UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y TEXTIL

Escuela profesional de Ingeniería Química

DISEÑO DE PLANTAS- PI 525 A

"Diseño de una Planta para la producción de Etileno a partir del acoplamiento oxidativo del metano proveniente del gas natural"

Docentes encargados:

Ing. Rafael Chero Rivas

Ing. Víctor León Choy

INTEGRANTES

- *Espinoza Meza Libio* *20120321C*
- *Mateo Chepe Eduardo* *20124062B*
- *Marca Salcedo Junior* *20120335D*

Lima 17/12/2016

Contenido

Resumen 4
I. Introducción 5
II. Objetivos 1
2.1. Objetivo General 1
2.2. Objetivos específicos 1
III. Antecedentes 1
Descripción de la reacción de oxidación acoplativa del metano 1
Modelo Simplificado 3
Análisis económico previo 6
Localización de Planta 8
Demanda del Etileno 9
Plantas de OCM en el Mundo 10
IV. Diagrama de Procesos 11
V. Descripción de procesos y operaciones de separación 12
Remoción de Agua 12
Unidad de remoción de CO_2 12
Unidad de separación de Etano/Etileno 13
Recirculación y desechos 13
Servicios: 14
VI. Diagrama de flujo 15
VII. Aspectos Medioambientales y de Seguridad 19
Zona de inflamabilidad: 19
VIII. Inversión en equipos instalados 19
IX. Flujo de caja 22
X. Optimización 30
XI. Conclusiones. 31
XII. Referencias Bibliográfica 31
XII. Anexo 33
Anexo 1. Diseño del Reactor 33
Anexo 2. Separador de Agua 40
Anexo 3. Absorbedor de CO2 44
Anexo 4: Desorbedor de aminas 50
Anexo 5: Separación por PSA 57
Anexo 6: Diseño de los compresores 61
Anexo 7: Diseño de la primera torre de destilación criogénica: 64

Anexo 8. Diseño de la segunda torre de destilación criogénica:....71
Anexo 9: Diseño del reactor de oxidación catalítica de CO....77
Anexo 10. Intercambiador de calor E-400:....78
Anexo 10. Intercambiador de calor E-400:....78
Anexo 11. Horno de calentamiento....82
Anexo 12: Sistema de Refrigeración....83
Anexo 13: Tanque de almacenamiento....84
Anexo 14: Hojas de especificación de equipos....86

Lista de Tablas

Tabla 1.Rangos de operación y resultados del reactor....2
Tabla 2. Resultados de operación usando el catalizador tipo Li/MgO (Arndt, Laugel, & Levchenko, 2011) 3
Tabla 3 Composición de las corrientes en un reactor sin recirculación asumiendo separaciones perfectas 5
Tabla 4 Flujos de componentes en las corrientes de un reactor con recirculación....6
Tabla 5. Datos de precios de materias primas y productos....6
Tabla 6. Análisis económico simplificado sin considerar reciclo....7
Tabla 7 Análisis económico simplificado considerando reciclo....7
Tabla 8. Comparación económico con y sin reciclo....7
Tabla 9. Datos del catalizador (Arndt, Laugel, & Levchenko, 2011) (Edwards & Tyler, 1990)....33
Tabla 10 Constantes para calcular las capacidades caloríficas de los compuestos en fase gaseosa (Yaws, 2003)....35
Tabla 11 Flujos y composiciones molares de los compuestos en la fase acuosa a la entrada del destilador 40
Tabla 12 Resultados de los k-value de cada componente a las condiciones de 20atm y 35°C....41
Tabla 13 Condiciones de operación en el separador....41
Tabla 14 Composición de los flujos de cada componente en la corriente de salida del separador....41
Tabla 15 Parámetros para estimación de costo de capital (JAN. 2010 CEPCI = 532.9) (Towler & Sinnott, 2013)....44
Tabla 16.Recomendaciones en el tamaño de empaque.....48
Tabla 17 Parámetros para estimación de costo de capital (JAN. 2010 CEPCI = 532.9) (Towler & Sinnott, 2013)....49
Tabla 18 Parámetros para estimación de costo de capital (JAN. 2010 CEPCI = 532.9) (Towler & Sinnott, 2013)....57
Tabla 19 Parámetros para estimación de costo de capital (JAN. 2010 CEPCI = 532.9) (Towler & Sinnott, 2013)....61
Tabla 20 Parámetros para estimación de costo de capital (JAN. 2010 CEPCI = 532.9) (Towler & Sinnott, 2013)....70
Tabla 21 Parámetros para estimación de costo de capital (JAN. 2010 CEPCI = 532.9) (Towler & Sinnott, 2013)....76
Tabla 22. Balance de masa y Energía del proceso de refrigeración de la Planta OCM. 84

Lista de Figuras

Figura 1. Dependencia de los rendimientos de cada especie con la temperatura....1
Figura 2. Consecuencias de la relación metano/oxigeno 2
Figura 3. Ubicación de la Planta de producción de etileno mediante OCM. 8
Figura 4.Demanda de etileno en la India, China y resto del mundo....9
Figura 5. Datos de importación y exportación de etileno en los principales países del mundo....9

Figura 6. Técnicas de remoción del agua de una corriente gaseosa en función a su contenido inicial.....12
Figura 7. Sistema de refrigeración usado en la planta OCM.....14
Figura 8.Influencia de la presión y la temperatura en la inflamabilidad del metano en aire.....19
Figura 9 Estado fisico-químico del etileno comprimido (Dragoslav & Budimir, 2006).....62
Figura 10 Selección del tipo de compresor.....63
Figura 11. Diagrama del servicio de refrigeración de la Planta de OCM......83

Resumen

El presente trabajo detalla el diseño de una planta para la producción de un mezcla de etano - etileno a partir del acoplamiento oxidativo del metano, se detalla el proceso llevado en el reactor, donde se usa el catalizador Li/MgO, además se detalla una serie de operaciones de separación para poder lograr separar los subproductos de esta reacción y obtener la mezcla de etileno, etano libre, parte de ello son la separación de agua mediante alta presión, la remoción de CO2 mediante la absorción con aminas, luego pasa a través de un proceso de adsorción a alta a presión, el fin de la eliminación del CO2 y agua es debido a que afectan a la destilación criogénica, el cual es usado para separar la mezcla de etileno y etano; además también se utiliza la destilación criogénica para la remoción de CH4 para poder reciclarlo.El trabajo detalla el balance de masa y energía el cual lleva este proceso, así como también el diseño de los equipos principales y finalmente se desarrolla un análisis económico para la evaluación del rentabilidad de la planta.

I. Introducción

El etileno es la materia base para la industria de la petroquímica, siendo uno de los más usados en el mundo, por lo que su obtención es un tema de alta importancia, siendo el método para su obtención más conocida, la deshidrogenación de moléculas de etano. Sin embargo, existe una tecnología (aún en estudio) que consiste en la producción de etileno directamente a partir del metano, conocida como Oxidación acoplativa del metano.

Dicha técnica de obtención del etileno consiste en una reacción catalítica para favorecer la formación de etileno; ya que, de lo contrario, solo se obtendrían productos de combustión (CO, CO2 y agua) por ser dichas reacciones termodinámicamente más viables; a lo cual posteriormente al reactor es necesario ubicar unidades de remoción de estos subproductos para que el producto principal (etileno) alcance los estándares del mercado.

El presente trabajo consiste en el diseño de una planta de producción mezcla etano y etileno a partir de metano proveniente del gas natural. La primera tarea es la elección del catalizador y las condiciones a las cuales debe llevarse la reacción acoplativa, así como el tipo de reactor a usarse. Posteriormente, se seleccionará y diseñará las unidades de remoción de los subproductos (agua, CO, CO2, O2 y Ar). Así mismo, se diseñará los servicios necesarios para este proceso, tales como agua de enfriamiento, refrigeración, entre otros.

II. Objetivos

2.1. Objetivo General

- Diseño de una planta de 100 mil millones de libras al año de etileno y etano a partir de la oxidación acoplativa del metano.

2.2. Objetivos específicos

- Establecer una secuencia y elegir las técnicas de separación de los productos en la salida de reactor del acoplamiento oxidativo del metano.
- Diseñar y dimensionar los equipos y servicios involucrados en la planta.
- Hacer un análisis económico para evaluar la rentabilidad del proyecto.

III. Antecedentes

Descripción de la reacción de oxidación acoplativa del metano

La etapa de reacción tiene como entradas a su modelo los siguientes parámetros:

- Temperatura del reactor
- Presión en el reactor
- Relación molar CH4:O2
- Tipo de catalizador

Para que esta reacción se lleve a cabo, la temperatura del sistema debe ser muy elevada (por encima de los 700ºC). Como se puede observar en la figura 1 (teniendo un nivel de relación molar CH4:O2 fijo) al variar la temperatura se observa un aumento del rendimiento del etileno, así como de las demás especies; sin embargo, una vez se alcanza un valor de 850°C, el rendimiento del etileno disminuye, por lo que operar a una temperatura mayor a esta no es lo ideal.

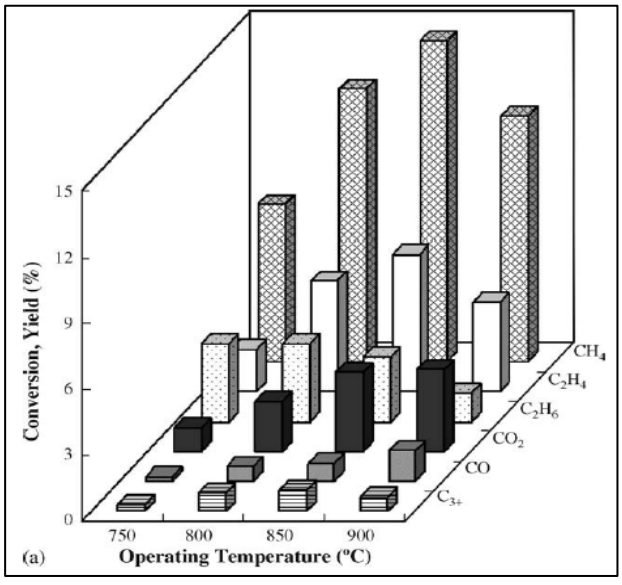


Figura 1. Dependencia de los rendimientos de cada especie con la temperatura

La relación molar entre CH4 y O2 no debe ser muy alta ya que, como se observa en la figura 2, la conversión de metano disminuye a medida que este valor aumenta, lo cual representará un mayor costo de separación; sin embargo, la selectividad a C2 aumenta, con lo cual obtenemos mayor cantidad de nuestro producto deseado en la reacción. Si la relación metano/oxígeno es baja, la selectividad a productos de combustión se eleva ya que se favorecen estas reacciones ante una mayor presencia de oxígeno por ser termodinámicamente más viables; es por estas razones que se debe decidir con un análisis de optimización tomando en cuenta el aspecto económico.

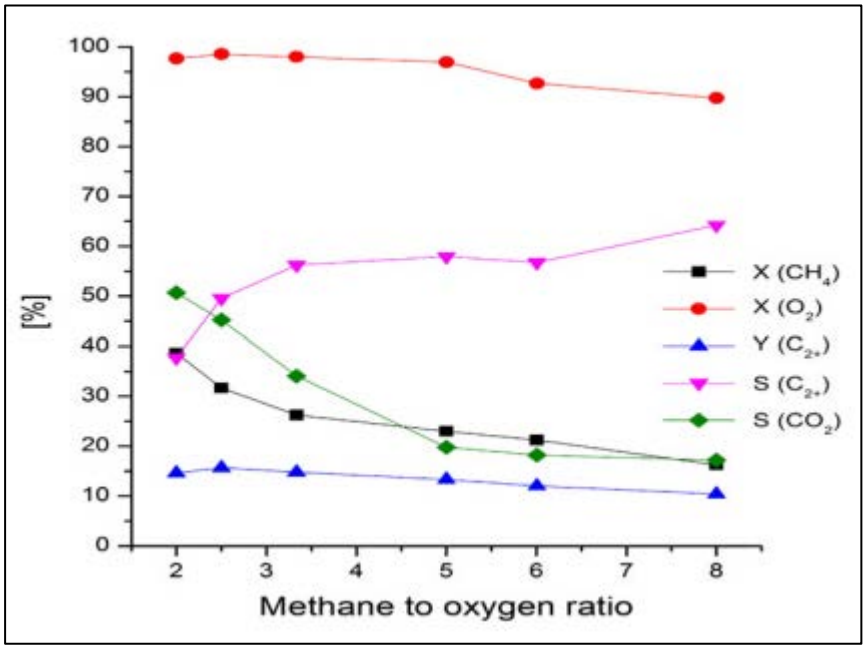


Figura 2. Consecuencias de la relación metano/oxigeno

Finalmente, la última entrada al modelo es el tipo de catalizador a usar. Todas las características previamente mencionadas, combinadas con el tipo de catalizador, nos darán los resultados de la reacción necesarios para iniciar nuestro caso de estudio.

Los rangos de operación de esta reacción están resumidos en el siguiente cuadro.

Tabla 1.Rangos de operación y resultados del reactor

	Límite bajo	Valor Típico	Límite alto
Relación molar CH4:O2	1	3	5
Temperatura ºC	700	740	850
Presión	1	1	3
Rendimiento del tiempo espacial kmol/h.kgcat	0.06	0.16	0.211
Conversión de metano	11.9	30	55.75
Selectividad a etano+etileno	17.5	55	73
Relación molar etano/etileno	0.21	0.3	3.5

El presente caso aún no evaluará el estudio cinético de la reacción, por lo que se han tomado datos experimentales como entrada a nuestro modelo. En nuestro caso se seleccionó el catalizador del tipo Li/MgO, siendo los datos experimentales los siguientes:

Tabla 2. Resultados de operación usando el catalizador tipo Li/MgO (Arndt, Laugel, & Levchenko, 2011)

Temperatura	°C	700
Presión	atm	1
CH4/O2	mol/mol	3
Etano/etileno	mol/mol	0.35
Tiempo espacial	kmol/h*kgcat	0.21
Conversión CH4	%	30%
Conversion O2	%	94%
Select. a CO + CO2	%	41%
Selectividad a C2	%	59%

Modelo Simplificado

Para tener una idea del nivel de los flujos con que se trabajará a la entrada del reactor y un posterior análisis económico simplificado para evaluar la viabilidad del proyecto con y sin recirculación, se realiza el siguiente modelo, partiendo de la suposición de tener separaciones perfectas. De tal manera, toda la especificación del flujo de producto de salida de todo el proceso será llevada a la salida del reactor.

La estequiometria de las reacciones es la siguiente:

$$2CH_4 + O_2 \rightarrow C_2H_4 + 2H_2O$$

$$2CH_4 + 0.5O_2 \rightarrow C_2H_6 + H_2O$$

$$CH_4 + 1.5O_2 \rightarrow CO + 2H_2O$$

$$CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O$$

La producción final es una mezcla de etano y etileno:

$$10^9 \frac{lb}{\text{año}} = M_{C_2H_4} \cdot n_{C_2H_4} + M_{C_2H_6} \cdot n_{C_2H_6}$$

Se usa la relación de etano/ etileno para despejar las moles de etileno:

$$10^9 \frac{lb}{\text{año}} = 28 \cdot n_{C_2H_4} + 30 \cdot n_{C_2H_6}$$

$$n_{C_2H_4} = 10^9 \cdot \frac{1}{28 + 0.35 \cdot 30} = 25974025.97 \frac{lbmol}{\text{año}}$$

Se transforman las unidades para obtener una producción de etileno por hora:

$$n_{C_2H_4} = 25974025.97 \frac{lbmol}{\text{año}} \cdot 0.4536 \frac{kgmol}{lbmol} \cdot \frac{1\text{año}}{320dia} \cdot \frac{1dia}{24h} = 1534.1 \frac{kgmol}{h}$$

$$n_{C_2H_6} = 0.51 \cdot n_{C_2H_4} = 536.9 \frac{kgmol}{h}$$

Las moles de metano alimentado se despejan de la selectividad y la conversión:

$$S_{C2} = \frac{2\cdot(n_{C_2H_6}+n_{C_2H_4})}{n_{CH_4}^{in}-n_{CH_4}^{out}} \text{ (Liu \& Yanying, 2010)}$$

$$X_{CH4} = \frac{n_{CH_4}^{in} - n_{CH_4}^{out}}{n_{CH_4}^{in}}$$

Despejando:

$$n_{CH_4}^{in} = \frac{2 \cdot (n_{C_2H_6} + n_{C_2H_4})}{S_{C2} \cdot X_{CH4}} = 23401.0 \frac{kgmol}{h}$$

$$n_{CH_4}^{out} = n_{CH_4}^{in} \cdot (1 - X_{CH4}) = 16380.7 \frac{kgmol}{h}$$

De la relación CH4:O2 se puede determinar las moles de oxígeno alimentado:

$$n_{O_2}^{in} = \frac{n_{CH_4}^{in}}{3} = 7800.3 \frac{kgmol}{h}$$

Usando los datos de conversión del oxígeno, se calcula las moles de oxígeno a la salida del reactor:

$$n_{O_2}^{out} = n_{O_2}^{in} \cdot \left(1 - X_{O_2}\right) =$$

Las moles de argón presentes en el oxígeno (0.5%w) se determinan de la siguiente manera:

$$n_{Ar} = n_{O_2}^{in} \cdot \frac{M_{O_2}}{M_{Ar}} \cdot 0.5\% = 31.2 \frac{kgmol}{h}$$

Para calcular los flujos de CO y CO_2 se hace un balance de masa, usando la estequiometria del oxígeno:

$$n_{O_2}^{out} = n_{O_2}^{in} - (n_{C_2H_4} + 0.5n_{C_2H_6} + 1.5n_{CO} + 2n_{CO_2})$$

$$1.5n_{CO} + 2n_{CO_2} = n_{O_2}^{in} - n_{O_2}^{out} - n_{C_2H_4} - 0.5n_{C_2H_6}$$

Además se despejará de la ecuación de selectividad de CO_x:

$$S_{CO_x} = \frac{n_{CO} + n_{CO_2}}{n_{CH_4}^{in} - n_{CH_4}^{out}} = 41\%$$

$$n_{CO} + n_{CO_2} = 0.41 \cdot (n_{CH_4}^{in} - n_{CH_4}^{out})$$

Usando ambas ecuaciones se despeja las moles de CO:

$$n_{CO} = \left[0.82 \cdot \left(n_{CH_4}^{in} - n_{CH_4}^{out}\right) - n_{O_2}^{in} + n_{O_2}^{out} + n_{C_2H_4} + 0.5n_{C_2H_6}\right] \cdot 2$$

$$n_{CO} = 453.7 \frac{kgmol}{h}$$

De tal manera, el flujo molar de CO_2 se calcula mediante:

$$n_{CO_2} = 0.41 \cdot \left(n_{CH_4}^{in} - n_{CH_4}^{out}\right) - n_{CO}$$

$$n_{CO_2} = 2424.6 \frac{kgmol}{h}$$

Dichos datos son resumidos en la siguiente tabla:

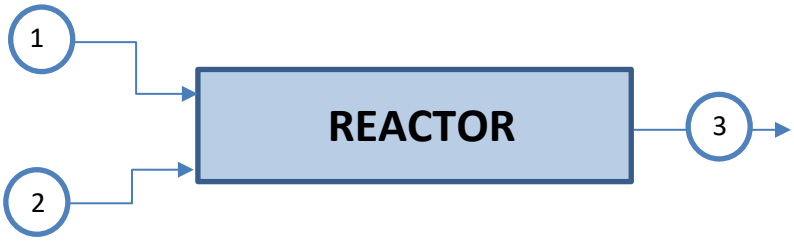
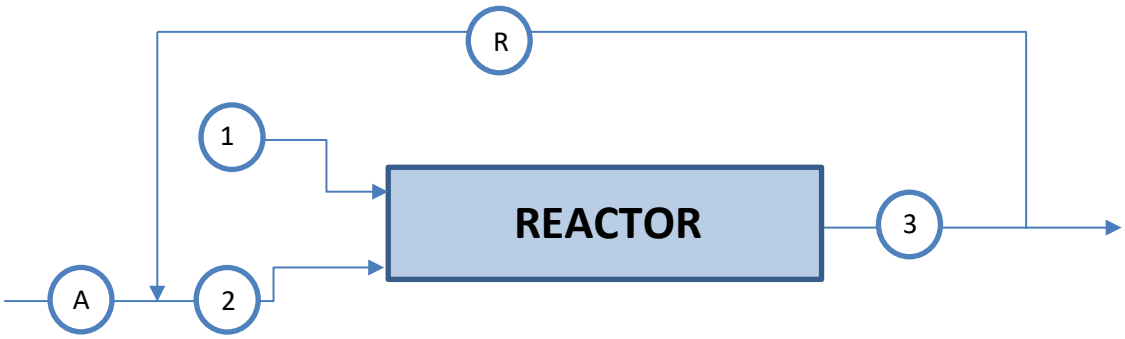


Tabla 3 Composición de las corrientes en un reactor sin recirculación asumiendo separaciones perfectas

Compuesto	Unidad	1	2	3
Argon	kmol/h	31.2	-	31.2
Oxígeno	kmol/h	7800.3	-	468.0
CO	kmol/h	-	23401.0	453.7
CO2	kmol/h	-	-	2424.6
H2O	kmol/h	-	-	9361.7
Metano	kmol/h	-	-	16380.7
Etano	kmol/h	-	-	536.9
Etileno	kmol/h	-	-	1534.1

Análogamente se realiza el balance con recirculación asumiendo que la separación del metano no convertido es perfecta. El procedimiento es el mismo que el presentado en el caso sin recirculación, pero en el caso del flujo de alimentación de metano se ve reducido debido a la corriente de metano recirculado, el cual será considerado la totalidad de metano a la salida del reactor que no logró reaccionar.

$$n_{CH_4}^{alim.} = n_{CH_4}^{entrada.} - n_{CH_4}^{recirc.}$$



Obteniendo los siguientes resultados:

Tabla 4 .Flujos de componentes en las corrientes de un reactor con recirculación

Compuesto	Unidad	R	A	1	2	3
Argón	kmol/h	-	-	31.2	-	31.2
Oxígeno	kmol/h	-	-	7800.3	-	468.0
Metano	kmol/h	16380.7	7020.3	-	23401.0	453.7
Etano	kmol/h	-	-	-	-	2424.6
Etileno	kmol/h	-	-	-	-	9361.7
CO	kmol/h	-	-	-	-	16380.7
CO2	kmol/h	-	-	-	-	536.9
H2O	kmol/h	-	-	-	-	1534.1

Análisis económico previo

Antes de hacer alguna selección de tecnología y dimensionamiento de equipos, se debe definir si el proyecto es rentable o no, con y sin recirculación. Tomando de datos de entrada los valores obtenidos en el balance de materia simplificado, se desarrolla un análisis económico tomando en cuenta solo materias prima y productos**:**

Se usan los datos obtenidos en los balances anteriores para determinar la viabilidad del proyecto con y sin reciclo:

Los costos de la materia prima y los productos son dados en el enunciado:

Tabla 5. Datos de precios de materias primas y productos de la hoja problema, referido a USA.

Metano	$/MMBtu	2.9
Oxígeno	c/lb	2
C2H4	C/lb	45
C2H6	c/lb	25
Diferencial	c/lb	1

Se transforman las unidades de los costos en $/kg:

Metano: Tomando como dato el poder calorífico del metano puro como 55 KJ/g (Jaiswal):

$$Precio_{CH_4} = 55000\frac{kj}{kg}\cdot\frac{1MMBTU}{1055870kJ}\cdot 2.9\frac{\$}{MMBTU} = 0.05209\frac{\$}{kg}$$

Oxígeno: Se convierte las unidades de céntimos de dólar y libras:

$$Precio_{O_2} = 2\frac{¢}{lb}\cdot\frac{2.2lb}{kg}\cdot\frac{\$}{100¢} = 0.05209\frac{\$}{kg}$$

Análogamente se calcula el precio para los demás compuestos.

Con estos datos y los flujos obtenidos en los balances anteriores se calcula la utilidad de nuestra operación sin reciclo, obteniendo los siguientes resultados:

Tabla 6. Análisis económico simplificado sin considerar reciclo

	P. unitario		Flujo		$/h
Metano	$/kg	0.1511	kg/h	374415.89	56559.36
Oxígeno	$/kg	0.0441	kg/h	249610.59	11005.94
C2H4	$/kg	0.9921	kg/h	42953.82	42613.64
C2H6	$/kg	0.5512	kg/h	16107.68	8877.84
Diferencial	$/kg	0.0220	kg/h	59061.51	355.1
				Ganancia	-17375.91

Calculando la ganancia en función a la cantidad de C2 producido:

$$Ganancia = \frac{-16428.94\,{}^{\$}/_{h}}{(42953.82 + 16107.68)\,{}^{kg}/_{h}} = -0.278\,\frac{\$}{kgC2}$$

De la misma manera se realiza el análisis económico utilizando un reciclo:

Tabla 7. Análisis económico simplificado considerando reciclo

	P. unitario		Flujo		$/h
Metano	$/kg	0.1511	kg/h	112324.77	16967.81
Oxígeno	$/kg	0.0441	kg/h	249610.59	11005.94
C2H4	$/kg	0.9921	kg/h	42953.82	42613.64
C2H6	$/kg	0.5512	kg/h	16107.68	8877.84
Diferencial	$/kg	0.0220	kg/h	59061.51	355.1
				Ganancia	23127.0

$$Ganancia = \frac{23127.0\,{}^{\$}/_{h}}{(42953.82 + 16107.68)\,{}^{kg}/_{h}} = 0.392\,\frac{\$}{kg\ c2}$$

De tal manera se obtiene la siguiente comparación:

Tabla 8. Comparación económico con y sin reciclo

	Sin reciclo	Con reciclo
Utilidad ($/kg C2)	-0.278	0.392

Tomando en cuenta dicho análisis económico, nuestro proyecto tiene la posibilidad de ser rentable, siempre y cuando se realice una recirculación del metano no convertido nuevamente al reactor para disminuir nuestro consumo del mismo en la corriente de alimentación.

Localización de Planta

Los criterios que se fijaron para identificar sitios que permitían satisfacer los requisitos técnicos, ambientales, sociales y económicos para la ubicación de la planta de producción de etileno mediante OCM, fueron

- Cercanía a una zona industrial
- Proximidad al ducto de gas natural, debido que el metano es la principal materia prima de la Planta
- Facilidad de captación de agua de mar , para ser usada como circuito de enfriamiento
- Condiciones oceanográficas para la instalación de un ducto y plataforma marítima, que permita el transporte para comercialización interna y/o exportación del etileno • Disponibilidad de sitios eriazos y planos para la ubicación de las plantas.
- Vías de acceso que permita la comercialización del Etano /etileno al resto del país.

En base a esos criterios se optó por seleccionar que la planta OCM, se ubique en la provincia de Pisco, donde hay una línea de gas natural seco que proviene de la planta Malvinas ubicada en Cuzco .Esta planta estaría cerca de una zona industrial donde se encuentra la planta de Aceros Arequipa, y la planta de fraccionamiento de Gas Natural, por parte de la empresa Pluspetrol

Figura 3. Ubicación de la Planta de producción de etileno mediante OCM.

Demanda del Etileno

El etileno se utiliza como materia prima base para muchas síntesis de la industria petroquímica: plásticos, disolventes, cosméticos, neumáticos, pinturas, embalaje, etc.

Hoy en día, la demanda de etileno es más de 140 millones de toneladas por año, dicha demanda se encuentra en un constante crecimiento a una tasa promedio de 4,5% anual. y se espera que dicho crecimiento siga la misma tendencia durante los próximos 20 años, siendo China el país con cerca del 50% del crecimiento mundial.

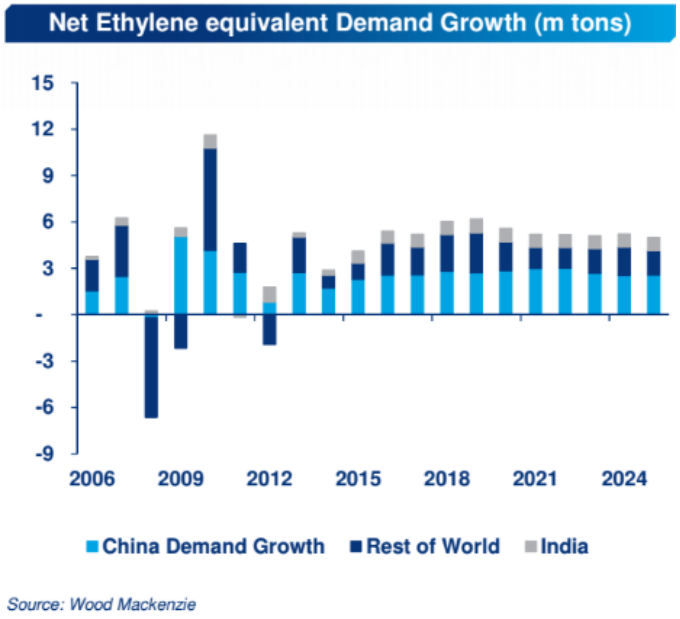


Figura 4.Demanda de etileno en la India, China y resto del mundo

China e India son los países con mayor demanda de etileno.

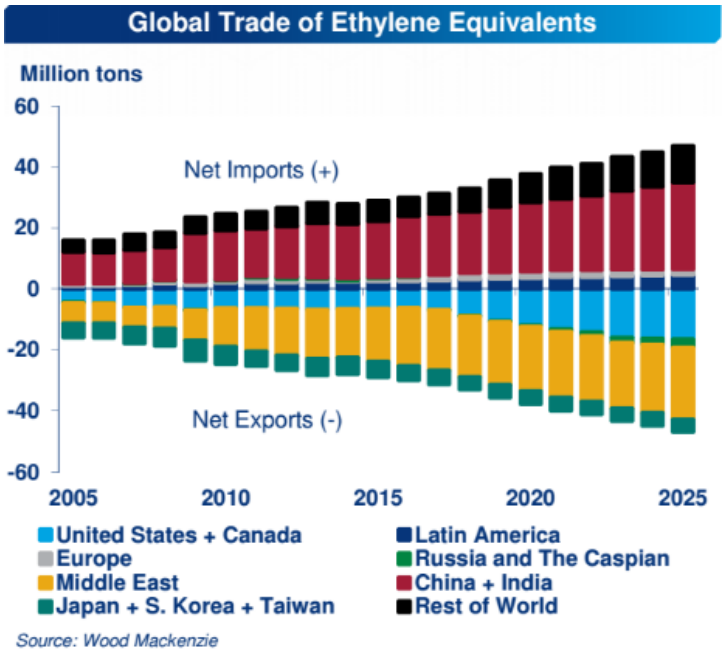


Figura 5. Datos de importación y exportación de etileno en los principales países del mundo.

