

Proyecto Fin de Carrera
Ingeniería Química

Modelado y Simulación de Módulos de Membrana en Permeación de Gases

Autor: Andrés José Escamilla Valle

Tutor: Pedro Antonio Ollero de Castro

Dpto. Ingeniería Química y Ambiental
Escuela Técnica Superior de Ingeniería
Universidad de Sevilla

Sevilla, 2018



Proyecto Fin de Carrera
Grado en Ingeniería Química

Modelado y Simulación de Módulos de Membrana en Permeación de Gases

Autor:
Andrés José Escamilla Valle

Tutor:
Pedro Antonio Ollero de Castro
Catedrático de Universidad

Dpto. Ingeniería Química y
Ambiental
Escuela Técnica Superior de
Ingeniería
Universidad de Sevilla
Sevilla, 2019

Proyecto Fin de Carrera: Modelado y Simulación de Módulos de Membrana en Permeación de Gases

Autor: Andrés José Escamilla Valle

Tutor: Pedro Antonio Ollero de Castro

El tribunal nombrado para juzgar el trabajo arriba indicado, compuesto por los siguientes profesores:

Presidente:

Vocal/es:

Secretario:

acuerdan otorgarle la calificación de:

El Secretario del Tribunal

Fecha:

Agradecimientos

A mi familia, por el apoyo incondicional que me han dado todos estos años, y a mi tutor, el Doctor Pedro Antonio Ollero de Castro, del cual he aprendido mucho y sin su ayuda y sus consejos la realización de este trabajo habría sido imposible.

Resumen

En este proyecto se desarrollan los diferentes modelos de flujo (mezcla perfecta, flujo pistón y flujo cruzado) que se pueden emplear para describir el funcionamiento de diferentes tipos de módulos de membranas usados en permeación de gases. El modelado de los diferentes modelos se simula mediante el programa informático EES, con el objetivo de resolver problemas de análisis y diseño de módulos de membrana en permeación de gases.

Finalmente se realiza el diseño óptimo de una planta de purificación de gas natural (eliminación de dióxido de carbono) mediante módulos de membrana.

Abstract

In this project the different flow models (perfect mixture, piston flow and cross flow) that can be used to describe the operation of different types of membrane modules used in gas permeation are developed. The modeling of the different models is simulated by the software EES, with the aim of solving problems of analysis and design of membrane modules in gas permeation.

Finally, an optimal design of a natural gas purification plant (elimination of carbon dioxide) through membrane modules is carried out.

Índice

Agradecimientos	I
Resumen	III
Abstract	V
Índice	VIII
1. Introducción	1
1.1 Introducción a la separación con membranas	1
1.2 Tipos de membranas	2
1.3 Tipos de módulos de membranas	3
1.4 Transporte de gases a través de membranas densas.	4
2. Modelos de flujo en permeación de gases	9
2.2 Modelo de mezcla perfecta	10
2.2 Modelo de flujo pistón	11
2.2.1 Isocorriente	12
2.2.2 Contracorriente	14
2.3 Modelo flujo cruzado	15
2.4 Análisis de grados de libertad del problema de análisis	16
2.4.1 Mezcla perfecta	16
2.4.2 Isocorriente	17
2.4.3 Contracorriente	17
2.4.4 Flujo cruzado	18
2.5 Comparación entre los modelos	18
3. Aplicación a un caso real: separación de CO ₂ del gas natural	20
3.1 Introducción a los procesos de separación con membranas en gas natural	20
3.2 Problema de diseño	22
3.2.1 Objetivos	22
3.2.2 Descripción de la planta de tratamiento	23
3.2.3 Análisis de grados de libertad del problema de diseño	26
3.4.3 Caracterización económica	26
3.5.3 Cálculos	28
3.5.3.1 Balances de materia	28
3.5.3.2 Potencias de compresión	29
3.2.5.3 Cálculo de variables de optimización	29
3.2.6 Resultados del problema de diseño y conclusiones	30
3.2.7 Análisis de sensibilidad	31
3.7.1 Varía el coste de membranas y módulos un 30%	31
3.7.2 Varía la selectividad	31
4. Anexos	33
4. 1 Codificación en EES de los cálculos realizados	33

4.1.1 Cálculo del modelo mezcla perfecta en el problema de análisis	33
4.1.2 Cálculo del modelo flujo pistón en isocorriente en el problema de análisis	34
4.1.3 Cálculo del modelo flujo pistón en contracorriente en el problema de análisis	35
4.1.4 Cálculo del modelo flujo cruzado en el problema de análisis	36
4.1.5 Cálculos matemáticos del problema de diseño (I)	37
4.1.6 Cálculos matemáticos del problema de diseño (II)	39
4.2 Resultados del problema de análisis	40
4.2.1 Resultados del modelo mezcla perfecta	40
4.2.2 Resultados del modelo isocorriente	41
4.2.3 Resultados del modelo contracorriente	42
4.2.4 Resultados del modelo flujo cruzado	43
4.3 Hoja de especificaciones de compresores	44
Índice de figuras	47
Índice de tablas	48
Bibliografía	49

1 Introducción

1.1 Introducción a la separación con membranas

Los procesos de separación son una parte fundamental de la industria química. Los métodos de separación con membranas son técnicas modernas que pueden reducir costes de inversión, costes de operación y aumentar la seguridad en el proceso.

La separación de mezcla de gases es una operación importante. Hay varios tipos, tales como destilación criogénica, adsorción y absorción mediante disolvente. Ahora está aumentando considerablemente los procesos de separación con membranas con potentes resultados. La tecnología de membranas puede competir perfectamente con los procesos de separación convencionales, debido a su carácter multidimensional, que conlleva altas recuperaciones del compuesto que se desea recuperar. Las ventajas de la separación con membranas son las siguientes [1]:

- Simplicidad de operación e instalación.
- Flexibilidad de operación debido a módulos compactos con alta reducción en consumo de electricidad.
- No se requieren agentes externos, al contrario que el resto de procesos de separación, como por ejemplo la absorción con aminas.
- Posibilidad de operar con recirculación parcial o completa del rechazo o permeado.
- Las membranas pueden ser “medidas” para adaptarse a una separación específica.
- Posibilidad de integración con otras unidades de separación para constituir un proceso efectivo para mejorar la economía y pureza de los productos deseados.

En procesos de separación con membranas, la alimentación consiste en una mezcla de dos o más componentes que se separan mediante una barrera semipermeable (membrana), en la cual un componente se moverá más rápido que el resto, produciéndose así la separación.

El proceso más general se presenta en la ilustración 1.1, donde la alimentación se separa en una corriente rechazo (la parte de la alimentación que no traspasa la membrana) y una corriente permeado (la parte que sí traspasa la membrana). Para mantener la selectividad la barrera no se debe disolver, desintegrar o romper.

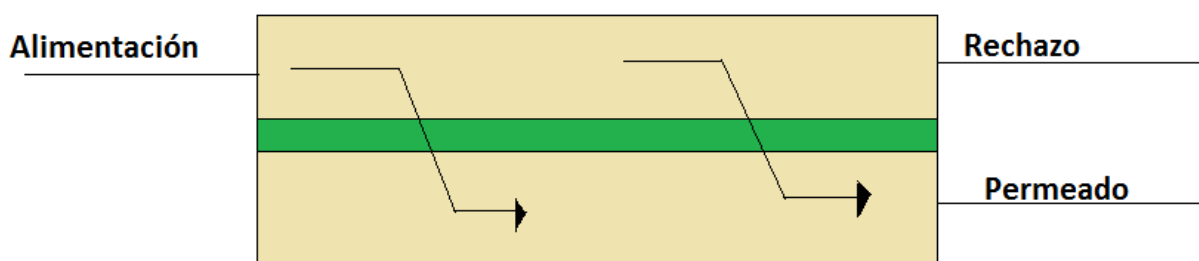


Figura 1.1 Ilustración simple de modelo de membrana (I).

El flujo de gases a través de la barrera se produce gracias a una fuerza impulsora, es decir, a una diferencia de presión, temperatura o concentración en ambos lados de dicha barrera.

$$\text{Flujo} = \frac{\text{Permeabilidad}}{\text{espesor de membrana}} * \text{Fuerza impulsora}$$

La separación de moléculas pequeñas presenta un gran dilema, ya que una alta selectividad no es compatible con una alta permeabilidad.

1.2 Tipos de membranas

Originalmente, las membranas se hacían por procesos naturales con polímeros como la celulosa y la goma, pero ahora muchas se producen sintéticamente. Una gran variedad han sido desarrolladas y comercializados desde 1930. Los polímeros sintéticos se producen por reacciones de condensación o por monómeros de radical libre. El resultado es un polímero que se puede caracterizar por [2]:

- Una cadena larga, como el polietileno.
- Una cadena ramificada, como el polibutadieno.
- Una estructura reticulada moderada, como el polietileno.
- Una estructura tridimensional, altamente reticulada, como el fenol-formaldeido.

Los polímeros se dividen en amorfos (polímeros de vidrio en apariencia) y cristalinos. Si la temperatura de un polímero vítreo alcanza un valor determinado (glass-transition temperature), quizá el polímero se convierta en polímero de tipo gomoso. Si la temperatura en un polímero cristalino se incrementa, es posible que alcance una temperatura en la cual se derrita (Melting Temperature). A continuación se adjunta una tabla con los distintos polímeros comunes usados en membranas y sus características [2].

Polímero	Tipo	Glass-Transition Temp°C	Melting Temp°C
Celulosa triacetato	Cristalino		
Polisopreno	Gomoso	-70	
Poliamida aromática	Cristalino		275
Policarbonato	Vítreas	150	
Poliamida	Vítreas	310-365	
Poliestireno	Vítreas	74-110	
Polisulfeno	Vítreas	190	
Politetrafluoretileno (Teflon)	Cristalino		327

Tabla 1.1 Polímeros más comunes usados en membranas [2].

Los polímeros de membranas se caracterizan por ser, macroporosos, microporosos o densos (no porosos). En permeación de gases normalmente se emplean membranas densas, pero algunas veces se emplean microporosas. Si la membrana es densa, las especies son absorbidas en la superficie de la membrana del lado rechazo, y luego son transportadas a través de la membrana. Si la membrana es microporosa, el tamaño de poro es extremadamente importante porque es necesario para bloquear el paso del gas menos permeable. De lo contrario, aunque los pesos moleculares de ambos gases difieran bastante, solamente se consigue obtener una pequeña separación empleando membranas microprosas [2].

Desde 1980, la separación de gases con polímeros de membranas densas ha crecido bastante [2]. Algunas de las aplicaciones incluye: separación de hidrógeno de metano, enriquecimiento de aire en oxígeno, enriquecimiento de aire en nitrógeno, separación de dióxido de carbono de metano y secado de gas natural y aire, entre otras [2].

Además, en permeación de gases, se trabajan con temperaturas no muy altas, ya que los polímeros empleados en membranas trabajan con temperaturas por debajo de 200°C. Para trabajar con temperaturas más altas se requieren membranas microporosas, las cuales son menos efectivas en permeación de gases [2].

El desarrollo de un buen polímero es la llave al área de la investigación en tecnología de membranas. El objetivo en el desarrollo de nuevas membranas es incrementar la permeabilidad y selectividad o incrementar la permeabilidad sin comprometer la selectividad, o mejorar la selectividad a permeabilidad constante [1].

1.3 Tipos de módulos de membrana

Los distintos tipos de módulos de membranas empleados en la industria son:

Tipos	Placas y marcos	Haz en espiral	Tubular	Fibra hueca
densidad de empaquetamiento	30 a 500	200 a 800	30 a 200	500 a 9.000
Resistencia a suciedad	Buena	Moderado	Muy buena	Pobre
Facilidad de limpieza	Buena	Buena	Excelente	Pobre
Coste relativo	Alto	Bajo	Alto	Bajo
Variedad de aplicaciones	D,RO,PV,UF,MF	D,RO,GP,UF,MF	RO,UF	D,RO,GP, UF

Tabla 1.2 Tipos de Módulos de membranas [2].

Siendo,

- D: diálisis
- RO: ósmosis inversa
- GP: permeación de gases.
- PV: pervaporación.
- UF: ultrafiltración.
- MF: microfiltración.

Como se observa en la tabla 1.2, los módulos empleados en permeación de gases son el haz en espiral y fibra hueca. Aunque los módulo de placas y marcos y tubular también se emplean en permeación de gases, son menos usados, debido a su pequeña densidad de empaquetamiento [2].

El haz en espiral consiste en láminas planas que se fabrican en módulos enrollados en espiral, tal como se observa en la ilustración 1.2. Dichas láminas consisten en dos membranas separadas por donde fluye la alimentación y el permeado, se enrolla alrededor de un tubo central de recolección perforado para formar un módulo que se inserta en un recipiente a presión. La alimentación fluye axialmente en los canales creados entre las membranas por espaciadores pororos. El permeado pasa a través de la membrana, viajando hacia dentro en un camino en espiral hacia el tubo central. A partir de ahí, el permeado fluye en cualquier dirección axial dentro y fuera del tubo [2].

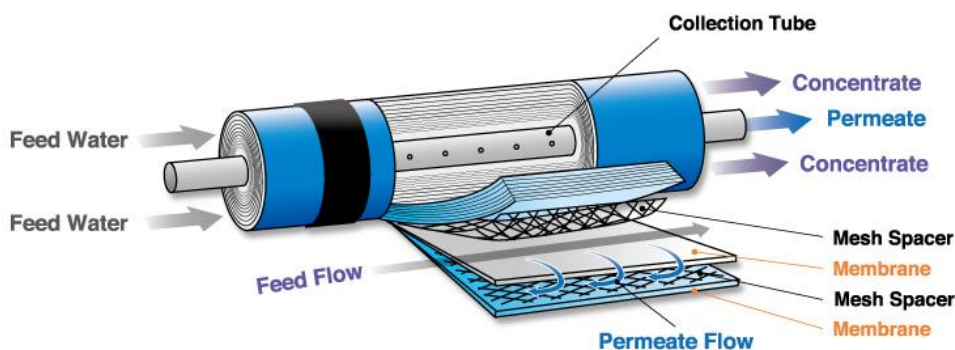


Figura 1.2 Módulo de haz en espiral [13]

El módulo de fibra hueca, para la aplicación de permeación de gases, se asemeja a un intercambiador de calor de carcasa y tubos. La alimentación, previamente presurizada, ingresa al lado de la carcasa en un extremo. Mientras fluye sobre las fibras hacia el otro extremo, el permeado pasa a través de las paredes de fibra en los canales de fibra centrales. Típicamente, las fibras están selladas en un extremo e integradas en un lámina de tubo con resina epoxi en el otro extremo. Un módulo podría tener de 0.1 a 0.25 m de diámetro, y contienen más de 1 millón de fibras huecas. [2].

