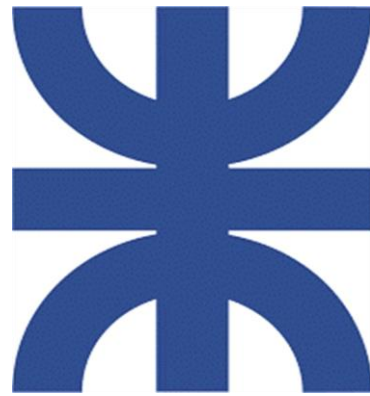


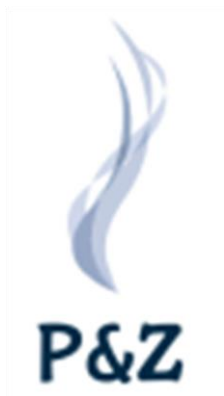
UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL

Facultad Regional Neuquén





Proyecto Final

Captura de CO₂





- Pichiman, Luis Maximiliano
- Zuñiga, Marcela Nataly

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 1 de 286



Índice

Contenido



Índice	0
1. Presentación del proyecto	7
1.1 Objetivo del proyecto.....	8
1.2 Identificación del Proyecto	8
1.2.1 Gas de síntesis y mejora de rendimiento de síntesis de Metanol	8
1.2.2 Necesidad de controlar las emisiones de CO ₂	10
1.3 Sobre el Metanol.....	14
1.4 Presentación del proceso Absorción-Desorción con aminas	15
Bibliografía.....	17
2. Proceso.....	18
2.1 Selección del Proceso más adecuado para la recuperación de CO ₂	19
2.1.1 Tecnologías de captura según el momento de combustión:.....	19
2.1.2 Evaluación de opciones técnicas en la captura del CO ₂ post-combustión.	25
2.1.3 Selección del Absorbente.....	30
2.2 Descripción del proceso de Absorción-Desorción Química con Aminas en metanol .	36
2.2.1 Planta de Metanol.....	37
2.2.2 Captura del CO ₂ : Descripción del proceso Absorción-Desorción.....	43
2.3 Consideraciones de Diseño	45
2.3.1 Comparación de columnas de platos frente columnas de relleno	45
2.3.2 Diámetro de la columna	47
2.3.3 Altura de la columna	48
2.3.4 Etapas teóricas y eficiencia de las etapas	48
2.3.5 Efectos térmicos en el absorbedor	50
2.4 Problemas más comunes de operación y posibles soluciones	52
2.4.1 Corrosión	52
2.4.2 Espumación.....	53
2.4.3 Pérdidas de solvente	55
2.4.4 Purificación de la solución degradada	56
2.5 Elección del caudal de CO ₂ a Inyectar.....	57
2.6 Consecuencias de la instalación de la planta de Aminas en el proceso de metanol ..	58
Bibliografía.....	61
3. Estudio de Mercado	62
3.1 Misión, Visión y Análisis FODA.....	63

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 2 de 286



3.1.1	Diagnostico externo:	63
3.1.2	Radiografía interna.....	67
3.2	Análisis global y local del Metanol	70
3.2.1	Metanol en Latinoamérica	70
3.2.2	Metanol en Argentina.....	72
3.3	Estudio de mercado.....	77
3.3.1	Características del mercado consumidor	77
3.3.2	Comercio del Metanol	77
3.3.3	Mercado de derivados del Metanol	81
3.3.4	Clientes	84
3.3.5	Mercado Competidor	86
3.4	Proyecciones del consumo de Metanol.....	87
3.4.1	Materias Primas: Gas natural.....	87
3.4.2	Industria Petroquímica Argentina	93
3.4.3	Demanda de Metanol en el presente	95
3.4.4	Demanda de Metanol - Proyección a futuro	97
	Bibliografía	98
4.	Localización	99
4.1	Ubicación del Proyecto	100
4.2	Condiciones Meteorológicas.....	102
4.2.1	Temperatura ambiente.....	103
4.2.2	Humedad relativa.....	104
4.2.3	Presión barométrica	105
4.2.4	Precipitaciones	106
4.2.5	Velocidad del viento	106
	Bibliografía	107
5.	Simulación	108
5.1.	Introducción.....	109
5.2.	Paquete de aminas.....	109
5.3.	Torre absorbedora	110
5.3.1.	Cantidad de DEA Pobre.....	110
5.3.2.	Temperatura	111
5.3.3.	Presión.....	113
5.4.	Desorción.....	115
5.5.	Análisis Pinch	116
5.5.1.	Elección del valor inicial de $\Delta T_{\text{mínimo}}$	116
5.5.2.	Análisis Pinch del proceso.....	117
5.6.	Simulación	125

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 3 de 286



5.6.1.	Composición del gas de alimentación.....	125
5.6.2.	Simulación de procesos de aminas.....	128
	Bibliografía.....	130
6.	Balance de Masa y Energía.....	131
6.1	Descripción	132
6.2	Balance de Masa y energía	132
6.2.1	Reactor (Unidad 200), antes de instalar planta de aminas.	133
6.2.2	Planta de Aminas.....	135
6.2.3	Balance de Masa de Metanol después de insertar CO ₂	140
6.2.4	Balance de Metanol.....	141
6.3	Servicios Auxiliares.....	142
6.3.1	Vapor de baja presión.....	142
6.3.2	Agua de enfriamiento	142
6.3.3	Aire	143
6.3.4	Energía Eléctrica	144
6.3.5	Nitrógeno.....	145
6.3.6	Gas Natural	145
	Bibliografía.....	147
7.	Seguridad de la Planta	148
7.1	Leyes de Seguridad.....	149
7.2	Descripción de la red contra incendio existente	149
7.2.1.	Caudales.....	150
7.2.2.	Presión	150
7.2.3.	Reservas permanentes de agua	151
7.2.4.	Sistemas de impulsión	151
7.2.5.	Redes de agua.	151
7.2.6.	Hidrantes.	151
7.3	Consideraciones generales	152
7.4	Precauciones de seguridad en el manipuleo de equipos	153
7.5	Compuestos peligrosos.....	153
7.5.1.	Metanol	154
7.5.2.	Dietanolamina.....	154
7.6	Límites explosivos y temperaturas de auto-ignición	155
7.7	Análisis HAZOP.....	155
7.7.1.	Documentación necesaria.....	156
7.7.2.	Descripción general del método.....	156
7.7.3.	Definición de nodos.....	159
7.7.4.	Definición de la intención	163

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 4 de 286



7.7.5.	Selección de los parámetros de proceso.....	163
7.7.6.	Utilización de palabras guía	163
7.7.7.	Planteamiento de las desviaciones	164
7.7.8.	Planteamientos de Causas	165
7.7.9.	Escenarios y consecuencias.....	168
7.7.10.	Análisis de las salvaguardas	169
7.7.11.	Evaluación del riesgo	170
7.7.12.	Recomendaciones y registro de acciones	173
7.7.13.	Matriz de análisis HAZOP	174
7.7.14.	Resultados HAZOP	174
7.8	Hojas de seguridad	174
	Bibliografía	175
8.	P & ID	176
8.1	Descripción de control.....	177
8.1.1.	Sistema de control feedforward.....	178
8.2	Codificación de instrumentos y cañerías	178
8.3	Referencia de Equipos e instrumentos	180
8.3.1	Instrumentos.....	180
8.3.2	Ubicación de los instrumentos	181
8.3.3	Válvulas	181
8.3.4	Líneas.....	182
8.4	Representación de la lógica de un P&ID.....	182
8.5	Anexos.....	182
	Bibliografía	182
9.	Lay Out	183
9.1	Consideraciones de disposición de los equipos.	184
9.1.1	Torre	184
9.1.2	Intercambiadores de calor	184
9.1.3	Bombas	185
9.2	Consideraciones de diseño de acuerdo a distancias recomendadas entre equipos e instalaciones	185
9.2.1.	Espaciamientos mínimos entre instalaciones industriales de proceso, almacenamiento y distribución.	186
9.2.2.	Espaciamientos mínimos entre equipos dentro de plantas de proceso.	188
9.3	Lay Out	189
	Bibliografía	189
10.	Consideraciones ambientales	191

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 5 de 286



10.1. Informe Ambiental	192
10.1.1. Introducción	192
10.1.2. Recuperación de CO₂	192
10.1.3. Identificación y valoración de los impactos	197
10.1.4. Declaración de impacto ambiental	207
10.1.5. Conclusiones	211
10.2. Marco Legal	211
10.2.1. Sustancias que agotan la Capa de Ozono (RIESAO)	211
10.2.2. Deberes de la Empresa	212
10.2.3. Fuentes fijas y móviles	212
10.2.4. Deberes de la Empresa	212
Bibliografía	213
11. Diseño de Equipos	214
11.1. Introducción	215
11.2. Intercambiador de calor E-1004	215
11.2.1. Introducción	215
11.2.2. Partes del intercambiador	216
11.2.3. Consideraciones adicionales	221
11.2.4. Diseño del Intercambiador	222
11.3. Separador Bifásico V-1002	233
11.3.1. Principios de separación:	233
11.3.2. Función de un separador	235
11.3.3. Proceso de separación	236
11.3.4. Etapas de separación	236
11.3.5. Factores que afectan la eficiencia de separación	237
11.3.6. Dispositivos internos del separador	239
11.3.7. Accesorios externos	242
11.3.8. Clasificación general de los separadores	243
11.3.9. Elección del tipo de separación	245
11.3.10. Problemas operacionales típicos a tomar en cuenta en el diseño	245
11.3.11. Diseño de un separador bifásico vertical	246
11.4. Ducto de intercambio de calor	258
11.4.1. Diseño tentativo del tren de intercambio de calor	259
Bibliografía	261
12. Estudio Financiero	262
12.1. Introducción	263
12.2. Análisis de variables financieras	263

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 6 de 286

12.1.1.	Inversión	263
12.1.2.	Egresos.....	266
12.1.3.	Ingresos.....	270
12.1.4.	Amortizaciones.....	270
12.1.5.	Flujo de Caja.....	270
12.1.6.	TIR y VAN	272
12.1.7.	Análisis de Punto de Equilibrio.....	273
12.1.8.	Análisis de sensibilidad	274
12.1.9.	Conclusión.....	279
	Bibliografía	279

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 7 de 286

1. Presentación del proyecto

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 8 de 286

1.1 Objetivo del proyecto

El presente trabajo tiene como objetivo, la evaluación, simulación y diseño para una mejora sobre el proceso de producción de Metanol, para aumentar el rendimiento del proceso.

Dicha mejora se basa en la captura post combustión del CO₂ que libera el horno reformador de la planta de Metanol.

1.2 Identificación del Proyecto

El dióxido de carbono, CO₂, es un gas incoloro con leve olor penetrante y gusto ácido, reconocido por primera vez en el siglo XVI como un gas diferente, al observarse como subproducto en la combustión y fermentación del carbón de leña. Hoy en día, el CO₂ es un subproducto de muchos procesos industriales, como así también, reactivo de muchos otros. Sus aplicaciones son muchas y muy variadas, desde la gasificación del agua (Soda de mesa), hasta la producción de Metanol (reactivo de muchos otros procesos, como, por ejemplo, Formaldehido). El presente trabajo tratará de capturar el CO₂ de la post combustión de hornos, el cual actualmente se libera a la atmosfera.

Las 2 principales razones para tratar de restringir las emisiones de CO₂ a la atmosfera son muy claras:



- Es un reactivo en el proceso de síntesis de Metanol.
- El CO₂ es el principal causante del calentamiento global.

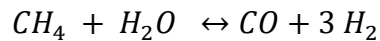
1.2.1 Gas de síntesis y mejora de rendimiento de síntesis de Metanol

El nombre gas de síntesis proviene de su uso como intermediario en la creación de gas natural sintético (GNS), y para la producción de amoníaco o metanol. El gas de síntesis también se utiliza como producto intermedio en la producción de petróleo sintético, para su uso como combustible o lubricante a través de la síntesis de *Fischer-Tropsch*, y previamente al proceso *Mobil* para convertir metanol en gasolina.

El gas de síntesis está compuesto principalmente de hidrógeno, monóxido de carbono, y muy a menudo, algo de dióxido de carbono. Posee menos de la mitad de densidad de energía que el gas natural. Se ha empleado y aún se usa como combustible o como producto intermedio para la producción de otros productos químicos.

Cuando este gas se utiliza como producto intermedio para la síntesis industrial de hidrógeno a gran escala (utilizado principalmente en la producción de amoníaco), también se produce a partir de gas natural (a través de la reacción de reformado con vapor de agua) como sigue:

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 9 de 286



La reacción es una reacción de equilibrio y por lo tanto no todo el metano logra reformarse a hidrógeno.

Por otro lado, también se presenta la reacción secundaria de conversión (reacción de shiPie, en inglés), la cual ayuda a convertir parte del vapor en hidrógeno, al reaccionar con el monóxido de carbono. Esta también es una reacción de equilibrio y tanto el CO como el CO₂ se encuentran presentes en la mezcla resultante:



La primera reacción es endotérmica (consume calor para llevarse a cabo) y la segunda reacción es exotérmica (libera calor al ocurrir).

El hidrógeno debe separarse del CO₂ para poder usarlo. Esto se realiza principalmente por adsorción por oscilación de presión (PSA), limpieza de las aminas producidas y el empleo de reactores de membrana.



El gas de síntesis producido en las grandes instalaciones para la gasificación de residuos puede ser utilizado para generar electricidad.

Los procesos de gasificación de carbón se utilizaron durante muchos años para la fabricación de gas de alumbrado (gas de hulla) que alimentaba el alumbrado de gas de las ciudades y en cierta medida, la calefacción, antes de que la iluminación eléctrica y la infraestructura para el gas natural estuvieran disponibles.

En el caso concreto de la producción de Metanol por el proceso Lurgi, se utiliza un parámetro muy útil llamado “Número Estequiométrico”, el cual nos indica una relación empírica de la cantidad de moles de los diferentes compuestos que están presentes en el gas de síntesis.

$$NE = \frac{H_2 - CO_2}{CO + CO_2}$$

Este parámetro es útil, porque el reactor de síntesis funciona óptimamente, es decir, con mayor eficiencia, cuando el rango del número estequiométrico está comprendido entre 2,00 y 2,10. Desafortunadamente, con la tecnología de producción de gas de síntesis utilizada actualmente en la producción de Metanol en el Complejo Industrial Plaza Huincul, los valores obtenidos del NE rondan el rango de 2,7 a 3,0, por lo que la incorporación de más CO₂ al sistema, antes de la entrada al reactor de síntesis, ayuda a la corriente a acercarse tanto como se quiera al valor óptimo, es decir, 2,05 del NE, lo que redundará en un aumento en la eficiencia del reactor, y por lo tanto, un aumento en la producción de Metanol.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 10 de 286



1.2.2 Necesidad de controlar las emisiones de CO₂

El calentamiento global de la Tierra como consecuencia del aumento de la concentración del dióxido de carbono y de otros gases en la atmósfera es posiblemente la cuestión ambiental más importante que afronta el mundo actualmente. En el conjunto de la Tierra se produce un efecto natural de retención del calor como ocurre en un invernadero, gracias a algunos gases atmosféricos. Los gases que lo producen se denominan de efecto invernadero, compuestos naturales de la atmósfera donde su concentración y distribución está regulada por los ciclos de carbono y nitrógeno. Los principales gases de efecto invernadero son producto de la actividad humana, como son el N₂O producto de cambios de suelo agrícola, CH₄ del gas natural, residuos sólidos y aguas residuales, CFC, PFC, SF₆ provenientes de refrigerantes, repelentes y productos en aerosol. Por último, el CO₂ producto de la combustión de combustibles fósiles. El CO₂ es emitido principalmente por 3 sectores:

- Transporte.
- Terciario (doméstico y servicios)
- Sector eléctrico.

Se le llama efecto invernadero por la similitud de efectos térmicos con los invernaderos botánicos, porque en realidad la acción física por la que se produce es muy distinta a la que sucede en el invernadero de plantas. El efecto invernadero hace que la temperatura media de la superficie de la Tierra sea 33 °C mayor que la que tendría si no existieran gases con efecto invernadero en la atmósfera. Dicho efecto se origina porque la energía que llega del Sol, al proceder de un cuerpo de muy elevada temperatura, está formada por ondas de frecuencias altas que traspasan la atmósfera con gran facilidad. La energía remitida hacia el exterior, desde la Tierra, al proceder de un cuerpo mucho más frío, está en forma de ondas de frecuencias más bajas, “absorbible” por los gases con efecto invernadero. Esta retención de la energía hace que la temperatura sea más alta. En condiciones normales, la cantidad de energía que llega a la Tierra es la misma que la que ésta emite, ya que, de no ser así, la temperatura de nuestro planeta habría ido aumentando continuamente.

Lo que el efecto invernadero consigue es ralentizar la emisión de la energía que llega a la Tierra, y reducir los cambios bruscos de temperatura de la superficie terrestre entre el día y la noche, haciendo posible la vida en nuestro planeta. El desequilibrio se produce al aumentar de forma desmedida la concentración de gases con efecto invernadero en la atmósfera. La concentración media de CO₂ se ha incrementado desde unas 275 ppm antes de la revolución industrial, a 315 ppm cuando se empezaron a usar las primeras estaciones de medida exactas en 1958, llegando hasta 361 ppm en 1996. A partir de 1979, los científicos comenzaron a afirmar que un aumento al doble en la concentración del CO₂ en la atmósfera supondría un calentamiento medio de la superficie de la Tierra de entre 1,5 y 4,5 °C. Si bien estudios más recientes sugieren que el calentamiento se produciría más rápidamente sobre tierra firme que sobre los mares.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 11 de 286

El balance del dióxido de carbono es sumamente complejo por las interacciones que existen entre la reserva atmosférica de este gas, las plantas que lo consumen en el proceso de fotosíntesis y el transferido desde la tropósfera a los océanos.

El aumento del contenido de dióxido de carbono que se verifica actualmente es un componente del cambio climático global, y posiblemente el mejor documentado. Desde mediados del siglo XIX hasta hoy, el aumento ha sido de 80 ppm.

El análisis de gases retenidos en muestras de hielo obtenidas a distintas profundidades en Antártida y Groenlandia, ha permitido conocer la concentración de dióxido de carbono atmosférico, y de otros gases del llamado efecto invernadero, durante por lo menos los últimos 150.000 años. Estas concentraciones han variado en la escala temporal de las glaciaciones, con concentraciones bajas durante los períodos glaciales (temperaturas bajas) y relativamente altas durante los períodos interglaciares (temperaturas altas), con transiciones rápidas tanto en la variación de la temperatura como de la concentración de dióxido de carbono. Se ha discutido si este aumento del contenido de dióxido de carbono atmosférico corresponde o no a estas fluctuaciones naturales, dado que transitamos por un período post-glacial. A partir de la misma fuente de información, las burbujas de gas retenidas en hielos de diferentes edades, se ha comprobado que el actual incremento de la concentración de dióxido de carbono se superpone a la variación esperada del mismo y los niveles alcanzados superan a los registrados en el pasado, siendo el aumento sustancial y acelerado durante los últimos 160 años e indudablemente causado por la actividad humana. Esto se puede apreciar en la **Figura 1**.

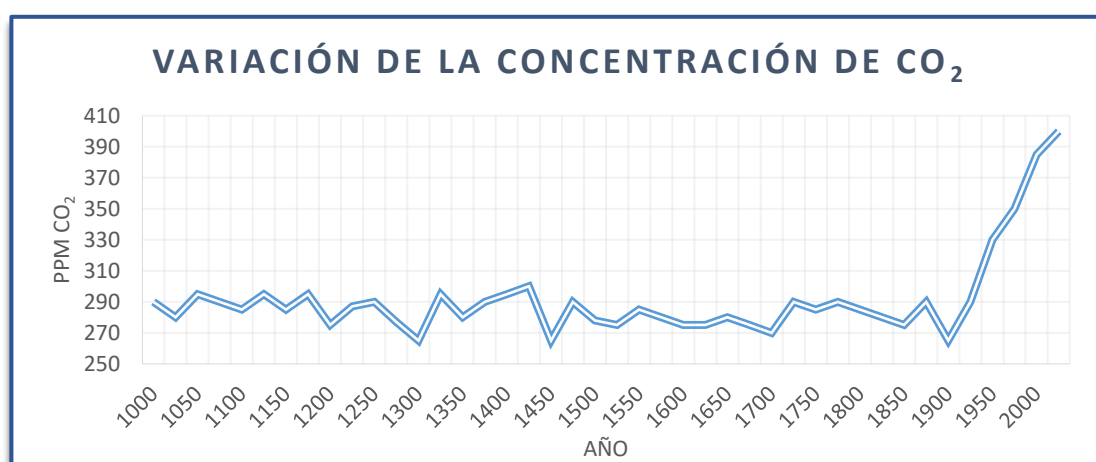




Figura 1

Se estima que este aumento es causado por una concurrencia de factores, entre los cuales el uso de combustibles fósiles (gas, carbón, petróleo y derivados, etc...) y las quemaduras con fines

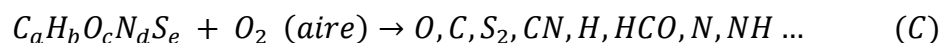
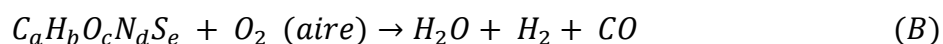
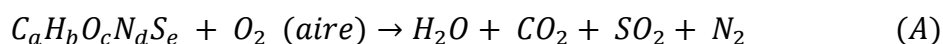
 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 12 de 286

agrícolas pueden señalarse como los más significativos. Se calcula que este aumento del nivel de dióxido de carbono ocasione cambios climáticos considerables.

Aparte del CO₂, existen en la atmósfera otros gases con efecto invernadero, como el CH₄, con una acción 25 veces superior al CO₂, y los CFCs, 15.000 veces más activos que el CO₂. No obstante, como la cantidad de CO₂ es mucho mayor que la del resto de los gases, su contribución real al efecto invernadero es del 76% respecto al total de gases.

El oxígeno y el nitrógeno, aunque se encuentran en proporciones muchos mayores, no son capaces de generar efecto invernadero. La industria es responsable, directa o indirectamente, del 55-80% de la producción de CO₂, entre otros gases, y una fracción apreciable de las emisiones ocurre como resultado de actividades industriales relacionadas con la combustión de combustibles fósiles.

En el caso más general, al quemar un combustible fósil cuya composición química contiene los elementos C, H, O, N y S, se puede aplicar el siguiente esquema:



En una combustión típica se pueden producir más de 100 especies químicas diferentes. El grupo de gases indicado por (A) corresponde al grupo que aparece con mayor frecuencia y concentración.



Los grupos (B) y (C) aparecen en condiciones de exceso o defecto de oxígeno, y de acuerdo con la calidad de la combustión. Aunque la concentración de los gases de los grupos (B) y (C) es menor comparado con los del grupo (A), no por ello son menos importantes, ya que entre ellos están el CH₄ y el N₂O, con efecto invernadero superior al CO₂.

Soluciones planteadas al problema

Con el fin de restringir y minimizar las cantidades de emisiones de dióxido de carbono, se han tomado una serie de medidas a nivel mundial, entre las que se pueden nombrar:

Protocolo de Kioto:

En la Cumbre Mundial del Clima de Kioto en diciembre de 1997, se reconoció oficialmente la gravedad del problema por parte de todos los países industrializados, pero las reducciones acordadas de emisiones de gases invernadero (especialmente CO₂) fueron relativamente escasas. Así pues, en Kioto se acordó reducir en Europa un 8%, EEUU, el país más contaminante, un 7% y Japón un 6%, entre 2008 y 2012, mientras que una consideración científica indicó que para obtener

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 13 de 286

una corrección real del efecto invernadero en la Tierra se debería reducir, como mínimo, un 46% para el año 2010 en los países industrializados.

Grupo Intergubernamental de Expertos sobre Cambio Climático

El IPCC, Grupo Intergubernamental de Expertos sobre Cambio Climático, es la agencia especializada de las Naciones Unidas creada para profundizar en el conocimiento sobre el fenómeno del cambio climático, de modo que se puedan diseñar respuestas adecuadas. Fundado por la Organización Mundial de la Meteorología (WMO) y el Departamento Medio Ambiental de las Naciones Unidas (UNEP) debe asesorar en un modo comprensivo, objetivo y transparente los datos científicos relevantes para el conocimiento del cambio climático. El IPCC no realiza investigación, basa sus datos en literatura científica publicada por los países.



Una de las actividades principales del IPCC es generar de manera regular informes para el conocimiento de la evolución del cambio climático. Además, prepara documentos especiales sobre técnicas o datos relacionados con la mitigación del impacto climático.

Están siendo exploradas tres opciones para estabilizar los niveles atmosféricos de gases invernaderos:

1. Mejoras en eficiencia en el proceso de combustión, conversión energética, etc.
2. Empleo de combustibles cuyos productos de combustión tengan una proporción de CO₂/H₂O más baja.
3. Captura y recuperación del CO₂ procedente de los gases de combustión, antes de que sean liberados a la atmósfera, utilizando sustancias químicas y sistemas físicos o biológicos.

Bonos de emisión

Desde el punto de vista del cambio climático, es irrelevante dónde se reduzcan las emisiones, porque los efectos del cambio climático se producen y sus causas se combaten a nivel global. Sin embargo, desde el punto de vista económico, es más rentable reducir las emisiones allí donde salga más barato hacerlo. El esfuerzo que los países desarrollados tendrían que hacer para modificar su industria nacional, es mayor que lo que les supondría ayudar a la implantación de tecnologías limpias en países de baja eficiencia energética, como los países del Este o en países en vías de desarrollo. Con este planteamiento, el protocolo de Kioto fija unos "mecanismos de flexibilidad" que son de tres tipos, implementación de nuevas tecnologías, mecanismos de desarrollo limpio y comercio de emisiones.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 14 de 286



1.3 Sobre el Metanol

El metanol se está empleando cada vez más en todo el mundo en una serie de aplicaciones innovadoras destinadas a satisfacer nuestra demanda creciente de energía. El metanol es una alternativa de energía limpia que se puede producir a partir de gas natural, carbón y una serie de recursos renovables como la biomasa, los biogases de vertedero o las emisiones de centrales energéticas e industriales. A medida que los recursos energéticos recuperables económicamente se vuelven más escasos a nivel mundial, el metanol desempeñará un papel cada vez más importante en la diversificación de las opciones de combustible y en la promoción de aplicaciones de la energía limpia en países de todo el mundo.

Las características del metanol como un combustible líquido a temperatura ambiente y las diversas fuentes a partir de las que se puede fabricar, lo convierten en una buena alternativa de combustible para automóviles, camiones y autobuses. El metanol también se utiliza como componente en el proceso de producción del biodiesel, además de como materia prima para la producción de éter di-metilico, un gas líquido de combustión limpia que se usa principalmente para cocinar y en calefacción, y que también es un buen sustituto del combustible diésel. También se está demostrando su uso comercial en tecnologías innovadoras de transformación de metanol a olefinas y metanol a gasolina. Además, el metanol es un recurso único para uso en turbinas de producción de electricidad en la red y fuera de la red, y un transportador de hidrógeno ideal para las aplicaciones de la tecnología de pilas de combustible, como la energía portátil.

Aproximadamente dos tercios de toda la demanda del metanol es utilizada en la producción de derivados químicos tradicionales incluyendo formaldehído, ácido acético y una variedad de otros productos químicos que constituyen a su vez la base de una gran cantidad de otros derivados químicos cuya demanda está influenciada por los niveles de actividad económica global. El tercio restante de la demanda de metanol proviene de aplicaciones relacionadas con la energía. Ha habido un crecimiento de demanda del metanol en mezclas directas para gasolina como materia prima en la producción de éter di-metilico (DME), que puede ser mezclado con gas licuado de petróleo para su uso doméstico en la cocina y la calefacción, y también en la producción de biodiesel. El metanol también se usa para producir éter metil-terbutiléter (MTBE) que es un componente de la gasolina, y olefinas. Este último uso se está convirtiendo en un conductor importante de demanda de metanol.

Esta molécula simple llena de hidrógeno y sin enlaces carbono a carbono, arde de manera más limpia que la mayoría de las fuentes de energía y ofrece una alternativa viable y de gran disponibilidad frente a los combustibles fósiles tradicionales. A medida que aumenta la demanda de energía y combustibles, el metanol gana importancia como medio de suministro de la energía necesaria para numerosas aplicaciones de uso cotidiano.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 15 de 286

Al evaluar las opciones técnicas (esto se realizará más adelante en el presente trabajo), se llegó a la conclusión de que la forma más factible de hacer la captura de este gas es mediante el método de adsorción-desorción química con aminas.

1.4 Presentación del proceso Absorción-Desorción con aminas



En la operación de absorción de gases, una mezcla gaseosa se pone en contacto con un líquido, a fin de disolver de manera selectiva uno o más componentes del gas, y de obtener una solución de estos gases que nos interesan en el líquido. Estas operaciones requieren la transferencia de masa de una sustancia en la corriente gaseosa al líquido. Esto se aplica cuando se quiere recuperar en un líquido componentes que acompañen el afluente gaseoso de un reactor, bien sea para conseguir su neutralización, o bien para evitar la contaminación del medio ambiente.

La absorción de gases es una operación por la cual los componentes solubles, absorbatos, de una mezcla gaseosa se disuelven en un líquido, el absorbente. La operación inversa, denominada desorción, consiste en la transferencia a la fase gaseosa de los componentes (solutos) volátiles de una mezcla líquida. En este caso, el proceso de absorción va acompañado de una reacción química. Aunque el proceso general se considera heterogéneo, la reacción química es realmente homogénea, y ocurre en la fase líquida. Algunas veces, tanto el reactivo como el producto de la reacción son solubles en el líquido, como en nuestro caso, en la absorción del CO₂ en una solución acuosa de Aminas. La reacción entre el soluto absorbido y un reactivo produce dos hechos favorables a la rapidez de la absorción:

- El aumento de la capacidad de adsorción del líquido respecto al componente gaseoso.
- El aumento de la velocidad global del proceso.

Las instalaciones utilizadas son las columnas de absorción con un lecho fijo de relleno, o torre empaquetada. Al existir el contacto directo entre el gas y el líquido, se puede beneficiar en el enfriamiento del gas caliente. En las torres empacadas y de aspersion en contracorriente, los fluidos están en contacto continuo durante su trayectoria a través de la torre. Por lo tanto, en una torre empacada las composiciones del líquido y del gas cambian continuamente con la altura del relleno. La caída de presión para la fase gaseosa es relativamente baja en comparación con otros tipos de torres, por lo que las torres de relleno son muy adecuadas para tratar caudales elevados de gas y en procesos de baja presión, y proporcionan una baja retención del líquido, lo cual es importante cuando el líquido se deteriora a altas temperaturas.

La desorción del CO₂ para su recuperación, típicamente tendrá lugar en una segunda torre, que también suele ser de relleno, en la que se aplicará calor para aumentar la temperatura de la disolución y disociar el compuesto del gas en solución, consiguiendo invertir el proceso de

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 16 de 286

transferencia de materia, de líquido a gas, debido al desequilibrio causado por el aumento de la temperatura.

En la **Figura 2** se pueden apreciar a grandes rasgos, las características del proceso.

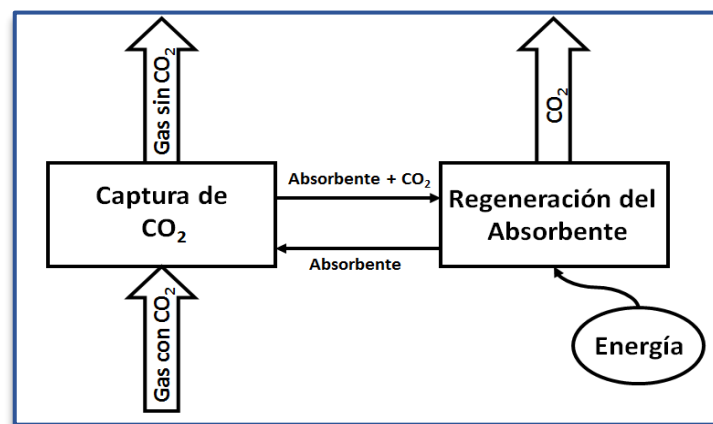


Figura 2

En el caso concreto de este proyecto, la desorción del CO₂ se hace sin entrega de energía, debido a una modificación del proceso tradicional. Posteriormente, el CO₂ es llevado a las especificaciones del gas de síntesis, antes de que este ingrese a la etapa de compresión, para poder así, inyectar el CO₂ como reactivo.



Esto, desde luego, genera una serie de impactos dentro del proceso, dos de los más relevantes son:

- Aumento en la producción de metanol.
- Disminución en el hidrógeno del gas que abandona el reactor de metanol.

Consideraciones:

Aumento en la producción de metanol.

Se espera que con la incorporación de la planta de recuperación de CO₂ con aminas, se aumente la producción de metanol alrededor de un 5 a un 10 %, esto se da por el aumento de la relación de CO₂/H₂, materia prima para la producción del mismo. Este es el objetivo del presente trabajo, pero para ello se debe hacer un estudio detallado del reactor y las consecuencias de este cambio introducido.



 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 17 de 286

Disminución en el hidrógeno del gas que abandona el reactor de metanol.



Al agregar más CO₂ a la corriente de gas reformado, este reacciona con el H₂ y esto ocasiona que el H₂ presente disminuya. Este es una contra de la planta de aminas, ya que este hidrógeno se utiliza como combustible en uno de los hornos del complejo, por lo que, para tener un balance energético favorable, se tiene que proponer un diseño óptimo en cuanto a la cantidad de energía necesario por la planta de aminas, para que así haya un balance positivo de gas natural a quemar en relación del aumento de metanol obtenido por el CO₂ de gases de combustión.

Bibliografía

- Raynaud, D., J. Jouzel, J.M. Barnola, J. Chappellaz, R.J. Delmas & C. Lorius, 1993. *The ice core record of greenhouse gases*. Science, 259:926-934.
De <http://www.cricyt.edu.ar/enciclopedia/terminos/DioxiCar.htm>
- Ruiz Y. (s. f.). Gas de Síntesis. Recuperado el 06 de 04 de 2018.
De <https://es.scribd.com/doc/93576704/Gas-de-sintesis>
- Medio ambiente (s.f.). Te daremos Consejos del Cuidado del Ambiente y muchas más cosas. Recuperado el 06 de 04 de 2018. De <http://medioambientediiegofredes.blogspot.com.ar>
- Sánchez Alarcón J. A., Oliver R. y Estrany F. (febrero 2006). Proyecto para la captura del 98% del CO₂ producido en una planta industrial de cogeneración para su posterior purificación y venta. Revista *Dore Alfa*.
De <http://www.tecnicaindustrial.es/TIAdmin/Numeros/21/35/a35.pdf>
- Muller C., Curcio H. y Poepiora c. (s. f.) Obtención del metanol, propiedades y usos. Recuperado el 06 de 04 de 2018.
De http://www.edutecne.utn.edu.ar/procesos_fisicoquimicos/Obtencion_de_Metanol.pdf

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 18 de 286

2. Proceso

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 19 de 286

2.1 Selección del Proceso más adecuado para la recuperación de CO₂

Como el CO₂ que se desea capturar proviene de una combustión en un horno de procesos, al momento de estudiar el proceso más adecuado para la recuperación del CO₂, hay que evaluar dos tipos distintos de tecnologías:

Primero, se debe saber en qué momento de la combustión se lleva a cabo la captura del CO₂, es decir, si antes, durante o después de la misma.

Segundo, una vez ya definido el lugar donde se lleva a cabo la captura, se deben evaluar todas las tecnologías disponibles para llevar a cabo dicha captura lo más eficientemente posible.

2.1.1 Tecnologías de captura según el momento de combustión:

Según el momento de la combustión donde se lleva a cabo la captura del CO₂ propiamente dicho, se pueden nombrar tres grandes grupos de técnicas/tecnología para realizar el proceso:

- Captura post combustión.
- Captura oxi-combustión.
- Captura pre combustión

En la **Figura 3** se puede apreciar gráficamente cada uno de los puntos dónde se hace referencia cada una de estas tecnologías:

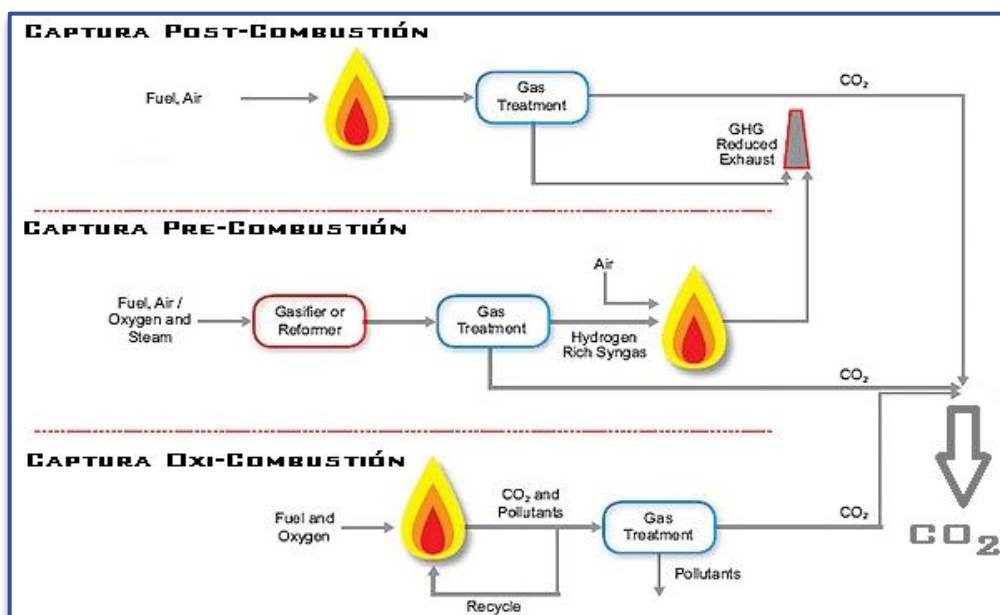




Figura 3

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 20 de 286

2.1.1.1 Captura Post combustión



El fundamento de esta tecnología es separar el CO₂ en los gases de salida de la combustión, al quemar con aire un combustible fósil o biomasa, sin haber realizado ninguna operación previa a dicha combustión. Actualmente, la infraestructura energética mundial se basa en procesos mayoritariamente de combustión con aire (centrales térmicas, cementeras, refinerías, cerámicas, etc.), por lo tanto, esta opción es de gran relevancia dado que se puede añadir a instalaciones existentes que son grandes focos emisores de CO₂ (retrofitting).

Tras la combustión de un combustible fósil con aire, el CO₂ se encuentra bastante diluido, dado que los gases de salida son fundamentalmente nitrógeno, agua y oxígeno. El CO₂ tiene que ser separado del gas de salida antes de ser emitido a la atmósfera, por lo tanto, en este proceso los gases de salida pasan a través de un equipo de separación de CO₂, instalado justo antes de la chimenea, como, por ejemplo, un ciclo de la absorción-desorción. La absorción de CO₂ se basa en la retención selectiva del CO₂ contenido en la mezcla de gases al entrar en contacto con un líquido absorbente o un sorbente sólido debido a las interacciones físicas o químicas de su molécula con un solvente o sorbente.

Una vez que el CO₂ está retenido en el solvente o sorbente, el resto de los humos se ventean a la atmósfera. Posteriormente el CO₂ es separado del solvente o sorbente sólido formando un gas con una pureza de CO₂ mayor de 90% que está comprimido y deshidratado para su futuro transporte, almacenamiento y/o utilización.

Como se ha mencionado anteriormente, el CO₂ aparece diluido en los gases de salida que se emiten a la atmósfera debido al gran contenido de nitrógeno del aire utilizado en la combustión. Por ejemplo, el CO₂ está a una concentración de 12% a 15% en centrales térmicas de carbón o de 3% a 5% en ciclos combinados. El principal problema de la captura en post-combustión es debido al hecho que el CO₂ está diluido en una corriente de gas con muy alto flujo y sin presión, lo que resulta más difícil de separar que si estuviera concentrado. El reto principal para la tecnología es minimizar el consumo de energía que repercute en una pérdida de eficiencia para separar el CO₂ del solvente y concentrarlo. Por otra parte, tenemos, el alto coste de la inversión requerida para la planta de captura dado que la planta tiene que ser dimensionada para el 100% de flujo de los gases de salida. Hay que tener en cuenta que una central térmica de carbón pulverizado, emite ~750 kg de CO₂ para cada MWh de electricidad generada, es decir una central térmica de 550MWe emite ~10.000 tn/día de CO₂.

Con respecto a los solventes o sorbentes sólidos previstos para la primera generación de plantas de captura en post-combustión, la Plataforma Tecnológica Europea de Plantas sin Emisión de CO₂ (ZEP, en inglés) ha completado su trabajo de definición de las opciones que deben contemplarse para el conjunto de las 10-12 plantas demo a escala completa a construir en Europa previsto que entraran en operación en el 2015 y concluye que el proceso de absorción con un

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 21 de 286

solvente de aminas o amoniaco enfriado (Chilled Ammonia) son los únicos suficientemente maduros para poder ser escaladas y probadas con garantía dentro de las primeras generaciones de plantas. Coherentemente con este análisis se han dejado fuera ciertas tecnologías de I+D con un plazo mayor de desarrollo tales como los adsorbentes con un solvente (tales como los líquidos iónicos, que también pueden llegar a tener absorción química), los sólidos regenerables como carbones activos, arcillas pilareadas, óxidos metálicos y zeolitas, las membranas de separación y el ciclo de carbonatación calcinación.

2.1.1.2 Captura Pre-combustión

Es cuando se elimina el carbono del combustible (lo que evita la formación de CO₂) antes de la combustión. Este sistema está muy relacionado con la producción de hidrógeno, el cual es un agente muy importante en distintos procesos, entre los cuales se incluyen:

- Generar energía eléctrica o calor (produciéndose únicamente vapor de agua).
- La síntesis de amoniaco.
- La producción de fertilizantes.
- Los hidro-procesamientos en las refinerías de petróleo.



Básicamente consiste en producir, a partir de gas natural o gas sintético, una mezcla gaseosa compuesta principalmente del hidrógeno mencionado H₂ y CO₂ para posteriormente separar estos dos gases.

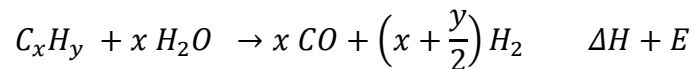
En otras palabras, los procesos de captura de CO₂ previos a la combustión se basan de forma muy resumida en la transformación del combustible primario en una corriente de gases cuyos principales componentes son CO₂ y H₂, que pueden ser separados de forma relativamente sencilla por sus concentraciones y presiones disponibles. Las tecnologías de captura en pre-combustión pueden ser aplicadas a todos los recursos fósiles, tales como gas natural, fuel y carbón, haciéndose extensible también a la biomasa y residuos.

Se pueden distinguir tres pasos principales en el aprovechamiento de combustibles primarios con captura en pre combustión:

- **Reacción de producción de gas de síntesis.** Procesos que llevan a la generación de una corriente compuesta principalmente por hidrógeno (H₂) y monóxido de carbono (CO) a partir del combustible primario. Los procesos comerciales actuales que se utilizan se basan en los siguientes procesos químicos, o sus combinaciones:

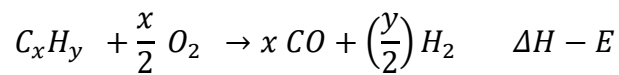
a- Reformado con vapor de agua. El agua actúa como agente oxidante. Reacción endotérmica que se puede sintetizar del siguiente modo:

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 22 de 286



Para mantener la reacción requiere un aporte energético, y para mejorar la cinética requiere catalizador de la reacción. Es el proceso más extendido y estandarizado por la disponibilidad de gas natural principalmente.

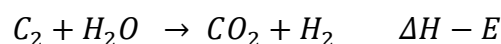
- b- Reacción con oxígeno.** El combustible primario se oxida con una cantidad limitada de oxígeno produciendo un gas formado principalmente por CO e hidrógeno. Cuando se aplica a combustibles gaseosos y algunos líquidos esta reacción se denomina “oxidación parcial” y cuando se aplica a combustibles sólidos u otros líquidos se conoce como “gasificación”. Es una reacción exotérmica que se puede expresar del siguiente modo:





La oxidación parcial produce menos cantidad de hidrógeno por unidad de combustible primario aportado que el reformado, pero los tiempos de reacción son menores, los reactores son más reducidos, y no requiere catalizador ni aporte energético. El rendimiento en cuanto a “eficiencia de gas frío” (energía en el gas obtenido respecto a energía del combustible primario utilizado) es menor que en el reformado, pero admite un rango de combustibles primarios más amplio y la eficiencia térmica global puede ser similar a la obtenida con el reformado, dependiendo de la escala, procesos particulares, e integración.

También permite añadir agua como segundo agente oxidante, lo que incrementa el H₂ obtenido y la “eficiencia de gas frío”.

- **Reacción gas-agua (shPie) para convertir el CO del gas de síntesis en CO₂.** La reacción se puede expresar según la siguiente fórmula y su objetivo es convertir el CO del gas de síntesis que se obtuvo en el primer paso en CO₂ manteniendo la mayor parte de la energía del CO en la corriente gaseosa resultante. Al utilizar agua como agente oxidante se obtiene hidrógeno:



La reacción requiere catalizador que optimiza la cinética y la temperatura de trabajo.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 23 de 286



- **Separación del CO₂.** Esta etapa tiene como objetivo separar el CO₂ de la corriente de gas que está formada principalmente por CO₂/H₂, existiendo varios procedimientos. La concentración de CO₂ en esta corriente puede estar comprendida entre el 15-60 % en base seca y la presión de la corriente entre 2- 7 MPa. El CO₂ separado queda disponible para su almacenamiento.

2.1.1.3 Captura Oxi-combustión

Es cuando la captura de CO₂ se lleva a cabo en el mismo lugar e instante en el que se realiza la combustión, y ya tiene un largo recorrido como tecnología aplicada. Básicamente consiste en la utilización de oxígeno en lugar de aire para la combustión, de ahí que los gases de escape están compuestos principalmente de H₂O y CO₂, que puede separarse fácilmente del vapor de agua mediante condensación. Esta tecnología es utilizada en centrales de nueva generación con ciclos agua-vapor extremadamente crítico, así como también en Turbinas de Gas con o sin calderas de recuperación.

El proceso de captura y almacenamiento de CO₂, emitido en grandes cantidades por las plantas de producción de energía, es considerado como una de las opciones a ser investigadas a medio plazo para la reducción de las emisiones de CO₂ a la atmósfera. En procesos de combustión convencionales, que utilizan aire para oxidar, el CO₂ se encuentra diluido en N₂. La captura de CO₂ en estos procesos de combustión convencionales es un proceso costoso debido al gran volumen de gases generado y por tanto al gran volumen de gases que es necesario tratar. Debido a ello, se están investigando otras opciones entre las que se encuentra el proceso de oxi-combustión. En este proceso el combustible se quema con oxígeno puro diluido con gas recirculado, produciendo una corriente de gases a la salida del combustor con concentraciones elevadas de CO₂, de hasta el 95%, y reduciéndose apreciablemente el volumen de gases generados, lo que facilita notablemente la captura del CO₂.

Hasta ahora el proceso de oxi-combustión se está investigando principalmente para su aplicación en calderas de carbón pulverizado. Sin embargo, se piensa que los combustores de lecho fluidizado (LF), especialmente los circulantes, son muy apropiados para este sistema de combustión. Una de las principales ventajas de los LF es la posibilidad de producir la desulfuración de los gases de combustión en el propio combustor mediante la alimentación de sorbentes cálcicos. Aunque es bien conocido que la oxi-combustión permite obtener corrientes gaseosas con un alto contenido en CO₂, no se conoce todavía cómo el cambio en las condiciones de combustión, con respecto al proceso de combustión tradicional, afecta a las características generales de combustión como son la ignición o el *burnout*, y a la formación y posible reducción de contaminantes (NO, SO₂, CO y aerosoles). El proceso de retención de SO₂ en LF ha sido muy estudiado, tanto a presión atmosférica como a elevadas presiones, usando aire para quemar. Ahora bien, la retención de SO₂ por sorbentes cálcicos es un proceso que depende fuertemente de la temperatura del combustor

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 24 de 286

y la presión parcial de CO₂. En el proceso de oxi-combustión la concentración de CO₂ es muy elevada, y por tanto muy diferente a la de los procesos que utilizan aire, lo que hace que los procesos que ocurren en los sorbentes durante la retención del SO₂ (calcinación y sulfatación) no estén claros. Así, la retención de SO₂ por los sorbentes cálcicos se podría llevar a cabo por sulfatación directa, calcinación-sulfatación simultánea o sulfatación de los sorbentes calcinados. Al tratarse de una tecnología de captura de CO₂ relativamente reciente existen pocos estudios en la bibliografía sobre el proceso de sulfatación en lechos fluidizados circulantes en condiciones de oxi-combustión. En cuanto a la formación de NO_x, aunque el uso de oxígeno puro limitaría la formación de emisiones de NO térmico, podría por otro lado resultar en un aumento global de la emisión de NO debido a que favorecería la oxidación del nitrógeno del combustible. Asimismo, es aún desconocido el efecto que la propia recirculación de gases, y especialmente del NO generado, tendría sobre los niveles de emisión. Por esta razón, las emisiones de NO_x pueden variar considerablemente con respecto a los de los procesos de combustión tradicionales.



2.1.1.4 Selección de la tecnología para proyecto de captura

Nuestro proyecto se llevará a cabo empleando la **tecnología de Post-combustión** por ser uno de los objetivos de este proyecto es capturar el CO₂ de los gases de combustión una vez que ya abandonaron el horno. Particularmente, se usará el procedimiento de absorción química mediante aminas, ya que los radicales libres de la amina hacen que el CO₂ se combine con ella dando un compuesto que necesita muy poca energía para descomponerse y regenerar la amina. Esto se estudiará a continuación.

Esta forma de captura de CO₂ se trata de la familia de tecnologías más maduras, recogida de la experiencia de separación desarrollada en procesos industriales muy conocidos de obtención de gases, acero, amoníaco, como así también en la industria del petróleo es un proceso habitual para purificación del gas o petróleo (O endulzamiento de gases).

Las ventajas principales de esta elección es la cantidad de información disponible, estudios realizados, experiencia y buenos resultados que esta técnica ha dado alrededor del mundo.

Por otro lado, en la zona se cuenta con la presencia de una planta de producción de Metanol, en la cual la aplicación del proyecto sería viable, debido a que aumentaría la producción de la misma al utilizar el CO₂ capturado como reactivo en el mismo proceso. Es decir, el CO₂ capturado en el proceso de absorción-Desorción desde los gases de combustión, se reintegra al proceso de producción de Metanol en la corriente de gas de síntesis, aumentando así la relación de CO₂, y por supuesto, disminuyendo el valor del Número Estequiométrico, lo que redundaría en un aumento en la producción de metanol.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 25 de 286

2.1.2 Evaluación de opciones técnicas en la captura del CO₂ post-combustión.

Existen varias opciones técnicas y económicamente viables para la captura y separación de CO₂. Otras opciones están en vías de desarrollo tecnológico y se pueden considerar como tecnologías avanzadas de posible aplicación en el futuro. A continuación, se describen los diferentes sistemas de captura de CO₂ conocidos y la selección del que mejor se adapta a las condiciones requeridas. Los sistemas utilizados para la captura de CO₂ son los siguientes:

1. Métodos criogénicos.
2. Adsorción física en sólidos.
3. Separación mediante membranas selectivas.
4. Absorción química en líquidos.
5. Absorción física en líquidos.

Algunos de estos diferentes sistemas se han utilizado en la industria química y en la producción de gases para su posterior uso en industrias y en laboratorios. Algunas veces, se combinan dos o más de estos métodos para alcanzar un alto grado de separación del gas interesado de la mezcla. En nuestro caso, el objetivo es eliminar el CO₂ de otros gases procedentes de la combustión, y conseguir una pureza relativamente alta, para reintroducir el CO₂ capturado como reactivo en el proceso.



2.1.2.1 Métodos criogénicos

El CO₂ puede ser condensado y separado de gases poco (o menos) condensables a bajas temperaturas y altas presiones. El proceso total consta de condensación y destilación criogénica (CDC). Los gases de combustión son secados y comprimidos a la entrada y el gas seco es refrigerado en una columna de condensación con objeto de recobrar el CO₂ condensado.

El método CDC ha sido empleado para la eliminación de CO₂ en mezclas de CH₄/CO₂ y otros gases empleados en la recuperación de hidrocarburos de fuentes naturales. La eficiencia de control de una instalación CDC es de un 70% a 85%. Este proceso requiere un consumo elevado de energía cuando la concentración de CO₂ en los gases de entrada es bajo, que es el caso que nos ocupa (alrededor del 5 % de CO₂).

Ventajas: Alta pureza del CO₂ Obtenido. El CO₂ obtenido es líquido, lo que facilita su almacenamiento y transporte.

Desventajas: Alto consumo de energía. Temperaturas de trabajo (debido a las bajas temperaturas que se manejan en la destilación criogénica, no es posible adecuarlo al proceso de metanol, ya que el CO₂ se debería calentar nuevamente, aumentando así, aún más, el consumo de

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 26 de 286

energía). Se necesita que los gases estén exentos de agua, lo que no es posible en gases de combustión.

2.1.2.2 Adsorción física en sólidos

En la adsorción, el CO₂ es retenido en el sólido debido a las interacciones con la superficie de las partículas y su porosidad. En estos procesos se trabaja en condiciones casi isotérmicas, y la operación consta de dos fases:

La adsorción, que se realiza a alta presión, con objeto de que la presión parcial del gas al ser capturado sea elevada.

La recuperación, que se realiza a una presión menos elevada, para liberar y recuperar el CO₂ adsorbido.

Estos procesos de captura y recuperación de gas por adsorción tienen un gran interés técnico, económico y comercial. La captura y recuperación de CO₂ de los gases de combustión puede llevarse a cabo por procesos de adsorción en sólidos químicamente reactivos y no reactivos.

Los adsorbentes sólidos que debieran ser considerados para la adsorción del CO₂, son adsorbentes naturales como yesos y zeolitas; aceite bituminoso de desecho; adsorbentes procesados como sílice, zeolitas y tamices moleculares; y por último el carbón, el lignito y la antracita.

Ventajas: El proceso es sencillo y se requiere una inversión relativamente baja de dinero.



Desventajas: La capacidad de adsorción de los adsorbentes es muy limitada, limitando así la cantidad de CO₂ que se puede capturar. Se necesitan alta concentración de CO₂ y a altas presiones.

2.1.2.3 Separación mediante membranas selectivas

La difusión de gases de distintos tamaños moleculares se puede llevar a cabo por mediación de membranas. Este método evita la necesidad de cambios de fase. Las membranas para la absorción de gases constan de un líquido de absorción en contacto con un lado de una membrana porosa con objeto de proveer una gran superficie de contacto y evitar mezclar el gas con el líquido. La separación se basa en la distinta velocidad de difusión de diferentes gases. El CO₂, siendo una molécula triatómica, puede separarse con relativa facilidad de moléculas diatómicas como O₂ y N₂.

Las membranas para la separación de gases pueden dividirse en dos tipos:

Membranas orgánicas: Son apropiadas para la separación de CO₂ de N₂ incluyen materiales derivados de la celulosa, polisulfona, poliamidas y poliimidias.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 27 de 286

Membranas inorgánicas: Son químicamente estables y apropiadas para operación a presión elevada, pero son más caras que las de tipo orgánico. Ejemplos de este tipo de membranas son las membranas porosas inorgánicas, como membranas cerámicas, membranas de óxidos metálicos y membranas inorgánicas no porosas, tales como membranas metálicas. Debido a que la diferencia de tamaño y masa de N₂ y CO₂ es pequeña, las membranas no orgánicas porosas no son adecuadas para la separación de CO₂ de gases de combustión.



En la configuración con una membrana, ésta separa los gases de combustión en un permeado rico en CO₂ y una fracción pobre en CO₂. La segunda es descomprimida en una cámara de expansión y liberada, subsecuentemente, a la atmósfera. El permeado rico en CO₂ es comprimido a una presión de 8 MPa. El permeado obtenido en un sistema consistente de una membrana que solamente produce un permeado rico en CO₂ diluido con N₂. Éste no es un resultado deseable, ya que el CO₂ se condensará al ser comprimido, mientras que el N₂ permanecerá en forma gaseosa.

Ventajas: No es necesario cambio de fase ni reacción química.

Desventajas: El precio de las membranas, y las altas concentraciones de CO₂ que estas requieren para la separación adecuada, hacen poco conveniente este método.

2.1.2.4 Absorción Química

La absorción química es el proceso más maduro de los citados. Se ha venido utilizando para diversas aplicaciones industriales y, en su aplicación para la captura de CO₂, se halla en un estado de desarrollo más avanzado que el resto de tecnologías. Las principales ventajas que destacan a la absorción química frente a otros procesos, son la alta eficiencia de captura y la alta selectividad del CO₂ a bajas presiones parciales del mismo. La tecnología se basa en la reversibilidad de las reacciones de neutralización ácido-base, de los solventes acuosos alcalinos, normalmente aminas, con un gas ácido, como el CO₂. Este proceso fue desarrollado para depurar gas natural y utilizarlo posteriormente en la extracción mejorada de petróleo (EOR, en sus iniciales en inglés Enhanced Oil Recovery). También era utilizado en reacciones de carbonatación de agua salobre, en la producción de urea y hielo seco, o en la industria alimenticia. Los equipos principales son la torre de absorción, donde tiene lugar la reacción del CO₂ de los gases de combustión con el solvente y el regenerador o stripper, donde se recupera el solvente y se separa el CO₂ para su posterior acondicionamiento y transporte. Es en esta regeneración donde tiene lugar la mayor penalización energética, que supone hasta un 70% de los costes del proceso. Esta energía depende de la entalpía de formación del solvente empleado. Absorbentes con constantes cinéticas de reacción elevadas, suelen presentar también altas entalpías de formación. Debido a la gran cantidad de CO₂ a separar, el principal obstáculo al que se enfrenta la absorción química para la captura de CO₂ es el gasto energético que supone la regeneración del solvente. Normalmente se emplea el calor latente de la

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 28 de 286

condensación de vapor a temperaturas del orden de 130°C. Otros inconvenientes que presenta el uso de solventes químicos son los relativos a factores operacionales. El desarrollo de la absorción química tiene que perseguir: la minimización de la corrosión, la degradación y formación de subproductos; la reducción de las pérdidas de solvente debido a las bajas presiones de vapor; lograr una alta solubilidad y selectividad del CO₂; el desarrollo de solventes con cinéticas de reacción altas que reduzcan el tamaño de las torres y tengan una baja energía de regeneración que evite la penalización energética.

A continuación, en la **Figura 4**, se puede apreciar un esquema típico de un proceso de absorción-desorción para la captura de CO₂:

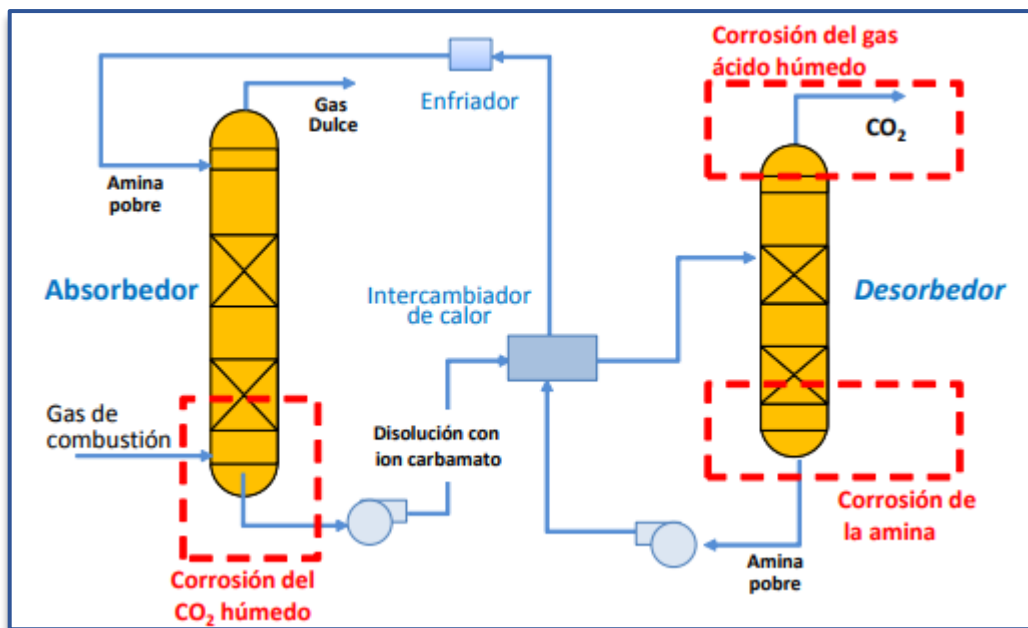




Figura 4

2.1.2.5 Comparación de los métodos

A continuación, en la **Tabla 1**, se muestra una tabla resumen donde se comparan los métodos según la cantidad de gas que se puede tratar y la presión parcial de CO₂ requerida.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 29 de 286

<i>Tipo de Proceso</i>	<i>Cantidad de gas a tratar</i>	<i>Presión Parcial del Gas</i>
Absorción en solución alcalina	Alta	Baja
Absorción física	Alta	Alta
Membranas	Baja	Alta
Adsorción	Baja	Alta
Destilación criogénica	Alta	Alta

Tabla 1



Observando los métodos comentados podemos observar que todos, menos la absorción química, necesitan para un buen desarrollo de la operación, unas presiones parciales altas de los gases ácidos a tratar.

Por otro lado, teniendo en cuenta que los gases de escape que provienen de la mayoría de los procesos de combustión están a baja presión (normalmente la atmosférica, como es este caso), esto hace que nos centremos en la absorción química como solución a nuestro objetivo.

Como se comentará más adelante, las soluciones de alcanolaminas (en particular, la Di Etanol Amina) son unas de las más reactivas por su fuerte carácter alcalino y su capacidad de carga de gases ácidos será mayor que en las soluciones de carbonato potásico (alternativa más cercana también evaluada). Por este motivo, en posteriores apartados, se hará un estudio amplio de las soluciones de alcanolaminas como solvente para la captación de CO₂.

2.1.2.6 El proceso más adecuado: Absorción química

Como los gases de combustión del horno reformador de Metanol (de donde se van a recuperar el CO₂ en este proyecto) tienen una baja concentración de CO₂, alrededor del 3-5%, debido a que se trabaja con un pequeño exceso de aire para garantizar la combustión completa del gas natural (En este caso, el combustible es gas natural) el sistema debe ser compatible para corrientes de gases con concentraciones bajas de CO₂. Esto excluye automáticamente el uso de membranas selectivas, porque su habilidad de separar un gas en una mezcla de gases se reduce considerablemente en concentraciones bajas, y además se requieren membranas muy grandes. Además, algunas membranas se deben utilizar en niveles bajos de temperatura, y esto no es factible en gases procedentes de combustión, ya que para refrigerarlos a una temperatura cercana al ambiente se requeriría una gran cantidad de energía. La elevada temperatura de los gases de salida de la chimenea descarta también el uso de sistemas criogénicos. De hecho, los sistemas criogénicos son efectivos para gases almacenados en el ambiente, con temperaturas de los gases muy bajas, con una concentración alta del gas a separar y sin presencia de agua. Si no es bajo estas condiciones, existe la posibilidad de formación de hielo que dañaría la planta, y aumentaría el costo de ésta.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 30 de 286

También se descartan los sistemas basados en la adsorción física, porque presentan problemas en gases con baja concentración de CO₂.

Así, los dos sistemas restantes, basados en la absorción química y absorción física mediante un absorbente líquido, son las técnicas mejor definidas para la captura de CO₂. Los sistemas químicos tienen la ventaja frente a los sistemas físicos en la captura de CO₂ de que presentan un costo operacional más bajo. Además, el proceso de extracción, que sigue a la absorción, necesita menos energía para el caso de sistemas químicos. **En conclusión, la absorción y extracción química es la técnica mejor considerada. En particular, el absorbedor más empleado para el CO₂ en esta técnica es una solución de amina, dietanolamina (DEA).**



Los principales inconvenientes del uso de este procedimiento en la recuperación de CO₂ de los gases de combustión son:

- Uso de oxígeno por encima del estequiométrico, lo que hace que este reaccione con la amina produciendo efectos corrosivos considerables.
- Reacción de las aminas con los óxidos de nitrógeno y azufre productos de la combustión, dando lugar a sales que aumentan la pérdida de absorbente.
- Salida de humos a altas temperaturas que producen la degradación de la amina y reduce su rendimiento.

Los últimos dos puntos en nuestro caso son poco relevantes, debido al tren de intercambio de calor que existe en el complejo de Metanol, los gases son expulsados a la atmósfera a unos 170°C, y este calor se puede aprovechar para la regeneración de la amina. En cuanto a los óxidos de nitrógeno, en este caso no están presentes en forma significativa (la concentración es alrededor de 1 mg/Nm³ de NO_x), por lo que no afectan al absorbente. El problema de corrosión se solventa utilizando concentraciones bajas de la disolución de amina (20-30%) y mediante el uso de inhibidores.