Plantas de OCM en el Mundo

En la actualidad no hay una planta de producción que desarrolle la tecnología del acoplamiento oxidativo del metano para la obtención del etileno, sin embargo se han desarrollado diversas investigaciones donde se ha desarrollado una mini planta, algo resaltante es los elevados costo de los equipos de compresión, debido a que en la secuencia de separación usan la adsorción a altas presiones , además de la destilación criogénica donde se eleva la presión para lograr licuar el gas.

Tabla 9. Costo de equipo y operaciones en un planta OCM , según (Arellano, 2012)

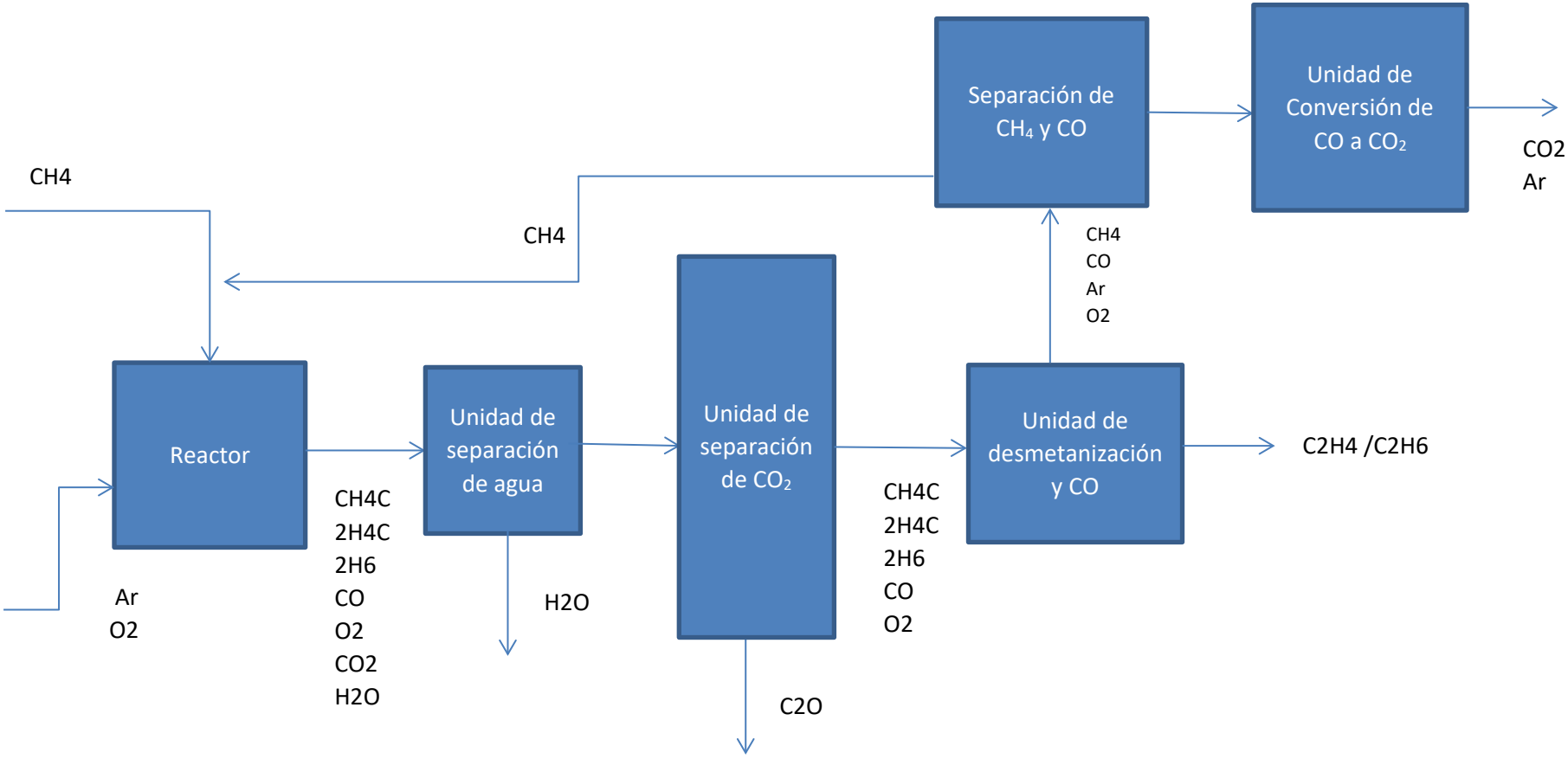
OCM Section	Equipment Cost in Million Euro	OCM Section	Relative Utility and Energy Cost
OCM reactor	24.4	OCM reactor	3%
Gas compression	30.9	CO_2 removal	43.3%
CO_2 removal	11.9	Ethylene separation	53.7%
Ethylene separation	8.7	OCM process	100%

IV. Diagrama de Procesos

En la figura se muestra de forma general el proceso de acoplamiento oxidativo del metano. El proceso comienza con la introducción de O2 y metano al reactor, donde se tiene como productos: etileno, etano, CO2 y CO. A la salida del reactor también se tiene el metano que no ha reaccionado. En la unidad de separación de agua se trata de separar la mayor cantidad de agua posible mediante dos procesos: compresión y condensación, seguidamente de tamiz molecular. Se decide remover el agua antes que el CO2 debido a que, luego del metano, es el componente con mayor cantidad en la corriente (26%w) y de no ser removido primero, ocasionaría un aumento en las dimensiones de los equipos posteriores.

El siguiente proceso consiste en remover el dióxido de carbono y ello se puede lograr mediante la instalación de unos procesos de absorción y desorción. Otra alternativa es mediante absorción con variación de presión (PSA).

Luego de ello, se separa el producto (etano y etileno) de los demás gases, entre las tecnologías existentes están la destilación criogénica (altas presiones cercanas a 120 bares y temperaturas cercanas de -120 °C) y la absorción del etano y etileno con ciclohexano. La mezcla de metano y monóxido es separada mediante variación de presiones a vacío, mediante un sistema de absorción y desorción con propano o usando destilación criogénica. Finalmente, la corriente de monóxido de carbono es transformada a dióxido de carbono en una reacción oxidativa catalítica.



V. Descripción de procesos y operaciones de separación

Remoción de Agua

La siguiente gráfica nos da una idea de la tecnología que se usará para la remoción del agua en la corriente gaseosa.

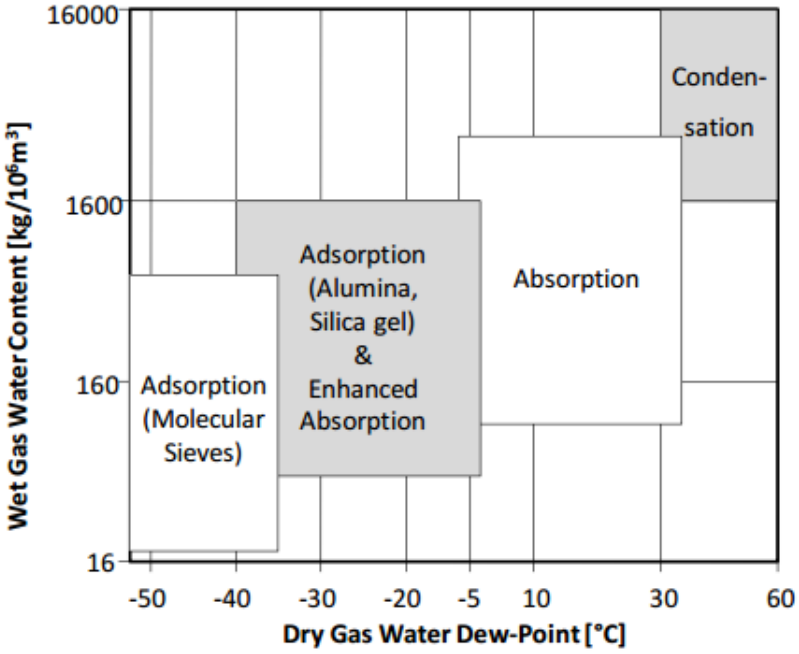


Figura 6. Técnicas de remoción del agua de una corriente gaseosa en función a su contenido inicial

Debido al contenido de agua en nuestra corriente gaseosa luego del reactor, se deberá usar una compresión y un posterior enfriamiento para lograr la condensación de la mayor cantidad de agua.

Se elegirá el método de compresión y enfriamiento para la remoción de la mayor cantidad del agua debido a la alta cantidad de agua presente en la corriente. Tomando el balance con reciclo asumiendo separaciones perfectas, al fijar la presión de 10 atm y para obtener un %mol final en la corriente de vapor menor a 0.2%, se obtiene la temperatura de trabajo de 50ºC.

Unidad de remoción de CO_2

En la corriente de salida del reactor habrá en todo caso un contenido de oxígeno, el cual es un causante de la degradación de las aminas aun en bajas cantidades, por lo que no será posible utilizar esta tecnología. Lo cual deja como alternativa la elección de PSA para la remoción de CO_2.

Absorción- desorción con aminas

La operación de Remoción de CO_2 se realiza primero en una columna de relleno donde se lleva a cabo la misma remoción de CO2 mediante el contacto con una solución acuosa de amina y, producto de este contacto, se llevará a cabo una reacción química. Este proceso se realizará con MEA (monoteanolamina) porque industrialmente es la amina que típicamente se usa para el endulzamiento del gas natural (remoción de CO_2) con una solución de MEA del 30% en peso. Las

condiciones de operación para este proceso son los adecuados para promover la absorción: presiones alrededor de las 6 atm (607.95 kPa) y temperaturas alrededor de los 30°C.

Luego de este proceso, la corriente de gas con baja concentración de CO2 va al proceso de destilación criogénica. Por otro lado, la solución de MEA y CO2 absorbido pasan a la columna de desorción por paltos donde se renueva la solución de MEA. Las condiciones de operación de este proceso son presiones alrededor de 1 atm y temperaturas alrededor de los 120°C. El flujo de gas stripper será vapor de agua.

Unidad de separación de Etano/Etileno

Absorción – Desorción con ciclohexano (Ponca City Patente nº US4035167, 1976)

Esta es una alternativa a la destilación criogénica para la obtención de una corriente de C_2H_4 y C_2H_6 como producto, con la ventaja de operar a condiciones no tan agresivas como las criogénicas (altas presiones y muy bajas temperaturas). El método consiste en la absorción de etano y etileno de una corriente gaseosa en una corriente de ciclohexano, su desorción se realiza mediante la reducción de la presión y/o el aumento de la presión. Se utiliza el ciclohexano como solvente por tener una alta selectividad a estos componentes y una muy baja a otros gases como metano y monóxido de carbono.

Destilación criogénica

La destilación criogénica se desarrolla a bajas temperaturas cerca de los – 100 °C y entre 35 y 40 atm, este proceso es adecuado para realizar las separaciones de la mezcla etano y etileno; además también es adecuado para la recuperación del metano de la mezcla con el monóxido de carbono; sin embargo por sus condiciones genera un altos costos de operación.

Recirculación y desechos

Metano

Existen dos alternativas para la corriente de metano luego de haber sido separada. Puede ser recirculada al reactor para mejorar la conversión global de este compuesto en el reactor, o puede ser utilizado como combustible para un proceso de calentamiento de alguna corriente. La elección será tomada en basada en un análisis económico para evaluar si el proyecto necesita o no una corriente de recirculación para llegar a ser rentable.

Agua

Luego de ser separada de nuestra corriente principal, dependiendo de sus condiciones de temperatura puede ser utilizada como medio de calefacción o enfriamiento; sin embargo, luego de aprovechar estas condiciones, la disposición final del agua será su desecho al medio ambiente, luego de haber asegurado que cumple con los requisitos medio ambientales.

CO

El CO producto de nuestro proceso será sometido a una oxidación catalítica para obtener CO_2, el cual será mezclado con la corriente previa de CO_2 separada durante el procesamiento.

CO_2

El CO2 obtenido de nuestro proceso será vendido a otras industrias, de tal manera de incrementar nuestras utilidades. Sin embargo, para poder vender el CO2 debe requerir

ciertas especificaciones dependiendo de la empresa a la cual será destinada, y debido a que nuestras corrientes tienen diferentes composiciones, su tratamiento no será contemplado en el nivel de diseño a la cual se encuentra la planta.

Argón

El argón debe será evacuado al medio ambiente

Servicios:

Sistema de Refrigeración

- La planta tendrá un sistema de enfriamiento con tres sustancias, el propano cuyo punto de ebullición es de -42 °C, el etileno con un punto de ebullición de – 104 °C y el propano a -160 °C , respectivamente a una 1 atm de presión , el sistema será instalado en paralelo para , bajo estas condiciones la presión escogida en el destilador es de 3000 kPa. El sistema cuenta con un compresor, luego enfriado con agua de servicio para posteriormente pasando a través de una expansión con una válvula de Joule Thomson, bajando su temperatura a la de saturación.

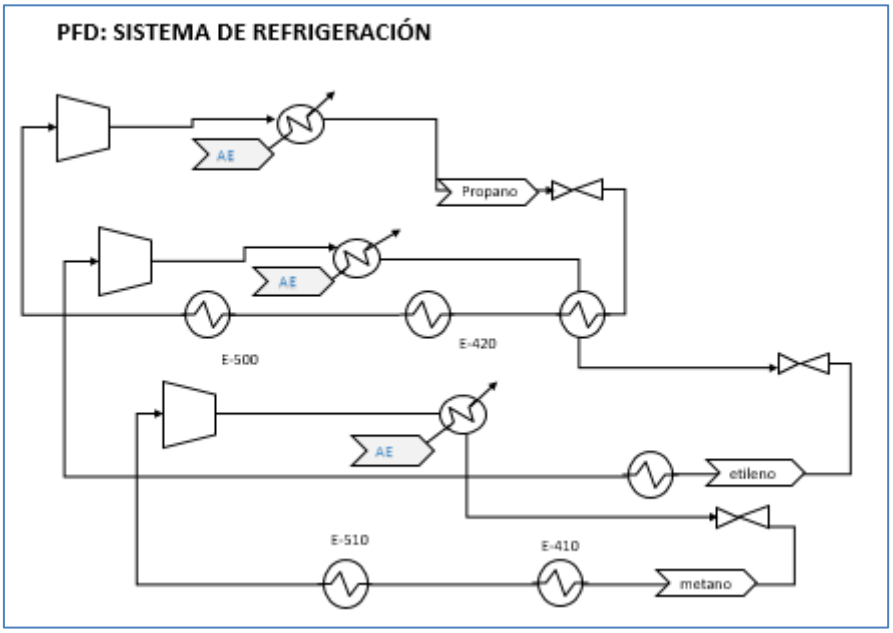


Figura 7. Sistema de refrigeración usado en la planta OCM

Agua de Enfriamiento

- El agua de enfriamiento se encuentra a una temperatura de 20°C, y puede alcanzar un máximo de 40 °C, toda las líneas de agua se interconectan para pasar a una torre de enfriamiento para disminuir su temperatura para poder ser reutilizada en el proceso

Vapor de agua

- El agua obtenida como medio de enfriamiento en el vapor y como producto de la combustión en un caldero generará vapor de agua, la cual ayudará al precalentamiento en el reactor.

Energía Eléctrica

- La electricidad puede venir de fuente comercial pero también puede ser generada con parte del vapor de agua que alimenta a una turbina de vapor

VI. Diagrama de flujo

REACTOR

Debido a la alta exotermicidad de la reacción, el reactor no puede trabajar adiabáticamente, ya que, para operar a la temperatura de trabajo, matemáticamente se haya que las corrientes de entrada deberán ingresar a una temperatura absoluta negativa, lo cual no es posible, optándose por un reactor tipo isotérmico.

El proceso comienza con el ingreso de una corriente de metano puro y una de oxígeno con un contenido de 0.5% en peso de argón. La corriente de metano se combina con la corriente de reciclo y ambos ingresan a un intercambiador de calor (E-100) para precalentar dicha corriente aprovechando la alta temperatura de la corriente de salida del reactor. Al tratarse de gases no necesitan un mixer, ya que por su baja viscosidad son fácilmente mezclados en tuberías.

La corriente de oxígeno ingresa a un intercambiador de calor (E-120) para aprovechar la energía de la corriente gaseosa que salen del primer intercambiador de calor (E-100). Estas corrientes ingresarán a un horno (F-100) para alcanzar la temperatura de trabajo del reactor, ambas corrientes ingresan al reactor (R-100) por entradas diferentes y dentro de este comienza las reacciones exotérmicas obteniendo una corriente de salida a elevadas temperaturas conteniendo etano, etileno, metano y oxígeno no convertidos, gases de combustión y agua. Esta corriente es enfriada hasta valores cercanos a los 70°C para ingresar a la unidad de compresión multietapa (C-100) con enfriamiento entre etapas hasta llegar a un valor de 10 atm absolutas, no se lleva a presiones más elevadas debido a que la cantidad de agua removida ya no es tan significante; además que, posteriormente en la unidad de remoción con aminas se deberá bajar a 6atm y sería una gran pérdida de energía de presión. La corriente a la salida del compresor (C-100) es enfriada mediante agua de enfriamiento hasta alcanzar la temperatura de 50°C a la cual se hará la separación de fases.

UNIDAD DE REMOCIÓN DE AGUA

Esta corriente presurizada ingresa a la unidad de remoción de agua, la cual consiste en un enfriamiento para remover la mayor cantidad de agua en un separador de fases (S-100). La corriente gaseosa salida del separador de fases ingresa a la unidad de tamices moleculares (T-100) para remover incluso más la cantidad de agua presente en la corriente.

El adsorbente utilizado es el Mole Sieve Zeochem 4A, con lo cual se buscará tener un porcentaje molar de agua final de 0.0010% para evitar el congelamiento en la posterior destilación criogénica.

Por la cantidad de flujo con que se trabaja, se utilizará 6 unidades para la adsorción, teniendo cada uno su respectiva unidad de des-adsorción trabajando en paralelo. Para la regeneración del adsorbente se calentará el adsorbente y el vessel y se hará ingresar una porción de la corriente desecada, la cual luego será reflujada a la entrada de esta misma unidad, de tal manera que no se pierde flujo. Debido a que no se encontró datos del tiempo de saturación del adsorbente, se utilizará el valor de tiempo típico para la adsorción de 12 horas, y a partir de este dato se calculará la masa de adsorbente necesario para cumplir el requisito del tiempo fijado.

UNIDAD DE REMOCIÓN DE CO2

Luego de la remoción de agua la corriente gaseosa ingresa a la unidad de remoción de CO_2, la cual comienza con el uso de absorción y desorción utilizando aminas (MEA). La fase de absorción es

llevada a cabo en una torre empacada (D-200) operada a 40°C y 6 atm, mientras que la operación de desorción es llevada a cabo en una torre de platos (D-210) operando a 120°C y 1atm.

Luego del uso de aminas, la corriente ingresa a una unidad de PSA (D-300) para remover incluso más el porcentaje molar de CO2 para cumplir las especificaciones del producto y además para asegurar que dicho CO2 no se congele en la unidad de destilación criogénica. La adsorción se lleva a cabo en una torre empacada con zeolitas operando a temperaturas cercanas a 300 °C y a 20atm, mientras que la torre de desorción es llevada a cabo a la misma temperatura y a 2 atm. Debido a que el PSA es una operación del tipo batch, se usará una serie de adsorbedores y desorbedores desfasados para hacer esta operación en conjunto, un proceso continuo.

La corriente de salida del PSA ingresa a una compresión (C-300) a la salida del cual se preenfriará con agua de enfriamiento en el intercambiador (E-400) seguido del intercambiador en etapas (E-405), el cual aprovecha las bajas temperaturas de la corriente que será reflujada al reactor.

DESTILACIÓN CRIOGÉNICA

Luego de haber removido el agua y el CO2 se ingresa la corriente gaseosa a una torre de destilación criogénica (D-400) para separar los componentes pesados (etano y etileno) de los gases livianos; las condiciones de operación alcanzan las 30 atm absolutas y –100.10°C en el tope, utilizando metano como medio de enfriamiento. La salida por el fondo (producto) es acondicionado para alcanzar los requerimientos del límite de batería, mientras que los gases por el tope son dirigidos a una próxima destilación criogénica (D-500) para separar el metano de los demás compuestos para recircularlo al reactor y reducir el consumo de metano de alimentación. El CO que es separado de la segunda torre de destilación es enviado a un reactor (R-200) para convertirlo en CO2 por cuestiones ambientales.

La corriente por el fondo se dirige a un intercambiador de calor (E-405), el cual se encarga de preenfriar la corriente a la entrada de la primera torre de destilación (D-400), luego es reducida su presión hasta el valor de 1atm mediante una válvula para poder mezclarlo con la alimentación fresca de metano.

PFD: ETILENO/ETANO VIA OXIDACION ACOPLATIVA DEL METANO

R-100
Reactor OCM

D- 300 /D-310
Unidad de PSA

D- 400
unidad de separación de

R- 200
Reactor de oxidación catalitica

D- 500
unidad de destilación criogenica 2

SERVICIOS :
vA (VAPOR DE AGUA)
AE (AGUA DE ENFRIAMIENTO)
R-XXX (UNIDAD DE REFRIGERACIÓN)

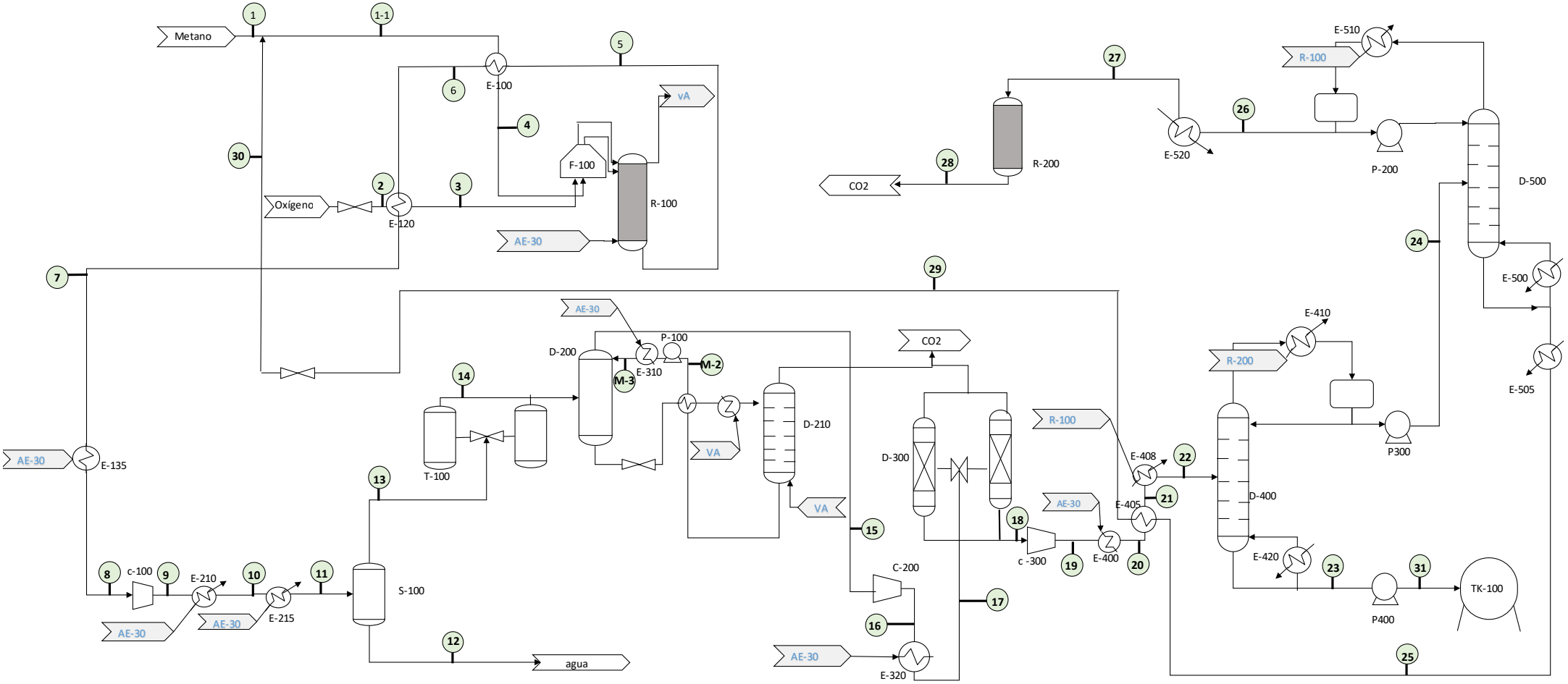
S-100
separador de agua

D- 400
unidad de destilación criogenica 1

R- 200
Reactor de oxidación

D- 200 /D210
unidad de amina

T- 100
unidad de tamices moleculares



	1	1 - 1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
F (Kmol/h)	7035.04	23433.89	7831.53	7831.53	23433.89	31192.62	31192.62	31192.62	31192.62	31192.62	31192.62	31192.62	9334.36	19568.50	19525.73	19525.73
Ar (Kmol/h)	-	31.20	31.20	31.20	31.20	31.20	31.20	31.20	31.20	31.20	31.20	31.20	0.00	31.20	31.20	31.20
O2 (Kmol/h)	-	0.47	7800.33	7800.33	0.47	468.49	468.49	468.49	468.49	468.49	468.49	468.49	0.05	468.44	468.44	468.44
CO(Kmol/h)	-	-	-	-	-	453.72	453.72	453.72	453.72	453.72	453.72	453.72	0.04	453.68	453.68	453.68
CO2 (Kmol/h)	-	1.21	-	-	1.21	2425.81	2425.81	2425.81	2425.81	2425.81	2425.81	2425.81	15.54	120.51	120.51	120.51
H2O (Kmol/h)	-	0.02	-	-	0.02	9361.72	9361.72	9361.72	9361.72	9361.72	9361.72	9361.72	9318.73	42.99	0.22	0.22
CH4 (Kmol/h)	7035.04	23400.99	-	-	23400.99	16380.70	16380.70	16380.70	16380.70	16380.70	16380.70	16380.70	-	16380.70	16380.70	16380.70
C2H6 (Kmol/h)	-	-	-	-	-	536.92	536.92	536.92	536.92	536.92	536.92	536.92	-	536.92	536.92	536.92
C2H4 (Kmol/h)	-	-	-	-	-	1534.07	1534.07	1534.07	1534.07	1534.07	1534.07	1534.07	-	1534.07	1534.07	1534.07
P(Atm)	4.4	4.4	4.4	3.7	3.6	3.7	3.6	3.0	2.2	10.0	10.0	10.0	10.0	10.0	10.0	6.0
T (°C)	20	34	20	380	470	700	470	425	105.3	194	133	50	50	50	50	40
H (kJ/kmol)	-7.52E+04	-7.46E+04	-1.83E+02	9.33E+03	-5.69E+04	-1.10E+05	-1.24E+05	-1.26E+05	-1.40E+05	-1.37E+05	-1.39E+05	-1.55E+05	-2.84E+05	-1.02E+05	-6.53E+04	-6.56E+04

	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31
F (Kmol/h)	19525.73	19525.73	19417.07	19417.07	19417.07	19417.07	19417.07	2081.84	17335.23	16367.65	967.59	967.59	967.59	16367.65	16367.65	2081.84
Ar (Kmol/h)	31.20	31.20	31.20	31.20	31.20	31.20	31.20	0	31.20	0.00	31.20	31.20	31.20	0.00	0.00	0
O2 (Kmol/h)	468.44	468.44	468.44	468.44	468.44	468.44	468.44	0	468.44	0.47	467.97	467.97	467.97	0.47	0.47	0
CO(Kmol/h)	453.68	453.68	453.68	453.68	453.68	453.68	453.68	0	453.68	0.00	453.68	453.68	13.61	0.00	0.00	0
CO2 (Kmol/h)	120.51	120.51	12.05	12.05	12.05	12.05	12.05	10.85	1.21	1.21	0.00	0.00	440.07	1.21	1.21	10.85
H2O (Kmol/h)	0.22	0.22	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.0022	0.02	0.02	0.00	0.00	0.00	0.02	0.02	0.0022
CH4 (Kmol/h)	16380.70	16380.70	16380.70	16380.70	16380.70	16380.70	16380.70	0	16380.70	16365.95	14.74	14.74	14.74	16365.95	16365.95	0
C2H6 (Kmol/h)	536.92	536.92	536.92	536.92	536.92	536.92	536.92	536.9	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	536.9
C2H4 (Kmol/h)	1534.07	1534.07	1534.07	1534.07	1534.07	1534.07	1534.07	1534.1	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1534.1
P(Atm)	20.00	20.00	2.00	29.61	29.61	29.61	29.61	29.61	29.61	29.61	29.61	0.00	0.00	29.61	4.40	31.62
T (°C)	162	60	60	206.7	108	7	-95.6	-9.0	-100.1	-70.0	-137.0	25	25.0	50.0	40.5	-9.0
H (kJ/kmol)	-6.08E+04	-6.51E+04	-6.29E+04	-5.69E+04	-6.14E+04	-6.55E+04	-7.52E+04	3.27E+03	-8.39E+04	-7.96E+04	-6.21E+04	-5.32E+04	-1.82E+05	-7.44E+04	-7.44E+04	3.29E+03

VII. Aspectos Medioambientales y de Seguridad

Zona de inflamabilidad:

La combustión se proviene de una reacción exotérmica entre un material, un oxidante y un medio como el aire u oxígeno. Para poder mantener dicha reacción, es necesario que los balances de energía y masa sean tales que niveles apropiados de temperatura y concentración de los reactantes la puedan mantener en la zona de combustión.

Las curvas de la siguiente gráfica muestran la zona de inflamabilidad del metano. En la parte izquierda, las concentraciones del metano son demasiado bajas para mantener la reacción, mientras que, en la zona derecha, son demasiado altas y las concentraciones del oxidante son insuficientes. En la zona inferior, la presión es demasiado baja que la concentración del metano no puede realizar la combustión bajo ninguna condición.