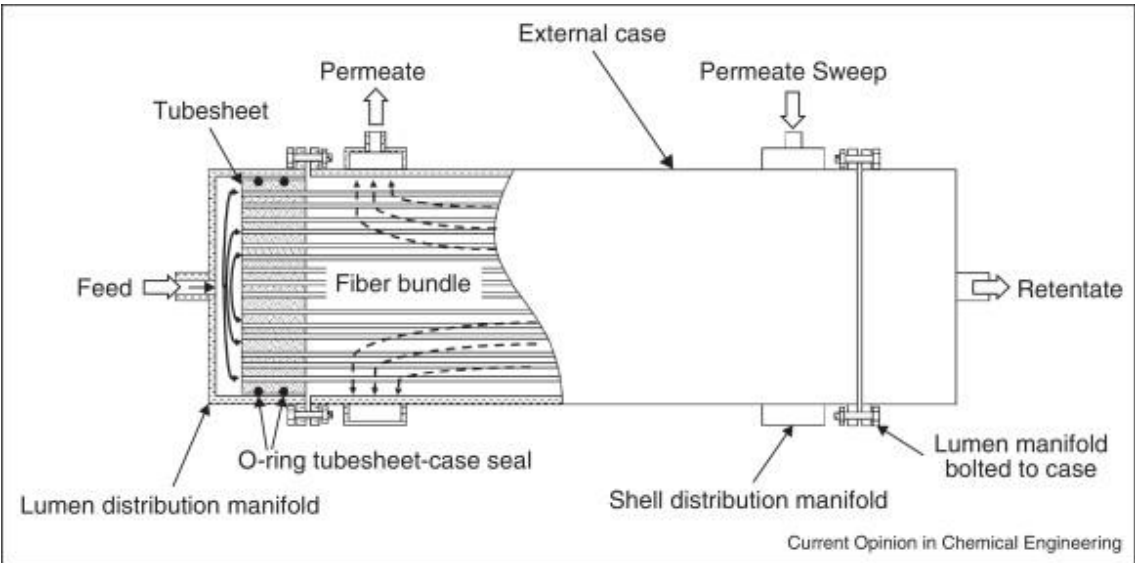


Figura 1.3 Módulo de fibra hueca [14]

Para un módulo de geometría dado, no es obvio qué modelo de flujo emplear. Si el módulo a emplear es de tipo haz en espiral, el modelo de flujo idóneo es el flujo cruzado. Por otro lado, el modelo fibra hueca es usado tanto en mezcla perfecta, como en flujo pistón, como en flujo cruzado [2].

1.4 Transporte de gases a través de membranas densas

El transporte de gases a través de membranas densas es predominante en mecanismos de membranas para ósmosis inversa, pervoración y permeación de gases. El gas o líquido, al estar empleándose membranas densas, se absorbe en la superficie del lado rechazo de la membrana, y se desorbe en la cara del lado permeado.

El flujo de un componente i a través de un punto de la membrana se expresa mediante el modelo solución-difusión, cuyas características principales se observan en la figura 1.4

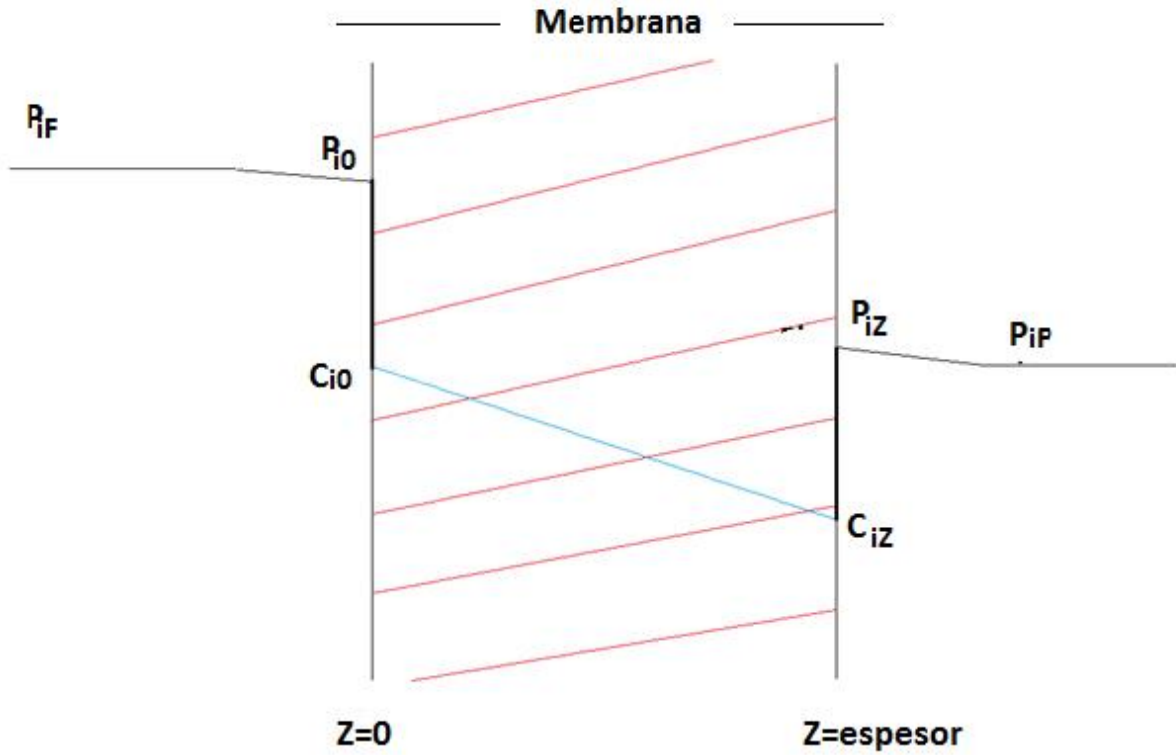


Figura 1.4. Transporte de gases a través de una membrana densa.

Las concentraciones en la membrana están relacionadas con las presiones parciales en el fluido adyacente en la cara de la misma, asumiendo equilibrio termodinámico sólido-fluido en la interfase. Por tanto, aplicando la ley de de Henry para el equilibrio de solubilidad [2]:

$$H_{io} = C_{io}/P_{io} \quad (1.1)$$

$$H_{iz} = C_{iz}/P_{iz} \quad (1.2)$$

Si se asume que la constante de Henry es independiente de la presión total y que la temperatura es la misma en ambas caras de la membrana:

$$H_{io} = H_{iz} = H_i \quad (1.3)$$

La aplicación de la ley de Henry está bien aceptada en membranas con polímero gomosos, particularmente cuando se emplean gases con pesos moleculares pequeños, pero es menos adecuada para polímeros vídriosos [2].

Dentro de la membrana, al estar produciéndose una difusión de materia, se aplica la ley de Fick:

$$N_i = -D_i * dC_i/dZ$$

Separando variables resulta:

$$N_i * dZ = -D_i * dC_i$$

Integrando con las condiciones de contorno:

- $Z = 0; C_i = C_{io}$
- $Z = \text{espesor}; C_i = C_{iz}$

Resulta:

$$N_i = \frac{D_i}{emf} * (C_{io} - C_{iz}) \tag{1.4}$$

Siendo,

- N_i : flujo de masa a través de la membrana
- D_i : difusión a través de la membrana.
- emf : espesor de la membrana.

Coefficientes	H2	O2	CO2	CH4	Units
Low-density Polirthylene					
$D * 10^6$	0,474	0,46	0,372	0,193	cm^2/s
$H * 10^6$	1,58	0,472	2,54	1,13	$\frac{Ncm^3}{cm^3 * s}$
Polyethylmethacrylate					
$D * 10^6$		0,106	0,0336		cm^2/s
$H * 10^6$		0,839	11,3		$\frac{Ncm^3}{cm^3 * s}$
Polyvinychloride					
$D * 10^6$	0,5	0,012	0,0025	0,0013	cm^2/s
$H * 10^6$	0,26	0,29	4,7	1,7	$\frac{Ncm^3}{cm^3 * s}$
Bytyl Rubber					
$D * 10^6$	1,52	0,081	0,0578		cm^2/s
$H * 10^6$	0,355	1,2	6,71		$\frac{Ncm^3}{cm^3 * s}$

Tabla 1.3 Coeficientes para permeación de gases en polímeros [2].

La tabla 1.3 muestras valores de la constante de Henry y difusión para diferentes gases en cuatro tipos de membranas diferentes.

Con la ley de equilibrio se puede sustituir C_{io} y C_{iz} quedando:

$$N_i = \frac{D_i * Hi}{emf} * (P_{io} - P_{iz}) \tag{1.5}$$

La ecuación 1.5 representa el transporte de gases a través de la membrana. Pero las presiones en la interfase no son conocidas, se pueden eliminar de la ecuación usando el modelo de película en los lados alimentación y permeado, y trabajar con las presiones parciales de alimentación y permeado que sí son conocidas.

$$N_i = K_F * (P_{iF} - P_{iO}) \quad (1.6)$$

$$N_i = K_P * (P_{iZ} - P_{iP}) \quad (1.7)$$

Como el flujo de gas que atraviesa tanto la membrana como las películas de los lados alimentación y permeado es el mismo, combinando las tres ecuaciones queda:

$$N_i = \frac{(P_{iF} - P_{iP})}{\frac{1}{K_F} + \frac{emf}{H_i * D_i} + \frac{1}{K_P}} \quad (1.8)$$

Donde:

- $(P_{iF} - P_{iP})$: fuerza impulsora global.
- $\frac{1}{K_F} + \frac{emf}{H_i * D_i} + \frac{1}{K_P}$: resistencia global a la transferencia de masa.

Si las resistencias a la difusión externa de materia son despreciables en comparación con la de la propia membrana, la expresión de flujo quedaría reducido a:

$$N_i = \frac{D_i * H_i}{emf} * (x_i * PF - y_i * PP) \quad (1.9)$$

Siendo x_i e y_i las fracciones del gas i en el lado alimentación y lado permeado respectivamente, y PF y PP las presiones totales en las corrientes alimentación y permeado, respectivamente.

La permeabilidad de un gas se define como:

$$P_i = D_i * H_i \quad (1.10)$$

Un incremento en la temperatura tiene escaso efecto en la constante de Henry, pero puede causar un incremento en la difusividad, y un correspondiente incremento en la permeabilidad.

Para una membrana dada, en vez de usar la permeabilidad se puede emplear la permeancia, P_{ei} , lo cual es la permeabilidad entre el espesor de dicha membrana.

El factor de separación en permeación de gases se define de forma similar a la volatilidad relativa en destilación. Para una mezcla de gases A y B dadas:

$$\alpha = \frac{y_A/x_A}{y_B/x_B} \quad (1.11)$$

Si $\alpha > 1$, significa que A pasa mejor a través de la membrana, es decir, que tiene más permeabilidad que B.

Si $P_i P \ll P_i F$, la presiones parciales en el lado permeado no influye. Por tanto:

$$\frac{NA}{NB} = \frac{P_a}{P_b} * \frac{xa}{xb} \quad (1.12)$$

Siendo $P_a/P_e = \alpha$ * lo que se define como factor de separación ideal o selectividad.

2 Modelos de flujo en permeación de gases

En este punto se va a desarrollar los cuatro modelos de flujo existentes para módulos de membranas en permeación de gases, y estudiar las ecuaciones que reflejan el comportamiento de cada uno de ellos. Los modelos de flujo son:

- Mezcla perfecta (en ambos lados).
- Flujo pistón en isocorriente.
- Flujo pistón en contracorriente.
- Flujo cruzado (flujo pistón en lado rechazo y no mezcla en lado permeado).

Para ello se va a emplear una mezcla de gases A y B, siendo A el más permeable.

Para comparar los distintos modelos de flujo se va a plantear un problema de análisis, en el cual se va a tomar unos datos de partida determinados, los cuales aparecen en la siguiente tabla, junto con el área de membrana, cuyos valores son los mismos para los cuatro modelos.

Datos de partida	
$F(kmol/h)$	97,2
$xF(\%v/v)$	10
$Pe_A(kmol/m^2s\ bar)$	$1,6*10^{-5}$
$Pe_B(kmol/m^2sbar)$	$9,7*10^{-7}$
$PF(bar)$	65
$PP\ (bar)$	3

Tabla 2.1 Especificaciones del problema de análisis [9].

Los valores de permeancia corresponden a una determinada mezcla de CO2 (A) y CH4 (B).

El objetivo es calcular las corrientes de rechazo y permeado, es decir, sus caudales globales y composiciones (RF, xRF, PF, yPF). Y tras calcular dichas incógnitas, dado que se conoce el área, se compararán los distintos resultados de cada modelo para valores de área distintos.

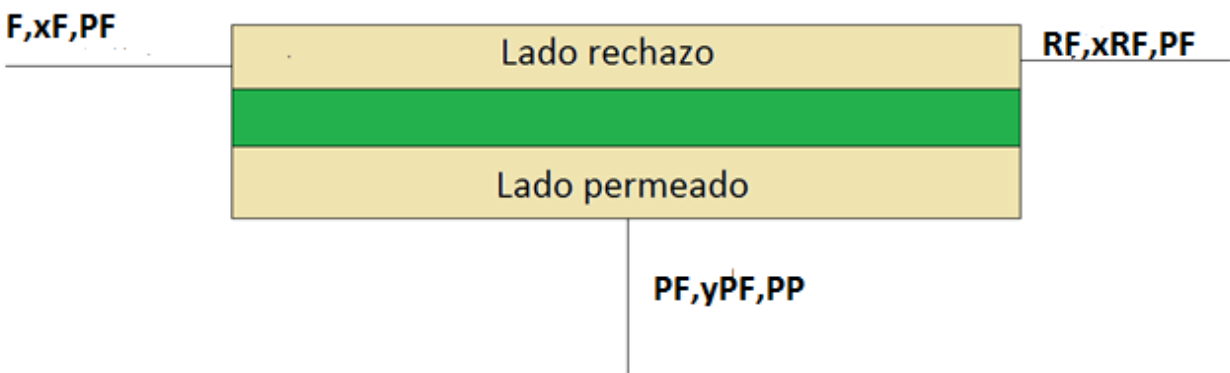


Figura 2.1 Ilustración simple de modelo de membrana (I).