2.1.3 Selección del Absorbente

A continuación, se detallarán las características de los principales absorbentes que se utilizan a nivel industrial para la absorción química de CO₂, y posteriormente se determinará el solvente más adecuado, y la concentración óptima del mismo, basado en las condiciones de operación y técnicas.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 31 de 286

2.1.3.1 Características de las Aminas Absorbentes

En esta sección se va a hacer una evaluación de la utilización del alcano aminas como solución para la absorción del CO₂. Las aminas que han despertado un mayor interés para la purificación de gases son:

- Monoetanolamina (MEA)
- Dietanolamina (DEA)
- Metildietanolamina (MDEA)

Es habitual la adición de aditivos a las soluciones de alcano aminas formándose así fórmulas propias para cada distribuidor. Los principales ofertantes son: Dow Chemical (GAS/SPEC), UOP, Union carbide, Huntsman Corporation, Texaco, TEXTREAT y BASF (activated MDEA).

Cada una de ellas al menos tiene un grupo hidroxilo y otro amina (ver **Figura 5**). En general, se puede considerar que el grupo hidroxilo sirve para reducir la presión de vapor e incrementar la solubilidad en agua, mientras que el grupo amina da la alcalinidad necesaria a la solución para causar la absorción del gas ácido.

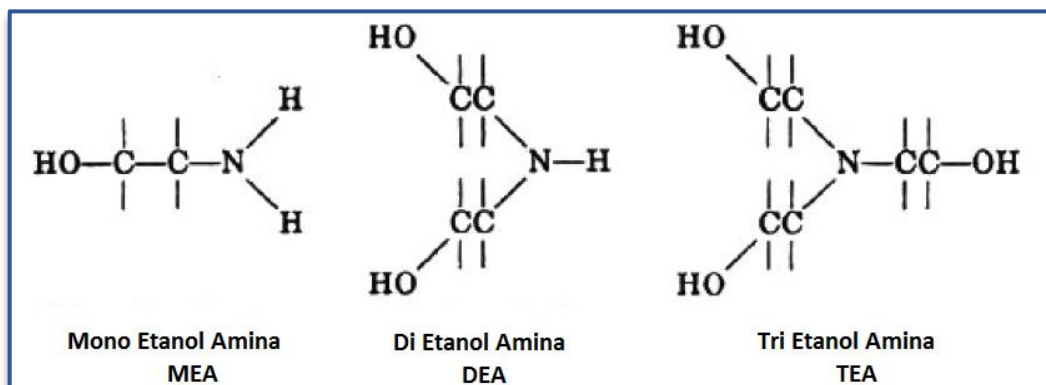




Figura 5

Las aminas que tienen dos átomos de hidrógeno enlazados directamente a un átomo de nitrógeno como la MEA y la 2-(2-aminoetoxy) etanol (DGA), se denominan aminas primarias y son generalmente las más alcalinas.

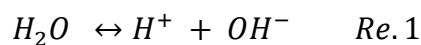
Dietanolamina (DEA) y Diisopropanolamina (DIPA) tienen un átomo de hidrógeno directamente enlazado al nitrógeno y son denominadas aminas secundarias.

La trietanol amina (TEA) y Metildietanolamina (MDEA) tienen la molécula de nitrógeno completamente substituida sin ningún átomo de hidrógeno enlazado a éste y son denominadas aminas terciarias.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 32 de 286

Las principales reacciones que ocurren cuando la solución de una amina primaria se utiliza para la absorción de CO₂ son:

Ionización del agua



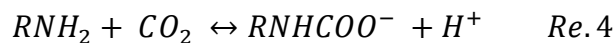
Hidrólisis es ionización del CO₂ Disuelto



Protonación de la alcanoamina



Formación del carboanión





Otras reacciones adicionales pueden ocurrir produciéndose otras especies que son importantes para el proceso básico de la absorción y desorción. Un ejemplo de éstas sería la disociación del bicarbonato para producir iones carbonato y la reacción del CO₂ con algunas aminas para producir compuestos no regenerables.

Aunque las reacciones anteriores Re.3 y Re.4 son específicas para aminas primarias, como la MEA, pueden ser aplicables a aminas secundarias como DEA. Las aminas terciarias pueden realizar todas las reacciones aquí expresadas menos la Re.4 donde la alcanolamina reacciona directamente con el CO₂.

Las concentraciones de equilibrio del CO₂ molecular son proporcionales a la presión parcial en la fase gas (según la ley de Henry). Por ejemplo, la reacción Re.2 es conducida a la derecha por el incremento de la presión parcial del gas ácido.

Las reacciones de equilibrio son sensibles a la temperatura aumentando la presión de vapor del gas ácido a medida que aumenta la temperatura. Todas estas sustancias se caracterizan por liberar el gas ácido absorbido por la solución de amina al aplicar calor lo que permite la regeneración.

Si la reacción Re.4 es la predominante como en el caso de las aminas primarias, el ion carbonato enlaza con el ion alcanoamonio por la reacción Re.3 y la capacidad de la solución se limita a 0,5 moles de CO₂ por mol de amina, teniendo el gas a tratar una alta presión parcial. La razón de esta limitación es la alta estabilidad del ion carbonato y su bajo ratio de hidrólisis a bicarbonato.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 33 de 286

Las aminas con impedimento estérico se definen estructuralmente como una amina primaria donde el grupo amino se enlaza a un átomo de carbono terciario o una amina secundaria donde el grupo amino se enlaza a un átomo de carbono secundario o terciario. Este tipo de sustancias se caracteriza por ser muy adecuado para la captación del CO₂ por su alta selectividad, su gran capacidad para cargar gas ácido y su alta pureza en productos, pero su utilización se ve limitada por el factor económico ya que su tecnología es aún muy cara para su aplicación industrial.

2.1.3.2 Selección de la solución de proceso

La selección de la solución de proceso está determinada por las condiciones de presión y temperatura en las que el gas está siendo tratado, composición del gas y nivel de recuperación al que se quiere llegar. Aunque no existe una solución ideal para unas condiciones de operación concretas existen amplios estudios para llegar a utilizar una solución de alcanolaminas que se adecue bastante bien a nuestras condiciones.



A continuación, se muestra un resumen de propiedades físicas y coste aproximado de las principales alcanolaminas utilizadas:

Monoetanolamina (MEA)

Las soluciones acuosas de monoetanolamina, las cuales han sido utilizadas durante mucho tiempo en la eliminación del CO₂ y H₂S del gas natural, han sido reemplazadas por otros sistemas más eficientes; particularmente para el tratamiento de gas natural a alta presión. No obstante, la monoetanolamina es aún el solvente preferido para el tratamiento de gases que contienen una baja concentración de CO₂. Este es especialmente óptimo cuando el gas se trata en condiciones de baja presión y se requiere una alta captura de CO₂. Otras ventajas de su aplicación son su alta alcalinidad y su facilidad de descarga que hace que pueda ser regenerado fácilmente.

Esta solución se caracteriza por la formación de productos irreversibles al reaccionar con COS y CS₂ habiendo, de esta manera, pérdidas de MEA importantes que imponen un límite al contenido de estos contaminantes.

También es apreciable un mayor índice de corrosión que en la mayoría de las otras aminas, especialmente si la solución excede del 25% en peso y está altamente cargada de gas ácido. Este hecho limita la carga de la MEA con el gas ácido en el caso en que exista una presión parcial alta de gas ácido. Este hecho se contrarresta con el uso de inhibidores de la corrosión. En general estos inhibidores son efectivos para la captura del CO₂, permitiendo que se puedan utilizar soluciones de MEA de hasta un 30% en peso.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 34 de 286

Otra desventaja de la MEA es el alto calor de reacción con el CO₂ (sobre un 30% más que las soluciones de DEA). Esto hace que se necesite mayor energía para la regeneración en los sistemas de MEA y seguido por otro lado su relativa alta presión de vapor causa pérdidas por vaporización; aunque este problema puede ser fácilmente subsanado con un tratamiento de lavado sobre el gas tratado.

Dietanolamina (DEA)

Las soluciones acuosas de dietanolamina (DEA) han sido también utilizadas para el tratamiento de gases de refinerías que contengan una cantidad apreciable de COS y CS₂.

La baja presión de vapor de la dietanolamina la hace adecuada para la operación a baja presión ya que sus pérdidas por vaporización son mínimas. Esta solución necesitará que se aplique vacío en la destilación para la regeneración cuando la solución está contaminada, lo que da lugar a numerosas reacciones irreversibles con el CO₂ formando productos de degradación corrosivos. Por este motivo la DEA no sería adecuada para el tratamiento del CO₂ como gas ácido sin el uso de inhibidores, pero sería adecuada debido a la baja presión de vapor.



Por todas estas características, además del hecho de estar disponible fácilmente, y numerosos estudios de sus características físico-químicas, es que en el presente trabajo se utilizara la solución de DEA como absorbente

Mezclas de MEA-GLICOL

Las mezclas de monoetanolamina con di- o trietilenglicol han sido utilizadas intensamente para la eliminación de gases ácidos y deshidratación del gas natural. Este proceso conocido comúnmente como proceso de glicol-amina tiene su principal ventaja en el hecho de la purificación y deshidratación simultáneas además del bajo consumo de vapor comparándolo con algún método que utiliza soluciones simples por separado.

Un hecho a puntualizar es que para que esta disolución sea efectiva como deshidratante es que el contenido en agua de la disolución ha de mantenerse por debajo del 5%, requiriéndose altas temperatura en la regeneración. Estas altas temperaturas conllevan que se den problemas de corrosión en los intercambiadores, en el “reboiler” y dependiendo de las condiciones en el propio “stripper”.

Otro hecho destacable de este método son las altas pérdidas por evaporación de la solución. Además de la baja presión del glicol, una solución de amina-glicol contaminada no puede ser regenerada por simple destilación como un sistema acuoso.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 35 de 286

Diglicolamina

El uso de soluciones acuosas de Diglicolamina, 2-(2-aminoetoxi) etanol, fue comercializado conjuntamente por numerosas empresas. El proceso que utiliza este solvente es denominado "Fluor Econamine". Este solvente es, en muchos aspectos, muy similar a la MEA excepto en que su baja presión de vapor permite su uso en concentraciones mayores, típicamente entre el 40% y el 60%; por lo tanto, necesitan un menor ratio de circulación y un menor consumo de vapor al compararlo con la MEA. Sin embargo, se requieren presiones mayores que en el caso de la MEA, por lo que no es aconsejable su utilización en este proyecto.

Disopropanolamina



La Diisopropanolamina (DIPA) fue utilizada en los procesos de ADIP y SULFINOL, ambos bajo la licencia de SHELL. En el proceso de sulfinol, el solvente DIPA es utilizado junto con un solvente orgánico. Este solvente ha sido ampliamente aceptado en Europa para el tratamiento de gases y líquidos de refinerías limpiándolos de H₂S y CO₂. Se caracteriza por tener bajos requerimientos de vapor para la regeneración de la solución y no ser corrosivo. Gradualmente se ha ido reemplazando el uso de DIPA por MDEA.

Metildietanolamina

Este solvente se caracteriza por utilizarse para la absorción selectiva de H₂S en presencia de CO₂, especialmente en el caso de que el ratio de CO₂ sobre H₂S sea muy alto. Las aminas terciarias pueden absorber el H₂S con una gran selectividad bajo condiciones de operación adecuadas y suponiendo tiempos de contacto bajos. Ha adquirido un interés importante en la purificación de gases que no provienen de hidrocarburos, como son los resultantes de la gasificación del carbón. Principalmente, son procesos de Fluor Daniel.

Aminas con impedimento estérico (Sterically Hindered Amines)

Aunque las aminas con impedimento estérico no son necesariamente alcanolaminas, sus características como purificadores de gas son bastante parecidas a las de las alcanolaminas, para ser incluidas en este capítulo. Una familia de solventes basados en aminas impedidas está bajo la licencia de Exxon bajo el nombre genérico de Flexsorb Solvents. Las "hindered" aminas se utilizan como promotores en los sistemas de carbonato potásico caliente, como componente en sistemas que combinan componentes orgánicos/aminas y es el principal agente para soluciones acuosas encargadas de la absorción selectiva de H₂S en la presencia de CO₂. Cada sistema utilizará una amina con una configuración molecular específica.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 36 de 286

2.1.3.3 Elección del solvente y su concentración. DEA.

El solvente a utilizar es la DEA, las razones principales para la elección de este compuesto por sobre los otros son:

- Información disponible sobre el producto
- Disponibilidad comercial
- Bajo costo
- Estabilidad
- Buena eficiencia
- Baja degradación



La elección de la concentración de amina puede ser bastante arbitraria y normalmente se hace a partir de la experiencia en operación, típicamente el rango de concentración de la DEA varía del 15% en peso a un máximo del 35% en peso. Se ha de anotar que para utilizar una solución con una concentración mayor del 35% se han de añadir inhibidores de la corrosión a ésta y el gas a tratar ha de ser únicamente CO₂. Además, los resultados obtenidos experimentalmente muestran que la capacidad de absorción de CO₂ utilizando DEA, no varían considerablemente al realizar cambios en la concentración de las soluciones de DEA utilizadas. Dichas capacidades de absorción oscilan entre 585 a 663 g CO₂/kg DEA.

Por la experiencia, una solución de DEA al 30 % en peso proporciona un buen balance entre la cantidad de CO₂ absorbido y limita bastante el uso de inhibidores de corrosión debido a su concentración, por lo que **en el presente trabajo se utilizara una concentración de DEA al 30% en peso.**

2.2 Descripción del proceso de Absorción-Desorción Química con Aminas en metanol

Para comprender en detalle lo que se busca lograr con la instalación del proceso de captura de CO₂ en la planta de Metanol del Complejo Industrial Plaza Huincul, se debe conocer el proceso Lurgi, y el funcionamiento detallado tanto de la planta de Metanol como el funcionamiento de la planta de Aminas propiamente dicha. Por otro lado, se deben saber las condiciones de operación, materias primas, requerimientos de servicios auxiliares, y todo lo que sea necesario para operar los procesos de forma eficiente y segura. Por último, se verá como interactúa nuestra mejora propuesta con el proceso ya existente, para saber si factible la instalación del mismo, y además saber si es económicamente viable o no.

En las siguientes secciones, describiremos a detalle todo lo que se cree relevante para la instalación del proyecto.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 37 de 286

2.2.1 Planta de Metanol

El proceso de captura de CO₂ se utiliza para capturar y almacenar el CO₂ antes de liberar los gases de combustión a la atmósfera. En el caso de la absorción química, el diagrama de flujo es un esquema sencillo, en el que el gas rico en CO₂ ingresa a un absorbedor, donde se absorbe químicamente a contracorriente con una solución de aminas secundarias (Di Etanol Amina-DEA), luego esta solución de DEA, rica en CO₂, pasa a un separador bifásico, donde se estabiliza la solución de DEA rica en CO₂, posteriormente se calienta la solución y pasa nuevamente a un separador bifásico, donde se regenera la amina por calor y el gas de CO₂, es reintroducido al proceso, para aumentar el rendimiento del mismo, mientras que la DEA pobre en CO₂ vuelve a ingresar al absorbedor.

Como la planta de absorción de DEA se propone anexada al proceso de producción de Metanol de la planta de YPF en el complejo Plaza Huincul, primero se hace descripción del proceso de producción de Metanol, con el fin de conocer el proceso LURGI (Tecnología con la cual se lleva a cabo dicho proceso) de forma aproximada, haciendo hincapié en los gases de combustión, que serán nuestra materia prima para obtener el CO₂.

En la **Figura 6** se puede apreciar un esquema simplificado, donde se aprecian las etapas principales del proceso:

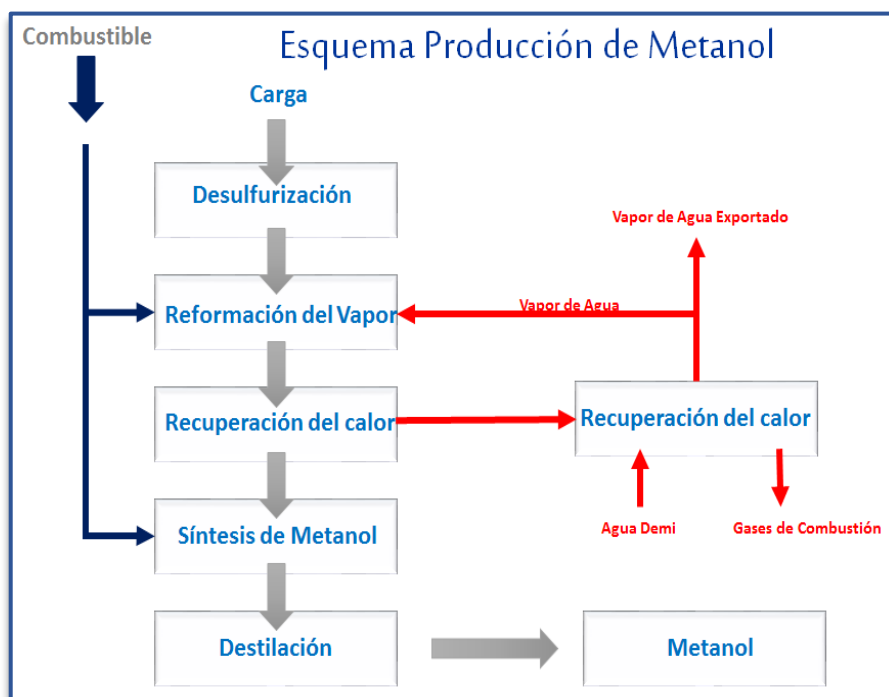




Figura 6

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 38 de 286

2.2.1.1 Desulfurización-Hidrogenación

En esta etapa del proceso se lleva a cabo el tratamiento preliminar del gas natural, eliminando de este los compuestos dañinos (Compuestos de azufre) capaces de envenenar los catalizadores de las etapas posteriores, los cuales son imprescindibles para obtener el Metanol deseado, con la calidad requerida.

El gas natural que ingresa a la planta de Metanol contiene impurezas de azufre que lo hacen perjudicial para el horno reformador, ya que el azufre envenena al catalizador utilizado, por lo que previo al ingreso al reformador es necesario quitar la mayor cantidad de azufre posible. El gas natural es recibido a una presión de 40 kg/cm², luego se lo desulfuriza a menos de 0,2 partes por millón, en dos reactores ubicados en paralelo, como se puede apreciar en la **Figura 7**:

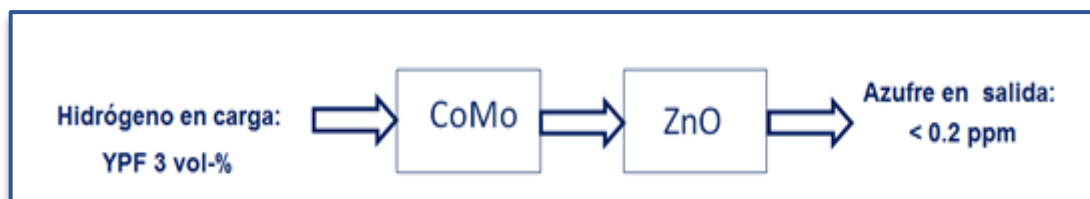




Figura 7

En el proceso de Desulfurización-Hidrogenación, el gas natural ingresa a uno de los dos reactores CoMo ubicados en paralelo (Donde el catalizador presente está compuesto en base de Cobalto y Molibdeno). En estos reactores, todo el azufre orgánico presente, como mercaptanos, se reduce a SH₂.

En la segunda etapa, en el reactor de Óxido de Cinc, el azufre es retenido por este, para formar Sulfuro de Cinc (ZnS). En condiciones normales de operación, la carga debe abandonar este reactor con una concentración de azufre menor a 0,2 ppm, aunque generalmente debido al poco azufre presente en la alimentación, a la salida del reactor de ZnO se logran cantidades de 0,1 ppm de azufre.

2.2.1.2 Generación de gas reformado

Una vez que la carga es tratada para quitarle el azufre hasta menos de 0,2 ppm, el gas es pre calentado en el tren de intercambio de calor, aprovechando parte del calor que ceden los gases de combustión. Cuando el gas gana temperatura, se mezcla con vapor de alta presión, y posteriormente ingresa al horno reformador por la parte superior del mismo, donde la mezcla de Vapor-Gas Natural ingresa a una serie de 516 tubos rellenos con catalizador a base de Níquel (ver **Figura 8**), donde ocurren las siguientes reacciones:

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 39 de 286

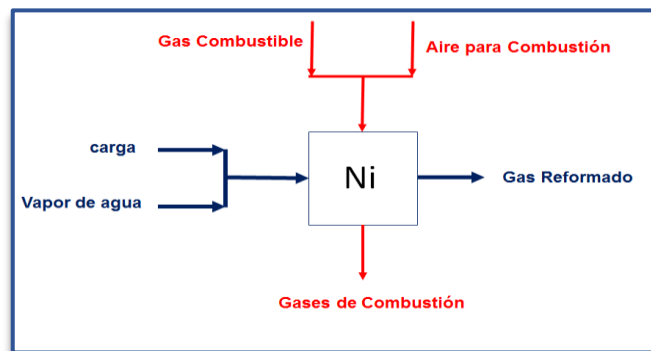
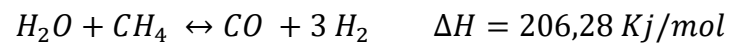


Figura 8

El gas reformado, el cual sale de los tubos del reformador a 880°C, está conformado por CO₂, CO e H₂, junto con el H₂O y el CH₄ que pudo no haber reaccionado. A este gas reformado, usado como fuente de calor, se lo hace entrar a la Waste Heat Boiler, generando vapor saturado de alta presión, aprovechando así el calor que se le debe quitar, ya que en la etapa posterior, antes de ingresar al reactor de síntesis, la temperatura del gas reformado debe rondar los 210 °C (Ver Figura 9):

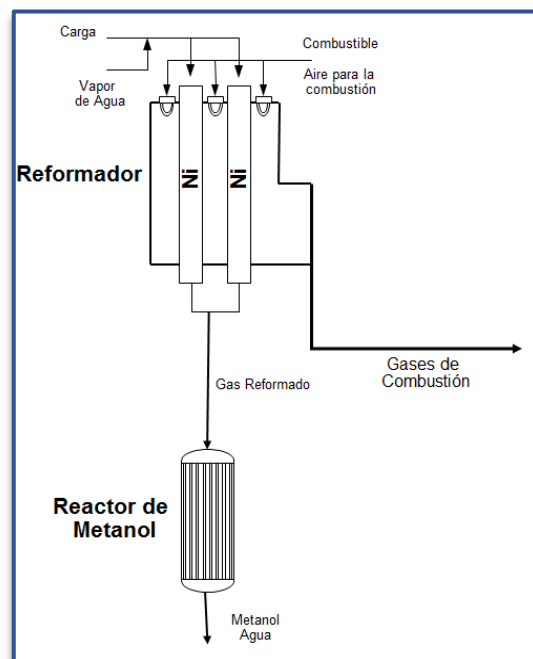




Figura 9

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 40 de 286

2.2.1.3 Combustión. Recuperación del Calor

En el caso del gas de combustión, usado como fuente de calor en el horno reformador, se lo hace entrar a la Waste Heat Boiler, generando vapor saturado de alta presión. Luego, el gas es enfriado, calentando simultáneamente el gas natural de proceso a la temperatura de desulfurización de 360°C. A continuación, el gas reformado es enviado a la caldera, generando vapor de proceso. Finalmente, el gas es vuelto a enfriar para lograr una integración energética muy buena, antes de ser liberado a la atmosfera, a una temperatura aproximada de 170 °C. Se puede apreciar el tren de intercambio de forma esquemática en la **Figura 10**:

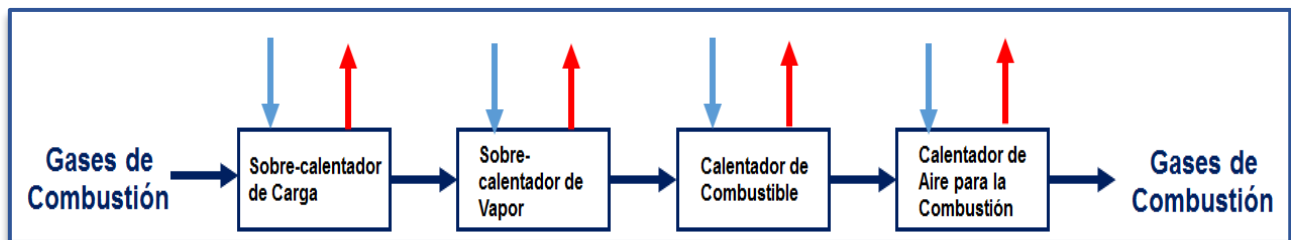
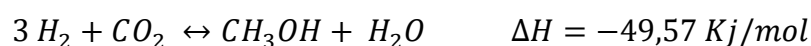


Figura 10

2.2.1.4 Síntesis de Metanol



Antes de ingresar al reactor de síntesis, la carga debe ser comprimida. El compresor, movido por una turbina de vapor de alta presión, comprime el gas obtenido en el reformador hasta la presión de síntesis y recircula el loop de gas de síntesis. Luego de la compresión, el gas es calentado hasta la temperatura de entrada al reactor de síntesis, aprovechando en contracorriente el gas caliente de salida del reactor.

En el reactor se produce la reacción de síntesis del Metanol (ver **Figura 11**):



Estas reacciones se realizan a 71 bar y 250°C, en los tubos catalíticos del reactor. Para remover el calor generado por la reacción, se utiliza agua de caldera que circula entre los tubos. Este mismo reactor genera vapor como parte del proceso, que es reutilizado por la planta, contribuyendo a su economía.

En este punto, es conveniente comentar que la relación entre los reactivos (Relación obtenida a partir del número estequiométrico) es la relación que se quiere mejorar con el incremento del CO₂ en el gas de entrada al reactor, dicha relación es:

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 41 de 286

$$NE = \frac{H_2 - CO_2}{CO + CO_2} = 2,4 - 2,7$$

Con la incorporación de CO₂, se espera lograr el valor óptimo del NE, que es de 2,05-2,15.

El resultado de la reacción es enviado a un separador de líquido-vapor. El vapor extraído contiene los gases que no reaccionaron y el condensado. Luego, la fase líquida es conducida a la unidad de destilación.

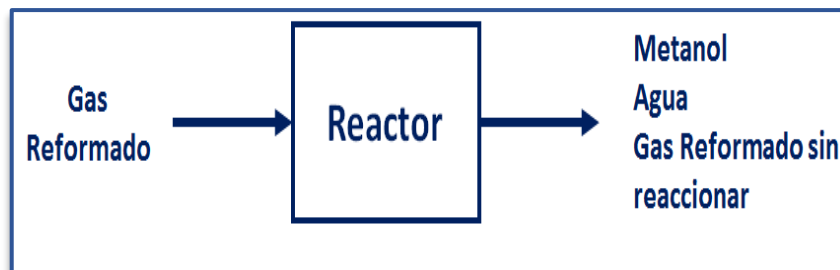


Figura 11

2.2.1.5 Destilación

En la unidad de destilación, que cuenta con dos columnas. La primera de ellas sirve para separar todos los gases provenientes del reactor de síntesis del metanol y el agua, esto se puede apreciar en la **Figura 12**:

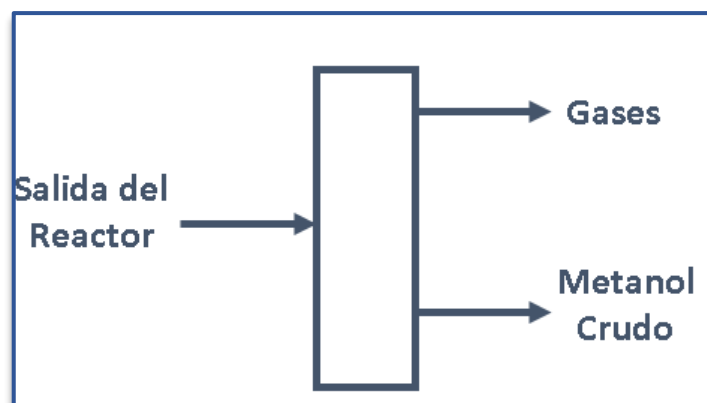




Figura 12

La segunda torre, la mayor de ellas de 60 m de altura, separa el Metanol crudo producido en el reactor de síntesis, es decir, separa el Metanol del agua. En esta torre de destilación se logra un grado de pureza del Metanol de 99,98%. Se puede apreciar en la **Figura 13**:

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
				Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 42 de 286

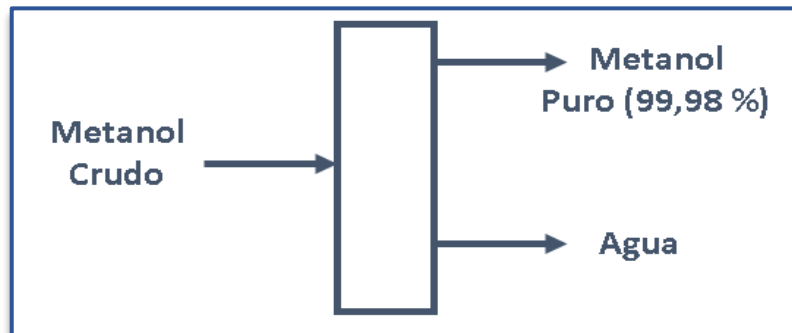


Figura 13

A continuación, en la **figura 14**, se puede apreciar todo lo descrito anteriormente en el diagrama de flujo completo de la planta de Metanol:

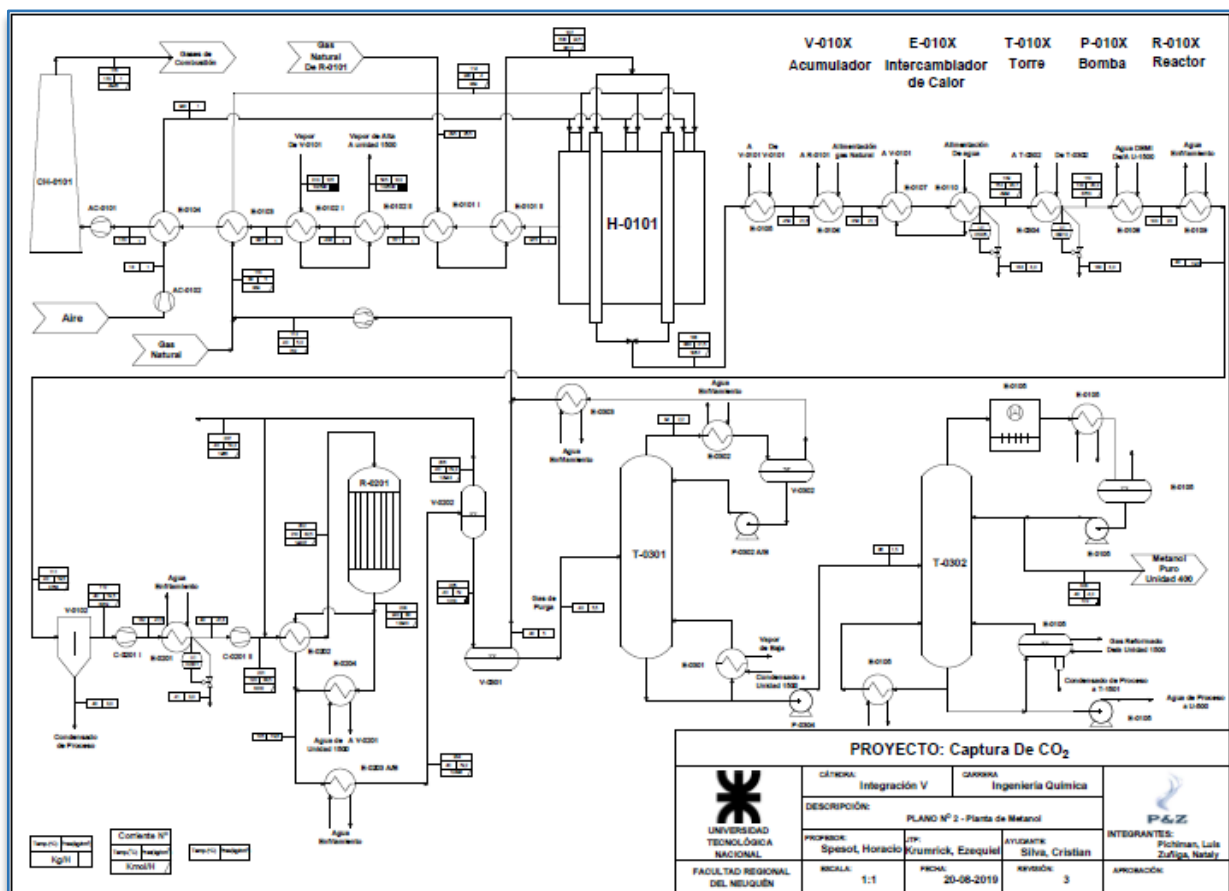




Figura 14

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 43 de 286

Dicho Diagrama se puede apreciar mejor en el **Anexo I, Plano 2**.

2.2.2 Captura del CO₂: Descripción del proceso Absorción-Desorción

La planta de recuperación de CO₂, objeto de este trabajo, se ha planteado como anexa a la planta de Metanol, donde se recupera el CO₂ de los gases de combustión para reducir las emisiones del mismo, y principalmente reutilizarlo como reactivo, junto con el gas reformado, aumentando así la producción de Metanol.

El caudal de los gases de combustión es de aproximadamente de 4778 Kmol/Hs, de los cuales, el 4,8 % es de CO₂, es decir, unos 230 Kmol/Hs. La composición del gas de combustión viene dada por la **Tabla 2**:



<i>Gases de combustión</i>				
	<i>Kmol/Hs</i>	<i>% mol</i>	<i>Kg/Hs</i>	<i>% peso</i>
CO₂	229	5,63	10078	9,34
N₂	2815	69,25	78856	73,04
O₂	45	1,11	1439	1,33
H₂O	976	24,01	17582	16,29
Total	4065	100	107957	100

Tabla 2

La cantidad de CO₂ disponible es mayor a la necesaria para lograr un número estequiométrico óptimo, por lo que solo se va a recuperar una fracción del mismo, que quedará definida por la cantidad de CO₂ disponible en estos humos una vez instalada la planta, es decir, se va a recuperar unos entre 130 y 150 kmol/hs.

La planta de recuperación de CO₂ se compone básicamente de un conjunto de torres de lavado y extracción de CO₂ mediante el proceso químico y térmico explicado anteriormente. El gas de salida, es decir CO₂, se vuelve al sistema con las mismas especificaciones de presión y temperatura que el gas de síntesis, para aumentar el rendimiento de la planta de metanol.

En la **Figura 15**, se ilustran las partes principales del proceso, descrito a continuación.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 44 de 286

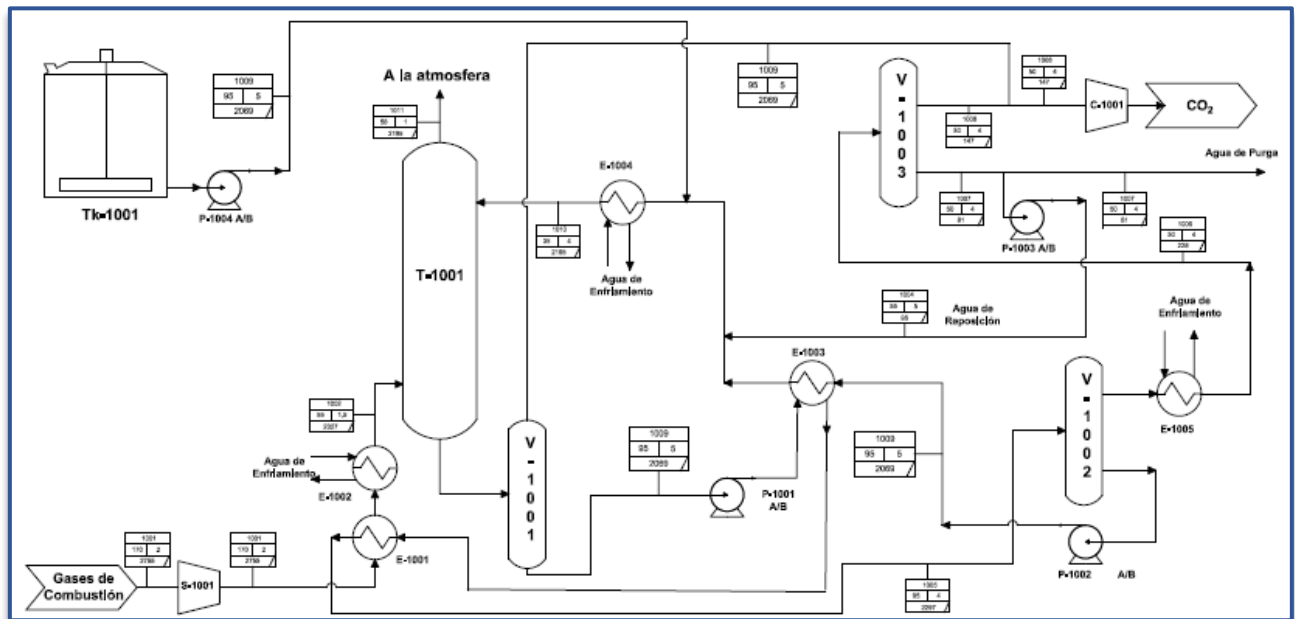




Figura 15

Nota: La figura se puede apreciar en el **Anexo I, Plano 1**

La adición del CO₂ recuperado, se debe ubicar dentro de la planta de metanol, justo después de la producción de gas de síntesis, y antes de la síntesis del propio Metanol.

El gas de combustión es enfriado en el tren de intercambio presente en la planta de metanol, hasta una temperatura de unos 170 °C, donde posteriormente deben ser enfriados en el intercambiador de calor E-1001 con la solución de sales de aminas (Solución DEA + CO₂) provenientes del estabilizador/desorbedor (Separador V-1001) y luego son enfriados hasta la temperatura de absorción, es decir 68 °C, con agua de enfriamiento. Cuando se logró esta temperatura, se conducen los gases de combustión hasta la torre de absorción, la T-1001, donde es el CO₂ es absorbido a contracorriente con la solución de DEA pobre (concentración 30% en peso) a contracorriente, y pasa mayoritariamente a la forma estable de carbamato (MEACOO⁻). Por la parte superior de la torre se retira el gas empobrecido en CO₂ que es venteado a la atmosfera, mientras que por la parte inferior se retira la solución de DEA rica en CO₂.

La DEA Rica en CO₂ es conducida por gravedad hasta el separador bifásico V-1001, donde se le extrae parte del CO₂ absorbido para estabilizar la solución, mientras que la solución de DEA restante es conducida mediante las bombas P-1001 A/B hasta el intercambiador E-1003 donde se precalienta antes de ser conducida al intercambiador E-1001, en donde finalmente alcanza la temperatura de desorción final de 100 °C. Una vez alcanzada esta temperatura, se lleva la solución hasta el separador bifásico V-1002, donde se separa el resto de CO₂ de la solución de DEA. En este punto podemos seguir por dos corrientes:

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 45 de 286

Por la parte superior se retira el CO₂ húmedo que debe ser enfriado para condensar la mayor parte del agua, para esto se conduce a esta corriente hasta el intercambiador E-1005 en donde se alcanza una temperatura de 50 °C con agua de enfriamiento, y luego es conducido hasta un tercer separador bifásico, el V-1003, en donde se logra separar el agua del gas. Este gas, junto con el CO₂ proveniente del separador es conducido hasta un compresor, donde se logra la presión necesaria para introducir esta corriente rica en CO₂ a la planta de Metanol. Por la parte inferior del V-1003 sale una corriente de agua, la cual parte se utiliza como reposición a la corriente de solución de DEA, y la otra parte es purgada del sistema.

Por la segunda corriente, es decir, la corriente de solución DEA que sale del separador V-1002 es bombeada hasta el intercambiador E-1004 donde se enfría hasta unos 60 °C, luego se junta con el agua de reposición y esta nueva solución es enfriada hasta unos 40 °C en el intercambiador E-1004 con agua de enfriamiento, y finalmente conducida hasta la torre absorbadora para iniciar nuevamente el ciclo.

2.3 Consideraciones de Diseño

En este apartado se quiere dar una visión general de los factores que se han de tener en cuenta para el diseño preliminar de la planta de captación de CO₂ con DEA. El diseño de una planta de aminas se centra alrededor del absorbedor y el sistema de separadores bifásicos, los cuales dan las condiciones adecuadas para la correcta regeneración de la solución DEA.



Después de seleccionarse el tipo de amina (En nuestro caso la DEA) y las concentraciones (30% en peso), es necesario conocer el ratio de flujos necesario, el tipo de absorbedor y diámetro del mismo, así como las necesidades térmicas para todos los equipos.

El método que se va a utilizar es la comparación de las condiciones de trabajo obtenidas de plantas similares, a partir de las cuales se puede obtener relaciones extrapolables para la evaluación de otras plantas.

2.3.1 Comparación de columnas de platos frente columnas de relleno

Aunque los platos con campana de borboteo, y el empaquetado con anillos Raschig son los sistemas de trabajo más comunes, las plantas modernas se diseñan para utilizar platos más efectivos, por ejemplo, perforados o con válvulas, o un empaquetado con formas mejoradas por ejemplo "Pall rings".

La elección entre relleno o platos es un poco arbitraria ya que ambas elecciones pueden ser diseñadas para hacer un trabajo adecuado y rara vez el factor económico es decisivo. Por otra parte, las columnas de platos perforados son probablemente las más populares para absorbedores y "strippers" en grandes plantas convencionales de tratamiento de gases con aminas, mientras que



 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 46 de 286

las columnas de relleno son utilizadas para mejorar la capacidad o la eficiencia de aplicaciones especiales.

Las columnas de platos son particularmente aplicables para procesos de alta presión donde las especificaciones de pureza del gas tratado pueden ser conseguidas con unos 20 platos. El relleno es a menudo específico para las columnas de captura de CO₂, en la que se desea un alto grado de captura de CO₂, ya que la baja eficiencia de los platos haría necesariamente torres muy altas. También en procesos donde puede existir problemas de espumación y elevada pérdida de carga se requerirá la utilización de columnas de relleno. La **Tabla 3** es una comparación de capacidades y eficiencias según la utilización de rellenos o platos.

Comparación del rendimiento de platos de Válvulas y Relleno		
	Índice de Capacidad	Índice de Rendimiento
Platos de Válvulas		
24 pulgadas espaciado	100 (*)	100 (*)
18 pulgadas espaciado	83	133
30 pulgadas espaciado	114	80
Empaquetado al azar convencional		
1,5 pulgadas	83	123
2 Pulgadas	91	100
3,5 Pulgadas	121	88
Empaquetado al azar de alto rendimiento		
# 2	98	143
#2,5	109	120
#3	132	100
Empaquetado estructurado		
4. A.	88	385
3. A.	109	268
2. A.	125	188
1. A.	168	109
Nota: La comparación está hecha en una base de eficiencia y rendimiento de 100 % para un plato de válvulas de espaciado de 24 pgs.		

Tabla 3

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 47 de 286

En la **Tabla 3**, a los platos de válvula de separación de 24" se les asigna el índice de capacidad y eficiencia de 100 y los otros tipos de formas internas de columna, se evalúan a partir de la referencia del 100.

Los datos muestran que la columna puede ser modificada hasta alcanzar un 132% de la capacidad original con la misma eficiencia convirtiendo de platos a con mini anillos del N°3 dispuestos al tresbolillo. Alternativamente la eficiencia de la columna de platos puede ser aumentada con la misma capacidad poniendo mini anillos de N° 2 o N° 2,5.

Por otra parte, aunque el relleno desordenado no muestre ninguna ventaja de capacidad ni eficiencia sobre los platos, sí que lo hará en lo que a pérdidas de carga se refiere.

2.3.2 Diámetro de la columna

Después de determinar los ratios de líquido y gas, las condiciones de operación de la columna y las propiedades físicas de las dos corrientes se puede determinar los diámetros del absorbedor y el stripper por técnicas convencionales. Es usual utilizar un factor de seguridad en conjunción con las correlaciones de agrupamiento publicadas para prever los efectos de la espumación y las deposiciones de sólidos.

La curva representa un esquema simplificado para estimar el diámetro requerido en el absorbedor de platos de plantas de aminas. El diámetro del "stripper" podrá ser determinado de la misma forma que el absorbedor, según la **Figura 16**:

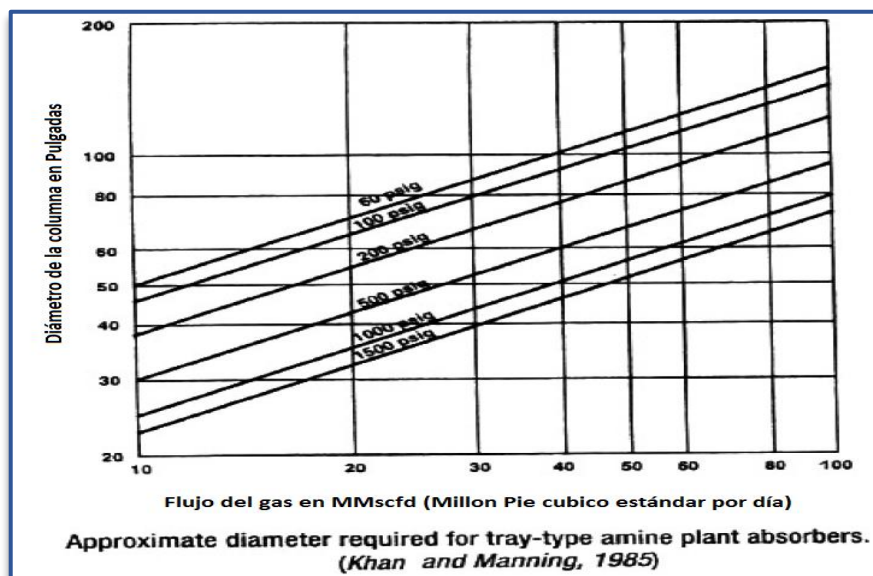




Figura 16

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 48 de 286

2.3.3 Altura de la columna

La altura de los absorbedores y “strippers” en las plantas de aminas se establece normalmente a partir de la experiencia de plantas similares. La mayoría de las instalaciones que utilizan aminas primarias y secundarias para una captura completa de gas ácido son diseñadas con unos 20 platos (o si es de relleno la altura equivalente a 20 platos) en el absorbedor.

Para condiciones de trabajo estándar es suficiente con emplear columnas de absorción de 20 platos, aunque puede ser necesario un mayor número de platos si el CO₂ en la solución pobre está muy cerca del equilibrio. Esto es debido a que se tiene un sistema de regeneración que no es eficaz.

En el absorbedor típico de 20 platos, la mayoría del gas ácido es absorbido en la parte inferior de la columna mientras que la parte superior sirve para captar sólo una fracción mínima de ácido. Con el número de platos y el caudal de amina necesario la purificación dependerá y estará limitada por el equilibrio con la solución pobre a la temperatura de salida del gas.

Cuando el lavado con agua es necesario para minimizar las pérdidas de amina (por ejemplo, al utilizar MEA) se pondrán de 2 a 4 platos adicionales por encima de la sección de absorción.



Los “strippers” normalmente tendrán de 12 a 20 platos debajo del punto de alimentación y de 2 a 6 platos por encima para captar la amina vaporizada. En caso de plantas con corrientes divididas se necesitarán más platos de los antes mencionados.

Las aminas menos volátiles como la DEA y MDEA requieren menos platos por encima del punto de alimentación para recuperar los vapores de amina. Típicamente los “strippers” que utilizan DEA y MDEA utilizan de 2 a 4 platos mientras que los sistemas de MEA, como es nuestro caso, utilizan 4 a 6 por encima del punto de alimentación.

2.3.4 Etapas teóricas y eficiencia de las etapas

Por etapas teóricas se entiende las divisiones en el proceso completo de absorción, que realmente se desarrolla de forma continua. La aproximación de etapas teóricas se utiliza aún en muchos procesos de diseño. Es particularmente útil en el diseño de plantas para la captación o eliminación de CO₂ donde se desea una alta eficiencia y para el diseño de “strippers”, donde se busca una alta eficiencia de cada plato. Se sugiere que el absorbedor y el “stripper” han de ser dimensionados de forma gráfica evaluando el número de etapas teóricas necesarias y la eficiencia necesaria de cada plato.

La **Figura 17** muestra un diagrama de etapas para la absorción de CO₂ con solución de MEA. Esta figura está basada en datos de una planta actual de 16 platos con campana de borboteo que trabaja a presión atmosférica en un proceso de recuperación de CO₂ en gases de escape.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA	Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂			Año de cursada: 2016		
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 49 de 286

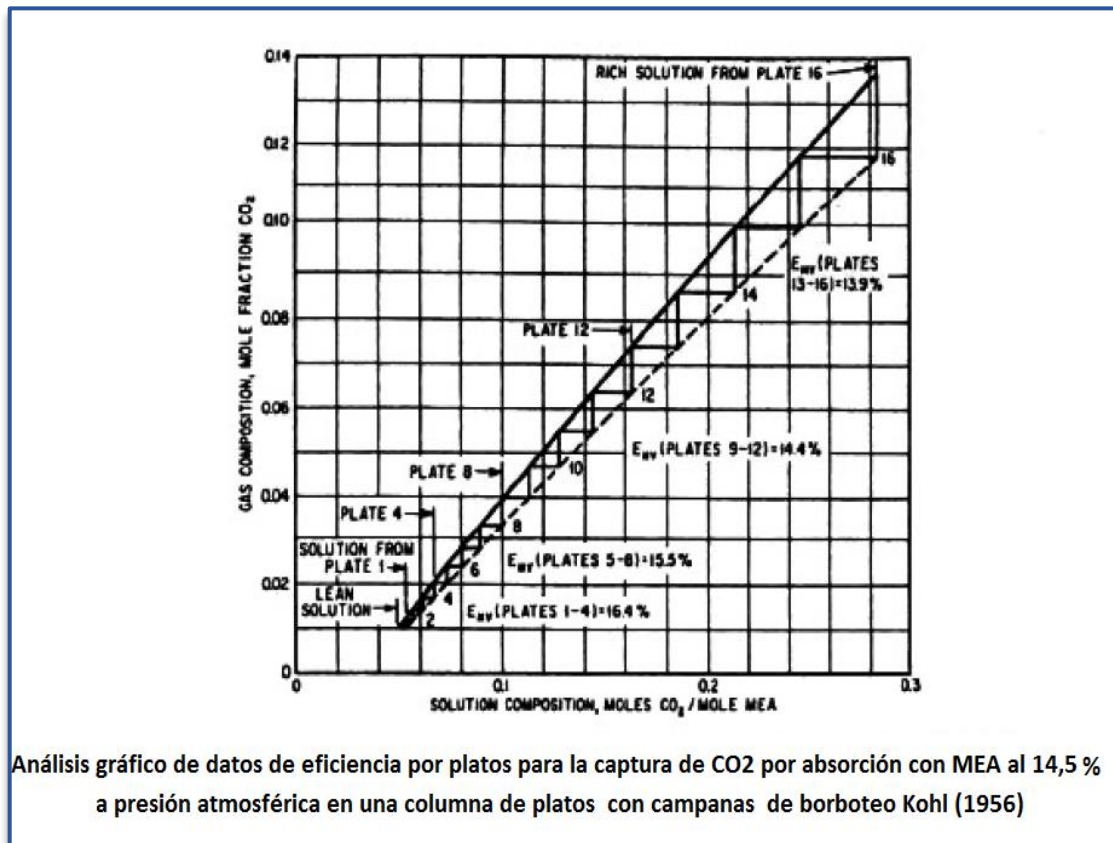




Figura 17

En el diagrama se indica para cada uno de los platos situados a 16 alturas de la columna de absorción, cual es el contenido de CO₂ en el gas ácido que se está tratando y en la disolución de aminas. La bandeja 1 está situada a mayor altura (la parte superior capta sólo una fracción mínima de ácido) y la bandeja 16 a menor altura (normalmente es en la parte inferior de la columna donde se absorbe más cantidad de ácido), y además, la disolución que sale de esta bandeja tiene una gran concentración de CO₂ ya que está en contacto con más gas ácido.

A causa de los bajos valores de carga de la solución, la línea de equilibrio es casi coincidente con el eje x, y no se muestra. En cambio, se ha trazado una pseudo-línea de equilibrio para mostrar la composición de líquido y gas para cada etapa. La eficiencia de platos mide la fracción absorbida de CO₂ de cada bandeja y en esta columna varía del 14% en la parte baja de la columna al 16% en la parte alta (en este proceso, es habitual que la eficiencia de platos no se mantenga constante a lo largo de toda la columna).

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA	Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com		
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂			Año de cursada: 2016		
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 50 de 286

2.3.5 Efectos térmicos en el absorbedor

El absorbedor actúa como reactor y como intercambiador. Una considerable cantidad de calor es liberada en el proceso de la absorción y en las subsiguientes reacciones del gas ácido en la solución de amina. Además, otra pequeña cantidad de calor puede ser liberado (o absorbido) por la condensación (o evaporación) de vapor de agua.

En la forma habitual de operación la solución pobre se alimenta por la parte superior del absorbedor, con una temperatura ligeramente más alta que la del gas que entra, por la parte inferior. Como resultado el calor será transmitido del líquido al gas en ausencia de absorción de gas ácido. El calor de reacción es generado en la fase líquida, lo cual hace aumentar la temperatura del líquido y se fomenta la transferencia de calor al gas. Dado que la mayoría de la absorción (y por tanto la generación de calor) ocurre normalmente cerca de la parte inferior de la columna, el gas es calentado por el líquido cercano a los bajos de la columna y luego se va enfriando por la solución pobre que entra por la parte superior.

Cuando el gas a tratar contiene una gran fracción de gas ácido (sobre el 5%) la cantidad de solución que se requiere es normalmente tan grande que el gas tratado que sale por la cabeza de la columna lo hace de la columna a una temperatura muy cercana a la de la solución pobre. En estos casos la mayoría del calor de reacción es extraído por la solución rica. El perfil de temperaturas en el absorbedor puede ser con un simple balance de energía alrededor del absorbedor a partir de las temperaturas de solución pobre, gas de alimentación y gas tratado, ya que el calor liberado se puede conocer a través de datos disponibles sobre las soluciones. Un perfil típico de temperatura para un absorbedor de este tipo se muestra en la **Figura 18**

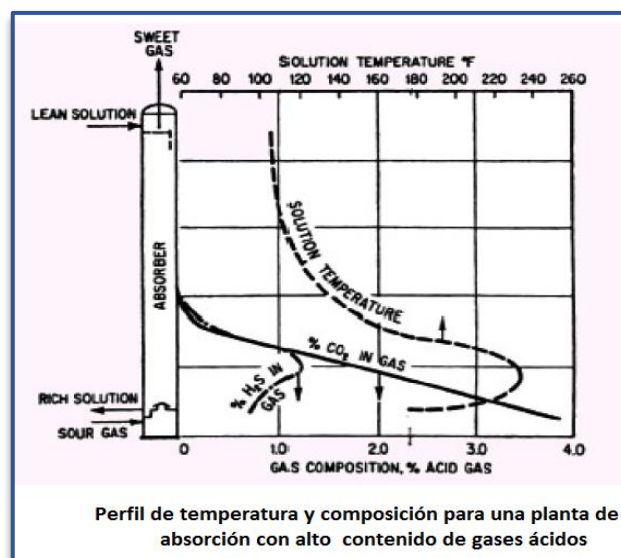




Figura 18

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 51 de 286

El perfil mostrado es de un sistema de glicol-amina, aunque perfiles muy similares han sido observados para plantas que utilizan MEA y DEA. El máximo de temperatura es el resultado del enfriamiento de la solución rica con el gas de entrada, y el enfriamiento de la solución pobre a medida que se asciende por la columna al ceder calor al gas tratado.

El tamaño, la forma y la localización de la curva, depende de en qué zona del absorbedor es absorbida la mayor parte del gas ácido, el calor de reacción y de los caudales relativos de gas y líquido que fluyen a través de la columna.

En general para la absorción de CO₂, la curva es aguda y baja en la columna para las aminas primarias, ancha para las aminas secundarias, y muy ancha para las aminas terciarias, las cuales absorben el CO₂ de forma bastante lenta y con un bajo calor de reacción.

Como el calor es transferido del líquido caliente al gas frío en la parte inferior de la columna y en la dirección opuesta en la parte superior, los perfiles de temperatura del gas y del líquido se cruzan cerca de la zona de mayor absorción. Este efecto se puede observar en la **Figura 19**:

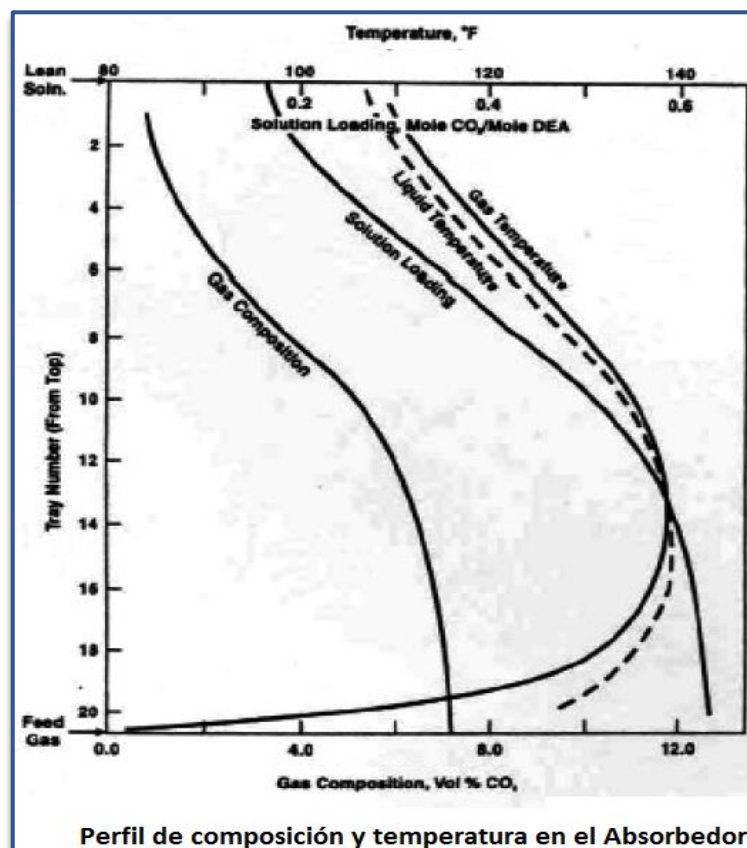




Figura 19

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 52 de 286

Quando el gas de alimentación contiene poco gas ácido, la cantidad de solución requerida debe ser menor, pero en relación, porque si no el gas que deja la zona de contacto cargará con más calor de reacción que lo que se lleva el líquido. Un caso extremo se muestra en la **Figura 20**:

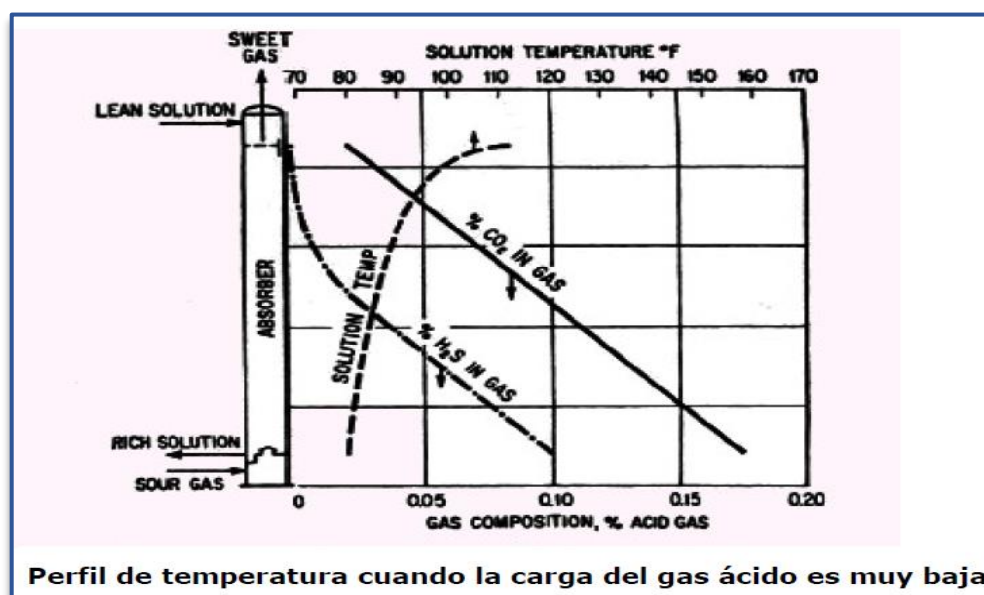


Figura 20

La solución rica es enfriada aproximadamente a la temperatura del gas de entrada antes de dejar la columna y la mayoría del calor de reacción es eliminado de la columna por el gas tratado, que aumenta de temperatura en la parte superior de la columna.



2.4 Problemas más comunes de operación y posibles soluciones

Una de las razones por las que el proceso de captación del CO₂ se hace con las alcanoaminas, es por las pocas dificultades que presenta el proceso de operación. No obstante, hay que tener en consideración una serie de aspectos que afectan habitualmente a todas las plantas de este estilo y que pueden alterar en gran medida a explotación económica.

Los aspectos básicos tratados son: la corrosión, espumación, pérdidas de solvente y su degradación de la solución.

2.4.1 Corrosión

El problema más serio encontrado en las plantas de alcanoaminas es el de la corrosión, causada por el CO₂ presente en la fase vapor de la solución. A continuación, se describirá dónde se

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 53 de 286

produce la corrosión en las plantas, los mecanismos de corrosión y las prácticas preventivas para minimizar la corrosión.

Sería posible construir toda una planta de acero al carbono, pero las condiciones de operación en el regenerador, el nivel de temperatura, la concentración de solución y la captura de gas ácido habrían de ser bajas. La práctica habitual es la construcción de ciertas partes o secciones de la planta con acero inoxidable u otros materiales más resistentes a la corrosión.



El uso selectivo de materiales resistentes a la corrosión permite trabajar con concentraciones de aminas más altas y carga de gas ácido más elevada mejorándose de esta forma el tratamiento. A continuación, se describen ciertos aspectos de la corrosión, referentes a los fluidos de proceso:

- **Corrosión del gas ácido húmedo.** Las soluciones de gas ácido con mayor actividad corrosiva aparecen en la cabeza del regenerador y por colas del absorbedor, si el gas de alimentación está saturado de agua. En esta zona la solución que contiene gas ácido y un poco o nada de amina, que está en contacto directo con la superficie del metal.
- **Corrosión de la solución de amina-CO₂.** Las aminas puras y las mezclas de estas con agua o con otras aminas no son corrosivas porque tienen una conductividad baja y un pH elevado. A pesar de esto, la solución rica de amina (combinación de la amina con el gas ácido) tiene una alta conductividad y un pH significativamente menor que la solución de amina pobre, por lo que puede presentar carácter corrosivo.
- **Control de la carga de gas ácido.** La carga de gas ácido se puede controlar regulando las condiciones de operación en la columna de absorción.

La temperatura en el absorbedor puede utilizarse para controlar el flujo de la solución de amina y la carga de gas ácido que adquiere. En un absorbedor típico de aminas la mayoría del calor de reacción se libera en la parte inferior de la torre. Si hay poca amina en relación con el gas ácido el máximo de la curva se desplazará más a la parte superior de la torre. Si la solución de amina es excesiva la temperatura máxima se desplazará más a la parte inferior de la torre bajando la carga de gas ácido en la amina.

2.4.2 Espumación

La espumación en las soluciones de alcanolaminas es probablemente el problema de operación más común. Suele suceder en el absorbedor, aunque también en ocasiones puede suceder en el stripper.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 54 de 286

Causas de la espumación.

La espumación en las unidades de aminas es causada por contaminantes de las soluciones, los más comunes son hidrocarburos condensados si no hubiera buena combustión y la degradación de aminas ácidas. El gas de combustión también puede intervenir arrastrando aceites lubricantes y sustancias anticorrosivas.

Otras causas de la espumación pueden provenir del proceso de operación y mantenimiento, por ejemplo, una excesiva utilización de antiespumantes o sustancias provenientes de la regeneración del carbón activo usado para eliminar los productos de degradación de las aminas. Existen otros elementos como serían las incrustaciones de tuberías que no causan espumación sino que estabilizan la espuma que se ha formado.

Síntomas indicativos de que un sistema presenta espumación.



Cuando en una planta de aminas sufre de espumación presenta las siguientes características:

- Un alto grado de pérdidas de aminas y un remanente de éstas dentro de los equipos.
- Reducción de la eficiencia en la captura del gas ácido.
- Nivel alto o erróneo en las diferencias de presión medidas a lo largo del absorbedor
- La solución de amina presenta aspecto opaco y presenta sólidos en suspensión.
- Más de un 10% de la amina está formando sales estables.
- Aumento en el coste de operación (electricidad, vapor, costes de filtración).
- Instrumentos obturados con partículas.

Formas de prevenir la espumación.

La espumación puede ser reducida o controlada a partir de poner en práctica estas técnicas:

- Un lavado con agua del gas de entrada puede eliminar aerosoles y partículas ultra finas que este arrastre.
- Filtración mecánica y con carbón activo. Una filtración mecánica de 10 micras a una parte de la solución de entre el 10% y el 20% es suficiente. También se puede combinar la actuación de un filtro mecánico y uno de carbón activo.
- Se recomienda que la fracción de solución que se desvía al regenerador térmico no sea mayor del 10%.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 55 de 286

- Asegurarse que la temperatura de la solución de amina pobre que alimenta al absorbedor está de 9.5 °C a 12 °C por encima de la temperatura del gas que entra.

