiana Department of Natural Resources, 2 de mayo de 2006).

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

Además, hay que añadir el tiempo de realizar los controles de la operación y por tener un margen de seguridad, el tiempo de retención en el tambor es de 5 minutos. Con el tiempo de retención y el caudal se determina el volumen de la columna, 0,3 m<sup>3</sup>, el tambor tiene una forma cilíndrica con un diámetro de 0,50 metro y una longitud de 1,50 metros.

Pero el caudal de circulación en el tambor de reflujo varía, suponiendo que el caudal de circulación del líquido es un décimo parte del anterior, 0,035 m<sup>3</sup>/h, por el balance de energía que se intercambia en el intercambiador de calor que se comentara y justificara posteriormente. Por lo que su volumen es de 0,03 m<sup>3</sup> con una longitud de 0,75 metro y un diámetro de 0,25 metro, se mantiene la misma relación L/D de tres en todos los tambores flash. En todos los tambores se suponen que la temperatura permanece constante en su interior.

- De disolución enriquecido: la presión y la temperatura en el interior del depósito es de 911 kPa y 318 K respectivamente, por lo que, el depósito debe ser resistente mecánicamente y químicamente, con un diámetro base de 0,50 metro y una altura de 1,50 metro.
- De baja presión: La corriente de entrada es calentado previamente por el calentador incorporado, de 318 K a 377 K, la presión en el interior del recipiente es 258 kPa, con, un diámetro base de 0,50 m y 1,50 m.
- De reflujo: la presión en el interior del recipiente es 120 kPa (presión estimada) con una temperatura de 318 K, un diámetro base de 0,25 m y una altura de 0,75 m.

- Intercambiador de calor:

El intercambiador de calor de que sea capaz de calentar una corriente fría de 318 K a 364 K con una corriente caliente de entrada de 364 K, si no existe pérdida de calor, el rendimiento de transferencia de calor igual a uno. En caso contrario, su temperatura de entrada debe ser superior a 364 K. Suponiendo que el caudal volumétrico de disolvente amínico es de 3,458 m<sup>3</sup>/h y una cp constante. El calor cedido es 113,039 kW según el simulador COCO.

La temperatura en la entrada del separador flash de baja presión es 377K, se supone que la corriente líquida de salida también es de 377 K, y la temperatura de salida del separador flash de reflujo es de 318 K, por lo que se puede deducir que la mezcla de corrientes está formada principalmente del separador flash de baja presión. Esta deducción puede conllevar a que la corriente líquida proveniente del separador de reflujo es de uno decimo parte del caudal que circula por la instalación. La pérdida de presión en el equipo es de 25 kPa.

- Enfriadora:

Un refrigerador que sea capaz de absorber el calor de la corriente caliente de salida del intercambiador de calor hasta 318 K para poder almacenar en el tanque de aminas. Según el simular COCO, el calor absorbido es de 14.755 kW. Tiene la misma dimensión que el

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

intercambiador de calor. La pérdida de presión en el equipo es de 35 kPa. El dispositivo emplea agua a temperatura ambiente, 298 K, como refrigerante.

- Calentador

Necesita un calentador para calentar el disolvente amínico después de ser calentado en el intercambiador de calor. El calentador debe de ser capaz de proporcionar 30,263 kW para que la corriente líquida pasa de 368 K a 377 K, la temperatura de entrada para el tambor flash de baja presión (TF2).

- Condensador

Un refrigerador que sea capaz de absorber el calor de la corriente de salida de la columna de destilación de baja presión, de 377 K a 318 K. La pérdida de presión se puede considerar despreciable. El calor absorbido según el simulador COCO es de 7,749 kW. El dispositivo emplea agua a temperatura ambiente, 298 K, como refrigerante.

- Tuberías:

En la tabla 15 se muestran las características de cada tubería, según su localización variara su presión de trabajo, su longitud y el diámetro de la sección. Debido a que la planta funciona a presión elevada, especialmente en las conducciones de entrada y salida del contactor de membrana, la búsqueda de tubería será difícil, y su coste será mayor debido al espesor de la tubería, por lo que debe personalizarlo.

*TABLA 15. Las especificaciones de las tuberías*

Tubería	Diámetro (mm)	Longitud (m)	Presión de trabajo (kPa)
L1	30	2,000	5430
L2	30	1,000	911
L3	30	1,600	368
L4	30	0,300	258
L5	9	0,500	258
L6	9	0,500	211
L7	9	2,250	258
L8	30	2,300	258
L9	30	1,000	711
L10	30	0,500	676
L11	30	2,650	5430

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

#### 5.4 La selección de equipos auxiliares

Los equipos auxiliares también son importantes para permitir un correcto funcionamiento de la instalación. Los equipos auxiliares son los siguientes:

- Sensores de nivel en los depósitos

Los sensores de nivel son esenciales en los depósitos de productos químicos. Existe el nivel inferior, nivel superior y el nivel superior de seguridad en el tanque de almacenamiento de disolvente amínico. Se ha seleccionado el transmisor de nivel del Fabricante Hanna Instruments HI7874. este producto tiene un precio de 128 € y necesita el accesorio de las barras sensorias, construidas en acero inoxidable, que tienen un precio de 105 € por caja de 5 unidades de 0,5m.

- Caudalímetros

Los caudalímetros son fundamentales para controlar la correcta dosificación de productos y para una operación controlada y segura. Se ha seleccionado el caudalímetro SIEMENS FM MAG 1100 con disponibilidad desde DN 2 a DN 80 y rango de medida de 0 a 10 m/s construido en acero inoxidable AISI 316L, este caudalímetro tiene un precio de 1.079,58 €. Su presión de funcionamiento máximo es de 40 bar, por lo que, el caudalímetro localizado en L1 y L11 tendrían que manufacturarlo, con un DN 30, construido en acero inoxidable AISI 316L, donde su presión de funcionamiento máximo será de 60 bar, porque funciona a una presión de 55 bar. Este tipo de caudalímetro tendrá un precio de 2000€ aproximadamente.

- Manómetros

Los manómetros de presión son necesarios para controlar el funcionamiento de la planta. Se ha seleccionado el manómetro DPGM409-070BG que mide con precisión dentro del rango de operación entre 0 y 60 bares. Este instrumento tiene un precio de 830 €.