2.1 Modelo mezcla perfecta

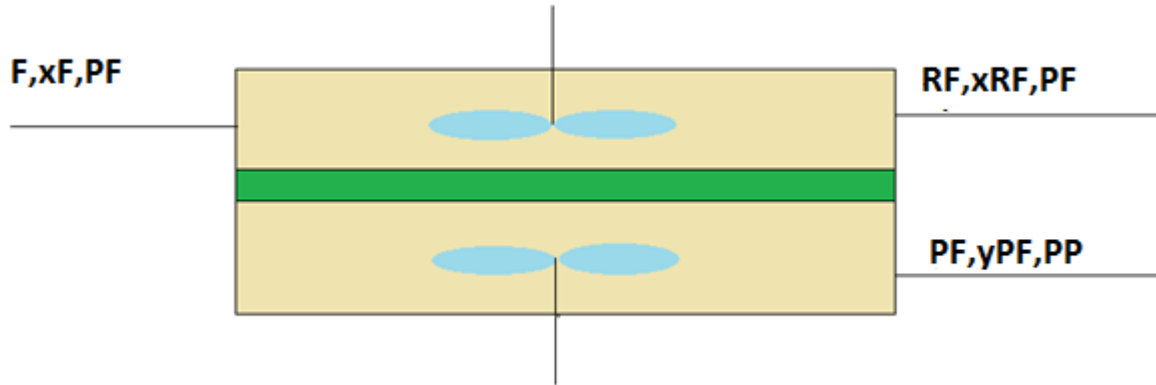


Figura 2.2 Modelo mezcla perfecta

El modelo de mezcla perfecta es el más sencillo, ya que, al estar los gases perfectamente mezclados, en cualquier punto del lado rechazo o lado permeado de la membrana se asume que la concentración será la misma que en el resto de puntos que le rodean, para ambos gases, por lo que se simplifica bastante los cálculos.

Los balances de materia de moles totales y de componente A para cualquier tipo de módulo son:

$$F = R + P \quad (2.1)$$

$$F * xF = RF * xRF + P * yPF \quad (2.2)$$

Siendo,

- F : caudal de alimentación.
- RF : caudal de rechazo.
- PF : caudal de permeado.
- xF : composición del gas más permeable(A) en la alimentación.
- xRF : composición del gas más permeable en el rechazo.
- yPF : composición del gas más permeable en el permeado.

En las ecuaciones de transportes de gases a través de la membrana, se emplea la composición del rechazo en vez de la alimentación, ya que, al haber un agitador que mezcle perfectamente gases, las propiedades de los gases en la alimentación pierden toda su identidad, adquiriendo las propiedades correspondientes a la corriente rechazo. Por definición de mezcla perfecta, la composición de los gases en cualquier punto del lado rechazo es la misma que en el rechazo, y la composición en el permeado en cualquiera de los puntos del lado permeado es la misma que en el permeado. Por tanto:

$$NA = Pe_A * (PF * xRF - PP * yPF) \quad (2.3)$$

$$NB = Pe_B * (PF * (1 - xRF) - PP * (1 - yPF)) \quad (2.4)$$

Siendo,

- Pe_A : permeancia de A.
- Pe_B : permeancia de B.
- NA : flujo de A a través de la membrana.
- NB : flujo de B a través de la membrana.
- PF : presión total en el lado alimentación.
- PP : presión total en el lado permeado.

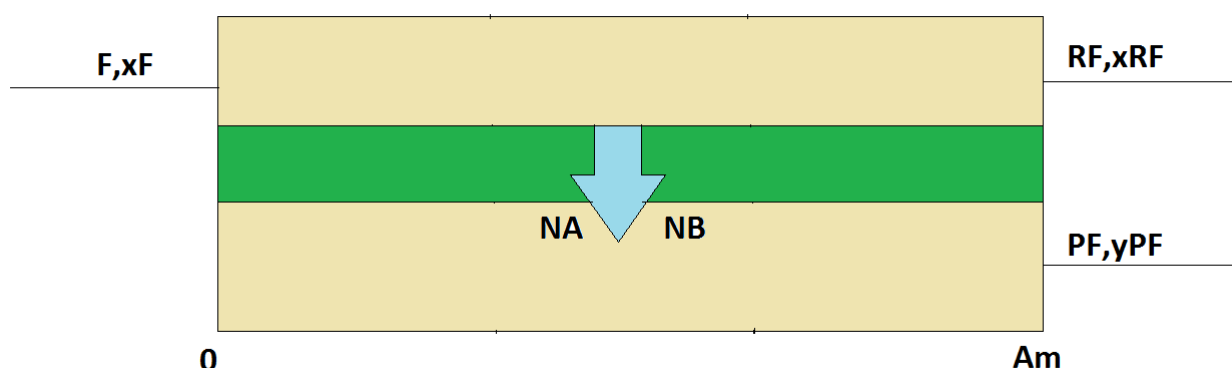


Figura 2.2 Cálculo directo del área de membrana en mezcla perfecta.

Además, por definición de mezcla perfecta, la composición de permeado en cualquier punto de la interfase como en cualquiera del lado permeado comparte el mismo valor ($yP_0 = yP_{Am} = yPF$), de ahí la siguiente ecuación:

$$yPF = \frac{NA}{NA + NB} \quad (2.5)$$

Por último, faltaría la ecuación que refleja el cálculo directo del área de la membrana (Am) en m^2 (véase la figura 2.3), ya que los flujos de los gases en cualquier punto de la membrana no varían conforme aumenta el área.

$$P = Am * (NA + NB) \quad (2.6)$$

2.2 Modelo flujo pistón

En los modelos de flujo pistón, el modelado de las ecuaciones es más complicado, ya que las composiciones y los caudales en la membrana no son iguales en cada punto de la misma, van variando conforme aumenta el área, al igual que a lo largo de las zonas de lado rechazo y lado permeado. Además, para este modelo, conforme aumenta el área, el flujo de gases, tras atravesar la membrana en un determinado punto, depende del resto de flujos que atraviesan dicha membrana en el resto de puntos anteriores.

Además, en el modelo mezcla perfecta no importa dónde se coloca la salida del permeado, ya que al estar los gases perfectamente mezclados, sus composiciones en cada punto del lado permeado son iguales al de la salida, sin importar la localización de ésta. En el flujo pistón, al variar la composición en cada punto de dicho lado, sí importa dónde se coloca la salida, ya que tendrá valores diferentes de composición y caudal de permeado de salida, como se verá a continuación.

2.2.1 Isocorriente

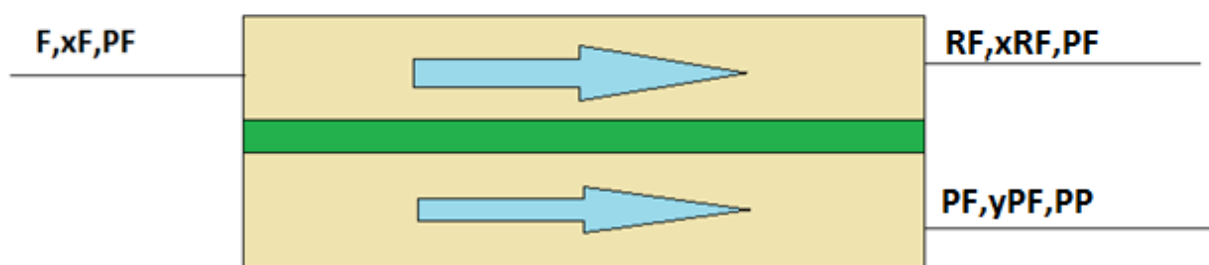


Figura 2.3 Modelo de isocorriente

Al no ser iguales los caudales y las composiciones en cada punto determinado de la membrana, se aplica un balance diferencial al volumen de control que aparece en la figura 2.5. Dicho volumen de control representa un elemento diferencial de la membrana.

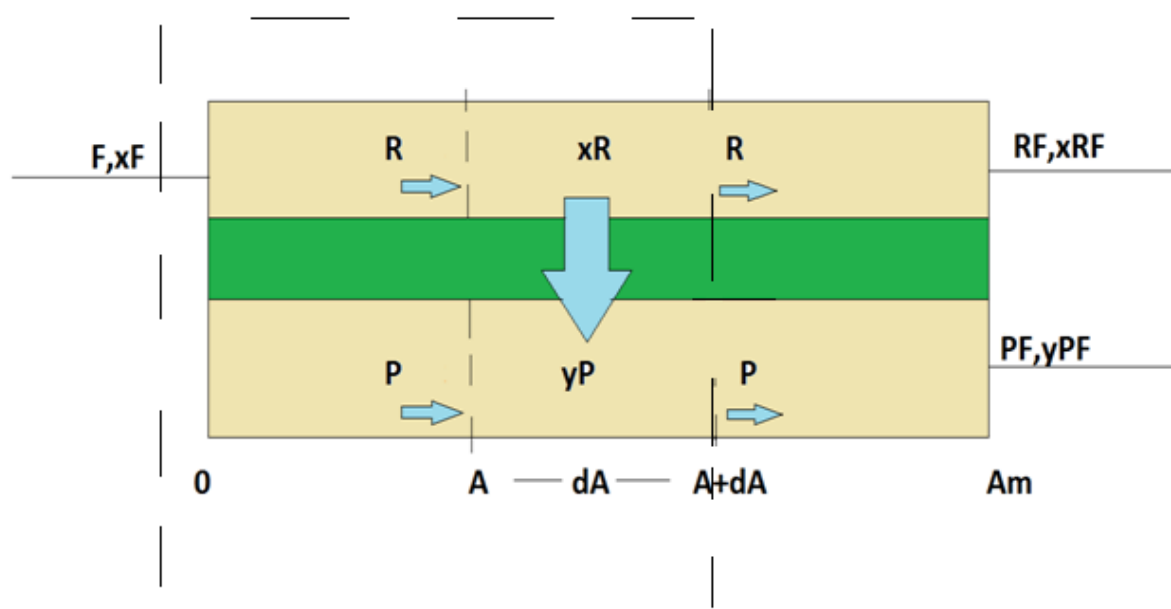


Figura 2.4 Balance diferencial en el modelo isocorriente.

Balance de moles totales:

$$R_A = R_{A+dA} + (N_A + N_B) * dA$$

$$\frac{dR}{dA} = -(N_A + N_B) \quad (2.7)$$

Siendo,

- R_A : caudal molar de R evaluado en la posición A.
- R_{A+dA} : caudal molar de R evaluado en la posición A+dA.

Balance de componente A:

$$R_A * xR_A = R_{A+dA} * xR_{A+dA} + NA * dA$$

$$\frac{d(R * xR)}{dA} = -NA$$

Desarrollando derivadas:

$$R * \frac{dxR}{dA} + xR * \frac{dR}{dA} = -NA$$

Sustituyendo dR/dA resulta:

$$\frac{dxR}{dA} = \frac{1}{R} * (xR * (NA + NB) - NB) \quad (2.8)$$

Integrando:

$$R_{Am} = R_0 + \int_0^{Am} -(NA + NB) * dA$$

Siendo $R_{Am} = RF$ y $R_0 = F$

$$xR_{Am} = xR_0 + \int_0^{Am} 1/R * (xR * (NA + NB) - NB) * dA$$

Siendo $xR_{Am} = xRF$ y $xR_0 = xF$

Las ecuaciones de flujo en cualquier punto genérico del módulo son:

$$NA = Pe_A * (PF * xR - PP * yP) \quad (2.9)$$

$$NB = Pe_B * (PF * (1 - xR) - PP * (1 - yP)) \quad (2.10)$$

Los balances de materia de moles totales y por componente aplicados al volumen de control representado en la figura 2.5 son:

$$F = R + P$$

$$F * xF = R * xR + P * yP$$

La composición de permeado obtenida en el punto $A = Am$ corresponde a yPF , ya que la corriente que circula por dicho punto corresponde a la de la salida del permeado ($yP_0 \neq yP_{Am} = yPF$).

2.2.2 Contracorriente

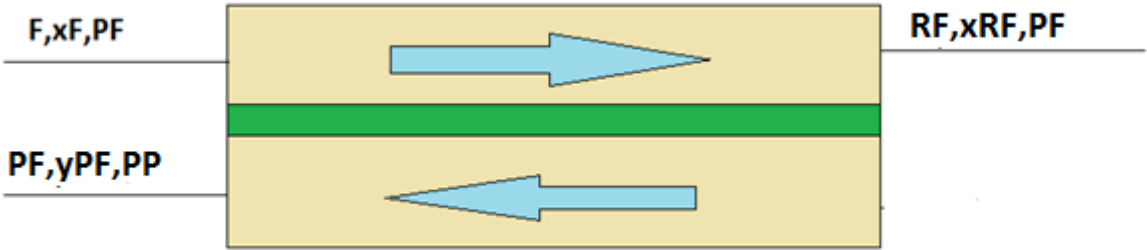


Figura 2.5 Modelo contracorriente

En este caso, el sistema se comporta de la misma manera, las ecuaciones son las mismas que en isocorriente. Pero la integración se realiza entre $A = 0$ (extremo de salida del rechazo) y $A = Am$ (extremo por dónde entra la alimentación). En $A = 0$ no se conoce la composición ni el caudal en el rechazo, por lo que hay que suponerlos (problema de contorno) e iterar hasta que en $A = Am$ se satisfaga que $xR = xF$ y $R = F$.