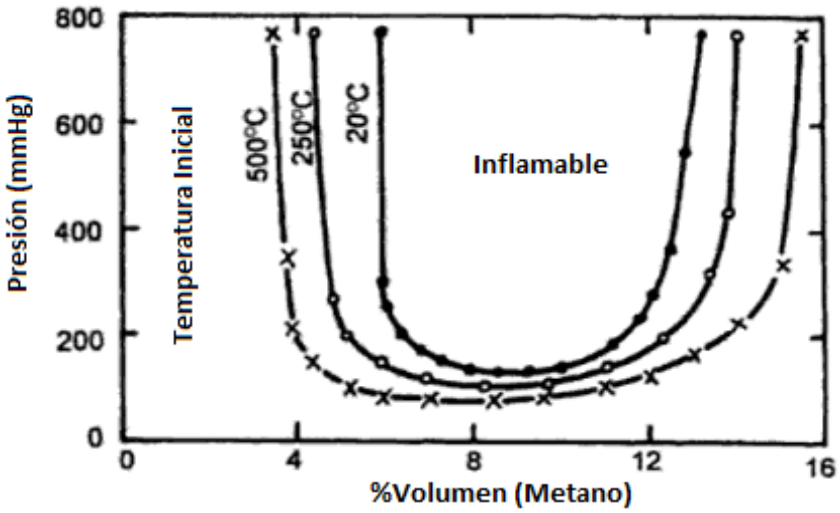


Figura 8.Influencia de la presión y la temperatura en la inflamabilidad del metano en aire

VIII. Inversión en equipos instalados

EL costo de los equipo lo calculamos en base a :

$$Ce = a + bS^n$$

Ce = costo de compra del equipo en $US basado en la Costa del Golfo, enero 2010 (CEPCI = 532.9)

a,b = Constantes del costo

S = Tamaño del parámetro

n = Exponente para el tipo de equipo

$$Costo_{2016} = Ce \cdot \frac{CEPCI_{Enero\ 2016}}{CEPCI_{Enero\ 2010}}$$

Al llevarlos al 2016, el CEPCI enero 2016 es 536.5

	Codigo	Equipo	Cant. Neces.	Cant. Extra	Parámetro carácter.	Unidad	Costo Unitario (MMUS$)	Costo Total (MMUS$)	Año 2016 (MMUS$)
1	C-100A	Comp. 2 etapas a la entrada a la sep. de fases	2	1	13292.6	kw	6.54	32.70	32.92
	C-100B	Comp. 2 etapas a la entrada a la sep. de fases	2		13292.6	kw	6.54		
2	C-200	Compresor a la entrada del PSA	1	1	21611.9	kw	8.56	17.11	17.23
3	C-300A	Comp. De 2 etapas a la entrada del D-400	1	1	28465.7	kw	9.99	29.97	30.17
	C-300B	Comp. De 2 etapas a la entrada del D-401	1		28465.7	kw	9.99		
4	D-200	Absorbedor de CO2	1	0	1961.2	kg	0.07	0.07	0.25
		Empaque	1	0	120.8	kg	0.00	0.18	
5	D-210	Desorbedor de amina	1	0	1961.2	kg	0.07	0.07	0.19
		Platos perforados	13	0	5.4	m	0.01	0.12	
6	D-300	Adsorbedor PSA	8	0	2173.7	kg	0.07	0.57	0.69
		Zeolitas	8	0	8.76	m3	0.00	0.11	
7	D-400	Destilador criogenico	1	0	63630.7	kg	0.97	0.97	1.12
		Destilador criogenico	45	0	2.8	m	0.00	0.13	
8	D-500	Destilador criogenico	1	0	104869	kg	1.48	1.48	1.70
		Platos perforados	42	0	3.75	m	0.00	0.20	
9	E - 100	Precalentador de oxigeno	15	2	374.2	m2	0.09	1.60	1.61
10	E- 120	Precalentador del metano	15	2	183.0	m2	0.06	0.95	0.96
11	E-130	Intercambiador entre etapas del C-100	6	1	392.6	m2	0.10	0.69	0.69
12	E-140A	Intercambiador entre etapas del C-300	4	1	431.3	m2	0.11	0.53	0.54
	E-140B	Intercambiador entre etapas del C-301	4	1	504.1	m2	0.12	0.61	0.62
13	E -210	Intercambiador a la salida del C-100	5	1	259.6	m2	0.07	0.42	0.43
14	E-215	Conden. parcial a la entrada del Sep. De fases	10	1	234.8	m2	0.07	0.72	0.73
15	E-320	Intercambiador a la entrada del PSA	4	1	454.1	m2	0.11	0.56	0.56
16	E-400	Intercambiador a la salida del C-300	4	1	388.7	m2	0.10	0.49	0.49
17	E-405A	Interc. en la alimentación del D-400	4	1	239.9	m2	0.07	0.33	0.34

	E-405B	Interc. en la alimentación del D-401	4	1	289.2	m2	0.08	0.38	0.39
18	E-408	Condensador a entrada de D-400							
19	E-410	Condensador total en D-400							
20	E-420	Reboiler en torre D-400							
21	E-500	Reboiler parcial en torre D-500							
22	E-505	Rehervidor total a la salida de D-500							
23	E-510	Condensador total en D-500							
24	E-520	Intercambiador a entrada de R-200							
25	E-135	Intercambiador de calor	8	2	252.0	m2	0.07	0.7	0.7
26	F-100	Horno	1	0	177.3	Mw	7.03	7.03	7.08
27	P-100	Bomba a torre de aminas	2	1	125.1	L/s	0.03	0.08	0.08
28	P-200	Bomba de reflujo en D-500							
29	P-300	Bomba de reflujo en torre D-400	1	1	77.0	L/s	0.02	0.04	0.04
30	P-400	Bomba de acondicionamiento de C2	1	1	41.7	L/s	0.01	0.03	0.03
31	R-200	Reactor de CO2	1	1	42	kg	0.02	0.04	0.04
32-1	R-100	Reactor OCM (Vessel)	4	2	748	kg	0.04	0.24	0.24
32-2	R-100	Reactor de OCM(tubos)	4	2	142	m2	0.05	0.29	0.29
33	S-100	Separador de agua	4	0	3360.2	kg	0.10	0.38	0.39
34	T-100	Tamiz Molecular	12	0	10355.8	kg	0.22	2.66	2.68
35	TK-100	Tanque de almacenamiento de C2	12	0	1.40E+06	lb	4.4	52.3	48.9
Costo de Equipo Totales									152.0

A partir de los costos de equipos mayores (Ce) se procede a determinar los demás componentes de la Inversión en Capital Fijo, para esto empleamos un porcentaje dentro del rango que se recomienda en la Tabla 4 del Capítulo 6 del libro "Plant Design and Economics for Chemical Engineers – Max S. Peters"

COSTO DEL CAPITAL FIJO ($ del año 2016)			
Item	Rango (%)	Valor (%)	Costo
Costos Directos (Activos Fijos)			
Costo de Equipos	15 - 40	25	152.0 MMUS$
Instalacion	6-14.	10	60.8 MMUS$
Control e Instrumentación	2-8.	3	18.2 MMUS$
Tuberías y accesorios	3-20.	8	48.6 MMUS$
Material y equipo eléctrico	2-10.	3	18.2 MMUS$
Edificios y estructuras	3-18.	6	36.5 MMUS$
Delimitaciones	2-5.	3	18.2 MMUS$
Servicios y facilidades	8-20.	11	66.9 MMUS$
Terreno	1-2.	1	6.1 MMUS$
Total Costos Directos		70	425.6 MMUS$
Costos Indirectos (Intangibles)			
Ingeniería y supervisión	4-21.	8	48.6 MMUS$
Gastos de construcción	4-16.	9	54.7 MMUS$
Utilidad del contratista	2-6.	4	24.3 MMUS$
Contingencias	5 – 15	9	54.7 MMUS$
Total Costos Indirectos		30	182.4 MMUS$
Capital Fijo Total		100	608.0 MMUS$

IX. Flujo de caja

Para iniciar el análisis económico se hicieron las siguientes consideraciones:

- Los costos anuales de mantenimiento y seguros son el 10 y 2% de la inversión respectivamente.
- Los Gastos Administrativos y de Ventas representan el 1 y 0.5% de las ventas respectivamente.
- El valor de impuesto a la renta es de 28%.
- El proyecto tendrá diez años de operación y un año de construcción
- Se hará una depreciación lineal sin valor de rescate
- Se tomará 10% de la Utilidad Neta como reserva legal y 1% como utilidad retenida.
- La determinación del Capital de Trabajo será de acuerdo a los parámetros siguiente:
  - 6 días de Inventario de Productos Terminados,
  - Cuentas por Cobrar: 15 días de Ventas
  - Cuentas por Pagar: 20 días de Materia Prima.
- Tasa de inflación 4% anual
- Financiamiento:
  - Préstamo: 130 MMUS$ del año 2016.
  - Tasa de Interés: 10% anual.
  - Plazo para amortizar: 4 años.
  - Forma de pago: Amortización constante.

Costos Variables

Costo electricidad	7	c/kW-h

Costo de agua	0.372	$/m3

Costo CH4	0.15	$/kg
Costo O2	0.04	$/kg

	kW	kw-h/año	$/año	$/TM C2
P-100	8.49E+01	6.52E+05	4.56E+04	0.10
P-300	3.02E-02	2.32E+02	1.62E+01	0.00
P-400	8.50E+00	6.52E+04	4.57E+03	0.01
C-100A	1.33E+04	1.02E+08	7.15E+06	15.75
C-100B	1.33E+04	1.02E+08	7.15E+06	15.75
C-200	2.16E+04	1.66E+08	1.16E+07	25.61
C-300A	2.85E+04	2.19E+08	1.53E+07	33.74
C-300B	2.85E+04	2.19E+08	1.53E+07	33.74
			Total	124.71

	kg/h	m3/año	$/año	$/TM C2
E-210	3.29E+05	2.52E+06	9.40E+05	2.07
E-320	7.16E+05	5.50E+06	2.05E+06	4.52
E-400	7.07E+05	5.43E+06	2.02E+06	4.46
E-130	1.52E+06	1.16E+07	4.34E+06	9.56
E-140A	4.94E+05	3.80E+06	1.41E+06	3.12
E-140B	8.77E+05	6.73E+06	2.51E+06	5.53
E-135	1.86E+06	1.43E+07	5.33E+06	11.75
			Total	41.01

F-100	Metano	Oxígeno
kg/h	1.16E+04	2.79E+04
kg/año	8.91E+07	2.14E+08
$/año	1.35E+07	9.43E+06
$/TM C2	29.69	20.80
	Total	50.48

Costos Variables $US/TM C2	216.20

Costo de mano de obra

Sueldo	2000	S./mes
	623	$US/mes

Unidad	Operarios	$US/mes	$US/año	$US/TMC2
Reactor	3	1869	22430	0.05
Compresión	4	2492	29907	0.07
Separación de fases	6	3738	44860	0.10
Remoción con aminas	8	4984	59813	0.13
PSA	10	6231	74766	0.16
1° Destilación Ciogenica	8	4984	59813	0.13
2° Destilación Ciogenica	8	4984	59813	0.13
Sist. Refrigeración	10	6231	74766	0.16
Torre de enfriamiento	4	2492	29907	0.07
			Total	1.01

Precio del producto

Para hallar el precio de venta de la corriente producto, se utiliza las cantidades producidas y los precios de cada componente en ella.

$$Precio = \frac{\sum F_i * M_i * Precio_i - CostoConv.}{\sum F_i * M_i} = 0.86 \frac{MUS\$}{TM}$$

Programa de producción:

Siendo la producción anual: $10^9 lb = 4.54 * 10^5\ TM$.

Del balance de materia se toman los requerimientos de materia prima:

	TM CH_4/TMC_2	TM O_2/ TM C_2
Requerimiento	1.91	3.83

Producción de C_2 será: $4.54 * 10^5/365 = 1\ 242.73\ TM/DC$

Con dichos datos se realiza el programa de producción para el periodo del proyecto:

PROGRAMA DE PRODUCCIÓN											
TM/DC		2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026
Producción	C2	1,242.73	1,242.73	1,242.73	1,242.73	1,242.73	1,242.73	1,242.73	1,242.73	1,242.73	1,242.73
Requerimiento	CH4	2,368.42	2,368.42	2,368.42	2,368.42	2,368.42	2,368.42	2,368.42	2,368.42	2,368.42	2,368.42
	O2	4,757.82	4,757.82	4,757.82	4,757.82	4,757.82	4,757.82	4,757.82	4,757.82	4,757.82	4,757.82

El ingreso anual por ventas se determina multiplicando el precio por la cantidad vendida del programa de producción, con lo cual se obtiene el ingreso por día calendario, a esta última cifra luego se le multiplica por 365 DC/año.

INGRESO POR VENTAS US$ DE 2016										
	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026
Ventas (TM/DC)	1,242.73	1,242.73	1,242.73	1,242.73	1,242.73	1,242.73	1,242.73	1,242.73	1,242.73	1,242.73
Precio (MUS$/TM)	0.87	0.87	0.87	0.87	0.87	0.87	0.87	0.87	0.87	0.87
MUS$/DC	1,075.96	1,075.96	1,075.96	1,075.96	1,075.96	1,075.96	1,075.96	1,075.96	1,075.96	1,075.96
MMUS$/año	392.72	392.72	392.72	392.72	392.72	392.72	392.72	392.72	392.72	392.72

Costo de producción:

El costo de producción se obtiene de la suma del costo de materia prima, costos variables y costos fijos; el costo de producción es dividido entre la producción para calcular el costo unitario. Los costos en materia prima como los variables son directamente proporcionales a la producción, mientras que el costo fijo (mano de obra, mantenimiento, seguros, etc.) se mantiene constante independiente del nivel de producción.

COSTO DE PRODUCCIÓN DEL C2 (US$ DEL AÑO 2016)											
Planta C2		2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026
Materia Prima (O2)	TM/DC	4,757.8	4,757.8	4,757.8	4,757.8	4,757.8	4,757.8	4,757.8	4,757.8	4,757.8	4,757.8
	MUS$/TM	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04
	MUS$/DC	209.8	209.8	209.8	209.8	209.8	209.8	209.8	209.8	209.8	209.8
	MMUS$/año	76.6	76.6	76.6	76.6	76.6	76.6	76.6	76.6	76.6	76.6
Materia Prima (CH4)	TM/DC	2,368.4	2,368.4	2,368.4	2,368.4	2,368.4	2,368.4	2,368.4	2,368.4	2,368.4	2,368.4
	MUS$/TM	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15	0.15
	MUS$/DC	357.8	357.8	357.8	357.8	357.8	357.8	357.8	357.8	357.8	357.8
	MMUS$/año	130.6	130.6	130.6	130.6	130.6	130.6	130.6	130.6	130.6	130.6
Costos variables	TM/DC	1,242.7	1,242.7	1,242.7	1,242.7	1,242.7	1,242.7	1,242.7	1,242.7	1,242.7	1,242.7
	US$/TM	216.2	216.2	216.2	216.2	216.2	216.2	216.2	216.2	216.2	216.2
	MUS$/DC	268.7	268.7	268.7	268.7	268.7	268.7	268.7	268.7	268.7	268.7
	MMUS$/año	98.1	98.1	98.1	98.1	98.1	98.1	98.1	98.1	98.1	98.1
Costos Fijos (MMUS$/año)	Mano de obra	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01	1.01
	Mantenimiento	60.8	60.8	60.8	60.8	60.8	60.8	60.8	60.8	60.8	60.8
	Seguro	12.2	12.2	12.2	12.2	12.2	12.2	12.2	12.2	12.2	12.2
	Total fijos	74.0	74.0	74.0	74.0	74.0	74.0	74.0	74.0	74.0	74.0
Costo de Producción	MMUS$/año	379.2	379.2	379.2	379.2	379.2	379.2	379.2	379.2	379.2	379.2
	MUS$/DC	1,038.9	1,038.9	1,038.9	1,038.9	1,038.9	1,038.9	1,038.9	1,038.9	1,038.9	1,038.9
	MUS$/TM	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84

El capital de trabajo está conformado por el activo circulante y el pasivo circulante. En el activo circulante se toma en cuenta el inventario de producto terminado que se contempla por 6 días que demora en venir un buque, y por las cuentas por cobrar que se contemplan por 15 días. El pasivo circulante está conformado por las cuentas por pagar que están contempladas en 20 días. El capital de trabajo se calcula mediante la resta del activo circulante y el pasivo circulante.

CAPITAL DE TRABAJO (US$ DEL AÑO 2016)										
	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026
Activo Circulante										
Inv de prod term. (6dias)										
TM/DC	1,242.73	1,242.73	1,242.73	1,242.73	1,242.73	1,242.73	1,242.73	1,242.73	1,242.73	1,242.73
TM/DO	1,417.49	1,417.49	1,417.49	1,417.49	1,417.49	1,417.49	1,417.49	1,417.49	1,417.49	1,417.49
MTM/año	8.50	8.50	8.50	8.50	8.50	8.50	8.50	8.50	8.50	8.50
MUS$/TM	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84	0.84
MMUS$/año	7.11	7.11	7.11	7.11	7.11	7.11	7.11	7.11	7.11	7.11
Cuentas por cobrar (15dias)										
MUS$/DC	1,074.76	1,074.76	1,074.76	1,074.76	1,074.76	1,074.76	1,074.76	1,074.76	1,074.76	1,074.76
MMUS$/año	16.12	16.12	16.12	16.12	16.12	16.12	16.12	16.12	16.12	16.12
Activo Circulante (MMUS$)	23.23	23.23	23.23	23.23	23.23	23.23	23.23	23.23	23.23	23.23
Pasivo Circulante										
Cuentas por pagar (20dias)										
MUS$/DC	567.56	567.56	567.56	567.56	567.56	567.56	567.56	567.56	567.56	567.56
MMUS$/año	11.35	11.35	11.35	11.35	11.35	11.35	11.35	11.35	11.35	11.35
Capital de trabajo										
MMUS$/año	11.88	11.88	11.88	11.88	11.88	11.88	11.88	11.88	11.88	11.88
ΔCapital de trabajo										
MMUS$/año	11.88	-	-	-	-	-	-	-	-	(11.88)

Servicio de la deuda:

La amortización en moneda corriente se determina dividiendo el préstamo (130 MMUS$) entre período de pago (4 años), la deuda se determina restando la amortización del valor de la deuda del año anterior. Los intereses se calculan multiplicando la tasa de interés (10%) por la deuda del período previo. Para expresar la amortización y los intereses en moneda constante del año 2016, se utiliza la tasa anual de inflación (4%) para llevarlos al año presente.

SERVICIO DE LA DEUDA (MMUS$)

SERVICIO DE DEUDA	2016	2017	2018	2019	2020
Moneda Corriente					
Deuda	130.00	97.50	65.00	32.50	-
Amortización		32.50	32.50	32.50	32.50
Intereses		13.00	9.75	6.50	3.25
Moneda Constante (US$ de 0)					
Amortización		31.25	30.05	28.89	27.78
Intereses		12.50	9.01	5.78	2.78
Efecto de la inflación		1.25	2.45	3.61	4.72
Efecto de la inflación acum.		1.25	3.70	7.31	12.03

$$Amortización = \frac{130}{4} = 32.5\ MMUS\$$$

$$Intereses_1 = 0.1 * 130 = 13\ MMUS\$ \qquad Deuda_1 = 130 - 32.5 = 97.5\ MMUS\$$$

Estado de Ganancias y pérdidas:

El Estado de Ganancias y Pérdidas ha sido preparado para el período de operación del proyecto (2016-2026).
La utilidad neta se distribuye en reserva legal, utilidad retenida y dividendos; en los casos que la utilidad neta es negativa se carga a pérdidas.

ESTADO DE GANANCIAS Y PÉRDIDAS PROYECTO - EVALUACIÓN FINANCIERA (MMUS$ DEL AÑO 2016)

	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025
Ingresos	392.29	392.29	392.29	392.29	392.29	392.29	392.29	392.29	392.29	392.29
Egresos										
Materia Prima	207.16	207.16	207.16	207.16	207.16	207.16	207.16	207.16	207.16	207.16
Costos Variables	98.07	98.07	98.07	98.07	98.07	98.07	98.07	98.07	98.07	98.07
Costos Fijos	73.97	73.97	73.97	73.97	73.97	73.97	73.97	73.97	73.97	73.97
Gastos de Produccion	379.20	379.20	379.20	379.20	379.20	379.20	379.20	379.20	379.20	379.20
Utilidad Bruta	13.09	13.09	13.09	13.09	13.09	13.09	13.09	13.09	13.09	13.09
Gastos Administrativos	3.92	3.92	3.92	3.92	3.92	3.92	3.92	3.92	3.92	3.92
Gastos de Venta	1.96	1.96	1.96	1.96	1.96	1.96	1.96	1.96	1.96	1.96
Utilidad de Operación	7.21	7.21	7.21	7.21	7.21	7.21	7.21	7.21	7.21	7.21
Gastos Financieros	12.50	9.01	5.78	2.78						
Depreciación	60.80	60.80	60.80	60.80	60.80	60.80	60.80	60.80	60.80	60.80
Renta Neta	(66.10)	(62.61)	(59.38)	(56.37)	(53.60)	(53.60)	(53.60)	(53.60)	(53.60)	(53.60)
Impuesto a la Renta	(18.51)	(17.53)	(16.63)	(15.78)	(15.01)	(15.01)	(15.01)	(15.01)	(15.01)	(15.01)
Utilidad Neta	(47.59)	(45.08)	(42.75)	(40.59)	(38.59)	(38.59)	(38.59)	(38.59)	(38.59)	(38.59)
Reserva Legal	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Utilidad Retenida	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Dividendos	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Pérdidas	47.59	45.08	42.75	40.59	38.59	38.59	38.59	38.59	38.59	38.59

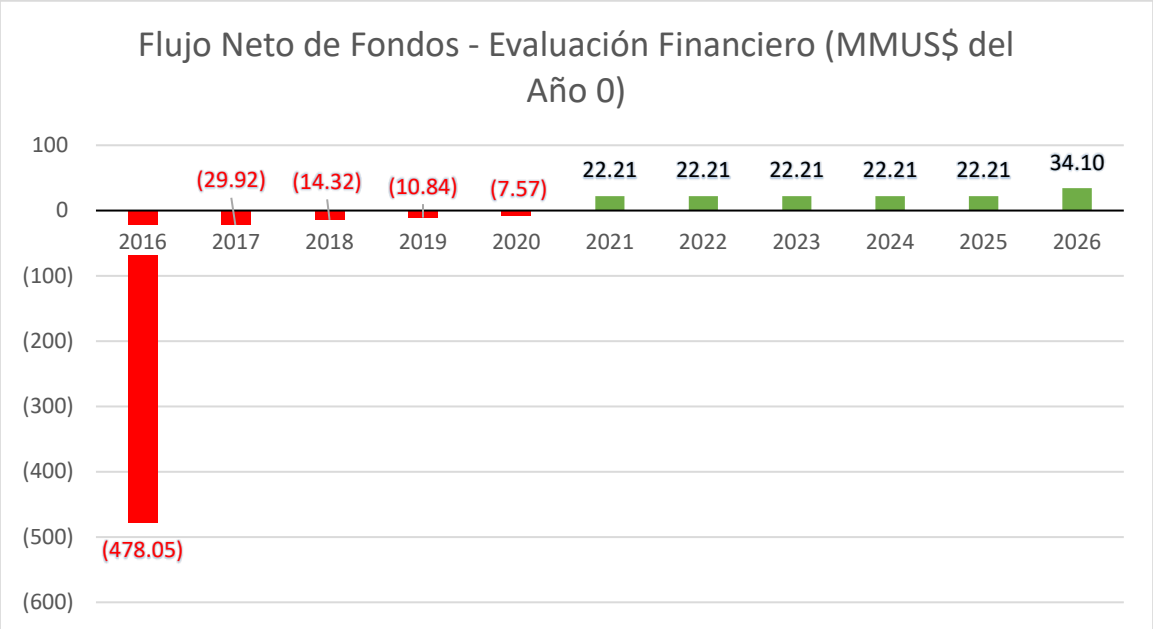
Flujo de caja

En el Flujo de Caja para evaluación financiera, la inversión propia en capital fijo es la inversión total en capital fijo menos el préstamo (650 - 130 = 553). El préstamo de 60 MUS$ es reemplazado por el rubro de amortización de la deuda expresado en moneda constante.

El capital de trabajo y depreciación son los mismos que para evaluación económica ya que estos rubros no cambian con el financiamiento. El flujo neto de fondos financiero es idéntico al económico a partir del año 5, dado que el financiamiento sólo afecta los años del 0 al 4.

FLUJO DE CAJA PROYECTADO - EVALUACIÓN FINANCIERA (MUS$ DEL AÑO 2016)

	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026
Inversion											
Capital Fijo	478.05										
Amortización		31.25	30.05	28.89	27.78						
Δcapital Fijo		11.88	-	-	-	-	-	-	-	-	(11.88)
Total de inversión	478.05	43.13	30.05	28.89	27.78	-	-	-	-	-	(11.88)
Utilidad Neta		(47.59)	(45.08)	(42.75)	(40.59)	(38.59)	(38.59)	(38.59)	(38.59)	(38.59)	(38.59)
Depreciación		60.80	60.80	60.80	60.80	60.80	60.80	60.80	60.80	60.80	60.80
Flujo Neto de Fondos	(478.05)	(29.92)	(14.32)	(10.84)	(7.57)	22.21	22.21	22.21	22.21	22.21	34.10
Aportes	478.05	29.92	14.32	10.84	7.57	-	-	-	-	-	-
Dividendos	0	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Saldo Anual	0	0	(14.32)	(10.84)	(7.57)	22.21	22.21	22.21	22.21	22.21	34.10
Caja Acumulada	0	0	(14.32)	(25.16)	(32.73)	(10.51)	11.70	33.92	56.13	78.35	112.44



Tomando una taza de descuento del 10%, el VAN para el proyecto es:

$$VAN = -459.7\ MMUS\$$$

Análisis de sensibilidad

Se analiza la variación del VPN ante un cambio de los siguientes parámetros:

- Precio de los productos C2
  Los precios bases son: 45 ¢/lb y 25 ¢/lb para etileno y etano respectivamente, por lo que variándolos en un factor β obtenemos:

β	0.9	0.95	1	1.1	1.2	1.3	1.35	1.4	1.5
Etileno	40.5	42.75	45	49.5	54	58.5	60.75	63	67.5
Etano	22.5	23.75	25	27.5	30	32.5	33.75	35	37.5

Con cada uno de estos valores, se obtiene diferente flujo neto de fondos, los cuales dan un valor distinto de VPN:

	VARIACIÓN DE LOS PRECIOS DE C2												
β	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026	VAN	TIR
0.90	478.05	56.12	42.14	38.66	35.39	5.61	5.61	5.61	5.61	5.61	4.66	629.83	#¡NUM!
0.95	478.05	43.02	28.23	24.75	21.48	8.30	8.30	8.30	8.30	8.30	19.38	544.78	-25%
1.00	478.05	29.92	14.32	10.84	7.57	22.21	22.21	22.21	22.21	22.21	34.10	459.73	-16%
1.10	478.05	3.71	13.50	16.98	20.25	50.04	50.04	50.04	50.04	50.04	63.53	289.62	-4%
1.20	478.05	22.50	41.32	44.80	48.08	77.86	77.86	77.86	77.86	77.86	92.96	119.52	5%
1.30	478.05	48.71	69.14	72.63	75.90	105.68	105.68	105.68	105.68	105.68	122.39	50.59	12%
1.35	478.05	61.82	83.05	86.54	89.81	119.59	119.59	119.59	119.59	119.59	137.11	135.64	15%
1.40	478.05	74.92	96.96	100.45	103.72	133.50	133.50	133.50	133.50	133.50	151.83	220.69	19%
1.50	478.05	101.13	124.78	128.27	131.54	161.32	161.32	161.32	161.32	161.32	181.26	390.80	25%

- <u>Precio del metano:</u>
  El precio base del metano es 2.9 $/MMBTU, por lo que variándolos en un factor β obtenemos:

β	0.7	0.8	0.9	0.95	1	1.1	1.2
Metano	2.03	2.32	2.61	2.76	2.9	3.19	3.48

Con cada uno de estos valores, se obtiene diferente flujo neto de fondos, los cuales dan un valor distinto de VPN:

	VARIACIÓN DEL PRECIO DEL CH4												
β	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026	VAN	TIR
0.70	478.05	0.14	16.79	20.28	23.55	53.33	53.33	53.33	53.33	53.33	66.55	269.23	-3%
0.80	478.05	10.06	6.42	9.91	13.18	42.96	42.96	42.96	42.96	42.96	55.73	332.73	-6%
0.90	478.05	19.99	3.95	0.47	2.81	32.59	32.59	32.59	32.59	32.59	44.91	396.23	-11%
0.95	478.05	24.95	9.14	5.65	2.38	27.40	27.40	27.40	27.40	27.40	39.50	427.98	-13%
1.00	478.05	29.92	14.32	10.84	7.57	22.21	22.21	22.21	22.21	22.21	34.10	459.73	-16%
1.10	478.05	39.84	24.70	21.21	17.94	11.84	11.84	11.84	11.84	11.84	23.28	523.22	-22%
1.20	478.05	49.77	35.07	31.58	28.31	1.47	1.47	1.47	1.47	1.47	12.46	586.72	#¡NUM!