- Termómetros

Los termómetros también son necesarios para controlar el funcionamiento de la planta. Se ha seleccionado el termómetro XF-1103-FAR que mide con precisión dentro del rango de operación entre 100 bajo cero y 450 °C. Su precio unitario es 116,10 €.

- Bombas

Para determinar la bomba a emplear en cada caso, se hace la búsqueda de la bomba con las características en la página de Grundfos para aplicación de proceso industrial para instalación en seco, no sumergible. La viscosidad del fluido es 1,058 mm<sup>2</sup>/s mientras su densidad es 1008,54 kg/m<sup>3</sup>. Debe tener en cuenta que la sección de la entrada de la bomba, su sección de salida y la sección de la tubería pueden ser diferente, por lo que requiere un adaptador de sección, se

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO2 mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

desprecia las consecuencias causadas por la variación de sección, que causa la variación de la velocidad y la cota piezométrica.

Para la bomba de refluo, con un HB =19,68 m.c.f y un caudal de 0,345 m<sup>3</sup>/h, se encuentra la siguiente bomba, CR 1S-4 A-A-A-E-HQQE con el código N° 96515551, y su coste es de 1509€ por unidad.

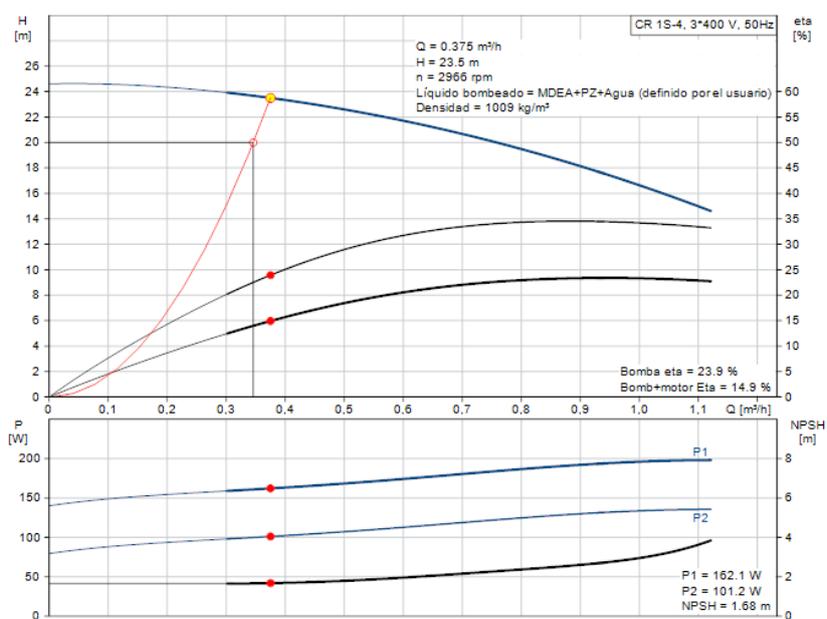


Figura 29: Las curvas características de la bomba de refluo. Fuente. Grundfos

Para la bomba de baja presión de amina, con un HB = 48,45 m.c.f y un caudal de 3,458 m<sup>3</sup>/h, se encuentra la siguiente bomba, CR 3-12 A-A-A-E-HQQE con el código N° 96516599, y su coste es de 2217€ por unidad.

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO2 mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

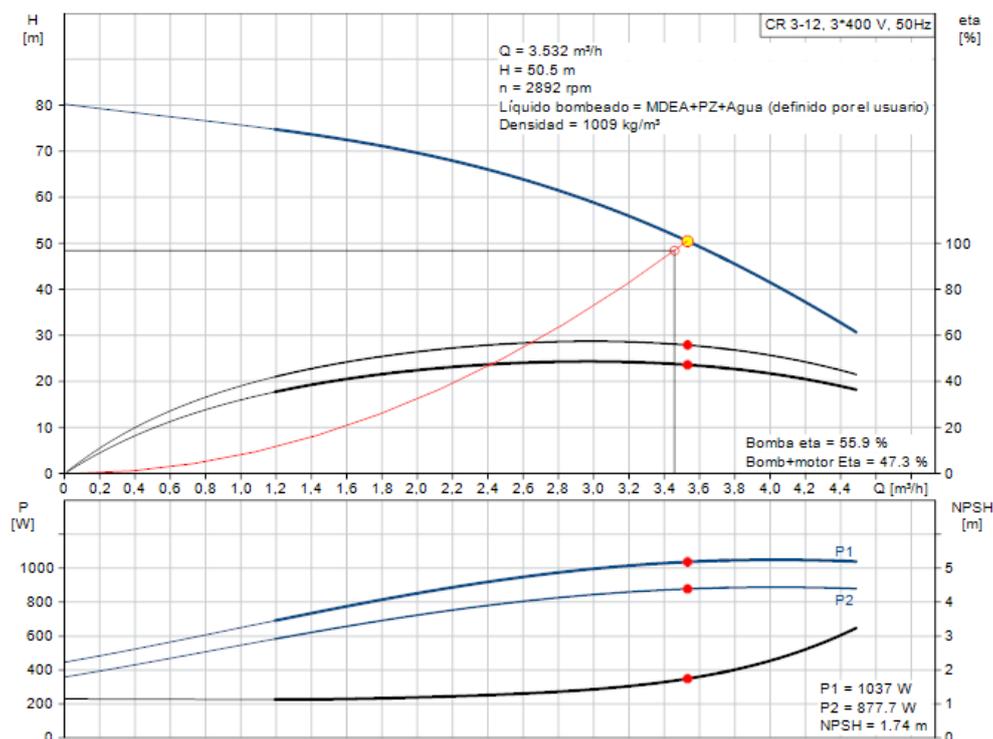


Figura 30: Las curvas características de la bomba de baja presión. Fuente. Grundfos

Para la bomba de alta presión de amina, con un HB =476,55 m.c.f y un caudal de 3,45 m<sup>3</sup>/h. Requiere una manufacturación de la bomba a medida, debido a que las bombas comerciales están diseñadas generalmente para una presión de funcionamiento de 16 bares. El primer requisito es que su presión de trabajo sea mayor de 55 bar, y segundo, aportar la altura necesario, donde este problema se puede solucionar colocando las bombas en serie. Su coste estimado para una bomba que aporta un HB =476,55 m.c.f, un caudal de 3,45 m<sup>3</sup>/h y una presión máxima de trabajo de 60 bares, este alrededor de 15000 €.