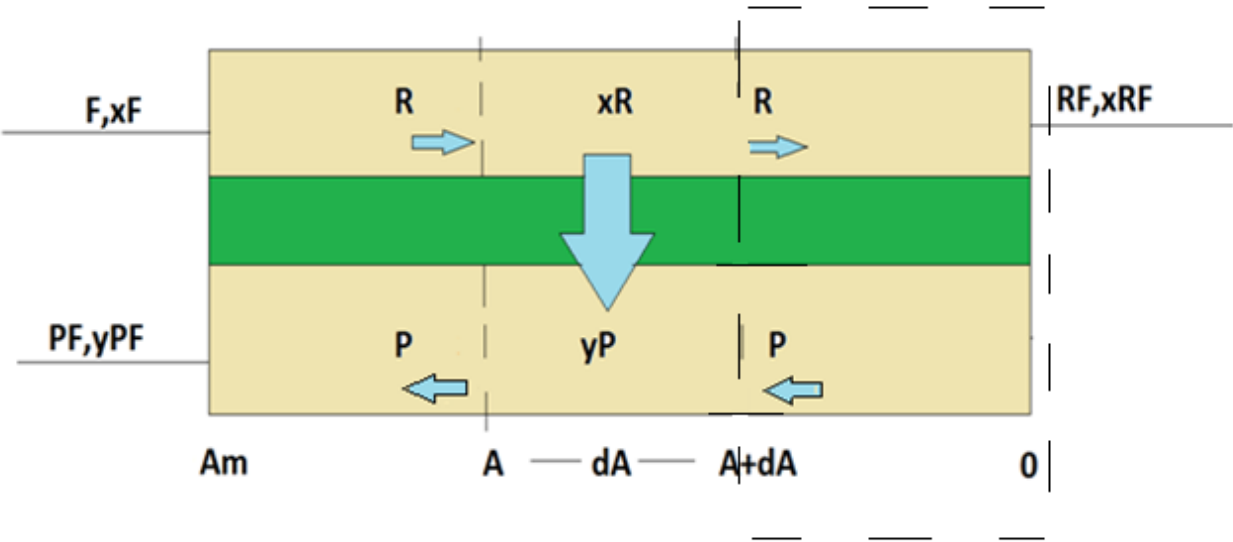


Figura 2.7 Balance diferencial en modelo contracorriente.

$$\frac{dR}{dA} = (NA + NB) \tag{2.11}$$

$$\frac{dxR}{dA} = \frac{1}{R} * (NB - xR * (NA + NB)) \tag{2.12}$$

Integrando:

$$R_{Am} = R_0 + \int_0^{Am} (NA + NB) * dA$$

Siendo $R_{Am} = F$ y $R_0 = RF$

$$xR_{Am} = xR_0 + \int_0^{Am} 1/R * (NB - xR * (NA + NB)) * dA$$

Siendo $xR_{Am} = xF$ y $xR_0 = xRF$

Las ecuaciones de flujo en cualquier punto genérico del módulo son:

$$NA = Pe_A * (PF * xR - PP * yP)$$

$$NB = Pe_B * (PF * (1 - xR) - PP * (1 - yP))$$

Los balances de materia de moles totales y por componente aplicados al volumen de control representado en la figura 2.7 son:

$$R = RF + P \quad (2.13)$$

$$R * xR = RF * xRF + P * yP \quad (2.14)$$

La composición de permeado obtenida en el punto $A = Am$ corresponde a yPF , ya que la corriente que circula por dicho punto corresponde a la de la salida del permeado ($yP_0 \neq yP_{Am} = yPF$).

A la hora de programar en EES, en el caso de contracorriente no es suficiente con usar el programa principal, hay que emplear el subprograma Module para el proceso de iteración mencionado antes. Gracias a este subprograma, declarando unos valores iniciales de caudal y composición de rechazo, el subprograma resuelve las iteraciones hasta obtener unos valores finales de rechazo que cumplan que el caudal y la composición que pasa por el punto $A = 0$ corresponde a los de alimentación (véase el anexo A.3).

2.3 Modelo flujo cruzado

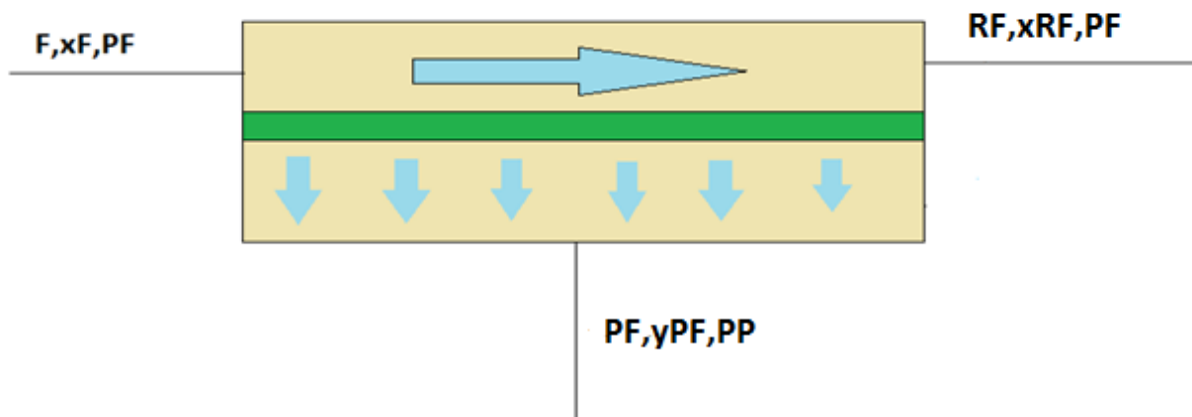


Figura 2.8 Modelo de flujo cruzado.

El modelo flujo cruzado es más sencillo que los modelos de flujo pistón, ya que éste se comporta como una combinación entre mezcla perfecta y flujo pistón.

Para este modelo, se aplica exactamente el mismo balance diferencial en la membrana que se aplicó al modelo isocorriente (véase la figura 2.5). Sólo que en este caso, para un punto determinado de membrana, el flujo a la salida de dicho punto solamente depende de ese mismo flujo que atraviesa dicho punto de la membrana, al contrario que en el flujo pistón, que depende también del resto de flujos en el resto de puntos, como se ha explicado anteriormente.

$$\frac{dR}{dA} = -(NA + NB)$$

$$\frac{dxR}{dA} = \frac{1}{R} * (xR * (NA + NB) - NB)$$

Integrando:

$$R_{Am} = R_0 + \int_0^{Am} -(NA + NB) * dA$$

Siendo $R_{Am} = RF$ y $R_0 = F$

$$xR_{Am} = xR_0 + \int_0^{Am} 1/R * (xR * (NA + NB) - NB) * dA$$

Siendo $xR_{Am} = xRF$ y $xR_0 = xF$

Las ecuaciones de flujo en cualquier punto genérico del módulo son:

$$NA = Pe_A * (PF * xR - PP * yP)$$

$$NB = Pe_B * (PF * (1 - xR) - PP * (1 - yP))$$

La composición del permeado en cualquier punto del módulo es:

$$yP = \frac{NA}{NA + NB} \quad (2.15)$$

2.4. Análisis de grados de libertad del problema de análisis

Para comprobar si el problema de análisis está completamente definido se procede a hacer un análisis de grados de libertad para cada modelo, mediante un estudio de las variables y las ecuaciones vistas anteriormente para cada modelo.

Al hacer el análisis de grados de libertad, se observa que teniendo especificadas la corriente de alimentación (F, xF), las presiones de alimentación y permeado, junto con un dato más, ya sea el área o la composición de otra corriente (el área en este caso), se tiene el problema completamente especificado, como se observa a continuación.

2.4.5 Mezcla perfecta

- Variables: $F, xF, RF, xRF, PF, yPF, NA, NB, Am$ (9 variables)
- Parámetros: PF, PP, Pe_A, Pe_B
- Datos del problema de análisis: F, xF, Am (3 variables especificadas)

Hay 6 incógnitas.

Se dispone de 6 ecuaciones:

- $F = R + P$
- $F * xF = RF * xRF + P * yPF$
- $NA = Pe_A * (PF * xRF - PP * yPF)$
- $NB = Pe_B * (PF * (1 - xRF) - PP * (1 - yPF))$
- $yPF = NA / (NA + NB)$
- $P = Am * (NA + NB)$

2.4.5 Isocorriente

- Variables: $F, xF, R, xR, P, yP, NA, NB$ (8 variables)
- Parámetros: PF, PP, Pe_A, Pe_B
- Datos del problema de análisis: F, xF (2 variables especificadas)

Hay 6 incógnitas.

Se dispone de 6 ecuaciones

- $F = R + P$
- $F * xF = R * xR + P * yP$
- $NA = Pe_A * (PF * xR - PP * yP)$
- $NB = Pe_B * (PF * (1 - xR) - PP * (1 - yP))$
- $dR/dA = -(NA + NB)$
- $dxR/dA = 1/R * (xR * (NA + NB) - NB)$

2.4.5 Contracorriente

- Variables: $RF, xRF, R, xR, P, yP, NA, NB$ (8 variables)
- Parámetros: PF, PP, Pe_A, Pe_B
- Datos del problema de análisis: RF, xRF (2 variables especificadas)

Hay 6 incógnitas.

Se dispone de 6 ecuaciones:

- $R = RF + P$
- $R * xR = RF * xRF + P * yP$
- $NA = Pe_A * (PF * xR - PP * yP)$

- $NB = Pe_B * (PF * (1 - xR) - PP * (1 - yP))$
- $dR/dA = (NA + NB)$
- $dxR/dA = 1/R * (NB - xR * (NA + NB))$

RF y xRF son valores supuestos en la iteración.

2.4.5 Flujo cruzado

- Variables: R, xR, yP, NA, NB (5 variables)
- Parámetros: PF, PP, Pe_A, Pe_B

Hay 5 incógnitas.

Se dispone de 5 ecuaciones:

- $NA = Pe_A * (PF * xR - PP * yP)$
- $NB = Pe_B * (PF * (1 - xR) - PP * (1 - yP))$
- $dR/dA = -(NA + NB)$
- $dxR/dA = 1/R * (xR * (NA + NB) - NB)$
- $yP = NA/(NA + NB)$

Para calcular yPF y PF se aplica un balance global con los valores de alimentación F y xF

2.5 Comparación entre los modelos de flujo.

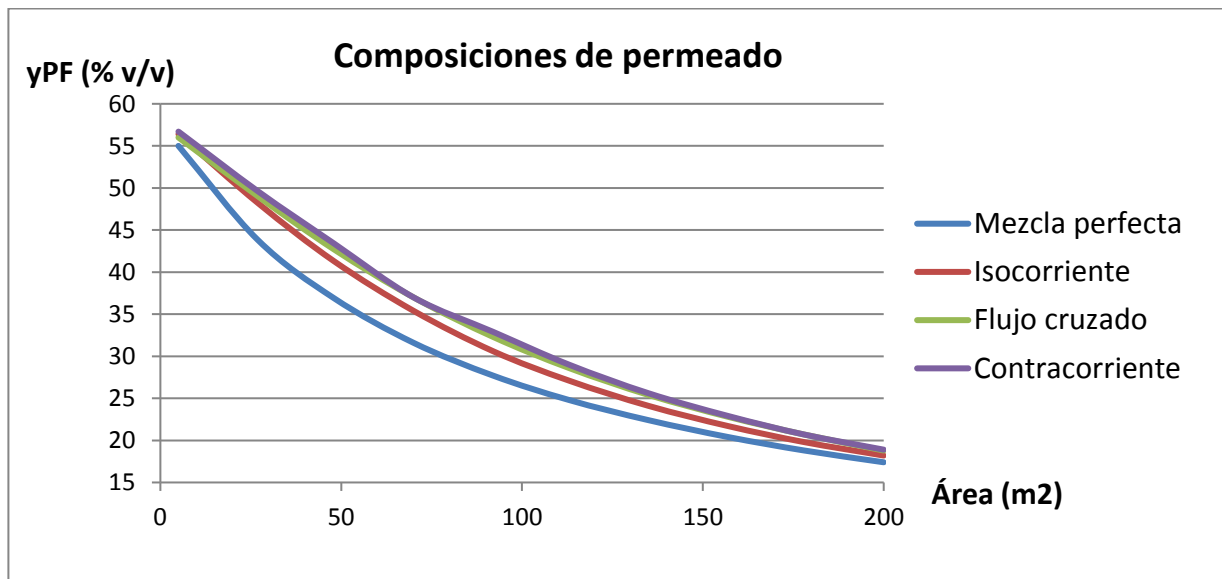


Figura 2.9 Composiciones de permeado en cada punto de membrana.

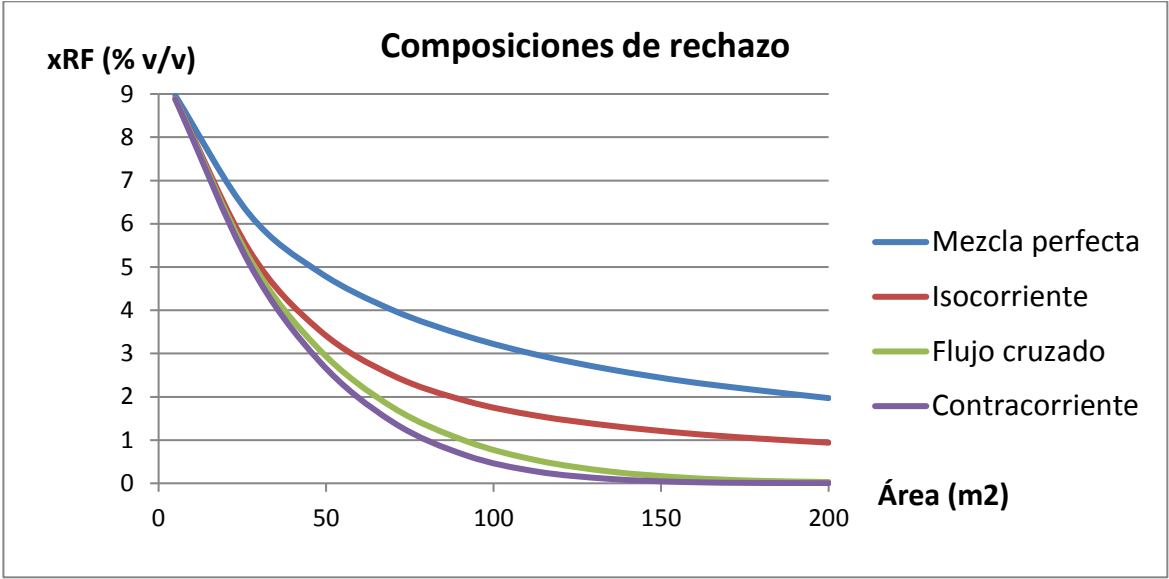


Figura 2.10 Composiciones de rechazo en cada punto de membrana.

Se observa que por cada punto el modelo contracorriente es el que obtiene mayor separación, ya que tiene mayor fuerza impulsora.

Así por ejemplo, para un área de 100 m^2 , las composiciones de rechazo y permeado son las siguientes para cada uno de los modelos.

	Mezcla perfecta	Isocorriente	Contracorriente	Flujo cruzado
$y_{PF}(\%)$	26,6	29,24	31,38	30,89
$x_{RF}(\%)$	3,22	1,76	0,46	0,77

Tabla 2.2 Composiciones para 100 m^2 .

3 Aplicación a un caso real: separación de CO2 del gas natural

3.1 Introducción a los procesos de separación con membranas en gas natural

El gas natural recibe este nombre porque se extrae directamente de la naturaleza y llega a su punto de consumo sin haber experimentado prácticamente ninguna transformación química. Es la energía fósil menos contaminante y su rendimiento energético es superior al de cualquier otra fuente combustible, excepto el petróleo y el carbón. Este hecho, añadido a la expansión de su comercio y la extensión de las redes y sistemas de distribución, hace que su utilización esté aumentando en todo el mundo.