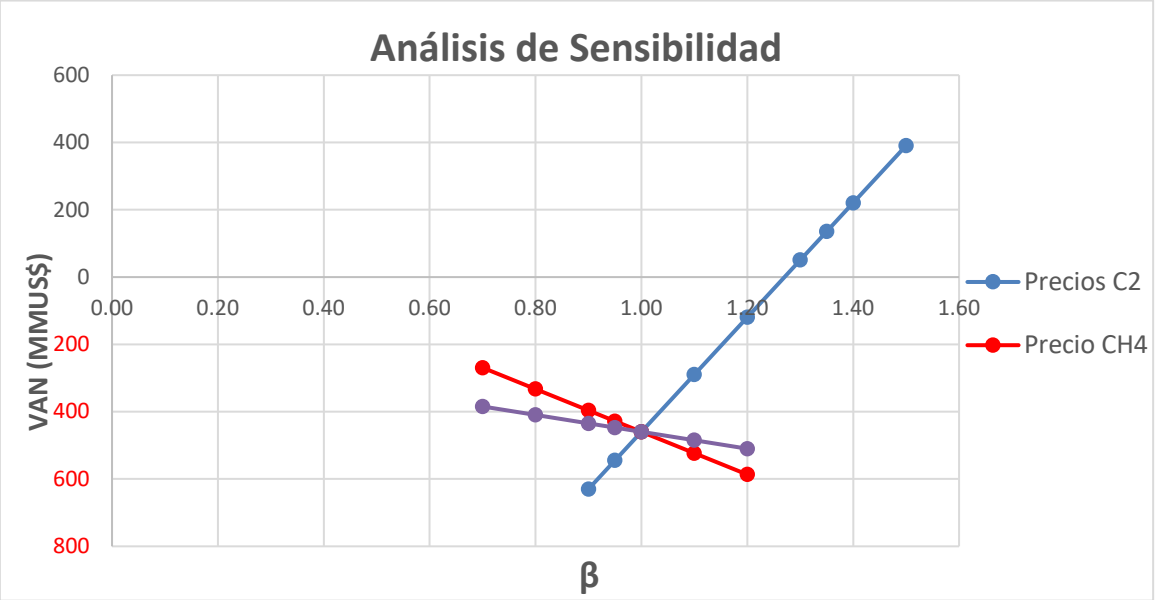
- <u>Precio de la electricidad:</u>
  El precio base del metano es 7¢/kw-h, por lo que variándolos en un factor β obtenemos:

β	0.70	0.80	0.90	0.95	1.00	1.10	1.20
Electricidad	4.90	5.60	6.30	6.65	7.00	7.70	8.40

Con cada uno de estos valores, se obtiene diferente flujo neto de fondos, los cuales dan un valor distinto de VPN:

	VARIACIÓN DEL PRECIO DE LA ELECTRICIDAD												
β	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	2025	2026	VAN	TIR
0.70	478.05	17.38	2.10	1.38	4.65	34.43	34.43	34.43	34.43	34.43	46.00	384.48	-10%
0.80	478.05	21.56	6.18	2.69	0.58	30.36	30.36	30.36	30.36	30.36	42.03	409.56	-12%
0.90	478.05	25.74	10.25	6.77	3.49	26.29	26.29	26.29	26.29	26.29	38.06	434.65	-14%
0.95	478.05	27.83	12.29	8.80	5.53	24.25	24.25	24.25	24.25	24.25	36.08	447.19	-15%
1.00	478.05	29.92	14.32	10.84	7.57	22.21	22.21	22.21	22.21	22.21	34.10	459.73	-16%
1.10	478.05	34.09	18.40	14.91	11.64	18.14	18.14	18.14	18.14	18.14	30.13	484.81	-18%
1.20	478.05	38.27	22.47	18.98	15.71	14.07	14.07	14.07	14.07	14.07	26.16	509.89	-21%

Gráficamente, el análisis de sensibilidad muestra lo siguiente:



X. Optimización

El horno requiere metano y oxígeno para su combustión, y el costo de estos flujos es lo que se debe optimizar. Una alternativa es tomar parte de la corriente de recirculación de metano y así no gastar en metano para el horno; sin embargo, si bien ya no se tomará metano fresco para el horno, la misma cantidad que se tomó de la recirculación deberá ser repuesta para la entrada al reactor; por ende, no se estaría optimizando globalmente.

La optimización se realiza mediante la iteración de las temperaturas de salida de la corriente caliente de los intercambiadores E-100 y E-120. Dependiendo de las temperaturas fijadas de la corriente caliente, se obtendrá distintas temperaturas alcanzadas por las corrientes (3 y 4) que se quieren precalentar para luego ingresar al horno.

A mayor temperatura de salida de las corrientes (3 y 4) menor serán los flujos de metano y oxígeno que deben ingresar al horno; sin embargo, estas temperaturas tienen la restricción de si son muy altas, pueden acercarse a la temperatura de salida de la corriente caliente, ocasionando que los ft de los intercambiadores sean muy bajos, por lo que se colocará la siguiente restricción:

Ft de ambos intercambiadores debe ser mayor igual a 0.87

Siendo la función objetivo:

$$Costo_{min} = F_{CH4} * Precio_{CH4} + F_{O2} * Precio_{O2}$$

Usando la hoja de cálculo Excel, se puede calcular las temperaturas óptimas de salida de la corriente caliente de los intercambiadores E-100 y E-120, siendo los resultados los siguientes:

T E-100	467
T E-120	418

ft E-100	0.87
ft E-120	0.87

Costo min ($/TM C_2)	49.02

XI. Conclusiones.

- Analizando el reactor con la suposición de separaciones perfectas en el caso de no utilizar reciclo obtenemos una pérdida de 0.294 $/kg de C2, mientras que al usar reciclo utilizamos una ganancia de 0.376 $/kg de C2, lo cual se descarta la posibilidad de no usar reciclo.

- El reactor debe trabajar de manera isotérmica, ya que si se opera de manera adiabática la temperatura a la entrada del reactor es de –659.12 K, lo cual no concuerda con la tercera ley de la termodinámica.

- Los procesos de separación llevadas a cabo para la separación de los componentes que acompañan a la mezcla de etano etileno se desarrollan a alta presión, tal como el separador de agua a 10 atm, igual que la absorción con aminas, la adsorción se lleva a cabo a 20 atm y la destilación criogénica a 30 atm. El costo de compresión está cerca de los 62 millones de dólares, representando cerca del 75 % del costo de los equipos con el cual cuenta la planta.

- El sistema de refrigeración usa tres refrigerantes propano, etileno y metano en cascada, variando el nivel de presión cercano a 20 atm, esto debido a la necesidad de enfriar a temperatura cerca a los -140 °C en la columna de destilación criogénica; por tanto, el uso de estos tres refrigerantes logra llegar al metano a su punto de ebullición a 1 atm, la cual es -160 °C.

- Debido a que el diseño de esta planta se encuentra en un nivel preliminar, se trata de un estudio Clase 4, siendo la precisión de la estimación de los costos de un ±30%. (Towler & Sinnott, 2013)

- El proyecto no es rentable a menos que los precios de C2 sean como mínimo 1.3 veces los del precio base; es decir, sólo cuando el precio del etileno sea mayor a 60 ¢/lb, esta planta tendrá las posibilidades de ser rentable.

- El proyecto tiene una alta sensibilidad al precio del C2 y tomando en cuenta la evolución de su precio en los tres últimos años (65 a 17 ¢/lb US Gulf Coast) (Lippe, 2014), se concluye que el proyecto no es económicamente atractivo en este panorama el cual está pasando la industria del etileno.

XII. Referencias Bibliográfica

Arndt, S., Laugel, G., & Levchenko, S. (2011). A Critical Assessment of Li/MgO-Based Catalysts for the Oxidative Coupling of Methane. *Catalysis Reviews*, 424-514.

Arthur. (1997). *Gas Purificatión.*

Braskem. (2012). *inversión en Petroquímica .* Lima , Perú.

Dong Fu, L. D. (2013). Experiment and model for the surface tension of MEA. *J. Chem. Thermodynamics*, 4.

Dragoslav, S., & Budimir, D. (2006). Compressed ethylene phase states and their importance for the production of low density polyethylene. *Hem. Ind (60)*, 283-286.

Edwards, J., & Tyler, R. (1990). Oxidative Coupling of Methane over Lithium-Promoted Magnesium Oxide Catalysts in Fixed-Bed and Fluidized-Bed Reactor. *Energy & Fuels*, 85-93 .

Fogler. (2001). *Elementos de las Reacciones de Ingeniería Química .* México: Pearson Educación.

GPSA. (2004). *ENGINEERING DATA BOOK.* Tulsa: Gas Processors Association.

Green, D., & Perry, R. (2008). *Perry's Chemical Engineers' Handbook.* New York: McGrawHill.

Jaiswal, J. (s.f.). *Academic Physics X.* Sonepat: Laxmi Publications.

Jong-Hwa Kim, C. H. (2003). Adsorption Equilibria of Water Vapor on Alumina, Zeolite 13X, and Zeolita 13x/activated carbon. *J. Chem. Eng. Data*, 1-5.

Lee, J. S. (2002). Adsorption Equilibria of CO2 on Zeolite 13X and Zeolite X/Activated. *Chemical and Engineering Data*, 1-6.

Léonard, G. (June 2011). *Optimal design of a CO2 absorption unit and assessment of solvent degradation.* -: -.

Liu, H., & Yanying, W. (2010). Oxidative Coupling of Methane with High C2 Yield by using Chlorinated Perovskite Ba0.5Sr0.5Fe0.2Co0.8O3d as Catalyst and N2O as Oxidant. *ChemCatChem*, 1539 – 1542.

Luyben, W. (2011). Compressor Heuristics for Conceptual Process Design. *Ind. Eng. Chem. Res*, 13984–13989.

Manuel Sobrino, E. C. (2016). Viscosity and density measurements of aqueous amines at high Pressure. *J.Chem. Thermodynamics*, 4-9.

MCabe. (1998). *Operaciónes Unitarias en Ingeniería Química.* Madrid: McGraw- Hill.

Monje, O. (2015). *Evaluation of Lw temperature CO Removal Catalyst.* Washington: 45th International Conference on Environmental Systems.

Peters, M. S. (1968). *Plant Design and Economics for Chemical Engineers.* Tokyo: McGraw-Hill.

Pingxiang Naike Chemical Industry Equipment Packing. (18 de 11 de 2016). *Alibaba*. Obtenido de Alibaba: https://www.alibaba.com/product-detail/high-purity-zeolite-13x-APG-molecular_1417075393.html?s=p

Qing Xu, G. R. (2011). Total Pressure and CO2 Solubility at High Temperature in Aqueous. *Energy Procedia*, 5.

Scheffeler, R. S. (2011). A critical assessment of Li/MgO based catalyst for oxidative Coupling of methane. *Catalysis Reviews (53)*, 424- 514.

Starks, C. (1976). *Ponca City Patente nº US4035167.*

Towler, G., & Sinnott, R. (2013). *Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design.* Oxford: Elsevier.

Treybal, R. E. (1988). *Operaciones de TRansferencia de Masa.* México : Mc Graw Hill.

Ulrich. (1992). *Diseño y economia de los procesos de Ingeniería Quimica .* New Hampshire : Mc GRaw-Hill .

Yaws, C. (2003). *Yaws' handbook of thermodynamic and physical properties of chemical compounds.* New York: Knovel Corporation.

Yu, Y. W. (1989). Single-Component and Multicomponent Adsorption Equilibria . *Ind. Eng. Chem. Res*, 2.

XII. Anexo

Anexo 1. Diseño del Reactor

Cálculo de la masa y volumen del catalizador

Teniendo los siguientes datos del catalizador:

Tiempo espacial (τ)	kmol/h*kgcat	0.2
Densidad bulk del cat.	kg/m3	1260

Tabla 10. Datos del catalizador (Arndt, Laugel, & Levchenko, 2011) (Edwards & Tyler, 1990)

Hallando la masa del catalizador necesario para el flujo molar de entrada:

$$W = \frac{F}{\tau} = \frac{31232.5}{0.21} = 147608.7\ kg_{cat}$$

Usando el dato de densidad del catalizador se halla el volumen total necesario de catalizador en el lecho.

$$V = \frac{W}{\rho} = \frac{147608.7}{1260} = 117.15\ m^3$$

Balance de Energía para el reactor de lecho fijo

Para realizar el balance de energía de lecho fijo, se parte de la ecuación general de balance de energía:

$$\dot{Q} = UA(T_0 - T) = \Delta H_{reactor}$$

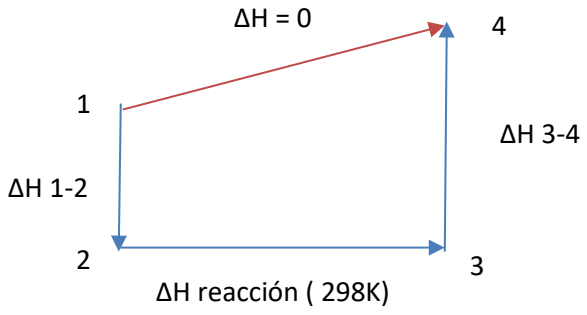
Análisis para un reactor adiabático

En este reactor se cumple:

$$\Delta H_{reactor} = 0$$

El objetivo de estos cálculos es encontrar la temperatura (T1) a la cual deben entrar los reactantes al reactor para obtener una temperatura de salida de 700ºC.

Aplicando ley de Hess. A sabiendas que la entalpía es una función de estado, para hallar la entalpía implicada en el reactor, se tomará un camino alternativo: Los reactantes, a la temperatura T1 de entrada son enfriados hasta la temperatura de 298.5K (25°C), para luego reaccionar a esta temperatura y finalmente son calentados hasta la temperatura de 973K (700°C). El cambio de entalpía del proceso antes mencionado es igual al cambio de entalpia implicada en el reactor (sistema).



$$\Delta H = \Delta H_{1-2} + \Delta H_{rxn} + \Delta H_{3-4} = 0$$

Donde:

$$\Delta H^{0}_{rxn} = Hf^{0}_{\text{Productos}} - Hf^{0}_{\text{reactantes}}$$

Del libro de Yaws, 1999, se obtuvieron las siguientes entalpías de formación:

	Δhf°(kJ/mol)
Metano	-74.5
Etano	-83.8
Etileno	52.5
CO2	-393.5
CO	-110.5
H2O	-241.8
Argon	0
Oxígeno	0

Para hallar la entalpía de reacción estándar se usarán dichas entalpías de formación:

Para la reacción: $2CH_4 + O_2 \rightarrow C_2H_4 + 2H_2O$

$$\Delta \text{Hr}^\circ = \Delta \text{Hf}^\circ_{C_2H_4} + 2\Delta \text{Hf}^\circ_{H_2O} - \Delta \text{Hf}^\circ_{CH_4} = -802{,}6 \frac{kJ}{mol_{C_2H_4}}$$

Para la reacción: $2CH_4 + 0.5O_2 \rightarrow C_2H_6 + H_2O$

$$\Delta \text{Hr}^\circ = \Delta \text{Hf}^\circ_{C_2H_6} + \Delta \text{Hf}^\circ_{H_2O} - 2\Delta \text{Hf}^\circ_{CH_4} = -282.1 \frac{kJ}{mol_{C_2H_6}}$$

Para la reacción: $CH_4 + 1.5O_2 \rightarrow CO + 2H_2O$

$$\Delta \text{Hr}^\circ = \Delta \text{Hf}^\circ_{CO} + 2\Delta \text{Hf}^\circ_{H_2O} - \Delta \text{Hf}^\circ_{CH_4} = -176.6 \frac{kJ}{mol_{CO}}$$

Para la reacción: $CH_4 + 2O_2 \rightarrow CO_2 + 2H_2O$

$$\Delta \text{Hr}^\circ = \Delta \text{Hf}^\circ_{CO_2} + 2\Delta \text{Hf}^\circ_{H_2O} - \Delta \text{Hf}^\circ_{CH_4} = -519.6 \frac{kJ}{mol_{C_2H_4}}$$

De tal manera, la entalpía de reacción estándar de nuestro proceso es:

$$\sum \text{n}_i \cdot \Delta \text{Hr}^\circ_i = -2{,}71 \cdot 10^9 \frac{kJ}{h}$$

Por otro lado, el proceso 1-2 y 3-4 , son procesos en donde se gana y pierde calor específico. Del libro de Yaws, 1999, se usó la siguiente correlación para la capacidad calorífica:

$$Cp\left(\frac{J}{mol.K}\right) = A + B \times T + C \times T^2 + D \times T^3 + E \times T^4$$

Tabla 11 Constantes para calcular las capacidades caloríficas de los compuestos en fase gaseosa (Yaws, 2003)

	A	B	C	D	E
Metano(g)	34.942	-0.039957	0.00019184	-0.000000153	3.9321E-11
Etano(g)	28.146	0.04345	1.8946E-04	-1.908E-07	5.3349E-11
Etileno(g)	32.083	-0.01483	2.4774E-04	-2.377E-07	6.8274E-11
CO2(g)	27.437	0.04232	-1.9555E-05	3.997E-09	-2.9872E-13
CO(g)	29.556	-0.00658	2.0130E-05	-1.223E-08	2.2617E-12
H2O(v)	3.35E-01	6.88E-06	7.60E-09	-3.59E-12	0
Argón(g)	134.39	-1.989	0.011043	0	0
Oxígeno(g)	2.65E+01	1.17E-02	-4.44E-06	8.43E-10	-5.92E-14

$$\Delta H_{1-2} = \sum \dot{n}_i \times \int_{T1}^{298.15} Cp_i \times dT$$

$$\Delta H_{3-4} = \sum \dot{n}_i \times \int_{298.15}^{973} Cp_i \times dT = 8.83 \cdot 10^8 \frac{kJ}{h}$$

Finalmente:

$$\Delta H = \sum \dot{n}_i \times \int_{T1}^{298.15} Cp_i \times dT + 8.83 \cdot 10^8 + \left(-2.71 \cdot 10^9\right) = 0$$

Resolviendo

$$T_1 = -659.12K$$

Este resultado es imposible, ya que viola la tercera ley de la termodinámica. De este valor se puede concluir que en nuestro proceso, no podemos llevar a cabo un reactor adiabático. Por lo tanto, se requiere trabajar el reactor de manera isotérmica con agua de enfriamiento.

Análisis para un reactor isotérmico

Realizando el mismo análisis como el anterior pero considerando ahora T1 como 700ºC se obtiene una entalpía total de:

$$\Delta H = \Delta H_{1-2} + \Delta H_{rxn} + \Delta H_{3-4} = 0$$

$$\Delta H_{reactor} = -2.93 \cdot 10^9 \frac{kJ}{h}$$

Enfriamiento del reactor

El enfriamiento del reactor de lecho fijo es necesario debido a que al trabajar el reactor de forma adiabática, la temperatura del reactor aumentará fuera del rango de trabajo de la reacción debido a que la reacción global es exotérmica. Por lo tanto, un reactor isotérmico es más indicado. Este

tipo de reactor isotérmico es uno tipo multitubular no adiabático, el cual consiste en un juego de tubos incluidos en el reactor para la transferencia de calor con un fluido frio

DISEÑO DEL REACTOR MULTITUBULAR

El volumen de un solo reactor de lecho fijo es de 117 m3. El número de reactores en paralelo será de 4 para disminuir la carga de agua de enfriamiento en cada reactor y mejorar la transferencia de calor. Por lo tanto, el volumen de cada reactor es de 29.3 m3. Fijando la relación de longitud y diámetro del reactor L/D a 3:1, se obtienen las siguientes dimensiones de cada reactor:

$$L = 7m$$
$$D = 2.32m$$

El medio de enfriamiento será agua de enfriamiento ya que se tiene la intención de usar el calor para vaporizar el agua y tener como resultado una fuente de vapor de agua. Esto es posible y que el calor de transferencia en cada reactro 7.3E+08 kJ/h, y la temperatura del reactor en la zona de reacción es de 700°C y las fuentes de calor con temperaturas mayores a 250°C son potenciales en formar vapor de agua.

El agua de enfriamiento se tiene disponible a 25°C. Para hallar el flujo de agua de enfriamiento necesario, se calcula el calor necesario para precalentarlo hasta 130°C y luego para vaporizar:

$$H_p = 4.18\frac{kJ}{kg°C}(130-25) = 4.42E+02\frac{kJ}{kg}$$

$$H_{vap.(130°C)} = \lambda_{v(130°C)} = 2174\frac{kJ}{kg}$$

$$H_T = H_{vap} + H_p = 2.62E+03\frac{kJ}{kg}$$

Por lo tanto el flujo de agua necesario es :

$$F_{H_2O} = \frac{7.3\times10^8\,\frac{kJ}{h}}{2.62\times10^3\,\frac{kJ}{kg}} = 2.80\times10^5\,\frac{kg_{H2O}}{h}$$

Las características de los tubos para el reactor multitubular son:

$$d_0 = 54mm \quad d_i = 50mm \quad L = 7m$$

El material a elegir es acero, el cual posee una conductividad térmica de 100W/m.K

Calculo del coeficiente de transferencia en el lado del tubo

Para la zona de precalentamiento el LMTD:

$$LMTD_p = \frac{(700-25)-(700-130)}{\ln(\frac{700-25}{700-130})} = 621°C$$

Y la suposición inicial del coeficiente global de transferencia de calor:

$$U_0 = 1300 \frac{W}{m^2.K}$$

Por lo tanto, el área de transferencia necesaria es:

$$A_p = \frac{Q_p}{U_{p0} \times LMTD} = \frac{\left(2.8 \times 10^5 \frac{kg}{h} \times 4.42 \times 10^2 \frac{kJ}{kg}\right) \times \frac{1000}{3600}}{1300 \frac{W}{m^2.\Delta K} \times 621 \Delta°C} = 42.58 m^2$$

En la zona de evaporación el LMTD:

$$LMTD_V = 700 - 130 = 570°C$$

Y la suposición inicial del coeficiente global de transferencia de calor:

$$U_0 = 3000 \frac{W}{m^2.K}$$

Por lo tanto, el área de transferencia necesaria es:

$$A_p = \frac{Q_p}{U_{p0} \times LMTD} = \frac{\left(2.8 \times 10^5 \frac{kg}{h} \times 2174 \frac{kJ}{kg}\right) \times \frac{1000}{3600}}{3000 \frac{W}{m^2.\Delta K} \times 570 \Delta°C} = 98.9 m^2$$

El área de transferencia de un tubo es:

$$A_{1t} = \pi D_0 L = \pi \times 54 \times 10^{-3} \times 7 = 1.18 m^2$$

El número de tubos en el reactor son:

$$N_t = \frac{A_{total\,0}}{A_{1tubo}} = \frac{(42.58 + 98.9) m^2}{1.18 m^2} = 120 tubos$$

La temperatura media en zona de los tubos:

$$T_t = \frac{130 + 25}{2} = 77.5°C$$

Área seccional por cada tubo:

$$A_{s.t} = \frac{\pi D_i^{\,2}}{4} = \frac{\pi \left(50 \times 10^{-3}\right)^2}{4} = 0.0020 m^2$$

Área seccional total

$$A_{sT} = N_t \times A_{st} = 120 \times 0.0020 = 0.236 m^2$$

La velocidad del flujo de agua a través del tubo:

$$u = \left(\frac{F_{H_2O}}{\rho_{H_2O}} \right) \times \frac{1}{3600} \times \frac{1}{A_{sT}} = \left(\frac{2.8 \times 10^5 \frac{kg}{h}}{974.7 \frac{kg}{m^3}} \right) \times \frac{1}{3600} \times \frac{1}{0.236 m^2} = 0.339 \frac{m}{s}$$

El coeficiente de transferencia de calor se calcula con la siguiente correlación:

$$h_i = \frac{4200 \times (1.35 + 0.02 \times T) \times u^{0.8}}{d_i^{0.2}} = 2343.18 \frac{W}{m^2.K}$$

Cálculo del coeficiente de transferencia en la zona de reacción:

En la zona de reacción la transferencia de calo se da por dos mecanismos, por radiación y por convección:

$$h_0 = h_c + h_R$$

Existe un equivalente de coeficiente de transferencia de calor por radiación y se calcula:

$$h_R = \frac{\varepsilon \times \sigma \times \left(T_g^4 - T_W^4 \right)}{\left(T_g - T_w \right)}$$

Donde

$$\varepsilon = emisividad$$
$$\sigma = 5.78 \times 10^{-8} \frac{W}{m^2 \times K^4}$$
$$T_g = temperaura\ del\ gas$$
$$T_w = temperatura\ de\ la\ pared$$

Fijando como valor razonable la temperatura en la pared exterior de los tubos Tw=500°C=773K y siendo la temperatura del gas Tg=700°C=973K

$$h_R = 77.9 \frac{W}{m^2.°C}$$

Para el cálculo del coeficiente de transferencia de calor por convección, se realizará un cálculo aproximado:

Primero, se debe de hacer una corrección de la dimensiones del reactor ya que en este incluyen el volumen de los tubos. Se mantendrá la longitud del reactor y se aumentará el diámetro para cubrir el volumen extra de los tubos. El nuevo diámetro del reactor es:

$$D_{corregido} = 2.39m$$

El diámetro equivalente por donde recorre la corriente de gas se calcula:

$$D_e = \frac{4 Área\ \text{sec}ción\ transversal}{Perimétro\ mojado}$$

$$D_e = 0.000827m$$

El número de Reynolds y Prandtl:

$$\mathrm{Pr} = 7.26E-01$$

$$\mathrm{Re} = 1.16E+03$$

El valor de jh=0.019

Por lo tanto , el valor de hc =3.24E+03 W/m2.C

$$h_0 = 3.24E+03 + 77.9 = 3.32E+03 \frac{W}{m^2.C}$$

El valor de coeficiente global de transferencia es:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_0} + \frac{1}{h_i} + \frac{D_0 \ln(\frac{D_0}{D_i})}{2k}} = \frac{1}{\frac{1}{3318.42} + \frac{1}{2343.178} + \frac{54\times10^{-3}\times\ln(\frac{54}{50})}{2\times100}} = 1335.2 \frac{W}{m^2.s}$$

Este valor de coeficiente global de transferencia hallado es cercano al valor inicial supuesto. Por lo tanto se toma como correctos todos los cálculos previos.

Cálculo del coeficiente de transferencia en la zona de evaporación:

Zona de los tubos:

Para el cálculo del coeficiente de transferencia de calor por evaporación se hará uso de la siguiente correlación:

$$h_{vi} = 5.56 \times (T - Ts)^3$$

$Donde:$

$T: temperatura\ en\ la\ pelicula\ de\ evaporación.(^\circ\mathrm{C})$

$Ts: Temperatura\ de\ saturación.(^\circ\mathrm{C})$

Se fija como valor de temperatura en la película de 200°C

$$hvi = 2.82E+08 \frac{W}{m^2.^\circ C}$$

El coeficiente de transferencia de calor en la zona de reacción es:

$$h_0 = 3.32E+03 \frac{W}{m^2.C}$$

Si se calcula el coeficiente global de transferencia:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_0} + \frac{1}{h_i} + \frac{D_0 \ln(\frac{D_0}{D_i})}{2k}} = \frac{1}{\frac{1}{3318.42} + \frac{1}{2.82E+08} + \frac{54\times10^{-3}\times\ln(\frac{54}{50})}{2\times100}} = 3104.3\frac{W}{m^2.s}$$

Este resultado es muy cercano al que se tomó como valor inicial por lo tanto se toman como correctos lo cálculos hechos y no se necesita volver a iterar.

Anexo 2. Separador de Agua

En la destilación flash se removerá el agua luego de haber enfriado, comprimido y nuevamente enfriado.

En este proceso se debe analizar por fases, ya que los hidrocarburos son inmiscibles en el agua, estos no condensaran junto a ella. La primera fase en condensar será la acuosa debido al mayor punto de ebullición de esta fase.

Se tomarán los flujos de salida obtenidos en el reactor y se halla el porcentaje molar de cada compuesto en esta fase.