- Válvulas

Es necesario la presencia de las válvulas para un correcto funcionamiento de la planta. En la planta se puede distinguir cinco tipos de válvulas: válvulas de paso, válvula de regulación, válvula de seguridad, válvula de expansión y válvula de alivio. Concretamente se puede agrupar en dos grupos dependiendo de su función, por un lado, las válvulas de paso y las válvulas de regulación. Por otro lado, la válvula de seguridad, la válvula de alivio y la válvula de expansión. Porque la primera controla el caudal de circulación del sistema y la segunda la presión.

Las válvulas de paso estarán totalmente abierto o cerrado mientras que las válvulas de regulación permiten una regulación gradual del caudal de paso. Las válvulas de alivio están diseñadas para liberar presión del interior de un tanque en caso de sobrepresión, las válvulas de

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

expansión realizan la función de perder la presión y las válvulas de seguridad se activan normalmente cuando la bomba aporta una presión superior a lo que está diseñado.

Las válvulas de paso que van a emplear son las válvulas de compuerta de cierre metálico, concretamente, "Ansi forged gate valves extract catalog api din Fig. 99". Necesita dos válvulas de paso en el diseño de la planta, cuyo coste por unidad es 1100 €.

Las válvulas de regulación a emplear son las válvulas de control tipo globo, "Válvulas de control paso recto ARI STEVI® Serie SMART 440/441". Hace falta cuatro válvulas de regulación donde su precio es 1250 € por unidad.

La válvula de alivio se supone que esta incorporada en el tanque de almacenamiento del disolvente, por lo que no requiere su compra a parte.

Las válvulas de seguridad a utilizar son válvulas de seguridad de apertura total instantánea para vapor y gases, "válvulas de seguridad estándar para líquidos, conexión bridas, DIN EN ISO 4126 / AD2000-A2 / TÜV – SV". Su coste por unidad es 1345€.

Las válvulas de expansión a emplear son las válvulas de expansión automática, "válvulas reguladoras de presión por muelle ARI PRESO® 753". Su coste unitario es 1520 €.

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

## 6. Conclusiones

- Mediante el diseño de esta instalación, el rendimiento de eliminación de CO<sub>2</sub> contenido en la corriente de entrada de gas natural por la absorción del disolvente amínico en el contactor de membrana de PTFE es del 84,32%.
- La instalación diseñada presenta una alta recuperación de hidrocarburos ligeros, siendo este valor del 98,33%, es decir, solo pierde 1,67% en la corriente del gas ácido.
- La pérdida de disolvente amínico en el gas flash y gas ácido es de 0,120 kmol/h, suponiendo que en el gas tratado no existe trazas de disolventes amínico. El rendimiento de la pérdida de disolvente es 36,50%.
- Mediante el diseño realizado, correspondiente al proceso planteado, se reduce el consumo de la energía general, después de las modificaciones introducidas, en un 15,33% en comparación con otros procesos encontrados en la bibliografía.
- El tratamiento propuesto permite endulzar la corriente de entrada del gas natural favoreciendo la economía circular porque todos los compuestos emitidos en el proceso son aprovechados en forma de materia prima o energía para otros procesos. Asimismo, el CO<sub>2</sub> del gas ácido no se libera a la atmósfera, por lo que, se minimizan las emisiones de CO<sub>2</sub> y por ende el calentamiento global, cumpliendo el objetivo 13 de los objetivos de desarrollo sostenible 2030, la acción por el clima.
- El endulzamiento del gas natural mediante contactores de membrana es una alternativa viable a los procesos tradicionales, tal y como se ha podido contrastar con la bibliografía.

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

## 7. Referencias bibliográficas

Baker y Lokhandwala, 2008. Natural gas processing with membranes: an overview. *Ind. Eng. Chem. Res.* 47, 2109-2121.

Bernardo y Drioli, 2010. Membrane gas separation progresses for process intensification strategy in the petrochemical industry. *Petrol. Chem.* 50,271-282.

C.A. Scholes y otros, 2015. Comparison of thin film composite and microporous membrane contactors for CO<sub>2</sub> absorption into monoethanolamine, *Int. J. Greenhouse Gas Control* 42 (2015) 66-74

Dai et al., 2016 a. Precombustion CO<sub>2</sub> capture in polymeric hollow fiber membrane contactors using ionic liquids. Porous membrane versus nonporous composite membrane. *Ind. Eng. Chem. Res.* 55, 5983-5992.

Dai et al., 2016 b. Recent advances in multi-layer composite polymeric membranes for CO<sub>2</sub> separation: a review. *Green Energy Environ* 1, 102-128.

E. Teletzke y B. Madhyani, Minimise amine losses in gas and liquid treating, *Petrol. Technol. Quat. Gas* (2018) 35-45.

H. J. Lee y otros, 2019. Study on CO<sub>2</sub> absorption performance of lab-scale ceramic hollow fiber membrane contactor by gas/liquid flow direction and module design, *Sep. Purif. Technol* 220 (2019) 189-196

Julian y Wenten, 2012. Polysulfone membranas for CO<sub>2</sub> /CH<sub>4</sub> separation: state of the art. *IOSR J. Eng.* 2, 484-495.

J. A. Franco y otros, 2009. Effect of amine degradation products on the membrane gas absorption process, *Chem. Eng. Sci.* 64 (18) (2009) 4016-4023

J. -G. Lu y otros, 2008. Wetting mechanism in mass transfer process of hydrophobic membrane gas absorption, *J. Memb. Sci.* 308 (1-2) (2008) 180-190.

J-L Li y B-H Chen. Review of CO<sub>2</sub> absorption using chemical solvents in hollow fiber membrane contactors. *Separation and Purification Technology* 41 (2005) 109-122

Koch et al., 2005. Proper pretreatment systems reduce membrane replacement element costs and improve reliability. In: *Proceedings of the Laurance Reid Gas Conditioning Conference*, pp. 25.