Las plantas que lleven trabajando un largo periodo de tiempo están habitualmente contaminadas con aceites, residuos de soldadura e inhibidores de la corrosión. Para estos casos un lavado del sistema con sosa cáustica y un lavado posterior con condensados puede eliminar estas impurezas y prevenir la formación de espuma.



La espumación puede ser en muchos casos controlada por la utilización de un inhibidor de la espumación, más conocidos como antiespumantes. Los antiespumantes más utilizados son los compuestos de silicona o los alcoholes de alto punto de ebullición. En los sistemas donde se utilizan aminas, las siliconas son generalmente las más utilizadas.

En la instalación de un equipo de adición de antiespumante, los puntos típicos de inyección están antes de la bomba de recirculación del regenerador y antes de la bomba que lleva la amina pobre al absorbedor. Normalmente el antiespumante se aplica de forma intermitente, aunque en algunas plantas grandes se ha añadido en continuo.

2.4.3 Pérdidas de solvente

En todas las plantas de aminas es habitual que se den pérdidas de solvente, los dos motivos principales son la volatilidad intrínseca de las alcanolaminas y la degradación inevitable de la solución.

- **Pérdidas por volatilidad.** Las pérdidas de aminas por volatilidad no son normalmente significativas porque tienen una presión de vapor baja en las condiciones normales de trabajo del absorbedor o del “stripper”. No obstante, la MEA tiene substancialmente mayor presión de vapor que otras aminas y las pérdidas por volatilidad en absorbedores que trabajan a poca presión puede llegar a ser significativas.
- **Degradación de la solución.** La degradación de la solución viene determinada por reacciones irreversibles de las alcanolaminas con las especies que intervienen en el proceso. A continuación, se comentan estas reacciones típicas.
 - *Reacciones con el Oxígeno.* Las alcanolaminas se degradan con el contacto con el oxígeno libre. Se dan varias reacciones, pero la principal es la oxidación directa de las alcanolaminas a ácidos orgánicos. La MEA es más vulnerable a la oxidación que las aminas secundarias o terciarias, ya que, al degradarse por oxidación, puede formar ácido fórmico, amoníaco, amidas o polímeros de alto peso molecular.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 56 de 286

- *Reacciones irreversibles con el CO₂*. La mayoría de las aminas comerciales reaccionan con la presencia de CO₂ para formar productos de degradación. Los productos degradados pueden reducir la capacidad de absorción de las soluciones de amina, aumentar la viscosidad de la solución, formar espumas y, en algunos casos contribuir a la corrosión. Las reacciones de degradación de las aminas con el CO₂ son relativamente lentas, pero ocurren con una velocidad significativa bajo las condiciones que se dan en la sección de regeneración de una planta. Para evitar este tipo de reacciones se deben evitar las temperaturas elevadas para lo que limita la temperatura del reboiler (Si lo hubiera) y el caudal de recirculación.

2.4.4 Purificación de la solución degradada

Como ya se ha comentado, las soluciones de amina se degradan por la reacción con CO₂, oxígeno, compuestos sulfurados y otras impurezas del gas a sales estables y productos procedentes de la degradación de las aminas. Estos contaminantes causan corrosión y disminución de la capacidad de tratamiento de la solución de amina.

Las plantas de recuperación de CO₂ tienen normalmente como límite que la concentración de productos de descomposición no debería exceder del 10% de la amina activa. Una vez la amina degradada alcanza estos niveles se tendrá que actuar haciendo una purga, realizando un cambio de la solución o utilizando un sistema de purificación.



Las unidades de purificación serán las encargadas de mantener unas concentraciones máximas aceptables de productos degradados y evitar una acumulación excesiva de estos. Las técnicas utilizadas para purificar las soluciones de aminas incluirán:

Filtración mecánica.

Para grandes sistemas se recomienda la filtración en continuo de un mínimo del 10% al 15% de solución circulante. La mayoría de los filtros mecánicos se colocan en la solución pobre aguas abajo de la bomba y el enfriador.

Filtración con carbón activo.

Cuando la espumación es causada por contaminantes de carácter tensioactivo, disueltos o componentes orgánicos de alto peso molecular, estas sustancias pueden ser eliminadas haciendo pasar la solución a través de un lecho de carbón activado. No todos los carbones activos son adecuados para la filtración de soluciones de aminas. Se recomienda que el carbón activo tenga un

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 57 de 286

bajo contenido en fósforo, ya que un alto contenido podría ser causa de espumación. Por otro lado, un carbón activo con un alto índice de yodo es efectivo en recoger productos degradados de las aminas, mientras que un índice bajo será óptimo para eliminar hidrocarburos líquidos en solución.

Destilación al vacío o a baja presión (regeneración térmica).

La filtración mecánica y la adsorción son utilizadas para la eliminación de partículas sólidas (filtración) y compuestos orgánicos de alto punto de ebullición con carácter tensioactivo que favorecen la formación de espuma (adsorción). Los productos que provienen de la descomposición térmica pueden ser eliminados de las soluciones de amina a través de un proceso de destilación de una parte de corriente, normalmente entre el 0,5 y 2 % de la corriente total. Esta solución es retirada del reboiler alimentando a un regenerador por vapor o por fuego directo.



Normalmente para las soluciones de MEA el regenerador trabaja a la misma presión que el reboiler permitiéndose así que los vapores del regenerador sean utilizados directamente por el reboiler, minimizando así el coste por eliminar la necesidad de un condensador.

En las plantas que utilizan específicamente MEA la purificación se realiza con un proceso de destilación semi-continua. En dicho proceso, es habitual adicionar carbonato sódico o hidróxido sódico para liberar la amina de la sal estable y aumentar el PH, minimizando así la corrosión.

Después de la carga inicial del calderín del regenerador y habiendo transcurrido un tiempo la solución de amina ya tendrá una concentración tal que el vapor en equilibrio que va saliendo del regenerador puede adicionarse directamente a la solución limpia ya que contiene la misma cantidad de amina que ésta.

2.5 Elección del caudal de CO₂ a Inyectar

En un principio, cabría esperar que a mayor caudal de CO₂ que se inyecte al sistema, mayor conversión de este a Metanol, por lo tanto, mayor producción de Metanol. Sin embargo, la cantidad de CO₂ máxima que se debe inyectar es una cantidad fija (dependiendo del balance de masa que se realice en el momento de hacer el cálculo, es decir, dependiendo de con cuanta carga está trabajando la planta de metanol en ese momento) ya que hay que tener en cuenta ciertos parámetros operativos antes de comenzar a inyectar cantidades desmedidas de CO₂. El principal parámetro a tener en cuenta, es el denominado "Número Estequiométrico", el cual relaciona las cantidades relativas de los moles de los reactivos para la síntesis de Metanol, es decir, relaciona las cantidades de H₂, CO y CO₂ en el gas de síntesis que sale del reformador. Se define el número estequiométrico como (NE):

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 58 de 286

$$NE = \frac{H_2 - CO_2}{CO + CO_2}$$

Para obtener una relación óptima entre los reactivos, el NE debe ser igual a 2,05. A pesar de que su valor debe ser 2,05 para obtener una máxima eficiencia, es común encontrar relaciones de 2,8 a 3,0, debido a la naturaleza de la reformación del gas natural con vapor de agua. En el caso de la planta de Metanol de YPF en Plaza Huincul, el NE ronda los valores de 2,70-2,95. Para el caso particular de nuestro proyecto, y de acuerdo a los valores obtenidos en el balance de masa/molar general del reformador, se obtiene el siguiente valor de NE:

$$NE = \frac{2345 - 297}{461 + 297} = 2,7$$

Este valor se encuentra dentro de los parámetros normales y esperados para las condiciones de operación.



Si se desea optimizar el proceso de producción de Metanol, se debe llegar lo más cerca posible del valor óptimo del NE. En el caso de nuestro balance de masa, para obtener un NE óptimo, se necesitan inyectar a la corriente de gas reformado 162 Kmol/h de CO₂ extra, al producido por la misma reformación de gas reformado, es decir, se necesitan un total de 459 Kmol/ de CO₂, de los cuales 297 Kmol/h provienen de la reformación del gas, y 162 Kmol/h provienen de la captura de CO₂ de los gases de combustión:

$$NE = \frac{2345 - 459}{461 + 459} = 2,05$$

Según el balance de molar que se realizó en la simulación, habría disponible en un principio 230 Kmol/h de CO₂ en los gases de combustión para poder inyectar al sistema. Sin embargo, esto reduciría demasiado el NE, por lo que no es recomendable ni técnica, ni económicamente capturar todo el CO₂ disponible. **Como Objetivo del proyecto, se espera capturar entre 130 Kmol/h y 150 Kmol/h de CO₂ con la planta de aminas.**

2.6 Consecuencias de la instalación de la planta de Aminas en el proceso de metanol

Al instalar la planta de captura de CO₂ a la salida de los gases de combustión, se altera el proceso en numerosos puntos del mismo. Si bien la cantidad de CO₂ inyectada al sistema es relativamente poca comparada con los caudales que se manejan en el proceso, este incremento en la relación CO₂/H₂ (lo que redundará en un aumento del Número estequiométrico) hace más eficiente la reacción de síntesis de Metanol, por lo que se tiene un efecto significativo en el balance de masa general, y por equipos de la planta. Como el proceso de producción está totalmente interrelacionado, es un tanto arbitrario elegir un punto de inicio del seguimiento de los cambios que se producen en él, sin embargo, un buen punto de partida lógico parece ser el punto después

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
				Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 59 de 286

de la inyección del CO₂ al proceso, como se muestra en el **Anexo 1, Plano 3 “Diagrama de flujo planta de metanol y aminas”,** dicho diagrama se aprecia en la **Figura 21:**

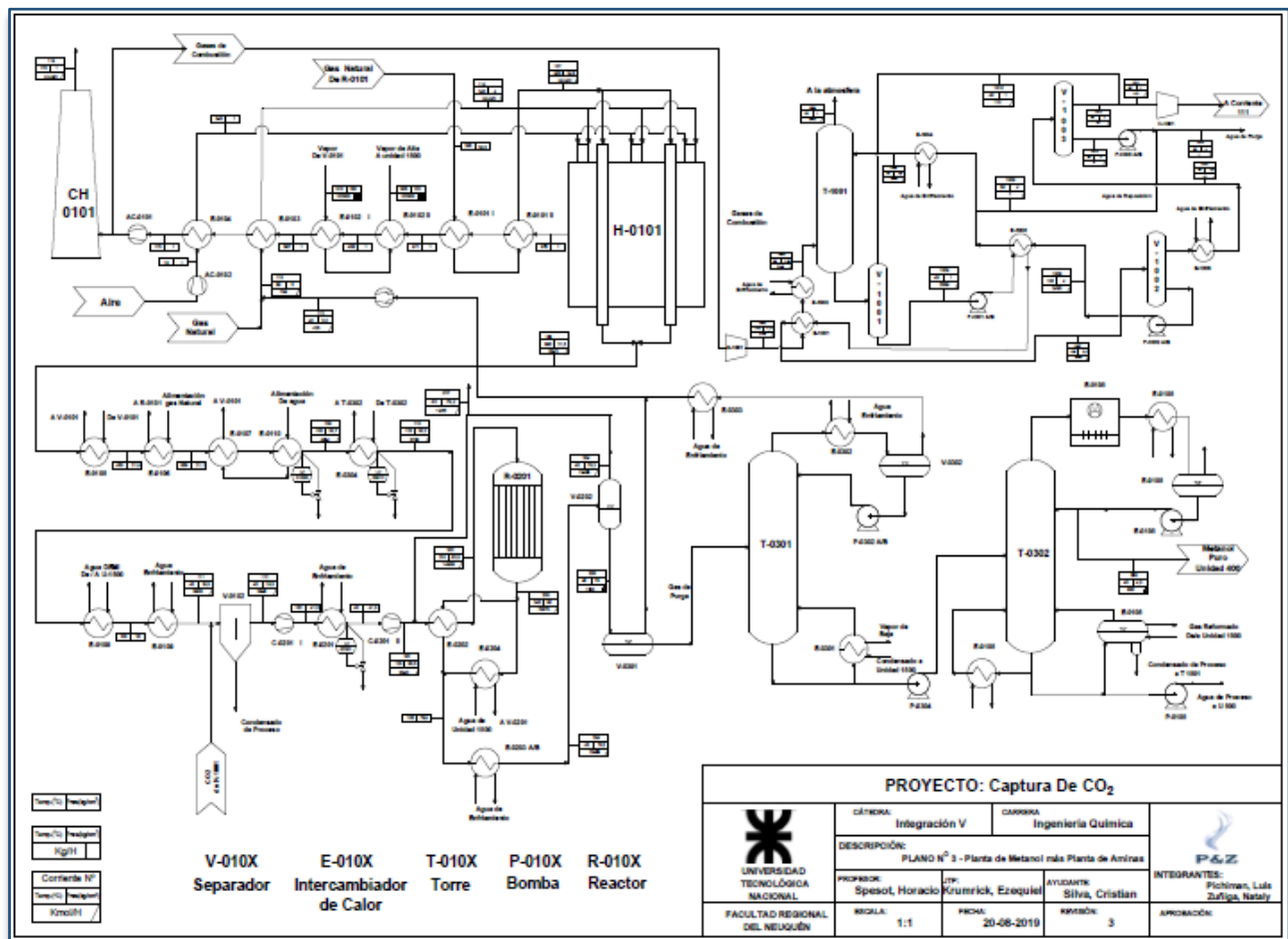




Figura 21

Como se puede apreciar, el CO₂ se introduce al proceso justo después de que la corriente de gas reformado pasa a la salida del tren de intercambio de calor a la salida del horno reformador, y justo antes de que el gas de síntesis ingrese en su etapa de compresión. En este punto se tienen dos efectos sobre la corriente de gas de síntesis:

Por un lado, al incrementarse el caudal de gas de síntesis, se debe incrementar la energía entregada por los compresores para comprimir el gas hasta la presión de entrada al reactor, alrededor de 80 kg/cm². Sin embargo, comparada con el caudal principal, la cantidad de CO₂ introducida es muy pequeña, por lo que puede desprestigiar este aumento de energía necesario para alcanzar la presión de síntesis.

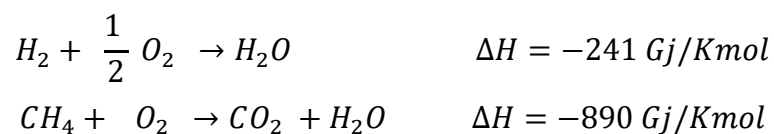
 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 60 de 286



Por otra parte, la temperatura de trabajo entrada del gas natural es similar a la corriente de gas de síntesis, alrededor de 100 °C, por lo que esta no se verá modificada significativamente. A pesar de esto, un incremento del caudal, redundará en un aumento del calor que puede ser cedido por esta corriente, es decir, un aumento del calor ganado por las corrientes de procesos de los equipos E-0108, E-0109, E-0201 y E-0202. Nuevamente, debido al calor específico del CO₂, el cual es bastante bajo, y a que la masa del mismo es relativamente pequeña, estos efectos se pueden despreciar, sin introducir errores significativos.

Una vez que el gas de síntesis junto con el CO₂ extra ingresa al reactor, se modifica el NE, por lo que se mejora la eficiencia del reactor, y prácticamente todo el CO₂ extra reacciona, aumentando la cantidad de Metanol producida. Sin embargo, este incremento en la producción de Metanol, trae consecuencia un tanto indeseadas, la más importante de ellas es la disminución de la cantidad de H₂ disponible en el gas de purga para ser utilizado posteriormente como gas combustible en el horno reformador, lo que causa un efecto importante: Disminuye el Poder calorífico del gas (O la cantidad de combustible disponible en el mismo), por lo que se debe suplir este descenso en la cantidad de H₂ con más gas natural, lo que provoca mayor consumo de este y, como consecuencias de esto, mayor emisiones de CO₂. Si se deseara capturar todo el CO₂ disponible, afectaría el proceso en la planta de aminas, debido a que debería haber más aminas para capturar el CO₂ extra, y este CO₂ extra consumiría más hidrógeno, y así sucesivamente afectando el proceso hasta que la cantidad de CO₂ disponible sea tanta que afecte el NE de tal manera que la eficiencia comience a disminuir. Afortunadamente, la cantidad disponible inicialmente de CO₂ en los gases de combustión es mayor a la necesaria para optimizar el NE, por lo que todo el CO₂ extra producido como consecuencia de suplir la cantidad de H₂ que reaccionó se puede liberar directamente a la atmosfera, y no afectará el proceso de captura de CO₂ en la planta de aminas.

Como consecuencia del CO₂ extra, reaccionan aproximadamente 390 kmol de H₂, lo que al reaccionar con O₂, liberaría una energía equivalente a 84350 GJ/h. Para suplir esta energía con CH₄, se necesitaría consumir alrededor de 1000 kmol/h de este.



Esta diferencia se debe a que las entalpías de las siguientes reacciones tienen valores muy diferentes, donde la que libera mayor energía es la de la combustión del Metano:





 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 61 de 286

Bibliografía

- B1 Available CO₂ capture technology types. (s.f.) Recuperado el 06 de 04 de 2018. De <https://hub.globalccsinstitute.com/publications/strategic-analysis-global-status-carbon-capture-storage-report-1/b1-available-co2>
- Morales H., Torres C. (2008). *Tecnología de captura y secuestro de CO₂*. Tesis no publicada, Pontifica, Universidad Católica de Chile, Santiago de Chile, Chile.
- Romeo L. M.. (2015). Captura de CO₂ en procesos postcombustión. Recuperado el xx de xx de 2017. De http://www.gecarbon.org/boletines/articulos/BoletinGEC_035_art2.pdf
- B. Navarrete, R. Candil y E. Vilanova (2006). "CAPTURA Y ALMACENAMIENTO DE CO₂". Recuperado el 06 de 04 de 2018, de <http://unciencia.ambientalex.info/infoCT/CapalmCO2ch.pdf>
- Ulrich Buchhauser, Jadran Vrabec, Martin Faulstich, Roland Meyer-Pittroff.(2009). "CO₂ Recovery: Improved Performance with a Newly Developed System". Recuperado el 06 de 04 de 2018, de <http://agris.fao.org/agris-search/search.do?recordID=US201301533831>
- Design Basis for CO₂ Recovery Plant. (s.f.), tomado el 06 de 04 de 2018 de <http://webarchive.nationalarchives.gov.uk/20121217172921/http://www.decc.gov.uk/assets/decc/11/ccs/chapter5/5.4-design-basis-for-co2-recovery-plant.pdf>
- Bart Van Hoof, Mario Amaya. (2000) "FACTIBILIDAD DE LA RECUPERACIÓN DEL CO₂ EMITIDO POR LAS CALDERAS DE UNA PLANTA CERVECERA", Tomado el 06 de 04 de 2018 de <https://ojsrevistaing.uniandes.edu.co/ojs/index.php/revista/article/view/573>
- Hernán Morales, Cristian Torres, Cristián M. Muñoz (2008). "Tecnologías de captura y secuestro de CO₂", Tomado el 06 de 04 de 2018 de <http://hrudnick.sitios.ing.uc.cl/alumno08/co2capture/Informe%20captura%20y%20secuestro%20de%20CO2.pdf>

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 62 de 286

3. Estudio de Mercado

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 63 de 286

3.1 Misión, Visión y Análisis FODA

Misión:

Dentro de las misiones de nuestro proyecto, la más relevante es la captura de CO₂ para su posterior reinyección y aumento de la producción de metanol, para satisfacer la demanda de la empresa YPF.

En segundo lugar, aunque no menos importante, generar una industria socialmente responsable con el cuidado del medio ambiente. Además de aportar socialmente por medio de la capacitación de jóvenes, generando mano de obra calificada.

Finalmente, en un futuro, favorecer el crecimiento y sostenimiento de la economía local, mediante la implementación de nuevas tecnologías, las que permitan el desarrollo de la industria.

Visión:



Nuestra visión, es lograr satisfacer la demanda de la Argentina de metanol, como así también ofrecer calidad y estabilidad de nuestro producto, mediante la implementación de nuevas tecnologías, logrando contar con la confianza de todas las organizaciones/empresas que lo requieran. Por otro lado, se busca adoptar un compromiso, tanto social como ambiental.

3.1.1 Diagnostico externo:

La industria petroquímica en Argentina, en el año 2010, generó un valor bruto de producción total de US\$ 5.782 millones, alcanzando un 18,2% del valor agregado por el total de la industria química y petroquímica de Argentina.

En el año 2012, la producción total (básica, intermedia y final) alcanzó los 6,60 millones de toneladas, exportando unos 1,1 millones de toneladas, por un valor total de US\$ 1.269 millones. Las importaciones para ese mismo periodo alcanzaron los 3 millones de toneladas, equivalentes a US\$ 3.418 millones. Como resultado el sector presentó un déficit en su balanza comercial de US\$ 2.149 millones.

La evolución reciente del sector demuestra dos períodos bien definidos; entre el año 2000 y el año 2006. La producción petroquímica creció desde 3,7 millones de toneladas, hasta 7,1 millones de toneladas, mientras que el consumo aparente creció desde 5,3 millones de toneladas, hasta 7,3 millones de toneladas entre esos mismos años. A su vez desde el año 2007 hasta el año 2012, el sector registró un continuado estancamiento productivo con una producción total promedio del orden de 6,1 millones de toneladas anuales, mientras el consumo aparente mostró un promedio anual superior a los 7 millones de toneladas.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 64 de 286

La razón de este notorio estancamiento radica en la insuficiencia de materias primas derivadas de hidrocarburos y de energía. En el año 2010 el consumo de materias primas petroquímicas básicas alcanzó los 2,48 millones de toneladas, mientras que en pleno empleo de la capacidad instalada disponible hubiera requerido de 2,68 millones de toneladas. La problemática del abastecimiento de materias primas, particularmente crítica durante los períodos invernales en razón de la prioridad otorgada al consumo energético de la población, y su repercusión sobre los niveles de operación se ve reflejada en el **Gráfico 1**:

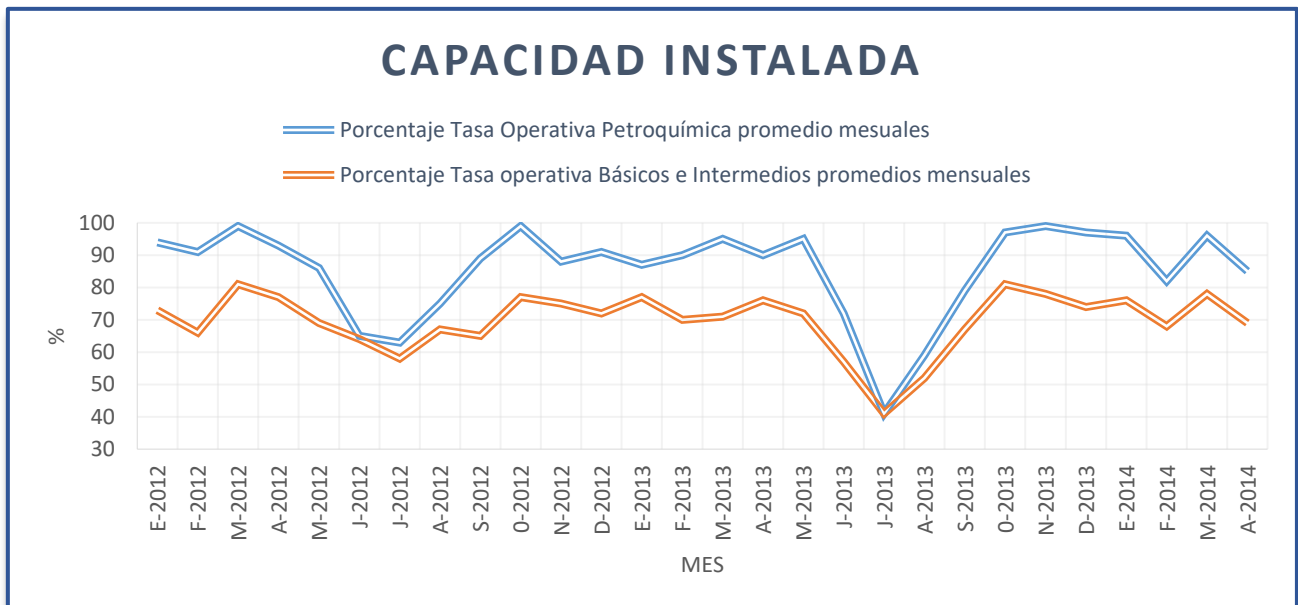




Gráfico 1

Como puede apreciarse, el uso de la capacidad instalada del sector durante el período invernal del año 2012 se contrajo por las restricciones existentes a valores promedios del 70%; la situación en el invierno del año 2013 fue aún más crítica, demostrando una caída del uso de la capacidad instalada hasta menos del 50%.

A efectos comparativos, cabe señalar que el nivel estándar de utilización de la capacidad instalada se ubica normalmente entre 85 y 90%, valores que fueron alcanzados por nuestra industria en períodos previos a la crisis energética.

A partir de estas características descriptas anteriormente, se pueden definir las **oportunidades** y de las **amenazas**.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 65 de 286

Oportunidades:

▪ **Industria Química y Petroquímica en Argentina**

- Desarrollo de concentraciones de empresas e instituciones interconectadas para la competencia (Cluster).
- Existencia del Plan Estratégico Industrial 2020 que impulsa políticas a favor de una mayor industrialización.
- Posibilidades de complementación con Brasil.

▪ **Materias Primas**



- Crudo y Gas Natural de calidad competitiva.
- Existencia de una importante infraestructura y experiencia de la industria del gas natural.
- Perspectiva favorable de nuevas reservas de Petróleo y Gas no convencional.

▪ **Recursos Humanos**

- Políticas activas del MINCyT (*Ministerio de Ciencias, Tecnología e Innovación Productiva*) y el MTEySS (*Ministerio de Trabajo, Empleo y Seguridad Social*) que favorecen el desarrollo de RRHH adecuados para el sector.
- Posibilidad de aprovechar estructura del IPA (Instituto Petroquímico Argentino) y/o CIQyP (Cámara de la Industria Química y Petroquímica) para capacitación gerencial.
- Políticas activas del estado que fomentan la educación técnica y el desarrollo de ciencias duras.

▪ **Mercado**

- Espacio de crecimiento para el consumo per cápita de “derivados petroquímicos” en productos finales (PE, PP, PET, etc.).
- Perfeccionamiento y expansión del Mercosur.
- Posible complementación industrial con Brasil.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 66 de 286

▪ **Tecnología y know how**

- Políticas activas del Ministerio de Ciencia y Tecnología en el sector.
- Prioridad otorgada por el PEN a la I&D.

▪ **Inversiones, financiamiento y marco regulatorio**

- Acceso al mercado nacional e internacional de capitales.
- Disponibilidad de programas de financiamiento promocional.

Amenazas:

▪ **Industria Química y Petroquímica en Argentina**



- Baja previsibilidad de la evolución del ciclo económico nacional.
- Marco jurídico.
- Planificación territorial para la creación de polos industriales.
- Baja asociatividad de las cadenas productivas.

▪ **Materias Primas**

- Cortes estacionales de Gas Natural y Energía Eléctrica por competencia de las materias primas y energía eléctrica con el consumo doméstico.
- Incremento de los cargos en más de un 800%, instituido por la Resolución ENARGAS 1-1991/2011. Impacto de imposible "absorción" por las industrias afectadas.

▪ **Recursos Humanos**

- Diversificación / multiplicación de las negociaciones paritarias; la división del sindicalismo químico genera competencia económica en las negociaciones por el objetivo de prevalecer en la lucha por el poder.
- Conflictividad laboral elevada.
- Continuo y acentuado crecimiento del costo laboral en dólares afecta la competitividad de exportaciones.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 67 de 286

▪ Mercado

- Presiones OMC-plus de la OECD (Organización para la Cooperación y el Desarrollo Económicos) en materia de propiedad intelectual.

▪ Tecnología y know how



- Negociaciones comerciales asimétricas con Estados Unidos y CCG (Consejo de Cooperación del Golfo) u otras en el futuro.
- Creación de nuevas BNT basadas en cuestiones ambientales o regulatorias.

▪ Inversiones, financiamiento y marco regulatorio

- Subsiste una calificación crediticia desfavorable (riesgo país).
- Esquema tributario distorsivo (ej. Impuesto al débito y crédito y Ganancia Mínima Presunta entre otras) que impactan en el capital de trabajo.
- Alto impacto en costo de las regulaciones técnicas del sector (registros, autorizaciones, cumplimientos informativos, etc.).
- Demoras en la devolución del IVA y reintegros a las exportaciones que afectan Capital de Trabajo.
- Recargos a las exportaciones.

3.1.2 Radiografía interna.

El análisis interno consiste en la identificación y evaluación de los diferentes factores o elementos que puedan existir dentro de la empresa. El objetivo de realizar el análisis interno es conocer los recursos y capacidades con los que cuenta la empresa, y de esta forma poder identificar sus fortalezas y debilidades, para así establecer objetivos en base a dichos recursos y capacidades, y formular estrategias que le permitan potenciar o aprovechar dichas fortalezas, y reducir o superar dichas debilidades.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 68 de 286

Fortalezas:

- **Industria Química y Petroquímica en Argentina**
 - Posición y experiencia de la industria en Argentina, existencia de recursos tecnológicos y humanos capacitados.
 - La industria creció y se aprovechan las condiciones propicias que se presentaron.
 - Estricto cumplimiento a normativas regulatorias vigentes.



- **Materias Primas**
 - Nuestra petroquímica está basada en gas natural, y esto genera ventajas competitivas frente a otros países que usan cortes líquidos.
 - Existencia de reservas y recursos de materias primas hidrocarburíferas de extracción convencional y no convencional.
 - Uso de materia prima alternativa (Dióxido de Carbono), nos posiciona con cierta ventaja en la industria.

- **Recursos Humanos**
 - Adecuada disponibilidad de recursos humanos con buen valor técnico.

- **Mercado**
 - Mercado regional de escala (Mercosur).

- **Tecnología y know how**
 - Tecnología adecuada a las demandas actuales del mercado.
 - En general buenas posibilidades de acceso.

- **Inversiones, financiamiento y marco regulatorio**
 - Cuando aparecen las oportunidades de crecimiento se aprovechan mediante reinversión de utilidades.
 - Cumplimiento estricto del marco regulatorio vigente.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 69 de 286

Debilidades:



- **Industria Química y Petroquímica en Argentina**
 - Estructura productiva incompleta por baja integración vertical.
 - Obsolescencia de algunas instalaciones productivas.
 - El retroceso de la participación de las empresas de capital nacional sitúa a los centros de decisión más importantes fuera del país y obliga a competir por la localización de las inversiones con otras alternativas.
 - La existencia de un programa promocional del sector.

- **Materias Primas**
 - Reservas actuales de Gas Natural de explotación convencional insuficientes para soportar nuevos proyectos productivos.
 - Mejora de la infraestructura en el midstream.
 - Pérdida de valor de los contratos de abastecimiento en firme.

- **Recursos Humanos**
 - Falta de equilibrio en la negociación con el sector sindical amenaza la competitividad y productividad.
 - Perspectivas de escasez de RRHH especializados ante la posibilidad de una demanda “acelerada” de ellos.
 - Bajo nivel de productividad en comparación con economías de competencia internacional.

- **Mercado**
 - Mercado interno reducido. No permite la instalación de plantas a escala internacional
 - Distancia a los grandes mercados internacionales impone costos logísticos elevados

- **Tecnología y know how**
 - Insuficiente interrelación con el sector científico y académico.
 - Insuficiente desarrollo de las capacidades en I&D en las empresas.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 70 de 286

▪ **Inversiones, financiamiento y marco regulatorio**

- Inexistencia de un programa promoción industrial del sector.
- Escasa presencia de las empresas del sector en el mercado de capitales local.

3.2 Análisis global y local del Metanol

El metanol es un commodity que además de Chile se produce en Canadá, Trinidad y Tobago, Estados Unidos y Nueva Zelanda, entre otros países. El metanol se comercializa a través de contratos de largo plazo que es el más utilizado por las empresas como Methanex. Estos acuerdos pueden renegociarse mensualmente, en virtud de la variación del mercado spot, o bien responden a un suministro de largo plazo donde el precio de mercado en la fecha de venta es el factor determinante.

Aunque en menor medida, este producto también se transa al contado con entrega inmediata, es decir, en un mercado spot, al que recurren usuarios pequeños o bien en estos momentos por las compañías que tienen problemas para cubrir sus compromisos.

A continuación, se describe más detalladamente el mercado internacional y Nacional de este producto.



3.2.1 Metanol en Latinoamérica

La producción de metanol requiere una relación molar de hidrógeno a monóxido de carbono en el gas de síntesis cercana a 2. La tecnología de obtención a partir de dichas mezclas gaseosas ha evolucionado y hoy las tecnologías dominantes (Lurgi, ICI) trabajan a baja presión (50 a 100 atm), pero existen muchas unidades que aun operan a alrededor de 300 atm.

La capacidad mundial de metanol es de 35 millones de toneladas por año, de las cuales un 15 % están radicadas en América Latina (excluida Trinidad y Tobago, que por sí solo tiene 3 millones de toneladas/año de capacidad).

Las Plantas petroquímicas existentes en Sudamérica se encuentran en Argentina, Colombia, Venezuela, Trinidad y Tobago, Brasil y Chile; la mayor parte de la industria petroquímica está ubicada en la Costa Atlántica. La Industria petroquímica en la Costa del Pacífico es casi inexistente (Ver **Figura 22**).

En países tales como Brasil y Colombia, donde se utiliza el terepialato de di metilo (DMT) en la producción de fibras poliéster y resinas PET, suelen existir pequeñas unidades que recuperan el metanol coproducido durante la poli condensación con etilenglicol y que significan una fuente

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 71 de 286

adicional de dicho insumo. Dichas plantas no han sido incluidas, al no aportar mayormente al total de la capacidad instalada en la región.

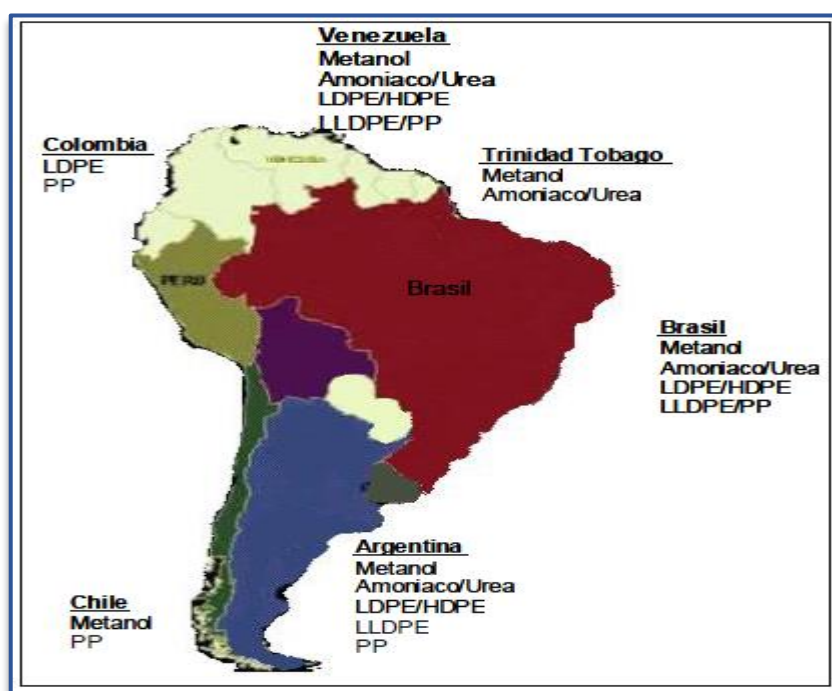




Figura 22

La capacidad de metanol en América Latina se puede apreciar en la **Tabla 4:**

<i>País</i>	<i>Empresa</i>	<i>Localización</i>	<i>Capacidad (Mt/a)</i>
Argentina	YPF	Plaza Huincul	400
Argentina	ALTO PARANÁ (EX RESINFOR METANOL)	Puerto General San Martín	50
Brasil	METANOR	Cama cari	83
Brasil	PROSINT	Rio de Janeiro	160
Chile	METHANEX	Punta Arenas	2930
Venezuela	METOR	José Anzoátegui	750
Venezuela	SUPERMETANOL	José Anzoátegui	770
México	PEMEX	Independencia	172
Total			5315

Tabla 4

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 72 de 286

La primera unidad de METHANEX es de tecnología BASF (Capacidad: 895 Mtn/año), mientras que la segunda y tercera (Capacidad: 997 Mtn/año y 1040 Mtn/año respectivamente) son de ICI. La de YPF es de tecnología LURGI, y las de Venezuela de Mitsubishi (Metor) y Ecofuel (Supermetanol). Pemex tiene dos unidades, una de 150 Mtn/año de LURGI y la menor de LUMMUS. En Brasil, la planta de Metanor es tecnología ICI (Alta presión).

3.2.2 Metanol en Argentina.

La industria petroquímica argentina se ha constituido en uno de los sectores más pujantes del país y pilar para el desenvolvimiento en los últimos 40 años.



Por sus características de inserción en otras cadenas productivas, los productos petroquímicos básicos, sus intermediarios y finales son claves en el desarrollo de la competitividad del resto de la economía, constituyéndose en un importante eslabón del sistema productivo industrial del país.

Hay pocas cadenas industriales que puedan identificarse con una inserción tan profunda en cada uno de los eslabones del aparato productivo de nuestro país (en la siguiente sección se verá la estructura funcional de la industria). Los derivados de las materias primas petroquímicas son indispensables para asegurar la disponibilidad, calidad, preservación y confort en comunicaciones, salud, vivienda, vestimenta, alimentación, transporte y en general para la gran mayoría de los productos y servicios de la sociedad actual.

Por su parte, el Metanol es uno de los combustibles sustitutos para camiones y colectivos. Entre las ventajas del metanol para ser usado como combustible de vehículos, se destacan su bajo grado de contaminación, su menor inflamabilidad respecto a la gasolina, y su alto octanaje. En economías de escala, el metanol es producido, distribuido y vendido a los consumidores a precios competitivos con la gasolina.

3.2.2.1 Producción de Metanol

El metanol es un componente de muchos solventes y se utiliza en la fabricación de ácido acético, pinturas, barnices, anticongelantes, etc. Por lo que su elaboración es de suma importancia en toda la industria petroquímica Argentina. Su producción y comercialización según datos del INDEC se pueden apreciar en el **Gráfico 2**, además se puede apreciar la variación porcentual en cuanto a la producción en la **Tabla 5**:

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 73 de 286

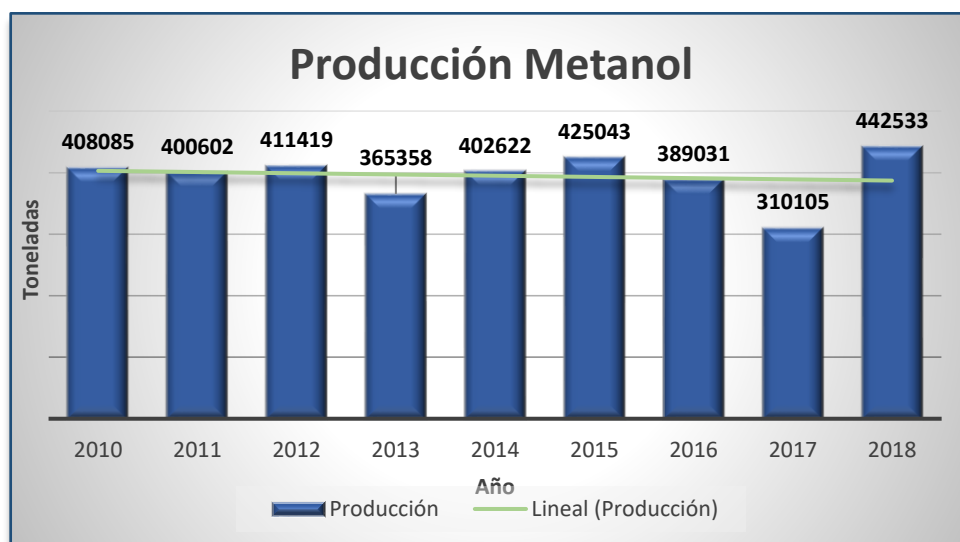


Gráfico 2



Variación Porcentual	
2011/2010	-1,8
2012/2011	2,7
2013/2012	-11,2
2014/2013	10,2
2015/2014	5,6
2016/2015	-8,5
2017/2016	-20,3
2018/2017	42,7

Tabla 5

En el año 2018 la producción de metanol en Argentina aumento un 42,7 %, con respecto al año 2017, como se puede ver en la siguiente **Tabla 6**:

	2017 (Toneladas)	2018 (Toneladas)	Var.% 18/17
Producción	310.105	442.533	42,7
Ingreso desnaturalización	49.420	59.790	24
Total	359.525	502.323	66,7
Exportación	6.143	346.347	2408,9
Importación	72.510	203.367	-72,2

Tabla 6

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 74 de 286



La distribución Mensual por tipo y por origen- Año 2017-2018 en kilogramos de Metanol se puede apreciar en la **Tabla 7, Tabla 8 y Gráfico 3:**

PRODUCCIÓN			
DETALLE	2017	2018	Var.%18/17
Enero	28.392.939	32.685.954	15,1
Febrero	16.831.196	31.095.982	84,8
Marzo	36.573.367	34.487.458	-5,7
Abril	48.982.264	30.433.452	-37,9
Mayo	29.564.614	58.918.460	99,3
Junio	13.469.558	28.816.422	113,9
Julio	14.717.813	43.357.151	194,6
Agosto	79.220	33.909.749	42.704,5
Septiembre	24.349.190	32.023.935	31,5
Octubre	33.655.706	34.220.847	1,7
Noviembre	26.816.069	46.510.483	73,4
Diciembre	36.673.391	36.073.214	-1,6
Total Anual	310.105.327	442.533.1107	42,7

Tabla 7

INGRESO POR DESNATURALIZACIÓN			
DETALLE	2017	2018	Var.%18/17
Enero	4.563.496	4.148.579	-9,1
Febrero	2.770.683	5.758.000	107,8
Marzo	6.678.090	4.172.000	-37,5
Abril	3.843.307	5.172.000	42,0
Mayo	3.053.110	5.456.281	69,4
Junio	4.174.575	5.595.744	34,0
Julio	3.613.370	9.411.996	160,5
Agosto	2.786.629	4.694.026	68,4
Septiembre	3.828.424	3.572.760	-6,7
Octubre	5.21.040	4.965.000	-4,8
Noviembre	7.892.579	4.464.764	-43,4
Diciembre	1.000.000	2.379.000	137,9
Total Anual	49.420.303	59.790.150	21,0

Tabla 8

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 75 de 286

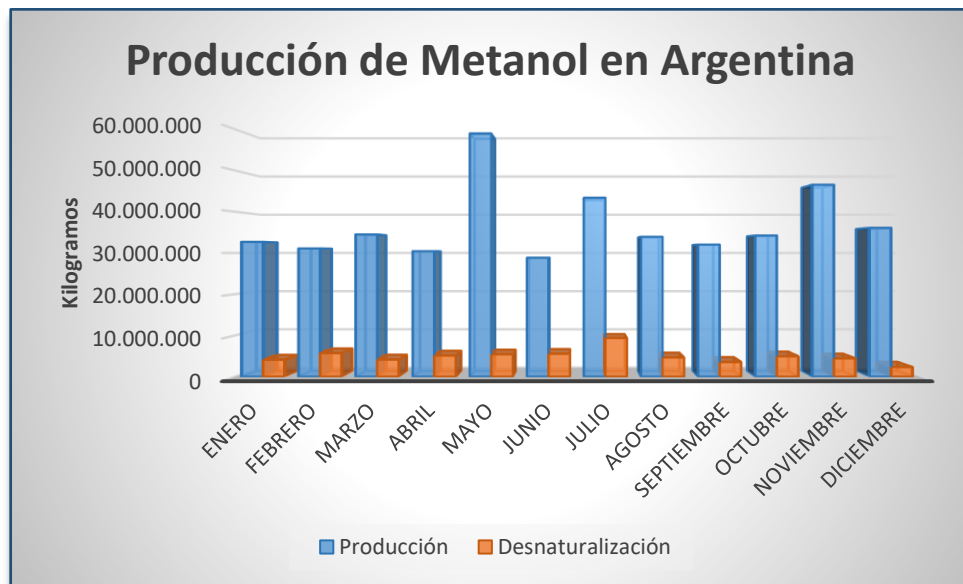




Gráfico 3

3.2.2.2 Exportaciones Argentinas de Metanol

Los kilos exportados por mes en 2017/2018 se puede ver en la **Tabla 9** y la distribución por país se puede ver en el **Gráfico 4**:

EXPORTACIÓN			
DETALLE	2017	2018	Var.%18/17
Enero	510.104	774.190	51,8
Febrero	450.190	7.010.000	1.457,1
Marzo	480.000	32.213.811	6.611,2
Abril	510.400	10.798.000	2.015,6
Mayo	450.000	12.714.039	2.725,3
Junio	240.582	613.190	154,9
Julio	450.029	6.390.238	1.320,0
Agosto	382.446	14.985.498	3.818,3
Septiembre	772.190	17.358.000	2.147,9
Octubre	592.000	25.093.584	4.138,8
Noviembre	739.108	17.377.630	2.251,2
Diciembre	566.427	8.808.000	1.455,0
Total Anual	6.143.476	154.136.180	2.408,9

Tabla 9

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 76 de 286

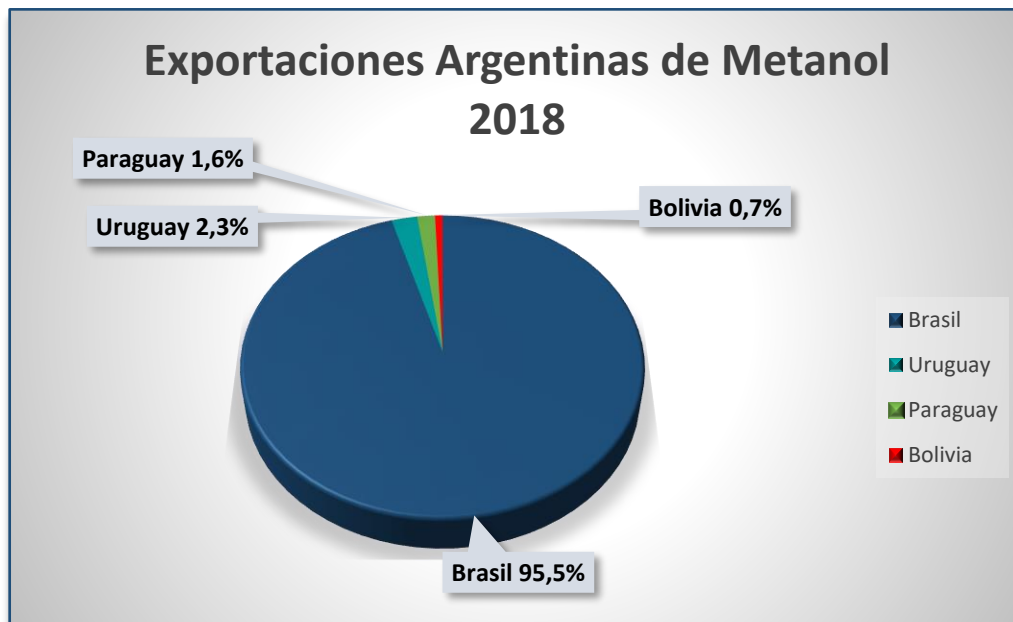




Gráfico 4

3.2.2.3 Importaciones Argentinas de Metanol

El detalle de importación de Metanol se puede ver en la **Tabla 10**:

IMPORTACIÓN			
DETALLE	2017	2018	Var.%18/17
Enero	158	14.793	9.262,7
Febrero	3.160	9.549	202,2
Marzo	2.165	4.391.819	202.755,4
Abril	3.685	2.648	-28,1
Mayo	6.522.139	14.134	-99,8
Junio	4.504.001	1.267.399	-71,9
Julio	24.760.123	12.324.445	-50,2
Agosto	24.411.922	5.959	-100,0
Septiembre	12.295.846	2.097.980	-82,9
Octubre	5.396	12.942	139,8
Noviembre	1.800	8.531	373,9
Diciembre	-	7.068	-
Total Anual	72.510.395	20.157.267	-72,2

Tabla 10

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 77 de 286

3.3 Estudio de mercado

3.3.1 Características del mercado consumidor

Si bien Latinoamérica se encuentra muy lejos de los mercados líderes del metanol, la industria regional de los biocombustibles podría elevar sensiblemente la demanda de metanol de cara al futuro. Por ejemplo, *Methanex Chile vislumbra un incremento en la demanda de metanol para elaborar biodiesel dentro de la región.*

A nivel mundial del mercado de Metanol, a la cabeza están los chinos (que representan un 45% del total), y luego se ubican el Pacífico asiático (22%), Europa (20%) y Norteamérica (13%). Latinoamérica tiene una participación muy pequeña, pero en ascenso.

Hasta 2010 el consumo estaba impulsado por los usos tradicionales (los formaldehídos, el ácido acético, los solventes, Biodiesel y el PET (TerePiealato de polietileno), etc.). Desde entonces, hay productos nuevos que han permitido que el precio se vincule más con usos alternativos. La demanda crecerá hasta 2016 alrededor de un 7,5%. Y la mayor capacidad instalada de biodiesel en países como Brasil ofrece perspectivas auspiciosas para la exportación a dicho país. En América Latina se observa la siguiente información (Ver **Tabla 11**) en cuanto al consumo aparente del mismo:



País	Producción MTn/año	Importación MTn/año	Ventas Externas MTn/año	Consumo aparente MTn/año	Consumo per cápita (Kg/hab)
ARGENTINA	396	0,92	195	201	4,9
BRASIL	233	261	0	494	2,8
CHILE	2925	0	2850	75	5,0
VENEZUELA	1337	0	1082	255	10,2
MÉXICO	169	259	2	426	4,1
TOTAL	4822	550	3978	1394	

Tabla 11

La producción de metanol, se halla distribuida en grandes plazas con enormes proyectos, pero no está previsto que entren en servicio nuevas plantas productivas hasta 2016, por lo que la suba del consumo se cubrirá mayormente con pequeños emprendimientos, o mejoramiento de la capacidad de producción de las plantas ya existentes (Como es el caso de nuestro proyecto).

3.3.2 Comercio del Metanol

3.3.3.1 Valores de Metanol en el mercado

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 78 de 286

El metanol es un producto que se comercializa internacionalmente. Los precios del metanol han sido históricamente cíclicos y sensibles a la capacidad total de producción respecto de la demanda, el precio de la materia prima (gas natural o carbón principalmente), los precios de la energía y las condiciones económicas generales. Los precios actuales de metanol son (Ver **Tabla 12**):

Precio Metanol (U\$S por Tonelada)	
	2019
China	518
Estados Unidos	404
Europa	315
Asia	295
Corea de Sur	179
América del Sur	400
Canadá	170



Tabla 12

Nota: El precio promedio del metanol al día 01-07-2019 es de U\$S 442 por tonelada. Este valor se utiliza en el estudio financiero del proyecto.

Los precios del metanol en los Estados Unidos, Europa y Asia-Pacífico se han mantenidos en gran medida muy similares entre sí. La mayoría del metanol vendido en el mundo tiene un precio de referencia a diversos precios de contrato regionales publicados a los que se les puede aplicar descuentos. Si bien existe un mercado spot significativo en Asia, el mercado spot en Europa, América del Norte y América Latina es relativamente pequeño en relación al volumen total de comercialización de metanol. La producción de metanol a nivel mundial es actualmente (Ver **Tabla 13** y **Gráfico 5**):

Sumario de producción				
Miles de toneladas	Capacidad de Producción Anual	Capacidad de Operación Anual	2018	2017
			Producción	Producción
Nueva Zelanda	2.430	2430	1.606	1943
Geismar (USA)	2000	2000	2078	1935
Trinidad-Atlas (63,1% interés)	2000	2000	1702	1768
Egipto (50% interés)	630	630	613	534
Canadá- Medicine Hat	600	600	600	593
Chile - I and IV	1.720	880	612	414
Total	9.380	8.540	7211	7187

Tabla 13

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 79 de 286

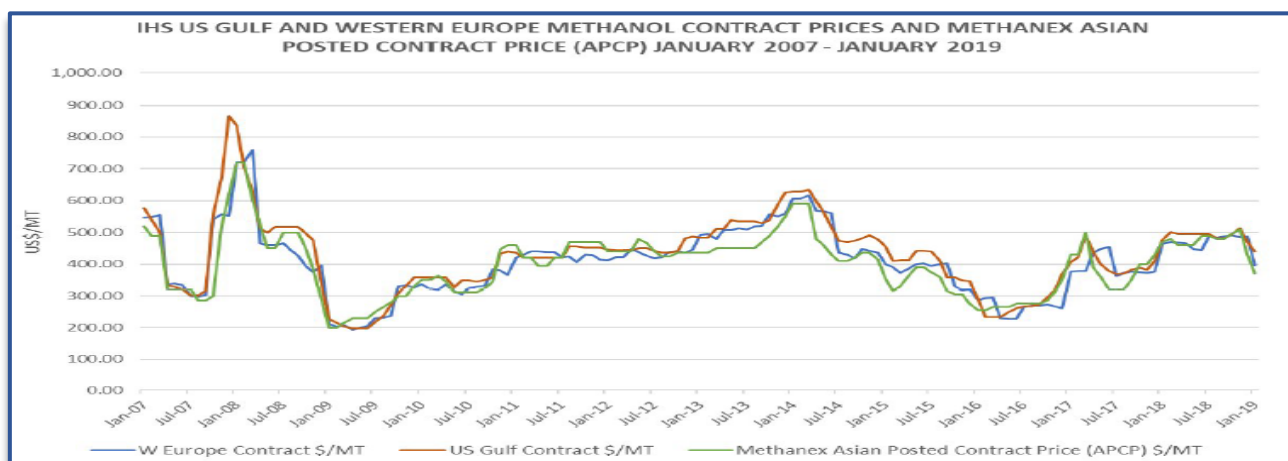




Gráfico 5

3.3.3.2 Consumo Aparente Del Metanol en Argentina

En el caso concreto de Argentina, la tendencia en los últimos 10-15 años en el caso del consumo aparente de Metanol, ha sido en alza, debido al incremento de la demanda de los derivados del mismo, como, por ejemplo, la producción de biodiesel ha crecido en cierta medida en los últimos años. Se puede ver la tendencia en la **Tabla 14** y **Gráfico 6**:

Año	Producción(Tn)	Importación(Tn)	Exportación(Tn)	Consumo aparente(Tn)
2003	158030	29787	44398	143.419
2004	447810	14265	291107	170.968
2005	444601	57	295316	149.342
2006	379.099	74	239.671	139.502
2007	376.657	70	223.729	152.998
2008	398.587	91	192.414	206.264
2009	319.482	81	79.602	239.961
2010	408.085	35.033	79.279	363.839
2011	400.602	30.554	37.381	393.775
2012	411.419	10.094	42.697	378.816
2013	365.358	7.403	42.438	330.323
2014	402.622	9.869	78.667	333.824
2015	425.043	84.725	173.682	336.086
2016	389.031	48.446	13.364	424.113
2017	310.105	75.510	6.143	-
2018	442.533	20.157	154.136	-

Tabla 14

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 80 de 286

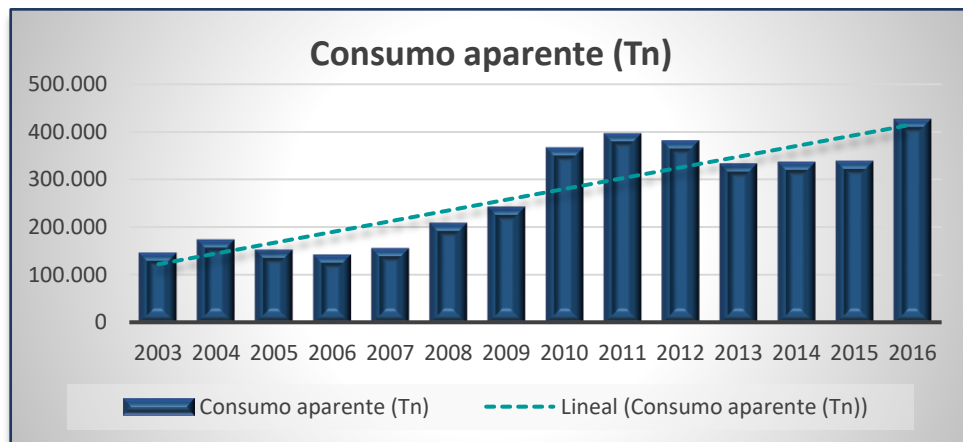


Gráfico 6

Si analizamos el consumo aparente para los productos petroquímicos de nuestro interés (Metanol, y sus derivados, como son el Formaldehído, Biodiesel y MTBE), arroja un valor levemente superior a la producción. Esto se debe a que las importaciones en volumen superan a las exportaciones. Un dato interesante es el que resulta de dividir el consumo aparente por la población de los seis países productores (400 millones de habitantes). El consumo aparente de la región (En base a los 50 productos petroquímicos más utilizados) es entonces de 100 Kg/hab. Un valor fácil de recordar.



3.3.3.3 Distribución de la demanda del Metanol

Para comprender mejor las cifras anteriores, importa analizar los datos correspondientes a los principales derivados del metanol. Los más importantes, que en conjunto representan el 70% del total mundial, son el Formaldehído, el MTBE y el biodiesel, que serán objeto del análisis por separado.

En función de las capacidades de los principales derivados de metanol formaldehído, MTBE, TAME (teramil metil éter — producto similar al MTBE para el cual existe producción en Argentina) y DMT se ha llegado a establecer el perfil de consumo aproximado siguiente (en %, ver **Tabla 15**):

<i>Demanda de Metanol En Argentina</i>	
Biodiesel	55 %
Formaldehído (y sus derivados)	20 %
TAME	14 %
Solvente	6 %
MTBE	5 %

Tabla 15

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 81 de 286

En el caso de América Latina, la demanda de metanol, para la producción de estos productos viene dado por la **Tabla 16**:

<i>País</i>	<i>Formaldehido (%)</i>	<i>MTBE + TAME (%)</i>	<i>Biodiesel (%)</i>	<i>DMT (%)</i>	<i>Otros (%)</i>
ARGENTINA	20	19	55	0	6
BRASIL	20	25	35	5	15
CHILE	75	0	10	0	15
VENEZUELA	15	70	10	0	5
MÉXICO	15	30	15	25	15

Tabla 16

Chile y en menor medida Brasil, poseen una fuerte demanda de formaldehído, mientras que en Argentina domina la producción de MTBE y Biodiesel, y en Venezuela el MTBE y TAME. Cabe señalar que dentro de otros se ha incluido la producción de metil-aminas, metacrilato de metilo (MMA) y la formulación de solventes. En cambio, no aparece un uso importante del metanol a nivel mundial: La producción de ácido acético por carbonilación de metanol, ya que ese proceso no se usa en ninguna planta en América Latina.



3.3.3 Mercado de derivados del Metanol

Dentro del mercado consumidor en América Latina podemos encontrar los principales productores de los derivados del Metanol. Se estudiarán cada uno por separado:

3.3.2.1 Formaldehído

El formaldehído, también conocido como formol, es un producto gaseoso que se comercializa principalmente en soluciones acuosas (La formalina, que va desde un 37% hasta un 55%). Las capacidades y producciones de formaldehído se expresan normalmente como si todo fuera al 37%. Se obtiene por oxidación de metanol con dos sistemas catalíticos alternativos, ambos muy usados (plata y molibdato férrico).

El formaldehído es probablemente el producto petroquímico con mayor cantidad de productores por país, por lo que se ha preferido indicar la capacidad total y nombrar a los productores (salvo en México) en orden decreciente de su tamaño (ejemplo: en Brasil el mayor productor es Synteko). En la **Tabla 17**, las capacidades están expresadas como formaldehído 37%:

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 82 de 286

<i>País</i>	<i>Productores</i>	<i>CAP(Mt/a)</i>
ARGENTINA	Alto Paraná (Ex Resinfor Metanol), Resinas Concordia, Atanor.	30
BRASIL	Synteko, Copenor, Borden Qca., Elekeiroz, Atofina Dynea, Royalplas, Shenectady Crios, Sulana	700
CHILE	Oxiquim, Georgia Pacific, Resina Bio-Bio.	200
COLOMBIA	Interquim	S.D*
VENEZUELA	Oxinova, Intequim, Resimón.	110
MÉXICO	Adhesivos, Formoquimia, Delgar, Rexcel, Soquimex, Mallinckrodt, Q.B., Neste, Ind. Qca. Pacífico	182
TOTAL		1296

Tabla 17

La producción de Formaldehído en argentina hasta 2016 se puede apreciar en el **Gráfico 7**:

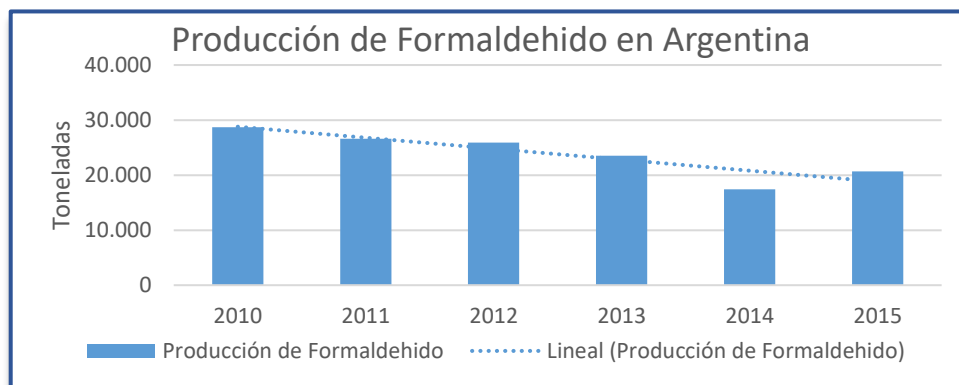




Gráfico 7

3.3.2.2 Biodiesel en Argentina

Desde 2007 Argentina ha experimentado un crecimiento en la producción de biocombustibles. Los motivos base para el fomento de la elaboración de combustibles a través de biomasa no son tan claros como en otros países de la región. En algunos casos, no se lo vincula directamente al reemplazo del uso de combustibles fósiles ni con el peligro de desabastecimiento interno, sino más bien con demandas dirigidas a maximizar el valor agregado de la soja. De esta forma se busca aprovechar el desarrollo de la industria aceitera, la oportunidad para abastecer mercados externos y las diferencias en los aranceles de los derechos a la exportación para biocombustibles vigentes hasta agosto de 2012.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 83 de 286

Actualmente la totalidad de la producción argentina de biocombustibles se realiza principalmente sobre la base de aceite de soja (biodiesel) y un mínimo porcentaje sobre la caña de azúcar (bioetanol).

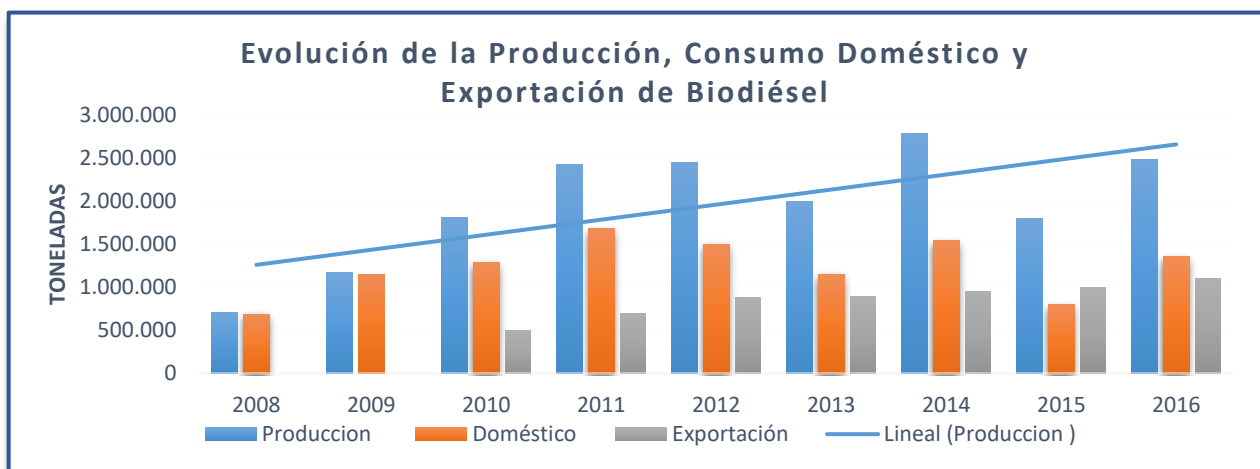


Gráfico 8



La tendencia que se muestra en el **Gráfico 8**, nos muestra que el incremento de la producción de Biodiésel en Argentina puede brindar una buena oportunidad para insertar la nueva cantidad de Metanol en el mercado interno.

3.3.2.3 Metil-Ter-Butil-Eter

El MTBE es un producto muy utilizado en la formulación de gasolinas por sus propiedades antidetonantes y alto octanaje. Es su uso principal, aunque puede servir como una fuente de isobutileno si se produce la reacción inversa a su formación. Esta requiere de dos materias primas, el isobutileno y el metanol. La capacidad mundial de MTBE es de 25 millones de toneladas anuales, casi la mitad localizada en Estados Unidos, donde están comenzando a prohibir su uso en varios estados (California, por ejemplo).