Tabla 12 Flujos y composiciones molares de los compuestos en la fase acuosa a la entrada del destilador

Compuesto	Unidad	Flujo	% Mol en fase
Argón	kmol/h	31.2	0.245%
Oxígeno	kmol/h	468.5	3.677%
CO	kmol/h	453.7	3.561%
CO2	kmol/h	2425.8	19.039%
H2O	kmol/h	9361.7	73.477%
Fase acuosa	kmol/h	14177.3	

Para calcular la composición del vapor en la fase acuosa, se debe calcular la fracción vaporizada de esta fase mediante Rachford-Rice:

$$\sum \frac{(\alpha - 1)\cdot z_i}{1 + (K_i - 1)\cdot \alpha} = 0$$

$$y_i = \frac{k_i \cdot z_i}{1 + (K_i - 1)\cdot \alpha}$$

Los valores de coeficientes de distribución son hallados mediante la correlación de Standing:

Donde:

$$k_i = \frac{1}{p} 10^{a + cF_i}$$

$$a = 1.2 + 4.5 \times 10^{-4} p + 1.5 \times 10^{-9} p^2$$

$$c = 0.89 - 1.7 \times 10^{-4} p - 3.5 \times 10^{-8} p^2$$

$$F_i = b_i\left(\frac{1}{T_{bi}} - \frac{1}{T}\right)$$

$$b_i = \frac{\log\left(\frac{p_{ci}}{14.7}\right)}{\frac{1}{T_{bi}} - \frac{1}{T_{ci}}}$$

Para este caso, se ha fijado como condiciones del flasheo lo siguiente:

a	c
1.332429654	0.83699474

Tabla 13 Resultados de los k-value de cada componente a las condiciones de 20atm y 35°C

Compuesto	Pc (psi)	Tb (R)	Tc (R)	b	F	K
Argón	705.32	157.14	271.242	628.0	2.9	18.25
Oxígeno	736.9	162.37	278.67	661.4	2.9	18.86
CO	507	146.17	239.77	575.8	2.9	19.60
CO2	1071	350.47	547.67	1812.8	1.9	2.87
H2O	3208	671.77	1165.37	3709.6	-1.2	0.008

En dicho caso, aplicando el método de Rachford-Rice e iterando los valores de α, se obtiene:

$$\alpha = 0.26727527$$

De tal manera, se obtiene los flujos finales en la fase vapor de cada compuesto:

$$F_i = y_i \cdot F_{fase\ ac.}$$

De tal forma se obtiene la corriente de vapor:

Tabla 14 Condiciones de operación en el separador

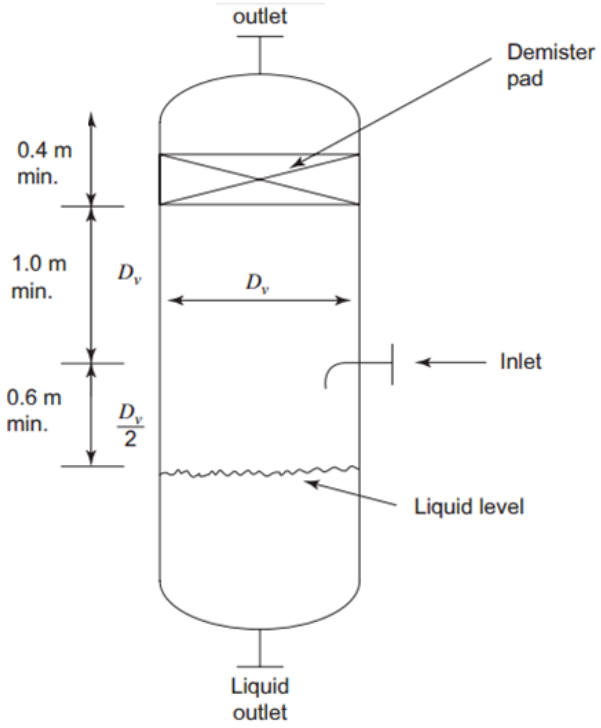
Temperatura	°C	50
Presión	atm	10

Tabla 15 Composición de los flujos de cada componente en la corriente de salida del separador

Compuesto	Unidad	Flujo
Argón	kmol/h	31.2
Oxígeno	kmol/h	468.4
CO	kmol/h	453.7
CO2	kmol/h	2410.3
H2O	kmol/h	43.0
Metano	kmol/h	16380.7
Etano	kmol/h	536.9

Etileno	kmol/h	1534.1

Los parámetros de diseño son tomados de (Towler & Sinnott, 2013),



Por las dimensiones del separador, se ha decidido hacer el diseño para 4 unidades, de tal forma que el flujo se divide equitativamente.

$$u_t = 0.07 \cdot \left[\frac{\rho_L - \rho_g}{\rho_g}\right]^{1/2}$$

Donde: u_t *= Velocidad de separación (m/s)*
ρ_L*=Densidad del líquido (kg/m³)*
ρ_v*=Densidad del gas (kg/m³)*

Calculando se obtiene:

$$u_t = 0.784 \frac{m}{s}$$

$$D_v = \sqrt{\frac{4V_v}{\pi \cdot u_s}}$$

Donde: D_v *= Mínimo diámetro del recipiente (m)*
V_v *= Flujo volumétrico del gas (m3/s)*
$u_s = u_t$ *si se usa un demister*

Se procede a calcular el valor de D_0*:*

$$F_g = \sum_i M_i \cdot F_i^g = 456918.7 \frac{kg}{h}$$

Donde: Mi = Masa molar del compuesto i
F_i^g *= Flujo másico del compuesto i en la fase gaseosa*

$$V_v = \frac{F_g/4}{\rho_g} = 114229.675\frac{kg}{h}\cdot\frac{1}{7.89\,{}^{kg}/_{m^3}}\cdot\frac{1h}{3600s} = 4.02\frac{m^3}{s}$$

$$D_v = \sqrt{\frac{4\cdot 1.73}{\pi\cdot 0.572}} = 2.56\ m$$

Ahora se calcula el nivel del líquido mínimo que debe permanecer en el fondo:

$$F_L = \sum_i M_i \cdot F_i^L = 168424.2\frac{kg}{h}$$

Donde: *Mi = Masa molar del compuesto i*
F_i^L = Flujo másico del compuesto i en la fase líquida

$$V_L = \frac{F_L/4}{\rho_g} = 42106.05\frac{kg}{h}\cdot\frac{1}{998\,{}^{kg}/_{m^3}}\cdot\frac{1h}{3600s} = 0{,}012\frac{m^3}{s}$$

Dándole un tiempo de residencia de 10 minutos al líquido.

$$V_{retenido} = \frac{V_L}{10min}\cdot\frac{1min}{60s} = 7.03\ m^3$$

$$h_L = \frac{V_{retenido}}{área\ trans.} = \frac{7.03}{\pi\,.\,{(2.56)^2}/{4}} = 1.37\ m$$

Por lo tanto, la altura total es:

$$H = h_L + \frac{D_v}{2} + D_v + 0.4 = 5.6\ m$$

Selección de material: *Debido a que el equipo se encuentra presurizado y para evitar problemas de corrosión debido al agua líquida con contenido de CO2, se elegirá acero inoxidable 304.*

Material	**Acero Inoxidable 304**	
Densidad	kg/m3	8000
Máxima tensión (S)	psi	20000

Calculando el espesor de la sección cilíndrica:

$$t = \frac{P_i D_i}{2SE - 1.2\,P_i}$$

Donde: *t: espesor (mm)*
Pi: Presión interna (N/mm2)
Di: Diámetro del recipiente cilíndrico
S: Máxima tensión permitido (N/mm2)
E: Eficiencia de las uniones

La presión de diseño será 10% más de la presión manométrica de trabajo

$$Pi = (10atm - 1atm) * 1.1 = 9.9\ atm$$

$$Pi = 1.0031\ N/mm2$$

La máxima tensión es 20 kpsi:

$$S = 20kpsi = 137.9\ N/mm$$

Espesor de la sección cilíndrica:

$$t = \frac{1.0031 * (2.56 * 10^3)}{2 * 137.9 * 1 - 1.2 * 1.0031} = 9.3\ mm$$

Se halla la masa total del recipiente:

$$\text{Shell mass} = \pi D_c L_c t_w \rho$$

$$M = 3360.2\ kg$$

Estimación del costo:

Tabla 16 Parámetros para estimación de costo de capital (JAN. 2010 CEPCI = 532.9) (Towler & Sinnott, 2013)

Equipment		Units for Size,S	Slower	Supper	a	b	n
Pressure vessels	Vertical 304	shell mass, kg	120	250000	17400	79	0.85
	Horizontal 304	shell mass, kg	120	50000	12800	73	0.85

$$Ce = a + bS^n$$

Ce = costo de compra del equipo en $US basado en la Costa del Golfo, enero 2010 (CEPCI = 532.9)

a,b = Constantes del costo

S = Tamaño del parámetro

n = Exponente para el tipo de equipo

Para este caso hay 4 separadores, con lo cual el costo será:

$$Ce = 4 * (17400 + 79 * 3360.2^{0.85}) = \$\,383{,}723.40$$

Al llevarlos al 2016, el CEPCI enero 2016 es 536.5:

$$Costo_{2016} = 383{,}723.40 \cdot \frac{536.5}{532.9} = \$\,386{,}315.64$$

Anexo 3. Absorbedor de CO2

Para hallar el flujo de solución de MEA al 30% en el absorbedor se debe hallar el flujo mínimo requerido, el cual es establecido por la curva de equilibrio del sistema MEA-H2O-CO2. Se estable que la operación tendrá un porcentaje de absorción del 95%(valor típico).

La curva de equilibrio del sistema MEA-H2O-CO2 es obtenida de la correlación (Qing Xu, 2011):

$$\ln P_{CO_2}(Pa) = 39.3 - 12155.\frac{1}{T} - 19.\alpha^2 + 1105.\frac{\alpha}{T} + 12800.\frac{\alpha^2}{T}$$

α: moles de CO2/moles de MEA.

Pco2: Presión parcial de CO2

Para la temperatura de 30 °C (303.15K), los datos de equilibrio son los siguientes:

pco2(kpa)	0.0008	0.0025	0.0047	0.0212	0.0290	0.0802	0.1153	0.1264
α(mol de CO2/mol mea)	0.102	0.206	0.25	0.337	0.353	0.401	0.417	0.421

0.1676	0.2349	0.9150	1.82	3.72	7.84	16.99	37.93	87.17

0.433	0.447	0.5	0.525	0.55	0.575	0.6	0.625	0.65

Transformando pco2 a yi (fracción molar de CO2 en la fase gaseosa) y α a xi (fracción molar de CO2 en la fase líquida) , se obtiene:

yco2	1.34E-06	4.14E-06	7.74E-06	3.48E-05	4.77E-05	1.32E-04	1.90E-04	2.08E-04
xco2	1.13E-02	2.26E-02	2.73E-02	3.64E-02	3.81E-02	4.30E-02	4.47E-02	4.51E-02

2.76E-04	3.86E-04	1.51E-03	2.99E-03	6.12E-03	1.29E-02	2.80E-02	6.24E-02	1.43E-01
4.63E-02	4.77E-02	5.31E-02	5.56E-02	5.81E-02	6.06E-02	6.30E-02	6.55E-02	6.79E-02

Igualmente, transformando a Relaciones molares:

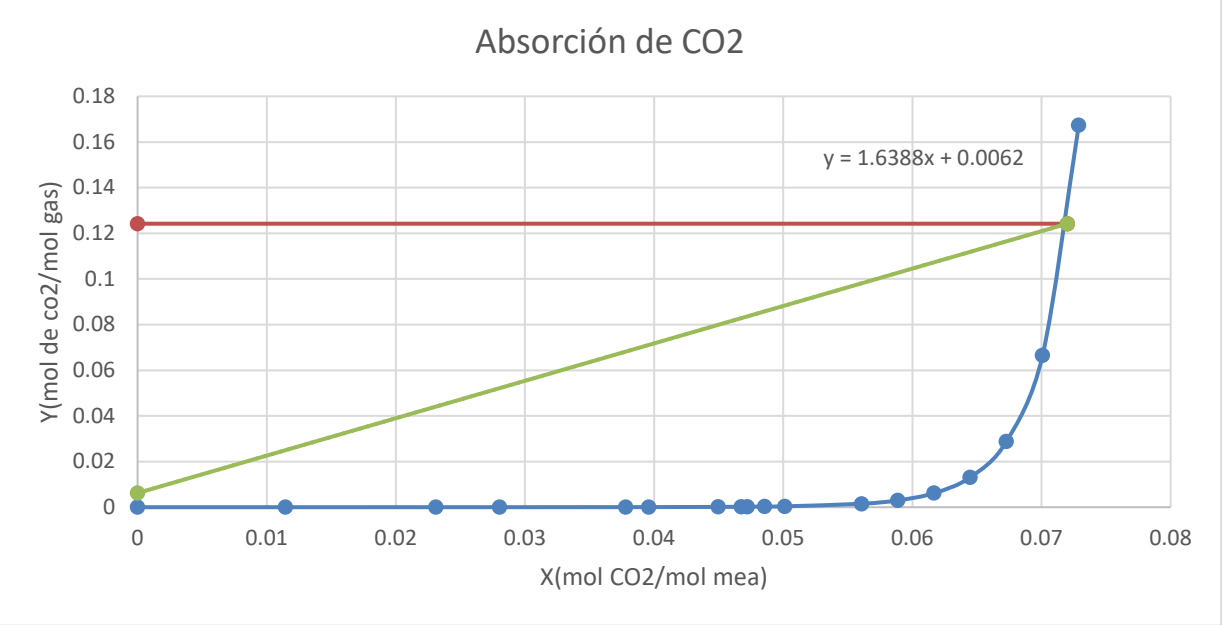
Yco2	0	1.34E-06	4.14E-06	7.74E-06	3.48E-05	4.78E-05	1.32E-04	1.90E-04	2.08E-04
Xco2	0	1.14E-02	2.31E-02	2.80E-02	3.78E-02	3.96E-02	4.50E-02	4.68E-02	4.72E-02

2.76E-04	3.86E-04	1.51E-03	3.00E-03	6.16E-03	1.31E-02	2.88E-02	6.65E-02	1.67E-01
4.86E-02	5.01E-02	5.61E-02	5.89E-02	6.17E-02	6.45E-02	6.73E-02	7.01E-02	7.29E-02

En la corriente gaseosa, se fija que la corriente de gas inerte (no interviene en la absorción) corresponde a las moles de los otros componentes diferentes al dióxido de carbono.

Las concentraciones en el tope son de X2=0 y Y2= (1-0.95)*Y1=0.00617.

Se grafica la curva de equilibrio, y se halla la relación mínima de líquido- gas:



Se obtiene que la relación mínima de líquido-gas es igual a 1.6388. Por tanto, el flujo mínimo de líquido es:

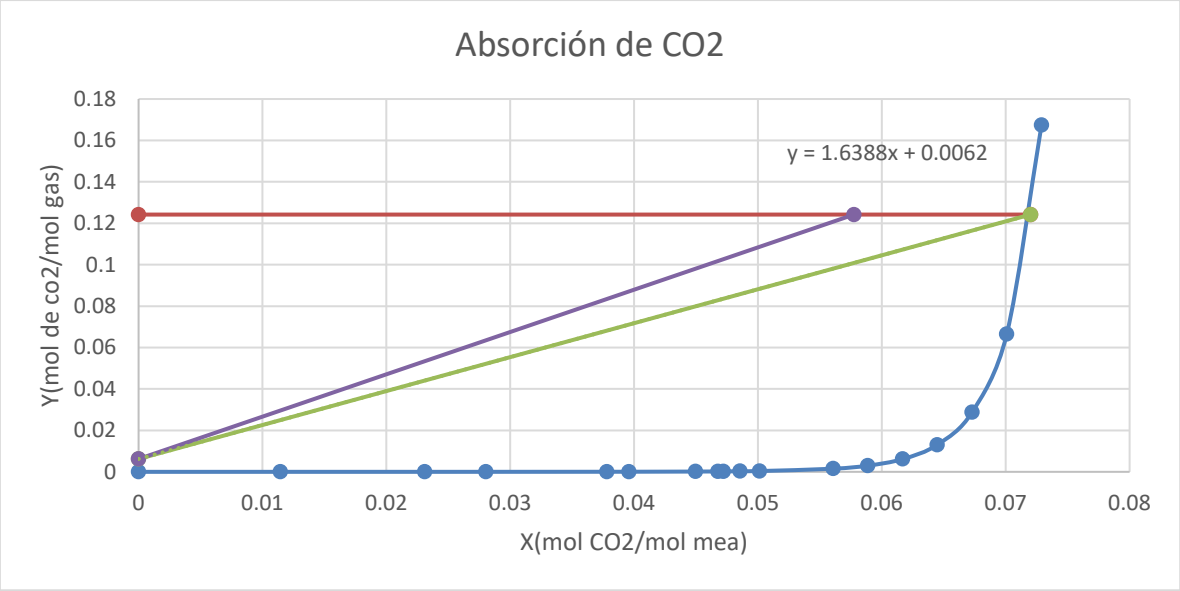
$$\left(\frac{Ls}{G_s}\right)_{\min} = 1.6388 \rightarrow Ls_{mín} = 1.6388 \times 19405.2 = 31717.83 \frac{kmol}{h}$$

$$Ls_{mín} = 31717.83 \frac{kmol}{h}$$

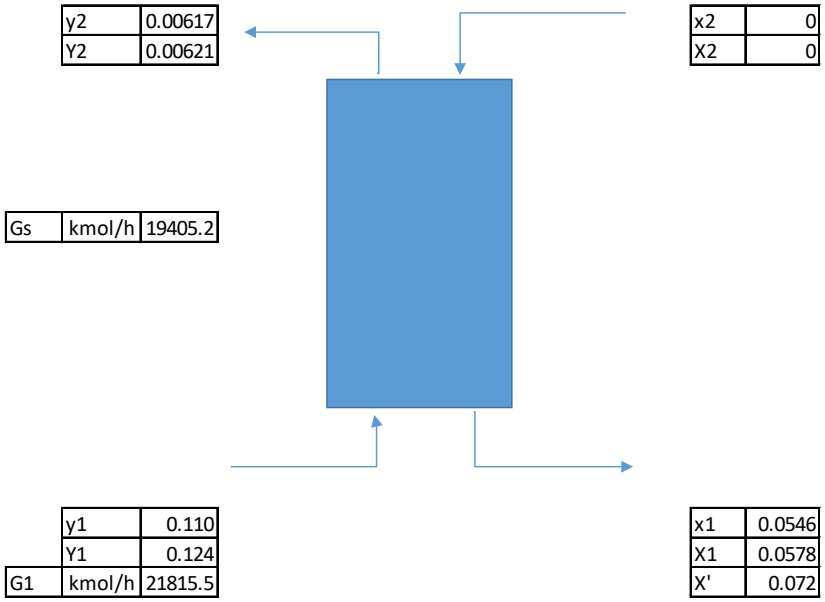
Se trabajará con un factor de 1.25 veces el flujo mínimo. Por lo tanto:

$$L_S = 39647.3 \frac{kmol}{h}$$

La curva de operación se muestra en la siguiente gráfica:

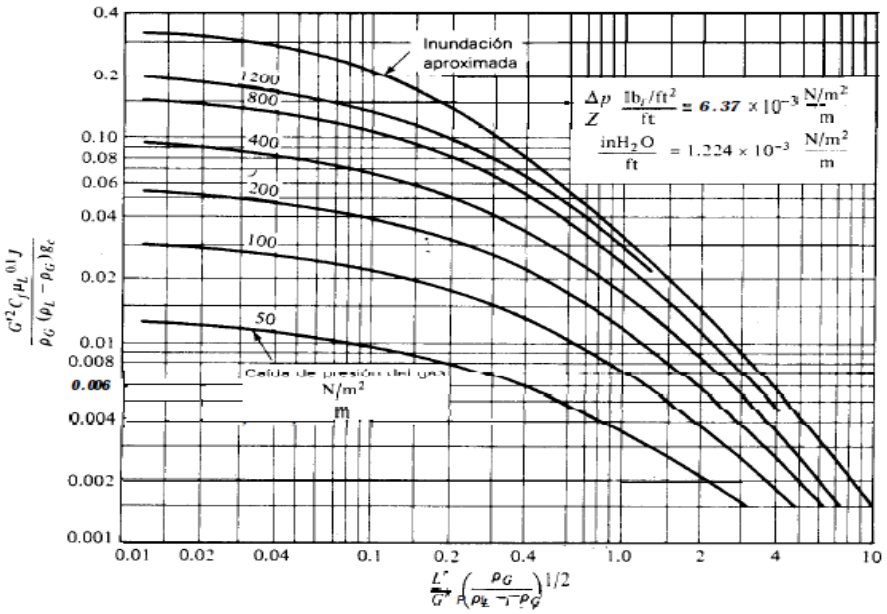


Finalmente, las concentraciones en el tope y en el fondo en la columna de absorción son las siguientes:



DIÁMETRO

Para el cálculo del diámetro de la columna de absorción, se hará uso del siguiente diagrama para la caída de presión de columnas de absorción con empaque al azar: (Treybal, 1988)



Las propiedades del gas y líquido son las siguientes a 30°C y 6 atm:

$$\rho_G = 4.06\frac{kg}{m^3}\ (\text{HYSYS}) \qquad \rho_L = 992\frac{kg}{m^3}, \mu_L = 0.001061 Pa.s\left(Manuel\ Sobrino,\ 2016\right)$$

El tipo de anillo elegido son los tipos de anillos Pall, ya que a pesar de que son más costos que los anillos Rashing , generan menor caída de presión y mayor área de contacto para un mismo tamaño de anillo. Los anillos Rashing son los más económicos, pero estos incrementan el costo fijo del equipo absorbedor (Towler & Sinnott, 2013) .El material de los anillos pall es de metal, ya que estos resisten las soluciones álcalis (a diferencia de los cerámicos) y tienen mayor resistencia a la deformación comparadados a los de plástico (Treybal, 1988).

El tamaño de los anillos de serán de 50 mm, ya que para flujos de gas mayores a 1 m^3/s, se deben de elegir anillos de tamaños de 50 mm o mayores. (Treybal, 1988)

Las Propiedades de anillos Pall de 50 mm son:

Cf=20

TECHNICAL DATA

50mm Pall Rings

Free Space (%)	96
Specific Surface Area (m^2/m^3)	100
No. Per Unit Volume (m^3)	6,000
Packing Factor (m^{-1})	107
Specific Weight (kg/m^3) *Stainless Steel*	196 – 354
Dimensions (mm)	50 x 50
Thickness (mm)	0.5 – 0.9

Calculando el valor grafica de LOBO para nuestro problema:

$$x = \frac{L'}{G'} \cdot \left(\frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{1/2} = \left(\frac{1.01 \times 10^6}{6.06 \times 10^5} \right) \times \left(\frac{4.06}{992 - 4.06} \right) = 0.106$$

Se fija una caída de presión de 300 (N.m2/m), ya que se recomienda trabajar en el rango de 200 a 400 N.m2/m) (Treybal, 1988)

A partir del gráfico, se obtiene que:

$$y = 0.05 = \frac{G'^2 C_f \mu_L^{0.1}}{\rho_G (\rho_L - \rho_G)}$$

De donde se obtiene que:

$$D = 1.49m$$

El libro de Towler, 2013, recomienda las siguientes medidas con respecto al tamaño del empaque y el diámetro de la columna.

Tabla 17.Recomendaciones en el tamaño de empaque.

Diámetro de la columna (m)	Tamaño del empaque(mm)
0.3	<25
0.3-0.9	25-38
>0.9	50-75

De acuerdo a esta tabla, el tamaño de diámetro calculado y el tamaño de empaque elegido son correctos.

ALTURA

La altura, se calcula mediante la siguiente ecuación aproximada para columnas de absorción con reacción química:

$$z = H_{tOG} . \mathrm{N}_{tOG}$$

$$H_{tOG} = \frac{G_S}{K_G . a . p_t} \qquad N_{tOG} \approx \ln\left(\frac{Y1}{Y2} \right) + (Y1 - Y2)$$

El valor de KG es igual a 7.5*10^-6mol/(m2.s.Pa) y a=107 m2/m3
Evaluando:

$$H_{tOG} = 5.6m$$

$$N_{toG} = 3.11$$

$$\therefore z = 17.42m$$

Selección de material: *Debido a que el equipo se encuentra en contacto de una solución alcalina y se trabaja a presiones sólo de 6 atm y temperatura de 30°C , se elige acero al carbón*

Material	**Acero al carbón**	
Densidad	kg/m3	7900
Máxima tensión (S)	Psi	12900

Calculando el espesor de la sección cilíndrica:

$$t = \frac{P_i D_i}{2SE - 1.2\,P_i}$$

Donde: t: espesor (mm)
Pi: Presión interna (N/mm2)
Di: Diámetro del recipiente cilíndrico
S: Máxima tensión permitido (N/mm2)
E: Eficiencia de las uniones

La presión de diseño será 10% más de la presión manométrica de trabajo

$$Pi = (6atm - 1atm) * 1.1 = 5.5\ atm$$

$$Pi = 0.5585\ N/mm2$$

La máxima tensión es 12.9 kpsi:

$$S = 12.9psi = 82.74\ N/mm$$

Espesor de la sección cilíndrica:

$$t = \frac{0.5585 * (1.59 * 10^3)}{2 * 82.74 * 1 - 1.2 * 0.5585} = 5\ mm$$

Se halla la masa total del recipiente:

$$\text{Shell mass} = \pi D_c L_c t_w \rho$$

$$M = 3233.0\ kg$$

<u>Estimación del costo del vessel:</u>

Tabla 18 Parámetros para estimación de costo de capital (JAN. 2010 CEPCI = 532.9) (Towler & Sinnott, 2013)

Equipment		Units for Size,S	Slower	Supper	a	b	n
Pressure vessels	Vertical cs	shell mass, kg	160	250000	11600	34	0.85
	Horizontal cs	shell mass, kg	160	50000	10200	31	0.85

$$Ce = a + bS^n$$

Ce = costo de compra del equipo en $US basado en la Costa del Golfo, enero 2010 (CEPCI = 532.9)

a,b = Constantes del costo

S = Tamaño del parámetro

n = Exponente para el tipo de equipo

$$Ce = (11600 + 34 * 3233^{0.85}) = \$\,44{,}307$$

<u>Estimación del costo del relleno de anillos Pall:</u>

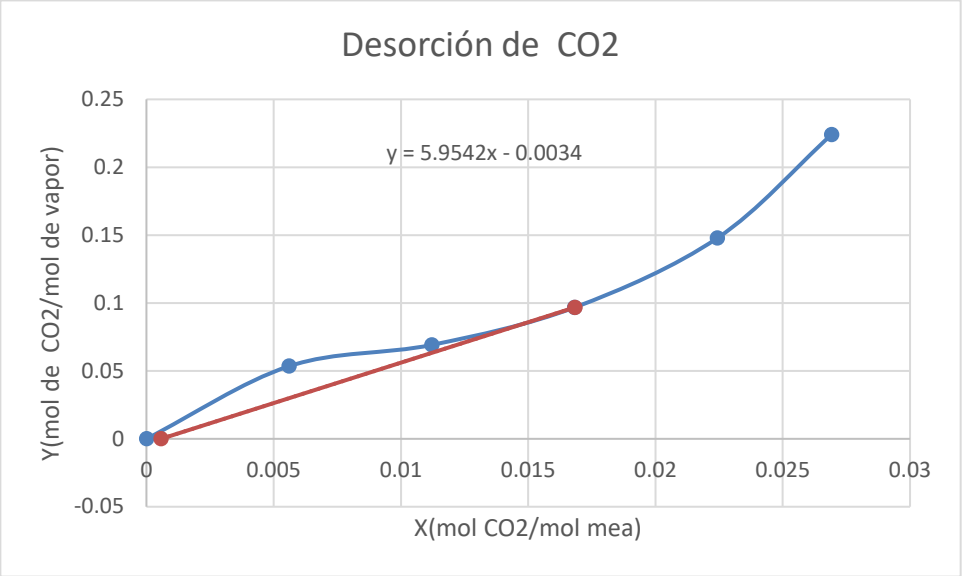
Equipment	Units for Size,S	Slower	Supper	a	b	n
Anillo Pall	M3	1	5	0	8500	1

$$Ce = (0 + 8500 * 30.17^{1}) = \$\,256{,}454$$

Anexo 4: Desorbedor de aminas

De igual forma, se halla la relación mínima de gas –liquido.

La curva de equilibrio se calcula a 120°C(393.15K). Se removerá el 99% del contenido de CO2 contenido en la solución de MEA.



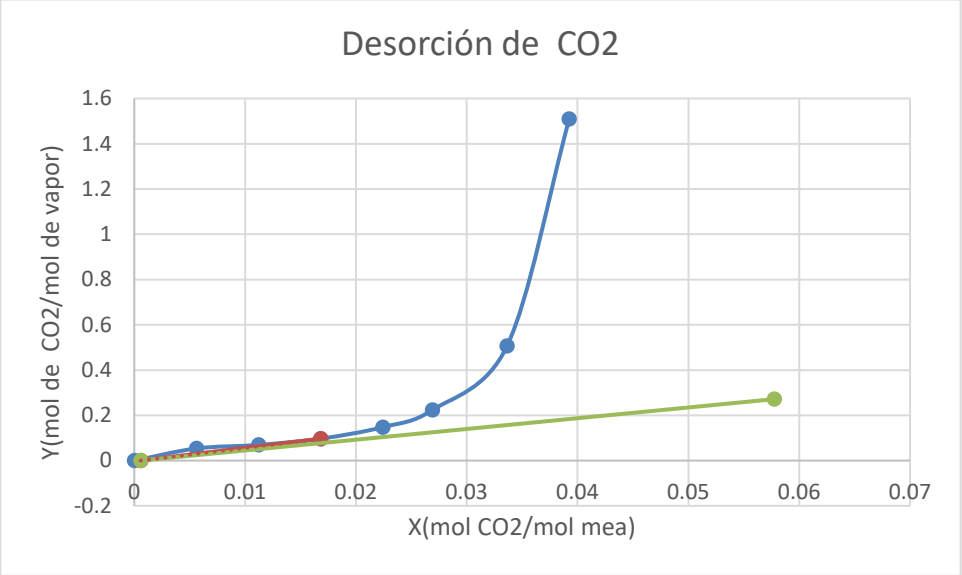
$$\left(\frac{Ls}{G_s}\right)_{\min} = 5.9542 \rightarrow Gs_{mín} = \frac{39647.3}{5.9542} = 6679.12\frac{kmol}{h}$$

$$Gs_{mín} = 6679.12\frac{kmol}{h}$$

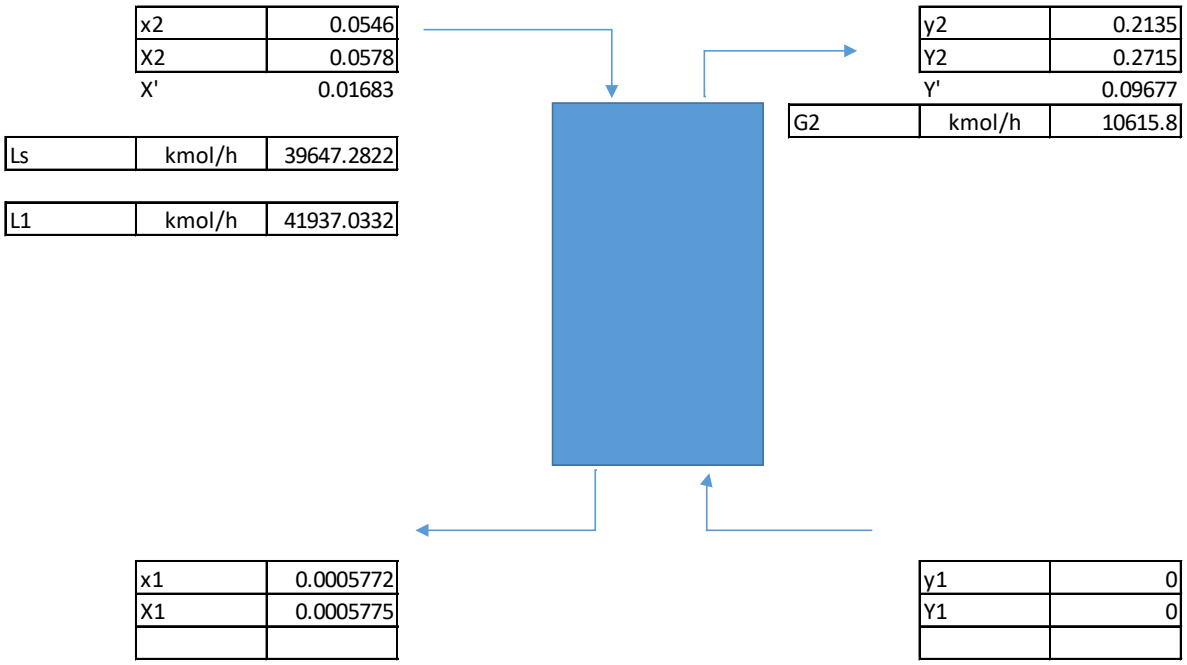
Se trabajará con 1.25 veces el flujo mínimo de gas requerido:

$$G_s = 8348.9\frac{kmol}{h}$$

Por lo tanto La curva de operación se muestra en la siguiente gráfica:



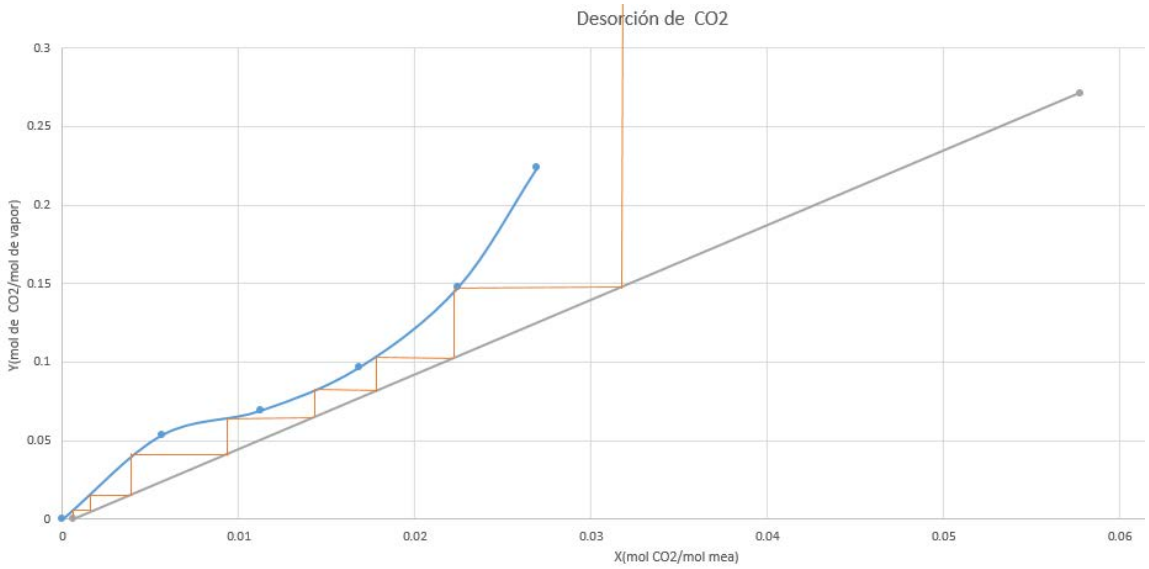
La concentraciones tanto en el tope y en fondo de la columna son :



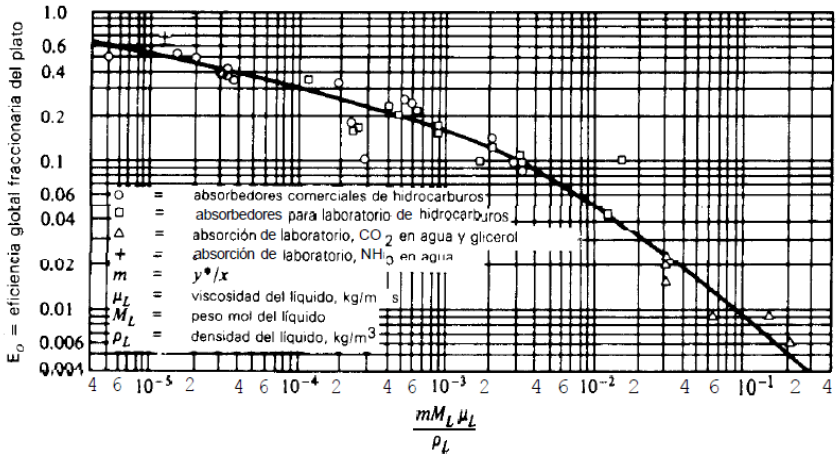
Desorción

CÁLCULO DEL NÚMERO DE PLATOS

A partir de la curva de equilibrio y la curva de operación, se calcula el número de platos. El número de platos ideales es igual a 7.5.