El gas natural es un hidrocarburo de origen natural que se forma bajo la superficie de la tierra. Se considera el combustible fósil más limpio y seguro para ser transportado, procesado y usado.

En la figura adjunta se muestra los componentes presentes en el gas natural antes de ser procesado.

Metano	CH_4
Etano	C_2H_6
Propano	C_3H_8
Pentanos en adelante	C_5H_{12} a $C_{10}H_{22}$
Nitrógeno	N_2
Dióxido de carbono	CO_2
Ácido sulfúrico	H_2S
Agua	H_2O

Tabla 3.1 Compuestos presentes en gas natural antes de ser procesados.

El metano es siempre el mayor componente, típicamente entre 75-90% del total. El gas natural también contiene cantidades significantes de etano, propano y butano, y entre 1-3 % de otros hidrocarburos. Además, contiene otros componentes indeseables: agua, dióxido de carbono, nitrógeno y sulfuro de hidrógeno. Todos estos gases indeseables requieren tratamiento antes de ser llevados a la red de tuberías [12].

Los estándares son especificados por las compañías de transmisión y distribución, las cuales varían dependiendo del diseño del sistema de ductos y de las necesidades del mercado que se quiere atender

Componente	Especificación
CO ₂	< 2%
H ₂ O	< 120 ppm
H ₂ S	< 4 ppm
C ₃ +	950-1050 Btu/scf
Content	Punto de rocío,-20
Total inertes (N ₂ ,CO ₂ ,He,etc.)	< 4 %

Tabla 3.2 Composición de gas natural requerida [12].

En los procesos de purificación de gas natural, sólo el 2% lo ocupa el mercado de separación con membranas, esencialmente sólo para la separación del dióxido de carbono. Sin embargo, esta fracción se espera que incremente debido al desarrollo que hay para aplicaciones con membranas [12].

El gas natural normalmente, después de su producción, se transporta a la planta para su posterior proceso de separación a alta presión, entre 500-1500 psi [12]. Con las membranas se eliminan las impurezas del gas, las cuales acaban en la corriente de permeado, dejando el metano, etano y otros hidrocarburos (los compuestos con permeabilidad baja) en el lado rechazo a alta presión (la de alimentación aproximadamente).

Este tratamiento requiere qué tipo de membrana emplear, vítreas o gomosas. La separación con membranas vítreas se basa en diferencias de tamaño molecular, mientras que las gomosas se basan en diferencias de condensabilidad [12].

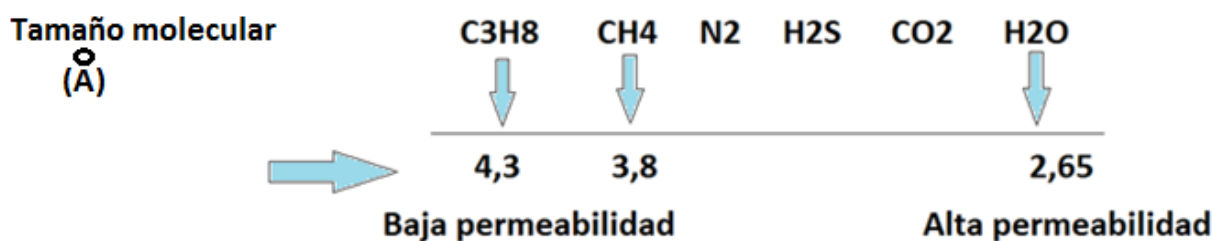


Figura 3.1 Tamaños moleculares de cada componente del gas natural [12]

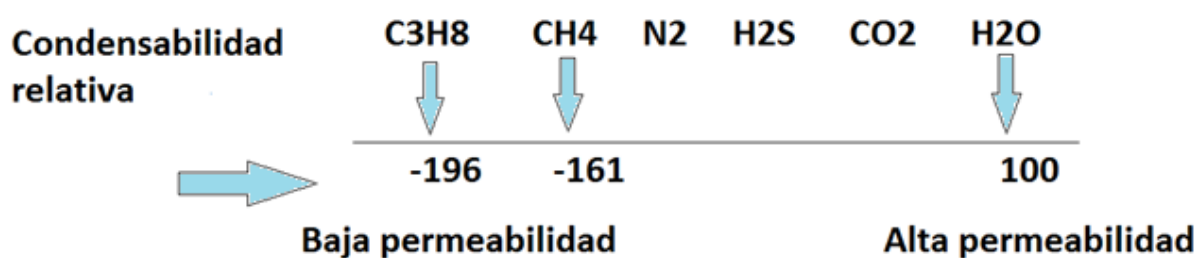


Figura 3.2 Condensabilidad relativa de cada componente del gas natural [12].

El dióxido de carbono puede emplear tanto membranas gomosas como vítreas, sin embargo, en la práctica el dióxido de carbono se separa mejor con membranas vítreas, mientras que el sulfuro de hidrógeno es más condensable, por lo que en su caso es más aconsejable usar membranas gomosas. Finalmente, el propano y otros hidrocarburos, debido a su condensabilidad, se separan mejor del metano con polímeros gomosos [12].

Componente a permear	Material de polímero idóneo	Típico polímero usado	Típica selectividad
CO ₂	Vidrio	Acetato de celulosa, poliamida	10-20
H ₂ S	Caucho	Copolímero de bloque de éter-amida	20-40
N ₂	Vidrio	Poliamida, polímeros de perfluoro	2-3
H ₂ O	Caucho o vidrio	Muchos	>200
Butano	Caucho	Caucho de silicón	7-10

Tabla 3.3 Materiales de membranas y selectividad para separación de las impurezas de los gases.

El gran problema que plantea la separación con membranas es la escalabilidad del sistema. En plantas que trabajan con caudales mayores de 1000 Nm³/h, los costes de módulos y de operación aumentarían considerablemente, mientras que con otras tecnologías se benefician de esa escalabilidad. En plantas grandes, la mejor opción sigue siendo la absorción con aminas. Sin embargo, sigue en desarrollo los avances en membranas, dando como resultados módulos más grandes, mayor permeabilidad y mejor selectividad [6].

3.2 Problema de diseño

3.2. 1 Objetivos

El problema de diseño óptimo que se plantea es tratar una corriente de gas natural con 10 % de dióxido de carbono para reducir su su concntración al 2%. Para ello se propone una planta de permeación configurada con dos módulos de membrana en cascada, capaz de obtener una corriente

de permeado muy rica en CO₂, asegurando así una alta recuperación de gas natural en el gas tratado. Este diseño de dos membranas en cascada se optimiza con el objetivo de minimizar los costes anuales de tratamiento

3.2. 2 Descripción de la planta de tratamiento

Un aspecto de la separación con membranas con alta selectividad es la casi total recuperación del metano. A través del uso de membranas, se consigue obtener una corriente rica en metano y otra corriente rica en dióxido de carbono. Pero esto no es posible obtenerlo con una sola etapa, ya que, aunque el dióxido traspase mejor la membrana porque tiene mayor permeabilidad, parte de metano aunque en menores cantidades conseguirá traspasarla también, debido a que la selectividad, aunque es alta no es lo suficiente, llegando a haber hasta concentraciones de metano superiores entre el 10-15 %v/v en el lado permeado [6].

La pérdida de metano puede ser mucho más limitada configurando una planta de dos módulos de membranas en cascada en la que el permeado del primer módulo se comprime hasta la presión de alimentación y se procesa en la segunda etapa. El rechazo de este segundo módulo se recircula a la alimentación del primero. Esta configuración de módulo en cascada se denomina de enriquecimiento ya que el permeado del segundo módulo es muy rico en el componente que mejor traspasa la membrana, en este caso el dióxido de carbono. Esto asegura una elevada recuperación de metano en el producto principal de la planta que es el rechazo R1 [9].

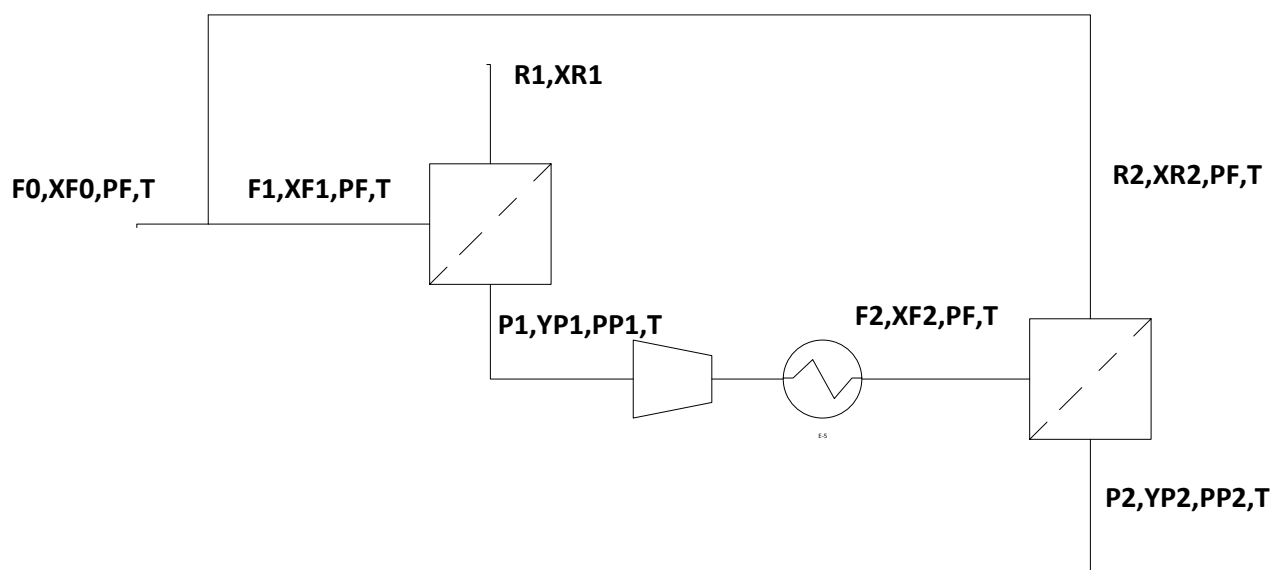


Figura 3.3 Proceso de separación de CO₂ en cascada con recirculación.

A la salida de la primera membrana se coloca un compresor para elevar la presión de alimentación de la segunda membrana a la misma presión que la primera, y un intercambiador de calor para reducir la temperatura de salida del compresor a la temperatura de alimentación T, empleando un refrigerante.

Para este proceso se emplean los siguientes datos de partida:

Especificaciones	
<i>F0(kmol/h)</i>	526,7
<i>xF(%v/v)</i>	10
<i>PMCO2(kmol/m²sbar)</i>	3,34*10 ⁻⁶
Selectividad	40
<i>PF(bar)</i>	68,95
<i>T(°C)</i>	30
<i>xR1(%v/v)</i>	2
<i>PP2(bar)</i>	3,5
Eficiencia de compresión	0,72
Tipo de módulo	Haz en espiral
Material de polímero	Vitreo

Tabla 3.4 Especificaciones del problema de diseño [9].

Siendo,

- *T*: temperatura de alimentación.
- *F0*: caudal de alimentación del gas natural.
- *xF*: composición volumétrica de alimentación del CO₂.
- *PF*: presión total de alimentación.
- *xR1*: composición deseada de dióxido de carbono a la salida en el rechazo.
- *PP2*: presión total en el lado permeado de la segunda membrana.

Se ha especificado la presión requerida para tratar el permeado rico en dióxido de carbono (*PP2*), ya que dicho gas, después de su tratamiento, deberá ser procesado, en el cual sufrirá pérdidas de carga, por lo que es necesario fijar una presión mínima.

Dado que el módulo a emplear es el haz en espiral, el modelo de flujo idóneo es el flujo cruzado, tal como se comenta en el apartado 1.3.

Otro caso a especificar es el tipo de compresor a emplear, para ello hay que fijarse en la presión y caudal de operación a tratar.

Tipo	Máxima velocidad (rpm)	Máxima capacidad (m3/h)	Ratio de compresión (aproximadamente)	Máxima presión (bar)
Axial flow fan	1000	15000	0,35	2
Turbo blower	3000	10000	0,3	1,5
Turbo compressor	10000	15000	3,5	100
Reciprocating	300	100000	3,5	5000

Tabla 3.5 Tipos de compresores [3].

Dado que la presión de operación es 68,95 bar y el caudal es bastante pequeño respecto a los que aparecen en la tabla 3.5 (véase el anexo C), se elije el compresor de tipo Turbo compresor.

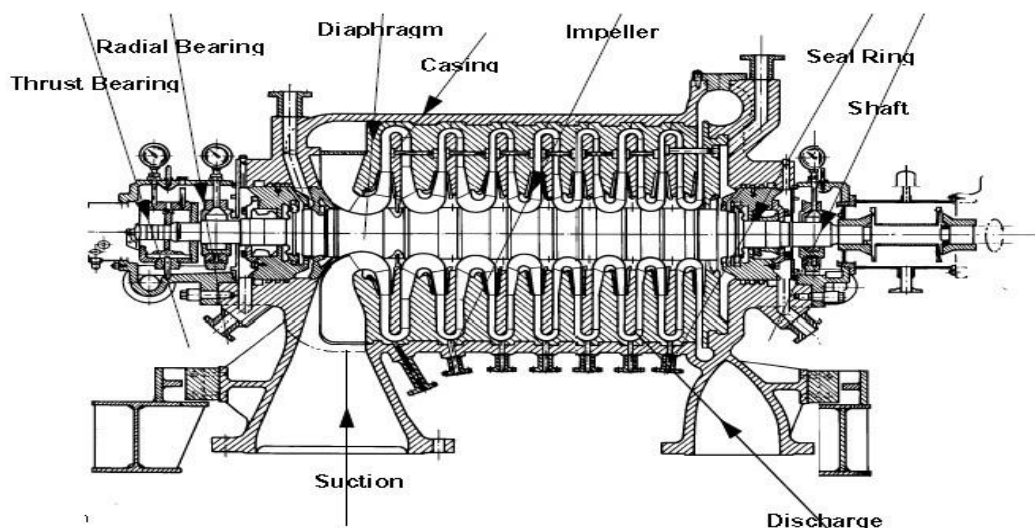


Figura 3.4 Ilustración de un turbocompresor centrífugo [15].

A su vez, hay dos tipos de Turbo compresores [5].

- Turbo compresores centrífugos
- Turbo compresores continuos de flujo axial.

Dado que los turbocompresores axiales se emplean más para presiones bajas y caudales grandes, y los centrífugos son empleados en presiones altas y caudales pequeños [5], el compresor a emplear en este proceso es de tipo centrífugo.