Actualmente, MTBE es el aditivo excluyentemente usado en Argentina, aunque por las características contaminantes que presenta su uso se está restringiendo en el mundo y seguramente será prohibido en los próximos años para ser reemplazado por otro tipo de compuestos oxigenados como el etanol.

La tendencia actual es utilizar etanol absoluto como sucedáneo del antidetonante MTBE en concentraciones de hasta 10% en volumen, tal como recomienda la Agencia de Protección Medioambiental de Estados Unidos (US EPA).

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 84 de 286

Por todas estas razones sería muy lógico pensar que el mercado del MTBE de cara al futuro no trae aparejados beneficios para la industria del Metanol, ya que la tendencia mundial es la disminución de la producción.

La capacidad de MTBE en Argentina se muestra en la **Tabla 18**:

Producción de MTBE Argentina			
Empresa	Localización	Capacidad Instalada (Tn/a)	Tecnología
YPF S.A.	Luján de Cuyo (Mza)	48000	UOP
CARBOCLOR S.A.	Campana (Bs. As.)	33000	IFP

Tabla 18

Nota: Las cantidades de MTBE producidas pueden ser sensiblemente menor, debido a la demanda decreciente de este producto.

Y en América Latina es La siguiente (Ver **Tabla 19**):

País	Empresa	Localización	Capacidad (Mt/a)
Brasil	Braskem	Camacari	163
Brasil	Copesul	Triunfo	115
Brasil	Petrobras	Varias	270
Venezuela	Superoctanos	Jse Anzoategui	600
México	Pemex	Varias	344
Total			1492

Tabla 19

3.3.4 Clientes

- **ALTO PARANÁ (EX RESINFOR METANOL)**

Localización: San Lorenzo (Argentina)

Productora Formaldehido

- **RESINAS CONCORDIA**

Localización: Concordia (Argentina)



Productora Formaldehido

- **YPF S.A.**

Localización: Ensenada (Bs. As.)

Capacidad: 60000 tn/a

Productora MTBE

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 85 de 286

- **YPF S.A.**

Localización: Luján de Cuyo (Mza)

Capacidad: 48000 tn/a

Productora MTBE

- **CARBOCLOR S.A.**

Localización: Campana (Bs. As.)

Capacidad: 33000 tn/a

Productora MTBE

3.3.4.1 Posibles Clientes

- **INTERQUIM**

Localización: Antioquia (Colombia)

Productora Formaldehido

- **SHENECTADY CRIOS**

Localización: San Pablo (Brasil)

Productora Formaldehido

- **COPEL**

Localización: Triunfo



Capacidad: 115 mt/a

Productora MTBE

- **SYNTEKO**

Localización: Alto Feliz (Brasil)

Productora Formaldehido

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 86 de 286

- **COPENOR**

Localización: Camacari (Brasil)

Productora Formaldehido

- **BORDEN QUIMICA**

Localización: San Pablo (Brasil)

Productora Formaldehido

- **ELEKEIROZ**

Localización: San Pablo (Brasil)

Productora Formaldehido

- **ATOFINA DYNEA**

Localización: Aracaurias (Brasil)

Productora Formaldehido

- **PETROBRAS**

Localización: Varias (Brasil)

Capacidad: 270 mt/a

Productora MTBE



3.3.5 Mercado Competidor

Las principales plantas productoras de metanol:

- **METANOR**

Localización: Cama cari (Brasil)

Capacidad: 83 mt/a

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 87 de 286

- **PROSINT**

Localización: *Rio de Janeiro (Brasil)*

Capacidad: 160 mt/a

- **METHANEX**

Localización: *Punta Arenas (Chile)*

Capacidad: 2930 mt/a

- **METOR**

Localización: *José Anzoátegui (Venezuela)*

Capacidad: 750 mt/a

- **SUPERMETANOL**

Localización: *José Anzoátegui (Venezuela)*

Capacidad: 770 mt/a

- **PEMEX**

Localización: *Independencia (México)*



Capacidad: 172 mt/a

3.4 Proyecciones del consumo de Metanol

3.4.1 Materias Primas: Gas natural

3.4.1.1 Contexto energético internacional

El contexto energético mundial está cambiando de manera acelerada, resultado del incremento de producción de petróleo y gas en los Estados Unidos, así como la extendida utilización de tecnologías amigables con el medio ambiente como eólica y solar, la disminución del uso de la energía nuclear y el desarrollo de los yacimientos no convencionales de gas natural, entre otros aspectos.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 88 de 286

Una de las circunstancias que están causando mayor impacto, hace referencia al cambio en los flujos de comercio de hidrocarburos en Norteamérica, promovidos por la mayor producción de petróleo de alta calidad y de gas natural no convencional, cuyo resultado ha sido una disminución de los precios particularmente del gas natural y de electricidad, promoviendo con ello una industria más competitiva.

Si bien, los precios del gas vienen decreciendo en el continente americano, en Europa y Japón los mismos se han incrementado de forma exponencial, como consecuencia del bajo precio del carbón que se liberó en Estados Unidos y que viene sustituyendo al gas en el viejo continente. Lo anterior demuestra la fuerte interacción entre las diversas fuentes de energía sus mercados y precios a nivel mundial.

Indudablemente el gas natural atraviesa un periodo favorable, pues en todos los escenarios de prospectiva se aprecia una demanda creciente especialmente para generación de electricidad y como combustible industrial, independientemente de la localización geográfica, favorecido por menores emisiones de carbono frente al petróleo y el carbón.



Nuevas técnicas de exploración y de perforación de pozos han contribuido de manera decidida al aumento significativo de las reservas mundiales de gas y a una reducción de sus costos de producción reposicionando su competitividad y mayor disponibilidad del recurso, permitiendo la expansión de los mercados globales de GNL.

Una mirada a la evolución histórica de las reservas de gas natural señala que durante el periodo comprendido entre 1991 y el 2011, las reservas probadas crecieron a una tasa de 4.8% promedio año, pasando de 4,634.3 TPC a 7,360.9 TPC, totalizando una incorporación de 136.36 TPC por año durante los veinte años de análisis, con un aumento del 6.3% en términos absolutos con respecto a 2010, de acuerdo con lo presentado en el BP Statistical Review of World Energy 2012.

El continente americano participó con el 8.83% del total mundial, destacándose Norte América que aumentó 5.2% respecto del 2010, revirtiendo la tendencia decreciente que venía registrándose en la década de 1991 a 2001. Este aumento se debió esencialmente al inicio de explotación del shale gas o gas de esquisto de Estados Unidos.

La región de Suramérica y Centroamérica muestra una tasa de crecimiento medio del 3.6% en los 20 años de análisis con un mínimo de incremento entre el 2010 y el 2011 de tan sólo 1.6% totalizando 187.3 TPC de reservas probadas.

Evidentemente, la combinación de nuevas técnicas de perforación y el fracturamiento hidráulico han incrementado las tasas de incorporación de los últimos años, permitiendo el desarrollo de los recursos no convencionales traducido en la incorporación de recursos prospectivos a las reservas probadas. El **Gráfico 9** presenta un comparativo de la evolución de las reservas probadas de gas natural.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 89 de 286

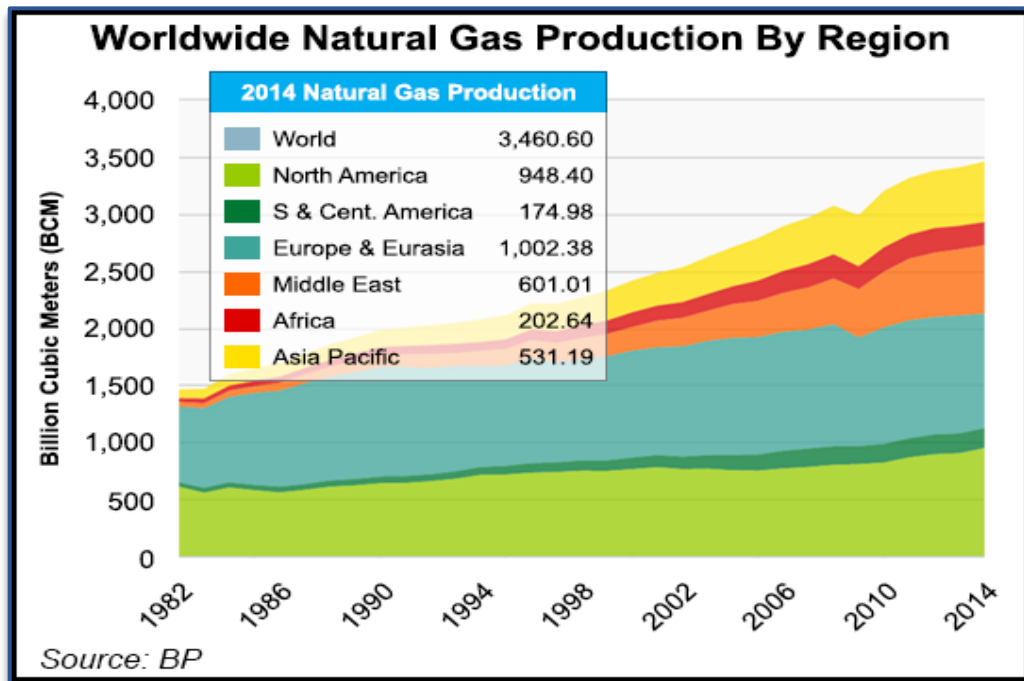




Gráfico 9

En cuanto al consumo a nivel mundial, este tiene un comportamiento similar al de la producción y se explica por el desarrollo del sector, efectuado a través de mercados regionales que se interconectaban a través de gasoductos. Esta situación ha cambiado con el desarrollo del mercado del Gas Natural Licuado (GNL) que ha permitido movilizar gas de países con grandes reservas a países con mayores consumos.

El consumo a nivel global creció un 2.2% en proporción al 2010, explicado básicamente por su uso en las regiones de Norteamérica, Europa - Eurasia y Asia - Pacífico los cuales representan aproximadamente el 80% del consumo mundial, valor que ascendió a 311.8 GPCD, 6.8 GPCD más que en 2010.

Durante el 2011, la región de Suramérica y Centroamérica demandó 0.4 GPCD más que en 2010 pasando de 14.6 a 15 GPCD, lo que representa un incremento de 2.9%. Su participación relativa correspondiendo al 4.8% de la demanda total mundial, la ubica como una de las regiones de menor demanda junto con la región africana, donde se utilizó en promedio 10.6 GPCD (Ver Gráfico 10).

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
				Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 90 de 286

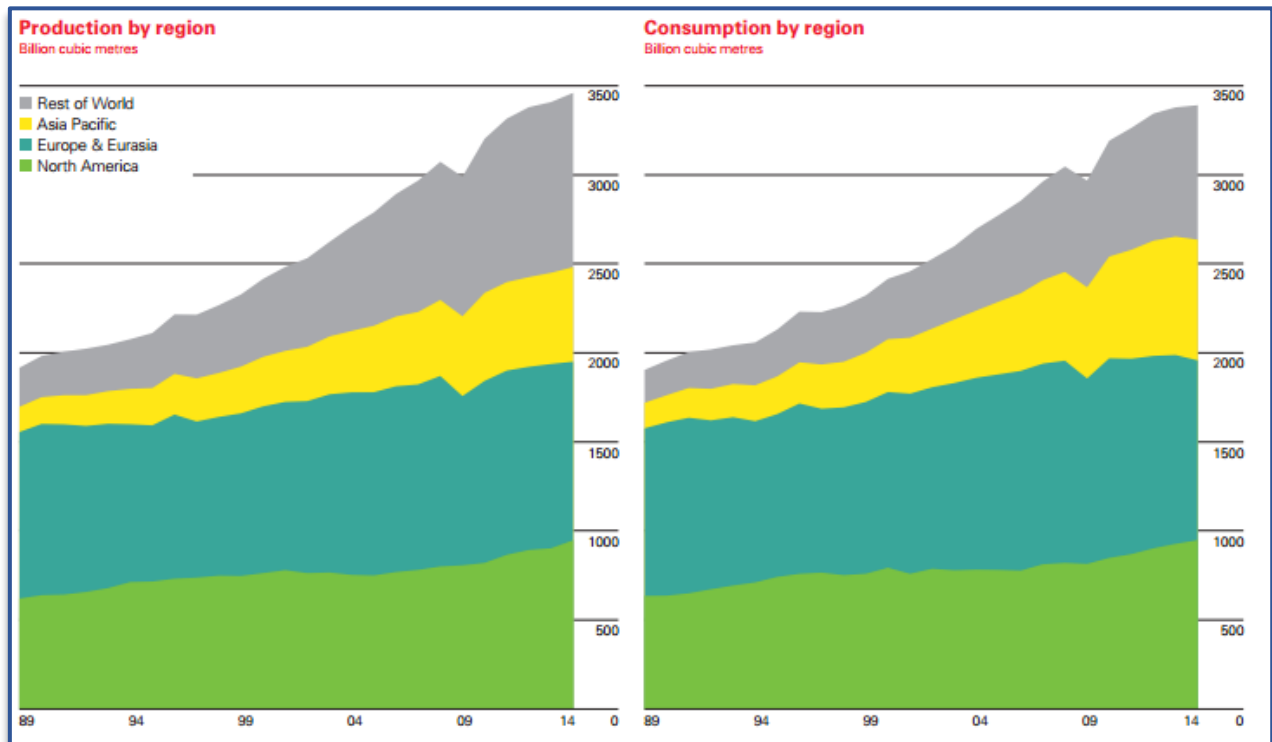




Gráfico 10

3.4.1.2 Balance de gas natural Nacional

Durante el ejercicio anual 2012, según el Boletín Energético de la Secretaría de Energía de la Nación, la oferta total de energía primaria fue equivalente a 83,7 millones de toneladas equivalentes de petróleo (TEP), 1,1% menos que el año anterior, de los cuales el 88,2% correspondió a los hidrocarburos petróleo, gas natural y carbón mineral, recursos estratégicos y naturales no renovables, mientras que los energéticos alternativos explicaron el 11,8% restante. El 86,4% de la oferta total de energía primaria provino de la producción nacional y el 13,6 % de la importación.

Al mercado interno (oferta interna) se destinaron 79,1 millones de TEP, 0,7% menos que el año anterior; 3,2 millones de TEP a exportación y bunker y 1,4 millones de TEP a energía no aprovechada, pérdidas y ajustes, que corresponden a la diferencia entre la oferta interna y la oferta total de energía primaria.

En la oferta interna de energía primaria los hidrocarburos participaron con el 87,6% de la misma: 54,1% gas natural, 32,6 % petróleo y 0,9% carbón mineral; correspondiendo el resto a la

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 91 de 286

participación del uranio (2,3%), de la hidro-energía (3,9%) y a otras formas de energía (6,2%) (Ver **Tabla 20**).



Oferta de energía primaria año 2014 (en miles de toneladas equivalentes de petróleo y porcentaje)	
Forma de energía	Gas natural
Producción	39.700
Importación	5487
Variación de Stock	0
Oferta total	45187
Exportación y Bunker	-7
No aprovechado	-85
Pérdidas	-915
Ajustes	-23
Oferta interna	44157
Part. %	54,1
Variación% (2014-2013)	-1,8
Fuente: elaboración en base a datos del Boletín Energético de Secretaría de Energía.	

Tabla 20

3.4.1.3 Consumo Gas año 2013-Demanda interna de gas natural

Según los datos operativos del Ente Nacional Regulador del Gas (ENARGAS), la demanda interna de gas natural entre enero y noviembre de 2013 fue de 39.444,3 millones de m³, registrando un aumento de 2,8% en relación a igual período del año anterior.

Los principales incrementos se registraron en los sub-distribuidores (12,2%), las industrias (5,5%), los usuarios residenciales (5%) y los comercios (3,8%), mientras que los organismos públicos aumentaron 1%, y las centrales térmicas y el gas natural comprimido (GNC) disminuyeron 0,9% y 1,4%, respectivamente. Los principales usuarios consumidores fueron las centrales térmicas (32,5%), las industrias (28,4%) y los residenciales (25,8%), mientras que el GNC, los comercios, los SDB y los entes oficiales participaron con 6,4%, 3,3%, 2,5% y 1,1%, respectivamente (Ver **Gráfico 11**).

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 92 de 286

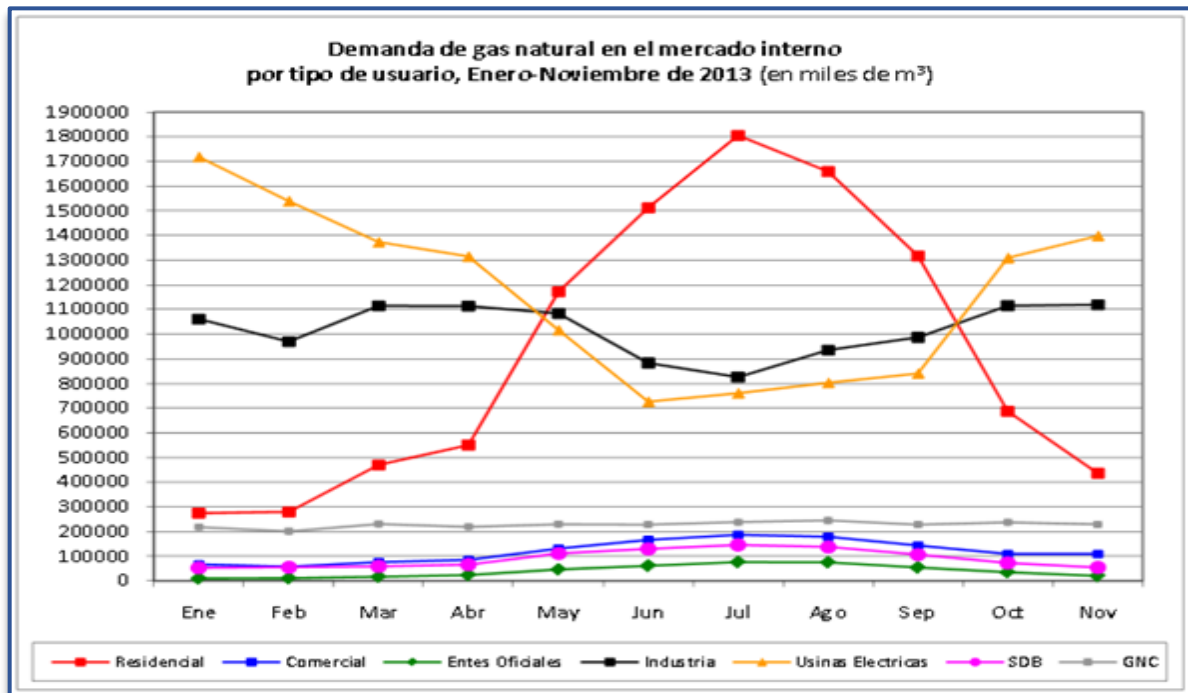


Gráfico 11



3.4.1.4 El gas Natural en Neuquén

Analizando los primeros 6 meses del 2014, observamos una nueva tendencia en la disponibilidad de gas natural de producción local. Se observan desde fines de 2013, incrementos de inyección de gas natural convencional y no convencional que permiten mostrar incremento en volúmenes disponibles de gas en el 2014 si lo comparamos con el 2013.

Lo destacable es, que en los últimos años la tendencia era totalmente contraria con detrimentos en los niveles de producción sostenidos. Considerando los datos del 2014, observamos un aumento del 0.6% de aumento, pero no debemos dejar de mencionar el evento técnico que puso fuera de operación a Cañadón Alfa durante algunos días perjudicando los volúmenes inyectados. Sin este evento fortuito el crecimiento sería superior al 2%.

Analizando en detalle el crecimiento, la cuenca Neuquina es el motor de la mayor producción de gas natural producto de las mayores inversiones, especialmente de la empresa YPF. Al desagregar los volúmenes por empresa, se nota claramente el incremento de inyección de la empresa con participación estatal.

A continuación, se presenta el gráfico mensual, de los últimos 8 meses, donde se observa el fuerte incremento de producción en cuenca neuquina (Ver **Gráfico 12**).

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 93 de 286

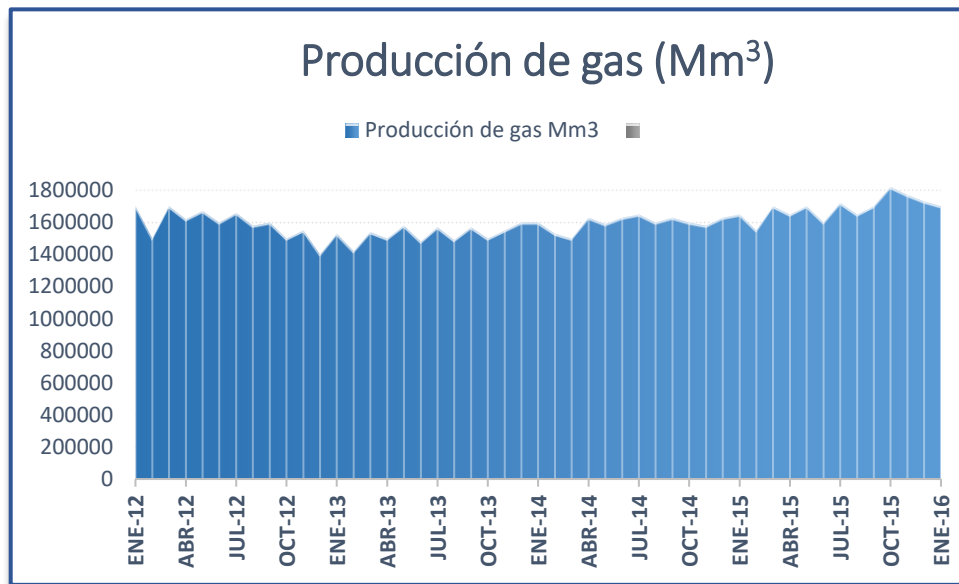




Gráfico 12

Se cree que esta tendencia se mantendrá y permitirá suplir el crecimiento sin recurrir a mayores necesidades de importaciones de GNL, en escenarios de crecimiento moderados, durante los próximos años.

3.4.2 Industria Petroquímica Argentina

El crecimiento del mercado interno de los principales productos petroquímicos rondará el 100 % para 2020, lo que equivale a una tasa de crecimiento anual del 5.5 %, para poder afrontar este crecimiento deberán ampliarse capacidades y será necesario contar con disponibilidad de materia prima. De no encararse las expansiones necesarias para satisfacer la demanda, se deberá importar producto en forma creciente desde 2015. El impacto estimado sobre la balanza comercial es de 3000 MU\$S, pero debemos recordar que ya en 2010 fue de 700 MU\$S. El tiempo que media en concretar un proyecto desde su concepción hasta la puesta en marcha oscila entre cuatro y seis años.

Reformularse para crecer de manera sostenible el crecimiento previsto para esta cadena, generado en gran medida por la fuerte tracción que hará el resto de la economía, requiere una adaptación de la misma, tanto en capacidad productiva como en una configuración de la producción que permita corregir los desequilibrios productivos, y posibilite la su sustitución de importaciones y potencie las exportaciones de mayor valor agregado (Ver **Gráfico 13** y **Gráfico 14**).

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 94 de 286

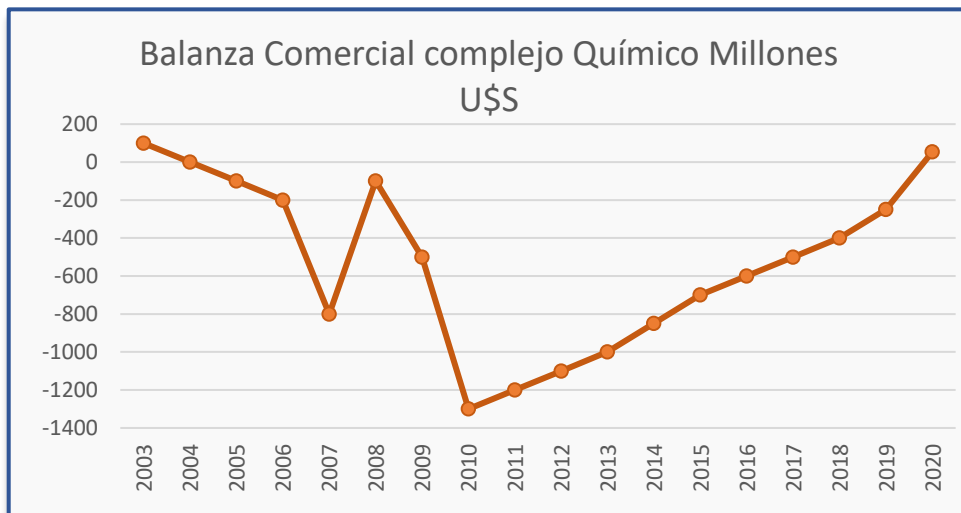


Gráfico 13

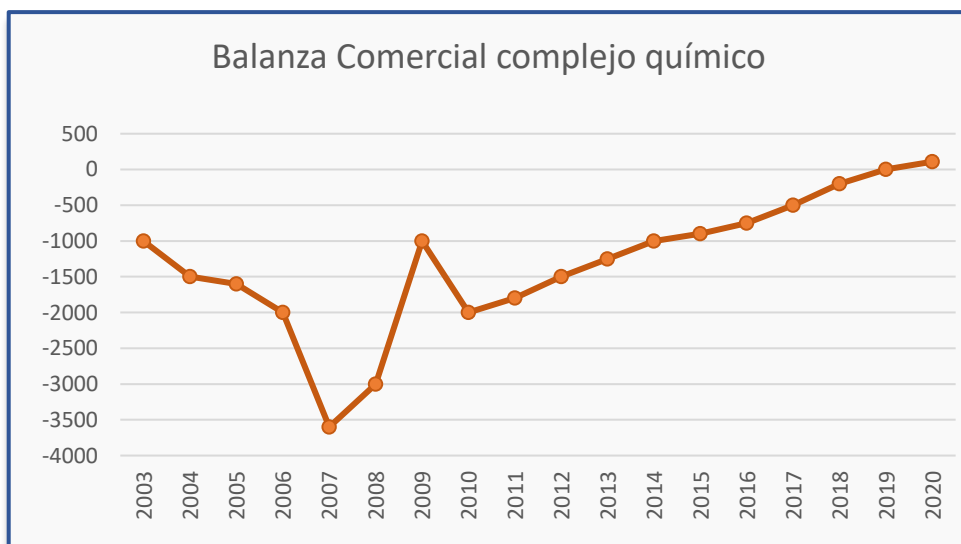




Gráfico 14

Nota: Los datos corresponden hasta el año 2013-2014. Los demás son proyecciones.

3.4.2.1 Aumento de la capacidad instalada

El aumento de la producción, destinado sobre todo al mercado interno, se sustenta en una mejora de las plantas existentes y en un aumento de la capacidad instalada. Más específicamente,

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 95 de 286

Inversión en una nueva refinería: Se requiere aumentar la producción de básicos, lo cual implica tener una nueva refinería.

Nueva planta de separación de gases. Fomentar nuevas inversiones PyMEs: “Aguas abajo” de la cadena, las PyMEs también deberán invertir. Para ello desde el Estado se promoverá,

El asociativismo, para que las PyMEs logren escala y ganen sinergia.

El financiamiento, tanto bancario como - sobre todo - a través de herramientas de mercado de capitales.

El Estado acompañará con las herramientas necesarias, en particular financieras y con la coordinación entre las ampliaciones y mejora de la capacidad productiva de bienes finales con las ampliaciones correspondientes aguas arriba, que aseguren tanto la provisión de materias primas cómo la utilización de las mismas una vez terminadas las mismas.



Otro aspecto relevante es la distribución territorial de la industria. Se incentivará el desarrollo de nuevos polos químicos y petroquímicos, de manera de mejorar la competitividad de la cadena y, al mismo tiempo, aprovechar los efectos de desarrollo regional que generan esos emprendimientos.

3.4.3 Demanda de Metanol en el presente

Desde 2007 Argentina ha experimentado un crecimiento en la producción de biocombustibles. Los motivos base para el fomento de la elaboración de combustibles a través de biomasa no son tan claros como en otros países de la región. En algunos casos, no se lo vincula directamente al reemplazo del uso de combustibles fósiles ni con el peligro de desabastecimiento interno, sino más bien con demandas dirigidas a maximizar el valor agregado de la soja. De esta forma se busca aprovechar el desarrollo de la industria aceitera, la oportunidad para abastecer mercados externos y las diferencias en los aranceles de los derechos a la exportación para biocombustibles vigentes hasta agosto de 2012.

Actualmente la totalidad de la producción argentina de biocombustibles se realiza principalmente sobre la base de aceite de soja (biodiesel) y un mínimo porcentaje sobre la caña de azúcar (bioetanol).

Producción de biocombustibles en Argentina en toneladas se ve en la **Tabla 21**.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 96 de 286

Periodo	Biodiesel				Bioetanol	
	Producción	Consumo interno		Exportaciones	Producción	Consumo interno
		Petroleras	Otros usos			
2008	712,066	274	-	687645	-	-
2009	1,179,150	499	-	1148498	18439	2109
2010	1814902	503325	4951	1358454	96034	93140
2011	2426681	739487	11825	1681875	134138	131394
2012	2455138	824393	50401	1557399	199454	187719
2013	1997809			1149259	472380	
2014	2584290			1602695	671121	
2015	1810657			876832	815407	

Tabla 21



Durante 2012 se produjeron 2,4 millones de toneladas de biodiesel, 874.794 se destinaron al mercado interno para cubrir el corte obligatorio, establecido en un 12%, y el remanente 1,55 millones de toneladas se vendió al mercado externo por un monto de 1.848 millones de dólares. Esto ubica a Argentina como el principal exportador de este biocombustible a nivel mundial, siendo su principal destino la Unión Europea (UE). En cuanto al bioetanol, durante el año 2012 la producción alcanzó las 199.454 toneladas, lo que representó un volumen inferior a lo establecido por la ley de corte (el 5% necesario es representado por 250.000 toneladas).

Se estima que alrededor del 8% de la superficie sembrada con soja se debería destinar para cumplimentar con el corte del 7% de biodiesel para el mercado interno.

Actualmente para la producción del biodiesel se destina el 3,6% de la producción nacional de soja: un 2,6% para la exportación y el 1% restante para el mercado interno.

La producción nacional de biodiesel aprovecha la escala del complejo oleaginoso sojero que se concentra en la zona de mayor producción, cercana a los puertos, de manera de atender al sistema agro-exportador argentino de la forma más eficiente.

La producción de biodiesel entre 2007y 2010, pasó de las 560 mil a 2,5 millones de toneladas, lo que derivó en la incorporación de una importante cantidad de firmas a la actividad. El fuerte impulso se explica, por un lado, por el aumento de la demanda externa, en particular de Estados Unidos y la Unión Europea, que establecieron un corte de gasoil obligatorio con un porcentaje creciente de biodiesel; y por el otro, con el surgimiento de la demanda interna en 2010, tras el establecimiento del cupo para la mezcla del biodiesel con naPieas y gasoil a través de la Ley 26.093.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 97 de 286

Existen en Argentina 28 plantas registradas en la Secretaría de Energía como elaboradoras de biodiesel habilitadas con una capacidad instalada total de producción de 3,2 millones de toneladas anuales y una inversión estimada de 800 millones de dólares. Entre las mismas, se evidencia una fuerte presencia de grandes empresas de capitales internacionales, vinculadas a otros subproductos de la soja como harinas y aceites. Mediante este uso alternativo, utilizan la misma cartera de clientes agregando valor a su producción.

Según datos de la Subsecretaría de Programación Economía, el 8% del aceite crudo procesado en el país se destina a biodiesel de consumo interno, mientras que un 19% se destina al exterior. Entre 2007 y 2012, las exportaciones de biodiesel crecieron exponencialmente, pasando de ser inexistentes a 1,5 millones de toneladas al extranjero, que representan aproximadamente un 10% de la facturación total del negocio sojero. En 2007 las primeras exportaciones tuvieron como destino Estados Unidos, que importaba biodiesel de Argentina para modificarlo mínimamente y reexportarlo a la Unión Europea, cobrando un reembolso de 300 US\$/ton. A partir de 2009, Estados Unidos eliminó este subsidio, por tanto, se dejó de comprar biodiesel argentino. Frente a esta situación, la producción nacional se redirigió a la Unión Europea, representando España y los Países Bajos casi el 80% de las ventas externas.



3.4.4 Demanda de Metanol - Proyección a futuro

La creciente demanda del biodiesel y de otros productos derivados del metanol como lo son el formaldehído y algunos solventes, hace que sea de esperar que para el año 2020, haya un balance negativo de -91 Mton/año de metanol, es decir, se consuma más metanol que el producido por la totalidad de la industria Argentina (Ver **Tabla 22** y **Gráfico 15**).

<i>Demanda y oferta de Metanol (Mton)</i>					
Año	Demanda Tradicional	Demanda para Biodiesel	Total	Producción	Balance
2010	157	94	251	450	199
2012	160	120	280	450	120
2014	170	173	343	450	107
2016	177	249	426	450	24
2018	185	299	484	450	-34
2020	191	349	541	450	-91

Fuente: IPA

Tabla 22

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 98 de 286

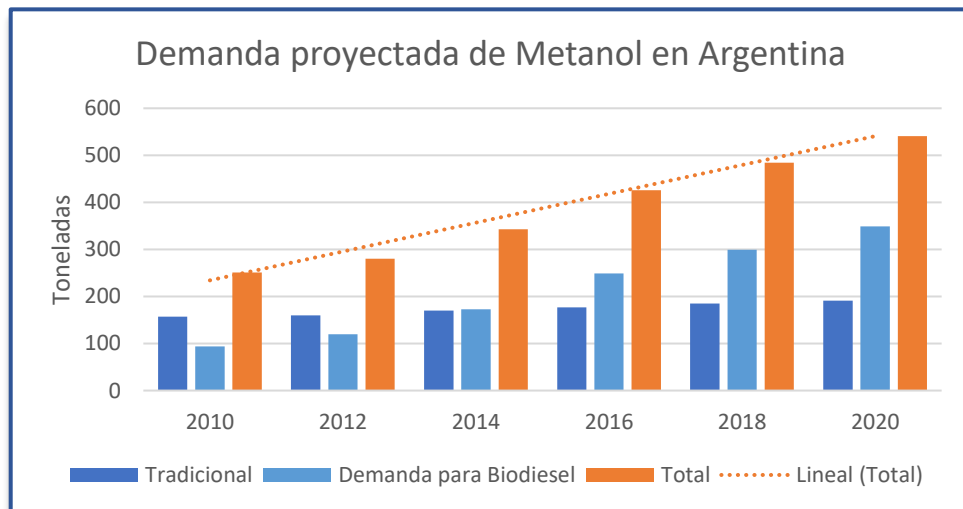






Gráfico 15

Bibliografía

- Cámara de la industria química y Petroquímica. (Junio 2014). *“LA INDUSTRIA PETROQUÍMICA ARGENTINA”*. Buenos Aires. Tomado el 06 de 04 de 2018.
- *“INFORME DE METANOL”* (2016)- Secretaría de energía e hidrocarburos. Gobierno de Tierra del Fuego. Tomado el 06 de 04 de 2018.
- *“OSINERGIM”*.(2016).MERCADO INTERNACIONAL DEL GAS NATURAL. Tomado el 06 de 04 de 2018.
- *“INDICADORES ENERGÉTICOS DE ARGENTINA”*(2016)-OETEC, infraestructura para el desarrollo.(Buenos Aires). Tomado el 06 de 04 de 2018.
- *“ÁRBOL PETROQUÍMICO”* (2016)-APLA. Tomado el 06 de 04 de 2018.
- *“BOLETÍN INFORMATIVO IPA”*(Julio 2014).Buenos Aires, Argentina. Tomado el 06 de 04 de 2018.
- *“Instituto Nacional de Estadísticas y Censos de la república Argentina”*. Tomado el 06 de 04 de 2018.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 99 de 286

4. Localización

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 100 de 286

4.1 Ubicación del Proyecto



La Planta de Captura de CO₂ formara parte del conjunto de instalaciones destinadas a la producción y posterior purificación de Metanol que actualmente realiza la empresa Y.P.F. en el complejo industrial Plaza Huincul, el cual se encuentra ubicado en el centro de la provincia de Neuquén, a unos 100 km en dirección Oeste de la ciudad homónima, capital de la provincia, en la República Argentina. La misma será construida contigua a la planta ya existente, formando parte de la línea de procesos, puede ser considerada como una ampliación y optimización de la Planta actual. En la **Figura 23** se puede apreciar una vista aérea de las ciudades de Cutral-Có y Plaza Huincul, donde está ubicado el Complejo Industrial:



Figura 23

Dentro del Complejo Industrial Plaza Huincul, se encuentran las diferentes instalaciones que hacen posible el funcionamiento del mismo, algunas de estas instalaciones son:

- Planta de Metanol
- Planta de Refinería
- Terminal de despacho
- Oficinas de trabajo
- Parque de tanque



 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 101 de 286

En la **Figura 24** se puede observar el Complejo, además se resaltan las plantas tanto de Metanol, como de Refinería.



Figura 24

Para una micro localización de la planta de Aminas dentro del proceso de Metanol, se consultó a los ingenieros de procesos, operadores y personal de seguridad de la planta, los cuales coincidieron en que la mejor ubicación es lo más cercana a la chimenea del horno reformador como sea posible, para evitar pérdidas de cargas innecesarias. Teniendo esto en cuenta, se decidió que la mejor ubicación, es en un área disponible entre la salida de los gases del horno reformador y la caldera auxiliar, la cual cuenta con las distancias mínimas requeridas (por seguridad) a todos los

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 102 de 286

equipos. Esta ubicación se puede apreciar en la **Figura 25**, donde además se pueden apreciar las dimensiones del área disponible, aproximadamente de 20 m por 25 m:





Figura 25

4.2 Condiciones Meteorológicas

A continuación, en la **Tabla 23** se detallan algunos datos climatológicos-meteorológicos de la zona fueron proporcionados por ARQUINSTAN y Meteored, dichos datos son útiles por las condiciones de seguridad y de procesos del proyecto:

Temperatura máxima absoluta (TMXA) °C	39,4	Profundidad máxima de nieve mm	500	Presión parcial de vapor de agua (TVAP) hectopascales	6,6
--	------	--------------------------------------	-----	--	-----

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 103 de 286

Temperatura máxima media (TMXM) °C	21,1
Temperatura media (TMED) °C	13,4
Temperatura Húmeda (THUM) °C	8,2
Temperatura mínima media (TMIN) °C	6,6
Temperatura mínima absoluta (TMNA) °C	-10,2
Temperatura de rocío (TROC) °C	0,2
Presión parcial de vapor de agua (TVAP) hectopascales	6,6
Temperatura de diseño mínimo (TDMN) °C	2,1
Temperatura de diseño máxima (TDMX) °C	24,6



Humedad relativa (HR) %	47
Precipitación media (PREP) mm	179
Nubosidad (NUB)	2,6
Días con precipitación (PRE)	39
Días con granizo (GRA)	0,1
Días con nevadas (NEV)	0,9
Días con niebla (NIE)	6,1
Días con heladas (HEL)	52,2
Días de tormenta (TOR)	4,9

Velocidad media del viento (VV) Km/h	10
Velocidad de viento de diseño Km/h	182,2
Días de cielo claro (CLA)	184
Días de cielo cubierto (CUB)	53
Presión máxima mm Hg	717,3
Presión mínima mmHg	693,5
Elevación sobre el nivel del mar m	580
Presión atmosférica (PRAT) Hpa	942,9
Diseño carga de nieve KN/M ²	0,9

Tabla 23

4.2.1 Temperatura ambiente

La temperatura media se midió en un año típico en °C, los resultados se muestran en la **Tabla 24**, además, para una visualización más rápida se grafican dichos valores en el **Gráfico 16**:

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 104 de 286

(°C)	Ene	Feb	Mar	Abr	May	Jun	Jul	Ago	Set	Oct	Nov	Dic
Media	21,7	21,1	18,8	13,3	9,3	7,7	8,0	8,0	11,0	14,3	18,3	21,0
Media Máx	28,5	28,3	24,5	19,2	15,3	11,2	14,4	14,4	16,7	19,9	25,0	27,3
Máx Absoluto	35,6	35,2	32,7	25,3	24,6	20,4	23,3	23,3	26,9	29,6	32,9	35,7
Media Mín	12,4	12,8	11,9	6,0	3,3	1,5	-0,1	-0,1	3,2	6,3	9,0	12,3
Mín Absoluto	6,8	5,6	2,9	-0,9	-5,2	-6,2	-0,7	-7,1	-4,3	-1,1	2,2	6,8

Tabla 24

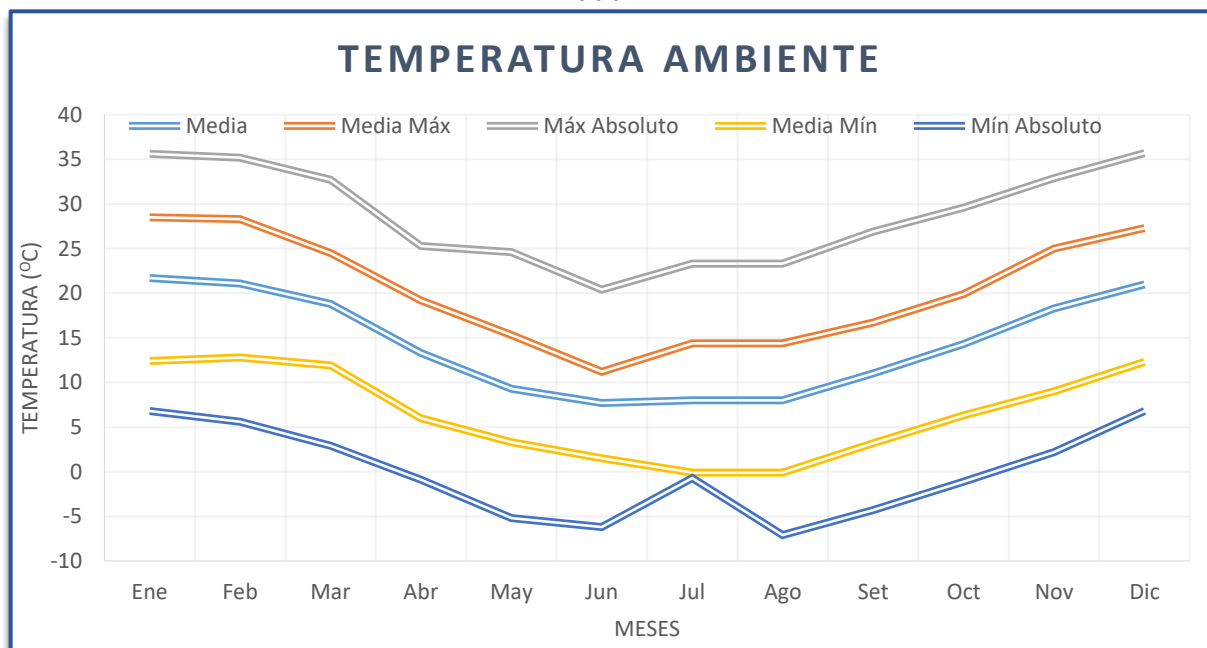




Gráfico 16

4.2.2 Humedad relativa

La humedad relativa varía entre 0 – 100%. Las cifras indicadas en la **Tabla 25** y **Gráfico 17** son los promedios para cada mes. El promedio anual de humedad relativa es de 45%.

%	Ene	Feb	Mar	Abr	May	Jun	Jul	Ago	Set	Oct	Nov	Dic
Media	32	35	42	51	57	65	63	54	43	39	34	32

Tabla 25

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 105 de 286

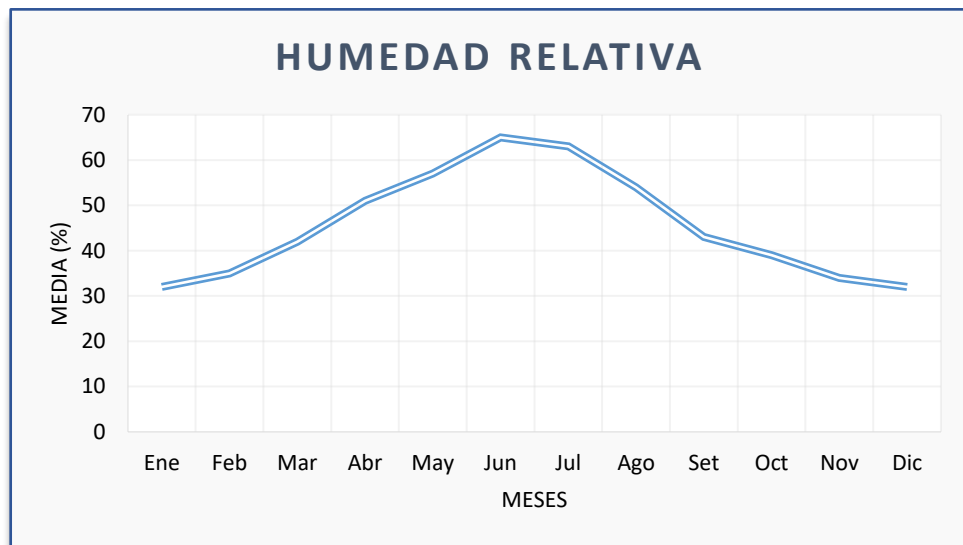


Gráfico 17

4.2.3 Presión barométrica

La presión barométrica se expresa en mmHg, y los valores presentados en la **Tabla 26** y **Gráfico 18** corresponden a los promedios mensuales:

mmHg	Ene	Feb	Mar	Abr	May	Jun	Jul	Ago	Set	Oct	Nov	Dic
Media	703,2	704,6	704,4	704,4	704,8	704,9	706,8	706,1	705,0	703,8	703,8	702,8

Tabla 26

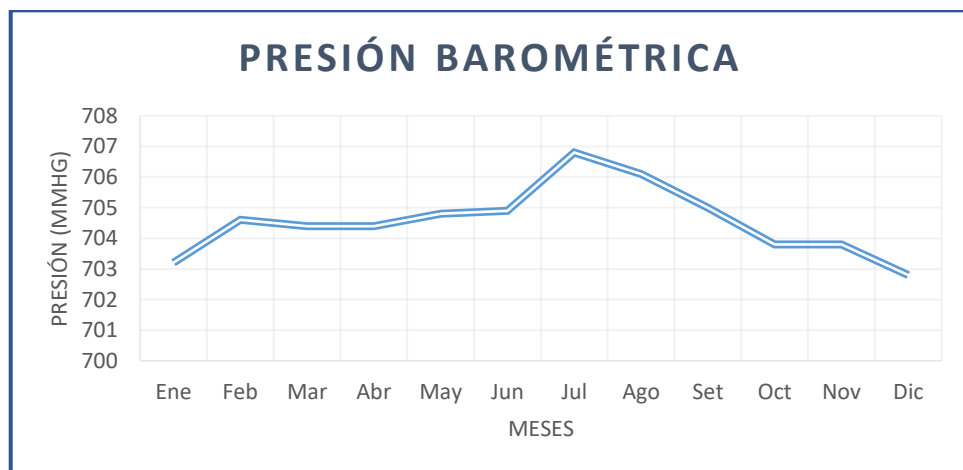




Gráfico 18

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 106 de 286

4.2.4 Precipitaciones

Las precipitaciones se miden en mm, y los valores presentados en la **Tabla 27** y el **Gráfico 19** corresponden a los promedios mensuales:

<i>mm</i>	<i>Ene</i>	<i>Feb</i>	<i>Mar</i>	<i>Abr</i>	<i>May</i>	<i>Jun</i>	<i>Jul</i>	<i>Ago</i>	<i>Set</i>	<i>Oct</i>	<i>Nov</i>	<i>Dic</i>
Media	10,1	7,5	15,2	19,1	6,0	22,6	8,4	9,0	11,9	21,7	17,7	13,7

Tabla 27

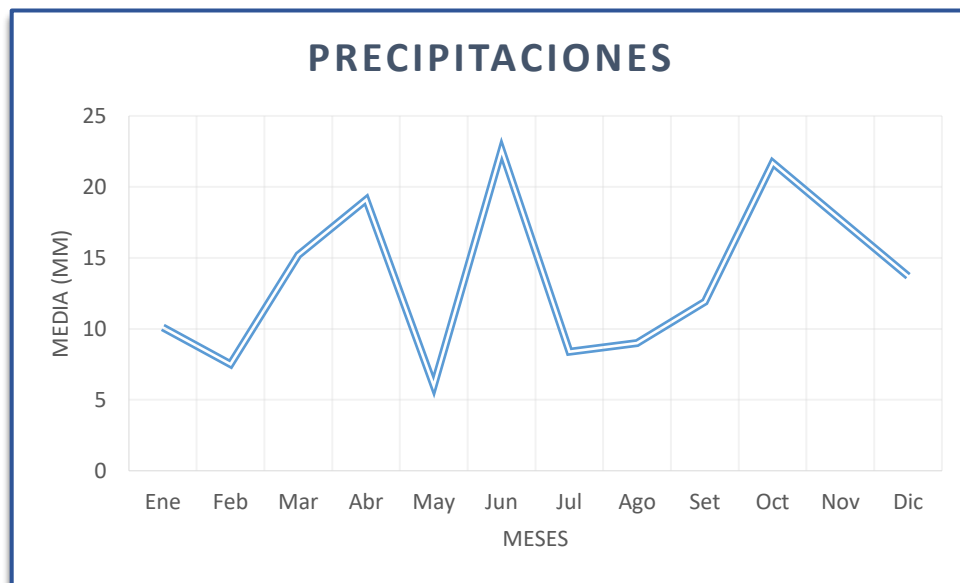




Gráfico 19

4.2.5 Velocidad del viento

La velocidad del viento se mide en Km/h, y los valores de velocidad media presentados corresponden a la velocidad media anual para cada mes, mientras que la velocidad máxima presentada en la **Tabla 28** y **Gráfico 20** corresponde a la velocidad máxima registrada en cada mes, para el periodo 2009-2015:

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 107 de 286

Km/h	Ene	Feb	Mar	Abr	May	Jun	Jul	Ago	Set	Oct	Nov	Dic
Máx (2009-15)	84	84	120	87	85	93	89	95	93	111	89	86
Media	22	25	16	16	13	16	13	17	19	22	22	24

Tabla 28

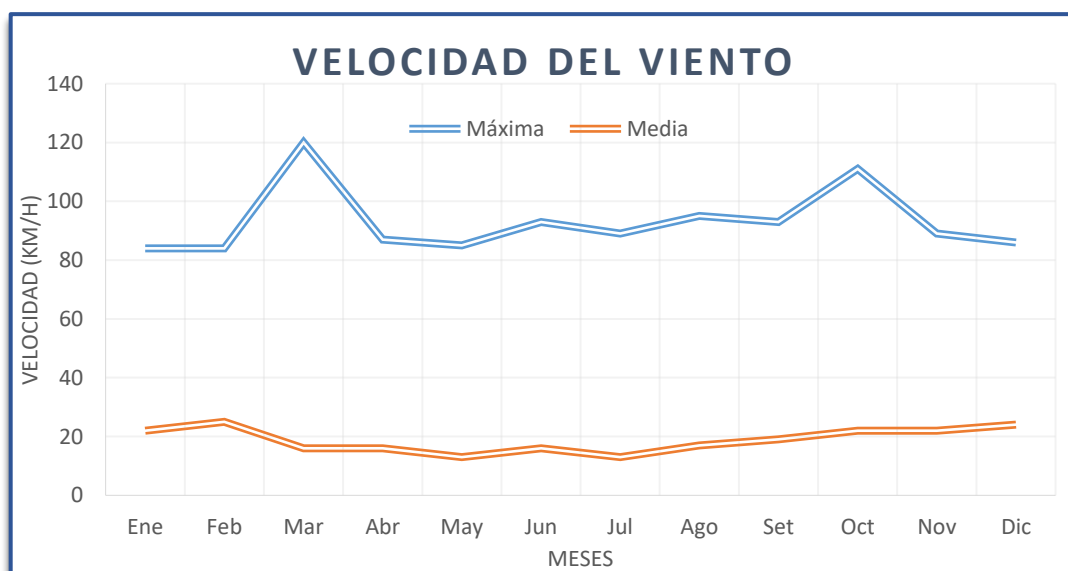






Gráfico 20

Bibliografía

- Meteorología. (s.f.) Tomado el 06 de 04 de 2018. De <http://www.arquinstal.com.ar>
- Servicio Meteorológico. (s.f.) Tomado el 04 de 2018. De <http://www.meteored.com.ar>

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 108 de 286

5. Simulación

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 109 de 286

5.1. Introducción



La simulación de procesos constituye una herramienta significativa para el diseño y la operación de plantas químicas ya que permite estimar, para distintos escenarios de estudio, el comportamiento del sistema simulado de manera rápida, sin costos ni riesgos. Sin embargo, para que la simulación sea realmente útil, es importante que los resultados logrados sean lo más cercanos posible a los valores reales del proceso.

A lo largo de los años, se han presentado un sinnúmero de patentes y formas de adaptar el proceso. De ahí la importancia que cobran los simuladores, que permiten explicar los procesos de forma virtual, realizar modificaciones preliminares y evaluar su impacto en la operación real, con costos significativamente bajos. Adicionalmente, en literatura específica, se encuentran distintos procedimientos para lograr explicar y diseñar este tipo de plantas de forma teórica, por lo que su uso es también destacable. De allí, que la simulación de procesos industriales constituye una herramienta significativa para la representación virtual de un proceso en particular, y se ha vuelto tan importante, sobre todo para la reducción de costos operativos, ya que el operador se puede anticipar a situaciones indeseadas y elaborar un plan de acción inmediato para reducir los efectos negativos en la corrida diaria. Esa forma de trabajo deriva en cuantiosas ventajas económicas, pero también operativas. Debido a lo antes expuesto, se hace necesario que la simulación, cualquiera sea el soporte empleado para realizarla, se ajuste lo máximo posible al valor real de las variables de proceso involucradas.

Recordando que el objetivo de este trabajo consiste en simular el estado estacionario de una unidad de captura de CO₂ con una solución de DEA. Para ello se empleó el simulador comercial Hysys 7.3. Se empleó el paquete de fluidos "Amine PKG", el cual permite operar con distintos tipos de aminas en rangos de presión, temperatura y concentración de amina determinados, este paquete permite simular las reacciones que se llevan a cabo en el proceso obteniendo resultados confiables. Los datos de entrada, como así también las condiciones operativas de los equipos, corresponden a valores típicos de una planta de tratamiento de gas, obtenidos de la bibliografía disponible, y adecuados a los parámetros de nuestra planta. A partir de los resultados de la simulación llevada a cabo se realizó un análisis de sensibilidad paramétrica para evaluar condiciones de operación óptimas necesarias para operar la instalación de manera eficiente.

5.2. Paquete de aminas

La remoción de gases ácidos como Sulfuro de Hidrógeno (H₂S) y dióxido de carbono (CO₂), de corrientes de gas es usualmente requerido en plantas de gas natural y en refinerías de petróleo. Amine PKG, es un paquete fluido especial diseñado para ayudar al modelado de unidades para la remoción de H₂S y CO₂ con Alcanoaminas. El paquete AminePkg, contiene modelos termodinámicos desarrollados por "DB Robinson & Associates" para su simulador de propiedad planta de aminas,

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 110 de 286

AMSIM. AminePkg está disponible como una opción con HYSYS que le da acceso a un paquete comprobada la propiedad de terceros para la simulación fiable planta de aminas, mientras mantiene la capacidad de utilizar los grandes alcances de los programas de simulación de HYSYS.



Este paquete de propiedades contiene datos para el modelado de procesos de absorción/desorción. Este paquete utiliza soluciones acuosas de las siguientes aminas: mono-etanol-amina (MEA), di-etanol-amina (DEA), metil-di-etanol-amina (MDEA), tri-etanol-amina (TEA), entre otras. Además, se pueden utilizar mezclas de aminas MEA/MDEA o DEA/MDEA. El diseño de unidades de tratamiento de aminas comprende las siguientes características: configuración del proceso, tipo de amina y concentración, tasa de circulación de la solución, requerimientos de calor del re-hervidor, temperaturas y presiones de operación. El programa actual Hysys usa AMSIM versión 7.3 para el modelado de las solubilidades en equilibrio de gases ácidos en soluciones acuosas de amina.¹¹ AMSIM, es un software de simulación especializado en la remoción de componentes como H₂S, CO₂, COS, de gas natural y gas licuado de petróleo con soluciones de aminas basado en datos de laboratorio por más de 25 años. Aplica rigurosos modelos de etapa en no equilibrio y la ecuación de estado de Peng-Robinson.

5.3. Torre absorbedora

Para simular la torre absorbedora se hicieron uso de informes existentes sobre el diseño, funcionamiento y operación de plantas de endulzamiento de gas, ya que el principio de funcionamiento y proceso son básicamente el mismo. En busca de las condiciones ideales de operación de la planta de captura de CO₂ (es decir, menor costo operativo y mayor recuperación de CO₂) se analizaron todas las variables que se pueden controlar dentro de la planta. En primer lugar, el análisis es del tipo cualitativo, para ir acercándonos o familiarizándonos con las variables operativas y cómo estas afectan a la recuperación de CO₂.

5.3.1. Cantidad de DEA Pobre

Se comenzó con la cantidad de solución de DEA pobre que debe ingresar al absorbedor. Para ello, se parte de la base que la solución es concentrada, inicialmente con una concentración del 30% P/P. Esta concentración está basada en la experiencia de trabajos anteriores, y en el buen desempeño de esta concentración en plantas existentes. Una vez definida la concentración, presión y temperatura de la corriente de DEA pobre, se realizó un caso de estudio, donde se observa la fuga de CO₂ a la salida del absorbedor en función del caudal de DEA utilizada. Esto se puede ver en el **Gráfico 21**:

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 111 de 286

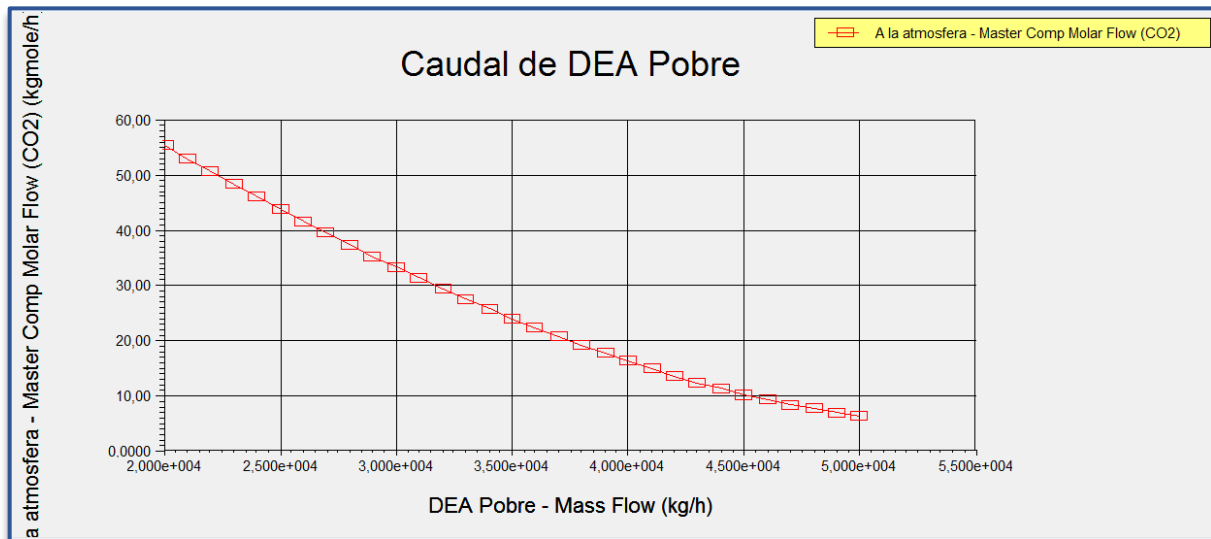




Gráfico 21

Como es de esperar, al aumentar la cantidad de DEA pobre que ingresa a la torre aumenta la cantidad de CO₂ recuperado, hasta que la amina captura todo el CO₂ presente y la cantidad de este en la solución de DEA rica permanece esencialmente constante, y la fuga de CO₂ en los gases que son liberados a la atmosfera es prácticamente cero. Una alternativa al uso de mayor cantidad de solución de DEA Pobre que se consideró, fue utilizar una solución más concentrada, pero los problemas que esto trae aparejado (como corrosión, incrustación, degradación más rápida), hacen que el utilizar una solución con concentración mayor al 30% en peso no sea aconsejable. Por otro lado, el utilizar una cantidad tal de solución de DEA Pobre, tal que capture todo el CO₂ presente tampoco es aconsejable, porque a medida que la cantidad de CO₂ recuperada se acerca al 100%, la cantidad de amina necesaria crece demasiado rápido, por lo que una buena alternativa es especificar una cantidad de CO₂ que al recuperarse de la mejor relación costo-beneficio, en el caso estudiado con la gráfica, se ve que aproximadamente al usar un caudal másico de solución de DEA pobre de aproximadamente 60000 kg/h se recupera aproximadamente 145 Kmol/h de CO₂, lo cual representa aproximadamente un 95 % del valor de entrada de CO₂ lo cual es un rendimiento más que aceptable. Por último, hay que tener en cuenta que esta cantidad de DEA Pobre requerida caerá substancialmente con la optimización de las otras variables operativas, por lo que este es meramente un análisis preliminar.

5.3.2. Temperatura

En el caso de la temperatura nuevamente se busca una temperatura donde la recuperación de CO₂ sea máxima. Se deben analizar 2 temperaturas:

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 112 de 286

- Temperatura de alimentación de DEA pobre
- Temperatura de alimentación de los gases de combustión

En el primer caso, es mucho más fácil establecer la temperatura de trabajo, porque se nota claramente cuál es la temperatura óptima, es decir 46 °C, porque a partir de esa temperatura la cantidad de CO₂ recuperado se mantiene constante. Cabe destacar que la temperatura óptima coincide con la temperatura encontrada en bibliografía, ya que esta está en el rango de los 45-53 °C, esto se puede observar en la **Gráfico 22**:

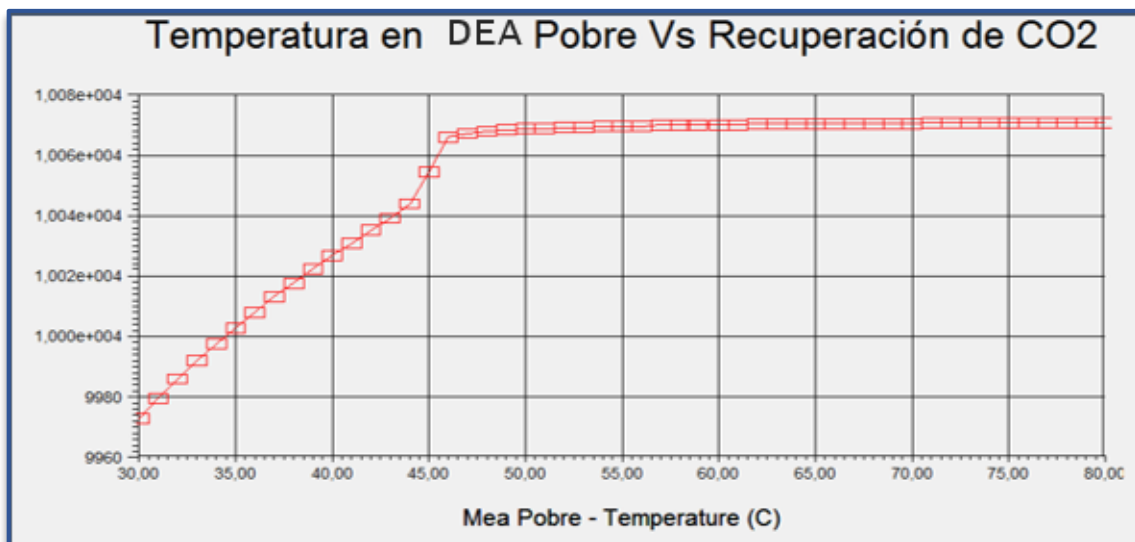




Gráfico 22

En el caso de la temperatura de entrada de los gases de combustión, lo que se puede apreciar es que, a mayor temperatura, menor recuperación de CO₂ (ver **Gráfico 23**). Sin embargo, el especificar una temperatura en este caso no es tan sencillo, por varias razones, la principal que se puede nombrar es que la cantidad de agua presente en los gases de combustión depende de la temperatura, y esto repercute en el funcionamiento del absorbedor. Una temperatura adecuada para iniciar es la temperatura de trabajo de la DEA pobre, es decir, 68 °C; y ver cómo se comporta el sistema a esta temperatura, ya que a menor temperatura comienza a condensar el agua presente en los gases de combustión. En la bibliografía se habla de una temperatura de 15 °C (promedio de la temperatura ambiente en los gasoductos), y de unos 30-40°C en la captura de CO₂ de los gases de combustión.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
				Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 113 de 286

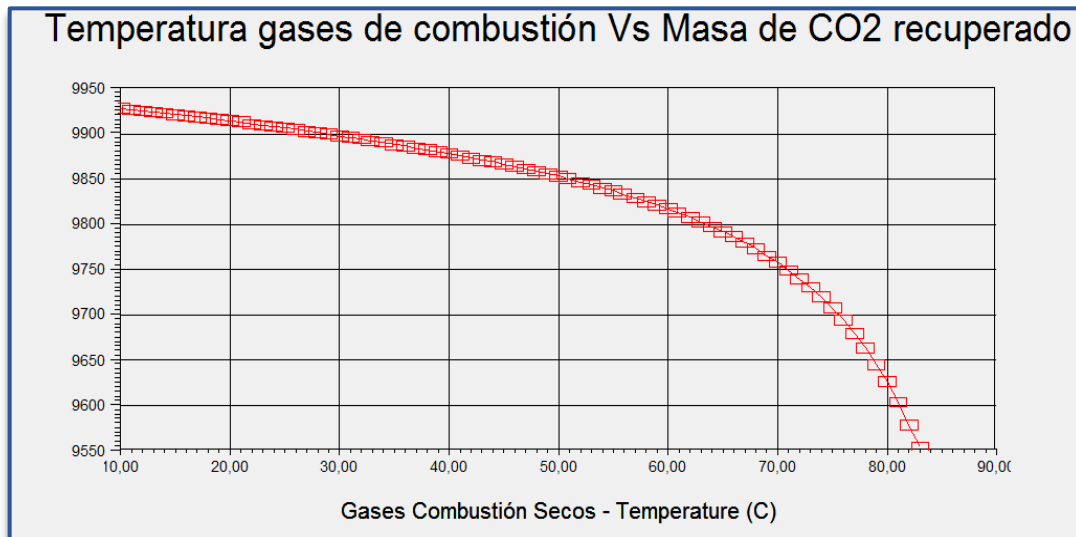




Gráfico 23

Hay que tener presente que la temperatura óptima es lo más baja posible, pero esto trae aparejado importantes costos en el uso de agua de enfriamiento, por lo que nuevamente se debe hacer un balance de costos-beneficios, por esto es que generalmente se trabaja en este rango de temperatura.