Mansourizadeh e Ismail, 2009. Hollow fiber gas-liquid membrane contactor for acid gas capture: a review. *J. Hazard Mater.* 171, 38-53.

M. I. Stewart, Chapter nine- gas sweetening, in: third ed. *Surface Production Operations*, vol. 2, Gulf Professional Publishing, Boston, 2014, pp.433-539.

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

Purwasasmita et al., 2015b. Non-dispersive chemical deacidification of crude palm oil in hollow fiber membrane contactor. J. Eng. Technol. Sci. 47, 426-446

Rajabzadeh et al., 2013. Effect of membrane structure on gas absorption performance and long-term stability of membrane contactors. Separ. Purif. Technol. 208, 65-73

Rizutto et al., 2017. Sorption and Diffusion of CO<sub>2</sub>/N<sub>2</sub> in gas mixtures in thermally-rearranged polymeric membranes: molecular investigation. J. Membr. Sci. 528, 135-146

Seungju Kim y otros, 2021. Gas-Liquid membrane contactors for carbon dioxide separation: A review. Chemical Engineering Journal 411 (2021) 128468

TransCanada, 2016- Gas Quality Specifications- TransCanada and other pipelines

Utjok W. R. SIAGIAN Siagian y otros, 2019. Membrane-based carbon capture technologies: Membrane gas separation vs. membrane contactor. Journal of Natural Gas and Engineering 67 (2019) 172-195

V. C. Quek y otros, 2021a. Plant-wide assessment of high-pressure membrane contactors in natural gas sweetening- Part I: Model development. Separation and Purification Technology 258 (2021a) 117898.

V. C. Quek y otros, 2021b. Plant-wide assessment of high-pressure membrane contactors in natural gas sweetening- Part II: Process analysis. Separation and Purification Technology 258 (2021b) 117938.

Wang et al., Advances in high permeability polymer-based membrane materials for CO<sub>2</sub> separations. Energy Environ. Sci. 9, 1863-1890.

Yeon et al., 2005. Application of pilot-scale membrane contactor hybrid system for removal of carbon dioxide from flue gas, J. Membr. Sci. 257 (1) (2005) 156-160.

Pitxulin, 16 de abril de 2008, Dióxido de carbono, Wikipedia, [https://es.wikipedia.org/wiki/Di%C3%B3xido\\_de\\_carbono](https://es.wikipedia.org/wiki/Di%C3%B3xido_de_carbono). Fecha de consulta: 04/03/2022

Yandry Maldonado, 15 de octubre de 2015. Ciclo del Carbono. GEOLOGIAWEB. <https://geologiaweb.com/geologia-general/ciclo-carbono/>. Fecha de consulta: 04/03/2022

Comments on Crude Oil Gravity Adjustments, 2 de mayo de 2006, Gravedad API, Louisiana Department of Natural Resources [https://web.archive.org/web/20060502160519/http://dnr.louisiana.gov/sec/execdiv/techasmt/oil\\_gas/crude\\_oil\\_gravity/comments\\_1989.htm](https://web.archive.org/web/20060502160519/http://dnr.louisiana.gov/sec/execdiv/techasmt/oil_gas/crude_oil_gravity/comments_1989.htm). Fecha de consulta: 09/05/2022

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

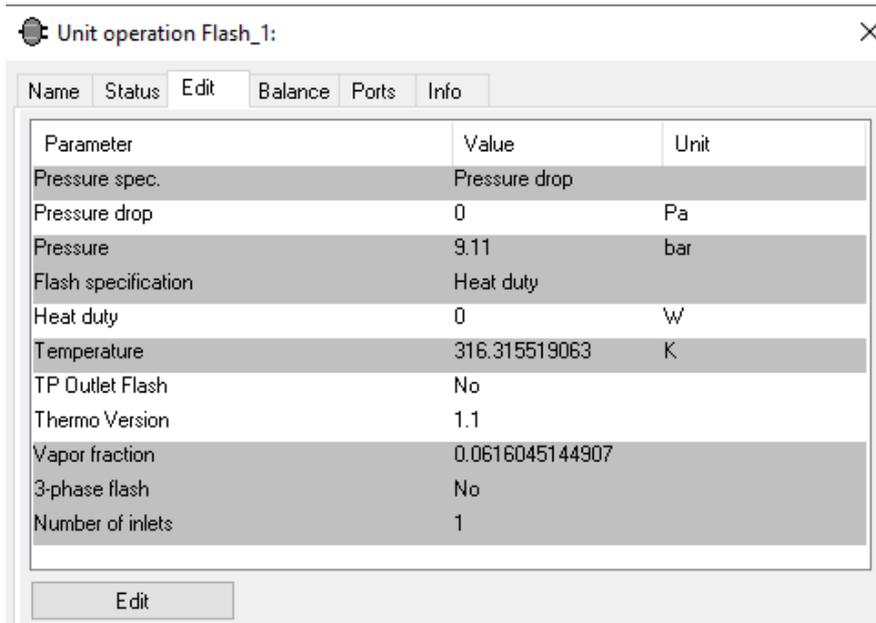
# ANEXOS A LA MEMORIA

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO2 mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m3/h de gas natural.

Anexo I: Capturas de las unidades de funcionamiento con el simulador COCO.

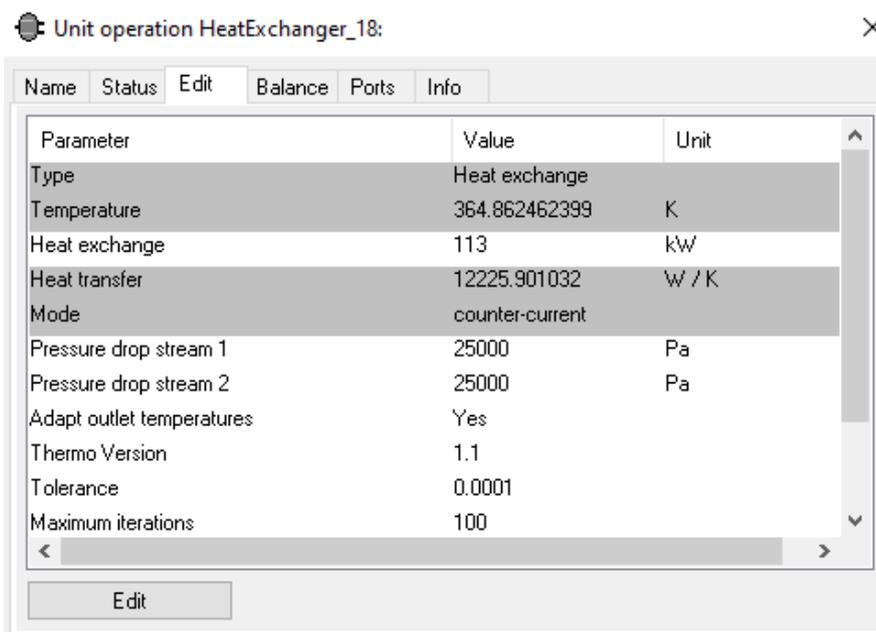
A continuación, se muestran las características de las unidades desde la salida del contactor de membrana hasta su entrada al tanque de almacenamiento de disolvente amínico. El contactor de membrana no está simulado debido a su complejidad.