Como se ha visto en la tabla 3.3, la presión de alimentación es 68,95 bares, debido a que la mezcla de gases ya ha sido comprimida previamente en otro proceso ajeno a éste. Para conseguir la separación deseada, la presión de permeado debe dar como resultado un rango entre 1-4 bares aproximadamente. Por tanto, se necesita una relación de compresión muy alta para elevar la potencia de permeado de la primera membrana a 68,95 bares, por lo que no es suficiente un solo compresor, por lo que hay que emplear una compresión multi-etapa. El número de etapas se puede determinar aproximadamente mediante la siguiente expresión [3].

$$N = \frac{\log\left(\frac{PF}{PP2}\right)}{\log(r)} \quad (3.1)$$

Siendo r la relación de compresión en cada etapa y N el número de etapas. Dado que $PP2$ dará un valor del rango mencionado anteriormente, y la relación de compresión es del orden de 3,5 aproximadamente ya que se emplea un compresor de tipo Turbo compresor [3], como se ha especificado previamente (véase la tabla 3.6), se puede afirmar que se necesitan tres etapas, tal como se muestra en la siguiente figura.

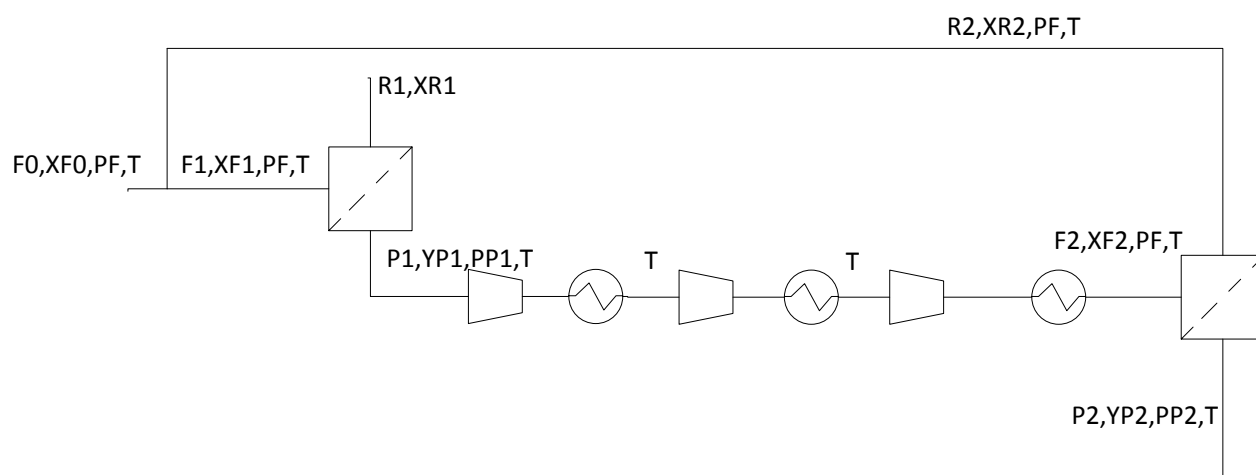


Figura 3.5 Proceso de separación de CO₂ en cascada con recirculación multi-etapa.

Aunque se consiguen potencias de compresión mínimas empleando compresores isotermos, habría que hacer infinitas refrigeraciones, lo cual es imposible de realizar en la práctica, por tanto se emplean compresores politrópicos empleando refrigeración intermedia mediante intercambiadores de calor entre los distintos compresores, consiguiendo así un comportamiento cuasi-isotermo en todo el conjunto [3].

Se supone que la pérdida de carga es nula en los tres intercambiadores de calor, y que el coste del agua de refrigeración es despreciable. Así mismo se desprecia el coste de inversión en los intercambiadores.

3.2.3 Análisis de grados de libertad del problema de diseño.

Dado que la refrigeración empleada es tal que se consigue una temperatura de entrada al compresor igual para los tres compresores, la misma que la de alimentación, los grados de libertad permanecen inalterados respecto al primer proceso planteado, los cuales se especifican a continuación.

Si se asumen especificados:

- F_0 , x_{F0} , PF y PP_2 .

Y que las caídas de presión en el lado rechazo de ambas membranas son despreciables, el problema presenta tres grados de libertad, los cuales se pueden asociar a las áreas de ambas membranas y a la presión en el permeado de la primera etapa. Si se impone que la fracción volumétrica o molar del dióxido de carbono en la corriente producto ($x_{R1} = 0,02$) es conocida, quedan dos grados de libertad para optimizar la función objetivo, la cual se especifica a continuación.

3.2.4 Caracterización económica

Para el cálculo de los costes de equipos, se han tomado unas correlaciones de costes instalados, es decir, dichos costes ya tienen en cuenta todos los gastos relacionados en tuberías e instrumentación. Los costes son [10]:

- $Cm(\frac{\$}{m^2}) = 238.000$. Coste de $2000 m^2$ de membrana.
- $Cmo(\frac{\$}{m^2}) = 50$. Coste de módulo.
- $Cc(\frac{\$}{hp}) = 500$. Coste de compresor.
- $Ce(\frac{\$}{kWh}) = 0,05$. Coste de electricidad.

Se trata del precio de venta de la electricidad sin incluir impuestos ni los gastos de gestión de la red u otras tarifas de mantenimiento del sistema eléctrico [11]. Las correlaciones se adjuntan en la siguiente tabla.

Costes		Método empleado
Membrana	$CCm(\$)$	$\left(\frac{A}{2000}\right)^{0,7} * Cm(\frac{\$}{m^2})$
Módulo	$CCmo(\$)$	$A(m^2) * Cmo(\frac{\$}{m^2})$
Compresor	$CCc(\$)$	$500 \left(\frac{\$}{hp}\right) * Cc(hp)$
Mantenimiento de membrana	$Cm, m(\frac{\$}{año})$	$0,01 * Cm$
Mantenimiento de módulo	$Cm, mo(\frac{\$}{año})$	$0,01 * Cmo$
Mantenimiento de compresor	$Cm, e(\frac{\$}{año})$	$0,036 * Cc$
Electricidad	$CCe(euros/año)$	$Ce \left(\frac{\$}{kWh}\right) * W(kW) * t(h/año)$

Tabla 3.6 Expresiones de cálculos de costes [10].

Siendo,

- A : área de de membrana
- W : potencia de compresión
- t : tiempo de operación del proceso. Será de 8000 horas al año.

Al estar los costes de membranas y módulos en función de las áreas, y los costes de compresión y electricidad en función de la potencia de compresión, y ésta a su vez en función de la presión de permeado de la primera etapa, se plantea la función objetivo que representa la suma de todos los costes mencionados.

$$FO(\$/año) = CCm * fa + CCmo * fa + CCc * fa + Cm, m + Cm, mo + Cm, c + CCe \quad (3.2)$$

Para anualizar los costes de los equipos, hay que multiplicarlos por un factor de anualización (fa), del cual, tratándose de gases en un proceso de recirculación multi-etapa con compresores y

refrigeración intermedia, se ha tomado que el periodo de recuperación es de tres años, teniendo en cuenta que se trata de costes instalados [3].

3.2. 5 Cálculos

3.2.5.1 Balances de materia

Para la solución de los balances de materia, se vuelve a aplicar las ecuaciones vistas en el apartado 2.3, las correspondientes al modelo flujo cruzado, teniendo en cuenta que se necesitan dos módulos de membrana. Además se añaden las ecuaciones correspondientes a los balances de materia en las recirculaciones del proceso vistas en la ilustración 3.3, junto con las ecuaciones de potencia de compresión (véase el anexo A.5).

$$F1 = F0 + R2 \quad (3.3)$$

$$F1 * xF1 = F0 * xF0 + R2 * xR2 \quad (3.4)$$

$$P1 = F2 \quad (3.5)$$

$$yP1 = xF2 \quad (3.6)$$

Cabe mencionar, que para el cálculo de este proceso, a la hora de programar en EES, hay que volver a emplear el subprograma Module, pero esta vez con un objetivo distinto. Al tener dos membranas de mismo modelo de flujo, sus ecuaciones de balance de materia son exactamente iguales, por tanto se emplea el Module para simular las ecuaciones de balance interior y exterior en cada membrana. El programa principal se emplea para simular las ecuaciones de balances de materia en las recirculaciones, cuyas ecuaciones son las mencionadas antes, junto con los cálculos de potencia de compresión, costes y función objetivo (véase el anexo A.5).

3.2.5.2 Potencia de compresión

Para el cálculo de la potencia de los compresores, al tratarse de compresiones politrópicas como se ha mencionado anteriormente, hay que emplear las expresiones correspondientes para dicha compresión [4].

$$W \left(\frac{kJ}{kmol} \right) = \frac{n * R * T_{in} (K)}{(n - 1) * eficiencia} * r^{\frac{n-1}{n}} - 1 \quad (3.7)$$

Siendo,

- T_{in} : temperatura de entrada al compresor (dato).
- n : coeficiente politrópico.
- R : constante de gases. $R(\frac{KJ}{kmol*K})=8,314$

Para compresiones politrópicas, la temperatura a la salida de cada compresor puede estimarse [4]:

$$T_{out} = T_{in} * r^{\frac{n-1}{n}} \quad (3.8)$$

La cual es la misma en cada uno, ya que la relación de compresión es igual para los tres, y la temperatura de entrada a cada uno es también la misma, ya que se emplea una cantidad de refrigerante tal que consiga enfriar los gases a una misma temperatura en cada uno de los tres intercambiadores, como se ha explicado previamente.

El coeficiente politrópico de cada compresor puede ser estimado a partir de la capacidad calorífica y la eficiencia de compresión [4].

$$n = \gamma * \frac{\text{eficiencia}}{\gamma * \text{eficiencia} - \gamma + 1} \quad (3.9)$$

Para la determinación de la capacidad calorífica, al tratarse el metano y el dióxido de carbono de gases poliatómicos, como se observa en la figura 3.6, se toma que $\gamma = 1,3$.

	Valor típico	Gases
Gases monoatómicos	1,67	He,Ar
Gases diatómicos	1,4	H ₂ ,N ₂ ,Air,CO,HCl,O ₂ ,Cl ₂ ,N ₂
Gases poliatómicos	1,3	CH ₄ ,CO ₂ ,NH ₃ ,H ₂ O,H ₂ S,C ₂ H ₆

Figura 3.7 Capacidad calorífica para diferentes gases [4].

La relación de compresión, dado que hay tres compresores, se define como:

$$r^3 = \frac{PF}{PP1} \quad (3.10)$$

Para finalizar, el cálculo de potencia se multiplica la expresión de la ecuación 3.6 por el caudal de permeado, para pasarlo a kilovatios.

$$W(kW) = P1 \left(\frac{kmol}{s} \right) * W \left(\frac{kJ}{kmol} \right) \quad (3.11)$$

Y se multiplica por tres, ya que hay tres compresores, para obtener la potencia total del proceso.

$$W_{,total}(kW) = 3 * W(kW) \quad (3.12)$$

3.2.5.3 Cálculo de variables de optimización

Para minimizar la función objetivo hay que determinar los valores de las variables de optimización que hagan mínima dicha función. Para optimizar usando la función Min/Max del EES hay que seleccionar dos de las tres variables independientes existentes en el sistema (AA2, AA1 y PP1) y acotar el rango de esas variables en las que se va a identificar el óptimo. En este caso se hace seleccionando como variables de optimización a AA2 y PP1. Los rangos seleccionados son los que aparecen en la siguiente tabla.

Variables de optimizacion	Rango
A2(m ²)	5-500
PP1 (bar)	1-4

Tabla 3. 8 Rango de variables de optimización.

3.2.6 Resultados del problema de diseño y conclusiones

Los resultados obtenidos se adjuntan en las siguientes tablas.

Resultados técnicos			
<i>A1 (m²)</i>	1557	<i>P1 (kmol/h)</i>	74,63
<i>A2 (m²)</i>	241,8	<i>yP2 ((% v/v)</i>	92,08
<i>PP1 (bar)</i>	1,746	<i>P2 (kmol/h)</i>	46,76
<i>W, total(kW)</i>	326,5	<i>xR2 ((% v/v)</i>	3,976
<i>n</i>	1,472	<i>R2 (kmol/h)</i>	27,85
<i>xF1 (% v/v)</i>	9,698	Relación de compresión	3,405
<i>F1 (kmol/h)</i>	554,4	Recuperación de CH4 (%)	99,21
<i>R1 (kmol/h)</i>	479,88	Recuperación de CO2 (%)	81,75
<i>yP1 ((% v/v)</i>	59,2	Gas natural depurado (kg/ año)	60.226.560

Tabla 3.9 Resultados del problema de diseño (I).

Resultados económicos	
Función objetivo (\$/año)	328.963
Coste de compresores (\$/año)	217.308
Coste de membrana 1 (\$/año)	199.757
Coste de membrana 2(\$/año)	54.242
Coste de módulo 1 (\$/año)	77.861
Coste de módulo 2 (\$/año)	12.092
Coste de mantenimiento de compresores (\$/año)	7.824
Coste de mantenimiento de membrana 1 (\$/año)	1.998
Coste de mantenimiento de membrana 2 (\$/año)	542,4
Coste de mantenimiento de módulo 1(\$/año)	778,6
Coste de mantenimiento de módulo 2(\$/año)	120,9
Coste de electricidad (\$/año)	130.600
Coste de depuración de gas natural (\$/kg)	0,00546

Tabla 3.10 Resultados del problema de diseño (II).

En la tabla 3.9 se observa que se ha obtenido una alta recuperación de metano. Esto es debido a cómo se ha configurado el proceso. Dado que se parte de una pequeña porción de dióxido de carbono en la alimentación, y la corriente de salida del permeado **P2** prácticamente está compuesta

de dicho gas (aunque haya una pequeña porción de metano), el resultado es una alta recuperación de CH₄, ya que prácticamente casi todo el CO₂ que entra sale por **P2**.

En la tabla 3.10 se observa que la función objetivo no es un valor excesivamente grande, la cual si daría más grande en otros procesos de separación. Esto es debido a que, como se ha comentado en el apartado 3.1, la planta trabaja con un caudal de gas natural más pequeño respecto a otros sistemas de separación de gases, lo que conlleva a tamaños de equipos menos grandes.

Por tanto, con los resultados de costes obtenidos junto con la función objetivo se afirma lo que se comenta en la introducción. Mediante la separación con membranas es posible obtener una cantidad casi pura del producto deseado a bajo coste, como se observa en la tabla 3.10, respecto a otros procesos de separación, pero siempre que se empleen cantidades pequeñas de gases a separar.