5.3.3. Presión

Cuando se analizó la influencia de la presión en el absorbedor, se lo analizó tanto en la cabeza como en fondo (**Gráfico 24 y Gráfico 25**), para comprar los resultados y ver si estos se corresponden. En este caso se observó que al aumentar la presión aumenta la recuperación de CO₂ hasta que se alcanza un valor esencialmente constante. En este caso ocurre lo mismo que en el caso de la cantidad de DEA Pobre a utilizar, es decir, se llega un punto en el que un gran aumento de presión solo logra un pequeño incremento en la cantidad de CO₂ recuperado.

Sin embargo, debido a las características del proceso propuesto, no es posible incrementar la presión de los gases de combustión más que para vencer la pérdida de carga en los quipos, ya que el volumen de gases que ingresan al proceso de absorción es demasiado grande, por lo que se puede lograr una presión de 110 Kpa, ya que es una presión donde se puede vencer la pérdida de carga en la torre, y es relativamente sencillo llevar las corrientes a esa presión de trabajo.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 114 de 286

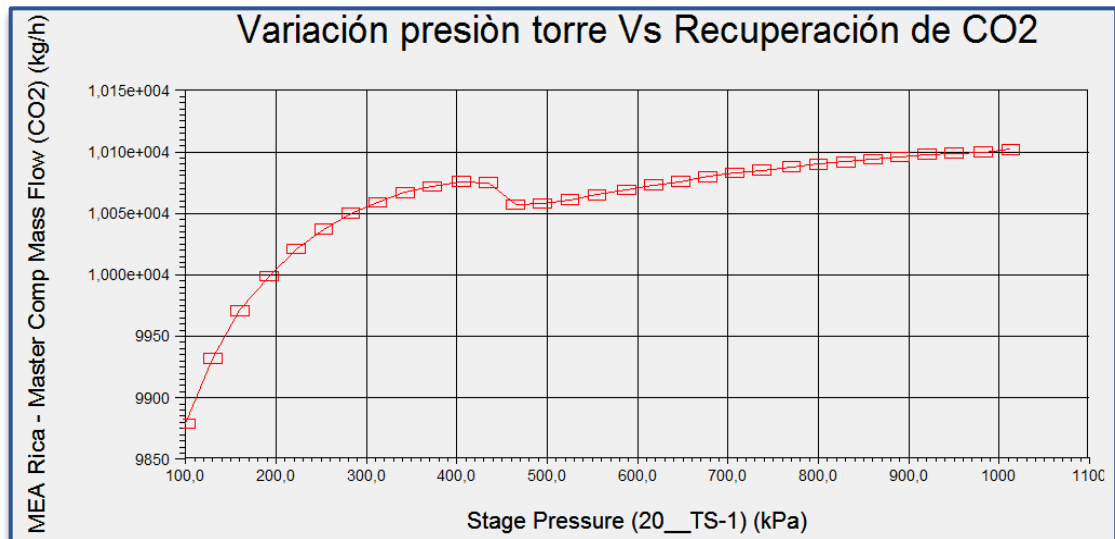


Gráfico 24

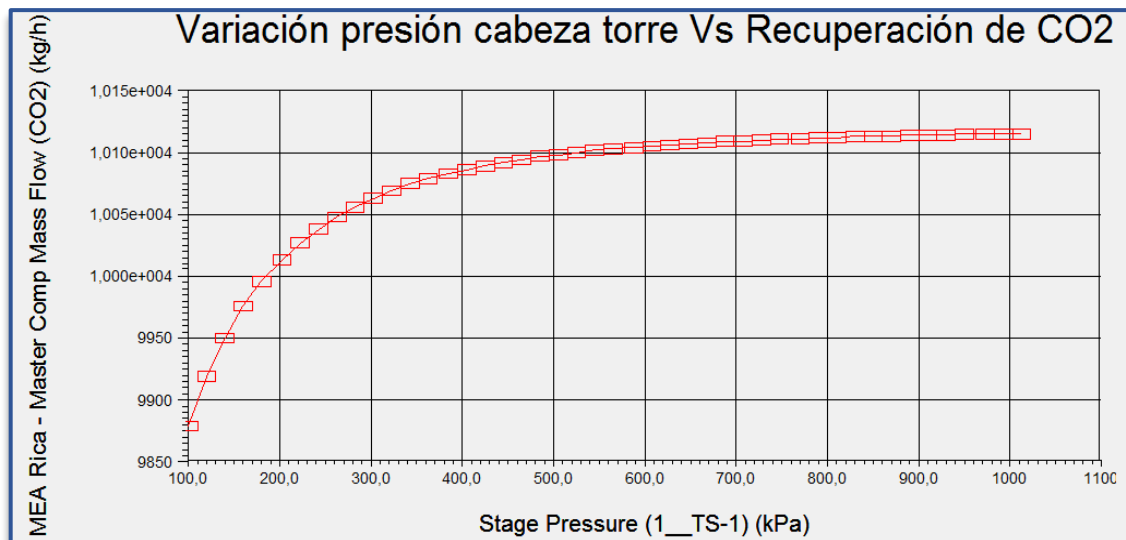




Gráfico 25

En resumen, se analizaron las variables más importantes en el absorbedor, y se llegó al siguiente resultado mostrado en la **Tabla 29**:

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 115 de 286

Variable	Valor
Masa DEA Pobre 30 %	60 tn
Temperatura MEA Pobre	40 °C
Temperatura Gases combustión	68 °C
Presión Absorbedor	110 Kpa

Tabla 29

5.4. Desorción

El parámetro fundamental en la desorción es la temperatura a la que se debe llevar la solución de DEA Rica para que se libere el CO₂. Para analizar cómo influye la temperatura, se realizó un caso de estudio donde se hizo variar la temperatura y se observó la cantidad de CO₂ que se recuperó a la salida del separador, esto se puede ver en la **Gráfico 26**:

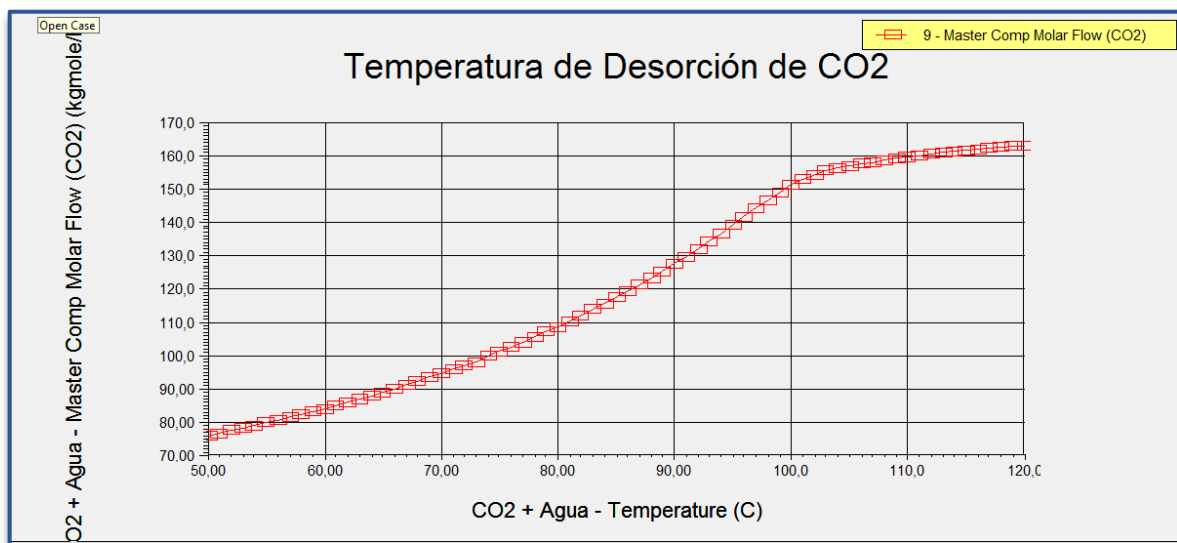




Gráfico 26

Como se ve en la figura, al aumentar la temperatura aumenta también la recuperación del CO₂ a la salida del separador. Entre los 95 y los 100 °C ocurre un punto de inflexión, donde la relación de CO₂ recuperado/Temperatura DEA comienza a disminuir, por lo que para la simulación se utiliza una temperatura de 100 °C en el separador.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 116 de 286

5.5. Análisis Pinch

El método se enfoca al logro de dos metas, primeramente, apunta al ahorro económico, al reducir el consumo de combustibles para generar vapor (que usan las corrientes calientes) y a su vez disminuye la electricidad utilizada al procesar el agua de enfriamiento, además de reducir la emisión de CO₂ que es considerado, el primordial causante del calentamiento global. Y en una segunda instancia, determinar la red de cambiadores de calor con mínima área de transferencia de calor. Con dicho estudio, se busca minimizar los costos de capital, energía y emisiones contaminantes.

La fundamental idea del análisis Pinch, es utilizar el exceso de calor de las corrientes calientes para cedérselo a las corrientes frías y tratar de usar lo menos que se pueda los servicios de calentamiento con vapor y enfriamiento con agua.

El método se enfoca en determinar la red de cambiadores de calor en las plantas de procesos. Dicho en forma sencilla, con la integración térmica de las corrientes de proceso, la energía requerida por las corrientes frías la proveen las calientes.

Antes de comenzar, se deben definir algunos parámetros:



- *Corriente fría:* Corriente de proceso que debe ser calentada.
- *Corriente Caliente:* Corriente de proceso que debe ser enfriada.
- *Agua de enfriamiento:* Las condiciones del agua de enfriamiento se pueden considerar, que la misma se encuentra a 30 °C (Se puede calentar hasta unos 40 °C-42°C) y la presión de la misma es de 4 Kg/cm².
- *Vapor de baja presión:* El vapor de baja presión se encuentra a 3,5 kg/cm².

5.5.1. Elección del valor inicial de $\Delta T_{\text{mínimo}}$.

El diseño de cualquier equipo de transferencia de calor, debe cumplir siempre la segunda ley de la termodinámica, que prohíbe cualquier cruce de temperaturas en la corriente fría y caliente, por lo que debe definirse la fuerza mínima de transferencia de calor para un diseño viable del intercambiador de calor.

Así, la temperatura de la corriente caliente y fría en cualquier punto del intercambiador, debe tener siempre una mínima diferencia de temperatura ($\Delta T_{\text{mín}}$). Este valor de $\Delta T_{\text{mín}}$ representa el cuello de botella en la recuperación de calor.

En términos matemáticos, en cualquier punto del intercambiador, se debe cumplir que:

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 117 de 286

$$T_H - T_C = \Delta T_{\min}$$

Donde:

T_H = Temperatura de la corriente caliente

T_C = Temperatura de la corriente fría

El valor de ΔT_{\min} es determinado por los coeficientes globales de transferencia de calor (U) y la geometría del intercambiador. En el diseño de redes, el tipo de intercambiador de calor a ser usado en el Pinch determinara el ΔT_{\min} práctico para la red.

Algunos valores basados en las aplicaciones de Linnhoff son tabulados, para un intercambiador de calor típico se muestran en la **tabla 30**:



Nº	Sector Industrial	ΔT_{\min} (°C)
1	Refinería de Petróleo	20 – 40
2	Petroquímica	10 – 20
3	Química	10 – 20
4	Proceso a baja temperatura	3 – 5

Tabla 30

Por lo cual, se escoge un valor de ΔT_{\min} de 15 °C para realizar el análisis Pinch.

5.5.2. Análisis Pinch del proceso.

A continuación, En el **Gráfico 27** se muestra el diagrama de flujo del proceso de captura de CO₂ y en la misma se detallan las 3 corrientes que necesitan de una u otra forma intercambiar calor. La configuración de los intercambiadores de calor del diagrama de flujo, se propone en función de la bibliografía consultada, donde la misma está propuesta para una planta de aminas en el tratamiento de gas natural, por lo que es probable que no sea la configuración óptima para nuestro trabajo, debido a que la temperatura de ingreso de los gases de combustión es mucho mayor que la de las demás corrientes, por lo que se espera poder recuperar mucho de este calor disponible en la corriente de ingreso al proceso, esto se estudiara en el análisis Pinch. Por otro lado, en la **Tabla 31**, se recopila de la simulación del proceso toda la información necesaria para realizar el análisis Pinch:

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
				Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 118 de 286

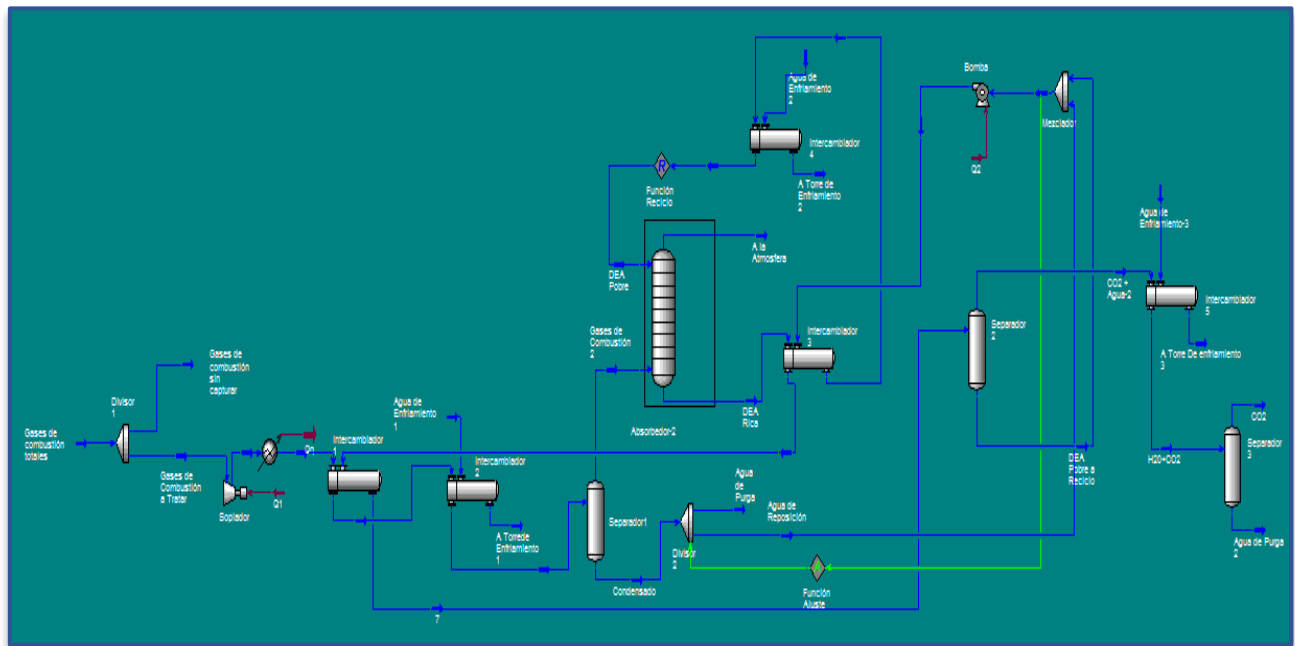


Gráfico 27



Inter.	Corriente	Tipo de Corriente	Temp. inicial (°C)	Temp. Final (°C)	ΔT (°C)	Flujo de calor específico (KW/°C)	Cambio Entálpico KW
1	Gases de Combustión	Caliente	170	68	102	18,8	2195
2	DEA Rica	Fría	50	100	60	74,7	3735
3	DEA Pobre	Caliente	100	40	60	62,8	3770
4	CO ₂ + Agua	Caliente	100	50	50	2,8	142

Tabla 31

5.5.2.1. Curvas compuestas:

A continuación, se puede apreciar en forma gráfica la variación de temperatura de cada corriente, en función de la cantidad de calor necesaria para lograr dicho cambio (Variación relativa de entalpía).

Corriente Gases de Combustión, Intercambiador 1. **Gráfico 28.**

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 119 de 286

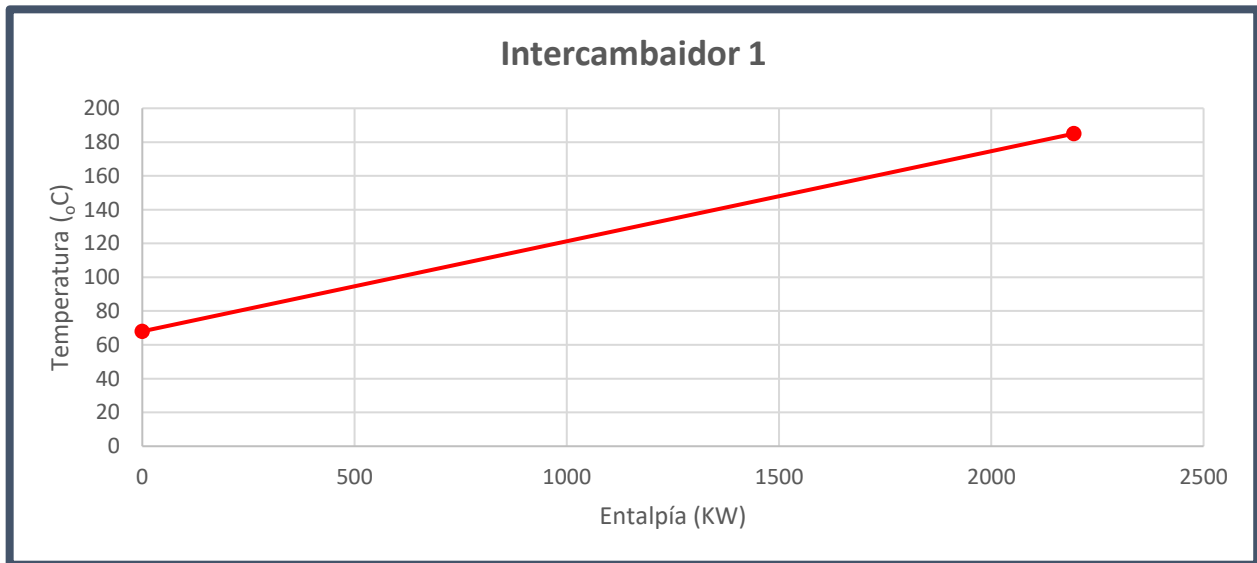


Gráfico 28

Corriente DEA Rica, Intercambiador 2. **Gráfico 29.**

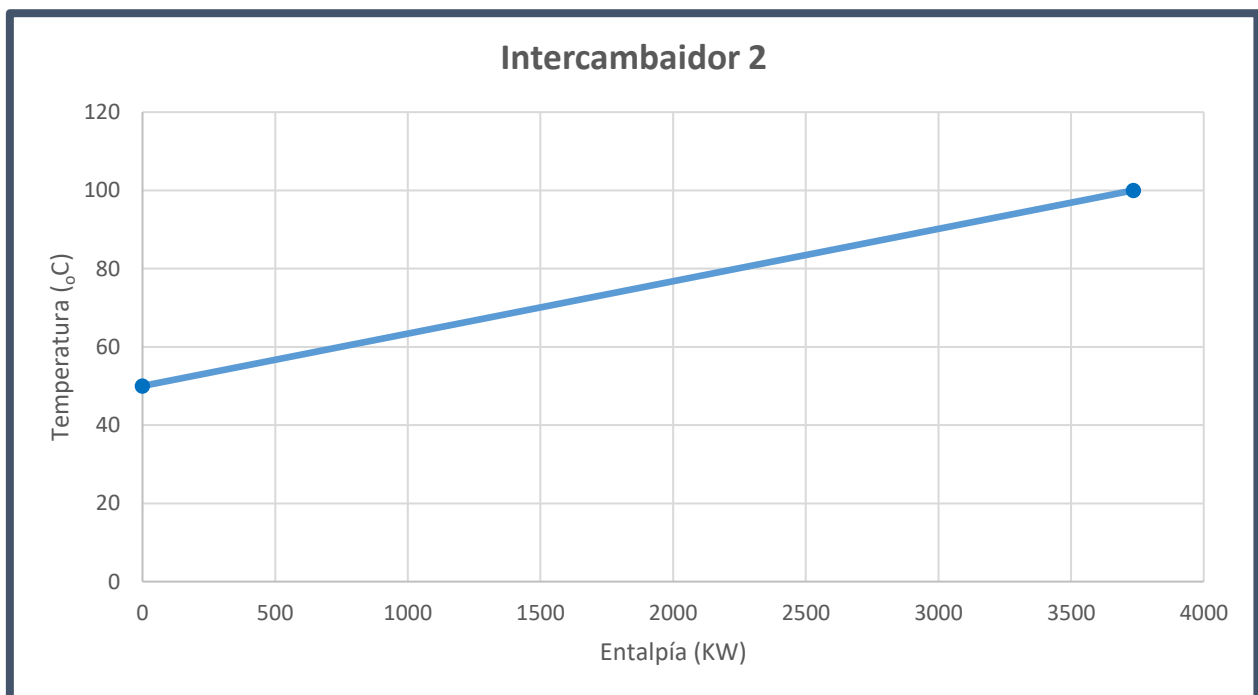




Gráfico 29

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 120 de 286

Corriente DEA Pobre, Intercambiador 3. **Gráfico 30.**

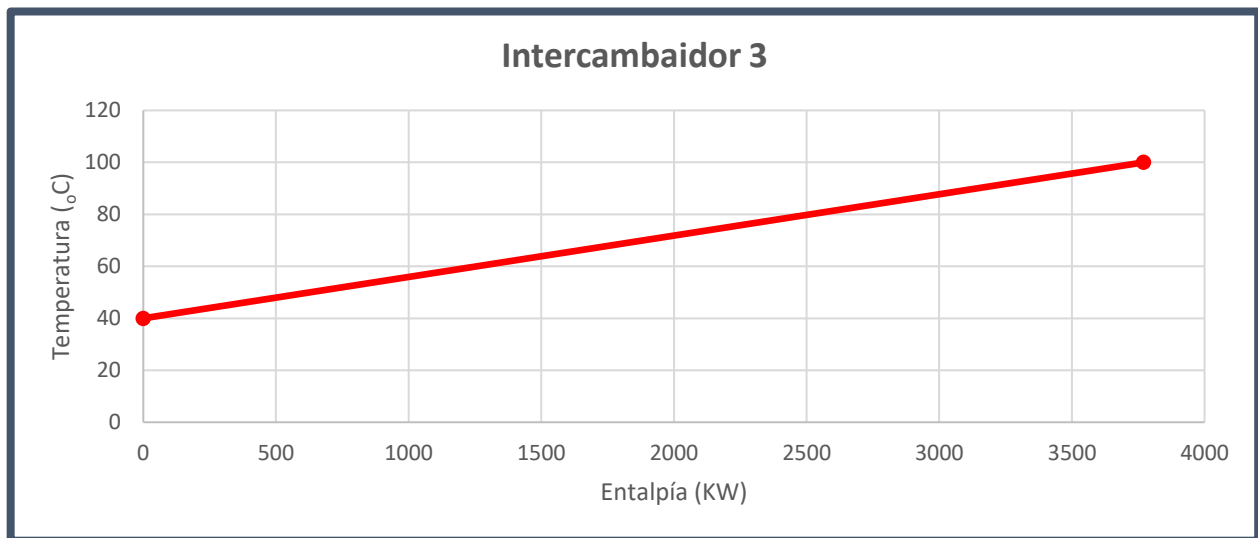


Gráfico 30

Corriente CO₂ más agua, Intercambiador 4. **Gráfico 31.**

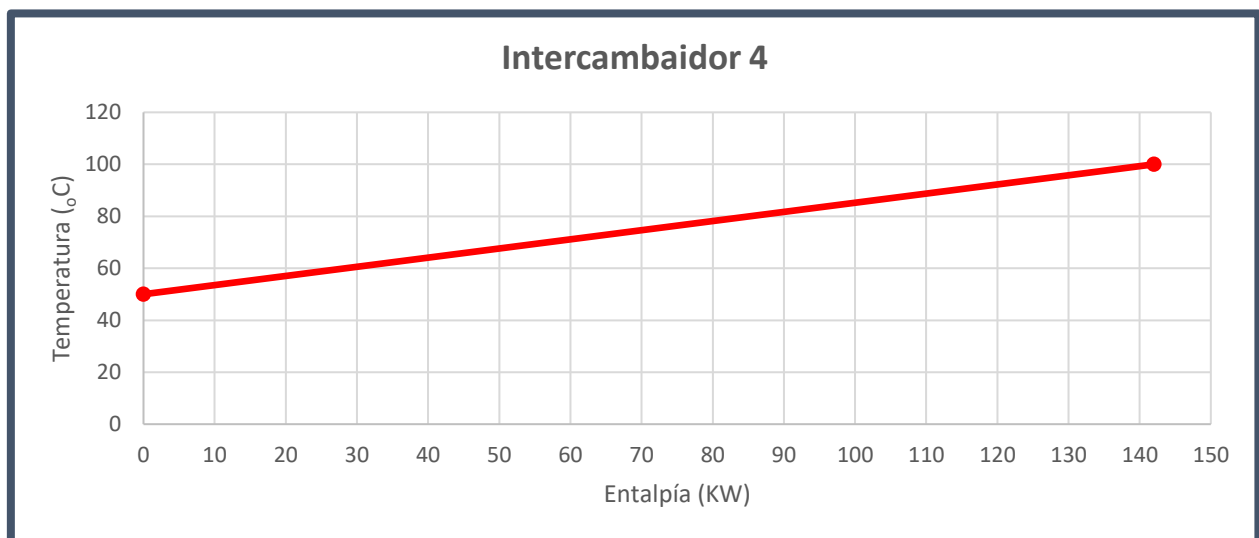




Gráfico 31

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 121 de 286

Para armar las Curvas Compuestas, se efectuó la suma de las corrientes individuales de las corrientes frías y calientes. Las curvas compuestas consisten en los perfiles de temperatura-Entalpia del calor disponible en el proceso (La Curva Caliente Compuesta) y la demanda de calor en el proceso (La Curva Fría Compuesta), juntas en una representación:

En general, en el diagrama se representa cualquier corriente con un valor de capacidad calorífica (Cp) constante por una línea recta, que va desde la temperatura de suministro hasta la temperatura objetivo de la corriente. Ambas curvas se representan en el **Gráfico 32**:

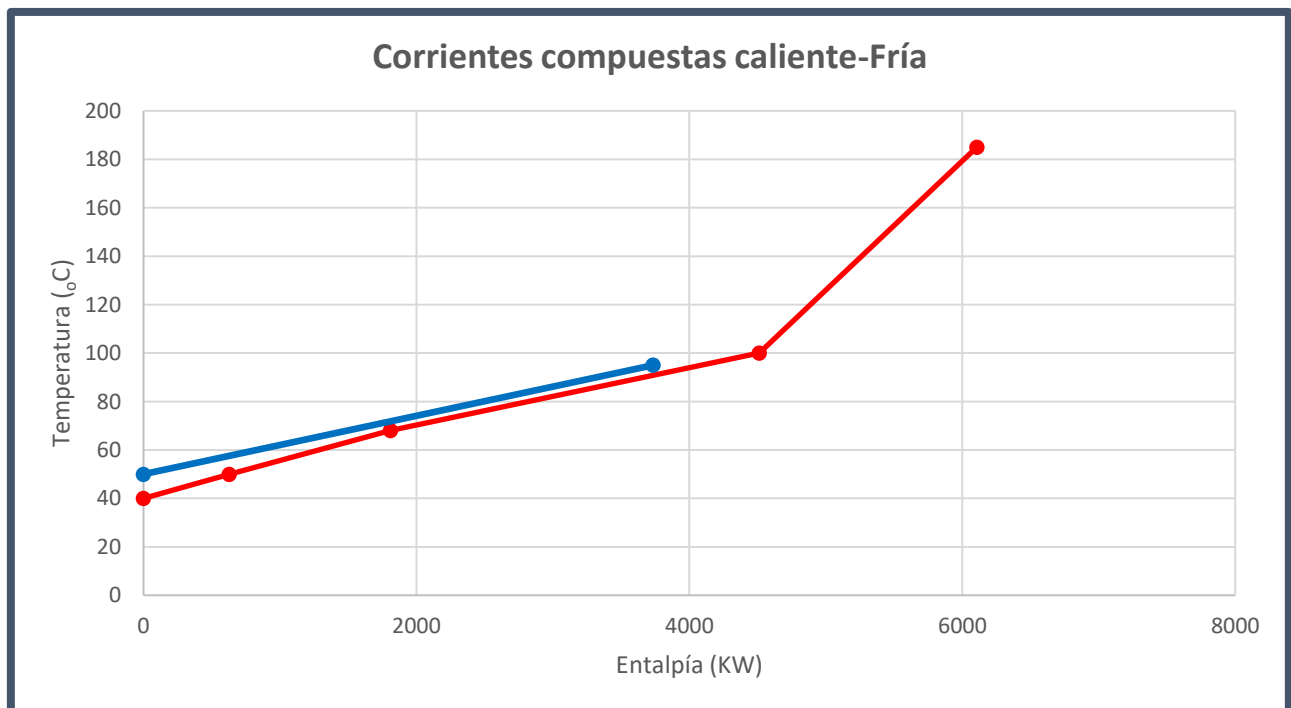




Gráfico 32

Ahora bien, como se mencionó antes, siempre se debe mantener un ΔT_{\min} de 15 °C para lograr el intercambio deseado de calor. Esto se logra gráficamente moviendo horizontalmente la línea compuesta fría, hasta lograr un ΔT_{\min} entre ambas corrientes de 15 °C. Esto se puede apreciar en el **Gráfico 33**:

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 122 de 286

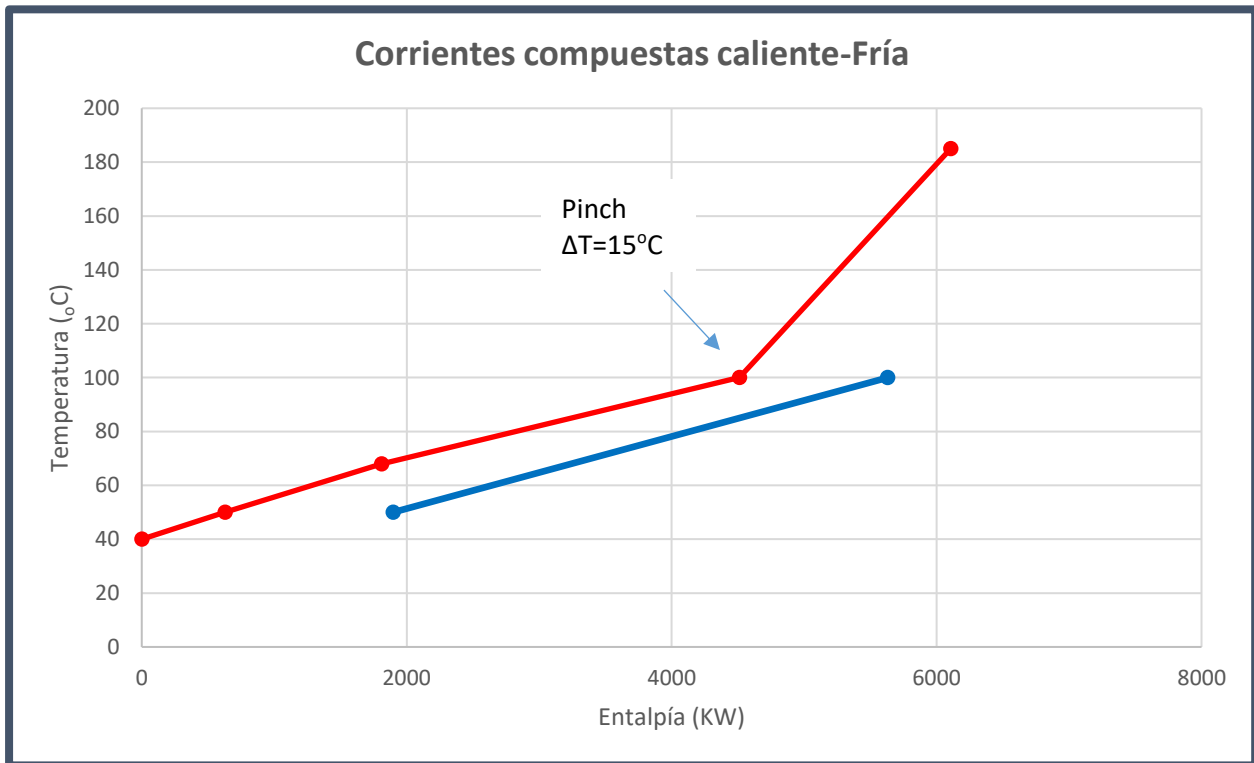




Gráfico 33

Como se puede observar, el punto Pinch se encuentra puntualmente cuando la entalpía tiene un valor de 4512 Kw, y la temperatura de la corriente compuesta Fría es de 85 °C, mientras que la corriente caliente compuesta tiene una temperatura de 100 °C.

En este punto se necesita remover 2372 kw de la corriente caliente con agua de enfriamiento.

5.5.2.2. Tabla Algoritmo.

Las elaboraciones gráficas no son los medios más convenientes para determinar las necesidades energéticas. Un enfoque numérico llamado "Tabla de Algoritmo Problema" (PTA) fue desarrollado por Linnhoff & Flower (1978) como medio para determinar las necesidades de servicios de un proceso y la ubicación del Pinch en el proceso. La PTA permite manejar cálculos energéticos para diversos objetivos.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 123 de 286

Para los datos del proceso, las corrientes se muestran en una representación esquemática con una escala vertical de temperatura. Los límites de los intervalos de temperatura están sobrepuestos. Estableciendo los intervalos de esta manera aseguramos que el intercambio total de calor dentro de cualquier intervalo es posible. Así, cada intervalo tendrá un exceso o un déficit neto de calor dictado por el balance de entalpía, pero nunca ambos. Se muestra un resumen de las características más importantes de las corrientes en la **tabla 32**, para la elaboración del **gráfico 34**:

<i>Corriente</i>	<i>Tipo de Corriente</i>	<i>Temp. inicial (°C)</i>	<i>Temp. Final (°C)</i>	<i>ΔT (°C)</i>	<i>Flujo de calor específico (KW/°C)</i>	<i>Cambio Entálpico KW</i>
1	Caliente	185	68	-117	18,8	2195
2	Fría	50	100	50	74,7	3735
3	Caliente	100	40	-60	62,8	3770
4	Caliente	100	50	-50	2,8	142

Tabla 32

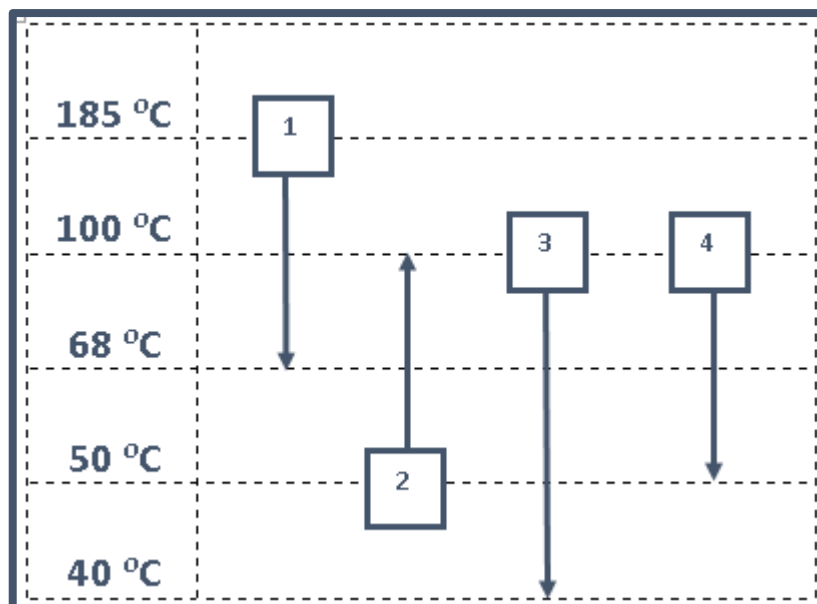




Gráfico 34

Con la ayuda del **gráfico 35**, podemos realizar la siguiente **tabla 33**, donde se muestran los excesos o déficit energéticos de cada corriente. Estos se calculan en base a los Cp específicos de

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 124 de 286

cada corriente. Por ejemplo, una corriente que tiene un exceso de energía, es una corriente que tiene un ΔH negativo, es decir, que puede ceder calor, por lo que puede intercambiar calor con una corriente de proceso más fría (O con agua de enfriamiento).

	<i>Número Intervalo</i>	$T_i - T_{i+1}$ (°C)	$\Delta C_{pc} - \Delta C_{pH}$ (KW/°C)	ΔH_i (KW)	<i>Déficit o Exceso</i>
$T_1 = 185\text{ °C}$	1	85	-18,8	-1595	Exceso
$T_2 = 100\text{ °C}$	2	32	-9,7	-311	Exceso
$T_3 = 68\text{ °C}$	3	18	9,0	162	Déficit
$T_4 = 50\text{ °C}$	4	10	-62,8	-628	Exceso
$T_5 = 40\text{ °C}$	5	85	-18,8	-1595	Exceso

Tabla 33

En el **gráfico 35** de cascada, se representa el calor que las corrientes ceden o absorben:

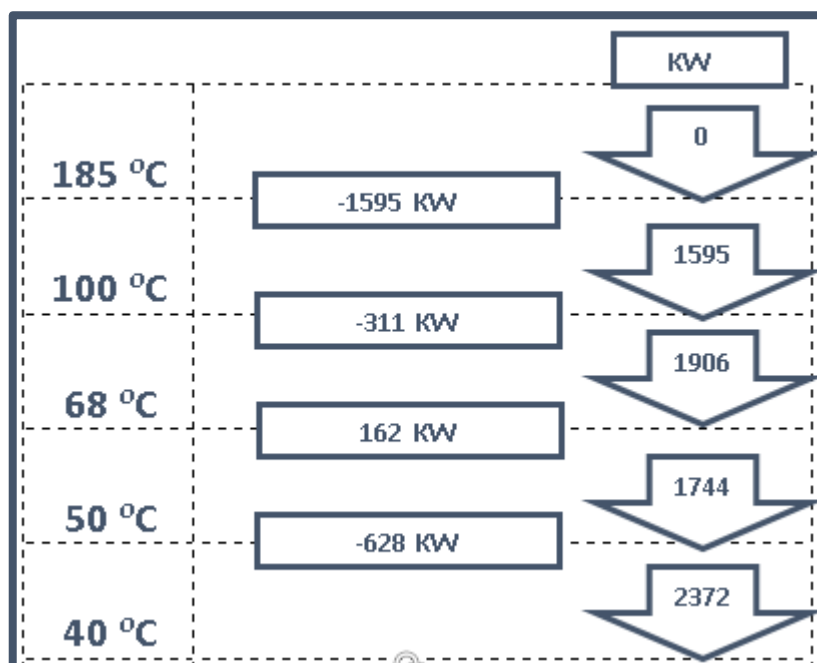




Gráfico 35

Cómo se puede observar, al inicio de la cascada de calor no es necesario suministrarle energía al proceso, y al final del mismo, solo queda remover el calor que no se pudo intercambiar entre las corrientes de procesos. Este calor debe ser removido por servicios auxiliares, como por

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 125 de 286

ejemplo, un aereofriador, pero en este caso se utilizara agua de enfriamiento. **Por consiguiente, el calor que se debe remover es de 2372 KW.**

5.6. Simulación

5.6.1. Composición del gas de alimentación

Como se mencionó anteriormente en la descripción del proceso de obtención de CO₂, la composición del gas de combustión que actualmente está disponible para su utilización es la siguiente (Ver **Tabla 34**):



<i>Gases de combustión</i>				
	<i>Kmol/Hs</i>	<i>% mol</i>	<i>Kg/Hs</i>	<i>% peso</i>
CO ₂	229	5,63	10078	9,64
N ₂	2815	69,25	78856	73,04
O ₂	45	1,11	1439	1,33
H ₂ O	976	24,01	17582	16,29
Total	4065	100	107957	1

Tabla 34

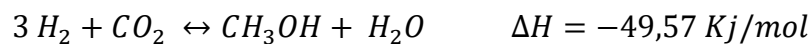
Pero esta composición no es la que realmente se va a utilizar al momento de instalar la mejora en planta, ya que al modificar la corriente de gas de síntesis que ingresa al reactor, obviamente se va a modificar la corriente del gas de salida del reactor, y por tanto, la cantidad de H₂ disponible para ser utilizado como combustible en el horno reformador va a disminuir. Dicha disminución, se puede estimar en función de algunas variables que hay que tener en cuenta, como el poder calorífico. Por otro lado, la cantidad de calor suministrado por el horno debe mantenerse constante, independientemente del combustible utilizado, por lo que la composición del gas de combustión final va a depender de este.

Para estimar la composición a utilizar de los humos, se realizó la estimación de las siguientes variables:

- Cantidad de H₂ que se consume adicionalmente
- Requerimiento energético del horno reformador
- Poder calorífico del H₂
- Poder calorífico del CH₄
- Cantidad de CH₄ necesaria para suplir la quema del H₂
- Composición de los humos

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 126 de 286

En primer lugar, la cantidad de H₂ consumida en la reacción, se determinó por la estequiometría de la misma, y teniendo en cuenta que la conversión global del CO₂ en el reactor de síntesis, cuando se tiene un número estequiométrico entre 2,05 y 2,15, es del 95-98 %, por lo tanto se tiene la siguiente reacción:



Cómo la cantidad de CO₂ adicional es de aproximadamente 160 kmol/h, la cantidad que va a reaccionar es de aproximadamente 150 kmol/h, lo que consume un total de 450 kmol/h de H₂.

En segundo lugar, se calculó la energía que debe suministrar el horno reformador a la corriente de gas-Vapor de agua/Gas reformado. Esto se hizo con ayuda del simulador, utilizando un reactor de Gibbs, y teniendo en cuenta:

- Composición actual de los gases de combustión
- Temperatura de los humos antes de que ingrese al tren de intercambio (970 °C)
- La alimentación está formada por gas natural, hidrógeno y aire
- El gas natural es exclusivamente CH₄
- La composición del aire es de 21 % O₂ y 79 % N₂ en mol
- El porcentaje de exceso de O₂ a la salida es de 1,1 %

Se realizó la simulación como se puede ver en la **figura 26**:

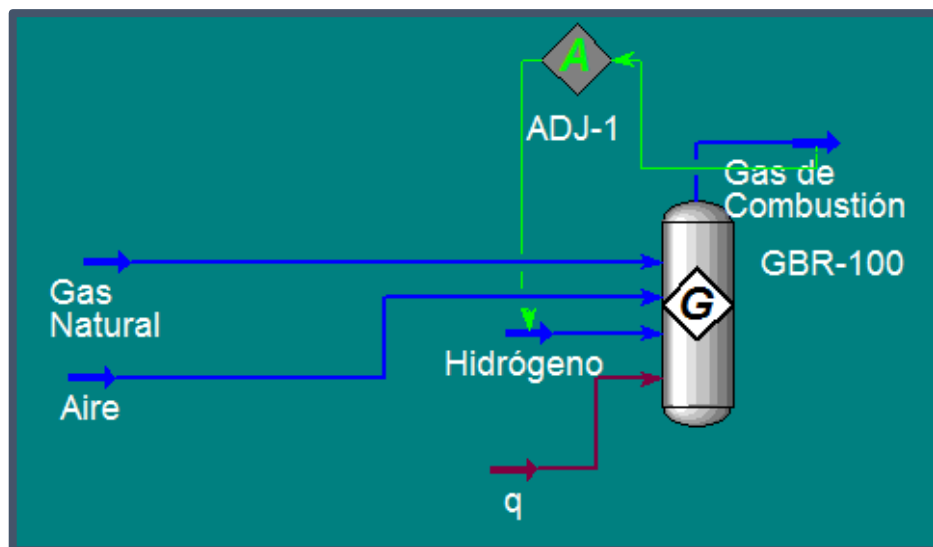




Figura 26

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 127 de 286

La simulación dio como resultado un requerimiento energético de **-47040 KW**.

A continuación, se copió el está simulación, y a la corriente de H₂ se le disminuyó su caudal en 450 kmol/h. La nueva simulación se realizó teniendo en cuenta:

- Mantener constante el requerimiento energético (Función ajuste)
- Mantener el porcentaje de oxígeno en exceso en 1,1 % (Función ajuste)

Esto se puede apreciar en la **figura 27**:

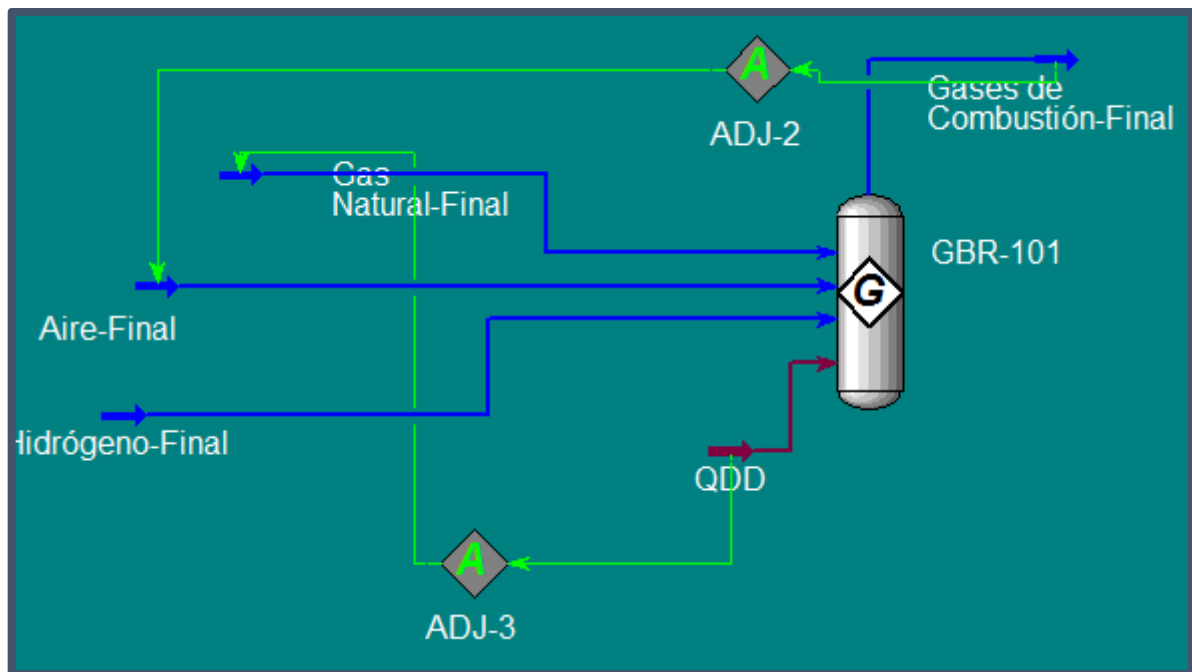




Figura 27

Las conclusiones obtenidas de este trabajo son que la cantidad extra de CH₄ a utilizar es de **147 kmol/h**, y lo más importante, la composición de gases de combustión utilizada para realizar el trabajo de absorción debe ser la que se muestra en la **tabla 35**:

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA	Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂			Año de cursada: 2016		
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 128 de 286

<i>Gases de combustión</i>		
	Kmol/Hs	% mol
CO ₂	376	8,7
N ₂	3086	71,2
O ₂	48	1,1
H ₂ O	823	19
Total	4333	100

Tabla 35

5.6.2. Simulación de procesos de aminas.

Para el armado final de la simulación, se tuvo en cuenta todas las consideraciones desarrolladas hasta este punto. El diagrama de flujo que se obtuvo se puede ver en la **figura 28**, y más en detalle en la **figura 29** y **figura 30**. Todos los datos de procesos obtenidos coinciden con los datos presentes en la bibliografía, además no se tuvo grandes inconvenientes en el armado de la simulación, y obviamente, se pueden sacar datos valiosos de esta, como el análisis del balance, tanto de masa como de energía que se presentan en el capítulo 6.

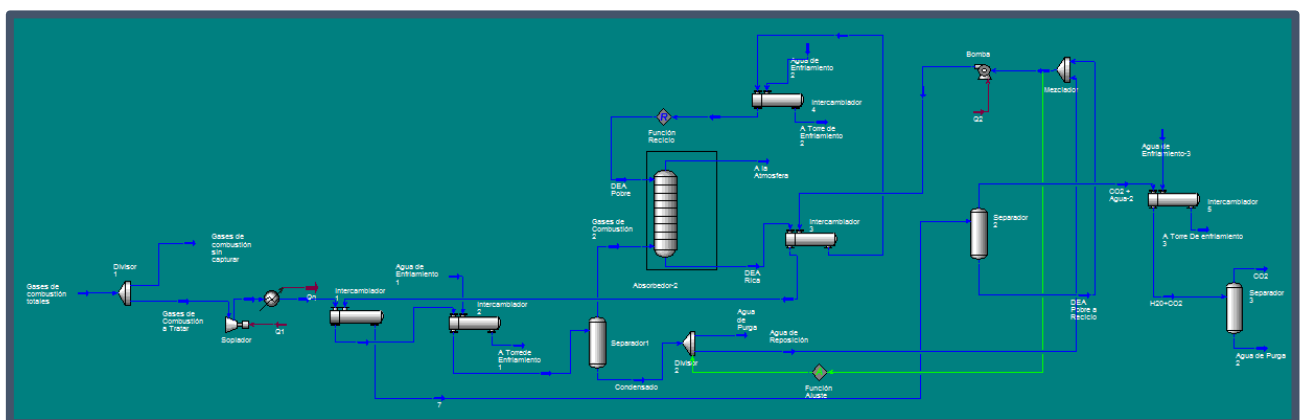




Figura 28

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA	Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂			Año de cursada: 2016		
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 129 de 286

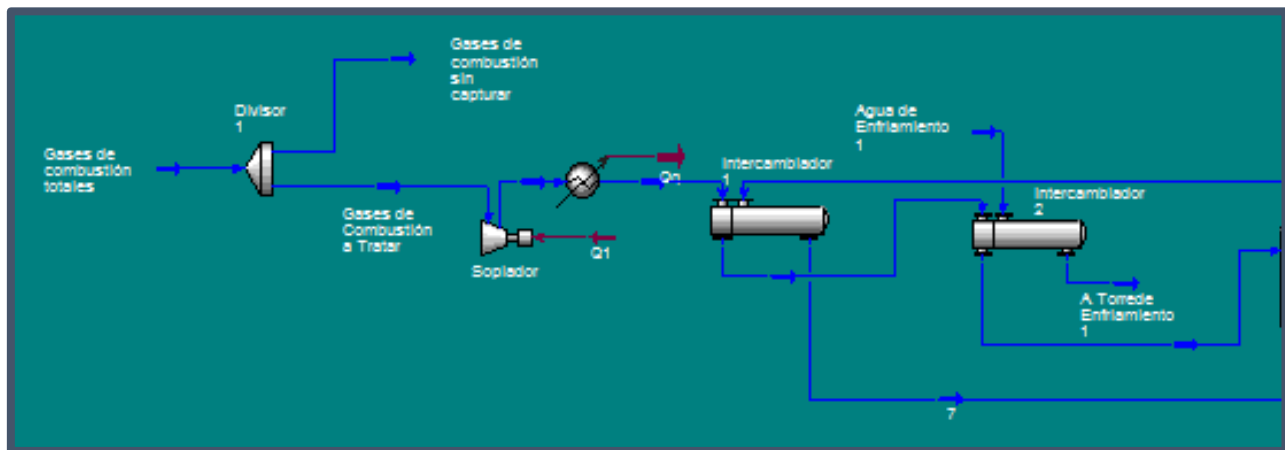


Figura 29

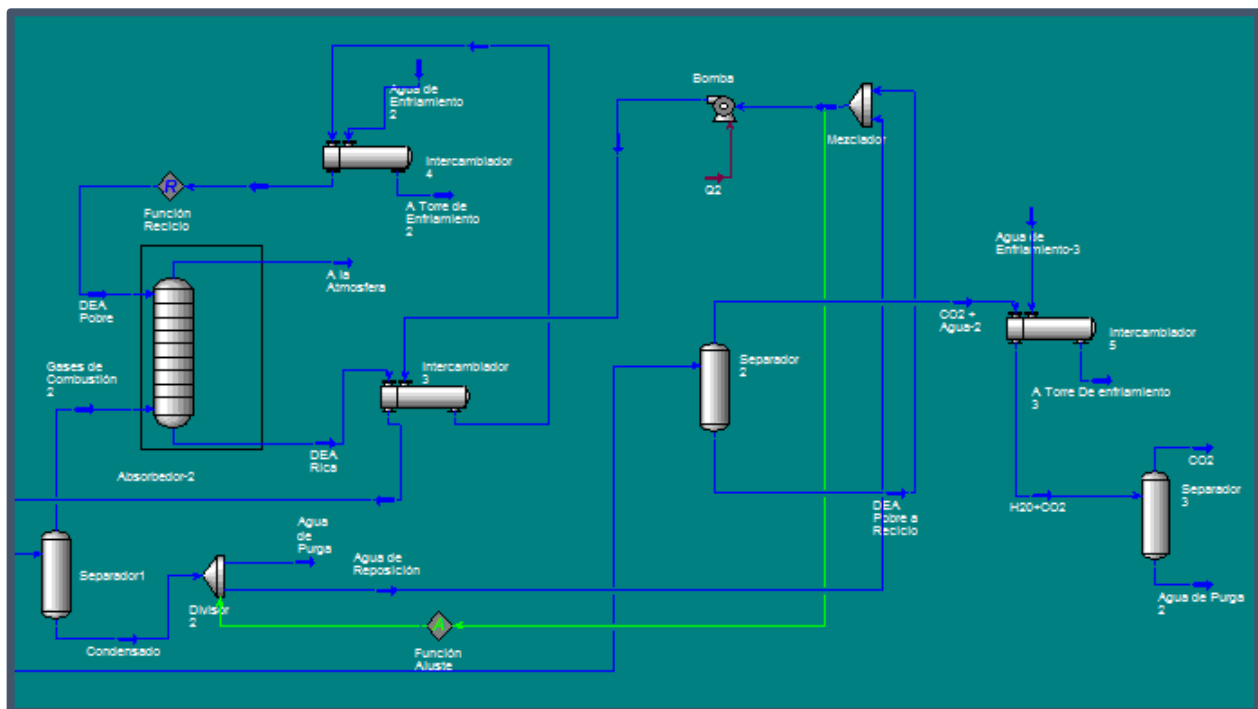






Figura 30



 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 130 de 286

Bibliografía

- Betzabet Morero y Enrique A. Campanella (2012). Simulación del Proceso de Absorción Química con Soluciones de Aminas para la Purificación Biogás-*Universidad Nacional del Litoral-CONICET*. Tomado de <http://ri.conicet.gov.ar/bitstream/handle/11336/1796/MoreroCampanellaart04IT.pdf?sequence=1&isAllowed=y>
- - Eleonora Erdmann, Liliana Ale Ruiz, Julieta Martínez, Juan P. Gutierrez, Enrique Tarifa (2012). ENDULZAMIENTO DE GAS NATURAL CON AMINAS. SIMULACIÓN DEL PROCESO Y ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD PARAMÉTRICO. Instituto Tecnológico de Buenos Aires ITBA. Tomado de <http://www.redalyc.org/articulo.oa?id=323627688008>
- Miguel Velazquez, (2005). "ANÁLISIS PINCH DE REDES". *Texas A&M University Texas A&M University, College Station, TX. January College Station, TX*. Tomado de http://www.polymtl.ca/namp/docweb/Modules_Web/M12_Part2_Tiers1_2_3_Spanish.pdf
- Enrique Arce Medina, Diseño de procesos. *Instituto Politécnico Nacional*. Tomado de <https://sites.google.com/site/procesosiesigie/modulos-del-curso/modulo-3-1/unidad-3a-el-analisis-pinch>

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 131 de 286

6. Balance de Masa y Energía

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 132 de 286

6.1 Descripción

El presente balance de masa se realizó teniendo en cuenta la base con que se necesitaba trabajar, es decir, con la concentración de todos los componentes de la alimentación a la planta de captura de CO₂, como así también teniendo en cuenta las condiciones de esta corriente, y previendo cuánto del CO₂ se quiere capturar en función de su posterior utilización y en función de una recuperación que fuera económicamente conveniente, en resumen, se necesita tener en cuenta:

- Composición y cantidad de gas de combustión.
- Condiciones operativas.
- Requerimientos de CO₂ en Metanol.
- Relación costo beneficio del porcentaje de CO₂ recuperado.

El mismo se llevó a cabo con el simulador HYSYS 7.3, utilizando el paquete de aminas en la mayor parte de la simulación.



Se debe tener en cuenta que la introducción de CO₂ al proceso afecta el balance de masa general de la planta de Metanol, y por lo tanto, la composición de los gases de combustión. La composición que se tomó como base es la composición que saldría una vez instalada la planta de Aminas, no la composición actual del metanol, ya que con dicha composición trabajará posteriormente el proceso.

6.2 Balance de Masa y energía

El Balance de masa del proyecto de captura de CO₂ incluye, no solo el balance de masa del proceso mismo de captura de CO₂ a través de la planta de DEA, sino que también incluye un balance de masa general del reactor de síntesis de Metanol, el cual, se puede dividir en dos etapas diferentes:

La primera etapa es cuando la planta de metanol se encuentra en operación normal, y antes de la hipotética instalación de la planta de aminas, y la segunda etapa del balance de masa se realiza una vez que se instala la planta de aminas y se integra al proceso de producción de Metanol. Esto se realiza para saber de qué manera afecta la producción de metanol la incorporación del CO₂ extra, y lo más importante, para saber si el proyecto es viable técnicamente y económicamente.