### Tambor flash de disolución enriquecido (TF1)



Parameter	Value	Unit
Pressure spec.	Pressure drop	
Pressure drop	0	Pa
Pressure	9.11	bar
Flash specification	Heat duty	
Heat duty	0	W
Temperature	316.315519063	K
TP Outlet Flash	No	
Thermo Version	1.1	
Vapor fraction	0.0616045144907	
3-phase flash	No	
Number of inlets	1	

### Intercambiador de calor (IC)



Parameter	Value	Unit
Type	Heat exchange	
Temperature	364.862462399	K
Heat exchange	113	kW
Heat transfer	12225.901032	W / K
Mode	counter-current	
Pressure drop stream 1	25000	Pa
Pressure drop stream 2	25000	Pa
Adapt outlet temperatures	Yes	
Thermo Version	1.1	
Tolerance	0.0001	
Maximum iterations	100	

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO2 mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m3/h de gas natural.

### Calentador (C)

Unit operation HeaterCooler\_4

Name Status Edit Balance Ports Info

Parameter	Value	Unit
Type	Temperature	
Outlet temperature	377	K
Heat duty	30.2634193488	kW
Pressure drop	0	Pa
Thermo Version	1.1	

Edit

### Tambor flash de baja presión (TF2)

Unit operation Flash\_5

Name Status Edit Balance Ports Info

Parameter	Value	Unit
Pressure spec.	Pressure drop	
Pressure drop	0	Pa
Pressure	2.58	bar
Flash specification	Heat duty	
Heat duty	0	W
Temperature	375.371443051	K
TP Outlet Flash	Yes	
Thermo Version	1.1	
Vapor fraction	0.0266621019969	
3-phase flash	No	
Number of inlets	1	

Edit

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO2 mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m3/h de gas natural.

### Condensador (UE1)

Unit operation HeaterCooler\_7

Name Status Edit Balance Ports Info

Parameter	Value	Unit
Type	Temperature	
Outlet temperature	318	K
Heat duty	-7.70636525708	kW
Pressure drop	0	Pa
Thermo Version	1.1	

Edit

### Tambor flash de reflujo (TF3)

Unit operation Flash\_14

Name Status Edit Balance Ports Info

Parameter	Value	Unit
Pressure spec.	Pressure drop	
Pressure drop	0	Pa
Pressure	1.2	bar
Flash specification	Heat duty	
Heat duty	0	W
Temperature	311.418796452	K
TP Outlet Flash	Yes	
Thermo Version	1.1	
Vapor fraction	0.555996678064	
3-phase flash	No	
Number of inlets	1	

Edit

### Bomba de reflujo (B1)

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO2 mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m3/h de gas natural.

**Unit operation Pump\_17:** ✕

Name Status **Edit** Balance Ports Info

Parameter	Value	Unit
Pressure spec.	Pressure	
Energy spec.	Efficiency	
Pressure increase	138000	Pa
Pressure	258000	Pa
Energy demand	0.642006591724	W
Adiabatic efficiency	0.75	
Thermo Version	1.1	
Ideal (reversible) energy demand	0.481504943793	W

Edit

Bomba de baja presión (B2)

**Unit operation Pump\_19:** ✕

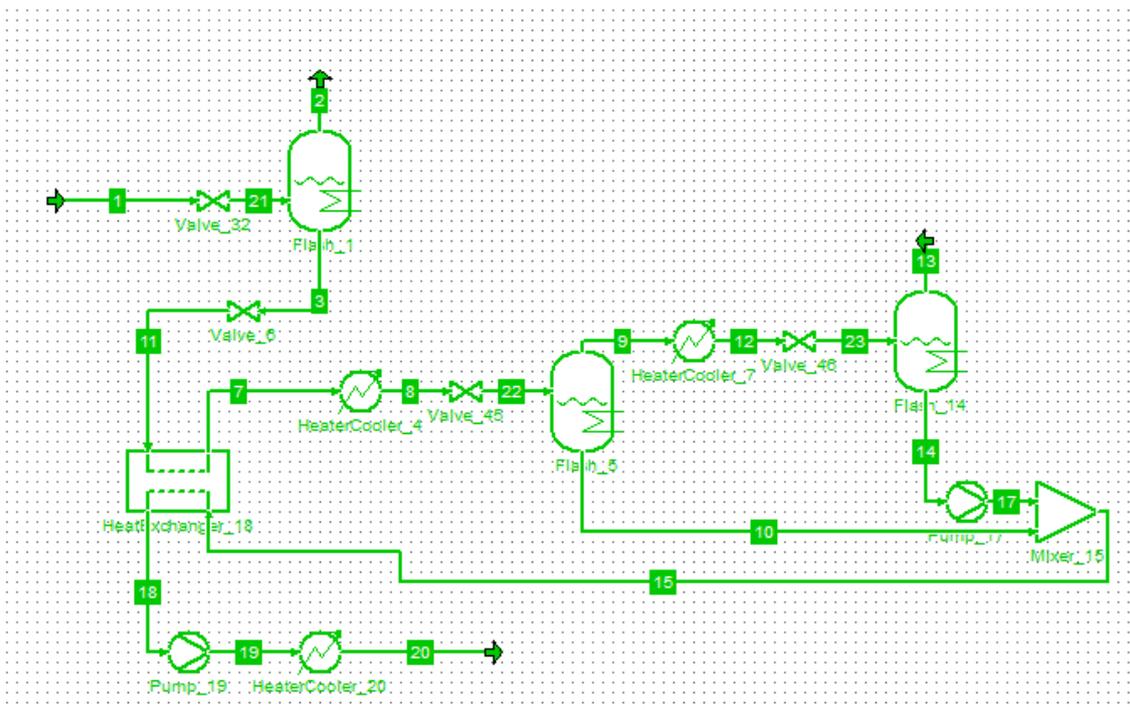
Name Status **Edit** Balance Ports Info

Parameter	Value	Unit
Pressure spec.	Pressure	
Energy spec.	Efficiency	
Pressure increase	478000	Pa
Pressure	711000	Pa
Energy demand	420.723208701	W
Adiabatic efficiency	0.75	
Thermo Version	1.1	
Ideal (reversible) energy demand	315.542406526	W