La eficiencia global se calcula a partir de la siguiente gráfica de eficiencias globales de torres de platos (Treybal, 1988):



$$x = \frac{m.M_L.\mu_L}{\rho_L} = \frac{2.53\times 18\times 0.001061}{992} = 4.86\times 10^{-5}$$

$$E_0 = 0.6$$

$$N_{p.\mathrm{Re}ales} = \frac{7.5}{0.6} \approx 13$$

DISEÑO DE LA COLUMNA DE PLATOS

El procedimiento para el diseño de columnas de platos es el procedimiento del libro de Treybal, 1988.

Para diseñar la columna de platos, primero se debe de fijar las siguientes dimensiones de los platos perforaciones:

Diámetro de las perforaciones: d0= 4.5mm (valor común)

(Distancia centro de perforaciones/diámetro de perforación) $\frac{p'}{d_0} = 3 \qquad \frac{p'}{d_0} = [2.5-5]$

$$\therefore p' = 13.5mm$$

(Área total perforaciones/área total activa):

$$\frac{A_0}{A_a} = 0.907.\left(\frac{d_0}{p'}\right)^2$$

$$\therefore \frac{A_0}{A_a} = 0.101$$

l(espesor del plato). Valor recomendado para platos de acero inoxidable: $\frac{l}{d_0} = 0.43$

$$\therefore l = 1.935mm$$

Cálculo del diámetro de la torre:

El espacio entre platos se fijará igual a: $t = 0.9m$ (Este valor es verificable si el diámetro de la torre se encuentra en el rango de 4-8 m)

La constante de inundación para la torre:

$$C_f = \left[\alpha.\log \frac{1}{\frac{L'}{G'}.\left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{1/2}} + \beta \right].\left(\frac{\sigma}{0.020}\right)^{0.2}$$

$$\alpha = 0.0744.t + 0.01173$$
$$\beta = 0.0304.t + 0.015$$

Calculando las constantes y la constante de inundación:

$$\alpha = 0.07869$$
$$\beta = 0.04236$$

$$C_f = \left[0.07869 \times \log \frac{1}{\frac{1005936 \frac{kg}{h}}{250022 \frac{kg}{h}}.\left(\frac{1.121 \frac{kg}{m^3}}{992 \frac{kg}{m^3}}\right)^{1/2}} + 0.04236 \right].\left(\frac{0.05N/m}{0.020}\right)^{0.2} = 0.133$$

La velocidad superficial del gas de inundación es:

$$V_F = C_f.\left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}\right)^{0.5}$$
$$V_F = 0.133.\left(\frac{992 - 1.121}{1.121}\right)^{0.5} = 4.19 m/s$$

Para el diseño de empleará el 50% de la velocidad superficial de inundación (valores de 75% o menores para sistemas que generan espuma).

$$V = Vf \times k; \mathrm{k} = 0.5$$

$$V = 2.09 m/s$$

$$An = \frac{Q\left(m^3/s\right)}{V} = \frac{62 m^3/s}{2.09 m/s} = 29.6 m^2$$

La relación (longitud vertedero/diámetro) : $W/T = 0.7$ (Valor típico)

Área utilizada por el vertedero: 8.8%.At

Área total:

$$A_t = \frac{An}{1 - \%A_t} = \frac{29.6 m^2}{1 - 8.8\%} = 32.45 m^2$$

Diámetro de la torre: $T = 6.46m$. Este valor verifica que la suposición de t=0.9m es correcta.

Los cálculos siguientes se realizan para verificar que las dimensiones del plato no causan problemas como: Inundación, Lloriqueo, Arrastre.

Cálculo del derramadero (h1) y la altura del derramadero (hw)

Se prueba el valor de h1=0.1mm=0.0001 mm. La relación W/Weff se calcula de la siguiente relación

$$\left(\frac{W_{eff}}{W}\right)^2 = \left(\frac{T}{W}\right)^2 - \left\{\left[\left(\frac{T}{W}\right)^2 - 1\right]^{0.5} + \frac{2h_1}{T}.\frac{T}{W}\right\}^2$$

H1/T=0.00002 y T/w= 1.43

$$\therefore \frac{W}{Weff} = 1$$

Corroboramos el valor de h1 asumido con la siguiente correlación:

$$h_1 = 0.666\left(\frac{q}{W}\right)^{2/3}\left(\frac{W}{Weff}\right)^{2/3}$$

$$\therefore h_1 = 0.10498m$$

Partiendo con este valor de h1 , finalmente obtenemos h1=0.10498m

Se fija el valor de hw =150mm= 0.15m

Cálculo de la caída de presión en seco hD:

$$\frac{2h_D g\rho_L}{V_0^2\rho_G} = C_0\left[0.40\left(1.25 - \frac{A_0}{A_n}\right) + \frac{4lf}{d_0} + \left(1 - \frac{A_0}{A_n}\right)^2\right]$$

Propiedades del vapor de agua:

$$\rho_G = 1.121\frac{kg}{m^3};\ \mu_G = 1.296\times10^{-5}$$ (Green & Perry, 2008)

El coeficiente del orificio:

$$C_0 = 1.09\left(\frac{d_0}{l}\right)^{0.25}$$

$$C_0 = 1.35$$

El área total de los orificios:

$$A_0 = 2.041m^2$$

$$V_0 = \frac{Q}{A_0} = 30.36m/s$$

$$\mathrm{Re} = \frac{\rho_G \times d_0 \times V_0}{\mu_G} = 11817(Flujo\ Turbulento)$$

$$f = 0.015\left(Green\ \&\ Perry,\ 2008\right)$$

$$h_D = 0.09755m$$

Cálculo del frente hidráulico h L:

$$h_L = 6.10\times10^{-3} + 0.725h_W - 0.238h_W V_0 \rho_G{}^{0.5} + 1.255\frac{q}{z}$$

$$V_a = \frac{Q}{A_a} = 3.06m/s$$

$$Z = \frac{T+W}{2} = 5.5m$$

$$h_L = 0.0107m$$

Caída de presión residual hR:

$$h_R = \frac{6\sigma g_c}{\rho_L d_0 g}$$

Propiedades de la fase líquida:

$$\sigma_L = 0.05\frac{N}{m}(Dong\ Fu,\ 2013); \rho_L = 992\frac{kg}{m^3}(Qing\ Xu,\ 2011)$$

$$h_R = 0.0069m$$

Caída de presión total del gas hG:

$$h_G = h_D + h_L + h_R$$
$$h_G = 0.1151$$

Perdida de presión en la entrada del liquido h2:

$$h_2 = \frac{3}{2g}\left(\frac{q}{A_{da}}\right)^2$$

$$A_V = 0.4725m^2$$

$$h_2 = 0.0543m$$

Retroceso en el vertedero h3:

$$h_3 = h_G + h_2$$
$$h_3 = 0.169\ m$$

Verificación de la inundación:

$$h_w + h_1 + h_3 < \frac{t}{2}$$

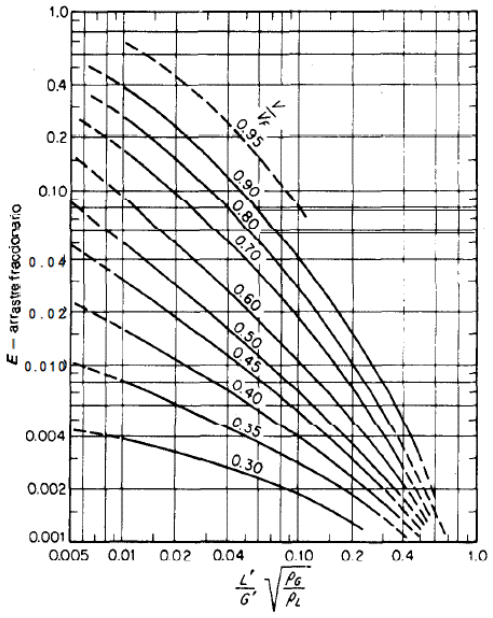
$0.4244 < 0.45$ $\therefore$ La columna no prsenta problema de inundación

El valor de t ecogido es satisfactorio.

Velocidad de lloriqueo

$$\frac{V_{ow}.\mu_G}{\sigma.g_c} = 0.0229\left(\frac{\mu_G^2}{\sigma g_c \rho_G d_0}.\frac{\rho_L}{\rho_G}\right)^{0.379}\left(\frac{l}{d_0}\right)^{0.239}\left(\frac{2A_0 d_0}{\sqrt{3}.p'^3}\right)^{2.8/(z/d_0)^{0.724}}$$

$V_{OW} = 0.00031m/s$ El plato no presenta lloriqueo



Arrastre

Se fijó el valor de: $\frac{V}{Vf} = 0.5$.

El valor del eje x:

$$x = \frac{L'}{G'} \cdot \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{1/2} = 0.14$$

$$y = E = 0.0059$$

El arrastre no modifica la hidráulica del plato.

Altura de la torre: Como una aproximación para la altura de la torre se realiza el siguiente cálculo:

$$\boldsymbol{H} = \mathrm{t} * \mathrm{Np} = 0.9 * 13 = 11.7 \text{ m}$$

Selección de material: Debido a que el equipo se encuentra a elevadas presiones (20atm) se necesita un material capaz de soportar dichas presiones y a temperaturas muy bajas; por lo que se elegirá acero inoxidable 304, el cual es capaz de operar eficientemente hasta temperaturas de -250°C *(Green & Perry, 2008).*

Material	**Acero Inoxidable 304**	
Densidad	kg/m3	8000
Máxima tensión (S)	psi	20000

Calculando el espesor de la sección cilíndrica*:*

$$t = \frac{P_i D_i}{2SE - 1.2\,P_i}$$

La presión de diseño será 10% más de la presión absoluta de trabajo

$$Pi = 0.11137\ N/mm2$$

La máxima tensión es 20 kpsi:

$$S = 20kpsi = 137.9\ N/mm$$

Espesor de la sección cilíndrica:

$$t = \frac{0.11137 * (6.43 * 10^3)}{2 * 137.9 * 1 - 1.2 * 0.11137} = 2.6\ mm$$

Se halla la masa total del recipiente:

$$\text{Shell mass} = \pi D_c L_c t_w \rho$$

$$M = 4921kg$$

Estimación del costo del vessel y platos:

Tabla 19 Parámetros para estimación de costo de capital (JAN. 2010 CEPCI = 532.9) (Towler & Sinnott, 2013)

Equipment		Units for Size,S	Slower	Supper	a	b	n
Pressure vessels	Vertical 304	shell mass, kg	120	250000	17400	79	0.85
Platos Perforados		diámetro, m	0.5	5	130	440	1.8

$$Ce = a + bS^n$$

Ce = costo de compra del equipo en $US basado en la Costa del Golfo, enero 2010 (CEPCI = 532.9)
a,b = Constantes del costo
S = Tamaño del parámetro
n = Exponente para el tipo de equipo

$$Ce_{vessel} = (17400 + 79 * 4921.1^{0.85}) = \$\ 17{,}400$$

$$Ce_{platos} = 13(130 + 440 * 2.82^{1.8}) = \$\ 164{,}658$$

$$Ce_{total-2010} = \$\ 182{,}068$$

Al llevarlos al 2016, el CEPCI enero 2016 es 536.5:

$$Costo_{2016} = 182{,}068 \cdot \frac{536.5}{532.9} = \$\ 183{,}288$$

Anexo 5: Separación por PSA

Esta técnica es un proceso de separación cíclico, cuyas principales etapas son la adsorción, a alta presión, y la regeneración del adsorbente, a baja presión.

Los avances en materiales adsorbentes y el desarrollo de configuraciones nuevas y más complejas de ciclo PSA han demostrado ser eficaz y económicamente viable para la captura de CO2.

El proceso comienza con el ingreso del gas con contenido de CO2 a un recipiente que contiene un material adsorbente (zeolitas o carbón activado). Cuando el adsorbente alcanza la capacidad máxima de dióxido de carbono, la corriente de alimentación se detiene y el en el recipiente es evacuado, lo cual provoca un descenso de la presión. Esto da lugar a la liberación del CO2 adsorbido. Una vez que la corriente gaseosa pobre en CO2 ha sido retirada, una nueva corriente de gas ingresa al contenedor, aumentando la presión en el interior y expulsando el CO2 de él. Con un solo contenedor, este proceso es por lotes, pero con más contenedores con etapas desfasadas puede convertirse en un proceso continuo.

La remoción de CO2 puede realizarse por Adsorción por variación de Presión. Este proceso consiste en promover la adsorción de CO2 de la corriente gaseosa mediante el aumento de presión y luego la desorción (renovación del adsorbente) mediante una disminución de la presión (presión casi atmosférica). La presión en el proceso de adsorción se encuentra alrededor de las 20 atmósferas y la desorción a presiones alrededor de las 2 atmósferas. La temperatura de operación se encuentra en el rango de 15-25°C.

Los procesos de transferencia de calor son despreciables. Por lo tanto es un proceso estrictamente isotérmico.

El adsorbente a usar es la Zeolita 13 X, ya que su capacidad de adsorción de CO2 con respecto a otros adsorbentes, como el carbón activado, es mayor a una misma temperatura.

Las propiedades de la zeolita 13 x (Lee, 2002):

Porpiedad	Unidades	
Densidad bulk	Kg/m3	600
Área superficial	m2/g	726
Área microporo	m2/g	678

La zeolita 13X tiene principal afinidad para el dióxido de carbono y el vapor de agua, por ello se considera, para los cálculos, que solo adsorberá estos dos componentes.

El porcentaje de remoción de remoción de CO2 y vapor de agua con Zeloitas 13 X es del 90%(valor típico).
Por lo tanto el flujo de moles de CO_2 y el de vapor de agua es el siguiente:

$$\dot{n}_{CO_2-OUT} = \dot{n}_{CO_2-IN}(1-90\%) = 120.5(1-90\%) = 12.1\frac{kmol}{h}$$

$$n_{H_2O_{(V)}-OUT} = n_{H_2O_{(V)}-IN}(1-90\%) = 0.2(1-90\%) = 0.02\frac{kmol}{h}$$

Diseño del PSA:

Para el cálculo de la cantidad de adsorbente a usar, se aplicará la ecuación de Towler,2013:

$$(F_1 y_1 - F_2 y_2) \times t_a = (m_1 - m_2) M_a f_L$$

Donde:

F1: Flujo de moles totales a la alimentación del adsorbedor (mol/s).

F2: Flujo de moles totales del producto (mol/s).

Y1= Fracción molar en la entrada del componente adsorbido.

Y2= Fracción molar a la salida del componente adsorbido.

Mw= Peso molecular del componente adsorbido (g/mol).

Ta= Tiempo de adsorción en cada ciclo.

M1=Capacidad máxima del adsorbente (g/g de adsorbente)

M2= Cpacidad mínima del adsorbente (g/g adsorbente)

Ma= Masa de adsorbente por lecho.(kg)

FL=Fracción del lecho que se encuentra totalmente cargado al final de cada ciclo.

La capacidad máxima y mínima del adosrbente se halla a partir de las isotermas de equilibrio de la Zeolita 13X.

La isoterma de adsorción utilizada es SIPS, la cual posee la siguiente forma:

$$q = \frac{q_s \times b \times P^{1/n}}{1 + b \times P^{1/n}} (Isoterma\ de\ SIPS) \quad \text{(Yu, 1989)}$$

Donde:

qs (mol CO2/kg adsorbente) y b(kPa) son constantes que dependen de la temperatura

P: Presión parcial de CO2.

Para el problema, se hace uso de la isoterma de SIPS para sistema multicomponentes, ya que tanto el dióxido de carbono como el vapor de agua serán adsorbidos:

$$q_i = q_{si}.\frac{b_i.P_i^{1/n_i}}{1+\sum_J b_j.P^{1/n_j}}$$ (Yu, 1989)

Parámetro de la isoterma de SIPS de la Zeolita 13x para el CO2 a 25°C (Lee, 2002):

qs(mol.kg-1)	b(kPa)	n
6.82	0.225	3.01

Parámetros de la isoterma de SIPS de la zeolita 13x para el vapor de agua a 25°C (Jong-Hwa Kim, 2003):

qs(mol.kg-1)	b(kPa)	n
18.060	6.23970401	2.633

La presión parcial de CO2 a la entrada y salida del adsorbedor:

$$P_{CO_2IN} = P_{T1}.\mathrm{y}_1 = 20atm \times 0.00617\left(\frac{101.325kPa}{1atm}\right) = 12.51kPa$$

$$P_{CO_2OUT} = P_{T2}.\mathrm{y}_2 = 2atm \times 0.00062\left(\frac{101.325kPa}{1atm}\right) = 0.126kPa$$

La Presión Parcial de vapor de agua a la entrada y salida del absorbedor:

$$P_{H_2O-IN} = P_{T1}.\mathrm{y}_1 = 20atm \times 0.000011\left(\frac{101.325kPa}{1atm}\right) = 0.02kPa$$

$$P_{H_2O-OUT} = P_{T2}.\mathrm{y}_2 = 2atm \times 0.0000012\left(\frac{101.325kPa}{1atm}\right) = 0.000228kPa$$

Calculo de la capacidad máxima y mínima de adsorción de CO2

$$m_{1CO_2} = q_{1CO_2} = 1.18355\frac{molCO_2}{kg.adsor}$$

$$m_{2CO_2} = q_{2CO_2} = 0.56206\frac{molCO_2}{kg.adsor}$$

Calculo de la capacidad máxima y mínima de adsorción del vapor de agua:

$$m_{1H_2O} = q_{1H_2O} = 8.9082\frac{molH_2O}{kg.adsor}$$

$$m_{2H_2O} = q_{2H_2O} = 0.56206\frac{molH_2O}{kg.adsor}$$

El tiempo total de operación de cada ciclo de adsorción es igual a 300 segundos, el cual es el tiempo de un ciclo de adsorción si se removiera únicamente CO2(tiempo de un ciclo de adsorción para remover vapor de agua 275 s) (Léonard, June 2011). El valor de fL es igual a 0.85 (valor típico)

Las cantidades de zeolita 13x requerida para cada componente son:

$$(Ma)_{CO_2} = 4277kg - zeolita13x$$
$$(Ma)_{H_2O} = 215kg - zeolita13x$$

La masa total de zeolita 13x:

$$Ma = 4492kg - Zeolita13x$$

El volumen del recipiente contenedor requerido para la zeolita13x:

$$V_{ads} = \frac{4492kg}{600\frac{kg}{m^3}} = 6.52m^2$$

Se fija que el 20% del recipiente contenedor consta de relleno inerte usado para la distribución del gas.

$$V_{vessel} = \frac{6.52m^3}{1-20\%} = 8.15m^3$$

Se fija que la relación entre el largo del recipiente y el diámetro es de 2.

$$L = 3.46m$$
$$D = 1.73m$$

Selección de material: *Debido a que el equipo se encuentra a elevadas presiones (20atm) se necesita un material capaz de soportar dichas presiones y evitar el desgaste del material por corrosión; por lo que se elegirá acero inoxidable 304.*

Material	**Acero Inoxidable 304**	
Densidad	kg/m3	8000
Máxima tensión (S)	psi	20000

Calculando el espesor de la sección cilíndrica:

$$t = \frac{P_i D_i}{2SE - 1.2\,P_i}$$

La presión de diseño será 10% más de la presión manométrica de trabajo

$$Pi = (20atm - 1atm) * 1.1 = 20.9\ atm$$
$$Pi = 2.1177\ N/mm2$$

La máxima tensión es 20 kpsi:

$$S = 20kpsi = 137.9\ N/mm$$

Espesor de la sección cilíndrica:

$$t = \frac{2.1177 * (1.73 * 10^3)}{2 * 137.9 * 1 - 1.2 * 2.1177} = 13.4\ mm$$

Se halla la masa total del recipiente:

$$\text{Shell mass} = \pi D_c L_c t_w \rho$$

$$M = 2022.2\ kg$$

Estimación del costo del vessel:

Tabla 20 Parámetros para estimación de costo de capital (JAN. 2010 CEPCI = 532.9) (Towler & Sinnott, 2013)

Equipment		Units for Size,S	Slower	Supper	a	b	n
Pressure vessels	Vertical 304	shell mass, kg	120	250000	17400	79	0.85
	Horizontal 304	shell mass, kg	120	50000	12800	73	0.85

$$Ce = a + bS^n$$

Ce = costo de compra del equipo en $US basado en la Costa del Golfo, enero 2010 (CEPCI = 532.9)

a,b = Constantes del costo

S = Tamaño del parámetro

n = Exponente para el tipo de equipo

Para este caso hay 4 adsorbedores, y por ende hay 4 desorbedors, con lo cual el costo será:

$$Ce = 4 * 2(17400 + 79 * 2022.2^{0.85}) = \$\,547{,}202.78$$

Al llevarlos al 2016, el CEPCI enero 2016 es 536.5:

$$Costo_{2016} = 547{,}202.78 \cdot \frac{536.5}{532.9} = \$\,655{,}269.20$$

Estimación del costo del adsorbente:

Se utiliza Zeolita 3X, la cual tiene un costo promedio de $ 1 600/m3. (Pingxiang Naike Chemical Industry Equipment Packing, 2016)

$$V = \frac{\pi * D^2}{4} * L = 8.15\ m^3$$

$$Costo_{2016} = 2 * 4 * (8.15) * 1600 = \$\,104{,}369.79$$

Anexo 6: Diseño de los compresores

Nuestras máximas presiones alcanzadas serán cercanas a las 30 atm, y en este rango de presiones no existe riesgo de que a alguna temperatura el etileno comience a polimerizar.

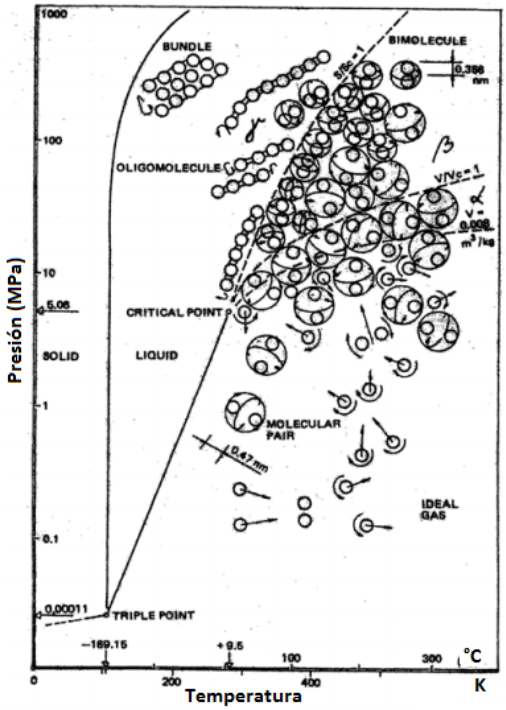
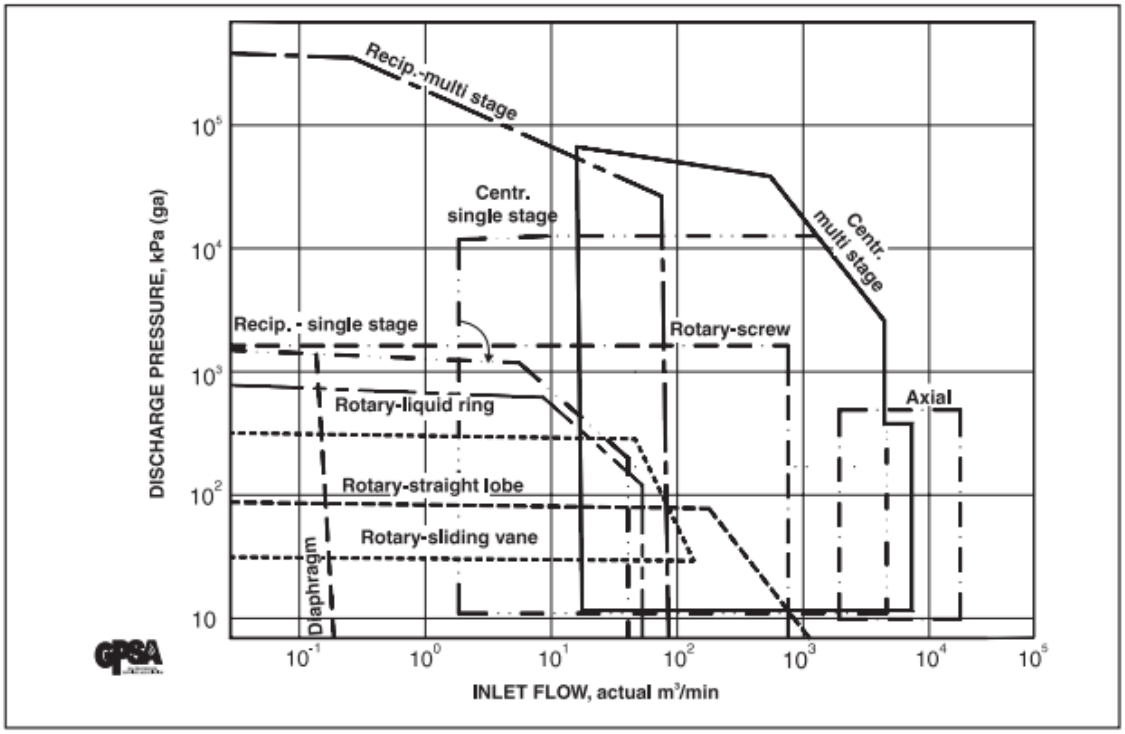


Figura 9 Estado fisico-químico del etileno comprimido (Dragoslav & Budimir, 2006)

Primero se debe elegir el tipo de compresor a utilizar, para ello se utiliza el gráfico heurístico proporcionado por (GPSA, 2004):



El rango de flujo volumétrico de nuestro caso entra en la zona entre compresores del tipo centrífuga y tipo axial; se escogerá del tipo centrífugo por facilidad para estimar su costo de capital posteriormente.

Comprensor C-100

La corriente de salida del reactor tiene una presión absoluta de 1 atm y se desea llevarla a 10 atm absolutas para su condensación del agua. En los compresores, la relación de compresión no suele ser mayor a 4, por lo que será necesario más de una etapa.

Se utilizarán dos etapas con enfriamientos intermedios, cada una de ellas tendrá una relación de flujo:

$$Rel.Comp. = \sqrt[2]{\frac{10}{1}} = 3.16$$

Se debe encontrar la potencia del compresor que se necesitará, para ello se utiliza la siguiente correlación:

$$-w = Z\frac{RT_1}{M_w}\frac{n}{n-1}\left[\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{n-1/n} - 1\right]$$

Para calcular su potencia se deben calcular algunos parámetros primero:

Figura 10 Selección del tipo de compresor

Para el rango de temperatura fijado, el valor de su relación de capacidades caloríficas es:

$$\gamma = 1.31$$

Y el factor de compresibilidad es, para este rango de temperatura, 0.9838.