3.2.7 Análisis de sensibilidad

En este último apartado, se va a proceder a cambiar algunos de los parámetros del problema, y observar como varían otros respecto al punto óptimo.

3.2.7.1 Varía el coste de membranas y módulos un $\pm 30\%$

<i>C_m</i>(\$)	<i>C_{mo}</i>(\$)	<i>A1</i>(m²)	<i>A2</i>(m²)	PP1 (bar)	FO(\$/ año)
309400	65	1499	224,8	1,546	363698
238000	50	1557	241,8	1,746	328963
166600	35	1655	268,5	2,023	292565

Tabla 3.11 Resultados del análisis de sensibilidad (I).

Al ser mayor el coste de membrana y módulo, el diseño óptimo conduce a un área menor, y la disminución de área conlleva a una disminución de presión, ya que se necesita más fuerza impulsora, y dicha disminución de presión conlleva un aumento en la potencia de compresión, por lo que aumenta el coste del compresor, de ahí que aumente la función objetivo. Lo mismo ocurre cuando disminuye el coste de membrana pero al contrario.

3.2.7.2 Varía la selectividad

Selectividad	<i>A1</i>(m²)	<i>A2</i>(m²)	PP1 (bar)	FO(\$/año)
40	1557	241,8	1,746	328963
20	1594	406,9	2,523	394982

Tabla 3.12 Resultados del análisis de sensibilidad (II).

La disminución de selectividad conduce a un diseño óptimo que requiere más área de membrana (aumenta el coste de membranas y módulos) pero menos coste de compresión ya que PP2 aumenta. Sin embargo, se observa que aumenta la función objetivo, por lo que se deduce que el aumento de costes de membranas y módulos es superior a la disminución de coste de compresión.

Selectividad	Recuperación de CH ₄ (%)	Recuperación de CO ₂ (%)
40	99,21	81,75
20	97,05	82,19

Tabla 3.13 Resultados del análisis de sensibilidad (III).

Por otro lado, se observa que la recuperación de metano es menor, esto se debe a que, una menor selectividad conlleva mayor permeancia relativa de metano, por lo que más cantidad de este gas consigue traspasar ambas membranas, perdiéndose así más cantidad de dicho gas en R1.

4 Anexos

4.1 Anexo A: Codificación en EES de los cálculos realizados

4.1.1 Anexo A.1: Cálculo del modelo mezcla perfecta en el problema de análisis.

"Datos"

A: CO2 B: CH4"

F=0,027 "caudal de alimentación global en kmol/s"
PeA=0,00001648 "permeancia en kmol/(m²*s*bar)"
PeB=0,0000009736
XF=0,1 "composición volumétrica en la alimentación de A"
PF=65 "presión de alimentación en bar"
PP=3 "presión de permeado en bar"

"Ecuaciones a resolver"

F=P+R "balance de materia global respecto al módulo en kmol/s"
F*XF=P*YP+R*XR "balance de materia global por componente (A) respecto al módulo en kmol/s"

"Ecuaciones de flujo"

NA=PeA*(PF*XR-PP*YP) "flujo de A en kmol/(m²*s) a través de la interfase"
NB=PeB*(PF*(1-XR)-PP*(1-YP)) "flujo de B en kmol/(m²*s) a través de la interfase"

YP=NA/(NA+NB) "cálculo de la composición de permeado"

Area=P/(NA+NB) "cálculo del área de membrana en m2"

4.1.2 Anexo A.2: Cálculo del modelo flujo pistón en isocorriente en el problema de análisis.

"Datos"

A: CO₂ B: CH₄"

F=0,027 "caudal de alimentación global en kmol/s"
 PeA=0,00001648 "permeancia en kmol/(m²*s*bar)"
 PeB=0,0000009736
 XF=0,1 "composición volumétrica en la alimentación de A"
 PF=65 "presión de alimentación en bar"
 PP=3 "presión de permeado en bar"

"Ecuaciones a resolver"

F=P+R "balance de materia global respecto al módulo en kmol/s"
 F*XF=P*YP+R*XR "balance de materia global por componente (A) respecto al módulo en kmol/s"

"Ecuaciones de flujo"

NA=PeA*(PF*XR-PP*YP) "flujo de A en kmol/(m²*s) a través de la interfase"
 NB=PeB*(PF*(1-XR)-PP*(1-YP)) "flujo de B en kmol/(m²*s) a través de la interfase"

R'=-(NA+NB) "dR/dA=R'"
 R=F+Integral(R';A;0;Area)

XR'=1/R*(XR*(NA+NB)-NA) "dXR/dA=XR'"
 XR=XF+Integral(XR';A;0;Area)

4.1.3 Anexo A.3: Cálculo del modelo flujo pistón en contracorriente en el problema de análisis.

MODULE MEMBRANA(R;XR:F_CALC;XF_CALC;P;YP) "Module supone unos valores iniciales de caudal y composición de rechazo"

\$COMMON PMA;PMB;PF;PP;Area "variables que se definen en el programa principal y que se emplean en el MODULE"

"Ecuaciones a resolver"

F_CALC=R+P "balance de materia global respecto al módulo en kmol/s"

NA=PeA*(PF*XF_CALC-PP*YP) "flujo de A a través de la membrana"

NB=PeB*(PF*(1-XF_CALC)-PP*(1-YP)) "flujo de B a través de la membrana"

yp=(F_CALC*XF_CALC-R*XR)/(F_CALC-R+0,000001) "balance de materia por componente al módulo, se le suma en el denominador esa pequeña cantidad ya que en la primera iteración F_CALC=R"

R'=(NA+NB) "dR/dA=R"

F_calc=R+Integral(R';A;0;Area)

"dXR/dA=XR"

XR'=1/F_CALC*(-XF_CALC*(NA+NB)+NA) "dXR/dA=XR"

XF_calc=XR+Integral(XR';A;0;Area)

END

"Datos"

A: CO2 B: CH4"

F=0,027 "caudal de alimentación global en kmol/s"

PeA=0,00001648 "permeancia en kmol/(m²*s*bar)"

PeB=0,0000009736

XF=0,1 "composición volumétrica en la alimentación de A"

PF=65 "presión de alimentación en bar"

PP=3 "presión de permeado en bar"

Area=200

call MEMBRANA(R;XR:F_CALC;XF_CALC;P;YP) "Module itera hasta conseguir unos valores de caudal y composición de rechazo que hagan que F_CALC=F y XF_CALC=XF"

F_CALC=F

XF_CALC=XF

4.1.4 Anexo A.4: Cálculo del modelo flujo cruzado en el problema de análisis.

"Datos"

A: CO₂ B: CH₄"

F=0,027 "caudal de alimentación global en kmol/s"
 PeA=0,00001648 "permeancia en kmol/(m²*s*bar)"
 PeB=0,0000009736
 XF=0,1 "composición volumétrica en la alimentación de A"
 PF=65 "presión de alimentación en bar"
 PP=3 "presión de permeado en bar"

"Ecuaciones a resolver"

F=P+R "balance de materia global respecto al módulo en kmol/s"
 F*XF=P*YPF+R*XR "balance de materia global por componente (A) respecto al módulo en kmol/s"

"Ecuaciones de flujo"

NA=PeA*(PF*XR-PP*YP) "flujo de A en kmol/(m²*s) a través de la interfase"
 NB=PeB*(PF*(1-XR)-PP*(1-YP)) "flujo de B en kmol/(m²*s) a través de la interfase"

R'=-(NA+NB) "dR/dA=R'"
 R=F+Integral(R';A;0;Area)

XR'=1/R*(XR*(NA+NB)-NA) "dXR/dA=XR'"
 XR=XF+Integral(XR';A;0;Area)

YP=NA/(NA+NB) "cálculo de la composición de permeado"

4.1.5 Anexo A.5: Cálculos matemáticos del problema de diseño (I)

MODULE MEMBRANA(F;XF;Area;PP:R;XR;YPF) "Balances de materia en las dos membranas, para modelo flujo cruzado"

\$COMMON PF;PMCO2;PMCH4

NCO2=PeCO2*(PF*XR-PP*YP)

NCH4=PeCH4*(PF*(1-XR)-PP*(1-YP))

R'=-(NCO2+NCH4) "R'=dR/dA"

R=F+Integral(R';A;0;Area)

XR'=1/R*(XR*(NCO2+NCH4)-NCO2) "XR'=dXR/dA"

XR=XF+Integral(XR';A;0;Area)

YP=NCO2/(NCO2+NCH4)

YPF=(F*XF-R*XR)/(F-R)

END

"Datos"

F0=0,1463 "kmol/s" "Caudal global de alimentación"

XF0=0,1 "Composición volumétrica de CO2 en la alimentación"

PeCO2=3,34*10⁻⁶ "kmol/(m²*s*bar)" "Permeancia de CO2"

PeCO2/PeCH4=40 "Selectividad"

PF=1000/14,5037744 "bar" "Presión de alimentación en las dos membranas"

PP2=3,447 "Presión de permeado en la segunda membrana"

XR1=0,02 "composición de CO2 en la segunda membrana"

call MEMBRANA(F1;XF1;Area_1;PP1:R1;XR1;YPF1) "module llama a las especificaciones de la primera membrana"

F1=F0+R2 "Balances de materia en la recirculación"

F1*XF1=F0*XF0+R2*XR2

P1=F1-R1

call MEMBRANA (F2;XF2;Area_2;PP2:R2;XR2;YPF2) "module llama a las especificaciones de la segunda membrana"

P1=F2

YPF1=XF2

P2=F2-R2

Recuperacion_metano=(1-XR1)*R1/(F0*(1-XF0)) "%"

Recuperacion_metano_año=(1-XR1)*R1*3600*tiempo_operacion*16 "kg/año"

Recuperacion_dioxido=P2*YPF2/(F0*XF0) "%"

"Calculo de la potencia de los compresores"

"Datos"

r^3=PF/PP1 "relación de compresión de cada compresor"

gamma=1,3

T_in=30 "temperatura de entrada a un compresor"

eficiencia=0,72 "eficiencia politropica"

$n = \gamma * \text{eficiencia} / (\gamma * \text{eficiencia} - \gamma + 1)$
 $W_{rev} = ((n * 8,314 * (T_{in} + 273)) / (n - 1) * (r^{((n - 1) / n)} - 1))$ "kJ/kmol"
 $W_{comp} = W_{rev} / \text{eficiencia}$ "trabajo de compresión politrópico"
 $W_1 = P_1 * W_{comp}$ "potencia del motor del compresor en kW, P1 en kmol/s"
 $W = 3 * W_1$ "potencia de los tres compresores"

"Evaluación económica"

$\text{Coste_membrana_1} = (\text{Area_1} / 2000)^{0,7} * 238000$ "Costes de equipo"
 $\text{Coste_modulo_1} = 50 * \text{Area_1}$
 $\text{Coste_membrana_2} = (\text{Area_2} / 2000)^{0,7} * 238000$
 $\text{Coste_modulo_2} = 50 * \text{Area_2}$
 $\text{Coste_compresor} = 500 * W_1 * 1000 * 0,001331$

$\text{Coste_man_compresor} = 0,036 * \text{Coste_compresor}$ "Costes de mantenimiento"
 $\text{Coste_man_membrana_1} = 0,01 * \text{Coste_membrana_1}$
 $\text{Coste_man_modulo_1} = 0,01 * \text{Coste_modulo_1}$
 $\text{Coste_man_membrana_2} = 0,01 * \text{Coste_membrana_2}$
 $\text{Coste_man_modulo_2} = 0,01 * \text{Coste_modulo_2}$
 $\text{Coste_electricidad} = 0,05$ "euros/(kW*h)"

$FA = 1/3$ "factor anualización"
 $\text{tiempo_operacion} = 8000$ "horas/año"

"Función objetivo"

$FO = 3 * \text{Coste_compresor} * FA + \text{Coste_membrana_1} * FA + \text{Coste_membrana_2} * FA + \text{Coste_modulo_1} * FA + \text{Coste_modulo_2} * FA + 3 * \text{Coste_man_compresor} + \text{Coste_man_membrana_1} + \text{Coste_man_modulo_1} + \text{Coste_man_membrana_2} + \text{Coste_man_modulo_2} + \text{Coste_electricidad} * W * \text{tiempo_operacion}$
 "\$/año"

$\text{Precio_depuracion_metano} = FO / \text{Recuperacion_metano_año}$ "\$/kg" "Precio de depuración de gas natural"

4.1.6 Anexo A.6: Cálculos matemáticos del problema de diseño (II)

" Cálculo de caudales de entrada a los compresores en m³/h y presiones y temperaturas a la entrada y a la salida de los tres compresores, tras obtener los resultados del problema de diseño"

"Datos"

P1=0,02073 "kmol/s" "caudal de permeado de la primera membrana"
 YPF1=0,592 "composicion volumétrica de dióxido en el permeado en la primera membrana"
 T=30 "temperatura de entrada en los tres compresores"
 PP1=1,746 "bar" "presion en el permeado en la primera membrana"
 r=3,405 "relación de compresion"
 n=1,472 "coeficiente politrópico"

"Presiones"

PP1_2=PP1*r "presion de salida del primer compresor y de entrada al segundo"
 PP1_3=PP1*r^2 "presion de salida del segundo compresor y de entrada al tercero"
 PP1_4=PP1*r^3 "presion de salida del tercer compresor"

"Caudales de entrada"

F_1=P1*3600/dend_mezcla_1 " m³/h" "primer compresor"
 dend_mezcla_1=YPF1*Density(CarbonDioxide;T=T;P=PP1)+(1-YPF1)*Density(Methane;T=T;P=PP1) "kmol/m³"

F_2=P1*3600/dend_mezcla_2 " m³/h" "Segundo compresor"
 dend_mezcla_2=YPF1*Density(CarbonDioxide;T=T;P=PP1*r)+(1-YPF1)*Density(Methane;T=T;P=PP1_2) "kmol/m³"

F_3=P1*3600/dend_mezcla_3 " m³/h" "tercer compresor"
 dend_mezcla_3=YPF1*Density(CarbonDioxide;T=T;P=PP1*r^2)+(1-YPF1)*Density(Methane;T=T;P=PP1_3) "kmol/m³"

"Temperaturas de salida"

"se usa estas expresiones en caso de que sea compresión politrópica"

T_1=T*(PP1_2/PP1)^((n-1)/n) "temperatura de salida del primer compresor antes de refrigerar"
 T_2=T*(PP1_3/PP1_2)^((n-1)/n) "temperatura de salida del segundo compresor antes de refrigerar"
 T_3=T*(PP1_4/PP1_3)^((n-1)/n) "temperatura de salida del tercer compresor antes de refrigerar"