Edit

Diseño de un proceso de para la eliminación de CO<sub>2</sub> mediante contactores de membrana durante el endulzamiento de un caudal de 500 m<sup>3</sup>/h de gas natural.

La planta en general



# Documento II:

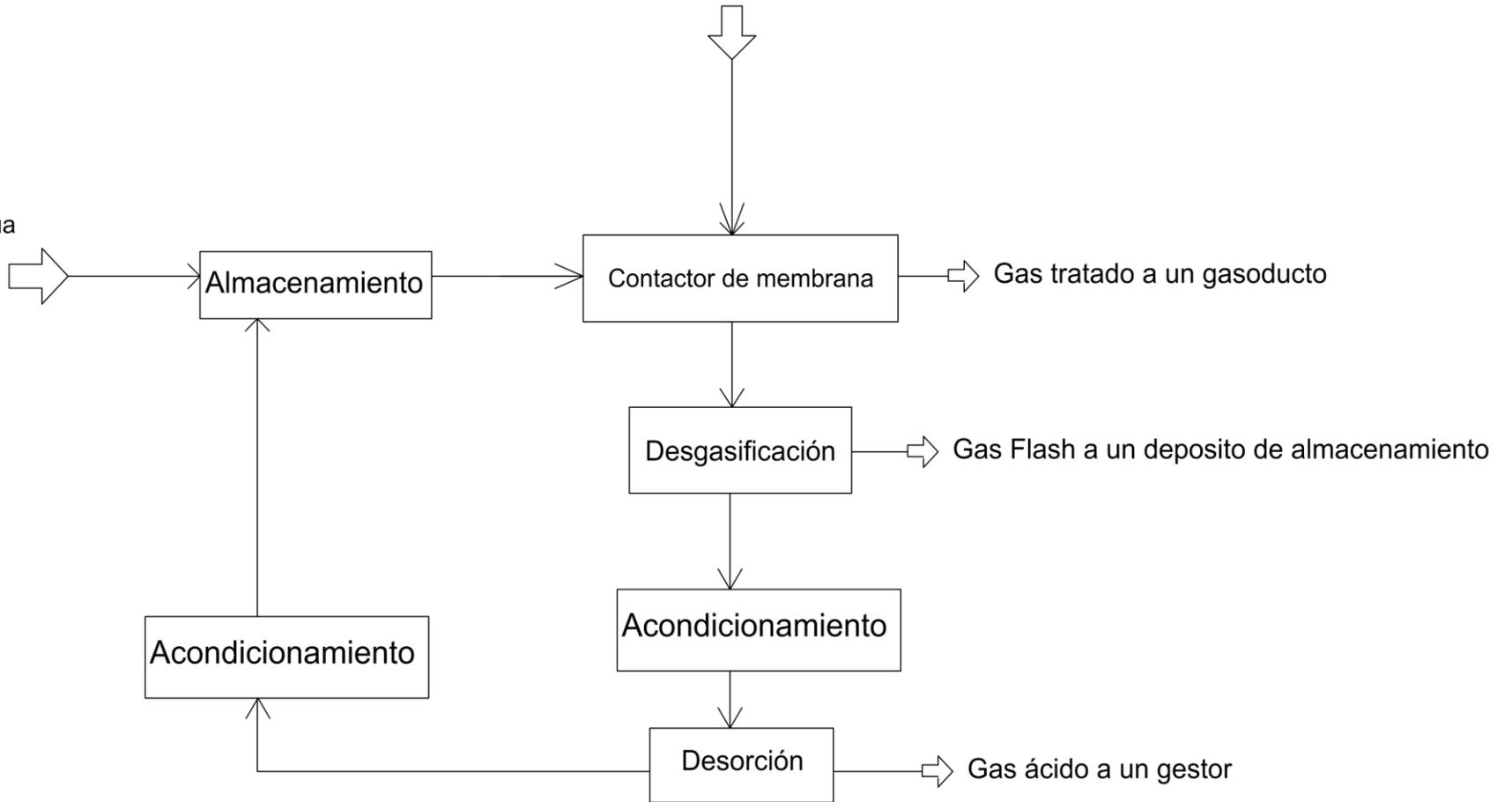