Su eficiencia politrópica puede fijarse como valor típico de:

$$Ep = 85\%$$

De tal manera, se calcula los siguientes parámetros:

$$Mw = \sum y_i M_i = 20.046\ g/mol$$

$$m = \frac{\gamma - 1}{\gamma \cdot Ep} = 0.28$$

Coeficiente de expansión politrópica: $n = \frac{1}{1-m} = 1.38$

Se fijará la temperatura de salida de la corriente a 420 K, por lo que su temperatura de entrada deberá ser:

$$T_1 = T_2 \cdot \left(\frac{P_1}{P_2}\right)^m = 305.1\ K$$

Ahora se calcula el trabajo requerido por unidad de masa:

$$-w = Z\frac{RT_1}{M_w}\frac{n}{n-1}\left[\left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{n-1/n} - 1\right]$$

$$-w = 0.9838\frac{8.314 \cdot 305.1}{20.046} \cdot \frac{1.38}{1.38-1}\left[\left(\frac{3.16}{1}\right)^{1.38-1/1.38} - 1\right] = 168.9\ kJ/kg$$

El trabajo real necesario es:

$$-w_{real} = \frac{-W}{Ep} = 198.6\ kJ/kg$$

Debido al límite del flujo que se debe utilizar para este tipo de compresores, se dividirá el flujo en 2, de tal manera que para cada etapa habrá dos compresores actuando en paralelo, cuya potencia de cada uno es:

$$-W = -w \cdot \frac{F}{2} = 198.6\frac{kJ}{kg} \cdot \frac{625342.9\frac{kg}{h}}{2} \cdot \frac{1h}{3600s} = 17253.3kw$$

Estimación del costo

$$Ce = a + bS^n$$

Ce = costo de compra del equipo en $US basado en la Costa del Golfo, enero 2010 (CEPCI = 532.9)

a,b = Constantes del costo

S = Tamaño del parámetro

n = Exponente para el tipo de equipo

Equipment		Units for Size,S	Slower	Supper	a	b	n
Compresor	Centrifugal	driver power, kW	75	30000	580000	20000	0,6
	Reciprocating	driver power, kW	93	16800	260000	2700	0,75

En nuestro caso hay 4 compresores de tipo centrífuga con una potencia de 17253.3 kw.

$$Costo_{2010} = 4 \cdot (580000 + 20000 \cdot 17253.3^{0.6}) = \$\ 30{,}194{,}879.01$$

Al llevarlos al 2016, el CEPCI enero 2016 es 536.5.

$$Costo_{2016} = 30{,}194{,}879.01 \cdot \frac{536.5}{532.9} = \$\ 30{,}398{,}860.18$$

El procedimiento es el mismo para los siguientes compresores

Anexo 7: Diseño de la primera torre de destilación criogénica:

En esta unidad se desea separar el producto (etano y etileno) de la demás corriente gaseosa. Se usará como medio de enfriamiento propano, etileno y metano, cuyo diseño es explicado más adelante.

Se define el agua como clave ligero, yendo el 10% al fondo; y el CO2 como clave pesado, yendo el 10% del alimentado al tope. El balance de masa es mostrado en la siguiente tabla:

	F(kmol/h)	zF	D(kmol/h)	yD	B(kmol/h)	xB
CO	453.677	0.0234	453.677	0.0262	0	0

Argon	31.201	0.0016	31.201	0.0018	0	0
oxigeno	468.437	0.0241	468.437	0.0270	0	0
Metano	16380.695	0.8436	16380.695	0.9449	0	0
H2O	0.022	0.0000	0.020	0.000001	0.002	1.05E-06
CO2	12.051	0.0006	1.205	0.000070	10.846	5.21E-03
Etileno	1534.065	0.0790	0	0	1534.065	7.37E-01
etano	536.923	0.0277	0	0	536.923	2.58E-01
TOTAL	19417.071	1.000	17335.23485	1	2081.836261	1

La corriente de alimentación ingresará en su punto de burbuja a 3000 kPa, siendo su composición la corriente de salida de la unidad de PSA. Se intentó escoger el refrigerante propano en primer lugar y luego con ello definir la temperatura en el tope cerca -40°C y así obtener la presión; sin embargo, la corriente de destilado no presenta ninguna presión a la cual su punto de rocío sea a dicha temperatura, por lo que se optó por definir en primer lugar la presión de trabajo.

Se calcula los puntos de rocío y burbuja de las corrientes de alimentación, destilado y fondo utilizando el método short-cut. Los coeficientes de reparto fueron obtenidos del simulador Aspen Hysys v8.8.

En el punto de burbuja:

$$\alpha_{ij} = \frac{K_i}{K_j} \qquad \sum_i y_i = 1 \qquad y_i = \frac{\alpha_i x_i}{\Sigma \alpha_i x_i} \qquad \frac{1}{\Sigma \alpha_i x_i} = K_r$$

En el punto de rocío:

$$\alpha_{ij} = \frac{K_i}{K_j} \qquad \sum_i x_i = 1 \qquad x_i = \frac{y_i / \alpha_i}{\Sigma y_i / \alpha_i} \qquad \Sigma y_i / \alpha_i = K_r$$

Cálculo del Punto de Burbuja de la ALIMENTACION			**Temperatura (°C)**		**Presion (kPa)**	
Se itera hasta obtener:	1/∑α.xi - Kr	-3E-06	-95.58		3000	
Componentes	F (kmol/h)	xi	Ki	α = Ki/Kr	α.xi	yi
CO	453.68	0.02336	2.924	15.469	0.3614	6.83E-02
Argon	31.20	0.00161	2.227	11.782	0.0189	3.58E-03
oxigeno	468.44	0.02413	1.953	10.331	0.2492	4.71E-02
Metano	16380.70	0.84362	1.023	5.410	4.5640	8.63E-01
H2O	0.02	1.12E-06	0.381	2.017	2.27E-06	4.28E-07
CO2	12.05	0.00062	0.262	1.387	0.0009	1.63E-04
Etileno	1534.07	0.07901	0.189	1.000	0.0790	1.49E-02
etano	536.92	0.02765	0.115	0.611	0.0169	3.19E-03
TOTAL	19417.07	1.00000			5.2903	1

Cálculo del Punto de Rocio de DESTILADO			Temperatura (°C)		Presion (kPa)	
Se itera hasta obtener:	∑(yi/α) - Kr	-1.68E-06	-68.33		3000	
Componentes	D (kmol/h)	yi	Ki	α = Ki/Kr	yi/α	xi
Monoxido de carbono	453.68	0.026171	2.44E+00	8.08E+00	3.240E-03	1.07E-02
Argon	31.20	0.001800	1.99E+00	6.59E+00	2.731E-04	9.05E-04
oxigeno	468.44	0.027022	1.74E+00	5.77E+00	4.681E-03	1.55E-02
Metano	16380.70	0.944936	9.72E-01	3.22E+00	2.933E-01	9.73E-01
H2O	0.02	0.000001	4.56E-01	1.51E+00	7.494E-07	2.48E-06
CO2	1.21	0.000070	3.02E-01	1	6.952E-05	2.31E-04
Etileno	0.00	0.000000	0	0	0	0
etano	0.00	0.000000	0	0	0	0
TOTAL	17335.23	1	1		3.016E-01	1.00E+00

Cálculo del Punto de Burbuja de la FONDO			Temperatura (°C)		Presion (kPa)	
Se itera hasta obtener:	1/∑α.xi - Kr	0.000	-9.02		3000	
Componentes	D(kmol/h)	xi	Ki	α = Ki/Kr	α.xi	yi
CO	0	0.0000	0	0	0	0
Argon	0	0.0000	0	0	0	0
oxigeno	0	0.0000	0	0	0	0
Metano	0	0.0000	0	0	0	0
H2O	0.002	0.0000	1.426	1.341	1.40E-06	1.49E-06
CO2	10.846	0.0052	1.317	1.238	6.45E-03	6.86E-03
Etileno	1534.065	0.7369	1.064	1.000	7.37E-01	7.84E-01
etano	536.923	0.2579	0.811	0.762	1.97E-01	2.09E-01
	17335.235	1			9.40E-01	1

Ahora se comprueba si los componen clave ligero y pesado son los adecuados:

$$\frac{x_{JD}D}{z_{JF}F} = \left(\frac{\alpha_J - 1}{\alpha_{lk} - 1}\right)\frac{x_{lkD}D}{z_{lkF}F} + \left(\frac{\alpha_{lk} - \alpha_J}{\alpha_{lk} - 1}\right)\frac{x_{hkD}D}{z_{hkF}F}$$

Chequeo de componentes clave					Temperatura (°C)	
(TRocíoDest+TBurbFondo)/2 =					-38.675	
Componentes	F (kmol/h)	D (kmol/h)	Ki	α = Ki/Kr	XJD.D/ZJF.F	¿Distribuye?
CO	453.68	453.677	3.7550	11.882	20.537	NO
Argon	31.20	31.201	2.6879	8.505	14.195	NO
oxigeno	468.44	468.437	2.4119	7.632	12.555	NO
Metano	16380.70	16380.695	1.2620	3.993	5.721	NO
H2O	0.02	0.020	0.4506	1.426	0.900	SI
CO2	12.05	1.205	0.3160	1.000	0.100	SI
Etileno	1534.07	0	0.2303	0.729	-0.409	NO

etano	536.92	0	0.1405	0.445	-0.943	NO
TOTAL	19417.07	17335.23		35.612		

Cálculo del reflujo mínimo:

$$\sum \frac{\alpha_j z_{jF} F}{\alpha_j - \phi} = F(1-q)$$

Calculo del reflujo minimo (Rm)			**ϕ1 =**	**0.7827**
Para alimentación q =	1	1 - q - ∑α.zF/(α-ϕ) =		-9.93E-05
Componentes	Ki	α = Ki/Kr	α.zF/(α-ϕ)	[α.xD/(α-ϕ)]
CO	3.755	11.882	0.0250	2.80E-02
Argon	2.688	8.505	0.0018	1.98E-03
oxigeno	2.412	7.632	0.0269	3.01E-02
Metano	1.262	3.993	1.0493	1.18E+00
H2O	0.451	1.426	0.0000	2.51E-06
CO2	0.316	1.000	0.0029	3.20E-04
Etileno	0.230	0.729	-1.0693	0.00E+00
etano	0.141	0.445	-0.0364	0.00E+00
			0.0001	1.24E+00

Fijando un reflujo a 1.25 del reflujo mínimo:

$$\sum \frac{\alpha_j x_{jD} D}{\alpha_j - \phi} = D(Rm+1)$$

(Rm+1)	**1.236**
Rm	0.236
R/Rm	1.25
R	0.295

Calculando el mínimo número de platos:

$$\alpha_{lkAv} = \sqrt{\left(\frac{K_{LK}}{K_{HK}}\right)_{TOP}\left(\frac{K_{LK}}{K_{HK}}\right)_{BOTTOM}}$$

Cálculo del Número Mínimo de Platos	
Volat Relat Promedio αlkAv	1.28

$$Nm = \frac{\log\left[\left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}}\right)_D \left(\frac{x_{HK}}{x_{LK}}\right)_W\right]}{\log(\alpha_{LKAv})} - 1$$

Ec. de Fenske

Nm	16.83

Calculando el número real de platos

$$X = \frac{R - R_{\min}}{R + 1}$$

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 1 - e^{\left[\frac{1+54.4 \cdot X}{11+117.2 \cdot X}\left(\frac{X-1}{X^{0.5}}\right)\right]}$$

R	0.29
X = (R - Rm)/(R +1)	0.05
(N-Nm)/(N+1)	0.61
N	45.20

Diseño de platos perforados

Para este diseño se tomaron en cuenta los mayores flujos que se presenta en la torre, en la cual es en el fondo de esta:

COMPOSICION Y FLUJO MOLAR DEL VAPOR			
G (kmol/s)	6.2341		
COMPONENTES	**M (kg/kmol)**	**yi**	**Gi (kmol/h)**
CO	28	0.0262	587.35
Argon	40	0.0018	40.50
oxigeno	**32**	0.0270	606.46
Metano	16	0.9449	21207.12
H2o	18	0.0000	0.0254
CO2	44	0.0001	1.56
Etileno	28	0.0000	0.0
etano	30	0.0000	0.0
	16.79		22442.90

COMPOSICION Y FLUJO MOLAR DEL LIQUIDO			
G (kmol/s)	6.8124		
COMPONENTES	**M (kg/kmol)**	**yi**	**Gi (kmol/h)**
CO	28.000	0.0239	587.35
Argon	40.000	0.0016	40.40
oxigeno	**32.00**	0.0247	606.46
Metano	16	0.8647	21207.12
H2o	18	0.0000	0.028
CO2	44	0.0005	12.41
Etileno	28	0.0626	1534.07
etano	30	0.0219	536.92
	17.79		24524.74

Para la obtención de las propiedades físicas de ambas corrientes, se utilizó el simulador Aspen Hysys v. 8.8 a las condiciones de operación de 3000 kPa a las condiciones de temperatura de burbuja y rocío.

PROPIEDADES FISICAS DE LOS FLUIDOS		
ρG (kg/m3)	Densidad del vapor	38.443
ρL (kg/m3)	Densidad del liquido	335.9
μG (kg/m.s)	Viscosidad del vapor	9.06E-06
σ (N/m)	Tension superficial	0.003

Tomando como datos iniciales de diseño:

d0(mm)	**4.5**
p'/d0	3
t (m)	0.6

Y realizando los siguientes cálculos:

Q (m3/s)	**Flujo volumetrico del vapor**	**2.72**
q (m3/s)	Flujo volumetrico del liquido	3.61E-01
G' (kg/s)	Flujo masico del vapor	104.681
L' (kg/s)	Flujo masico del liquido	121.219

Diámetro de la Torre (T):

Se ha tomado un diámetro de orificio do = 4.5 mm sobre una distribución en forma de triángulo equilátero con distancias de p' = 13.5 mm entre los centros de los orificios.

$$\frac{A_o}{A_a} = 0.907\left(\frac{d_o}{p'}\right)^2 = 0.101 \geq 0.1 \qquad \text{(Ecuación 6.31)}$$

De la Tabla 6.2 – Item 1 determinamos los rangos para el cálculo de las constantes α y β, considerando un espaciamiento de t = 0.30 m.

$$\frac{L'}{G'}\left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{0.5} = 0.39 \in [0.1 - 1]$$

$$\alpha = 0.0744\,t + 0.01173 = 0.05637$$

$$\beta = 0.0304\,t + 0.015 = 0.03324$$

Cálculo de la constante de inundación (C_F)

$$C_F = \left[\alpha \log\frac{1}{(L'/G')(\rho_G/\rho_L)^{0.5}} + \beta\right]\left(\frac{\sigma}{0.020}\right)^{0.2} = 0.0373 \qquad \text{(Ecuacion 6.30)}$$

$$V_F = C_F\left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}\right)^{1/2} = 0.68\ \text{m/s} \qquad \text{(Ecuacion 6.29)}$$

Empleando el 80% de la velocidad de inundación $V = 0.80\ V_F = 0.48\ \text{m/s}$

$$A_n = \frac{Q}{V} = 5.7\ \text{m}^2$$

Escogemos una longitud del derramadero $W = 0.70\ T$, por lo tanto de la Tabla 6.1 – Item 4 $A_d = 0.08769\ At$

$$A_n = A_t - A_d = A_t - 0.08769\ At = (1 - 0.08769)\ A_t$$

$$A_t = \frac{A_n}{1 - 0.08769} = 6.24\ m^2$$

$$T = \sqrt{\frac{4A_t}{\pi}} = 2.82\ m$$

Altura de la torre: Como una aproximación para la altura de la torre se realiza el siguiente cálculo:

$$\boldsymbol{H} = t * Np = 0.6 * 46 = 27.6\ m$$

Selección de material: Debido a que el equipo se encuentra a elevadas presiones (20atm) se necesita un material capaz de soportar dichas presiones y a temperaturas muy bajas; por lo que se elegirá acero inoxidable 304, el cual es capaz de operar eficientemente hasta temperaturas de -250°C *(Green & Perry, 2008).*

Material	**Acero Inoxidable 304**	
Densidad	kg/m3	8000
Máxima tensión (S)	psi	20000

Calculando el espesor de la sección cilíndrica*:*

$$t = \frac{P_i D_i}{2SE - 1.2\,P_i}$$

La presión de diseño será 10% más de la presión manométrica de trabajo

$$Pi = \left(\frac{3000kPa}{101.135} - 1atm\right) * 1.1 = 31.53\ atm$$

$$Pi = 3.1947\ N/mm2$$

La máxima tensión es 20 kpsi:

$$S = 20kpsi = 137.9\ N/mm$$

Espesor de la sección cilíndrica:

$$t = \frac{3.1947 * (2.82 * 10^3)}{2 * 137.9 * 1 - 1.2 * 3.1947} = 33.1\ mm$$

Se halla la masa total del recipiente:

$$\text{Shell mass} = \pi D_c L_c t_w \rho$$

$$M = 63630.7kg$$

Estimación del costo del vessel y platos:

Tabla 21 Parámetros para estimación de costo de capital (JAN. 2010 CEPCI = 532.9) (Towler & Sinnott, 2013)

Equipment		**Units for Size,S**	**Slower**	**Supper**	**a**	**b**	**n**
Pressure vessels	Vertical 304	shell mass, kg	120	250000	17400	79	0.85
Platos Perforados		diámetro, m	0.5	5	130	440	1.8

$$Ce = a + bS^n$$

Ce = costo de compra del equipo en $US basado en la Costa del Golfo, enero 2010 (CEPCI = 532.9)

a,b = Constantes del costo

S = Tamaño del parámetro

n = Exponente para el tipo de equipo

$$Ce_{vessel} = (17400 + 79 * 63630.7^{0.85}) = \$\ 974{,}029.28$$

$$Ce_{platos} = 46(130 + 440 * 2.82^{1.8}) = \$\ 134{,}336.49$$

$$Ce_{total-2010} = \$\ 1{,}108{,}365.77$$

Al llevarlos al 2016, el CEPCI enero 2016 es 536.5:

$$Costo_{2016} = 1{,}108{,}365.77 \cdot \frac{536.5}{532.9} = \$\ 1{,}115{,}853.32$$

Anexo 8. Diseño de la segunda torre de destilación criogénica:

En esta unidad se desea separar el metano no convertido para regresarlo al reactor. Se usará como medio de enfriamiento propano, etileno y metano, cuyo diseño es explicado más adelante.

Se define el oxígeno como clave ligero, yendo el 0.1% al fondo; y el metano como clave pesado, yendo el 0.09% del alimentado al tope. El balance de masa es mostrado en la siguiente tabla:

	F(kmol/h)	zF	D(kmol/h)	yD	B	xB
CO	453.68	0.0262	453.677	0.4689	0	0
Argon	31.20	0.0018	31.201	0.0322	0	0
oxigeno	468.44	0.0270	467.969	0.4836	0.468	2.86E-05
Metano	16380.70	0.9449	14.743	0.0152	16365.953	1.00E+00
H2O	0.02	0.0000	0	0	0.020	1.20E-06
CO2	1.21	0.0001	0	0	1.205	7.36E-05
TOTAL	17335.23	1	967.59	1	16367.65	1

La corriente de alimentación ingresará en su punto de burbuja a 3000 kPa, siendo su composición la corriente de salida de la unidad de PSA. Se intentó escoger el refrigerante propano en primer lugar y luego con ello definir la temperatura en el tope cerca -40°C y así obtener la presión; sin embargo, la corriente de destilado no presenta ninguna presión a la cual su punto de rocío sea a dicha temperatura, por lo que se optó por definir en primer lugar la presión de trabajo.

Se calcula los puntos de rocío y burbuja de las corrientes de alimentación, destilado y fondo utilizando el método short-cut. Los coeficientes de reparto fueron obtenidos del simulador Aspen Hysys v8.8.

En el punto de burbuja:

$$\alpha_{ij} = \frac{K_i}{K_j} \qquad \sum_i y_i = 1 \qquad y_i = \frac{\alpha_i x_i}{\Sigma \alpha_i x_i} \qquad \frac{1}{\Sigma \alpha_i x_i} = K_r$$

En el punto de rocío:

$$\alpha_{ij} = \frac{K_i}{K_j} \qquad \sum_i x_i = 1 \qquad x_i = \frac{y_i / \alpha_i}{\Sigma y_i / \alpha_i} \qquad \Sigma y_i / \alpha_i = K_r$$

Cálculo del Punto de Burbuja de la ALIMENTACION			Temperatura (°C)		Presion (kPa)	
Se itera hasta obtener:	∑(yi/α) - Kr	-1.9E-06	-98.18		3000	
Componentes	F (kmol/h)	yi	Ki	α = Ki/Kr	yi/α	xi
CO	453.68	0.0262	2.436	8.077	0.0032	0.0107
Argon	31.20	0.0018	1.988	6.592	0.0003	0.0009
oxigeno	468.44	0.0270	1.741	5.773	0.0047	0.0155
Metano	16380.70	0.9449	0.972	3.222	0.2933	0.9726
H2O	0.02	0.0000	0.456	1.511	0.0000	0.0000
CO2	1.21	0.0001	0.302	1.000	0.0001	0.0002
TOTAL	17335.23	1			0.3016	1

Cálculo del Punto de Rocio de DESTILADO			Temperatura (°C)		Presion (kPa)	
Se itera hasta obtener:	∑(yi/α) - Kr	-0.0107	-138.2		3000	
Componentes	D (kmol/h)	yi	Ki	α = Ki/Kr	yi/α	xi
CO	453.68	0.4689	1.131	2.429	0.193	0.405
Argon	31.20	0.0322	0.964	2.070	0.016	0.033
oxigeno	467.97	0.4836	0.892	1.915	0.253	0.530
Metano	14.74	0.0152	0.466	1.000	0.015	0.032
H2O	0	0.0000	0.00E+00	0	0	0
CO2	0	0.0000	0	0	0	0
	967.59	1			0.476	1

Cálculo del Punto de Burbuja de la FONDO			Temperatura (°C)		Presión (kPa)	
Se itera hasta obtener:	1/∑α.xi - Kr	1.33E-04	-91.61		3000	
Componentes	D(kmol/h)	xi	Ki	α = Ki/Kr	α.xi	yi
CO	0	0	0	0	0	0
Argon	0	0	0	0	0	0
oxigeno	0.468	2.86E-05	1.7654	1.765	5.05E-05	5.053E-05
Metano	16365.953	1.00E+00	1.0000	1	1.00E+00	9.999E-01
H2O	0.020	1.20E-06	0.0024	0.0024	2.88E-09	2.879E-09
CO2	1.205	7.36E-05	0.3219	0.322	2.37E-05	2.370E-05
	967.589	1			1.00E+00	1

Ahora se comprueba si los componen clave ligero y pesado son los adecuados:

$$\frac{x_{JD}D}{z_{JF}F}=\left(\frac{\alpha_J-1}{\alpha_{lk}-1}\right)\frac{x_{lkD}D}{z_{lkF}F}+\left(\frac{\alpha_{lk}-\alpha_J}{\alpha_{lk}-1}\right)\frac{x_{hkD}D}{z_{hkF}F}$$

Chequeo de componentes clave					Temperatura (°C)	
(TRocíoDest+TBurbFondo)/2 =					-114.905	
Componentes	F (kmol/h)	D (kmol/h)	Ki	α = Ki/Kr	XJD.D/ZJF.F	¿Distribuye?
CO	453.677	453.677	2.4221	2.536	1.903	NO
Argon	31.201	31.201	1.9730	2.066	1.321	NO
oxigeno	468.437	467.969	1.7249	1.806	0.999	SI
Metano	16380.695	14.743	0.9551	1	0.001	SI
H2O	0.020	0	0.4264	0.446	-0.685	NO
CO2	1.205	0	0.2909	0.305	-0.860	NO
TOTAL	17335.235	967.589		8.159		

Cálculo del reflujo mínimo:

$$\sum\frac{\alpha_j z_{jF}F}{\alpha_j-\phi}=F(1-q)$$

Calculo del reflujo minimo (Rm)			ϕ1 =	1.7631
Para alimentación q =	1	1 - q - ∑α.zF/(α-ϕ) =		-7.34E-04
Componentes	Ki	α = Ki/Kr	α.zF/(α-ϕ)	[α.xD/(α-ϕ)]
CO	2.422	2.536	0.0859	1.539
Argon	1.973	2.066	0.0123	0.220
oxigeno	1.725	1.806	1.1408	20.418
Metano	0.955	1	-1.2382	-0.020
H2O	0.426	0.446	0	0
CO2	0.291	0.305	0	0
			0.0007	22.16

Fijando un reflujo a 1.25 del reflujo mínimo:

$$\sum\frac{\alpha_j x_{jD}D}{\alpha_j-\phi}=D(Rm+1)$$

(Rm+1)	**22.16**
Rm	21.16
R/Rm	1.25
R	26.45

Calculando el mínimo número de platos:

$$\alpha_{lkAv}=\sqrt{\left(\frac{K_{LK}}{K_{HK}}\right)_{TOP}\left(\frac{K_{LK}}{K_{HK}}\right)_{BOTTOM}}$$

Cálculo del Número Mínimo de Platos	
Volat Relat Promedio αlkAv	1.84

$$Nm = \frac{\log\left[\left(\frac{x_{LK}}{x_{HK}}\right)_D \left(\frac{x_{HK}}{x_{LK}}\right)_W\right]}{\log(\alpha_{LKAv})} - 1$$

Ec. de Fenske	
Nm	21.86

Calculando el número real de platos

$$X = \frac{R - R_{\min}}{R+1} \qquad \frac{N - N_m}{N+1} = 1 - e^{\left[\frac{1+54.4\cdot X}{11+117.2\cdot X}\left(\frac{X-1}{X^{0.5}}\right)\right]}$$

R	**26.447**
X = (R - Rm)/(R +1)	0.193
(N-Nm)/(N+1)	0.467
N	41.863

Diseño de platos perforados

Para este diseño se tomaron en cuenta los mayores flujos que se presenta en la torre, en la cual es en el fondo de esta:

COMPOSICION Y FLUJO MOLAR DEL VAPOR			
G (kmol/s)	8.960		
COMPONENTES	**M (kg/kmol)**	**yi**	**Gi (kmol/h)**
CO	28	0.3860	12451.85
Argon	40	0.0037	118.63
oxigeno	32	0.0211	679.72
Metano	16	0.5892	19007.19
H2o	18	0	0
CO2	44	0	0
	21.06		32257.40

COMPOSICION Y FLUJO MOLAR DEL LIQUIDO			
G (kmol/s)	13.507		
COMPONENTES	**M (kg/kmol)**	**yi**	**Gi (kmol/h)**
CO	28.000	0.2561	12451.85
Argon	40.000	0.0024	118.63
oxigeno	32.00	0.0140	680.19
Metano	16	0.7275	35373.15
H2o	18	0.0000	0.02

CO2	44	0.0000	1.21
	19.36		48625.05

Para la obtención de las propiedades físicas de ambas corrientes, se utilizó el simulador Aspen Hysys v. 8.8 a las condiciones de operación de 3000 kPa a las condiciones de temperatura de burbuja y rocío.

PROPIEDADES FISICAS DE LOS FLUIDOS		
ρG (kg/m3)	Densidad del vapor	54.690
ρL (kg/m3)	Densidad del liquido	301.6
μG (kg/m.s)	Viscosidad del vapor	8.57E-06
σ (N/m)	Tension superficial	0.002

Tomando como datos iniciales de diseño:

d0(mm)	4.5
p'/d0	3
t (m)	0.6

Y realizando los siguientes cálculos:

Q (m3/s)	Flujo volumetrico del vapor	3.45
q (m3/s)	Flujo volumetrico del liquido	8.67E-01
G' (kg/s)	Flujo masico del vapor	188.684
L' (kg/s)	Flujo masico del liquido	261.441

Diámetro de la Torre (T):

Se ha tomado un diámetro de orificio do = 4.5 mm sobre una distribución en forma de triángulo equilátero con distancias de p' = 13.5 mm entre los centros de los orificios.

$$\frac{A_o}{A_a} = 0.907\left(\frac{d_o}{p'}\right)^2 = 0.101 \geq 0.1 \qquad \text{(Ecuación 6.31)}$$

De la Tabla 6.2 – Item 1 determinamos los rangos para el cálculo de las constantes α y β, considerando un espaciamiento de t = 0.30 m.

$$\frac{L'}{G'}\left(\frac{\rho_G}{\rho_L}\right)^{0.5} = 0.39 \in [0.1 - 1]$$

$$\alpha = 0.0744\,t + 0.01173 = 0.05637$$

$$\beta = 0.0304\,t + 0.015 = 0.03324$$

Cálculo de la constante de inundación (C_F)

$$C_F = \left[\alpha \log\frac{1}{(L'/G')(\rho_G/\rho_L)^{0.5}} + \beta\right]\left(\frac{\sigma}{0.020}\right)^{0.2} = 0.0282 \qquad \text{(Ecuacion 6.30)}$$

$$V_F = C_F\left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}\right)^{1/2} = 0.49\ \text{m/s} \qquad \text{(Ecuacion 6.29)}$$

Empleando el 80% de la velocidad de inundación $V = 0.80\,V_F = 0.34\ \text{m/s}$

$$A_n = \frac{Q}{V} = 10.1\ m^2$$

Escogemos una longitud del derramadero $W = 0.70\ T$, por lo tanto de la Tabla 6.1 – Item 4 $A_d = 0.08769\ At$

$$A_n = A_t - A_d = A_t - 0.08769\ At = (1 - 0.08769)\ A_t$$

$$A_t = \frac{A_n}{1 - 0.08769} = 11.06\ m^2$$

$$T = \sqrt{\frac{4A_t}{\pi}} = 3.75\ m$$

Altura de la torre: Como una aproximación para la altura de la torre se realiza el siguiente cálculo:

$$\boldsymbol{H} = t * Np = 0.6 * 42 = 25.2\ m$$

Selección de material: Debido a que el equipo se encuentra a elevadas presiones (30atm) se necesita un material capaz de soportar dichas presiones y a temperaturas muy bajas; por lo que se elegirá acero inoxidable 304, el cual es capaz de operar eficientemente hasta temperaturas de -250°C *(Green & Perry, 2008).*

Material	**Acero Inoxidable 304**	
Densidad	kg/m3	8000
Máxima tensión (S)	psi	20000

Calculando el espesor de la sección cilíndrica*:*

$$t = \frac{P_i D_i}{2SE - 1.2\,P_i}$$

La presión de diseño será 10% más de la presión manométrica de trabajo

$$Pi = \left(\frac{3000kPa}{101.135} - 1atm\right) * 1.1 = 31.53\ atm$$

$$Pi = 3.1947\ N/mm2$$

La máxima tensión es 20 kpsi:

$$S = 20kpsi = 137.9\ N/mm$$

Espesor de la sección cilíndrica:

$$t = \frac{3.1947 * (3.75 * 10^3)}{2 * 137.9 * 1 - 1.2 * 3.1947} = 44.1\ mm$$

Se halla la masa total del recipiente:

$$\text{Shell mass} = \pi D_c L_c t_w \rho$$

$$M = 104869.0\ kg$$

Estimación del costo del vessel y platos:

Tabla 22 Parámetros para estimación de costo de capital (JAN. 2010 CEPCI = 532.9) (Towler & Sinnott, 2013)

Equipment	**Units for Size,S**	**Slower**	**Supper**	**a**	**b**	**n**

Pressure vessels	Vertical 304	shell mass, kg	120	250000	17400	79	0.85
Platos Perforados		diámetro, m	0.5	5	130	440	1.8

$$Ce = a + bS^n$$

Ce = costo de compra del equipo en $US basado en la Costa del Golfo, enero 2010 (CEPCI = 532.9)

a,b = Constantes del costo

S = Tamaño del parámetro

n = Exponente para el tipo de equipo

$$Ce_{vessel} = (17400 + 79 * 104869.0^{0.85}) = \$\,1{,}480{,}173.90$$

$$Ce_{platos} = 46(130 + 440 * 2.82^{1.8}) = \$\,204{,}716.33$$

$$Ce_{total-2010} = \$\,1{,}684{,}890.24$$

Al llevarlos al 2016, el CEPCI enero 2016 es 536.5:

$$Costo_{2016} = 1{,}684{,}890.24 \cdot \frac{536.5}{532.9} = \$1{,}696{,}272.49$$

Anexo 9: Diseño del reactor de oxidación catalítica de CO

La oxidación del monóxido de carbono se realiza por motivos medio ambientales. Los catalizadores para dicha oxidación trabajan a temperaturas ambientales (T=25°C). Para el presente proyecto se harás uso del catalizador Sofnocat 23 comercializado por la empresa Molecular Products, catalizador que trabaja a 25°C y se obtienen porcentajes de conversión mayores del 95%.