En todos los casos, el balance de masa se realizó utilizando el simulador Hysys 7.3.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 133 de 286

6.2.1 Reactor (Unidad 200), antes de instalar planta de aminas.

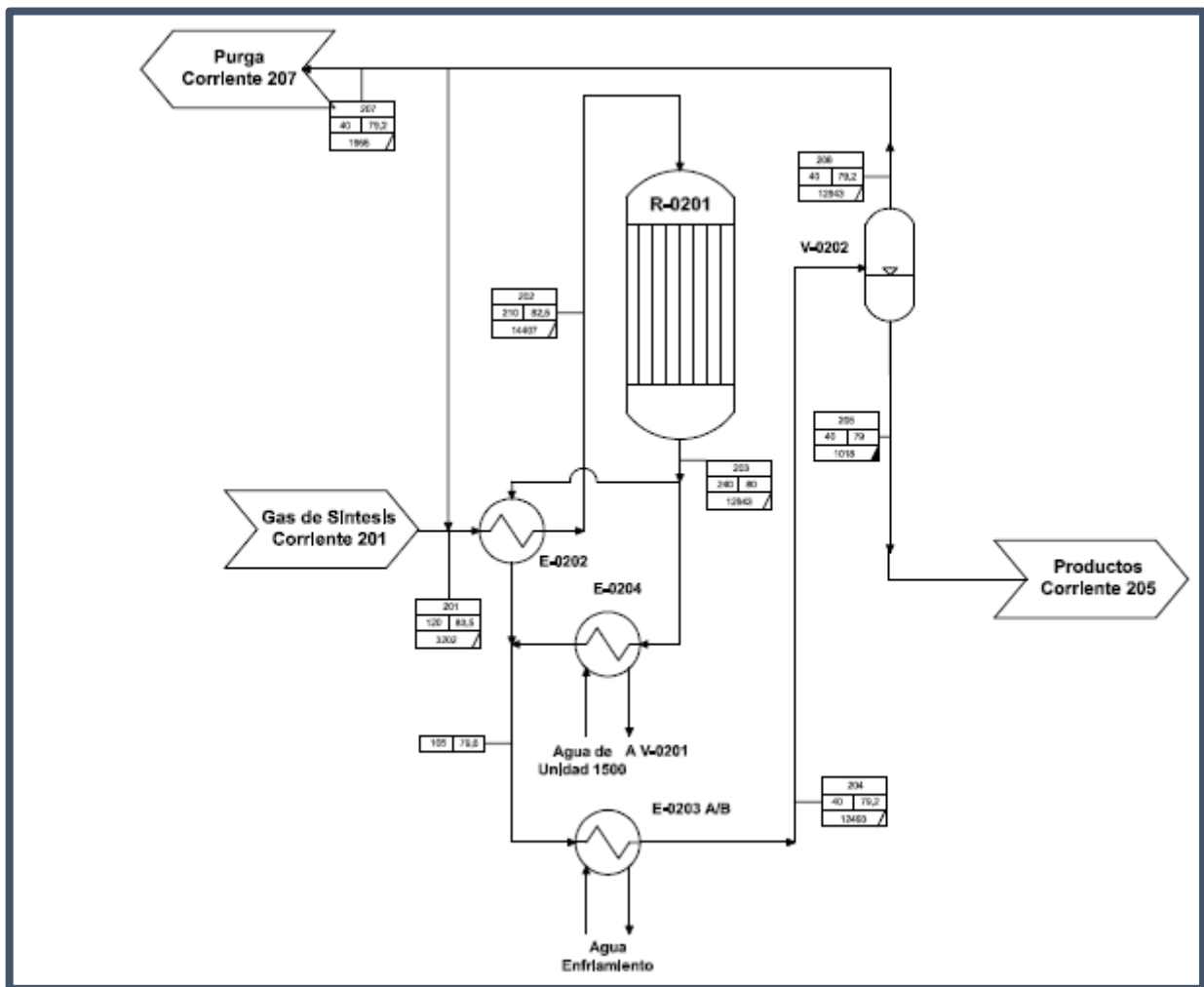






Figura 31

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 134 de 286

Balance de Energía - Reactor			
Propiedad/Corriente	201	205	207
Fase Vapor	1,00	0,00	1,00
Temperatura (°C)	92,00	40,00	40,00
Presión (Kpa)	6080,12	5785,92	5785,92
Flujo Molar (Kmol/h)	3165,60	1021,58	679,86
Flujo Másico (kg/h)	31786,93	28641,70	3188,00
Volumen estandar ideal (m ³ /h)	102,70	34,85	21,37
Entalpía molar (Kj/mol)	-52617,93	-249702,14	-16452,82
Entropía molar (Kj/mol*°C)	151,16	75,83	139,72
Flujo de calor(Kj/h)	-1110448,82	-1700604,77	-74570,74
Flujo líquido cond. Estd. Ideal (m ³ /h)	-	34,72245873	-

Balance molar/masa - Reactor						
Corriente	201		205		207	
	Kmol/h	Kg/h	Kmol/h	Kg/h	Kmol/h	Kg/h
CO ₂	296,0	13026,9	3,4	147,4	15,9	699,8
CO	460,0	12885,0	0,1	3,9	5,4	150,4
H ₂	2344,0	4725,5	4,3	8,7	597,0	1203,6
CH ₄	52,1	836,5	1,6	25,3	50,5	810,0
N ₂	7,1	197,8	0,1	2,0	7,0	195,5
H ₂ O	6,4	115,3	283,4	5106,0	0,2	4,1
CH ₃ OH	0,0	0,0	728,7	23348,3	3,9	124,6

Tabla 36

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
				Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 135 de 286

6.2.2 Planta de Aminas

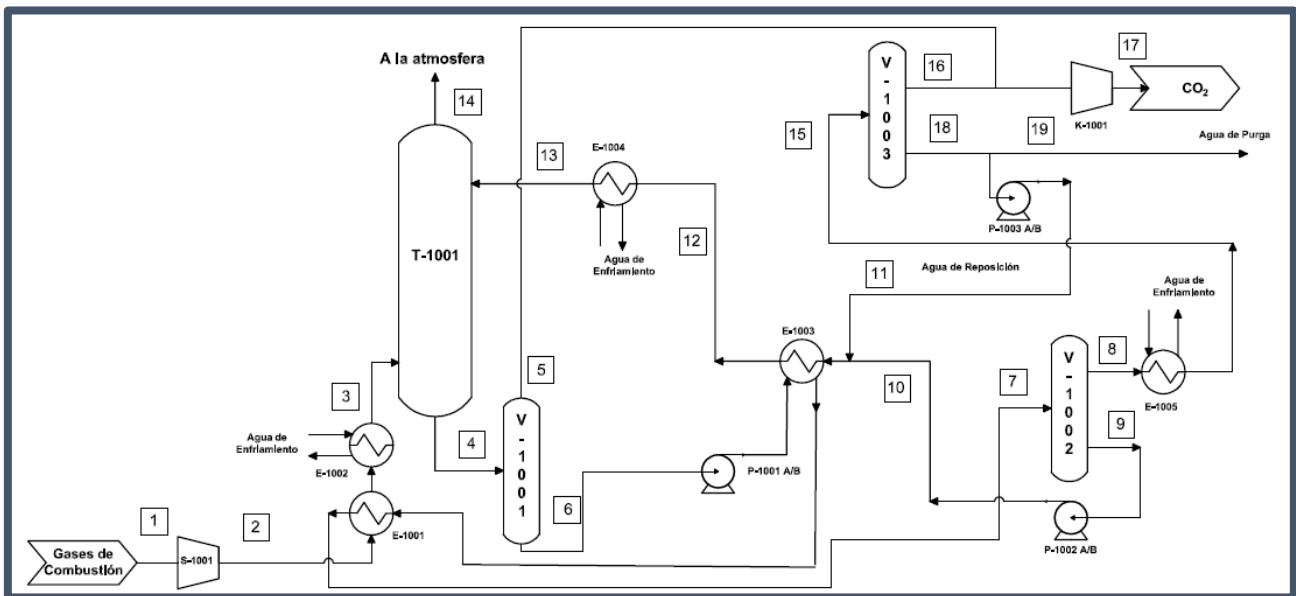




Figura 32

Balance de Energía – Planta de Aminas					
Propiedad/Corriente	1	2	3	4	5
Fase Vapor	1,00	1,00	1,00	0,04	1,00
Temperatura (°C)	170,00	185,60	68,00	49,58	49,58
Presión (Kpa)	101,3	112,0	108,0	111,0	111,0
Flujo Molar (Kmol/h)	2148,0	2148,0	2148,0	2646,2	110,2
Flujo Másico (kg/h)	58775	58775	58775	66959	4556
Volumen estándar ideal (m ³ /h)	70,55	70,55	70,55	67,50	5,48
Flujo de calor(Kj/h)	28877491	29939541	22039254	-67943425	1136198



 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 136 de 286

Balance de masa – Planta de Aminas					
Corriente	1	2	3	4	5
Componente	Kg/h	Kg/h	Kg/h	Kg/h	Kg/h
Nitrógeno	42642	42642	42642	0	0
CO ₂	7645	7645	7645	9054	4352
H ₂ O	7702	7702	7702	41083	204
DEA	0	0	0	16821	0
O ₂	786	786	786	0	0
Total (Kg/h)	58775	58775	58775	66959	4556

Balance molar – Planta de Aminas					
Corriente	1	2	3	4	5
Componente	Kmol/h	Kmol/h	Kmol/h	Kmol/h	Kmol/h
Nitrógeno	1522,9	1522,9	1522,9	0,0	0,0
CO ₂	174,0	174,0	174,0	206,4	98,7
H ₂ O	427,5	427,5	427,5	2280,9	11,3
DEA	0,0	0,0	0,0	158,8	0,0
O ₂	23,6	23,6	23,6	0,0	0,0
Total (Kmol/h)	2148,0	2148,0	2148,0	2646,0	110,0

Tabla 37

Balance de Energía – Planta de Aminas					
Propiedad/Corriente	6	7	8	9	10
Fase Vapor	0,00	0,02	1,00	0,00	0,00
Temperatura (°C)	49,58	100,00	100,00	100,00	100,00
Presión (Kpa)	111,0	377,3	377,3	377,3	392,3
Flujo Molar (Kmol/h)	2536,0	2536,0	43,1	2492,9	2492,9
Flujo Másico (kg/h)	62402	62402	1611	60791	60791
Volumen estándar ideal (m ³ /h)	62,02	62,02	1,91	60,11	60,11
Flujo de calor (Kj/h)	-69079623	-55514461	526535	-56040996	-56039827



 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 137 de 286

Balance de masa – Planta de Aminas					
Corriente	6	7	8	9	10
Componente	Kg/h	Kg/h	Kg/h	Kg/h	Kg/h
Nitrógeno	0	0	0	0	0
CO ₂	4702	4702	1412	3290	3290
H ₂ O	40879	40879	199	40679	40679
DEA	16821	16821	0	16821	16821
O ₂	0	0	0	0	0
Total(Kg/h)	62402	62402	1611	60791	60791

Balance molar – Planta de Aminas					
Corriente	6	7	8	9	10
Componente	Kmol/h	Kmol/h	Kmol/h	Kmol/h	Kmol/h
Nitrógeno	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
CO ₂	106,5	106,5	32,0	74,8	74,8
H ₂ O	2269,7	2269,7	11,0	2258,7	2258,7
DEA	159,8	159,8	0,0	159,6	159,6
O ₂	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
Total(Kmol/h)	2536,0	2536,0	43,0	2493,0	2493,0

Tabla 38

Balance de Energía – Planta de Aminas					
Propiedad/Corriente	11	12	13	14	15
Fase Vapor	0,00	0,00	0,00	1,00	0,77
Temperatura (°C)	50,01	60,00	40,00	63,11	50,00
Presión (Kpa)	392,3	384,3	376,3	105,0	371,3
Flujo Molar (Kmol/h)	7,1	2500,0	2500,0	2001,8	43,1
Flujo Másico (kg/h)	128	60919	60921	52737	1611
Volumen estándar ideal (m ³ /h)	0,13	60,24	60,24	63,29	1,91
Flujo de calor(Kj/h)	-228390	-65425844	-69848617	20133286	19057



 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 138 de 286

Balance de masa – Planta de Aminas					
Corriente	11	12	13	14	15
Componente	Kg/h	Kg/h	Kg/h	Kg/h	Kg/h
Nitrógeno	0	0	0	42641	0
CO ₂	0	3291	3291	1881	1412
H ₂ O	128	40808	40808	7428	199
DEA	0	16821	16821	0	0
O ₂	0	0	0	786	0
Total(Kg/h)	128	60919	60919	52737	1611

Balance molar – Planta de Aminas					
Corriente	11	12	13	14	15
Componente	Kmol/h	Kmol/h	Kmol/h	Kmol/h	Kmol/h
Nitrógeno	0,0	0,0	0,0	1521,5	0,0
CO ₂	0,0	75,0	75,0	42,0	32,0
H ₂ O	7,0	2265,0	2265,0	412,4	11,0
DEA	0,0	160,0	160,0	0,0	0,0
O ₂	0,0	0,0	0,0	24,0	0,0
Total(Kmol/h)	7	2500	2500	2002	43

Tabla 39



Balance de Energía – Planta de Aminas				
Propiedad/Corriente	16	17	18	19
Fase Vapor	1,00	1,00	0,00	0,00
Temperatura (°C)	50,00	371,97	50,00	50,01
Presión (Kpa)	371,3	1900,0	371,3	392,3
Flujo Molar (Kmol/h)	33,2	143,4	9,9	2,8
Flujo Másico (kg/h)	1432	5988	179	51
Volumen estándar ideal (m ³ /h)	1,73	7,21	0,18	0,05
Flujo de calor(Kj/h)	338735	3446823	-319678	-91283

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 139 de 286

Balance de masa – Planta de Aminas				
Corriente	16	17	18	19
Componente	Kg/h	Kg/h	Kg/h	Kg/h
Nitrógeno	0	0	0	0
CO ₂	1411	5763	1	0
H ₂ O	20	224	179	51
DEA	0	0	0	0
O ₂	0	0	0	0
Total(Kg/h)	1431	5988	179	51

Balance molar – Planta de Aminas				
Corriente	16	17	18	19
Componente	Kmol/h	Kmol/h	Kmol/h	Kmol/h
Nitrógeno	0,0	0,0	0,0	0,0
CO ₂	31,9	130,6	0,0	0,0
H ₂ O	1,1	12,4	10,0	3,0
DEA	0,0	0,0	0,0	0,0
O ₂	0,0	0,0	0,0	0,0
Total(Kmol/h)	33,0	143,0	10,0	3,0

Tabla 40

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
				Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 140 de 286

6.2.3 Balance de Masa de Metanol después de insertar CO₂

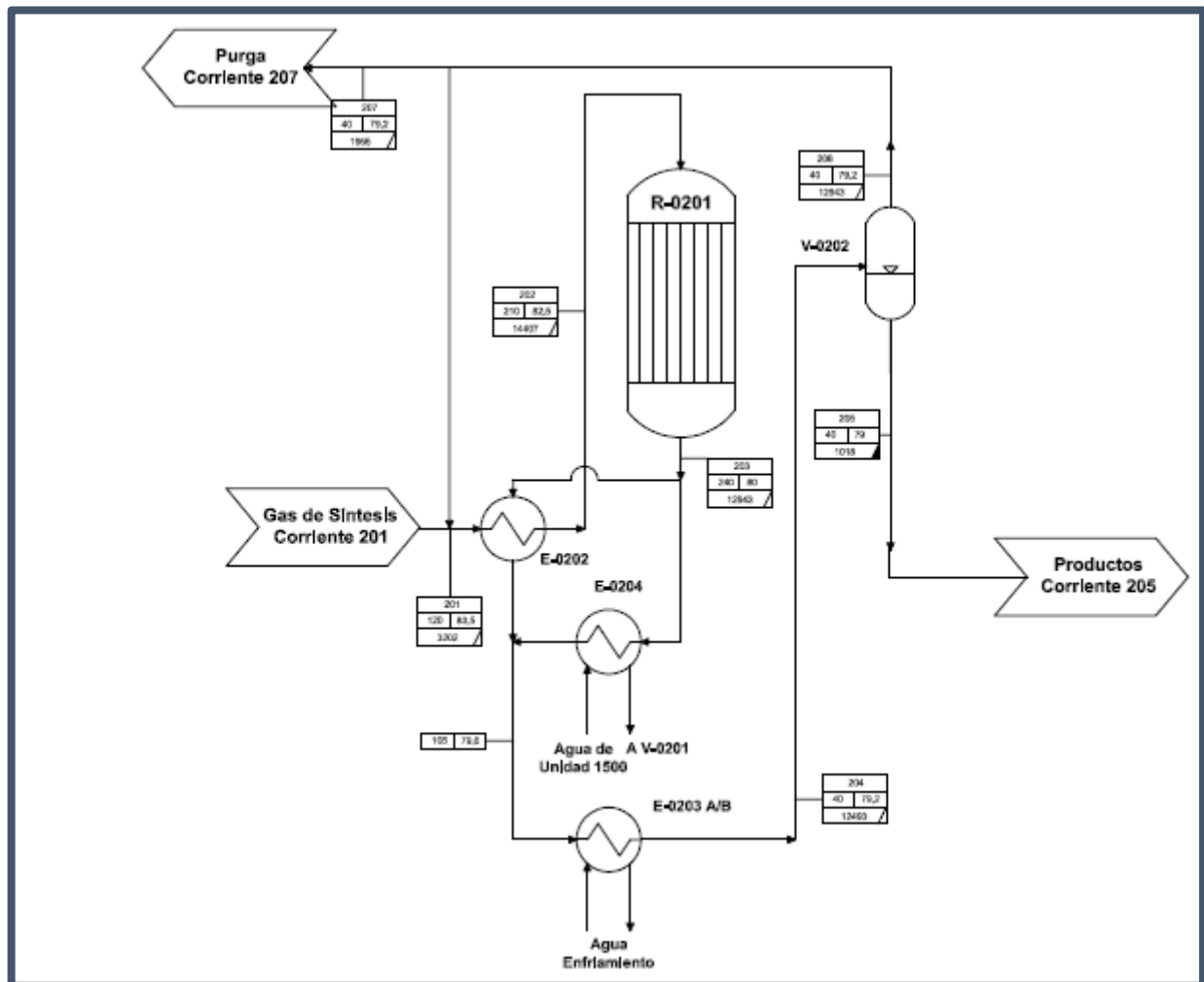
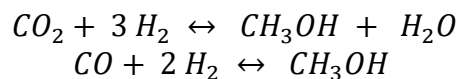




Figura 33

Obviamente, no cambia el diagrama de flujo del proceso de síntesis de metanol, antes o después de agregar el CO₂. En el balance molar de la planta de aminas se observa que se capturan y se inyectan 130 Kmol/h de CO₂, y la conversión global de este es del 95 %, mientras que la conversión global del Co es del 98 %, por lo que por estequiometria se calcula la cantidad que va a reaccionar para formar metanol.



 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 141 de 286



Balance de Energía - Reactor			
Propiedad/Corriente	201	205	207
Fase Vapor	1,00	0,00	1,00
Temperatura (°C)	92,00	40,00	40,00
Presión (Kpa)	6080,12	5883,99	5883,99
Flujo Molar (Kmol/h)	3295,60	1275,51	309,09
Flujo Másico (kg/h)	37508,67	34953,97	2553,97
Volumen estandar ideal (m ³ /h)	109,63	42,24	10,72
Entalpía molar (Kj/mol)	-65971,18	-251640,65	-39260,58
Entropía molar (Kj/mol*°C)	153,20	72,45	151,14
Flujo de calor(Kj/h)	-1449430,70	-2139795,09	-80901,29
Flujo líquido cond. Estd. Ideal (m ³ /h)	-	42,05751853	-

Balance molar/masa - Reactor						
Corriente	201		205		207	
Componente	Kmol/h	Kg/h	Kmol/h	Kg/h	Kmol/h	Kg/h
CO ₂	426,0	18748,1	2,9	128,5	18,4	808,9
CO	460,0	12885,0	0,4	10,3	8,8	247,4
H ₂	2344,0	4725,5	5,1	10,2	223,2	450,0
CH ₄	52,1	835,8	2,1	33,3	50,0	802,6
N ₂	7,1	198,9	0,0	0,2	7,1	198,7
H ₂ O	6,4	115,3	410,9	7402,7	0,2	3,3
CH ₃ OH	0,0	0,0	854,2	27368,7	1,3	43,2

Tabla 41

6.2.4 Balance de Metanol.

Con los 130 Kmól/h de CO₂ inyectados junto con los 296 Kmól/h presentes inicialmente en la corriente, se tiene un total de 426 Kmól/h, de los cuales el 95 % reacciona. La cantidad extra de metanol producida es de unos 123 Kmól/h de metanol, es decir 3941 Kg/h, y si tenemos en cuenta que el proceso es continuo, y que se estima que en el año está en funcionamiento 340 días, **el aumento de la producción de metanol es de 32000 Tn/año, un aumento del 8 % de la producción actual de 400000 Tn/año.**

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 142 de 286

6.3 Servicios Auxiliares

Los servicios auxiliares son aquellos servicios que forman parte de una planta para hacer funcionar correctamente el proceso, pero no forman parte de las corrientes de procesos propiamente dichas, como por ejemplo Agua de enfriamiento, Vapor, Aire, Nitrógeno, Electricidad, etc.

En el caso particular de este proyecto, los servicios auxiliares que se utilizan provienen en su totalidad de la planta de metanol existente, ya que la planta es un “anexo” a la ya existente. Por esto, no se necesitan, por ejemplo, sistemas de tratamiento de agua para la producción de vapor o la utilización de esta como agua de enfriamiento, como así tampoco se necesitaría la instalación de compresores.



6.3.1 Vapor de baja presión

El vapor de baja presión de la planta de Metanol presenta una presión de 3,5 Kg/cm², y se lo utiliza en el proceso de para calentar corrientes de proceso las cuales no requieran una temperatura demasiado elevada. En la planta de aminas no se requerirá la utilización de vapor, como se estudió en el análisis Pinch del proceso, debido a que con un buen diseño de la red de intercambiadores de calor, se puede lograr la utilización únicamente de agua de enfriamiento.

6.3.2 Agua de enfriamiento

El agua de enfriamiento de utiliza en la planta de metanol en los intercambiadores de calores para enfriar las corrientes de procesos. En el caso de la planta de captura de CO₂ se utiliza para enfriar/condensar los gases de combustión, además para enfriar/Condensar la corriente de CO₂ humo, y por último se lo utiliza para enfriar la DEA pobre hasta la temperatura requerida en el ingreso al absorbedor.

La cantidad necesaria de agua de enfriamiento es aproximadamente **185700** kg/h. Se considera una temperatura inicial de unos 30 °C y una temperatura de salida de 42 °C. Se considera que la pérdida de carga en el equipo es de 0,5 kg/cm². Al igual que el vapor de baja presión, el agua de enfriamiento se extrae de las líneas existentes en la planta de metanol, ya que la demanda de esta es pequeña comparada con las cantidades que se maneja en ese proceso, no se tendría inconvenientes.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 143 de 286

Balance de Agua de Enfriamiento

Propiedad Corriente	Intercambiador E-1002		Intercambiador E-1004		Intercambiador E-1005	
	Entrada	Salida	Entrada	Entrada	Salida	Entrada
Fase Vapor	0	0	0	0	0	0
Temperatura (°C)	30	42	30	40	30	42
Presión (Kpa)	405	350	405	393	405	401
Flujo Molar (Kmol/h)	3881	3881	5867	5867	560	560
Flujo Másico (kg/h)	69909	69909	105697	105697	10097	10097
Volumen estandar ideal (m ³ /h)	70	70	106	106	10	10
Entalpía molar (Kj/mol)	-33731	-32825	-33731	-32977	-33731	-32825
Entropía molar (Kj/mol*°C)	75	76	75	76	75	76
Flujo de calor(Kj/h)	-872636	-849211	-1319351	-1289877	-126033	-122650
Flujo líquido cond. Estd. Ideal (m ³ /h)	70	70	106	106	10	10

Balance de masa Agua de enfriamiento



Corriente	Intercambiador E-1002		Intercambiador E-1004		Intercambiador E-1005	
	Kmol/h	Kg/h	Kmol/h	Kg/h	Kmol/h	Kg/h
H ₂ O	3880,6	69909,0	5867,1	105696,0	560,5	10096,0

Tabla 42

6.3.3 Aire

Como la cantidad de instrumentos que necesitan aire para su funcionamiento es poco, la cantidad de aire requerida para su funcionamiento también es pequeña, por lo que la demanda de este se puede suplir extrayendo aire de las líneas de aire de la planta de metanol.

Para el aire de instrumentos deberemos tener en cuenta el consumo de válvulas neumáticas; ya sean válvulas de control como válvulas todo/nada. Se estima que cada instrumento tiene los siguientes requerimientos de aire:

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 144 de 286

<i>Consumo/Factor</i>	<i>Unidad</i>
Consumo unitario válvulas de control	1.4 Nm ³ /h
Factor simultaneidad válvulas de control	100%
Consumo unitario válvulas todo/nada	2 Nm ³ /h
Factor simultaneidad válvulas todo/nada	30%

Tabla 43

Además, se debe tener en cuenta el consumo de aire de los equipos, en este apartado se englobaría el consumo de aire comprimido de los equipos de cada sistema; por ejemplo, el caudal de aire que necesitarían bombas, calderas, etc. así como la presión mínima necesaria de este aire para su correcto funcionamiento. Esta información se conseguirá de las hojas de datos facilitadas por los suministradores de los diferentes equipos. Sin embargo, en nuestro proceso no se tienen equipos que requieran aire para su funcionamiento.



En total, se estima que se tiene un consumo de aire de 30-40 Nm³/h, del aire de instrumentación dependerán los equipos de la planta y las válvulas de control, las presiones normales de operación en este caso van de los 8-9 barg, la cual está disponible en las líneas de aire comprimido de la planta.

6.3.4 Energía Eléctrica

La energía eléctrica se utiliza para el funcionamiento de todas las bombas e iluminación. La cantidad necesaria de energía eléctrica se estima, mayormente en base a la potencia de las bombas instaladas, en 20700 Kw-h diaria.

<i>Energía eléctrica</i>		
Proceso	KWh/día	kwh/año
S-1001	7081	2407540
P-1001	145	49300
P-1002	145	49300
P-1003	1	340
K-1001	13150	4471000
Iluminación	205,22	69774,8
Total	20727,22	7047254,8

Tabla 44

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 145 de 286

6.3.5 Nitrógeno

El nitrógeno se lo utiliza únicamente en la inertización (o blanketing) de equipos, como por ejemplo bombas y torres. En este caso, la cantidad de nitrógeno necesaria es función del volumen de los equipos a inertizar, ya que este volumen nos da el volumen del fluido que se desea desplazar con el Nitrógeno.

Se estima que los equipos (torres y bombas) Tienen un volumen aproximado de 30-35 m³, y si se requiere una renovación de 3-4 veces, y se utiliza una densidad del nitrógeno de 1,09 kg/m³, se tiene que se debe disponer de una cantidad mínima de 100 kg de nitrógeno, y aproximadamente un volumen máximo estimado de 150 Kg.

6.3.6 Gas Natural



Si bien en la planta de Aminas no se consume gas natural en ninguna parte del proceso, uno de los objetivos del proyecto es la disminución de las emisiones de CO₂ de la planta de metanol, y para realizar un balance de CO₂ es necesario contemplar la cantidad de gas natural extra que se consume en el horno reformador, debido al secuestro del Hidrógeno extra en el reactor de síntesis como consecuencia del CO₂ extra.

6.3.6.1. Horno reformador antes de incorporar planta de Aminas.

Antes de colocar la planta de aminas, el horno reformador es alimentado con un total de 5133 Nm³/h de gas natural, se puede ver en el balance de masa del horno:

<i>Horno reformador</i>								
	Entrada						Salida	
	Gas Natural		Aire		Hidrógeno		Gas de combustión	
	Kmol/h	Kg/h	Kmol/h	Kg/h	Kmol/h	Kg/h	Kmol/h	Kg/h
CH ₄	229	3673						
H ₂ O			28	504			976	17582
O ₂			748	23936			45	1439
N ₂			2815	78856			2815	78856
H ₂					490	987		
CO ₂							229	10078

Tabla 45

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 146 de 286

6.3.6.2. Horno reformador antes de incorporar planta de Aminas.



Después de colocar la planta de aminas, el horno reformador es alimentado con un total de 7787 Nm³/h de gas natural, se puede ver en el balance de masa del horno:

<i>Horno reformador</i>								
	Entrada						Salida	
	Gas Natural		Aire		Hidrógeno		Gas de combustión	
	Kmol/h	Kg/h	Kmol/h	Kg/h	Kmol/h	Kg/h	Kmol/h	Kg/h
CH ₄	347,0	5573,6						
H ₂ O			30,0	545,0			855,0	15404,0
O ₂			808,0	25886,0			49,0	1572,0
N ₂			3044,0	85283,0			3044,0	85283,0
H ₂					130,0	262,0		
CO ₂							347,0	15289,0

El incremento del gas natural consumido es de alrededor de 2600 Nm³/h, equivalentes a 1900 Kg/h.



6.3.6.3. Balance de CO₂

Uno de los objetivos del proyecto es la disminución de las emisiones de CO₂ de la planta de metanol. Después de analizar los balances de masa del proceso, se tiene que antes de la incorporación de la planta de aminas, la planta emana unos 10000 Kg/h de CO₂ del horno reformador, mientras que después de instalarla planta la cantidad emanada del mismo es de unos 15200 Kg/h. En un principio parece ser contradictorio, pero hay que recordar que gran parte de estos gases son absorbidos por la planta de aminas, más precisamente 5763 Kg/h, por lo que él se están emanando a la atmosfera realmente unos 9500 Kg/h de CO₂, lo que representa una disminución del 5% de emisiones por parte del horno reformador, equivalente a 2100 Tn/año de CO₂ que no se están enviando a la atmosfera.



 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 147 de 286

Bibliografía

- María Granada, Garcia González (s.f.) "Guía de diseño de instalaciones de aire comprimido para plantas termosolares", Tomado el 06 de 04 de 2018 de <http://bibing.us.es/proyectos/abreproy/5025/fichero/3.+Dimensionamiento+de+un+sistema+de+aire+comprimido.pdf>
- Cesar Parada (s.f.) "Instrumentación para control de procesos". UNIVERSIDAD DE VALLADOLID. Tomado el 06 de 04 de 2018 de <http://www.isa.cie.uva.es/~prada/Instrumentacion.pdf>
- Vam Industry (s.f.) Tomado el 06 de 04 de 2018 de https://ddd.uab.cat/pub/tfg/2016/148700/TFG_VamIndustry_v11.pdf

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 148 de 286

7. Seguridad de la Planta

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 149 de 286

7.1 Leyes de Seguridad

Las leyes que regulan las condiciones de Seguridad óptima de la planta son las siguientes:

- Ley 13.660 Decreto N° 10.877 del 9 de Septiembre de 1960 en sus Capítulos VIII y IX.
- Resolución 1296/2008.
- Higiene y Seguridad en el Trabajo, anexo I, Reglamentación de la Ley 19.587 Decreto N° 351/79.

De las mismas se citan los Artículos que establecen los Requisitos para el diseño de la Red contra Incendio:

Ley 13.660, Artículo 914. — Cuando la capacidad diaria de despacho sobrepase los 50 m³/días se protegerán las instalaciones mediante equipos instalados sobre una red de agua que admita un caudal no inferior a 50 m³/h y a una presión no inferior a 7 Kg/cm² en cualquier punto.



Resolución 1296/2008, Artículo 80, deberá existir una red de cañerías de agua contra incendios, independientes de la red de agua industrial, con la que podrá interconectarse eventualmente, que alimentará hidrantes para mangueras, monitores o pitones de torrecillas y lanzas generadoras de niebla. Estará dispuesta preferentemente en anillo y contará con válvulas de corte en número suficiente para aislar cualquier sección que sea afectada por rotura, manteniendo el resto de la red a la presión de trabajo.

Las leyes citadas están consideradas y aplicadas dentro de las instalaciones del Complejo Industrial Plaza Huincul, por lo cual no es necesario la implementación de las mismas dentro de nuestro proyecto, ya que el mismo solo es una extensión de la planta ya existente. Por otra parte, en el proceso propuesto no se trabaja con ningún tipo de material ni compuesto inflamable, por lo que el proyecto en sí, en principio, no estaría sujeto a la implementación de una Red Contra incendios, sin embargo, como la planta de metanol cuenta con la red, y esta está disponible ante cualquier eventual incidente, se hará una descripción de la misma, haciendo énfasis en sus principales características.

7.2 Descripción de la red contra incendio existente

La red contra incendios existentes el complejo, está diseñada para que todas las partes críticas del proceso estén cubiertas en caso de incidentes, por lo tanto, como en nuestro proyecto se implementaría en el corazón de la planta, está cubierto por la misma.

En la **figura 34** se puede observar el tendido de cañerías presentes en la zona de planta donde se implementaría nuestro proyecto, además se observa la distribución de los hidrantes en la zona:

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 150 de 286

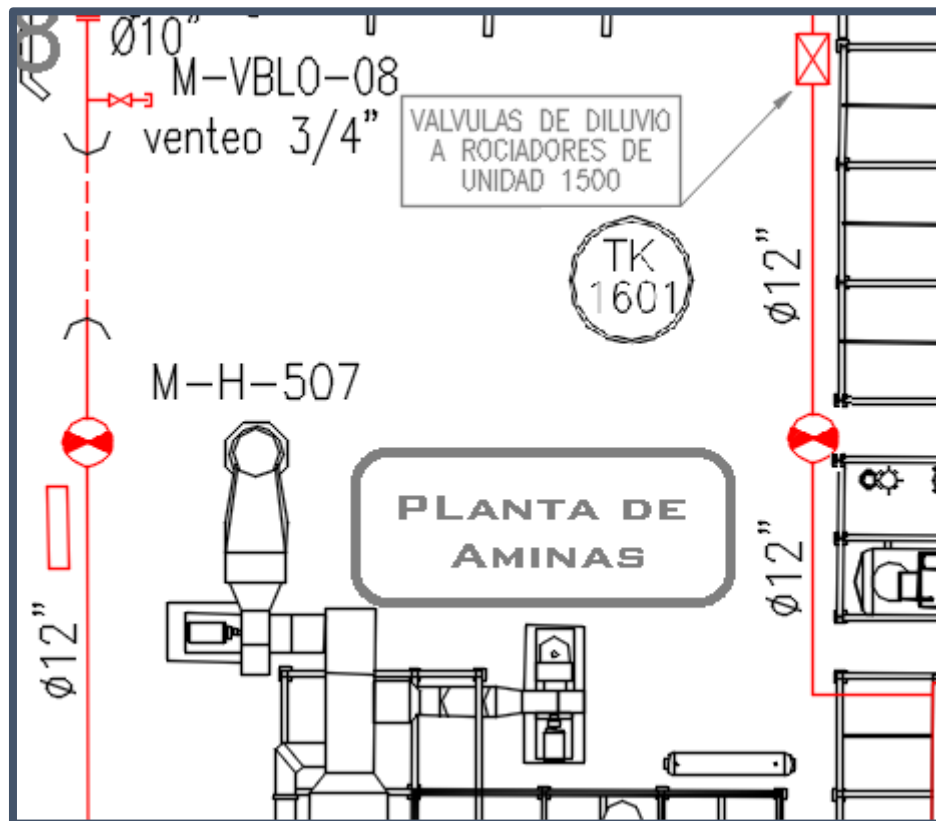


Figura 34



Se puede observar que hay dos hidrantes en las cercanías de la ubicación de la planta propuesta, ambos cubren la totalidad del área en la que se va a ubicar la planta.

7.2.1. Caudales

Los caudales mínimos están regulados por el tipo de producto y en función del tipo de instalación. Estos caudales son para refinerías, plantas petroquímicas y sus tanques de almacenamiento, el que resulte más alto de los cálculos. En las instalaciones de metanol, el caudal mínimo es de 50 m³/h por hidrante.

7.2.2. Presión

La presión mínima dinámica en el punto más desfavorable de la red de agua contra incendios, para refinerías, plantas petroquímicas y sus parques de almacenamiento es de 7,5 Kg/cm², como es el caso de Metanol.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 151 de 286

7.2.3. Reservas permanentes de agua

Las instalaciones cuentan con reservas permanentes de agua para asegurar los caudales fijados que, como mínimo, según reglamentación, se garantiza el suministro por 5 horas.

7.2.4. Sistemas de impulsión

Los sistemas de impulsión, identificados como centros de bombeo (C.B.), estarán diseñados, construidos y probados de acuerdo con el código NFPA – 20.

Las bombas de impulsión de la red contra incendios son de dos tipos: Bombas contra incendios y bombas de presurización de la red (Jockey), debiendo estas últimas mantener una presión estática prefijada, entrando automáticamente en marcha al bajar la presión del límite fijado. Existirá un sistema automático de arranque que garantice el caudal y presión necesarios en la red en todo momento. La parada de todas las bombas contra incendios es manual.

Las bombas contra incendios tienen una curva característica presión-caudal tal que cuando funcionen al 150 % del caudal de diseño, la presión no es inferior al 65 % de la de diseño, y que para caudal igual a 0 la presión no es superior al 140 % de la de diseño.

Los elementos motores de las bombas contra incendios están alimentados por al menos dos fuentes de energía independientes.

7.2.5. Redes de agua.

Las redes contra incendios están distribuidas en mallas dotadas de válvulas de bloqueo que permitan aislar secciones con roturas, manteniendo el resto de la red a la presión prevista.



Las tuberías siguen, siempre que es posible, el trazado de las calles. Las tuberías y sus accesorios son de acero e independientes de las redes de agua de uso industrial y de consumo humano. Las conexiones son soldadas, embridadas o ranuradas no presentando las del tipo de acople rápido.

Las redes de agua contra incendios son exclusivas para esa misión, quedando prohibida la conexión permanente de otro tipo de servicios y estando las conexiones temporales reguladas por la correspondiente autorización del personal de seguridad y bomberos del complejo.

7.2.6. Hidrantes.

Los hidrantes son homologados, y su conexión a la red mínima es de 6" (150 mm), excepto en casos puntuales y justificados en que se admiten de 4" (100 mm).

La distancia máxima entre ellos es de 50 m en áreas de almacenamientos de productos y de 40 m en áreas de producción. Las tomas de agua son de 4" y 2 ½" (100 y 70 mm respectivamente).

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 152 de 286

Las válvulas de las tomas de agua son de compuerta o del tipo de accionamiento rápido.

7.3 Consideraciones generales

Los líquidos calientes manipulados en la unidad, se vaporizan parcialmente cuando son drenados o liberados a la presión atmosférica. Como medida de seguridad, se deberá asumir que aún el aceite lubricante de los compresores está saturado con gases.

Los vapores livianos venteados de estos materiales, como, por ejemplo, gas combustible, etc. se disipan rápidamente al liberarlos a la atmósfera.

Los niveles de presión, temperatura y reacciones químicas durante el proceso de la planta son tales que una inapropiada operación o mantenimiento de equipos puedan ser peligrosos. Ejemplos de estas situaciones serían la utilización de químicos corrosivos, como el uso de la solución DEA, la cual, en altas concentraciones, tiene características cáusticas.

Todo el personal debe estar seguro de la ubicación y de la forma de uso de todos los extinguidores, mangueras e hidrantes contra incendio, trajes anti-flama, máscaras antigases, respiradores y otros equipos de protección como cascos, guantes de goma, etc.

Los extinguidores de tipo espuma o agua no deben ser usados cerca de instalaciones o equipos eléctricos ya que la solución de agua conduce la corriente eléctrica y puede resultar en electrocución del personal. Se usarán extinguidores de anhídrido carbónico (preferibles) o de polvo seco sobre fuegos eléctricos.



Los extinguidores de CO₂ o de polvo seco (preferibles) se usarán para pequeños incendios de aceite. Para grandes incendios de aceite son apropiados los equipos y mangueras a base de espuma o el uso de toberas en el extremo de mangueras con agua. El agua de incendio se podrá usar para enfriar equipos adyacentes.

En incendios de vapores o gases, enfriar el equipo adyacente adecuadamente con agua mientras que el fuego sea extinguido eliminando la fuente de vapor o gas. Es imprescindible que, en toda la planta, salvo en lugares expresamente autorizados, esté prohibido fumar o hacer fuegos abiertos.

Todos los operarios usarán casco durante todo el tiempo en que no se encuentra en áreas seguras.

Las muestras que deban ser extraídas de las unidades deben ser tomadas solamente por personal autorizado en contenedores aprobados. Mientras se extraen aceites calientes o muestras químicas se deberán usar guantes y anteojos o escudos faciales.

En las áreas designadas como de alto ruido, se usarán protectores auditivos.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 153 de 286

No dejar desatendidas las válvulas de venteo o drenaje de hidrocarburos.

Nunca operar una bomba en seco. Mantener las líneas de succión limpias. Mantener los líquidos en sus recipientes conectados a la línea de succión de la bomba en sus niveles apropiados.

7.4 Precauciones de seguridad en el manipuleo de equipos

Arrancar frecuentemente las bombas de reserva, cuando éstas estén previstas. Esto asegurará que las mismas estén disponibles cuando sean necesarias.

Ninguna persona entrará a un recipiente con ningún objetivo hasta que éste no haya sido adecuadamente purgado, aislado y probado para asegurar la ausencia de gases nocivos, inflamables o asfixiantes.



Pérdidas, no importa cuán pequeñas sean, deben ser atendidas de inmediato ya que las pequeñas pérdidas pueden avanzar rápidamente y muchas veces conducen a la parada de equipos para reparación.

La apertura de equipos para inspección o reparación presenta un problema de seguridad muy especial y si no se toman precauciones apropiadas en la preparación del equipo, podrían ocurrir accidentes. Por seguridad, es de práctica tratar al equipo como si estuviera bajo considerable presión aún durante los pasos de alivio de presión. Por ejemplo, al abrir bridas o bridas ciegas, el personal aflojará primero los tornillos del lado opuesto, distantes y ubicados vientos abajo de la persona que realiza la tarea, manteniendo un número suficiente de tornillos para mantener cerrado el lado próximo hasta que la conexión pueda ser abierta. Donde sea necesario, utilizar ropa de protección.

7.5 Compuestos peligrosos

La siguiente descripción no pretende cubrir la totalidad de los compuestos peligrosos y químicos en aplicación. Ha de referirse a las hojas de datos de seguridad adjuntas, simplemente pretende conocer las características de las soluciones más relevantes del proyecto, las cuales son la solución DEA (Agente de captura del CO₂), el metanol (si bien no interviene directamente en el proyecto, el objeto del mismo es el aumento de producción de Metanol)

No es redundante mencionar que el monóxido de carbono (CO) es un gas tóxico, peligroso de ser inhalado en concentraciones superiores a los 50 ppm. Se combina con la sangre para formar un compuesto estable que excluye la regeneración de oxígeno. La total ausencia de olor lo hace más peligroso aún que el H₂S, que requiere de precauciones similares. El CO está presente en varias secciones de la planta.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 154 de 286

Los catalizadores en los convertidores contienen sales metálicas, que son venenosos e irritantes de la piel, ojos y otras membranas. Cuando se manipulan los distintos catalizadores se deberán usar máscaras de polvo, anteojos de seguridad, guantes y ropa de protección.

El hidrógeno es un gas incoloro, inodoro e inflamable que forma mezclas explosivas con el aire por encima de un rango de concentraciones de 4,0 a 75,6 % en vol. de H₂ en el aire. No es tóxico ni venenoso, pero puede causar asfixia. Se debe poner especial cuidado en la purga de equipos que contienen vapores ricos en H₂ por sus amplios límites explosivos.

7.5.1. Metanol

Otro nombre del metanol es alcohol metílico. Este nombre y la realidad de que su aroma y gusto son similares al etanol (alcohol etílico) han causado muchos accidentes en el pasado por ingesta de metanol.

El metanol es altamente tóxico y su ingestión causará graves problemas de salud, inclusive ceguera y hasta la muerte.

El efecto intoxicante del metanol es menor que el efecto del etanol. Muchas veces los síntomas aparecen después de 18-24 h.

El metanol puede causar náuseas, vómitos, dolor de estómago y síntomas neurológicos hasta el coma.

7.5.2. Dietanolamina

La di-etanol-amina (DEA) es un compuesto químico orgánico, pero también está considerada como una amina secundaria como un di-alcohol ya que igual que otras aminas, la di-etanol-amina actúa como una base débil.



La Dietanolamina se clasifica como un compuesto químico orgánico surfactante, emulsionante, humectante y solubilizante.

La Dietanolamina es una variante de la etanolamina que, al someterse a temperaturas superiores a la temperatura ambiente, es fácilmente miscible en agua, se caracteriza por ser un líquido claro de consistencia viscosa como la etanolamina, aunque sí reduce la intensidad de su olor a amoníaco. Es un líquido higroscópico que también es miscible en agua, pero no en benceno.

Generalmente se utilizan las soluciones de DEA en plantas de tratamiento de gas.

La dietanolamina posee las siguientes características:

- Es de consistencia viscosa

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 155 de 286

- Es sumamente tóxica
- Es un líquido inflamable
- Es un producto incoloro.
- Posee un olor similar al del amoníaco.
- Tiene propiedades corrosivas

7.6 Límites explosivos y temperaturas de auto-ignición

A continuación, en la **Tabla 46**, se describen las temperaturas de autoencendido y los límites explosivos en aire de los gases más comunes de la Planta de Metanol.

<i>Compuesto</i>	<i>Limite Explosivo</i>	<i>Temperatura de auto ignición</i>
Hidrógeno	4,0 – 75,6 vol.%	585°C
Monóxido de carbono	12,5 – 74,0 vol.%	605°C
Metano	5,0 – 15,0 vol.%	595°C
Metanol	5,5 – 26,5 vol.%	455°C



Tabla 46

7.7 Análisis HAZOP

El estudio **HAZOP** (**HAZ**ard and **OP**erability study) es una técnica estructurada y sistemática de análisis de riesgos que permite identificar peligros potenciales y problemas operacionales en procesos químicos, generalmente documentados a través de diagramas de procesos e instrumentos (P&ID).

El estudio HAZOP se inicia con la subdivisión del proceso en una serie de partes o “nodos” sobre los que un grupo de técnicos de distintas especialidades analizan conjuntamente las posibles desviaciones de las diferentes variables de proceso, tratando de identificar las consecuencias peligrosas que se puedan desarrollar. Un aspecto clave del método consiste en la aplicación de un procedimiento sistemático de selección de palabras guía para establecer de un modo consistente todas las posibles desviaciones.

Es aconsejable que todos los proyectos de inversión de plantas de proceso, transporte (oleoductos, gaseoductos), carga, descarga o almacenamiento que manejen sustancias peligrosas deben disponer de un estudio HAZOP. De igual manera todas las unidades existentes de proceso,

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 156 de 286

transporte, carga, descarga o almacenamiento que manejen sustancias peligrosas deben disponer de un estudio HAZOP actualizado.

Es fundamental definir el motivo o razón por la cual es necesario realizar un estudio HAZOP, de esta manera se garantiza que tanto el enfoque como la consistencia del estudio son adecuados a los objetivos pretendidos. Se pueden listar distintas razones o motivos, adicionales a las establecidas en las normas corporativas, por las que debe ser realizado un estudio HAZOP:

- Cumplimiento de requisitos legales.
- Investigación de un incidente.
- Análisis de riesgos dentro de la política de Seguridad y salud de la compañía.

Se deben conocer las exigencias legales, internacionales, nacionales, regionales, etc. antes de definir el motivo para un estudio HAZOP. En determinados países, con anterioridad a la puesta en marcha de una instalación, es necesario realizar un estudio HAZOP. En otros lugares se exige la revisión del estudio HAZOP cada cierto número de años.

7.7.1. Documentación necesaria



El estudio HAZOP de un proyecto nuevo, o de una mejora de un proceso, debe realizarse lo antes posible, siempre que se disponga de información con un nivel de detalle adecuado y no se prevean cambios sustanciales en el proceso y en el diseño de la unidad

Es aconsejable contar con un mínimo de información antes de emprender el desarrollo del análisis HAZOP. Se debe contar con:

- Fichas/Hojas de datos de seguridad de los productos químicos manejados en el proceso. En proyectos nuevos pueden no estar disponibles las Hojas de Datos de Seguridad de los productos, en cuyo caso se sustituirán con la información aportada por el licenciatarario.
- Diagrama P&ID que refleje de modo real los circuitos que se somete a revisión. En procesos complejos deberá ser completado con planos PFD para facilitar su interpretación.
- Plano actualizado de la implantación de la instalación.

7.7.2. Descripción general del método

El método HAZOP se centra en el análisis de las desviaciones de las variables o parámetros característicos de la operación de una instalación respecto de la intención del proceso. La técnica



 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 157 de 286

HAZOP utiliza palabras clave (NO, MAS, MENOS, etc.) que aplicadas a los parámetros de proceso (CAUDAL, PRESIÓN, TEMPERATURA, etc.) dan lugar a desviaciones (MAS CAUDAL, MENOS PRESIÓN, etc.) de la intención o condición normal de proceso. Una vez determinadas las desviaciones de las variables de proceso, se determina la lista de posibles causas que las provocan, el escenario que se puede derivar y sus consecuencias.

Para cada causa-escenario-consecuencia se tendrán que identificar las salvaguardas que pueden prevenir, detectar, controlar y/o mitigar la situación identificada. Si las salvaguardas existentes no son suficientes para minimizar el riesgo que genera la situación planteada, el grupo de trabajo propondrá acciones encaminadas a disminuir la probabilidad de ocurrencia (P ej. actuando sobre las causas) o a reducir la gravedad de las consecuencias.

Se distinguen dos tipos de HAZOP:

- **HAZOP Tradicional.** Es la versión clásica del método de análisis de riesgo. El estudio realiza a partir de los diagramas de tuberías e instrumentos (P&IDS). Se utiliza en el análisis de procesos continuos y discontinuos.
- **HAZOP de procedimiento.** El estudio se realiza a partir de un procedimiento o instrucción escrita. Básicamente se aplica a procesos discontinuos (de operación secuencial o por lotes) definidos por un procedimiento escrito.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 158 de 286

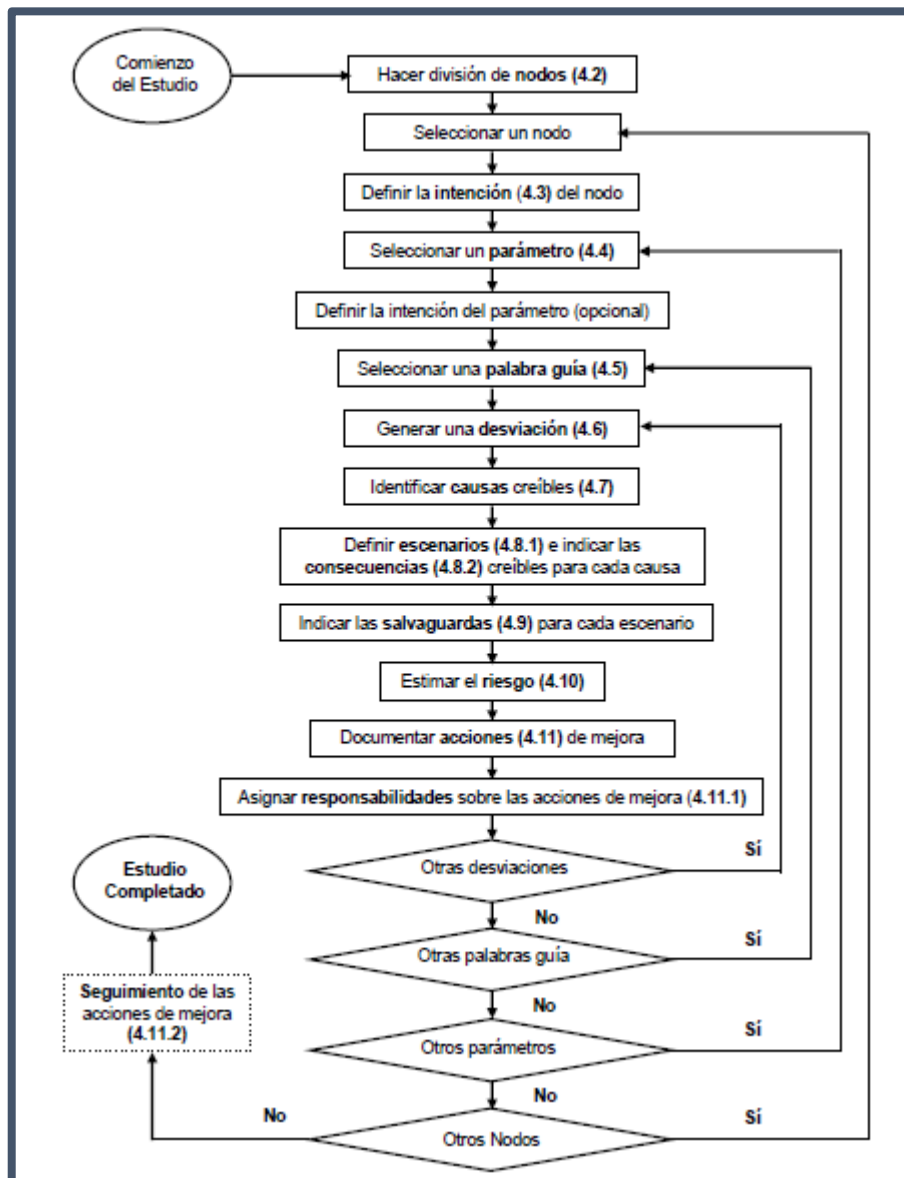




Figura 35

El registro de los conceptos mencionados en la **Figura 35**, se realizará dentro de una plantilla, en forma de tabla, según el formato de la **Tabla 47**:

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA			Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂					Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 159 de 286	

Nº	Descripción del Nodo	Parámetro	Desvío	Causa	Consecuencias	c	E	P	NR	Recomendación	C	E	P	NR

Tabla 47

7.7.3. Definición de nodos

En la metodología HAZOP, el proceso se divide en partes más pequeñas (o subsistemas) denominados “Nodos”, los cuales tienen una finalidad común (caudal, presión temperatura, etc.). Los parámetros pueden adoptar valores característicos en valor absoluto o variar en un rango o gradiente que se desea mantener estable o controlado. Generalmente un nodo es un equipo principal, un tramo de tubería o un conjunto de equipos y tramos de tuberías funcionalmente interconectados.

Se distinguen dos tipos de nodos:



- **Nodos de proceso.** Cada nodo agrupa a líneas y equipos analizando la evolución del proceso por deriva de las condiciones de operación.
- **Nodos globales.** Agrupan a toda la instalación sujeta a HAZOP para su análisis “de tubería hacia fuera”, intentando identificar las circunstancias externas al proceso (implantación, fugas, etc.) que pueden condicionar la aparición o el desarrollo de situaciones de accidente.

Los nodos se numerarán y deberán ser definidos de una forma clara y unívoca que impida errores en la interpretación de la extensión de los mismos, incluyendo las referencias que se precisen a los equipos, válvulas y líneas principales que se asocian al nodo.

En el estudio realizado, los nodos se definieron según los equipos más importantes del proceso. En dichos nodos intervienen:

- Equipo principal del nodo
- Línea/s de alimentación del equipo principal
- Línea/s de descarga
- Equipos secundarios presentes en las líneas de alimentación y descarga

Teniendo esto en cuenta, podemos identificar 4 nodos principales:

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 160 de 286

Nodo 1:

Nodo 1 : T-1001				
Equipo Principal	Carga	Descarga	Equipos Secundarios	Otros
T-1001	Línea solución DEA	Línea a chimenea	E-1001	Válvulas
	Línea Gases de Combustión	Línea Solución DEA Rica	E-1002	Bridas
			E-1003	Cañerías
			E-1004	Instrumentos
			S-1001	
			P-100 2 A/B	

Tabla 48

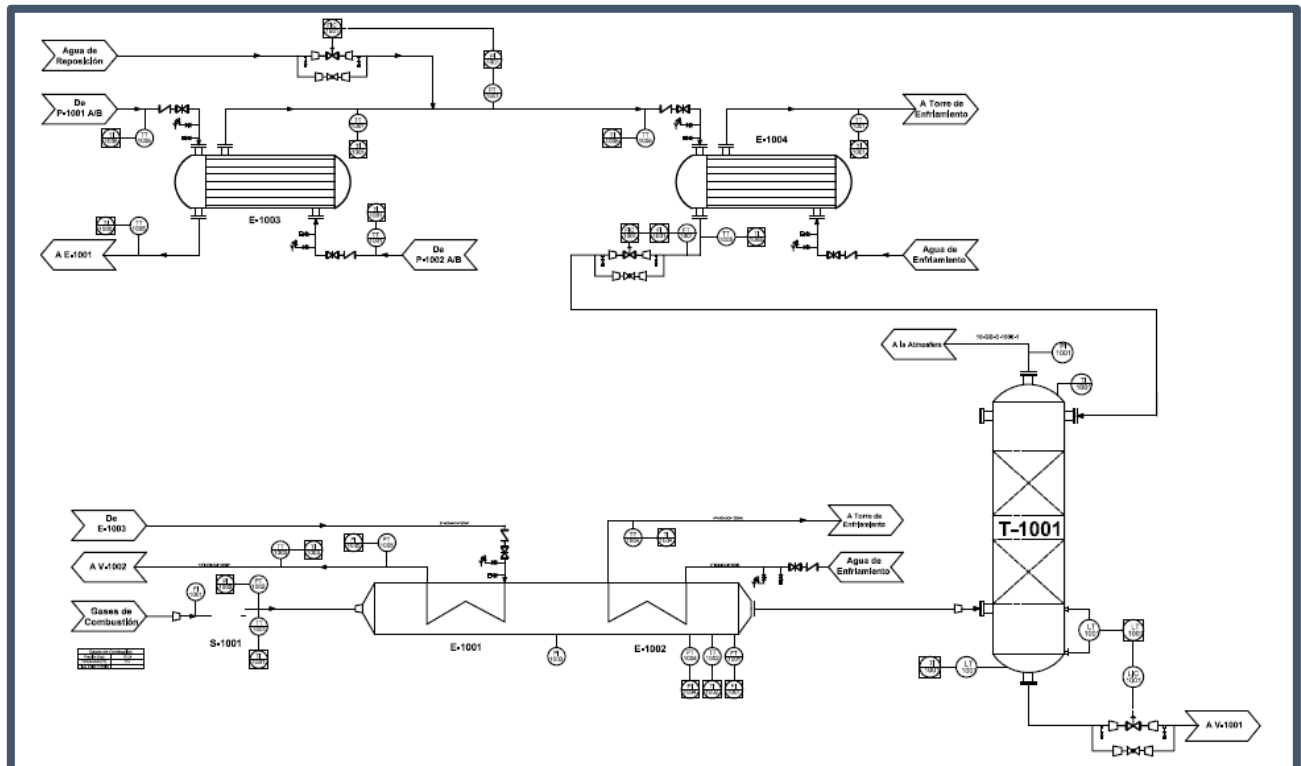




Figura 36

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 161 de 286

Nodo 2:

Nodo 2 : V-1001				
Equipo Principal	Carga	Descarga	Equipos Secundarios	Otros
V-1001	Línea solución DEA Rica	Línea DEA Rica a V-1002	E-1003	Válvulas
		Línea CO ₂ a K-1001	E-1001	Bridas
			K-1001	Cañerías
				Instrumentos

Tabla 49

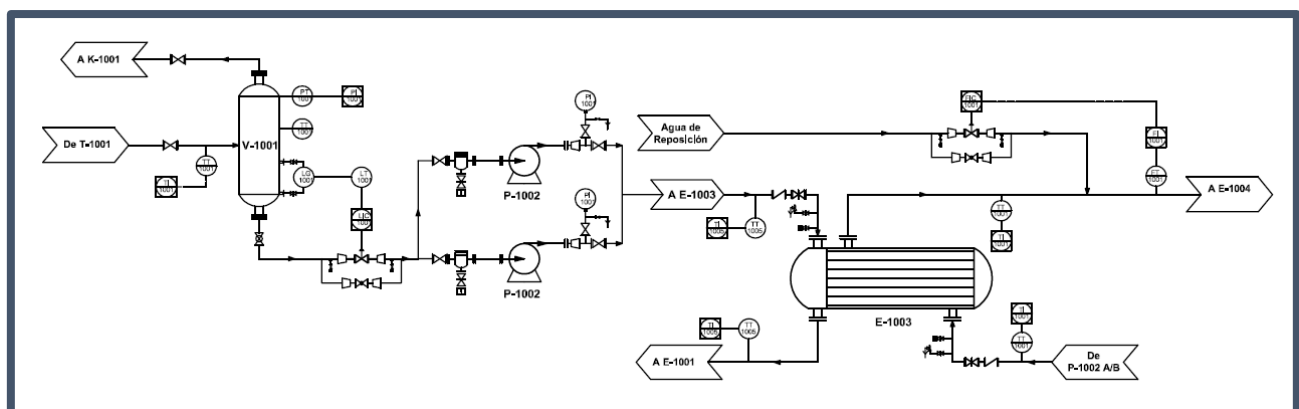




Figura 37

Nodo 3:

Nodo 3 : V-1002				
Equipo Principal	Carga	Descarga	Equipos Secundarios	Otros
V-1002	Línea solución DEA Rica	Línea DEA pobre a T-1001	E-1004	Válvulas
		Línea CO ₂ a V-1003	E-1003	Bridas
			P-1002 A/B	Cañerías
			E-1005	Instrumentos

Tabla 50

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 162 de 286

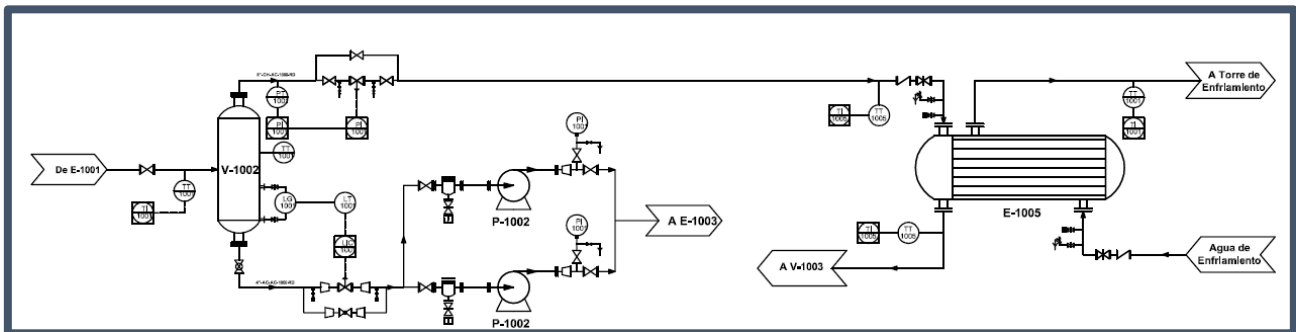


Figura 38

Nodo 4:

Nodo 4 : V-1003				
Equipo Principal	Carga	Descarga	Equipos Secundarios	Otros
V-1003	Línea CO ₂	Línea Agua de Purga/Reposición	E-1005	Válvulas
		Línea CO ₂ a K-1001	P-1003 A/B	Bridas
			K-1001	Cañerías
				Instrumentos

Tabla 51

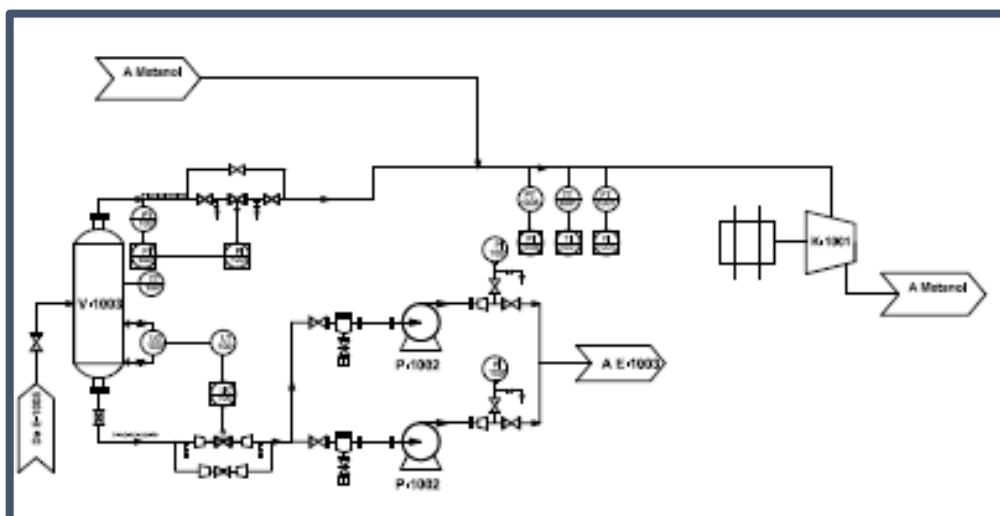




Figura 39

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 163 de 286

7.7.4. Definición de la intención

A cada nodo, el facilitador le asignará una intención (intención del nodo). Se entiende por intención un descriptivo de la operación segura que se espera del nodo, indicando los rangos operativos normales de los parámetros más significativos (caudal, presión y temperatura, etc.). La intención del nodo agrupa cada una de las intenciones particulares de los parámetros de proceso utilizados. Adicionalmente, algunas aplicaciones informáticas de gestión documental permiten definir la intención del parámetro mediante el uso de un campo específico.

Durante las sesiones HAZOP se confirmará la intención del nodo y los datos operativos que caracterizan la operación normal asignada al mismo.



7.7.5. Selección de los parámetros de proceso

Se distinguen dos tipos de parámetros:

- **Parámetros específicos.** Se trata de variables que se pueden medir o detectar y que describen ciertos aspectos físicos del proceso. En caso de desviación respecto a las condiciones fijadas en el descriptivo de intención, pueden llevar al proceso a una condición peligrosa en ausencia de salvaguardas.
- **Parámetros generales.** Agrupa a aquellas situaciones que, cuando son negadas o modificadas cualitativamente, pueden generar en el proceso una condición peligrosa. Desde un punto de vista riguroso son causa de desviación de parámetros específicos, pero conviene su análisis independiente en algún punto de la tabla HAZOP.

7.7.6. Utilización de palabras guía

El método HAZOP contempla que los parámetros de proceso seleccionados se puedan desviar de manera sistemática utilizando una serie de palabras guías. En la práctica, y especialmente en procesos continuos, el análisis queda representado casi exclusivamente por un reducido conjunto de palabras guía estandarizadas. El significado de las palabras guía en relación a la desviación que producen en un parámetro se indica en la siguiente **Tabla 52**.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 164 de 286

<i>Inglés</i>	<i>Español</i>	<i>Significado</i>
Obligatorias		
No	No/Sin	Negación de la intención de diseño
More	Más	Incremento cuantitativo en un parámetro de proceso (cuyo valor es posible medir a través de instrumento)
Less	Menos	Incremento cuantitativo en un parámetro de proceso (cuyo valor es posible medir a través de instrumento)
Other Than	Otro	Sustitución o modificación alternativa en el parámetro analizado
Reverse	Inverso	Opuesto a la dirección de proceso prevista o contrario a la acción programada
Opcionales		
As Well	Además	Incremento o modificación cualitativa
Part Of	Parte/Parcial	Decremento o modificación cualitativa

Tabla 52

7.7.7. Planteamiento de las desviaciones



Se deben generar las desviaciones combinando las palabras guía con los parámetros de proceso:

$$\text{Palabra guía} + \text{Parámetro} = \text{Desviación}$$

Las desviaciones generadas deben ser realistas y consistentes con el estudio y deben ser fáciles de entender por todos los que tengan acceso al análisis HAZOP. Para ciertos procesos/nodos algunas desviaciones pueden no ser realistas, por lo que no se debe perder el tiempo en ellas.

Es necesario tener en cuenta las incompatibilidades entre algunas palabras guía y algunos parámetros de proceso cuando se generan desviaciones. *Ejemplo: "NO Temperatura"* carece de significado.

En definitiva, no todas las combinaciones de parámetros/palabras guía son compatibles. La siguiente tabla especifica las palabras guía que pueden llegar a ser aplicadas a los principales parámetros obligatorios que hay que analizar se ven en la **Tabla 53**:

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 165 de 286

	NO/SIN	MAS	MENOS	ADEMAS	PARTE	INVERSO	OTRO
Nivel		✓	✓				
Flujo	✓	✓	✓	*		✓	
Presión		✓	✓				
Temperatura		✓	✓				
Composición				*	*		✓
Fase				*	*		✓
Servicios	✓			*	*		
Operación				✓	*		*
Contención	✓						
Implementación				✓	*		
Suceso Externo				✓			
Factor Humano				✓			

Tabla 53

✓ Desviaciones de aplicación obligatoria



* Desviaciones de aplicación opcional

Las desviaciones de aplicación obligatoria son aquellas que de manera sistemática deben ser planteadas en las sesiones HAZOP por el facilitador para cada nodo. En caso de que su aplicación al nodo en cuestión no tenga sentido (por ejemplo, nivel aplicado a una línea de trasiego siempre llena) no tiene por qué aparecer reflejada en la tabla HAZOP, aunque (opcionalmente) puede quedar registrado su planteamiento en la sesión. En el caso de que las consecuencias que se deriven no tengan trascendencia de cara al objetivo planteado dentro del estudio PHA, deben reflejarse como una desviación sin más análisis.

Las desviaciones opcionales no tienen por qué ser planteadas de modo sistemático y recurrente, nodo a nodo, por el facilitador, quedando la aplicación de las mismas al buen criterio de la persona que lidera la aplicación de la técnica HAZOP. Estas desviaciones pueden ser de interés en caso de que se precise motivar al equipo con planteamientos complementarios, adicionales o paralelos de desviaciones.

7.7.8. Planteamientos de Causas

La determinación de las causas de las desviaciones de los parámetros del proceso es la parte más determinante del estudio HAZOP, ya que es sobre lo que se debe actuar en primer lugar.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 166 de 286

Tipos de causas

Existen tres tipologías básicas de causas que deben ser analizadas:

- Fallos de los equipos o instrumentos.
- Fallos humanos.
- Eventos externos.

La identificación de causas se realizará en bloque para cada desviación propuesta, no pasando al análisis de las siguientes columnas (consecuencias, salvaguardias, recomendaciones) hasta que haya una propuesta consistente, discutida y consensuada por el grupo HAZOP de causas posibles.

Cada causa puede dar lugar a distintos escenarios y consecuencias, en función de los eventos o circunstancias que concurren. Las causas deben estar definidas con el suficiente nivel de detalle en su formulación para identificar adecuadamente las consecuencias. Para ello las causas deben dar información sobre el modo de fallo considerado en los equipos o instrumentos, indicando claramente en qué posición opera el elemento causante de la desviación (válvula abierta o cerrada, bomba en marcha o paro, error de operador que deja una válvula cerrada o abierta). Por ello hay que ser cuidadoso en la coherencia del redactado.

Eventos Habilitadores



En ocasiones es necesario que ocurran ciertas situaciones u otros eventos que habiliten una causa de desviación de proceso. Los eventos habilitadores pueden tener distintos tratamientos:

- Pueden ser considerados de forma independiente como condición para que se dé una desviación específica.
- Pueden ser incluidos en la definición de las causas.
- Pueden ser considerados como modificadores de un escenario, de una consecuencia o como el fallo de una salvaguarda.