## Planos

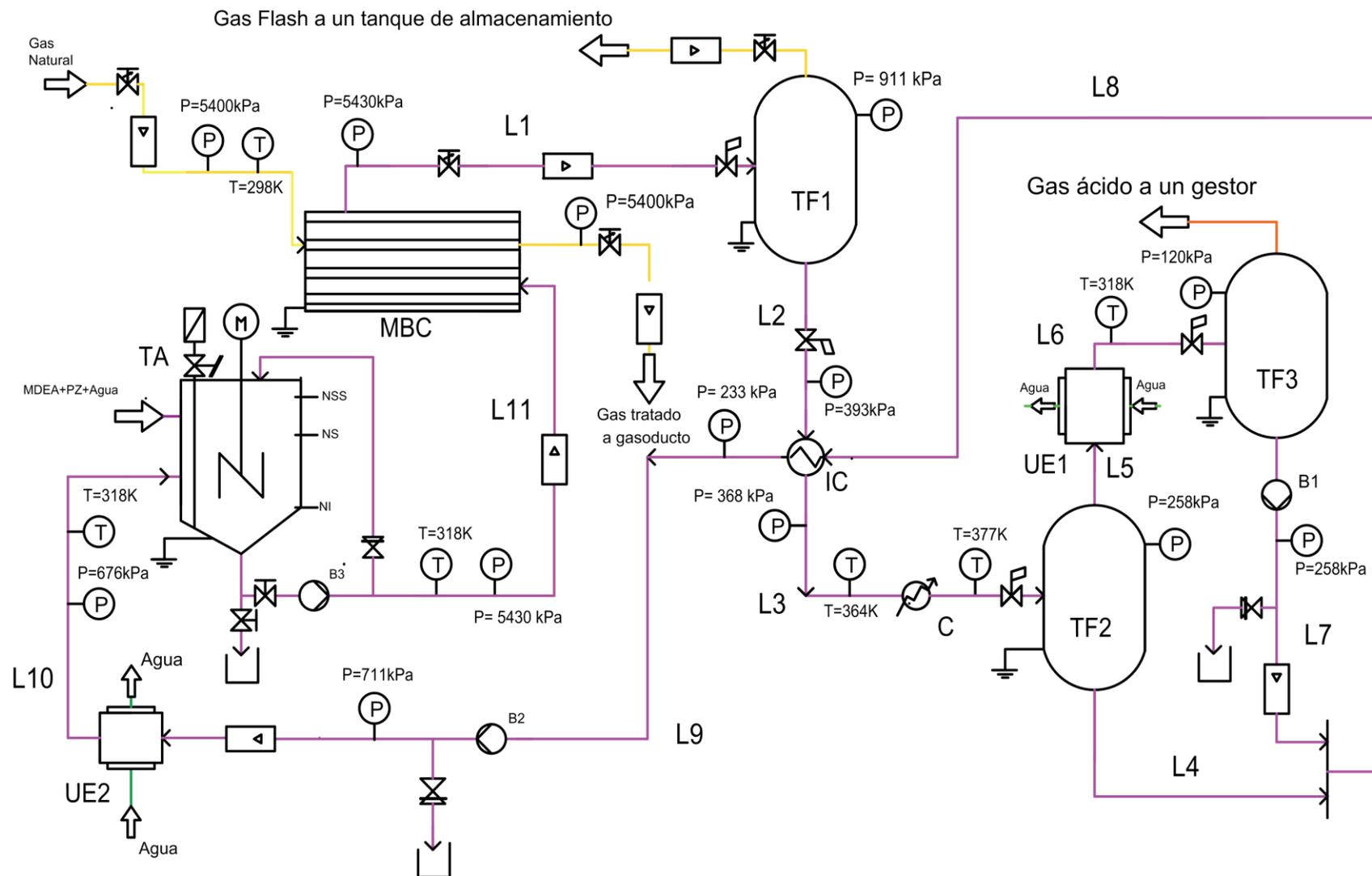
## Índice de planos

Plano 1. Diagrama de bloques.....	1
Plano 2. Diagrama de flujos .....	2
Plano 3. Distribución en planta .....	3

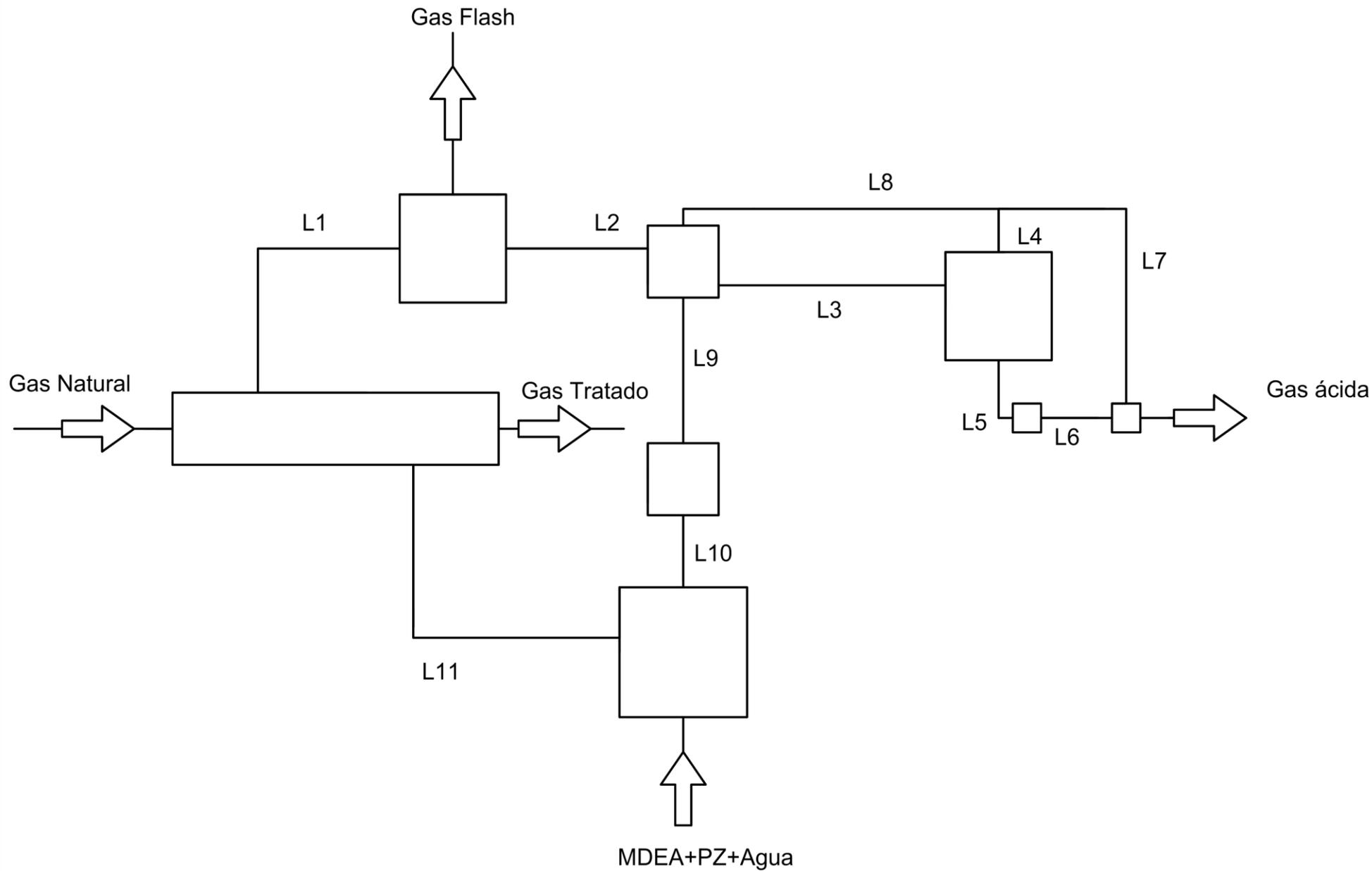
Gas Natural proveniente de una planta de regasificación