" Cálculo de caudales de permeado en m³/dia"

"Datos"

P2=0,01299 "kmol/s" "caudal de permeado de la segunda membrana"
 PP2=3,447 "bar" "presion en el permeado en la segunda membrana"
 YPF2=0,9298 "composicion volumétrica de dióxido en el permeado en la segunda membrana"

P1_1=P1/dend_mezcla_1*3600*24 "m³/dia" "caudal de permeado de la primera membrana"
 P2_2=P2/dend_mezcla_P2*3600*24 "m³/dia" "caudal de permeado de la segunda membrana"
 dend_mezcla_P2=YPF2*Density(CarbonDioxide;T=T;P=PP2)+(1-YPF2)*Density(Methane;T=T;P=PP2)

4.2 Anexo B: Resultados del problema de análisis.

4.2.1 Anexo B.1: Resultados del modelo mezcla perfecta.

Mezcla Perfecta			
Area (m ²)	P(kmol/h)	R(kmol/h)	NA($\frac{kmol}{m^2 * h}$)
5	2,25	97,56	0,24768
27	9,972	90	0,16308
48	15,948	83,88	0,12204
70	21,636	78,12	0,09792
92	27,036	72,72	0,08172
113	32,04	67,68	0,0702
135	37,188	62,64	0,06156
157	42,228	57,6	0,05508
178	47,016	52,92	0,04968
200	51,984	47,88	0,045

Tabla 4.1 Resultados del modelo mezcla perfecta (I)

Mezcla perfecta			
Area (m ²)	xR (%v/v)	yP(%v/v)	NB($\frac{kmol}{m^2 * h}$)
5	8,96	55	0,2016
27	6,23	43,8	0,20736
48	4,88	36,9	0,20988
70	4	31,6	0,21132
92	3,40	27,7	0,2124
113	2,97	24,8	0,21312
135	2,63	22,4	0,21348
157	2,36	20,4	0,21384
178	2,16	18,8	0,2142
200	1,97	17,4	0,21456

Tabla 4.2 Resultados del modelo mezcla perfecta (II)

4.2.2 Anexo B.3: Resultados del modelo isocorriente

Flujo pistón en isocorriente			
Area (m ²)	P(kmol/h)	R(kmol/h)	NA($\frac{kmol}{m^2 * h}$)
5	2,3148	97,56	0,2412
27	10,728	88,92	0,12348
48	17,064	82,8	0,06228
70	22,788	77,04	0,033048
92	28,116	71,64	0,01872
113	32,976	66,96	0,012132
135	37,98	61,92	0,00846
157	42,912	56,88	0,006336
178	47,592	52,2	0,004968
200	52,452	47,52	0,004032

Tabla 4.3 Resultados del modelo isocorriente (I)

Flujopistón en isocorriente			
Area (m ²)	xR (%v/v)	yP(%v/v)	NB($\frac{kmol}{m^2 * h}$)
5	8,89	56,4	0,20268
27	5,39	48,2	0,20988
48	3,54	41,3	0,21348
70	2,49	35,4	0,21528
92	1,90	30,6	0,216
113	1,56	27,1	0,21636
135	1,33	24,1	0,21672
157	1,16	21,7	0,21672
178	1,04	19,8	0,217008
200	0,94	18,2	0,21708

Tabla 4.4 Resultados del modelo isocorriente (II)

4.2.3 Anexo B.2: Resultados del modelo contracorriente.

Flujo pistón en contracorriente			
Area (m ²)	P(kmol/h)	R(kmol/h)	NA($\frac{kmol}{m^2 * h}$)
5	2,16	97,56	0,2844
27	11,16	88,92	0,297
48	17,64	82,44	0,30816
70	23,76	76,32	0,31824
92	28,8	70,92	0,32688
113	33,84	66,24	0,33372
135	38,88	61,2	0,33984
157	43,56	56,52	0,34452
178	48,24	51,84	0,34848
200	52,92	47,16	0,35172

Tabla 4.5 Resultados del modelo contracorriente (I)

Flujo pistón en contracorriente			
Area (m ²)	xR (%v/v)	yP(%v/v)	NB($\frac{kmol}{m^2 * h}$)
5	8,88	56,7	0,20016
27	5,09	49,6	0,19944
48	2,82	43,4	0,198
70	1,41	37	0,19836
92	0,64	32,9	0,198
113	0,27	29,0	0,19584
135	0,1	25,6	0,19692
157	0,03	22,9	0,19692
178	0,009	20,7	0,19656
200	0,002	18,9	0,2682

Tabla 4.6 Resultados del modelo contracorriente (II)

4.2.4 Anexo B.4: Resultados del modelo flujo cruzado.

Flujo cruzado			
Area (m ²)	P(kmol/h)	R(kmol/h)	NA($\frac{kmol}{m^2 * h}$)
5	2,16	97,56	0,245412
27	10,8	89,28	0,13356
48	17,28	82,44	0,07272
70	23,4	76,68	0,0396
92	28,8	71,28	0,021528
113	33,48	66,24	0,011448
135	38,52	61,56	0,005868
157	43,56	56,52	0,00288
178	48,24	51,84	0,001332
200	52,92	47,16	0,000576

Tabla 4.7 Resultados del modelo flujo cruzado (I)

Flujo cruzado			
Area (m ²)	xR (%v/v)	yP(%v/v)	NB($\frac{kmol}{m^2 * h}$)
5	8,89	56	0,202824
27	5,22	49,0	0,20916
48	3,09	42,7	0,21276
70	1,75	37,0	0,21492
92	0,97	32,3	0,216
113	0,53	28,6	0,21636
135	0,27	25,4	0,21672
157	0,13	22,8	0,21708
178	0,06	20,7	0,21708
200	0,03	18,8	0,21708

Tabla 4.8 Resultados del modelo flujo cruzado (II)

4.3 Anexo C: Hojas de especificaciones de compresores del problema de diseño.

	COMPRESOR		Ítem : -----	Área: -----
			Proyecto nº: -----	
	Planta: Producción de metano		Preparado por:----	Fecha: -----
	Ubicación: -----		Hoja: -----	
Denominación: -----			Cantidad: -----	
CONDICIONES DE OPERACIÓN				
Gas	Metano y dióxido de carbono		Volumen(m³)	-----
Caudal (m³/h)	1071		Presión aspiración(bar)	1,746
Temperatura aspiración (°C)	30		Presión impulsión(bar)	20,24
Temperatura de trabajo (°C)	79,23		Relación	3,405
CARACTERÍSTICAS COMPRESOR				
Marca	-----		Máxima velocidad (rpm)	10000
Modelo	Turbocompresor		Mínima velocidad (rpm)	-----
Tipo	Centrífugo		Peso vacío (kg)	-----
Norma	-----		Conexión estándar	-----
Capacidad depósito (m³)	-----		Caudal máximo(m³/h)	15000
Dimensiones	-----		Presión máxima	100
MATERIAL CONSTRUCCIÓN				
Cabezal	-----			
Eje rotor	-----			
Válvulas	-----			
Mecanismos	-----			
DATOS DEL MOTOR				
Motor eléctrico (KW)	108,8		Voltaje (V)	-----
Potencia (CV)	0,148		Ciclos de corriente	-----

Tabla 4.9 Hoja de especificación del primer compresor.

	COMPRESOR		Ítem : -----	Área: -----
			Proyecto nº: -----	
	Planta: Producción de metano		Preparado por:----	Fecha: -----
	Ubicación: -----		Hoja: -----	
Denominación: -----			Cantidad: -----	
CONDICIONES DE OPERACIÓN				
Gas	Metano y dióxido de carbono		Volumen(m³)	-----
Caudal (m³/h)	309,8		Presión aspiración(bar)	5,945
Temperatura aspiración (°C)	30		Presión impulsión(bar)	20,24
Temperatura de trabajo (°C)	79,23		Relación	3,405
CARACTERÍSTICAS COMPRESOR				
Marca	-----		Máxima velocidad (rpm)	10000
Modelo	Turbocompresor		Mínima velocidad (rpm)	-----
Tipo	Centrífugo		Peso vacío (kg)	-----
Norma	-----		Conexión estándar	-----
Capacidad depósito (m³)	-----		Caudal máximo(m³/h)	15000
Dimensiones	-----		Presión máxima	100
MATERIAL CONSTRUCCIÓN				
Cabezal	-----			
Eje rotor	-----			
Válvulas	-----			
Mecanismos	-----			
DATOS DEL MOTOR				
Motor eléctrico (KW)	108,8		Voltaje (V)	-----
Potencia (CV)	0,148		Ciclos de corriente	-----

Tabla 4.10 Hoja de especificación del segundo compresor.

	COMPRESOR	Ítem : ----	Área: ----
		Proyecto nº: ----	
	Planta: Producción de metano	Preparado por:----	Fecha: ----
	Ubicación: -----	Hoja: ----	
Denominación: ----		Cantidad: ----	
CONDICIONES DE OPERACIÓN			
Gas	Metano y dióxido de carbono	Volumen(m³)	----
Caudal (m³/h)	85,96	Presión aspiración(bar)	20,24
Temperatura aspiración (°C)	30	Presión impulsión(bar)	68,93
Temperatura de trabajo (°C)	79,23	Relación	3,405
CARACTERÍSTICAS COMPRESOR			
Marca	----	Máxima velocidad (rpm)	10000
Modelo	Turbocompresor	Mínima velocidad (rpm)	----
Tipo	Centrífugo	Peso vacío (kg)	----
Norma	----	Conexión estándar	----
Capacidad depósito (m³)	----	Caudal máximo(m³/h)	15000
Dimensiones	----	Presión máxima	100
MATERIAL CONSTRUCCIÓN			
Cabezal	----		
Eje rotor	----		
Válvulas	----		
Mecanismos	----		
DATOS DEL MOTOR			
Motor eléctrico (KW)	108,8	Voltaje (V)	----
Potencia (CV)	0,148	Ciclos de corriente	----

Tabla 4.11 Hoja de especificación del tercer compresor.

Índice de figuras

1.1 Ilustración simple de modelo de membrana (I).	1
1.2 Módulo de haz en espiral.	4
1.3 Módulo de fibra hueca	4
1.4 Transporte de gases a través de una membrana no porosa	5
2.1 Ilustración simple de modelo de membrana (II).	9
2.2 Modelo mezcla perfecta	10
2.3 Cálculo directo del área de membrana en m^2 en mezcla perfecta	11
2.4 Modelo isocorriente	12
2.5 Balance diferencial en modelo isocorriente	12
2.6 Modelo contracorriente	14
2.7 Balance diferencial en modelo contracorriente	14
2.8 Modelo flujo cruzado	15
2.9 Composiciones de permeado en cada punto de membrana	18
2.10 Composiciones de rechazo en cada punto de membrana	19
3.1 Tamaños moleculares de cada componente del gas natural	21
3.2 Condensabilidad relativa de cada componente del gas natural	22
3.3 Proceso de separación de CO ₂ en cascada con recirculación	23
3.4 Ilustración de un Turbo compresor centrífugo	25
3.5 Proceso de separación de CO ₂ en cascada con recirculación multi-etapa	26

Índice de tablas

1.1 Polímeros más comunes usados en membranas.	2
1.2 Tipos de módulos de membrana	3
1.3 Coeficientes para permeación de gases en polímeros	6
2.1 Especificaciones para el problema de análisis	9
2.2 Composiciones para 100 m^2	19
3.1 Compuestos presentes en gas natural antes de ser procesados	20
3.2 Composición de gas natural requerida	21
3.3 Materiales de membrana y selectividad para la separación de las impurezas de los gases	22
3.4 Especificaciones del problema de diseño	24
3.5 Tipos de compresores	24
3.6 Expresiones de cálculos de costes	27
3.7 Capacidad calorífica para diferentes gases	29
3.8 Rango de variables de optimización	30
3.9 Resultados del problema de diseño (I)	30
3.10 Resultados del problema de diseño (II)	30
3.11 Resultados del análisis de sensibilidad (I)	31
3.12 Resultados del análisis de sensibilidad (II)	31
3.13 Resultados del análisis de sensibilidad (III)	32
4.1 Resultados del modelo mezcla perfecta (I)	40
4.2 Resultados del modelo mezcla perfecta (II)	40
4.3 Resultados del modelo isocorriente (I)	41
4.4 Resultados del modelo isocorriente (II)	41
4.5 Resultados del modelo contracorriente (I)	42
4.6 Resultados del modelo contracorriente (II)	42
4.7 Resultados del modelo flujo cruzado (I)	43
4.8 Resultados del modelo flujo cruzado (II)	43
4.9 Hoja de especificación del primer compresor	44
4.10 Hoja de especificación del segundo compresor	45
4.11 Hoja de especificación del tercer compresor	46

Bibliografía

- [1] **Dr. S.Sridhar/Dr.Sharifah Bee Abd Hamid/ Suresh K.Bhargava**, Membrane-based Gas Separation: Principle, Applications and Future potential, July 2004.
- [2] **J.D. Sealer/ Ernest J. Henley/ D. Keith Roper**. Separation Process Principles. Chemical and biochemical operations. 3rd edition, 2011
- [3] **Alexandre C.Diman**, Integrated Design and Simulation of Chemical Processes, 1^a edition, 2003
- [4] **Robin Smith**. Chemical Process design and integration. 1^a edition, 2005
- [5] **Robert H. Perry/Don W. Green/James O. Maloney**, Perry's chemical engineers' handbook, 1^a edition, 1997
- [6] **DMT Environmental Technology**. Next generation biogas upgrading using highly selective gas separation membranes.
- [7] **DMT Environmental Technology**. Biogas upgrading: Membrane separation takes over.
- [8] **Maisarah Bt Mohamad/ Yeong Yin Fong/Azmi Shariff**. Gas separation of carbon dioxide from methane using polysulfone membrane incorporated with zeolite-T, 2016
- [9] **Richard W. Baker**. Future directions of membrane gas separation technology, February 2002.
- [10] **Haibo Zhai /Edward S. Rubin**. Technical and economic assessment of membrane-based systems for capturing CO₂ from coal-fired power plants, March 2011
- [11] **REE**.
- [12] **Richard W. Baker**. Membrane Technology and Applications, 2^a edition, March 2004.
- [13] www.slideshare.net/NelsonIzaguirre1/reverse-osmosis-module
- [14] www.sciencedirect.com/science/article/pii/S2211339814000033
- [15] www.arab-oil-naturalgas.com/what-is-centrifugal-compressors/