Performance	Contaminante	Concc.(ppm)	Temp(°C)	Tiempo de residencia(s)	Conversion(%)
Sofnocat 423 grade	Monóxido de carbono(CO)	100	25	0.5	>95

La conversión de monóxido de carbono con este catalizador puede llegar hasta el 97% (Monje, 2015).

Fijando este como el valor de conversión. El flujo de CO a la salida del reactor es:

$$\dot{n}_{CO-OUT} = \dot{n}_{CO-IN} \times (1-97\%) = 453.7 \times (1-97\%) = 13.6 \frac{kmol}{h}$$

El volumen de catalizador es igual a:

$$V_{catalizador} = \tau \times V_{IN}$$

Donde:

τ =tiempo de residencia(s)

V_{IN} =Flujo volumétrico de la corriente gaseosa.

$$V_{IN} = \frac{F_{IN}(\frac{kmol}{h})}{\rho_G(\frac{kmol}{m^3})} = \frac{967.6\frac{kmol}{h}}{0.2463\frac{kmol}{m^3}} = 3928.5\frac{m^3}{h}$$

$$V_{catalizador} = 0.5s \times 3928.5\frac{m^3}{h} \times \left(\frac{1h}{3600s}\right) = 0.55m^3$$

La masa del catalizador se calcula como :

$$m_{cat.} = V_{cat} \times \rho_{bulk} = 0.55m^3 \times 1500\frac{\text{kg}}{m^4} = 818.4kg - cat.$$

Anexo 10. Intercambiador de calor E-400:

Anexo 10. Intercambiador de calor E-400:

Se enfriará la corriente que sale del compresor C-200 (206.7 °C) con agua de enfriamiento (22°C) utilizando un intercambiador de calor de coraza y tubos.

Debido al alto flujo de gas con los cuales se opera, se utiliza 4 intercambiadores de calor para disminuir el flujo por cada intercambiador. Las temperaturas de salida de ambas corrientes se fijarán de la siguiente manera.

Corriente Caliente				Corriente fría		
Th in	°C	206.7		Tc out	°C	50
Th out	°C	108		Tc in	°C	22

Las propiedades físicas de las corrientes son tomadas como el promedio de sus propiedades a sus temperaturas de entrada y salida.

Corriente Caliente				Corriente fría		
cp	kJ/kg °C	2.403		cp	kJ/kg °C	4.2
Densidad (kg/m3)		16.55		Densidad (kg/m3)		995
Viscosidad (mNs/m2)		0.0152		Viscosidad (mNs/m2)		0.8
Conduct. térmica W/m°C		0.0486		Conduct. térmica W/m°C		0.59

Se calcula el flujo de agua en cada intercambiador de la siguiente manera:

$$Q = m_{gas}cp_{gas}(Th_{in} - Th_{out}) = m_{agua}cp_{agua}(Th_{out} - Th_{in})$$

$$\frac{356227.57}{4} \cdot 2.32 \cdot (206.7 - 108) = m_{agua} \cdot 4.2 \cdot (50 - 22)$$

$$m_{agua} = 176806.2\,{}^{kg}\!/_{h}$$

$$Q = \frac{356227.57}{4 \cdot 3600} \cdot 2.32 \cdot (161.9 - 60) = 5848.2\ kW$$

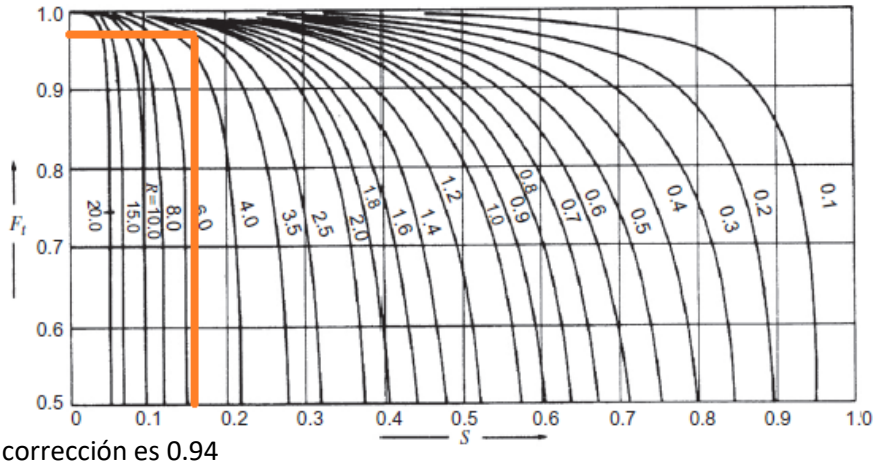
Para calcular la verdadera diferencia de temperatura:

$$\Delta T_{lm} = \frac{(206.7 - 50) - (108 - 22)}{\ln\frac{206.7 - 50}{108 - 22}} = 117.8$$

$$R = \frac{206.7 - 108}{50 - 22} = 3.53$$

$$s = \frac{50 - 22}{206.9 - 22} = 0.15$$

Para un intercambiador de un paso en coraza y dos o más pasos en tubos:



El factor de corrección es 0.94

$$\Delta T_m = F_t \Delta T_{lm}$$

$$\Delta T_m = 0.97 \cdot 117.8 = 114.3$$

Asumiendo un valor inicial de: U = 200 W/m^{2}C

$$Q = UA\Delta T_m$$

$$A = \frac{Q}{U\Delta T_m} = \frac{5775.7 \cdot 10^3}{130 \cdot 114.3} = 388.7 \ m^2$$

Se elegirá tubos de OD=25mm, ID=23mm y L=3.66m

Área de un tubo = $3.66 \cdot 25 \cdot 10^{-3} \pi = 0.287 \ m^2$

Número de tubos = $\frac{388.7}{0.287} = 764$

Eligiendo un arreglo triangular, con espaciamiento de 1.25:

$$D_b = d_o \left(\frac{N_t}{K_1} \right)^{1/n_1}$$

En donde las constantes para 2 pasos por los tubos son: K1=0.249 ; n1=2.207

$$Db = 25 \cdot \left(\frac{1353}{0.249} \right)^{1/2.207} = 1231$$

Usando un cabezal flotante, y usando la gráfica 19.10 del Towler, hay un espaciamiento de 79mm,

Diámetro de la coraza=$1231 + 79 = 1310mm$

Hallando el coeficiente por el lado de los tubos:

Área transversal del tubo = $\frac{\pi}{4} \cdot 23^2 = 415.5mm^2$

Tubos por paso = $\frac{764}{2} = 382$

Área total de flujo = $382 \cdot 660.5 \cdot 10^{-6} = 0.252m^2$

Velocidad másica del agua = $\frac{167090.8/3600}{0.252} = 184\ kg/s\cdot m^2$

Velocidad linear del agua = $\frac{184}{995} = 0.18\ m/s$

Para el caso del agua, se puede usar la siguiente correlación:

$$h_i = \frac{4200(1.35+0.02t)u_t^{0.8}}{d_i^{0.2}}$$

$$hi = \frac{4200(1.35+0.02\cdot 36)\cdot 0.18^{0.8}}{23^{0.2}} = 1160.1\ W/m^2\,°C$$

Hallando el coeficiente por el lado de la coraza:

Escogiendo un espaciamiento entre bafle = $\frac{Ds}{5} = \frac{1310}{5} = 262.0mm$

Espaciamiento entre tubos = $1.25\cdot 25 = 31.25mm$

Área transversal = $\frac{31.25-25}{31.25}\cdot 1310\cdot 31.25\cdot 10^{-6} = 0.069m^2$

Velocidad másica = $\frac{87656.07/3600}{0.069} = 354.68\ kg/s\cdot m^2$

Para un arreglo triangular el diámetro equivalente es de la forma:

$$\frac{1.10}{d_o}(p_t^2 - 0.917d_o^2)$$

$$d_e = \frac{1.1}{25}\left(31.25^2 - 0.917\cdot 25^2\right) = 17.8mm$$

Números adimensionales:

$$\mathrm{Re} = \frac{G_s\cdot d_e}{\mu} = 4.15\cdot 10^5 \qquad \mathrm{Pr} = \frac{Cp\cdot\mu}{kf} = 0.8$$

Eligiendo un corte de 25% de bafle, de la figura 19.29 del Towler:

$$jh = 7.8\cdot 10^{-4}$$

Sin la corrección de la viscosidad:

$$hs = \frac{0.0486\cdot 10^3}{27}\cdot 7.8\cdot 10^{-4}\cdot 4.15\cdot 10^5\cdot 0.8^{1/3} = 805.4\ W/m^2\,°C$$

Estimando la temperatura de la pared

Diferencia de temperaturas promedio = $\frac{(206.7+108)-(50+22)}{2} = 121.35°C$ a través de todas las resistencias

A través de la película de gas = $\frac{U}{h_0}\cdot\Delta T = \frac{130}{805.4}\cdot 121.35 = 19.58°C$

Temperatura promedio de pared = $\frac{206.7+108}{2} - 19.58 = 137.76°C$

$$\mu_w = 0.0153\ mNs/m^2$$

$$\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} = 1.00$$

con lo cual, no es relevante la corrección de la viscosidad

Coeficiente global

Conductividad térmica aproximada para aleaciones de cobre y niquel en el rango de trabajo = 120 W/m°C

Tomando como factores de ensuciamiento de la tabla 19.2 del Towler: gases 5000 W/m2C, agua 3000W/m2C

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{od}} + \frac{d_o \ln\left(\frac{d_o}{d_i}\right)}{2k_w} + \frac{d_o}{d_i} \times \frac{1}{h_{id}} + \frac{d_o}{d_i} \times \frac{1}{h_i}$$

$$U_0 = 363.69 \ {}^{W}/_{m^2 °C}$$

El cual está por encima del valor asumido, por lo que se acepta.

Caída de presión

Lado de los tubos: De la figura 19.24 del Towler, para un Re=8.05x10^3

Jf=4.6x10^{-3}

$$\Delta P_t = \#\, pasos\left[8 j_f \cdot \left(\frac{D_s}{d_e}\right)\left(\frac{L}{l_B}\right)\frac{\rho \mu_s^2}{2}\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{-0.14}\right]$$

$$\Delta P_t = 257.7 Pa = 0.04 psi$$

Lado de la coraza:

$$\text{Velocidad lineal} = \frac{Gs}{\rho} = \frac{354.68}{16.55} = 21.43 \ {}^{m}/_{s}$$

De la figura 19.30 del Towler, para $\text{Re} = \frac{G_s \cdot d_e}{\mu} = 4.15 \cdot 10^5$

Jf=0.023

$$\Delta P_t = \#\, pasos\left[8 j_f \cdot \left(\frac{D_s}{d_e}\right)\left(\frac{L}{l_B}\right)\frac{\rho \mu_s^2}{2}\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{-0.14}\right] = 721025.63 Pa = 104.58 psi$$

La caída de presión puede ser reducida incrementando el espaciamiento de bafle. Multiplicando por un factor de 3.1, la velocidad en el lado de la coraza se divide en ese mismo factor, lo cual reduce la caída de presión por un factor aproximadamente en (1/3.1)^2:

$$\Delta Ps = \frac{104.58}{3.1^2} = 10.88 psi$$

Cuyo valor es más aceptable

Esto reducirá el coeficiente de transferencia de calor del lado de la coraza en un factor de (1/3.1)$^{0.8}$

$$h_0 = 805.4 \cdot \left(\frac{1}{3.1}\right)^{0.8} = 325.77 \ {}^{W}/_{m^2 °C}$$

Esto da un coeficiente global de 218.45 W/m^2°C el cual aún es mayor al valor supuesto.

Estimación del costo Intercambiador de calor:

Parámetros para estimación de costo de capital (JAN. 2010 CEPCI = 532.9) (Towler & Sinnott, 2013)

Equipment	Units for Size,S	Slower	Supper	a	b	n
Intercambiador de calor	Area, m2	10	1000	28000	54	1.2

$$Ce = a + bS^n$$

Ce = costo de compra del equipo en $US basado en la Costa del Golfo, enero 2010 (CEPCI = 532.9)

a,b = Constantes del costo

S = Tamaño del parámetro

n = Exponente para el tipo de equipo

$$Ce_{E-320} = 4 * (28000 + 54 * 445.1^{1.2}) = \$\,437{,}517.33$$

Al llevarlos al 2016, el CEPCI enero 2016 es 536.5:

$$Costo_{2016} = 437{,}517.33 \cdot \frac{536.5}{532.9} = \$\,440{,}472.98$$

El cálculo es simular para los demás intercambiadores

Anexo 11. Horno de calentamiento

Al horno ingresaran dos corrientes gaseosas, la primera es la de oxígeno que fue precalentada hasta la temperatura de 335.76°C por la corriente de salida del reactor, y la segunda corriente es la de metano, la cual también fue precalentada por la corriente de salida del reactor hasta 405.09°C. Ambas corrientes deben calentarse hasta los 700°C que ingresarán al reactor. Las propiedades físicas de dichas corrientes es la siguiente:

Metano			**Oxígeno**	
F (Kg/h)	375487.5		F (Kg/h)	250856.0
T inicial °C	405.09		T inicial °C	335.76
T final °C	700		T final °C	700
Cp (KJ/Kg °C)	3.842		Cp (KJ/Kg °C)	1.06

El calor necesario para ambas llegar a la temperatura de 700°C es la siguiente:

Q (KJ/h)	**425485388.4**		**Q (KJ/h)**	**97080232.35**

El calor total necesario por ambas corrientes es = 5.23 x 10^8 KJ/h. Sabiendo que la eficiencia de los hornos es alrededor del 80%, el calor necesario por el horno es:

$$Q = {5.23 \cdot 10^8}/{0.8} = 6.53 \cdot 10^8 kJ/h = 181.45MW$$

Para hallar la cantidad de metano que se requiere quemar para alcanzar ese calor, se utiliza el poder calorífico del metano (55 000 kJ/kg):

$$\dot{m}_{metano} = \frac{Q_{real}}{PoderCal.} = 11876.49\ {}^{kg}/_{h}$$

Para evitar la emisión excesiva de gases contaminantes al ambiente, se utiliza oxígeno en 20% en exceso:

$$\dot{m}_{O_2} = \frac{32}{16} \cdot 11876.49 \cdot 1.2 = 28503.58\ {}^{kg}/_{h}$$

Anexo 12: Sistema de Refrigeración

El sistema de refrigeración de la planta tiene como objetivo ser una línea de servicio en las unidades de destilación criogénica, debido a que la destilación en la torre es cercana de los -140 °C, se hace necesario el uso de tres refrigerantes, el primero propano cuya temperatura de ebullición a 1 atm es -40° C , para lograr eso se eleva la presión, luego es enfriada , y pasa por una válvula de expansión donde se genera una caída de presión y temperatura, esta corriente ayuda al segundo refrigerante que es el etileno a reducir su temperatura antes de pasar a una válvula de expansión, logrando llegar a su temperatura de ebullición de -104 °C, con la cual enfría al metano, el tercer refrigerante, la cual pasa por la válvula de expansión llegando a la temperatura de ebullición , donde tiene una temperatura de – 160 °C.

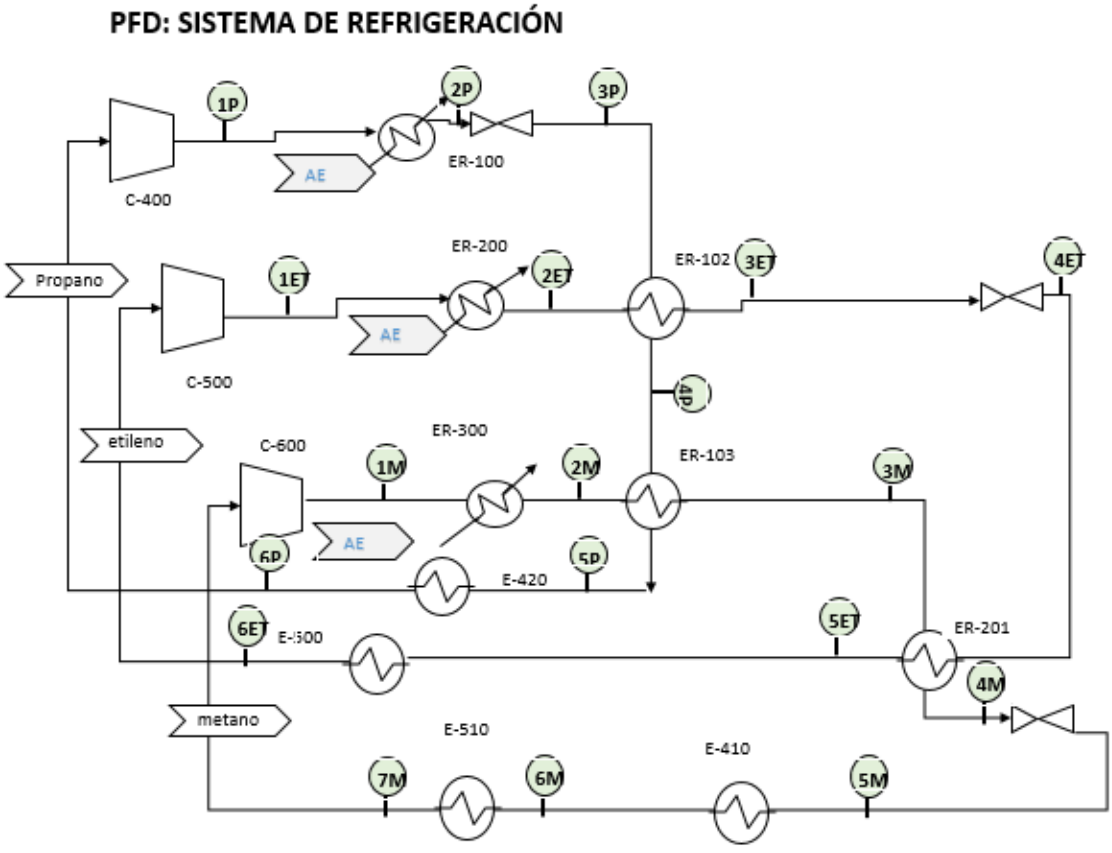


Figura 11. Diagrama del servicio de refrigeración de la Planta de OCM.

Balance de Masa y Energía del Proceso de Refrigeración

El balance de masa y energía se calculo mediante en base al requerimiento de energía en los condensadores y rehervidores de las unidades de destilación criogenica de la planta, teniendo el resultado mostrado por la siguiente tabla:

Tabla 23. Balance de masa y Energía del proceso de refrigeración de la Planta OCM.

Material Streams												
		PROPANO	P1	P2	P3	P7	ETYLENO	ET1	ET2	P4	ET3	METANO
Vapour Fraction		1.0000	1.0000	0.0000	0.4707	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.6932	0.0000	1.0000
Temperature	C	-2.778	130.3	37.22	-39.97	-2.778	-35.00	185.8	31.11	-39.97	-27.40	-107.6
Pressure	bar	1.103	19.99	19.99	1.103	1.103	1.103	21.03	21.03	1.103	21.03	1.103
Molar Flow	kgmole/h	1.000e+004	1.000e+004	1.000e+004	1.000e+004	1.000e+004	3500	3500	3500	1.000e+004	3500	6000
Mass Flow	kg/h	4.410e+005	4.410e+005	4.410e+005	4.410e+005	4.410e+005	9.819e+004	9.819e+004	9.819e+004	4.410e+005	9.819e+004	9.626e+004
Liquid Volume Flow	m3/h	870.3	870.3	870.3	870.3	870.3	256.2	256.2	256.2	870.3	256.2	321.5
Heat Flow	kcal/h	-2.534e+008	-2.306e+008	-2.834e+008	-2.834e+008	-2.534e+008	4.162e+007	5.021e+007	4.317e+007	-2.733e+008	3.309e+007	-1.140e+008
		M1	M2	M3	P6	ET4	ET5	M4	M5	M6	M7	ET6
Vapour Fraction		1.0000	1.0000	1.0000	0.7778	0.4380	1.0000	0.0000	0.5930		1.0000	1.0000
Temperature	C	160.7	31.67	-35.00	-39.97	-102.2	0.4183	-93.49	-160.1		-107.6	-35.00
Pressure	bar	33.03	33.03	33.03	1.103	1.103	1.103	33.03	1.103		1.103	1.103
Molar Flow	kgmole/h	6000	6000	6000	1.000e+004	3500	3500	6000	6000	6000	6000	3500
Mass Flow	kg/h	9.626e+004	9.626e+004	9.626e+004	4.410e+005	9.819e+004	9.819e+004	9.626e+004	9.626e+004	9.626e+004	9.626e+004	9.819e+004
Liquid Volume Flow	m3/h	321.5	321.5	321.5	870.3	256.2	256.2	321.5	321.5	321.5	321.5	256.2
Heat Flow	kcal/h	-1.002e+008	-1.078e+008	-1.117e+008	-2.694e+008	3.309e+007	4.284e+007	-1.214e+008	-1.214e+008		-1.140e+008	4.162e+007

Costo de los compresores del sistema de refrigeración, se usaran tres compresores con tres etapas cada una, dando un total de equipo de 25.8 MMUS$.

Cantidad	Código	Equipo	característica	unidad	Costo
3	C-400	Compresor propano	855.20	kw	5.2 MMUS$
3	C-500	Comprensor etileno	2272.88	Kw	7.9 MMUS$
3	C-600	Compresor metano	5901.42	kw	12.7 MMUS$

Anexo 13: Tanque de almacenamiento

La corriente de producto (31) tiene las siguientes características:

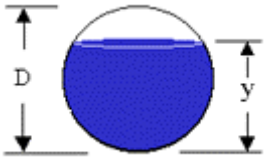
T (°C)	-9
P (atm)	31.62
F (kmol/h)	2081.8
ρ (kg/m3)	13.88

El volumen total del producto que tendrá que ser almacenado durante los 6 días que demora en venir un buque se calcula de la siguiente manera:

$$V_{producto} = 13.88\frac{kmol}{m^3} \cdot 2081.8\frac{kmol}{h} \cdot 24\frac{h}{dia} \cdot 6dia$$

$$V_{producto} = 2.16 \cdot 10^4 m^3$$

Los tanques esféricos que hay en el mercado, pueden ser de 16m de diámetro, y considerando una altura de líquido de 12m, el volumen máximo que podrá almacenar un tanque de estas características es el siguiente:



$$V_{tanque} = \frac{\pi}{3} \cdot 12^2 \cdot (1.5 \cdot 16 - 12) = 1810 m^3$$

$$V_{tanque} = \frac{\pi}{3} \cdot y^2 \cdot (1.5D - y)$$

El número de tanques requeridos es:

$$N_{tanques} = \frac{2.16 \cdot 10^4}{1810} = 12$$

<u>*Espesor del tanque*</u>: Debido a que el equipo se encuentra a elevadas presiones (31.62atm) se necesita un material capaz de soportar dichas presiones y a temperaturas muy bajas; por lo que se elegirá acero inoxidable 304, el cual es capaz de operar eficientemente hasta temperaturas de -250°C *(Green & Perry, 2008).*

Material	**Acero Inoxidable 304**	
Densidad	kg/m3	8000
Máxima tensión (S)	psi	20000

$$t = \frac{P_i D_i}{4SE - 0.4P_i}$$

La presión de diseño será 10% más de la presión manométrica de trabajo

$$Pi = (31.62 - 1atm) * 1.1 = 33.68\ atm$$

$$Pi = 3.41\ N/mm2$$

La máxima tensión es 20 kpsi:

$$S = 20kpsi = 137.9\ N/mm$$

Espesor de la sección cilíndrica:

$$t = \frac{3.41 * (16 * 10^3)}{4 * 137.9 * 1 - 0.4 * 3.41} = 99.2\ mm$$

Se halla la masa total de una esfera:

$$A = \pi D^2 = 804.2\ m^2$$

$$V = A * t = 79.8\ m^3$$

$$M = V * \rho = 6.39 * 10^5\ kg$$

$$M = 1.40 * 10^6\ lb$$

<u>*Estimación de costo de los tanques:*</u>

Para el año 2014, un tanque esférico de 2.5*105 lb costó 1.3 MMUS$ (Milligan & Milligan, 2016), utilizando un exponente de capacidad de 0.7 para un tanque esférico:

$$costo_{2014} = 1.3 \cdot \left(\frac{1.4 \cdot 10^6}{2.5 \cdot 10^5} \right)^{0.7} = 4.4 MMUS\$$$

Siendo el índice de costos del año 2014: 574.3, el costo de un tanque esférico de esta capacidad es:

$$costo_{2016} = 4.4 \cdot \frac{536.5}{574.3} = 4.11 MMUS\$$$

Anexo 14: Hojas de especificación de equipos

	Reactor OCM		Item N°		Area
			Proyecto N°		
	Planta:		Preparado por :		Fecha
FIQT - UNI	Ubicación		Hoja		
Denominación	R- 100		Cantidad		
Condiciones de operación					
	Entrada		Salida		
Fase	Gas		Gas		
Flujo masico (kmol/h)	31213.35		31190.1		
Temperatura (°C)	31213.35		700		
Presión (atm)	4		4		
argon	0		31.2		
oxigeno	7800.3		468		
CO	0		453.7		
CO2	12.05		2424.6		
H2O	0		9361.7		
Metano	23401		16380		
Etano	0		536.9		
Etileno	0		1534		
Datos de Diseño					
material de construcción			acero inoxidable 304		
Peso (kg)			747.8		
Diametro (m)			2.4		
largo (m)			7		
Volumen			29.3		
Catalizador			LiMgO		
Masa de catallzador (kg)			147608.7		
Vida de catalizador			90 dias		

	Separador Flash		Item N°		Area
			Proyecto N°		
	Planta:		Preparado por :		Fecha
FIQT - UNI	Ubicación		Hoja		
Denominación			Cantidad		

Condiciones de operación			
	Alimentación	Tope	Fondo
Flujo masico (kg/h)	625342.9	456919.4	168423.5
Temperatura (°C)	50	50	50
Presión (bar)	10	10	10
Etano (kg/h)	536.9	536.9	0
Etileno (kg/h)	1534.1	1534.1	0
Metano (kg/h)	16380.7	16380.7	0
agua (kg/h)	9361.7	43	9318.7
monoxido de carbono (kg/h	457.3	457.3	0
Argon (kg/h)	31.2	31.2	0
oxigeno (kg/h)	468.5	468.4	0.1
Dioxido de carbono (kg/h)	2425.5	2410	15.5

Caractertisiticas del destilador	
material de construcción	acero inoxidable 304
Peso (kg)	10355.8
Diametro (m)	2.56
Altura (m)	5.6
Volumen (m3)	7.03

	Compresor		Item N°	1	Area
			Proyecto N°	1	
	Planta:	Planta de OCM	Preparado por :	L.J. E.	Fecha
	Ubicación	Pisco - Lima	Hoja		
Denominación	C- 300		Cantidad	3	

Condiciones de operación			
Flujo masico (kg/h)	97.39	Presión de succión (bar)	2
Temperatura (°C)	60	Presión de descarga(bar)	29.6
Densidad (kg/m3)		Servicio	Compresor a las entrada del separador de fases
Viscosidad		Operación en	

Características del compresor	
Modelo	centrifugo
eficiencia (%)	85
Presion de maxima	
Potencia (kW)	28465.7

	Desmetanizadora		Item N°		Area
			Proyecto N°	1	
	Planta:	Planta OCM	Preparado por :	E.J.L.	Fecha
FIQT - UNI	Ubicación	Pisco- Perú	Hoja		17/12/2016
Denominación	D- 400		Cantidad	1	
Condiciones de operación					
	Alimentación		Destilado	Fondo	
Fase	Liquido		Vapor	Liquido	
Flujo masico (kg/h)	350624.26		291085.48	59538.78	
Temperatura (°C)	-75		-68	-8	
monoxido de carbono	12702.95		12702.95	0	
Argon	1248.05		1248.05	0	
oxigeno	14989.98		14989.98	0	
metano	262091.12		262091.12	0	
agua	0.3926		0.3534	0.0392	
etileno	530.35		53.03	477.22	
etano	42953.82		0	42953.82	
dioxido de carbono	16107.68		0	16107.68	
Presión del condensador (atm)			30		
Temperatura del condensador (°C)			-68		
Presión del reboiler (°C)			-8		
Relación de reflujo			0.29		
Carcertitisiticas del destilador					
material de construcción			Acero inoxidable 304		
Peso (kg)			63630.7		
Diametro (m)			2.82		
Altura (m)			27.12		
eficiencia de la etapa			2		
numero de platos			45		
Plato de alimentación			13		
Espaciamiento de platos (m)			0.5		

	Torre de destilación criogenica CH4/CO		Item N°		Area
			Proyecto N°		
	Planta:	Planta OCM	Preparado por :		Fecha
FIQT - UNI	Ubicación	Pisco - Perú	Hoja	E. J. L.	17/12/2016
Denominación	D- 500		Cantidad		

Condiciones de operación			
	Alimentación	Destilado	Fondo
Fase	Liquido	Vapor	Liquido
Flujo masico (kg/h)	291085.48	29161.87	261923.61
Temperatura (°C)	-100	-138	-92
monoxido de carbono	262091.12	12702.95	0
argon	1248.05	1248.04	0
oxigeno	14989.98	14989.98	14.99
metano	262991.12	235.88	261855.24
agua	0.3534	0	0.3534
dioxido de carbono	291085.48	0	53.03

Presión del condensador (atm)	30
Temperatura del condensador (°C)	-138
Presión del reboiler (atm)	30
Temperatura de reboiler	-92
Relación de reflujo	26.45

Caractertisiticas del destilador	
material de construcción	Acero inoxidable 304
Peso (kg)	104869
Diametro (m)	3.75
Altura (m)	25.2
numero de platos	42
Plato de alimentación	9
Espaciamiento de platos (m)	50