MDEA+PZ+Agua





	TA: Tanque de alimentación
	TF: tambor flash
	MBC: Contactor de membrana
	UE: Unidad de enfriamiento
	IC: Intercambiador de calor
	H: Calentador
	MP: Manometro
	C: Caudalimetro
	VS: Válvula de seguridad
	VE: Válvula de expansión
	VA: Válvula de alivio
	TT: Toma de tierra
	B: Bomba
	VR: Válvula de regulación





# Documento II: PRESUPUESTO

## Índice de tablas

TABLA 1: Cuadro de coste inmovilizado .....	1
TABLA 2: Cuadro de coste indirecto asociados a la obra y puesta en marcha de la instalación .. .....	3
TABLA 3: Coste total de inversión.....	3

El presupuesto es el documento que indica la inversión necesaria para llevar a cabo el proyecto, una planta de endulzamiento de gas natural. La inversión inmovilizada tiene en cuenta los costes directos, como es la compra directa de todos los equipos necesarios en la planta, también se tienen en cuenta una serie de costes indirectos en relación a la construcción y puesta en marcha de la misma.

A continuación, se muestran los cuadros de precios de los equipos y la inversión inicial a realizar en los equipos necesarios para la instalación de endulzamiento de gas natural. También se muestra el desglose de los costes indirectos asociados. Se ha decidido incluir los costes de diseño de detalle, del personal técnico y administrativo de la obra, de costes legales y de seguridad y salud como costes indirectos, como se muestra en la Tabla 2.

A continuación, se muestra el coste de cada unidad empleado en la planta:

*TABLA 1: Cuadro de coste inmovilizado*

	Cantidad	Precio (€/ud)	Total (€)
<b>Tanque de almacenamiento</b>			
Tanque de almacenamiento de 0,35 m <sup>3</sup> con agitador mecánico y válvula de alivio incorporado casa Lapesa	1	9.200	9.200
Total			9.200
<b>Contactador de membrana</b>			
Contactador de membrana de 0,5 m x 2,3 m de PTFE casa 3M	1	85.200	85.200
Total			85.200
<b>Tambor flash</b>			
Tambor flash de 300 litro AISI 316 casa Tecntanques	2	1.580,00	3.160,00
Tambor flash de 30 litro AISI 316 casa Tecntanques	1	690,00	690,00
Total			3.850,00
<b>Unidad de enfriamiento y calentamiento</b>			
Intercambiador de calor casa Alfa Laval	1	1.579,00	1.579,00
Calentador casa Alfa Laval	1	1.281,00	1.281,00
Condensador de vapor casa Schmidt-Bretten España	1	1.090,00	1.090,00
Enfriadora casa Kide	1	1.450,00	1.450,00
Total			5.400,00

<b>Tuberías</b>	Cantidad	Precio (€/ud)	Total (€)
Tubería DN 30 PN 60 casa Nadong	5	860,00	4.300,00
Tubería DN 30 PN 16 casa Nadong	7	350,00	2.450,00
Tubería DN 9 PN 16 casa Nadong	4	180,00	720,00
Total			7.470,00

<b>Válvulas</b>	Cantidad	Precio (€/ud)	Total (€)
válvulas de paso casa Comeval	2	1100	2.200
Válvula de regulación casa Comeval	4	1250	5.000
Válvula de expansión casa Comeval	4	1520	6.080
Válvula de seguridad casa Comeval	3	1345	4.035
Total			17.315

<b>Bombas</b>	Cantidad	Precio (€/ud)	Total (€)
Bomba de alta presión manufacturada casa Grundfos	1	15000	15000
Bomba de baja presión "CR 3-12 A-A-A-E-HQQE" casa Grundfos	1	2217	2217
Bomba de reflujo "CR 1S-4 A-A-A-E-HQQE" casa Grundfos	1	1509	1509
Total			18.726

<b>Otros</b>	Cantidad	Precio (€/ud)	Total (€)
Manómetro de presión DPGM409-070BG	12	830,00	9.960,00
Caudalímetro casa SIEMENS	2	1079,58	2.159,16
Caudalímetro manufacturado SIEMENS	4	2.000,00	8.000,00
Termómetro	6	116,10	696,60
Sensores de nivel casa Hanna Instruments	1	128,00	128,00
Accesorio de barras sensorial	1	105,00	105,00
Total			21.048,76

**Total inversión en equipos** **164.359,76€**

*TABLA 2: Cuadro de costes indirectos asociados a la obra y puesta en marcha de la instalación*

<b>Concepto</b>	<b>Cantidad</b>	<b>Importe (€)</b>
Inversión inmovilizada	-	164.359,76
Personal técnico y admirativo de la Obra	8,00%	13148,7808
Diseño de detalle	5,00%	8217,988
Costes legales	3,00%	4930,7928
Seguridad y salud	3,00%	4930,7928
<b>Total Costes Indirectos Obra</b>		<b>31228,3544</b>

Para el cálculo del presupuesto total de inversión es necesario tener en cuenta los costes indirectos y el IVA asociado a todos los productos y servicios adquiridos.

*TABLA 3: Coste total de inversión*

<b>Concepto</b>	<b>Importe (€)</b>
Inversión inmovilizada	164.359,76
Costes indirectos	31.228,35
Coste Total	195.588,11
IVA (21%)	41.073,50
<b>Presupuesto total de inversión</b>	<b>236.661,62</b>

El coste de inversión total asciende a un importe de DOSCIENTOS TREINTA SEIS MIL SEISCIENTOS SESENTA Y UNO EUROS CON SESENTA Y DOS CÉNTIMOS.