Se recomienda incluir los eventos habilitadores preferentemente en el redactado de causas o consecuencias. Teniendo en cuenta estas circunstancias, durante las sesiones del HAZOP el facilitador debe dar un tratamiento consistente a los eventos habilitadores.

Credibilidad de las causas

Se entiende que una causa es creíble cuando se tiene constancia de la misma por vía directa (experiencia propia), por vía indirecta (referencia de terceros), por extrapolación de casos menos severos o razonamiento lógico (evidencia del riesgo). En general, las causas creíbles de desviaciones con resultado directo de peligro están asociadas al fallo de un automatismo o equipo, o al fallo en

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 167 de 286

la aplicación de un procedimiento de eficacia probada. El fallo doble debe considerarse creíble en los siguientes casos:

- Doble fallo humano.
- Fallo humano + Fallo de un equipo.

El fallo doble no debe considerarse creíble en el siguiente caso:



- Fallo de dos piezas independientes de un mismo equipo (siempre y cuando se demuestre que exista realmente independencia).
- El fallo triple sólo debe considerarse en las siguientes ocasiones:
- Probabilidad manifiesta de que puede ocurrir el triple fallo
- Muy severas consecuencias.

Dependencia de las causas

En determinadas circunstancias las causas de fallo enumeradas en un HAZOP no son independientes, debido a que la ocurrencia de una de ellas determina de modo drástico la probabilidad de ocurrencia de otras causas de fallo, enumeradas separadamente para la misma desviación. Por ello la dependencia o independencia de causas debe ser analizada.

Orígenes de causa de fallo común a considerar son:

- Servicios auxiliares, energía eléctrica, aire de instrumentos.
- Sistemas de control.
- Tecnología similar o equipos con tecnología similar.
- Factores climatológicos.
- Factores externos.
- Localización en el mismo lugar.
- Corrosión.
- Vibración.
- Ensuciamiento.
- Mantenimiento: procedimientos, calibración, entrenamiento.
- Condiciones de rutina o alto estrés a las que se ven sometidas las personas.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 168 de 286

7.7.9. Escenarios y consecuencias

Identificar el Escenario

Un escenario es una situación identificada en un proceso que puede ocasionar daño en caso de que se desarrolle completamente y sin control. Un escenario puede expresarse como una situación de accidente con consecuencias evidentes.

Suceso Iniciador (Causa): Es el origen de la situación de peligro. Los eventos iniciadores determinan que la situación peligrosa identificada en el proceso pueda manifestarse. Se clasifican en: fallos del equipo, fallos humanos y eventos externos. Eventos Habilitadores: Conjunto de circunstancias que permiten que una situación peligrosa derive hacia consecuencias con resultado de daño.

La interrelación de todos estos elementos se resume en la **Figura 40**:

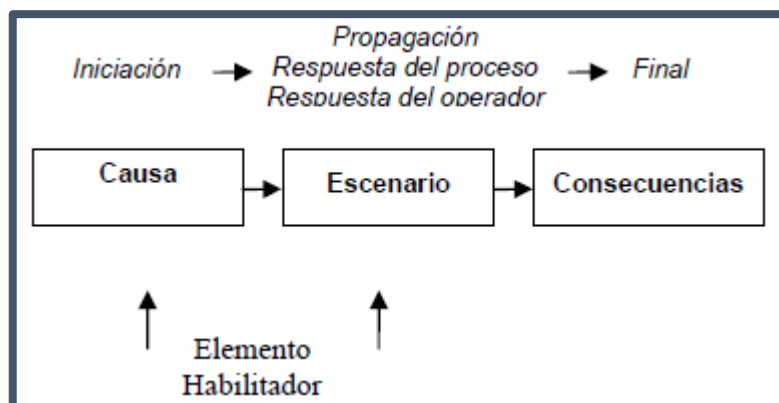


Figura 40



La clara identificación de los escenarios es fundamental para realizar una correcta valoración del riesgo y definir las salvaguardias necesarias, y también para posteriores análisis de riesgo específicos (LOPA, Informe de Seguridad, ACR, etc.).

Durante el HAZOP se deberán identificar aquellos escenarios de peligro que estén de acuerdo con los objetivos del estudio, independientemente de las consecuencias a las que se pueda llegar.

Determinar las consecuencias

Una vez establecidos cada uno de los escenarios es necesario identificar cada una de las variadas consecuencias siguiendo la siguiente clasificación:

- Efectos sobre la salud de los trabajadores.
- Efectos sobre la salud del público situado en el exterior del emplazamiento.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 169 de 286

- Impacto medioambiental.
- Daño a la propiedad incluyendo pérdida de imagen de la compañía.

7.7.10. Análisis de las salvaguardas

Para cada uno de los escenarios (causas/consecuencias) detectados será necesario identificar de forma exhaustiva todas las salvaguardas existentes en la instalación e identificar en la medida de lo posible sobre qué actúan: causas, eventos habilitadores, mitigación de consecuencias. Las salvaguardas han de ser expuestas en un orden coherente.

El análisis cuidadoso y sistemático de las salvaguardas es crítico para el desarrollo de estudios de riesgo posteriores y para la selección de otras capas de protección.

A la hora de listar sistemáticamente y con coherencia las salvaguardas se tendrán en cuenta la siguiente clasificación de las mismas:

Salvaguardas de prevención (reducen la frecuencia de ocurrencia):

Organizativas

- Procedimiento operativo, instrucciones escritas, controles documentales antes de realizar una operación;
- Inspección en campo;
- Observación planeada;
- Mantenimiento;



Técnicas

- Sistema Básico de Control de Proceso;
- Sistema Instrumentado de Seguridad;
- PSV;
- Discos de rotura;
- Sistemas de despresurización a antorcha;

Salvaguardas de mitigación (limitan las consecuencias):

Organizativas

- Procedimientos de emergencia;

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 170 de 286

- Plan de emergencia de la instalación;
- Plan de emergencia exterior a la instalación;

Técnicas

- Sistema de Fire and Gas;
- Válvulas de corte de emergencia;
- Drenaje;
- Contención;
- Ignifugado;
- Protección activa contra incendios;

7.7.11. Evaluación del riesgo



Si bien el método HAZOP concentra los esfuerzos en la identificación de peligros (anotados en la casilla escenario), surge la necesidad de valorar hasta qué punto estos peligros pueden manifestarse de manera más o menos probable, así como la magnitud de los daños o consecuencias que las mismas puedan producir. A esta acción se le denomina: "Evaluación del Riesgo" asociado al peligro identificado.

Una correcta valoración del riesgo ayuda a determinar un valor del Nivel de Integridad de la Seguridad (SIL) en los casos en que se utilicen Sistemas Instrumentados de Seguridad (SIS). Asimismo, permite definir adecuadamente las prioridades de las acciones de mejora propuestas.

La Evaluación del riesgo en seguridad y medioambiente se realizó de acuerdo a la Normativa Gestión del Riesgo de Seguridad y Medio Ambiente en Activos Industriales. Tal como lo indica la normativa citada se utiliza el método CEL (acrónimo inglés de Consecuencias, Exposición y Probabilidad) que consiste en una evaluación del riesgo, que se realiza empleando las tres matrices que se muestran a continuación e introduciendo los valores extraídos de éstas en la fórmula del riesgo.

Matriz Consecuencias:

Se selecciona de cada columna, la consecuencia que aplique y tomar el valor más alto de todos, según se considera en la **Tabla 54**:

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 171 de 286

CONCENUENCIAS (C)			
	Daño a las personas	Nivel de Difusión	Valor
Menores	Incidente sin Bajas	Sin Difusión	1,7
Moderadas	< 1% de probabilidades de muerte	Crisis nivel verde	3
Serias	< 10 % de probabilidades de muerte	Crisis nivel amarillo	7
Muy serias	Puede causar una muerte	Crisis nivel Rojo	16
Desastrosas	Puede causar entre 2 y 9 muertes	Afectación internacional en forma transitoria	40
Catastróficas	Puede causar hasta 10 o más muertes	Afectación internacional en forma permanente	100



Tabla 54

Los distintos tipos de crisis se definen brevemente a continuación:

- **Crisis de nivel verde:** accidentes o incidentes que quedan limitados al ámbito local, sin efectos graves sobre la seguridad, el medioambiente o la solvencia económica y la gestión de la compañía, pero que podrían generar interés en los periodistas, vecinos, asociaciones o autoridades locales.
- **Crisis de nivel amarillo:** accidentes o incidentes que quedan limitados al ámbito local, que tienen efectos severos sobre la seguridad, el medioambiente o la solvencia económica y la gestión de la compañía y que podrían generar interés a los periodistas, vecinos, asociaciones o autoridades locales.
- **Crisis de nivel rojo:** accidentes o incidentes que exceden por su importancia el ámbito local y que previsiblemente generarán interés en los periodistas, vecinos, asociaciones o autoridades nacionales o internacionales por tener, o poder tener, graves consecuencias sobre el medioambiente, la seguridad o la solvencia económica y la gestión de la compañía.

Matriz Exposición:

Esta matriz determina la frecuencia con la que podría ocurrir el evento iniciador en el ámbito de evaluación. Ver **Tabla 55**.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 172 de 286

EXPOSICIÓN (E)			VALOR
Muy rara	Frecuencia: 10 ⁻³ /año	No se espera que ocurra	0,3
Rara	Frecuencia: 10 ⁻² /año	Es posible que ocurra	0,6
Poco usual	Frecuencia: 10 ⁻¹ /año	Se espera que ocurra al menos una vez	1,2
Ocasional	Frecuencia: 10 ⁰ /año	Ocurre con frecuencia anual	2,5
Frecuente	Frecuencia: 10 ¹ /año	Algunas veces al año	5
Muy frecuente	Frecuencia: 10 ² /año	Más de una vez al mes	10

Tabla 55

Matriz Probabilidad:

Esta matriz recoge la probabilidad de que, una vez desarrollado el evento iniciador, se alcance una determinada consecuencia. La probabilidad debe estudiarse independientemente para cada consecuencia. Ver **Tabla 56**.



PROBABILIDAD (P)		VALOR
Prácticamente imposible	10 ⁻⁵	0,3
Altamente improbable	10 ⁻⁴	0,6
Remotamente posible	10 ⁻³	1,2
Poco Usual	10 ⁻²	2,5
Posible	10 ⁻¹	5
Casi Seguro	100	10

Tabla 56

Una vez obtenidos los valores de Consecuencia, Exposición y Probabilidad en las matrices anteriores, se calcula el valor del riesgo asociado de la siguiente forma:

$$Riesgo (R) = Probabilidad (P) * Exposición (E) * Consecuencias (C)$$

En la **Tabla 57** se puede apreciar el grado de relevancia del riesgo:

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 173 de 286

RIESGO		
Tipo de Riesgo	Valor	Detalles
Menor	$R < 14$	Evaluar la necesidad de medidas correctoras con el objetivo de mejora continua.
Moderado	$14 < R < 35$	Se implantaran aquellas medidas que supongan una baja inversión. Medidas correctoras de prioridad normal (pueden ser implementadas después de la puesta en marcha). Todas las medidas cuyo beneficio supere su costo deben ser implementadas. Nivel inferior de autorización
Alto	$35 < R < 82$	Medidas correctoras de prioridad alta (deben ser implementadas antes de la puesta en marcha). Revisión previa puesta en marcha. Deben evaluarse, registrarse e implantarse, siempre que sea razonablemente posible, las medidas de reducción de riesgo necesarias para reducirlo, al menos, a niveles moderados El riesgo debe ser reevaluado después de aplicar las medidas de prevención y/o mitigación. Nivel superior de autorización
Urgente	$82 < R < 350$	Medidas correctoras de prioridad inmediata. Deben evaluarse y registrarse e implantarse las medidas de reducción de riesgo necesarias para reducir el riesgo a niveles de riesgo inferiores. Se requiere registro y verificación para asegurar que se resuelven en tiempo y forma adecuadas. Se requiere autorización del Comité de Negocio para continuar con la actividad con este nivel de riesgo.
Extremo	$350 < R$	Evaluar suspender la actividad si no se toman medidas para rebajar el nivel de riesgo. Se requiere la autorización del Comité de Dirección para continuar con la actividad con este nivel de riesgo

Tabla 57



7.7.12. Recomendaciones y registro de acciones

Las recomendaciones son las medidas encaminadas a reducir los riesgos y/o mitigar las consecuencias que el grupo ha identificado durante las sesiones de trabajo. A veces será necesario realizar estudios adicionales antes de poder determinar la conveniencia de instalar una salvaguarda adicional o la mejora de las existentes. En este caso, la recomendación consistirá en proponer dichos estudios, así como la verificación posterior de las distintas alternativas.

Las recomendaciones generadas deben ser lo suficientemente claras como para que otras personas puedan llevarlas a cabo. En la definición deben quedar claros el qué, el dónde y el porqué de las mismas.

Es recomendable clasificar las recomendaciones siguiendo el esquema siguiente:

- Recomendaciones necesarias por seguridad (S)
- Recomendaciones necesarias por medioambiente (M)
- Recomendaciones necesarias por pérdidas patrimoniales (A)

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 174 de 286

Asignación de responsabilidades

Una vez sean asignadas las correspondientes acciones de mejora, a cada una de ellas se le asignará una persona u organización responsable de llevarla a cabo; también le será asignada una fecha máxima de ejecución y/o respuesta.

Seguimiento de las recomendaciones

No se debe considerar el estudio concluido hasta que todas las acciones de mejora y recomendaciones hayan sido efectuadas y/o contestadas.

7.7.13. Matriz de análisis HAZOP

Ver Anexo II

7.7.14. Resultados HAZOP

Se obtuvieron un total de 58 recomendaciones para el estudio de riesgo en el proceso de absorción de CO₂ asociadas a distintos niveles de riesgo. A continuación se presentan las recomendaciones categorizadas de acuerdo al nivel de riesgo obtenido en cada caso.

Respecto a la proporción en la consideración de las recomendaciones, el total, es decir el 100% se implementaron con un nivel de riesgo bajo, ninguna con un nivel moderado, alto ni urgente. Esto se puede ver en la **Tabla 58**, donde se resumen todos los casos estudiados:



<i>Categoría / Escenario</i>	<i>Cantidad de Escenarios</i>	<i>% del total de Escenarios</i>
Riesgo menor	58	100
Riesgo moderado	0	0
Riesgo alto	0	0
Riesgo Urgente	0	0

Tabla 58

7.8 Hojas de seguridad

En el **Anexo V** se tienen las hojas de seguridad de las sustancias más relevantes que intervienen en el proceso



- Monóxido de carbono
- Dióxido de carbono

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 175 de 286



- Hidrógeno
- Metanol

Bibliografía

- Infoleg.(s.f).“*Documentación legislativa y documental*”. Tomado el 06 de 04 de 2018. De <http://www.infoleg.gob.ar>
<http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/0-4999/125/norma.htm>
<http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/0-4999/439/norma.htm>
<http://servicios.infoleg.gob.ar/infolegInternet/anexos/40000-44999/40167/norma.htm>
- Quiminet.(s.f.)“*La dietanol amina, sus características y usos en la industria*”. Tomado el 06 de 04 de 2018. De <https://www.quiminet.com/articulos/la-dietanolamina-sus-caracteristicas-y-usos-en-la-industria-3402775.htm>
- Tecpresinc.(s.f.)“*Instalación fija de red contra incendios*”. Tomado el 06 de 04 de 2018. De http://www.tecprecincsrl.com.ar/documentos_sistema_gestion/DocExternos/DOCOPERA_DORAS/YPF/MAYSYPF/Otra%20informacion%20de%20inter%E9s/Normativa%20Corporativa/SCOR%20N02%20-%20Instalaciones%20fijas%20de%20Prevenci%F3n%20contra%20Incendios.pdf
- Protección civil.(s.f)“*Métodos para la identificación de riesgos químicos*”. Tomado el 06 de 04 de 2018. De http://www.proteccioncivil.es/catalogo/carpeta02/carpeta22/guiatec/Metodos_cualitativos/cuali_215.htm

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 176 de 286

8. P & ID

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 177 de 286

8.1 Descripción de control

El proceso de absorción se basa en la captura de ciertos compuestos de una corriente de gas, por medio de un absorbente líquido, en una torre de absorción, para luego recuperar esos gases en un nuevo equipo. La selección correcta de la temperatura de absorción permite que posteriormente pueda llevarse a cabo la operación inversa, la desorción (o stripping). Cuando la absorción y la desorción se llevan a cabo en forma conjunta se denomina de circuito cerrado, como es nuestro caso. En el caso del control de los parámetros de operación, una vez fijada la presión de trabajo, se busca trabajar con la temperatura lo más baja posible a esa presión, ya que esto favorecerá la etapa de desorción.

El control en lazo cerrado de la concentración en las corrientes de salida no es muy importante, siendo escasamente utilizados los controladores en línea. Más importante es minimizar las pérdidas, tal como el escape de CO₂ junto con el gas dulce, como así también minimizar los costes de operación.

En un absorbedor existen cuatro corrientes de las que deben controlarse dos (L y B) para mantener el balance de materia. El caudal de alimentación contiene el gas a absorber. La única variable manipulada es el caudal de absorbente (L). (Ver **Figura 41**)

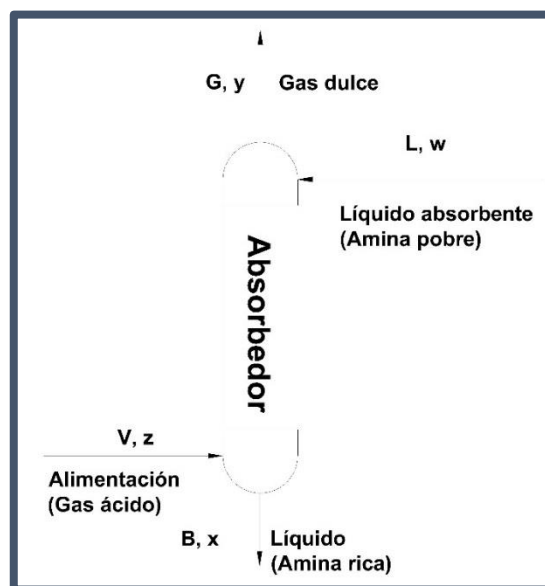




Figura 41

El caudal de fondo (B), cierra el balance de materia del absorbedor, siendo, en masa:

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 178 de 286

$$V + L = G + B$$

Y el balance sobre el componente a absorber:

$$V * z + L * w = G * y + B * X$$

Donde x, v y z son las concentraciones del componente en cada una de las corrientes de entrada y salida. Si el resto de componentes en la fase vapor no son absorbidos, se puede escribir otra ecuación para cerrar el balance de materia.

$$G * (1 - y) = V * (1 - z)$$

La combinación de las tres ecuaciones anteriores permite obtener el valor de la variable manipulada L necesaria para controlar y o x. dependiendo del proceso en particular.

$$L / V = (z - y) * (1 - x) / (x - w) * (1 - y)$$

Sin intentar llegar a una definición rigurosa, es importante resaltar que la relación L/V es el principal término a manipular cuando se utiliza **control feedforward**, estando sujeta esta relación a reajustes debidos a las variaciones en la composición de la alimentación.



8.1.1. Sistema de control feedforward

Como se mencionó anteriormente, para mantener controlada la relación L/V es necesario utilizar un sistema de control feedforward. Por medio de este sistema de control se modifica el caudal de absorbente (L) en función del caudal de alimentación (v) para mantener constante la relación L/V. Siempre que la concentración en la alimentación no varíe, la relación L/V mantiene a su vez la concentración de la corriente de fondo o bien la de cabeza, dependiendo de la calidad del producto que se desea controlar.

8.2 Codificación de instrumentos y cañerías

Para identificar las cañerías, se utilizó una codificación que contiene información acerca de las 5 propiedades más relevantes, tanto de las cañerías, como de los fluidos que circulan por ella. Esta información está compuesta por números y letras, dispuestas de forma tal, que su lectura sea fácil e intuitiva, como se muestra a continuación en un ejemplo:

2-GC-C-100-P

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 179 de 286

Primera sigla: La primera sigla representa el diámetro nominal de la cañería en pulgadas, en este caso, la cañería es de dos pulgadas de diámetro externo.

Segunda sigla: La segunda sigla indica el tipo de fluido que circula por el interior de la cañería, en este caso, Gases de Combustión (GC). En general, el fluido puede ser de servicio o de proceso, y todos los fluidos presentes en dicho proceso se listan a continuación en la **Tabla 59**:

<i>Sigla</i>	<i>Tipo de Fluido</i>
GC	Gases de Combustión
DR	DEA Rica
DP	DEA Pobre
GD	Gas Dulce
AE	Agua Enfriamiento
VB	Vapor Baja presión
GN	Gas Natural

Tabla 59



Tercera sigla: En este caso, la sigla nos representa el material del cual está constituido la cañería, pudiendo ser C (Acero al carbono) o I (Acero inoxidable), en este caso acero al carbono.

Cuarta Sigla: La cuarta sigla nos indica el área de la planta en la cual se encuentra la cañería utilizada, en este caso, el área 1000.

Quinta Sigla: Esta quinta sigla, nos indica el tipo de servicio de la cañería, es decir, fluido de Proceso o auxiliar:

P: Proceso

A: Auxiliar

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 180 de 286

8.3 Referencia de Equipos e instrumentos

8.3.1 Instrumentos

Los **indicadores** locales se representan mediante un círculo e interiormente una sigla que indica de qué tipo de instrumento se trata:



Los indicadores locales nos permitirán ver los valores medidos en los propios equipos y en las líneas de proceso. Estos instrumentos serán muy útiles para el personal de mantenimiento y producción. Las diferentes abreviaturas son:

TG / TI– Indicador de temperatura

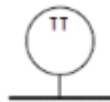
PG / PI– Indicador de presión

FG / FI– Indicador de caudal

LG / LI – Indicador de nivel

Los **transmisores** son instrumentos que enviarán el valor medido a equipos remotos, permitiéndonos controlar y supervisar el proceso.

En estos equipos normalmente se puede especificar una indicación local de la medida, por lo que además de enviar la señal, permitirían ver el valor medido de forma local.



Las diferentes abreviaturas son:

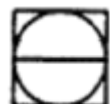
TT – Transmisores de temperatura



PT – Transmisores de presión

PIE – Transmisores de caudal

LT – Transmisores de nivel

Además, el instrumento puede presentar control compartido o display compartido, en este caso, el símbolo va acompañado junto con recuadro alrededor del círculo del instrumento.



 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 181 de 286

8.3.2 Ubicación de los instrumentos

Dentro del P&ID también de ser necesario se puede colocar, mediante el uso de simbología, la ubicación de cada instrumento. A continuación, en la **Tabla 60**, se detalla cada una de las posibles ubicaciones:






	Montado en el campo o localmente
	Montado en el panel principal, accesible al operador
	Montado detrás de la consola o panel de instrumentos. No accesible al operador
	Montado en tablero o panel de instrumentos auxiliar
	Montado en tablero auxiliar. No accesible al operador.

Tabla 60



8.3.3 Válvulas

Además de la instrumentación, en los P&ID se representarán las válvulas de control y válvulas manuales. Estos equipos nos permitirán regular el flujo de las líneas de proceso.

A continuación, en la **Tabla 61**, se indican los símbolos de representación:

	Válvula Compuerta
	Válvula globo
	Válvula de retención
	Válvula de control con actuador
	Válvula bridada
	Válvula de Seguridad
	Válvula mariposa

Tabla 61

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 182 de 286

8.3.4 Líneas

Los diferentes tipos de líneas de proceso, como por ejemplo una corriente de proceso, una línea de aire comprimido, o simplemente una línea eléctrica tienen diferente representación dentro del P&ID, por lo que a continuación se detallan en la **Tabla 62** los tipos más usados:


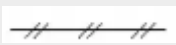

	Línea de proceso o enlace mecánico o alimentación de instrumento
	Señal neumática
	Señal eléctrica

Tabla 62

8.4 Representación de la lógica de un P&ID

La lógica de control de una planta nunca podrá ser completamente detallada en los P&ID. Para ello se elaboran otros documentos específicos como: lógicos de control, descripciones funcionales o la estrategia de control.

La cantidad de controladores suele ser inmensa en los grandes proyectos, por lo que su representación en los P&ID puede hacer que los diagramas sean muy densos. Por todo esto en algunas ocasiones nos encontraremos con proyectos donde prácticamente no se representará lógica en los P&ID.

8.5 Anexos

En el **Anexo I** se detallan los planos de los P&ID, como se detallan a continuación:



Plano N° 4: P&ID de intercambiadores de calor

Plano N° 5: P&ID de la torre de absorción y separadores bifásicos



Plano N° 6: P&ID de Tanque Mezclador TK-1001 y Referencias

Bibliografía

- Julio Cesar Fernandez Loza (2015), "INSTRUMENTACIÓN Y CONTROL DE PLANTAS 2017", Tomado el 06 de 04 de 2018 de <https://instrumentacionhoy.blogspot.com.ar/2015/04/interpretar-un-p.html>

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 183 de 286

9. Lay Out

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 184 de 286

9.1 Consideraciones de disposición de los equipos.

Se deben tener en cuenta ciertas precauciones y consideraciones a la hora del diseño del Lay Out de la planta. Dichas Consideraciones se basan en el correcto funcionamiento y operación del proceso, teniendo en cuenta cuestiones como seguridad, mantenimiento y practicidad de la distribución

9.1.1 Torre



El espaciamiento de las torres depende del número y de las dimensiones de otros equipos conectados a ella. En el diagrama de flujo se observan las líneas que conectan entre si los equipos estrechamente relacionados, tales como salida de fondos a bombas, circuito de reflujo al calentador o líneas de alimentación y de productos terminales. La torre del proceso corresponde a una torre de absorción, junto con los equipos que posibilitan su funcionamiento.

9.1.2 Intercambiadores de calor

Los intercambiadores agrupados deberán estar en fila con los ejes de las boquillas de las canales, en un plano vertical común, para presentar una apariencia estética y para facilitar los detalles de tubería. Cuando se requiera que un cambiador de calor sea removido como una unidad completa para limpieza y arrastre, deberá proveerse de un adecuado espacio en los extremos para desmantelamiento. La mayoría de los cambiadores están localizados con la base más o menos 1 m arriba del nivel del piso. Los intercambiadores en batería a nivel de terreno suelen estar espaciados 0,9 m entre ellos.

En la colocación de intercambiadores de calor, se deben tomar en consideración los siguientes puntos:

- Los intercambiadores deberán estar inmediatos adyacentes a otros equipos como los rehedidores y deberán estar localizados cerca de sus respectivas torres; los condensadores deberán estar cerca de sus tanques de reflujo, y a la vez, cercanos a las torres.
- Los intercambiadores deberán estar cercanos a otros equipos de proceso, por ejemplo, los intercambiadores en circuitos cerrados con bombas (circuitos de reflujo) en el caso de una salida de flujo a través de un intercambiador desde el fondo de un recipiente, con objeto de tener las líneas de succión a las bombas, de menor longitud.
- Los intercambiadores, enfriadores de producto, por ejemplo, deberán ser colocados entre el equipo de proceso y el límite de batería de la unidad, con objeto de minimizar el recorrido de tuberías a altas temperaturas.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 185 de 286

Las especificaciones de diseño, normalmente limitan la altura máxima de intercambiadores, que es de 1,5; m. a la parte alta de la coraza, de forma que el equipo móvil pueda manejar convenientemente el haz de tubos en caso de ser necesaria su extracción.

9.1.3 Bombas

Normalmente las bombas se localizan tan cerca como sea posible y a nivel de piso de los recipientes de los que succionan, sin embargo, en una playa de tanques resulta más práctico colocar todas las bombas o la gran mayoría, juntas sobre una misma plataforma, en nuestro caso, estarán en la denominada casa de bombas - 301. En general el equipo mecánico deberá ser colocado de tal forma que su mantenimiento y operación no sea interferido por problemas de acceso.



9.2 Consideraciones de diseño de acuerdo a distancias recomendadas entre equipos e instalaciones

Distribuir y espaciar equipos y plantas de proceso con sustento en los criterios de las Ingenierías contenidos en una Norma de Referencia (NRF), permite una menor exposición al fuego, menor daño por explosión, mayor dilución en favor de la dirección del viento reinante, de las nubes de gas y vapores de sustancias químicas peligrosas con riesgo de explosión e incendio, facilitar el acceso al equipo y maquinaria para construcción, operación, mantenimiento, inspección y extinción de incendios con fines de reducir las pérdidas por daños a la propiedad ante un incidente determinado.

Los espaciamientos mínimos y criterios descritos en la NRF utilizada para la distribución, se establecen en función de la naturaleza combustible e inflamable de las sustancias que se almacenan, conducen o procesan en las instalaciones industriales de PEMEX.

En la elaboración de esta NRF participaron PEMEX e instituciones y empresas que se indican a continuación:

- Petróleos Mexicanos.
- PEMEX-Refinación.
- PEMEX-Exploración y Producción.
- PEMEX-Gas y Petroquímica Básica.
- PEMEX-Petroquímica. Instituto Mexicano del Petróleo.
- Corporación Mexicana de Investigación de Materiales, S. A. DE C. V. (COMIMSA).



 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 186 de 286

9.2.1. Espaciamientos mínimos entre instalaciones industriales de proceso, almacenamiento y distribución.

La **Tabla 63 y Tabla 64** de esta NRF establece el espaciamiento entre un área de tanques de almacenamiento atmosféricos con capacidades desde 8745 hasta 31800 m³ (55 000 hasta 200 000 barriles) o tanques presurizados con respecto a cualquier otra instalación industrial y establece el espaciamiento mínimo que debe existir entre el límite de la instalación industrial de interés con respecto a la tangente del tanque más cercano, que se debe tomar como referencia dentro del grupo de tanques.

A	Ver Tabla 3																											
B																												
C																												
D																												
E	76	105	30																									
F	76	105	45																									
G	76	105	60																									
H	(b)																											
I	76	105	60	90	(c)	(sr)																						
J	76	105	60	90	(c)	15	(sr)																					
K	110	75	110	60	90	(c)	50	(sr)																				
L	76	105	60	90	(c)	35	50	(sr)																				
M	60		10	15	30	(b)	60	75	60	10																		
N	60	75	60	10	15	30	(b)	60	75	60	10																	
O	45		10		(b)	45	(sr)	45	(sr)	10	(sr)																	
P	105	60	105	60	90	(b)	45	110	45	60	15	(sr)																
Q	76	90	105	90		(c)	45	90	45	60	15	(sr)																
R	76	105	30	60	90	(c)	60	110	60	30	15	50	(sr)															
S	76	105	45	60	(c)	60	75	60	30	15	30	(sr)																
T	76	105	60	120	(c)	60	110	60	30	15	(sr)	15	(sr)															
U	76	105	60	120	(c)	60	110	60	30	15	(sr)	15	(sr)															
V	76	105	60	120	(c)	60	110	60	30	60	15	(sr)	15	(sr)														
W	45	30	60	30	45	60	(c)	35	110	30	60	(sr)	60	76	30	15	45	(sr)										
X	76	30	105	60	90	(b)	35	50	35	30	50	76	50	30	50	(sr)	30	(sr)										
Y	76	30	105	60	90	(b)	35	50	35	30	50	76	50	30	50	(sr)	30	(sr)										
Z	76	105	30	50	(b)	60	90	60	30	15	30	50	30	105	15													
A1	76	105	30	75	90	(b)	60	90	60	30	30	50	30	45	105	76	(sr)											
B1	76	105	50	75	90	(b)	60	90	60	76	105	60	105	90	76	90	76	105	90	(sr)								
	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J	K	L	M	N	O	P	Q	R	S	T	U	V	W	X	Y	Z	A1	B1

Tabla 63



 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 187 de 286

A	Tanques atmosféricos que contengan productos inflamables.
B	Tanques atmosféricos que contengan productos combustibles.
C	Tanques presurizados esféricos y horizontales.
D	Tanques refrigerados.
E	Plantas de proceso de peligro moderado.
F	Plantas de proceso de peligro intermedio.
G	Plantas de proceso de alto peligro.
H	Quemadores elevados y de fosa.
I	Llenaderas de autotanques de destilados.
J	Descargaderas de autotanques de destilados.
K	Llenaderas y descargaderas de LPG.
L	Llenaderas y descargaderas de carros tanques de destilados.
M	Casa de bombas de productos inflamables y combustibles.
N	Edificio de compresores.
O	Corredores de tuberías (racks de tuberías).
P	Cobertizo de bombas de agua y espuma contra incendio.
Q	Central Contra incendio.
R	Cuarto de Control Centralizado.
S	Subestación eléctrica principal.
T	Talleres y laboratorios.
U	Bodegas, almacenes y oficinas de servicios.
V	Oficinas administrativas y estacionamientos públicos.
W	Estacionamiento de autotanques dentro del centro de trabajo.
X	Trampa de diablos.
Y	Paquetes de regulación y medición.
Z	Torres de enfriamiento.
A1	Calderas, Generadores de energía eléctrica y paquete de aire de instrumentos (área de servicios principales).
B1	Separador API y tratamiento de efluentes.

Tabla 64

Notas:

- Los espaciamientos establecidos están expresados en metros (m).
- En áreas de trabajo donde se pueden requerir acciones de emergencia por parte del personal, en el espacio libre mínimo no se debe exceder un nivel de intensidad de radiación en la base del quemador elevado, de 4,73 kW/m² (1 500 BTU/h Pie²) por un tiempo de 2 a 3 minutos, sin cubierta protectora, pero con ropa de protección.
- El espaciamiento mínimo no debe exceder un nivel de intensidad de radiación de 1,58 kW/m² (500 BTU/h Pie²), para una exposición prolongada de personal en cualquier localización como talleres, laboratorios, bodegas, almacenes, oficinas administrativas, de servicios, estacionamientos, entre otros.
- El espaciamiento mínimo establecido entre tanques atmosféricos que contengan productos inflamables y combustibles con respecto a cualquier otro tipo de instalación industrial incluida en esta tabla, se debe aplicar para tanques de almacenamiento con capacidad de 8 745 hasta 31 800 m³ (55 000 a 200 000 barriles). Para tanques con capacidades mayores o menores, se debe cumplir con lo que establece el numeral 8.4.9 de esta NRF.
- sr) Sin requisito específico de espaciamiento mínimo, el cual se debe determinar en función de requisitos operacionales o de mantenimiento.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA	Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com		
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂			Año de cursada: 2016		
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 189 de 286

9.3 Lay Out

En la **Figura 42** se puede apreciar la disposición de los equipos en la planta de Aminas, teniendo en cuenta las distancias mínimas permisibles.

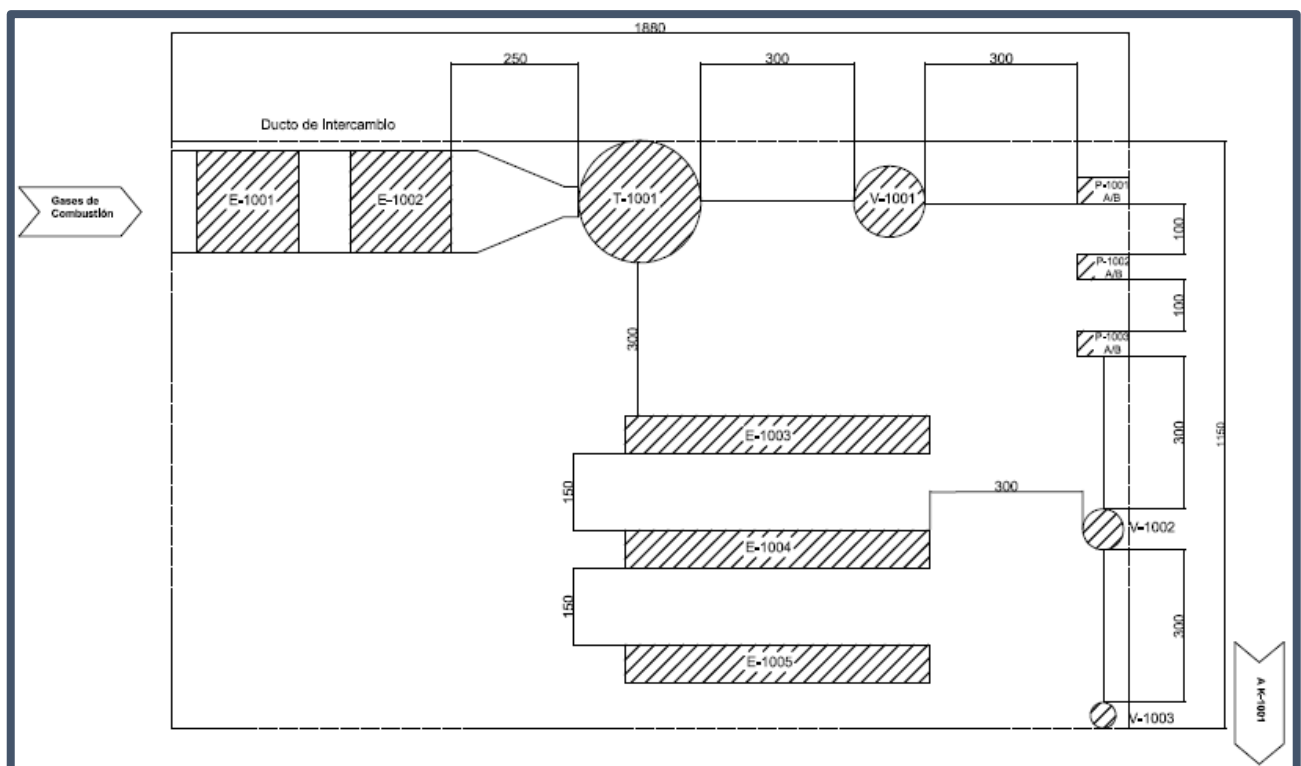






Figura 42

Bibliografía



- Miguel Alberto Aranda (s.f). “*Layout de plantas químicas, petroquímicas, de tratamiento de gas y petroquímicas*”. Universidad Tecnológica Nacional, Facultad Regional el Neuquén.
- W. U. Torres (s.f). “*PREVENCIÓN, SEGURIDAD Y SALUD LABORAL*” . Tomado el 06 de 04 de 2018, de <http://prevencionseguridadysaludlaboral.blogspot.com.ar/2010/11/medidas-de-prevencion-complementarias.html>
- Manual de Ingeniería de riesgos. Manual de separación entre equipos e instalaciones. PDVSA.(s.f.) Tomado el 06 de 04 de 2018 de <http://www.elistas.net/cgi-bin/eGruposDMime.cgi?K9D9K9Q8L8xumopxC-qjd-uluCTXXQCvthCnoqdy-qlhhyCPYWQifb7>

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 190 de 286

- Comité de Normalización de Petróleos Mexicanos y Organismos Subsidiarios (2014). "Espaciamientos mínimos y criterios para la distribución de instalaciones industriales". Tomado el 06 de 04 de 2018.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 191 de 286

10. Consideraciones ambientales

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 192 de 286

10.1. Informe Ambiental

El apartado sobre el correspondiente “Informe Ambiental”, se realizó en la cátedra “Evaluación de Impacto Ambiental”, la cual es dictada por el Ingeniero Lopez Raggi, Arturo Horacio. Al ser este trabajo aprobado por el docente bajo una modalidad y con una información concreta, se copió de la misma información la cual el docente aprobó, por lo que puede haber redundancias con la información del proyecto de captura de CO₂, únicamente se adaptó el formato del “informe Ambiental” al formato del “Proyecto final de ingeniería química”.

10.1.1. Introducción

De acuerdo al decreto N° 0422/13 de la provincia del Neuquén, y respetando el listado no taxativo que en este aparece, lo que corresponde ejecutar con respecto al proyecto de “Recuperación de CO₂” es un Informe Ambiental (IA).

10.1.2. Recuperación de CO₂

10.1.2.1. Ubicación del proyecto

La Planta de Captura de CO₂ formara parte del conjunto de instalaciones para el tratamiento/Producción de Metanol que actualmente realiza en el complejo de YPF S.A. en la ciudad de Plaza Huinul, provincia de Neuquén, Argentina. La misma será construida contigua a la planta ya existente, formando parte de la línea de procesos, puede ser considerada como una ampliación de la planta ya existente. Ver **Figura 43, Figura 44, Figura 45 y Figura 46.**



 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 193 de 286





Figura 43

Vista de la Provincia de Neuquén, Argentina



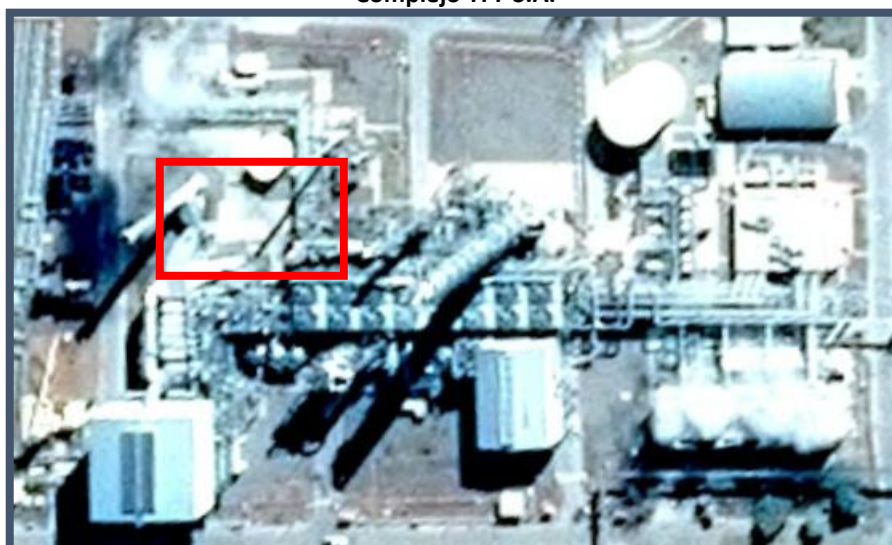
Figura 44

Vista ciudades Cutral-Có/Plaza Huincul



 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 194 de 286



**Figura 45
Complejo YPF S.A.**



**Figura 46
Planta de Metanol**

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 195 de 286

Dimensiones aproximadas de la planta de Captura de CO₂:

- Largo: 25 metros
- Ancho: 15 metros

Coordenadas de ubicación:

- Latitud: 38° 55' 41,70" Sur
- Longitud: 69° 10' 55,90" Oeste

Coordenadas Gauss-Kruguer (Conversión con programa Geo-Kruguer):

- X: 2484198.7653
- Y: 5691432.8672

10.1.2.2. Recursos demandados. Tipos y cuantificación.

Considerando las tres etapas: Construcción, operación y abandono



Se presenta una caracterización de las materias primas, insumos y suministros, bajo condiciones normales de operación. Ver **Tabla 66** y **Tabla 67**.

<i>Materias primas</i>	<i>Etapas del proyecto</i>	<i>Cantidad</i>	<i>Unidad de medida</i>	<i>Transporte</i>	<i>Forma de almacenamiento</i>
Gas de combustión	Operación	3170	Ton/Día	No corresponde	No corresponde
DEA	Operación	2	Ton/Día	Terrestre-Camiones	Tanque

Tabla 66

<i>Insumos</i>	<i>Etapas del proyecto</i>	<i>Consumo</i>	<i>Unidad de medida</i>	<i>Comentarios</i>	<i>Insumos</i>	<i>Etapas del proyecto</i>	<i>Consumo</i>
Agua	Construcción	2	M ³ /Día	Suministrada por EPAS	Agua	Construcción	2
Electricidad	Construcción	s/d	MWDía	Suministrada por EPEN	Electricidad	Construcción	s/d
Agua	Abandono	2	M ³ /Día	Suministrada por EPAS	Agua	Abandono	2
Electricidad	Abandono	s/d	MWDía	Suministrada por EPEN	Electricidad	Abandono	s/d

Tabla 67

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 196 de 286

10.1.2.3. Efluentes del proyecto

Considerando las tres etapas: Construcción, operación y abandono

10.1.2.3.1. Emisiones

<i>Compuesto</i>	<i>Etapas del proyecto</i>	<i>Emisión (unidad)</i>	<i>Concentración Máxima (µg/m³) o ppm</i>	<i>Concentración Máxima de Acuerdo a Reglamentación (µg/m³) o ppm</i>	<i>Observaciones</i>
Ruido	Operación	90 db	50 db	s/d	Ruido normal de operación
Gases de Combustión	Operación	1,5 tn/día	s/d	s/d	Operación normal de calderas

Tabla 68

10.1.2.3.2. Vertidos



<i>Identificación de la fuente de descarga</i>	<i>Etapas del proyecto</i>	<i>Volumen de descarga</i>	<i>Duración de descarga</i>	<i>Destino del efluente</i>	<i>Tipo de manejo del efluente</i>
Cloacales	Construcción operación abandono	1,5 m ³ /día	Todo el día	Planta de Tratamiento-red cloacal	Planta de tratamiento disposición final
Agua de Proceso	Operación	2 Ton/Día	Todo el día	Planta de tratamiento	Planta de tratamiento

Tabla 69

10.1.2.3.3. Residuos

<i>Identificación de residuos</i>	<i>Etapas del proyecto</i>	<i>Cantidad de residuos</i>	<i>Frecuencia de generación</i>	<i>Destino de residuos generados</i>
Domiciliarios	Construcción	s/d	Diaria	Disposición final municipio Plaza Huincul

Tabla 70

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 197 de 286

10.1.3. Identificación y valoración de los impactos

10.1.3.1. Identificación de impactos



A continuación, se identifican los impactos a partir del análisis de la interacción entre las acciones del proyecto y los factores y subfactores del entorno en las tres fases.

10.1.3.1.1. Árbol de acciones

En el árbol de acciones se describen todas las acciones causadas por la ejecución del proyecto en sus tres fases.

<i>Árbol de acciones</i>				
PROYECTO	Fase	Elemento	Acciones	
	Construcción	Obra civil Y montaje		Emisión de ruidos
				Emisión de vibraciones
				Excavaciones
				Tránsito de vehículos
				Demanda de mano de obra
	Operación	Planta		Almacenamiento de materia prima
				Almacenamiento de productos
				Almacenamiento de insumos
				Vertido de efluentes
				Emisión gases combustión de caldera
				Operaciones de carga y descarga
				Demanda de mano de obra
	Instalaciones Auxiliares		Producción de residuos sólidos	
			Producción de efluentes cloacales	
Abandono	Plantas		Generación de residuos de desmantelamiento	
			Emisión de polvos y gases	
			Demanda de mano de obra	
			Despidos	

Tabla 71

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 198 de 286

10.1.3.1.2. Factores afectados

En la tabla siguiente se marcan los factores que se consideran serán afectados en todas las fases y una breve descripción del tipo de afectación.

<i>Factores a Considerar</i>	<i>Fases</i>			<i>Descripción somera de la afectación</i>
	<i>Construcción</i>	<i>Operación</i>	<i>Abandono</i>	
Aire	X	X	X	Emisión de ruidos y reducción de CO ₂
Economía	X	X		Aumento de ganancias para la empresa YPF por aumento de la producción de Metanol
Infraestructura	X	X		Aumento de la demanda de energía y agua



Tabla 72

10.1.3.1.3. Identificación de impactos

Las acciones que el proyecto puede generar sobre el medio son las causas que provocan los impactos, estas pueden ser agrupadas de dos formas:

- *Acciones operativas*: son aquellas que la actividad produce por el solo hecho de su concepción, construcción, operación y abandono.
- *Acciones accidentales o de contingencias*: son todo hecho o acción, de origen natural o humano, cuya ocurrencia involucra un *riesgo potencial*. Son aquellas que se producen como consecuencia de una *emergencia*, es decir lo que acontece cuando, de una circunstancia o combinación de circunstancias, surge un fenómeno inesperado de índole accidental, que debe ser controlado a fin de evitar daños, lo que se denomina Contingencia.

En la **Tabla 73** siguiente se describen los impactos Operativos y por Contingencias en las tres fases que actúan sobre cada factor.



 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 199 de 286

Fase: Construcción		
Impactos negativos		
Factores Afectados	Nº	Operativos
Aire	1	Afectación de calidad por emisión de polvos y gases
	2	Afectación del confort sonoro
Infraestructura	3	Afectación por consumo de agua
Factores Afectados	Nº	Por contingencias
Recursos Humanos	1	Riesgo de incidentes
Impactos Positivos		
Factores Afectados	Nº	Operativos
Recursos humanos	1	Incorporación de mano de obra

Tabla 73

Fase: Operación		
Impactos negativos		
Factores Afectados	Nº	Operativos
Aire	1	Emisión de ruidos molestos
Infraestructura	2	Consumo mayor de agua potable suministrada por el EPAS
Factores Afectados	Nº	Por contingencias
Aire	1	Mal funcionamiento de calderas y emisiones de NO _x y/o CO
Recursos Humanos	2	Riesgo de accidente
Impactos Positivos		
Factores Afectados	Nº	Operativos
Aire	1	Disminución de las emisiones de CO ₂ debido a la captura del mismo de los gases de combustión de Metanol
Economía	2	Mejora de ingresos para la empresa Y.P.F. SA

Tabla 74

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 200 de 286

<i>Fase: Abandono</i>		
Impactos negativos		
Factores Afectados	Nº	Operativos
Aire	1	Afectación de calidad por emisión de gases y polvos.
Aire	2	Afectación del confort sonoro.
Factores Afectados	Nº	Por contingencias
Recursos Humanos	1	Riesgo de accidente
Impactos Positivos		
Factores Afectados	Nº	Operativos
Infraestructura	1	Disminución del consumo de agua potable

Tabla 75

10.1.3.2. Valoración de los impactos Operativos



La valoración se realiza considerando la *Importancia* del Impacto, es decir la categoría del efecto de una acción sobre un determinado factor afectado de acuerdo a lo estipulado por la Resolución 25/04 de la Secretaría de Energía de la Nación.

10.1.3.2.1. Cálculo de la Importancia

Para el cálculo de la Importancia se han tomado solamente los *impactos negativos por ser ellos los que gravitaran sobre la viabilidad ambiental del proyecto*. La expresión adoptada es la correspondiente a la metodología propuesta por Vicente Conesa Fernández – Vítora y adoptada por la Resolución 25/04.



$$\text{Importancia} = \pm [3 I + 2 EX + MO + PE + RV + SI + AC + EF + PR + MC] (1)$$

I = Intensidad
EX = Extensión
MO = Momento
PE = Persistencia
RV = Reversibilidad
SI = Sinergia
AC = Acumulación
EF = Efecto
PR = Periodicidad
MC = Recuperabilidad

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 201 de 286

Criterios de valoración:



Intensidad	
Grado de perturbación que imponen las acciones del proyecto al valor ambiental asignado al factor.	
Extensión	
Puntual	Cuando la acción impactante produce una alteración muy localizada en el entorno considerado.
Parcial	Cuando la acción impactante produce una alteración apreciable en el entorno considerado.
Extenso	Cuando la acción impactante produce una alteración en una gran parte del entorno considerado.
Total	Cuando la acción impactante produce una alteración generalizada en el entorno considerado.
Momento	
Largo Plazo	> 5 años
Medio Plazo	1 – 5 años
Inmediato	< 1 año
Crítico	Circunstancia crítica
Persistencia	
Tiempo de permanencia del efecto desde su aparición hasta su posible desaparición.	
Fugaz	< 1 año
Temporal	1 –10 años
Permanente	> 10 años
Reversibilidad	
La capacidad que tiene el factor afectado de revertir el efecto por medios naturales.	
Corto Plazo	< 1 año
Medio Plazo	1 –10 años
Irreversible	> 10 años

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA				Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂					Año de cursada: 2016		
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 202 de 286		

Recuperabilidad	
La posibilidad de revertir el efecto por medio de la intervención humana.	
Corto Plazo	< 1 año
Medio Plazo	1 –10 años
Irreversible	> 10 años

Tabla 76

Cálculo de la Importancia															
				Impactos Operativos											
Fase				Construcción				Operación				Abandono			
Atributo	Carácter	Valor	Peso	1	2	3		1	2			1	2		
SIGNO	Beneficioso	(+)	(-)	(-)	(-)	(-)	(-)	(-)	(-)	(-)	(-)	(-)	(-)	(-)	(-)
	Perjudicial	(-)		(-)	(-)	(-)	(-)	(-)	(-)	(-)	(-)	(-)	(-)	(-)	(-)
INTENSIDAD	Baja	1	3	3	3	6		6	12			3	3		
	Media	2													
	Alta	4													
	Muy alta	8													
	Total	12													
EXTENSIÓN	Puntual	1	2	4	4	4		4	4			4	4		
	Parcial	2													
	Extenso	4													
	Total	8													
	Crítica	(+4)													
MOMENTO	Largo plazo	1	1	1	1	2		1	2			1	1		
	Med. plazo	2													
	Inmediato	4													
	Crítico	(+4)													
PERSISTENCIA	Fugaz	1	1	2	2	1		1	2			2	2		
	temporal	2													
	Permanente	4													
REVERSIBILIDAD	c. Plazo	1	1	2	2	1		1	2			2	2		
	M. Plazo	2													
	Irreversible	4													
SIN ERGÍ	Sin Sinergia	1	1	1	1	1		1	1			1	1		
	Sienergico	2													

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA				Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂					Año de cursada: 2016		
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 203 de 286		

	Muy Sinérgico	4												
ACUMU.	Simple	1	1	1	1	1	1	1			1	1		
	Acumulativo	4												
EFECTO	Indirecto	1	1	1	1	4	1	4			1	1		
	Directo	4												
PERIODICIDAD	Irregular o Periódico	1	1	4	4	4	1	2			4	4		
	Periódico	2												
	Continuo	4												
RECUPERABILIDAD	Recuperación Inmediata	1	1	2	2	2	1	2			2	2		
	Recuperable m. plazo	2												
	Mitigable	4												
	Irrecuperable	8												
IMPORTANCIA			21	21	26		18	32			21	21		

Tabla 77

10.1.3.3. Impactos por Contingencias

Al considerar las acciones por contingencias estas se evaluarán a través de la *Estimación del Riesgo*.

10.1.3.3.1. Estimación de los riesgos



La *Estimación del Riesgo*, por causa de los impactos por contingencias se evalúa de la siguiente manera:

$$\text{Estimación de Riesgo (ER)} = \text{Amenaza (A)} \times \text{Vulnerabilidad (V)}$$

a- Amenaza (A)

$$\text{Amenaza (A)} = \text{Control (C)} + \text{Ocurrencia (O)}$$

a.1 Control: Se obtiene a partir de las consideraciones expresadas en la **Tabla 78**:

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 204 de 286

<i>CONTROL</i>	<i>VALOR</i>
No controlado	5
Parcialmente controlado	3
Controlado	1

Tabla 78

No controlado: Cuando no existen:



- Legislación nacional y/o provincial y/o municipal
- Reglamentación nacional y/o provincial y/o municipal
- Procedimientos
- Instrucciones técnicas
- Planes de contingencia
- Protección o barreras físicas
- Monitoreos
- Programas de mantenimiento

Que permitan prevenir o evitar la ocurrencia de un determinado evento.

Parcialmente controlado: Cuando existen:

- Legislación nacional y/o provincial y/o municipal
- Reglamentación nacional y/o provincial y/o municipal
- Procedimientos
- Instrucciones técnicas
- Planes de contingencia
- Protección o barreras físicas
- Monitoreos
- Programas de mantenimiento

Que permitan prevenir o evitar la ocurrencia de un determinado evento, pero no son suficientes para evitar que se produzca el impacto ambiental.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 205 de 286

Aspecto controlado: Cuando existen:

- Legislación nacional y/o provincial y/o municipal
- Reglamentación nacional y/o provincial y/o municipal
- Procedimientos
- Instrucciones técnicas
- Planes de contingencia
- Protección o barreras físicas
- Monitoreos
- Programas de mantenimiento

Que permitan prevenir o evitar la ocurrencia de un determinado evento y las mismas son efectivas para un control total del impacto medioambiental.

a.2 Ocurrencia: Se estima, considerando el periodo de tiempo de duración de la operación. De acuerdo a la ocurrencia se le asigna los valores descriptos en la **Tabla 79**.



<i>Ocurrencia</i>	<i>Valor</i>
Muy frecuente	4
Frecuente	3
Poco frecuente	2
Ocasional	1

Tabla 79

b- Vulnerabilidad (V)



$$\text{Vulnerabilidad (V)} = \text{Factor afectado (Fr)} + \text{Magnitud (M)}$$

b.1 Factor afectado: El valor se obtiene de acuerdo a las características:

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 206 de 286

<i>Factor Afectado</i>	<i>Valor</i>
<ul style="list-style-type: none"> • Aire: <ul style="list-style-type: none"> - Calidad del aire • Agua: <ul style="list-style-type: none"> - Superficial - Recarga de acuíferos - Cauces aluvionales - Napa de agua dulce <ul style="list-style-type: none"> • Procesos • Suelo: - Con actividades agrícolas/ganaderas de magnitud <ul style="list-style-type: none"> • Vegetación: - Especies vegetales protegidas y/o singulares <ul style="list-style-type: none"> • Fauna: <ul style="list-style-type: none"> - Especies protegidas - Puntos de paso o rutas migratorias <ul style="list-style-type: none"> • Ecosistemas especiales <ul style="list-style-type: none"> • Socioeconómico: <ul style="list-style-type: none"> - Población: - Recursos Humanos • Infraestructura y núcleos: <ul style="list-style-type: none"> - Asentamientos urbanos 	10
<ul style="list-style-type: none"> • Paisaje • Áreas protegidas • Patrimonio cultural 	8
<ul style="list-style-type: none"> • Suelo: - Con actividades ganaderas y/o agrícolas de escasa magnitud <ul style="list-style-type: none"> - Recreativo 	7
<ul style="list-style-type: none"> • Suelo: - No comprendidos en los puntos anteriores <ul style="list-style-type: none"> • Vegetación: - No comprendidos en los puntos anteriores <ul style="list-style-type: none"> • Fauna: - No comprendidos en los puntos anteriores <ul style="list-style-type: none"> • Infraestructura 	6
<ul style="list-style-type: none"> • Agua: - Napa con alto contenido salino. • Suelo: - Sin actividades agrícolas / ganaderas <ul style="list-style-type: none"> - Extractivo 	3
<ul style="list-style-type: none"> • Suelo: - Ocupado con instalaciones. 	1

Tabla 80

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 207 de 286

b.2 Magnitud: En referencia a la extensión del daño sobre el factor afectado.

<i>Magnitud</i>	<i>Valor</i>
Muy Alta	10
Alta	7
Media	5
Baja	3
Despreciable	1

Tabla 81

En la **Tabla 82** se desarrolla el cálculo de la estimación de los riesgos.



<i>Estimación de los riesgos</i>									
Fases	Impactos por Contingencias	Factores Afectados	Amenaza			Vulnerabilidad		Suma	Estimación del Riesgo
			Control	Ocurrencia	Suma	Factor afectado	Magnitud		
Construcción	Riesgo de accidente	Recursos humanos	1	1	2	10	3	13	26
Operación	Mal funcionamiento calderas	Aire	1	1	2	10	5	15	30
	Riesgo de accidente	Recursos humanos	1	1	2	10	3	13	26
Abandono	Riesgo de accidente	Recursos humanos	1	1	2	10	3	13	26

Tabla 82

10.1.4. Declaración de impacto ambiental

10.1.4.1. Impactos Operativos

Para efectuar el enjuiciamiento de los impactos de acuerdo a su valoración, se toman la escala dada por la Resolución 25/04

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 208 de 286

<i>Jerarquía</i>	<i>Valor</i>
Bajo	0 - 25
Moderado	25 - 50
Critico	> 50

Tabla 83

La clasificación se define de la siguiente manera:

Bajo:

De rápida recuperación sin medidas correctoras.



Moderado:

La recuperación puede tardar de cierto a bastante tiempo, no necesitando medidas correctoras, o en el peor de los casos ser mitigable necesitando medidas correctoras simples.

Crítico:

La recuperación requiere bastante tiempo y como mínimo requiere medidas correctoras más complejas, puede superar el umbral tolerable y en este caso no es recuperable independientemente de las medidas correctoras.

De los impactos tratados y luego valorados resulta el enjuiciamiento detallado en la **Tabla 84:**

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 209 de 286

<i>Fase</i>	<i>Impactos Operativos</i>				
	<i>Factores Afectados</i>	<i>Negativos</i>	<i>Signo</i>	<i>Importancia</i>	<i>Categoría del Impacto</i>
Construcción	Aire	Afectación de calidad por emisión de polvos y gases	-	21	Bajo
	Aire	Afectación del confort sonoro	-	21	Bajo
	Infraestructura	Afectación por consumo de agua	-	26	Moderado
Operación	Aire	Emisión de ruidos molestos	-	18	Bajo
	Economía	Consumo mayor de agua potable suministrada por el EPAS	-	32	Moderado
Abandono	Aire	Afectación de calidad por emisión de gases y polvos.	-	21	Bajo
	Aire	Afectación del confort sonoro.	-	21	Bajo

Tabla 84

10.1.4.2. Impactos por Contingencias

Estimación del Riesgo

De acuerdo a la categorización:

Riesgo Irrelevante: no requiere acción específica.



Riesgo Tolerable: no requiere medidas adicionales de control.

Riesgo Moderado: requiere medidas para reducir el riesgo.

Riesgo Importante: no se puede dar comienzo a la operación hasta reducir el riesgo.

Riesgo Intolerable: se debe interrumpir la ejecución del proyecto hasta que no se vean las causas que originan el Riesgo.

En la **Tabla 85** se detallan los intervalos de encuadre de los valores estimados de los riesgos calculados.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 210 de 286



<i>Nivel de Riesgo</i>	
Categoría	Intervalo (Estimación De Riesgo)
Irrelevante	- 30
Tolerable	31 - 70
Moderado	71 - 110
Importante	111 - 160
Intolerable	> 160

Tabla 85

De los impactos tratados y luego valorados resulta el enjuiciamiento detallado en la **Tabla 86**.

<i>Fases</i>	<i>Impactos por Contingencias</i>	<i>Factores Afectados</i>	<i>Estimación del Riesgo</i>	<i>Nivel de Riesgo</i>
Construcción	Riesgo por accidente	Recursos humanos	26	Irrelevante
Operación	Mal funcionamiento de calderas y emisiones de NO _x y/o CO	Aire	30	Irrelevante
	Riesgo de accidente	Recursos humanos	26	Irrelevante
Abandono	Riesgo por accidente	Recursos humanos	26	Irrelevante

Tabla 86

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 211 de 286

10.1.5. Conclusiones



Puesto que el proyecto de captura de CO₂ con una planta de Di Etanol Amina (DEA) es un anexo al proceso de producción de metanol, es decir, una mejora del mismo, o una alternativa donde lo que se busca es minimizar la cantidad de CO₂ que se libera del horno, para utilizarlo como materia prima, el proyecto es pequeño, y no presenta impactos grandes o apreciables, ya que:

- No afecta al paisaje/suelo: Se realiza en un complejo industrial, donde ya se cuenta con una planta y por lo tanto no se realiza desmonte, no hay cambio de suelo, no se afecta la fauna ni flora, etc.
- Personal mínimo: Al estar dentro de una planta, el personal es prácticamente el mismo que el de esta, ya que es un proceso esencialmente autónomo.
- Aire: El mayor impacto que tiene es en una reducción relativa del CO₂ liberado.
- Económico: El mayor impacto quizá es el económico, ya que todo el proceso está apuntado a este punto, donde la cantidad de metanol adicional que se produce es alrededor de un 3-4 % de lo que se produce actualmente.

10.2. Marco Legal

10.2.1. Sustancias que agotan la Capa de Ozono (RIESAO)

- La Ley Nac. 23724 aprueba el Convenio de Viena sobre el Control de Sustancias que agotan la Capa de Ozono.
- La Ley Nac. 23778 aprueba el Protocolo de Montreal sobre el Control de Sustancias que agotan la Capa de Ozono.
- La Ley Nac. 26106 aprueba la Enmienda al Protocolo de Montreal aprobada en Beijing.
- La Ley Nac. 24.040 regula el control de producción, utilización, comercialización, importación y exportación de sustancias que agotan la capa de ozono.
- El Decreto 1609/04 crea el Registro de Importadores y Exportadores de Sustancias que Agotan la Capa de Ozono (RIESAO) y establece un Sistema de Licencias para la importación y exportación de sustancias controladas.
- La Resolución SADS 296/03 establece que quedan comprendidas en las disposiciones de la Ley Nac. 24.040 sobre control de producción, utilización, comercialización, importación y exportación de sustancias que agotan la capa de ozono, los compuestos químicos incluidos en los Anexos B, C y E del Protocolo de Montreal relativo a las Sustancias que agotan la Capa

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 212 de 286

de Ozono, y las Enmiendas de las que la República Argentina es Parte. Estas sustancias se identifican en el Anexo que integra dicha Resolución. La Res. SADS 296/03 también dispone que la prohibición establecida en el Art. 3 de la Ley Nac. 24.040 se referirá a las nuevas industrias productoras de las sustancias cuyo uso se restringe.

10.2.2. Deberes de la Empresa

- Toda importación de sustancias que agotan la capa de ozono debe ser realizada por medio de autorización previa (Art. 1, Res. MADS 18/16).
- Cumplir con las cantidades máximas para importar establecidas en la Res. SADS 151/15, en caso de haber solicitado cuotas de importación para el año 2016. Esto se aplica a todas las empresas que deban utilizar sustancias agotadoras de la capa de ozono como uso esencial (Art. 1, Res. SADS 151/15).
- Cumplir con las cantidades máximas establecidas en la Res. SADS 151/15 en caso de ser importador nuevo o eventual durante el período 2016. Esto se aplica a todas las empresas que deban utilizar sustancias agotadoras de la capa de ozono como uso esencial (Art. 1, Res. SADS 151/15).

10.2.3. Fuentes fijas y móviles



- La Ley Nac. 20284 declara sujetas a sus disposiciones y a las de sus Anexo I (Fuentes Móviles - automotores con motor por ignición a chispa); Anexo II (Normas de Calidad del Aire y Concentración de Contaminantes: CO; NO_x; SO₂; O₃; partículas en suspensión y partículas sedimentables); y Anexo III Glosario; a todas las fuentes (fijas y móviles) capaces de producir contaminación atmosférica ubicadas en jurisdicción federal y en la de las provincias que adhieran a la misma.

10.2.4. Deberes de la Empresa

- Asegurar que los parámetros de emisión no excedan los establecidos en el Anexo II de la Ley Nac. 20284 (Normas de Calidad del Aire y Concentración de Contaminantes: CO; NO_x; SO₂; O₃; partículas en suspensión y partículas sedimentables) y cumplir con los parámetros máximos de emisión que establezcan las autoridades locales (Anexo II, Ley Nac. 20284).

Se mencionan las leyes con los artículos que hacen referencia a la red hidrante.

- Ley 13.660 – Artículo 914. “Cuando la capacidad diaria de despacho sobrepase los 50 m³/día se protegerán las instalaciones mediante equipos instalados sobre una red de agua que



 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 213 de 286

admita un caudal no inferior a 50 m³/hr y a una presión no inferior a 7 Kg/cm² (7 bar aprox) en cualquier punto”.



- Resolución 1296/2008 – Artículo 80. Deberá existir una red de cañerías de agua contra incendios, independiente de la red de agua industrial, con la que se podrá interconectarse eventualmente, que alimente hidrantes para mangueras, monitores o pitones de torrecillas y lanzas generadoras de niebla. Estará dispuesta preferentemente en anillo y contará con válvulas de corte en número suficiente para aislar cualquier sección que sea afectada por rotura, manteniendo el resto de la red a la presión de trabajo.
- Resolución 1296/2008 – Artículo 96. Los tanques de almacenamiento de líquidos combustibles deberán estar protegidos por sistemas fijos de enfriamiento por agua pulverizada, que permitan la formación de cortinas aisladoras de agua entre un tanque incendiado y los que lo rodean recibiendo un caudal de agua mínimo de cero metros cúbicos con treinta decímetros cúbicos por hora por metro cuadrado (0.030 m³/(hr x m²)) de superficie exterior (techo más envoltura lateral). La acción de estos elementos podrá ser ejercida de inmediato por la simple apertura de las válvulas o dispositivos de esa instalación.

Bibliografía

- H. Lopez Raggi. (s.f). *“Estudio de Impacto Ambiental”*. Universidad Tecnológica Nacional-Facultad Regional del Neuquén.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 214 de 286

11. Diseño de Equipos

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 215 de 286

11.1. Introducción

El ingeniero químico normalmente no está diseñando, salvo que ésta sea su labor específica, dado que la empresa donde se desempeña es consultora, fabricante, constructora de equipos y plantas industriales, o porque pertenece a una unidad funcional que tiene esta misión, como los departamentos técnicos o de ingeniería de las grandes empresas de procesos químicos. Sin embargo, en otras ocupaciones el ingeniero químico puede enfrentarse ocasionalmente a la actividad de diseño. Por ejemplo, para especificar o seleccionar un equipo requerido en planta, para analizar y diagnosticar el desempeño de un proceso o equipo en funcionamiento, para resolver problemas de operación, definir mejoras o modificaciones de procesos y equipos, o verificar si el equipo suministrado por un proveedor o un equipo existente en stock es apropiado para el desempeño de una función requerida.

Teniendo esto en cuenta, en el presente trabajo se propone el diseño de dos equipos que están presentes en el proceso:

- Intercambiador de calor de tubo y coraza (E-1004)
- Separador bifásico (V-1003)

A continuación, se detallan las características de los equipos y las consideraciones que se tuvieron en cuenta al momento del diseño.



11.2. Intercambiador de calor E-1004

11.2.1. Introducción

El intercambiador de calor es un dispositivo diseñado para transferir calor entre dos fluidos, encontrándose éstos en contacto o separados por una barrera sólida. Se trata de componentes esenciales en los sistemas de climatización o refrigeración, acondicionamiento de aire, producción energética y procesamiento químico.

Para entender fácilmente el funcionamiento del intercambiador de calor, podemos tomar como referencia el radiador de cualquier vehículo. El motor calienta el fluido refrigerante. Este último se refresca por el contacto con las corrientes de aire, logrando así reducir la temperatura del primero tras circular por su interior.

Los equipos de doble tubo son los más sencillos que existen. Están conformados por dos piezas concéntricas de diferente diámetro. Uno de los fluidos circula por el interior del más pequeño y el otro lo hace por el espacio anular entre ambos tubos. Sin embargo, Para satisfacer la demanda industrial se requiere el uso de un gran número de horquillas de doble tubo en serie, las cuales ocupan un gran espacio físico y aumentan el riesgo de fugas en las conexiones, por lo tanto,

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 216 de 286

cuando se requieren superficies grandes de transferencia de calor, se utilizan equipos de tubo y coraza (paso múltiple, ver **figura 47**) con el fin de incrementar el área para la convección relativa al volumen del fluido, es común diseñar intercambiadores con múltiples tubos dentro de un simple intercambiador. Con múltiples tubos es posible arreglar el flujo de manera que una región estará en paralelo y otra región en contracorriente.

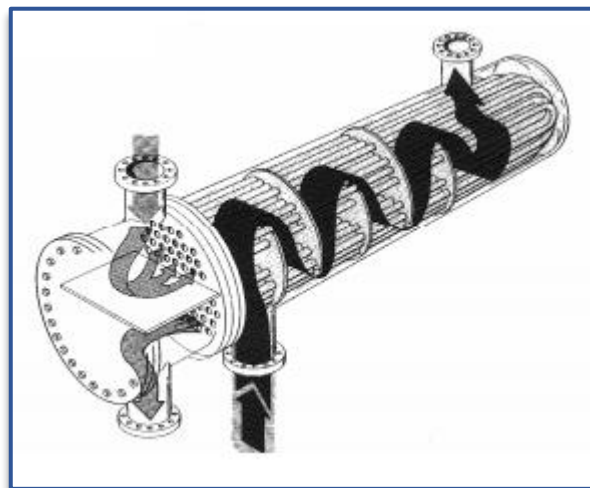


Figura 47

11.2.2. Partes del intercambiador

11.2.2.1. Cabezal Fijo

Se caracterizan por tener dos placas de tubos soldadas a la carcasa, el interior de los tubos se puede limpiar mecánicamente después de remover la tapa del canal. El banco de tubos no se puede extraer y su limpieza exterior se debe realizar químicamente. Se utiliza para fluidos limpios, por el lado de la carcasa.

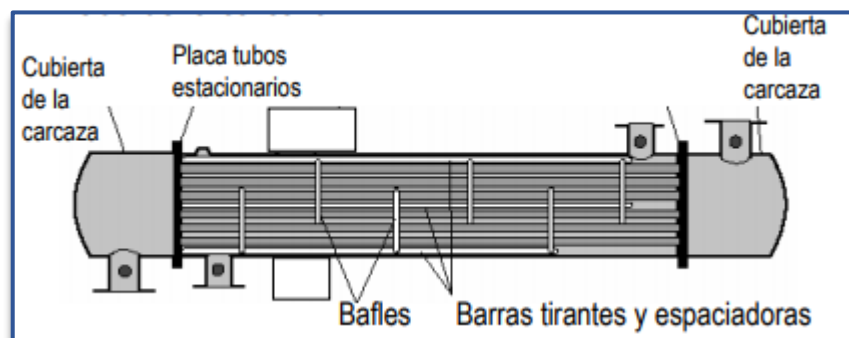




Figura 48

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 217 de 286

Tipo A:

Es un barril cilíndrico o canal con bridas en ambos extremos, uno de los cuáles permite el acceso al canal y el otro se sujeta con pernos a la hoja de tubos fija. Se usa con placa de tubo fija, tubos en forma de U y bancos de tubo removible.

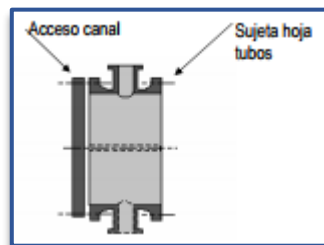


Figura 49

Tipo B:

Consiste en un barril cilíndrico con un bonete soldado en un extremo y una brida en otro, sujeta con pernos al espejo de tubos. Ambos se usan con placa de tubo fija, tubos en forma de U y bancos de tubo removible.

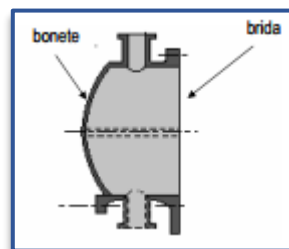


Figura 50

Tipo C:

Una brida se sujeta con pernos y permite el acceso al canal y el otro extremo esta soldado a la hoja de tubos. Presenta problemas de mantenimiento.

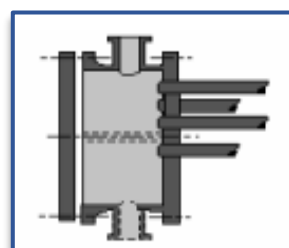




Figura 51

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 218 de 286

Tipo D:

Es utilizado especialmente para altas presiones. El canal y la placa de tubo tienen construcción forjada integral.

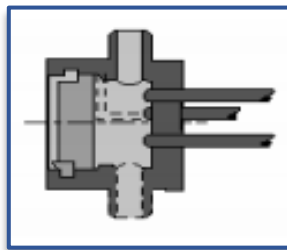


Figura 52

11.2.2..2. Carcasa

Tipo E (1 paso):

Es la construcción más usada en intercambiadores de carcasa y tubo.

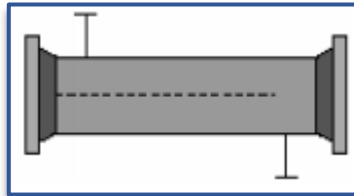


Figura 53

Tipo F (2 pasos):

Esta construcción requiere del uso de deflectores longitudinales. Las boquillas de entrada y salida se sitúan en el lado de placa de tubos fijos.

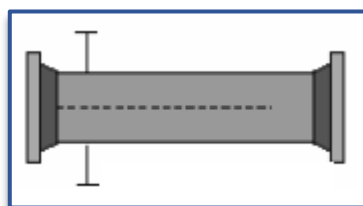




Figura 54

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 219 de 286

Tipo J (flujo dividido):

Se usa para reducir la caída de presión.

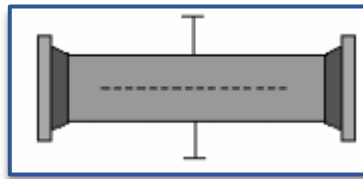


Figura 55

11.2.2.3. Tubos

Se encuentran disponibles en varios metales, los que incluyen acero, cobre, 70-30 cobre níquel, aluminio-bronce etc. Se pueden obtener en diferentes grosores de pared, definidos por el calibrador Birmingham para alambre, que en la práctica se denomina BGW del tubo. Los tubos ¾ y 1 pulg. son los más comunes en el diseño de intercambiadores de calor.

Se define el arreglo de los tubos como la disposición geométrica que estos tendrán dentro de la carcasa. En la **Tabla 87** se observan los distintos tipos de arreglos:

<i>Tipo de Arreglo Aplicaciones</i>	<i>Tipo de Arreglo Aplicaciones</i>
Triángulo 60 °	Generan una caída de presión mayor al fluido que va por coraza
Triángulo 90 °	Arreglo preferido para factores de ensuciamiento menores de 0.002 pie ² °F/BTU
Cuadrado 90 °	Se utiliza cuando el factor de ensuciamiento en la carcasa es >0.002 pie ² °F/BTU
Cuadrado 45 °	cuando el flujo es laminar Re<2000

Tabla 87

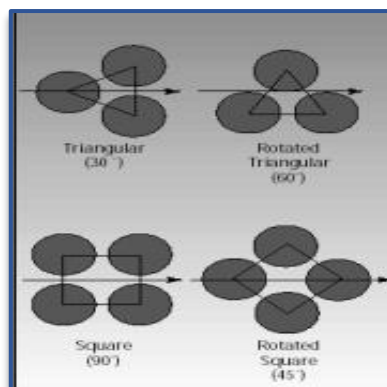




Figura 56

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 220 de 286

Espaciado en tubo: Tube Pitch.

Los orificios de los tubos no pueden taladrarse muy cerca uno de otro, porque debilitaría estructuralmente el cabezal. La distancia más corta entre dos orificios adyacentes es el claro o ligadura. El espaciado de los tubos Pt, es la distancia menor de centro a centro en tubos adyacentes:

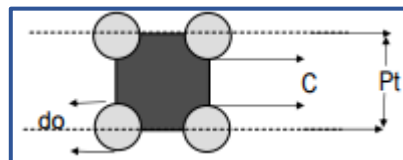


Figura 57

<i>Díámetro exterior tubo (pulg)</i>	<i>Arreglo triangular</i>
$\frac{3}{4}$	15/16
$\frac{3}{4}$	1
1	1 $\frac{1}{4}$
>1 $\frac{1}{2}$	Mínimo 1,25 diámetro tubo

Tabla 88



11.2.2.4. Deflectores

Los deflectores tienen las funciones:

- Soportar haz de tubos.
- Restringir la vibración de los tubos debido a los choques con el fluido.
- Canalizar el flujo por la carcasa originando turbulencia para lograr mayores efectos de transferencia de calor.

El espaciado centro a centro entre deflectores se llama espaciado de deflectores. El espaciado mínimo es el 20 % o 1/5 del diámetro interno de la carcasa o 2 pulg., el que resulte mayor, el máximo no debe exceder el diámetro interno de la carcasa. ESTE PARÁMETRO ES VITAL EN EL DISEÑO.

Un espaciado bajo entre baffles resulta en una penetración muy pobre del fluido en la coraza, y dificulta la limpieza mecánica de los tubos. Un espaciado muy alto entre baffles tiende a producir flujo longitudinal, que es menos eficiente que el flujo cruzado. El espaciado óptimo entre baffles está entre 30 a 60%.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
				Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 221 de 286

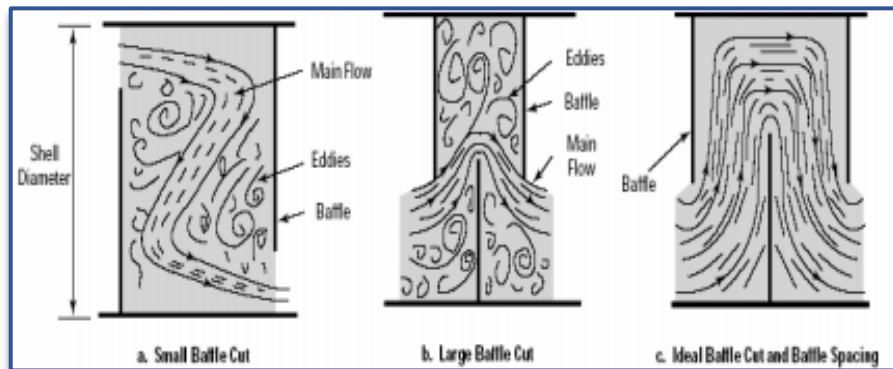


Gráfico 36



Corte del deflector:

Permite el paso del fluido a través del deflector y se expresa como el cociente entre la altura del corte y el diámetro interno de la carcasa. Varía entre 15 y 45% del diámetro interno de la coraza. Se recomienda usar entre 20 y 35%.

11.2.3. Consideraciones adicionales

11.2.3.1. Localización de los fluidos a través de los tubos o carcaza

- Corrosión: colocar el fluido más corrosivo en los tubos
- Ensuciamiento: colocar el fluido con mayor tendencia a la formación de depósitos en los tubos.
- En los tubos es mejor el control de la velocidad, mayor velocidad menor ensuciamiento
- Temperatura: recomendable fluido caliente en los tubos
- Presión: colocar la corriente de mayor presión en los tubos requiere menor componentes de alta presión
- Caída de presión: fluido con menor caída de presión permisible debería colocarse en los tubos
- Viscosidad: Mayores flujos de transferencia de calor son obtenidos colocando un fluido viscoso en la carcaza
- Características toxicas y letales: generalmente el fluido toxico debe colocarse en los tubos, para minimizar fugas.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 222 de 286

- Velocidad de flujo: al colocar el fluido con menor flujo en la coraza, generalmente origina un diseño más económico. La razón de ello se debe a que en la coraza el fluido experimenta mayor turbulencia a menor velocidad que en el tubo. C

11.2.3.2. Caída de Presión

La caída de presión en un intercambiador es producto de:

- Fricción debido al flujo
- Cambios en la dirección del flujo
- Expansión y contracción en las entradas y salidas de las boquillas y tubos.



Velocidades máxicas altas permiten coeficientes de transferencia mayor y un área menor, pero se requiere una caída de presión mayor. Generalmente se fija una caída de presión máxima permitida y se trata de adoptar este valor como referencia.

11.2.4. Diseño del Intercambiador

El diseño de un intercambiador consiste, básicamente, en proponer un equipo y verificar si dicho equipo es capaz de lograr el desempeño en cuanto al intercambio de calor que se está buscando.

Las condiciones de los fluidos vienen dadas por el mismo proceso y estas son fijas, por lo que se debe garantizar que el intercambiador propuesto cumpla con su trabajo para lograr estas condiciones. A continuación, en la **Tabla 89**, se detallan las propiedades y condiciones necesarias, dichos valores fueron extraídos de la simulación realizada con el simulador Hysys 7.3:

<i>Datos requeridos para el diseño</i>	
Propiedad	Valor
t_1 = Temperatura de entrada del líquido frío (°C)	30
t_2 = Temperatura de salida del líquido frío en (°C)	40
T_1 = Temperatura de entrada del líquido caliente en (°C)	60
T_2 = Temperatura de salida del líquido caliente en (°C)	40
C_{ph} = Calor específico del líquido caliente en (J/kg °C)	3647
C_{pc} = Calor específico del líquido frío en (J/kg °C)	4183
W_h = Flujo másico del fluido caliente (kg/seg)	16,76

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 223 de 286



W_c = Flujo másico del fluido frío (Kg/seg)	29,37
δ_h = Densidad fluido caliente (kg/m ³)	1067
δ_c = Densidad fluido frío (kg/m ³)	993,7
μ_h = Viscosidad fluido caliente (kg/m*s)	0,001424
μ_c = Viscosidad fluido frío (kg/m*s)	0,0007132
K_h = Conductividad térmica fluido caliente (W/m*°C)	0,4883
K_c = Conductividad térmica fluido frío (W/m*°C)	0,6351

Tabla 89

Con las condiciones y propiedades de los fluidos establecidas, se propuso el siguiente intercambiador de calor:

Datos del intercambiador	
Característica	Valor
Fluido caliente (Solución DEA)	Tubos
Fluido Frío (Agua de enfriamiento)	Coraza
Cabezal	
Coraza	
Diámetro externo tubo interno- D_o (m)	0,0254
Diámetro interno tubo interno- D_i (m)	0,01988
Espesor de tubo según norma BWG	12
Diámetro Interno Coraza - D_s (m)	0,711
Número de tubos	370
Largo de Tubos -L (m)	5,486
Arreglo	Triangular
Paso y/o espaciado - P_t (m)	0,03175
Pasos por tubo (n)	2
Pasos por coraza	1
Espaciado entre Baffles - B (m)	0,254
Coefficiente de ensuciamiento - R_f (m ² *K/W)	0,00004

Tabla 90

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
				Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 224 de 286

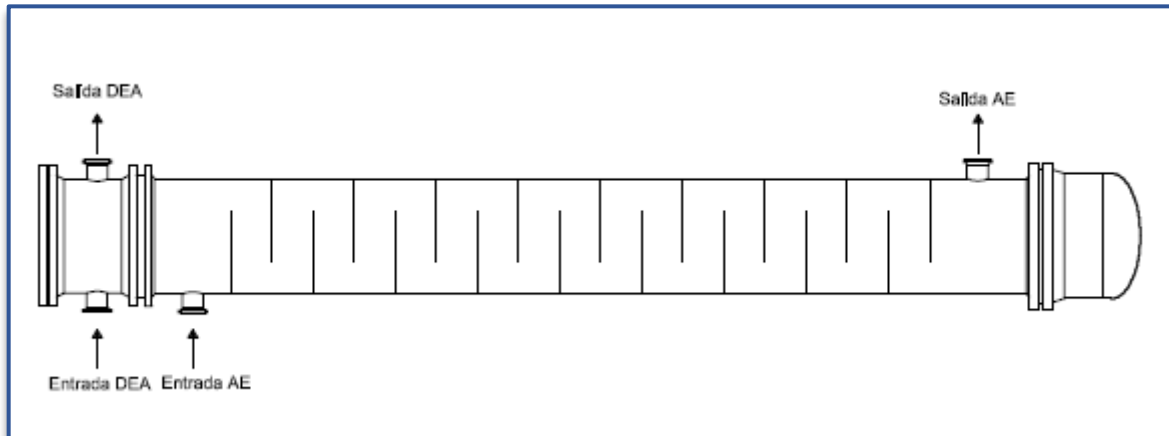


Figura 58

El intercambiador propuesto se debe verificar por diferentes métodos para comprobar que realmente es capaz de cumplir con los objetivos propuestos. En este caso se eligieron dos métodos:

- Método de Kern
- Verificación por programa HTRI 5.0

A continuación, se detallan los pasos de acuerdo a cada método:

11.2.4.1. Método de Kern:

Paso 1: Calcular Q

Se debe calcular el calor intercambiado (Q) entre los fluidos, según las siguientes formulas:

$$Q = W_h c_h (T_1 - T_2)$$



$$Q = W_c c_c (t_2 - t_1)$$

Para este caso se obtuvo 1222474 Watt (j/seg)

Paso 2: Calcular la Media Logarítmica de la temperatura (DMLT)

$$DMLT = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - T_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - T_1)}}$$

El valor obtenido fue 14,43 °C

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
				Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 225 de 286

Paso 3: Calculo del factor de corrección de la temperatura (Pie)

Para calcular el factor Pie, se deben calcular dos números adimensionales, R y S, con dichos números ingresar a una figura del tipo de la **figura**, para un intercambiador de un paso por coraza y 2 pasos por tubos, y calcular el factor Pie.

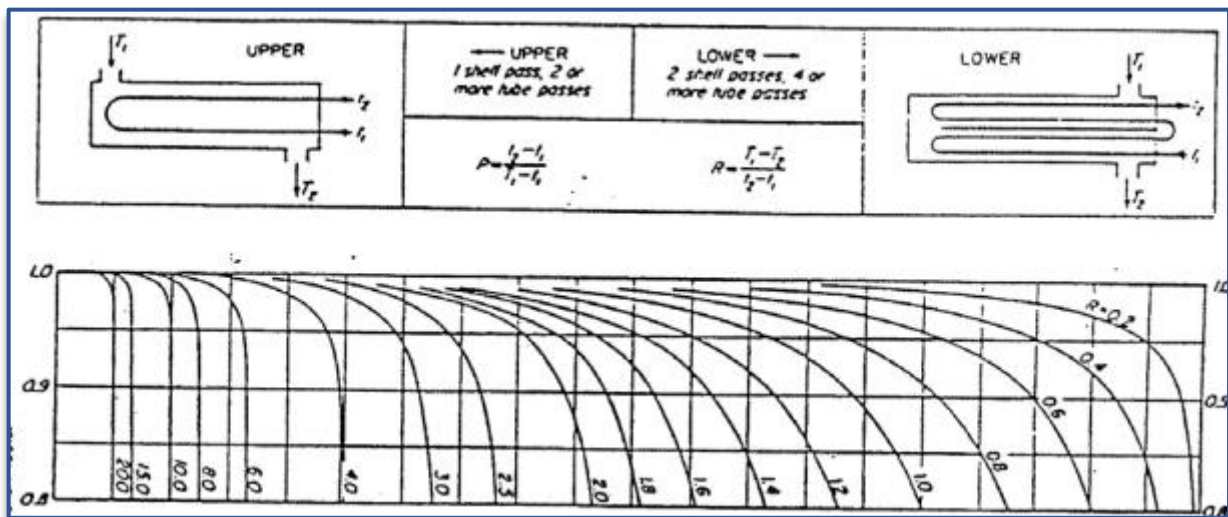


Figura 59

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$$

El valor obtenido de R fue de R=2 y el de S de S=0,3333. Con estos valores se ingresó a la figura y se obtuvo un valor de Pie, de Pie=0,82.



Paso 4: Calculo de la velocidad del fluido del interior de los tubos.

Se calcula la velocidad del fluido según la siguiente ecuación:

$$V_f = \frac{W_c * n}{\delta_h * N * a'_t}$$

a'_t (m²) = área de cada tubo

a_t (m²) = área de flujo

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 226 de 286

V_f (m/s) = Velocidad del fluido caliente -Interior de tubos

Paso 5: Calculo del coeficiente pelicular interno (h_{i0})

Para obtener el coeficiente pelicular interno, corregido para el diámetro externo (h_{i0}), primero se debe utilizar una correlación que depende de dos números adimensionales, el Reynold (Re) y el Prandtl (Pr), con estos se calcula el coeficiente pelicular interno (h_i), segundo se debe corregir para el diámetro externo.

$$Re = \frac{\delta_h * d_i * V_f}{\mu_h}$$

$$Pr = \frac{C_h * \mu_h}{K_h}$$

$$h_i = 1,86 * \left(Re * Pr * \frac{d_i}{L} \right)^{0,33} * \frac{K}{d_i}$$

$$h_{i0} = h_i \frac{d_i}{d_o}$$

Utilizando estas ecuaciones se obtuvo un $Re=4074$, $Pr=10,6$, $h_i=952,54 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$ y por último, el $h_{i0}= 745,5 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$.

Paso 6: cálculo del coeficiente pelicular externo (h_o)

Para el caso del h_o , se calcula de forma similar al h_{i0} , pero teniendo en cuenta ciertas precauciones:



- Se debe calcular un diámetro equivalente de la carcasa, para luego calcular el Reynolds con este valor. El diámetro equivalente se calcula según la siguiente formula:

$$D_e = \frac{4 * \left(P_t^2 - \frac{\pi * D_o^2}{4} \right)}{\pi * D_o^2}$$

El valor obtenido del diámetro equivalente fue $De= 0,025 \text{ m}$

- Calculo la velocidad másica del fluido frío (G_s):

$$G_s = \frac{W_s}{a_s}$$

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 227 de 286

Dónde:

a_s es el valor del área de flujo y se calcula de la siguiente forma:

$$a_s = \frac{D_s * c * B}{P_t}$$

De estas ecuaciones se obtuvo un $a_s=0,036 \text{ m}^2$, y un valor de $G_s=8131 \text{ Kg/m}^2*\text{seg}$

- Con el D_e y G_s se puede calcular el Re :

$$Re = \frac{G_s * D_e}{\mu_c}$$

El Reynolds obtenido fue de $Re=28669$

- Se calcula el Prandtl:

$$Pr = \frac{C_c * \mu_c}{K_c}$$

El valor obtenido de Prandtl fue de $Pr=469,7$

- Con todos estos valores se puede calcular el h_o , según:

$$h_o = 0,36 * Re_s^{0,6} * Pr^{0,33} * \frac{K_c}{D_e}$$

El valor obtenido de $h_o= 7159 \text{ W/m}^2*\text{K}$



Paso 7: Calculo del coeficiente global de transferencia de calor (U):

$$U = \left[\frac{1}{h_{io}} + \frac{1}{h_o} + R_f \right]^{-1}$$

Se obtuvo un valor de $U=657,4$

Paso 8: Calculo del área requerida (A_{req})

El área requerida es el área mínima que debe tener el intercambiador para lograr transferir la cantidad de calor necesaria para llevar las corrientes de procesos a las condiciones especificadas.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 228 de 286

$$A_{req} = \frac{Q}{U * DMLT * F_t}$$

El valor obtenido fue $A_{req} = 157 \text{ m}^2$

Paso 9: Calculo del área del equipo y sobrediseño

El área del equipo propuesto (A_d) se calcula en base al número de tubos, largo y diámetro externo de los mismos. Esta área es el área total disponible para el intercambio de calor. Se calcula según la siguiente formula:

$$A_d = \pi * d_o * L * N$$

En este caso el área disponible es $A_d = 162 \text{ m}^2$

El sobredimensionamiento del equipo se calcula según la siguiente fórmula:

$$\% \text{ Sobredimensionamiento} = \left(\frac{A_d - A_{req}}{A_{req}} \right) * 100\%$$

Se obtuvo un valor de sobredimensionamiento de **3,05 %**, lo que nos indica que, en principio, el intercambiador propuesto es acorde al proceso y los requerimientos planteados.

Paso 10: Calculo pérdida de carga por tubos:

Es necesario calcular la pérdida de carga para saber si la misma es compatible con las características del proceso. Se calcula según la siguiente fórmula:

$$\Delta P_t = 4 * f * \left(\frac{L * n}{d_i} \right) \left(\frac{\delta_h V_f^2}{2} \right) + 4 * n \left(\frac{\delta_h V_f^2}{2} \right)$$



Donde el factor de fannin (f) se calcula según la siguiente fórmula:

$$f = 0,0014 + 0,125 * Re^{-0,32}$$

El valor del factor de Fannin obtenido fue $f = 0,01$ y el valor de pérdida de carga fue de $\Delta P_t = 2490 \text{ N/m}^2$.

Paso 11: Pérdida de carga por coraza:

El cálculo de pérdida de carga en la coraza se realiza de la siguiente forma:

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 229 de 286



$$\Delta P_s = \frac{G_s^2 * D_s * (N_b + 1)}{2 * D_e * \delta_c}$$

Se obtuvo un valor de $\Delta P_s = 53343 \text{ N/m}^2$.

11.2.4.2. Cálculo según HTRI 5.0

El cálculo del intercambiador en HTRI 5.0 es sencillo, se deben cargar todos los datos de los fluidos requeridos, como así también las especificaciones del intercambiador de calor propuesto. Una vez realizado esto, se debe correr el programa para que el mismo realice los cálculos necesarios y nos arroje un resultado para saber si el intercambiador propuesto es adecuado para el servicio que requerimos o no. Para esto nos fijamos en el porcentaje de sobre o sub-dimensionamiento y en las pérdidas de carga, tanto por tubo como por coraza, y así podemos analizar si el intercambiador propuesto es adecuado o no.

A continuación, en la **Figura 60**, se puede observar el reporte con los datos de entrada, y en la **Figura 61**, se pueden observar los resultados obtenidos:

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 230 de 286




	Input Reprint Released to the following HTRI Member Company: <i>UTN</i> <i>Maxi</i>	Page 1
Xist E Ver. 5.00 04/12/2017 21:08 SN: FriendsI		SI Units
Rating - Horizontal Multipass Flow TEMA AES Shell With Single-Segmental Baffles		
Shell Data		
Service type	Generic Shell and Tube	
TEMA type	AES	
Run mode	Rating	
Hot fluid location	Shellside	
Number of shells in series	1	
Number of shells in parallel	1	
Shell inside diameter	711,200 mm	
Flow in 1st tubepass	Countercurrent	
Train flow direction	Countercurrent	
Reboiler Data		
Reboiler type	No piping specified	
Inlet pressure location	Inlet nozzle	
Tube Data		
Tube type	Plain	
Tube outside diameter	25,400 mm	
Tube wall thickness	2,769 mm	
Tube pitch	31,750 mm	
Tube pitch ratio	1,250	
Tubepasses per shell	2	
Tube pattern	60 degrees	
Number of tubes per shell	370	
Tube count method	Rigorous	
Tube length	5,486 m	
Tube material	Carbon steel	
Tubepass Arrangement Data		
Force symmetric layout	No	
Force cleaning lanes	No	
Tubes to remove for tie rods	Calculated	
Baffle Data		
Baffle type	Single segmental	
Baffle orientation	Perpendicular	
Baffle window area percent	25 %	
Central baffle spacing	254,001 mm	
Variable baffle spacing	No	
Window cut from baffles	No	
Clearance Data		
Number of seal strip pairs	Calculated	
Baffle clearance type	TEMA	
Block A stream	No	
Block E stream	No	
Block F stream	No	
Number of passlane seal rods	Calculated	

Figura 60

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 231 de 286




		Output Summary		Page 1	
Released to the following HTRI Member Company: <i>UTN Maxi</i>					
Xist E Ver. 5.00 04/12/2017 21:08 SN: FriendsI				SI Units	
Rating - Horizontal Multipass Flow TEMA AES Shell With Single-Segmental Baffles					
No Data Check Messages.					
See Runtime Message Report for Warning Messages.					
Process Conditions		Hot Shellside		Cold Tubeside	
Fluid name					
Flow rate	(kg/s)	16,7580		29,3579	
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	0,000	0,000	0,000	0,000
Inlet/Outlet T	(Deg C)	60,00	40,00	30,00	40,00
Inlet P/Avg	(kPa)	392,317	386,466	405,279	401,497
dP/Allow.	(kPa)	11,701	0,000	7,565	0,000
Fouling	(m ² -K/W)	0,000400		0,000000	
Exchanger Performance					
Shell h	(W/m ² -K)	2156,91	Actual U	(W/m ² -K)	743,13
Tube h	(W/m ² -K)	2978,49	Required U	(W/m ² -K)	705,72
Hot regime	(--)	Sens. Liquid	Duty	(MegaWatts)	1,2243
Cold regime	(--)	Sens. Liquid	Area	(m ²)	158,983
EMTD	(Deg C)	10,9	Overdesign	(%)	5,30
Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type	(--)	AES	Baffle type	(--)	Single-Seg.
Shell ID	(mm)	711,200	Baffle cut	(Pct Dia.)	27,60
Series	(--)	1	Baffle orientation	(--)	Perpend.
Parallel	(--)	1	Central spacing	(mm)	254,001
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses	(--)	19
Tube Geometry			Nozzles		
Tube type	(--)	Plain	Shell inlet	(mm)	102,261
Tube OD	(mm)	25,400	Shell outlet	(mm)	102,261
Length	(m)	5,486	Inlet height	(mm)	34,924
Pitch ratio	(--)	1,2500	Outlet height	(mm)	34,924
Layout	(deg)	60	Tube inlet	(mm)	128,194
Tubecount	(--)	370	Tube outlet	(mm)	128,194
Tube Pass	(--)	2			
Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions	
Shell	34,45	Shellside	0,23	A	0.187
Tube	31,91	Tubeside	0,52	B	0.530
Fouling	29,72	Crossflow	0,33	C	0.109
Metal	3,916	Window	0,30	E	0.174
				F	0.000

Figura 61

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 232 de 286

A continuación, se tiene un plano del intercambiador, el cual se puede ver con más detalle en el **Plano 7, del Anexo I**:

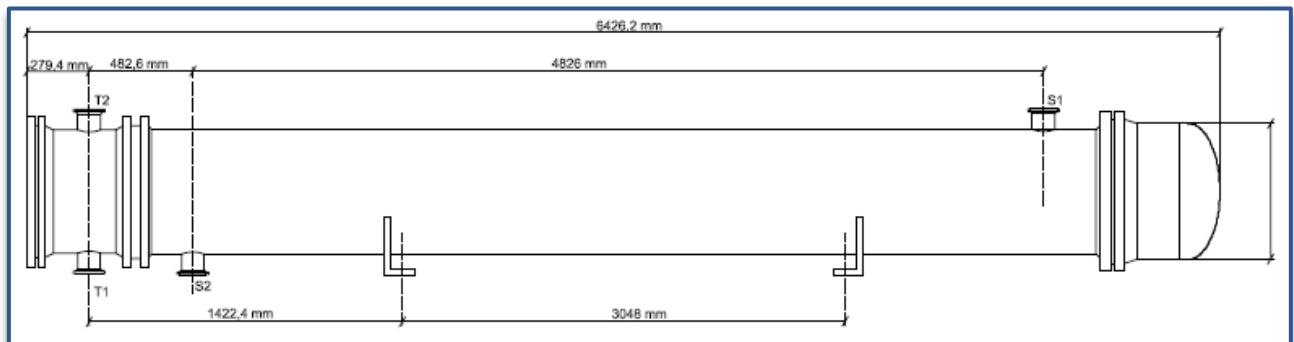


Figura 62

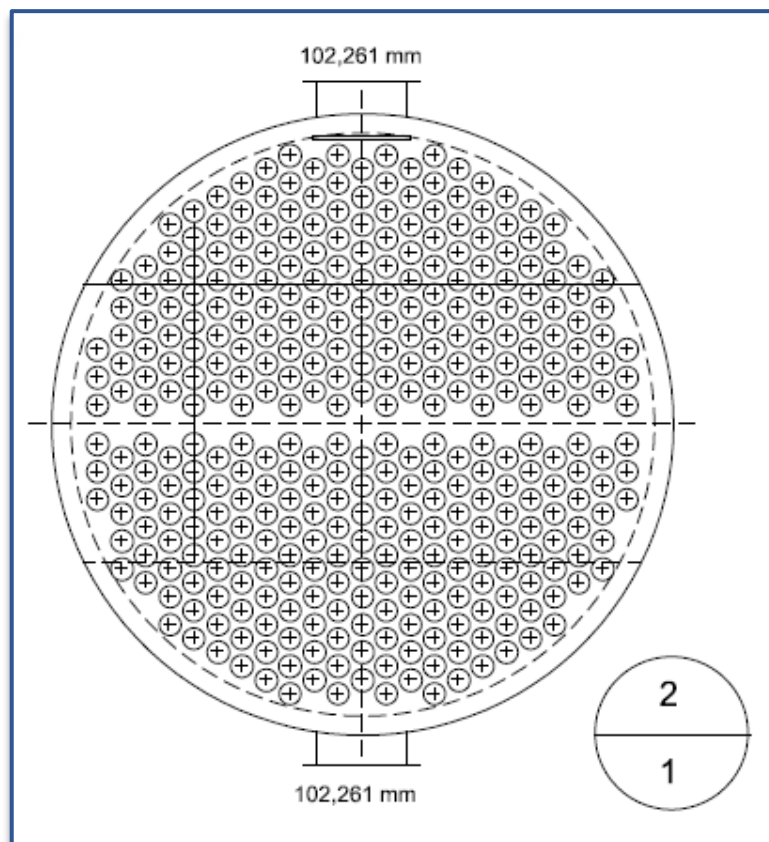




Figura 63

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 233 de 286

11.2.4.3. Comparación Método de Kern y HTRI 5.0

A continuación, en la **Tabla 91**, se detallan los resultados más importantes obtenidos por ambos métodos:

<i>Intercambiador de Calor E-1004</i>				
	Método Kern		HTRI 5.0	
	Tubos	Coraza	Tubos	Coraza
Calor Intercambiado MW	1,2224		1,2243	
U – W/m ² *K	657		705,22	
Área intercambio M ²	157,1		158,98	
% Sobrediseño	3,05		5,3	
ΔP (Kpa)	2,4	5,3	7,5	11,7

Tabla 91

11.3. Separador Bifásico V-1002

11.3.1. Principios de separación:



En el diseño de separadores es necesario tomar en cuenta los diferentes estados en que pueden encontrarse los fluidos y el efecto que sobre éstos puedan tener las diferentes fuerzas o principios físicos. Los principios fundamentalmente considerados para realizar la separación física de vapor, líquidos o sólidos son:

- La fuerza de gravedad
- La fuerza centrífuga
- Choque de partículas o coalescencia.

Toda separación puede emplear uno o más de estos principios, pero siempre las fases de los fluidos deben ser inmiscibles y de diferentes densidades para que ocurra la separación.

11.3.1.1. Separación por gravedad:

Es el mecanismo de separación que más se utiliza, debido a que el equipo requerido es muy simple. Cualquier sección ampliada en una línea de flujo, actúa como asentador, por gravedad, de las gotas de líquido suspendidas en una corriente de gas. El asentamiento se debe a que se reduce la velocidad del flujo, en los separadores el asentamiento por gravedad tiene lugar principalmente

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 234 de 286

en la sección secundaria, que se conoce también como sección de asentamiento por gravedad. Si el flujo es vertical hacia arriba como en los separadores verticales, las partículas de líquido que se van a separar caen a contraflujo del gas. Estas partículas de líquido que descienden por la acción de la gravedad se aceleran, hasta que la fuerza de arrastre se balancea con la fuerza gravitacional. Después de este momento, las partículas continúan cayendo a una velocidad constante, conocida como velocidad de asentamiento o velocidad final. La velocidad de asentamiento calculada para una gota de líquido de cierto diámetro indica la velocidad máxima que debe tener el gas para permitir que gotas de este diámetro o mayor se separen.

$$V_t = \frac{1,78 * 10^{-6} * (\Delta Ge) * D_m^2}{\mu}$$

V_t = Velocidad de asentamiento de la gota (pie/seg)

Ge = Gravedad específica, relativa al agua

D_m = Relación entre el diámetro de la tubería y el diámetro de las gotas (micras).

μ = Viscosidad (lb/pie-seg²)

11.3.1.2. Fuerza centrífuga

La fuerza centrífuga que se induce a las partículas de líquido suspendidas en una corriente de gas, puede ser mucho más grande que la fuerza de gravedad que actúa sobre las mismas partículas. Este principio mecánico de separación se emplea en un separador tanto en la sección de separación primaria como en algunos tipos de extractores de niebla, por ejemplo, en el extractor tipo ciclónico, las partículas de líquido colectadas en las paredes de un extractor de niebla tipo ciclónico, difícilmente son arrastradas por la corriente de gas. Sin embargo, la velocidad del gas en las paredes del tubo ciclónico. Se recomienda que la velocidad del gas no sea mayor de un cierto valor crítico (**Figura 64**).

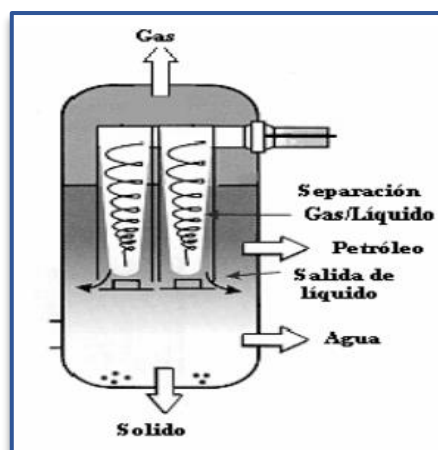




Figura 64

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 235 de 286

11.3.1.3. Choque de partículas o coalescencia

Este mecanismo de separación es tal vez el que más se emplea en la eliminación de las partículas pequeñas de líquido suspendidas en una corriente. Las partículas de líquido que viajan en el flujo de gas chocan con obstrucciones donde quedan depositadas. La separación por choque se emplea principalmente en los extractores de niebla tipo veleta (**Figura 65**) y en los de malla de alambre entretejido (**Figura 66**), se conoce como distancia de paro, a la distancia que una partícula de cierto diámetro, viaja a través de una línea de corriente de gas.

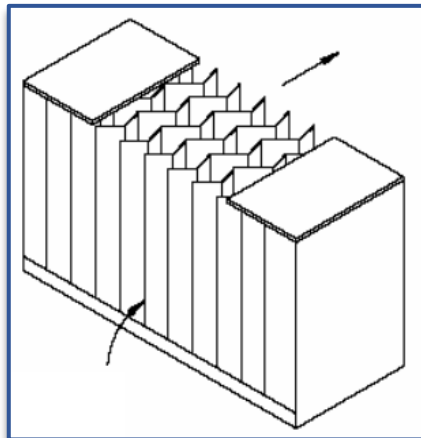


Figura 65

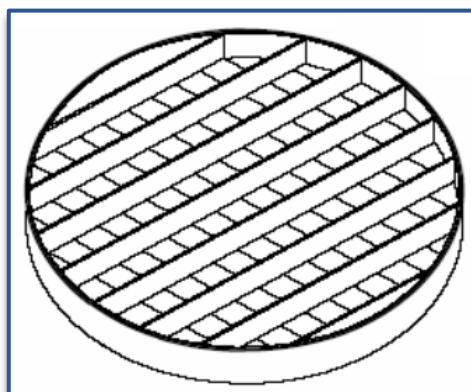




Figura 66

11.3.2. Función de un separador

Los separadores de mezcla gas/líquidos forman parte de un gran grupo de equipos que involucran los procesos físicos de separación de fases: Sólidas, líquidas y gaseosas. Se diseñan equipos para separar las diferentes fases: gas-líquido, sólido-sólido, sólido-líquido-gas. El propósito

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 236 de 286

esencial de todo separador es liberar la fase deseada tan completamente de la(s) otra(s), como sea posible y para esto hay que seleccionar el proceso físico adecuado.

11.3.2.1. Separador Gas-Líquido:

Recipiente que separa los fluidos en gas y líquido total. El líquido sale del recipiente por el fondo a través de una válvula de control de nivel o de descarga. El gas sale por la parte superior del recipiente y pasa a través de un extractor de niebla para retirar las pequeñas gotas de líquido del gas. Asimismo, dentro del recipiente, el grado de separación entre el gas y el líquido dependerá de la presión operativa del separador, el tiempo de residencia de la mezcla de fluido y el tipo de flujo del fluido.

11.3.3. Proceso de separación

En el caso de mezclas gas-líquido, la mezcla de fases entra al separador y, si existe, choca contra un aditamento interno ubicado en la entrada, lo cual hace que cambie el momentum de la mezcla, provocando así una separación de las fases. Seguidamente, en la sección de decantación (espacio libre) del separador, actúa la fuerza de gravedad sobre el fluido permitiendo que el líquido abandone la fase vapor y caiga hacia el fondo del separador (sección de acumulación de líquido). Esta sección provee del tiempo de retención suficiente para que los equipos aguas abajo pueden operar satisfactoriamente y, si se ha tomado la previsión correspondiente, liberar el líquido de las burbujas de gas atrapadas.



11.3.4. Etapas de separación

La separación de las fases líquida y gaseosa que se logra dentro del separador, se alcanza en una serie de etapas descritas a continuación:

- Sección primaria
- Sección secundaria
- Sección de Extracción de Neblina
- Segregación Final

11.3.4.1. Sección Primaria

La corriente de fluidos que entra al separador proviene a alta velocidad, lo que ocasiona una turbulencia entre la fase gaseosa y la fase líquida. Debido a esto, se debe disipar el gran impulso

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 237 de 286

que posee la corriente de fluidos a la entrada del separador. Para reducir el impulso y disminuir la turbulencia se puede utilizar una placa desviadora o cualquier otra técnica la cual induzca una fuerza centrífuga al flujo con la cual se separen volúmenes de líquido del gas.

11.3.4.2. Sección Secundaria

El principio más importante de la separación en esta sección es la decantación del líquido por gravedad desde la corriente de gas, una vez reducida su velocidad. La eficiencia en esta sección depende de las propiedades del gas y del líquido, del tamaño de las partículas y del grado de turbulencia del gas. El grado de turbulencia debe ser reducido al mínimo, éste se mide por medio del número de Reynolds, algunos diseños incluyen desviadores internos para reducir la turbulencia y disipar la espuma. Los desviadores pueden actuar también como colectores de gotas.

11.3.4.3. Sección de Extracción de Neblina



Aquí se separan las minúsculas partículas del líquido que aún contiene el gas, la mayoría de los separadores utilizan, como mecanismo principal de extracción de neblina, la fuerza centrífuga o el principio de choque. En ambos métodos, las pequeñas gotas de líquido se separan de la corriente de gas en forma de grandes gotas (coalescencia), que luego caen a la zona de recepción de líquido.

11.3.4.4. Segregación Final

En esta etapa se procede a descargar los diferentes fluidos, gas libre de líquido y líquido libre de gas, a las condiciones de operación establecidas evitando la reagrupación de las partículas de las distintas fases y la formación de espuma. Para que esto ocurra es necesario un tiempo mínimo de retención de líquido y un volumen mínimo de alimentación. Puede colocarse un rompe vórtices sobre la(s) boquilla(s) de salida del líquido para prevenir el arrastre de gas o petróleo por el líquido residual.

11.3.5. Factores que afectan la eficiencia de separación

Existen muchos factores que pueden afectar la separación eficaz y eficiente en un proceso de separación. Es necesario conocer cuáles son los que se consideran más importantes y relevantes al momento de realizar un diseño eficaz del separador. Los factores son los siguientes:

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 238 de 286

11.3.5.1. Viscosidad del gas

El efecto de la viscosidad del gas en la separación, se puede observar de las fórmulas para determinar la velocidad de asentamiento de las partículas de líquido. La viscosidad del gas se utiliza en el parámetro NRE, con el cual se determina el valor del coeficiente de arrastre De la Ley de Stokes, utilizada para determinar la velocidad de asentamiento de partículas de cierto diámetro. Se deduce que a medida que aumente la viscosidad del gas, disminuye la velocidad de asentamiento y, por lo tanto, la capacidad de manejo de gas del separador.

11.3.5.2. Temperatura



Adicionar un calentamiento al flujo entrante es un método común para modificar la viscosidad del fluido al ingreso del separador. El aumento de la temperatura reduce la viscosidad de la fase entrante, se debe tener presente cómo afecta la variación de la misma a la ecuación velocidad de asentamiento.

11.3.5.3. Densidad del líquido y gas

La densidad del líquido y el gas afectan la capacidad de los separadores. La capacidad de manejo de gas de un separador, es directamente proporcional a la diferencia de densidades del líquido y del gas e inversamente a la densidad del gas.

11.3.5.4. Tamaño de las partículas de líquido

El tamaño de las partículas en el flujo de gas es un factor importante en la determinación de la velocidad de asentamiento, en la separación por gravedad y en la separación por fuerza centrífuga, cuando la separación es por choque. La velocidad promedio del gas en la sección de separación secundaria, corresponde a la velocidad de asentamiento de una gota de líquido de cierto diámetro, que se puede considerar como el diámetro base. Teóricamente todas las gotas con diámetro mayor que el diámetro base deben ser eliminadas. En realidad, lo que sucede es que se separan partículas más pequeñas que el diámetro base, mientras que algunas más grandes en diámetro no se separan. Lo anterior es debido a la turbulencia del flujo y a que algunas de las partículas de líquido tienen una velocidad inicial mayor que la velocidad promedio del flujo de gas. La separación en flujo horizontal también está sujeta a los mismos efectos. El tamaño de las partículas de líquido que se forman en el flujo de líquido y gas, cuando no hay agitaciones violentas, es lo suficientemente grande para lograr una buena eficiencia con los separadores.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 239 de 286

11.3.5.5. Velocidad del gas

Generalmente los separadores se diseñan de forma que las partículas de líquidos tengan un tamaño determinado, las partículas con dicho tamaño se deben separar del flujo de gas en la sección de separación secundaria mientras que las partículas más pequeñas en la sección de extracción de niebla. Cuando se aumenta la velocidad del gas a través del separador, sobre un cierto valor establecido en su diseño, aunque se incrementa el volumen de gas manejado, no se separan totalmente las partículas de líquido mayores al tamaño establecido en la sección secundaria. Esto ocasiona que se inunde el extractor de niebla y como consecuencia, que haya arrastres repentinos de cantidades de líquido en el flujo de gas que sale del separador.

11.3.5.6. Presión de separación

Es uno de los factores más importantes en la separación, desde el punto de vista de la recuperación de líquidos. Siempre existe una presión óptima de separación para cada situación en particular, aunque muchas veces esta esté fijada por las condiciones del proceso.

11.3.6. Dispositivos internos del separador

11.3.6.1. Desviadores de Entrada

Existen muchos tipos de desviadores, pero los más utilizados son dos tipos. El primero es el deflector de regulación (**Figura 67**); éste puede ser un plato esférico, placa plana, plancha de ángulo o algún otro dispositivo que genere un cambio rápido en la dirección y velocidad de los fluidos. El diseño de este regulador se basa principalmente en la capacidad que tengan de disminuir el impulso (momentum) de impacto.

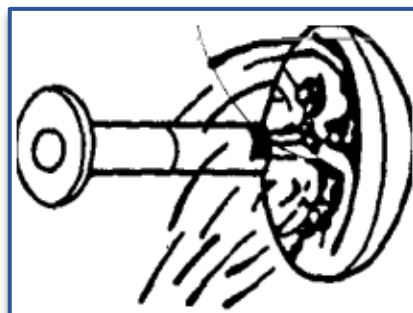




Figura 67

El segundo dispositivo se conoce como ciclón de entrada el cual usa la fuerza centrífuga en lugar de la agitación mecánica para separar el petróleo del gas (**Figura 68**). Esta entrada puede tener una chimenea ciclónica o usar una carrera de fluido tangencial a través de las paredes.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 240 de 286

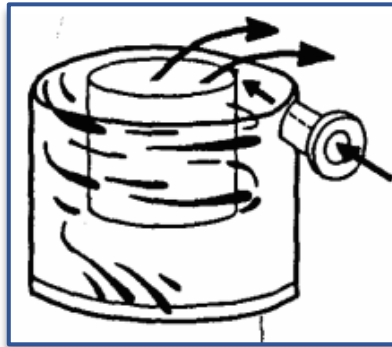


Figura 68

11.3.6.2. Placas anti espuma

La espuma se forma cuando las burbujas de gas se liberan del líquido. La espuma es la principal causa para un rendimiento pobre en los separadores. La separación de espuma limita la separación de gas-líquido en el separador. Para lograr la separación de espuma estas partículas deben ser descompuestas. Los parámetros controladores de espuma son:

- una adecuada área de superficie
- un tiempo de retención
- un estabilizador de espuma

Estos parámetros establecerán una tasa adecuada de espuma que permitirá una descarga de fluidos eficiente y evitará una mezcla entre ella y el gas seco.

11.3.6.3. Rompedores de Vórtices

Se utiliza para disminuir la presencia de un vórtice o remolino cuando la válvula de control de líquido está abierta, debido a que éste absorbe gas del vapor y lo remezcla en la salida de líquido (Figura 69).

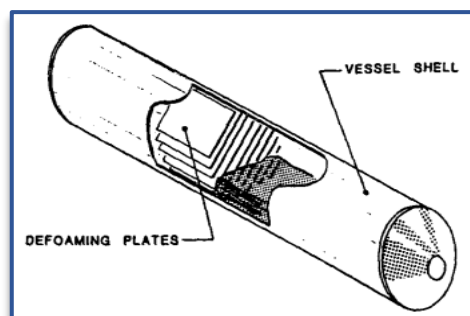




Figura 69

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 241 de 286

11.3.6.4. Extractor de Neblina

Hay dos dispositivos que son los más utilizados: cojines de mallas de alambres y extractores de veleta.

Cojines de mallas de alambres: Las gotas de líquido pasan a través de la malla de alambre produciendo un choque entre ellas y generando la coalescencia, lo que permite que éstas cambien de dirección y regresen a la fase líquida. Estos cojines con el tamaño apropiado pueden llegar a remover el 99% de las gotas de 10 micrones. **(Figura 70)**

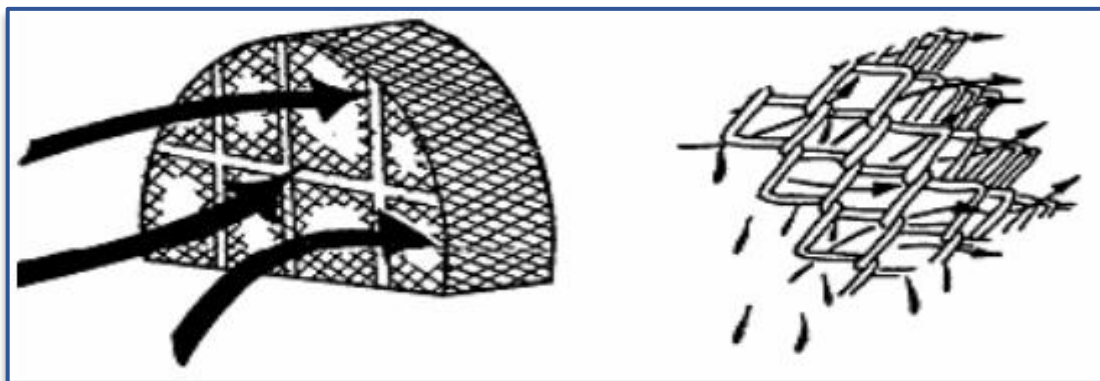


Figura 70

Extractor tipo Veleta: éste obliga al flujo de gas a ser laminar entre las placas paralelas que contienen el cambio direccional. Las gotas chocan con la placa de superficie donde la coalescencia hace que las gotas caigan a la parte líquida. **(Figura 71).**

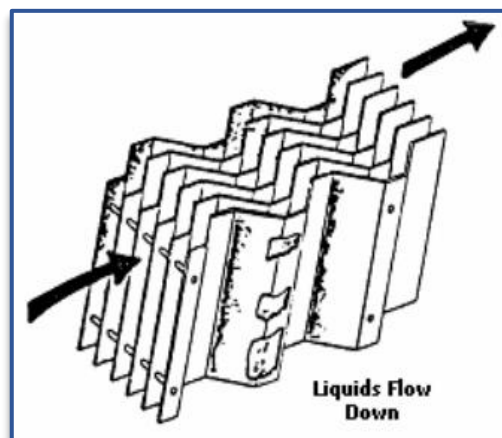




Figura 71

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 242 de 286

11.3.7. Accesorios externos

11.3.7.1. Válvula de seguridad y alivio

Son válvulas que se calibran a la máxima presión de operación y sirven para proteger la integridad física del equipo contra presiones excesivas, en el caso de existir alguna obstrucción en las salidas o un aumento anormal en la entrada.

11.3.7.2. Válvulas de control de contra-presión

Van colocadas en la tubería de salida de gas del separador y controlan la presión del separador.

11.3.7.3. Válvulas de control de líquido



Van en las descargas de líquidos y son reguladoras mediante un controlador de nivel de líquidos.

11.3.7.4. Controles de procesos

La presión de operación puede ser controlada mediante una válvula de contrapresión operada por contrapeso, resorte o piloto de gas. Cuando el gas es enviado a una tubería, la presión mínima del separador normalmente es fijada por la presión de transmisión o por la presión del sistema de recolección. Los separadores deberán estar equipados con uno o más controles de nivel de líquido. Normalmente un control de nivel de líquido para la sección de acumulación de un separador bifásica, activa una válvula de vaciado para mantener el nivel de líquido requerido.

11.3.7.5. Dispositivos de alivio

Todos los separadores independientemente del tamaño o la presión, deberán estar provistos de dispositivos de protección de presión fijados de acuerdo con los requerimientos del código ASME. Para suministrar la capacidad necesaria de alivio pueden utilizarse múltiples dispositivos de alivio de presión, como una válvula de alivio de presión conjuntamente con un disco de ruptura. La válvula de alivio normalmente se fija a la máxima presión de trabajo permisible, el disco de ruptura normalmente se selecciona para aliviar presiones mayores a la presión de ajuste de la válvula de alivio. Los dispositivos de alivio de presión no necesitan ser suministrados por el fabricante del separador, pero la protección de sobrepresión deberá ser provista antes de poner en servicio el separador. El comprador determinará sobre quién recaerá la responsabilidad de proveer los dispositivos de alivio.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 243 de 286

11.3.7.6. Líneas de descarga

Las líneas de descarga de los dispositivos de alivio de presión deberán considerarse de manera individual, una discusión detallada sobre el particular va más allá del alcance de esta especificación.

11.3.8. Clasificación general de los separadores

11.3.8.1. Separador Horizontal

El fluido entra en el separador (**Figura 72**) y se contacta con un desviador de ingreso, causando un cambio repentino en el impulso y la separación bruta inicial de líquido y vapor. La gravedad causa que gotas de líquido caigan de la corriente de gas al fondo del recipiente de recolección. Esta sección de recolección de líquido provee el tiempo de retención necesario para que el gas arrastrado evolucione del petróleo y suba al espacio de vapor. También provee volumen de oleada, si fuese necesario, para manejar los sobrepesos intermitentes de líquido. Luego el líquido sale del recipiente mediante una válvula de descarga de líquidos, que es regulada por un controlador de nivel. El controlador de nivel siente cambios en el nivel del líquido y controla la válvula de descarga. El gas fluye sobre el desviador de ingreso y luego horizontalmente por medio de la sección de asentamiento de gravedad sobre el líquido. Mientras el gas fluye por esta sección, gotas pequeñas de líquido que no fueron separadas por el desviador de ingreso son separadas por la gravedad y caen a la interfaz de gas - líquidos. Algunas gotas son de un diámetro tan pequeño que no son fácilmente separadas en la sección de asentamiento de gravedad. Por lo tanto, antes que el gas salga del recipiente, pasa por una sección de fundición, o un extractor de neblina. Esta sección emplea aletas, malla de alambre, o placas para fundir y remover las gotas muy pequeñas. Un controlador abre y cierra la válvula de control de presión en la salida de gas para mantener la presión deseada en el recipiente. Normalmente, los separadores horizontales se operan llenados solamente hasta la mitad con líquidos para maximizar el área de interfaz de gas - líquidos.

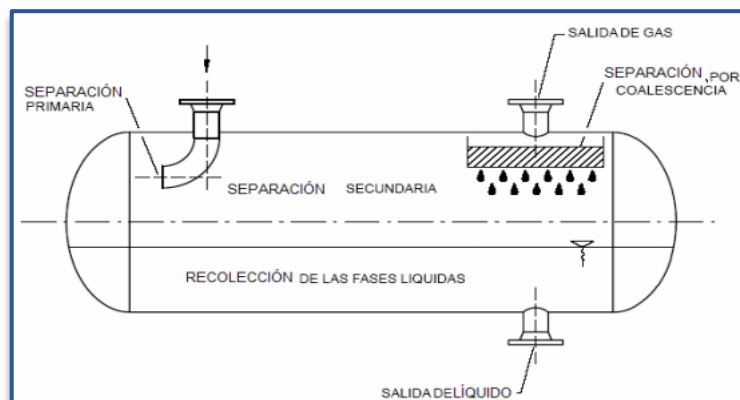




Figura 72

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 244 de 286

11.3.8.2. Separador vertical

La **figura 73** es un esquema de un separador vertical. En esta configuración el flujo de entrada entra al recipiente, por un lado. A igual que con el separador horizontal, el desviador de ingreso hace la separación bruta inicial. El líquido fluye hacia abajo a la sección de recolección de líquidos en el recipiente, y luego baja a la salida de líquidos. Cuando el líquido llega al equilibrio, las burbujas de gas fluyen en sentido contrario a la dirección del flujo de líquidos y eventualmente migran al espacio de vapor. El controlador de nivel y la válvula de descarga de líquidos opera de la misma forma como en el separador horizontal. El gas fluye sobre el desviador de ingreso y luego arriba hacia la salida de gas. En la sección de asentamiento de gravedad, las gotas de líquido caen hacia abajo, en sentido opuesto a la dirección del flujo de gas. El gas pasa por la sección de fundición/extractor de neblina antes de salir del recipiente. La presión y el nivel son mantenidos de la misma forma que en el separador horizontal

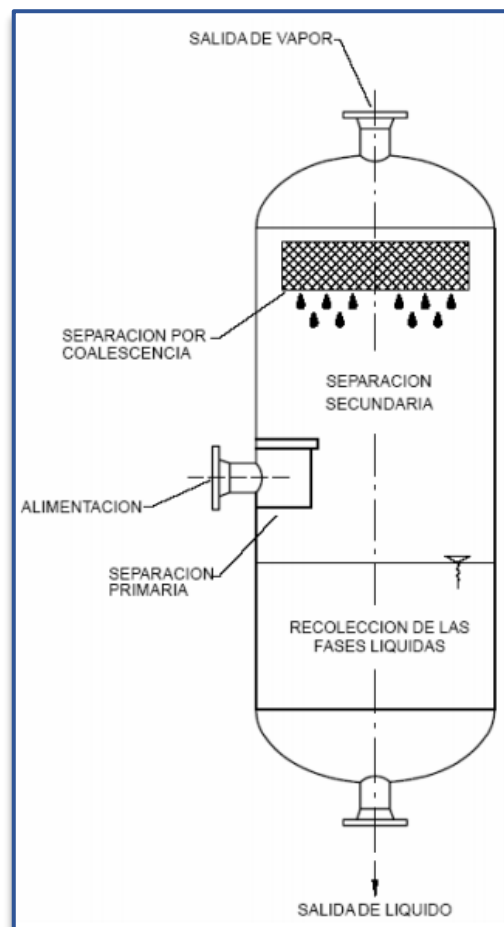




Figura 73

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 245 de 286

11.3.9. Elección del tipo de separación

La elección del tipo de separador a utilizar (Vertical u horizontal), se basa principalmente por una cuestión de espacio físico, ya que los dos serían factibles de instalarse bajo las condiciones de operación que presenta la planta, sin embargo, como la planta debe adecuarse a un proceso en funcionamiento, el espacio físico que esta ocupe es de gran importancia para respetar las distancias mínimas de equipo establecidas por seguridad.

A continuación, en la **Tabla 92** se muestran las ventajas y desventajas más relevantes a la hora de la elección de uno u otro separador:

	<i>Vertical</i>	<i>Horizontal</i>
Alta retención vapor/líquido	Moderado	Muy recomendable
Alto flujo de gas	Moderado	Muy recomendable
Baja relación vapor/líquido	Recomendable	Moderado
Limitaciones en área de planta	Recomendable	No recomendable
Limitaciones en espacio vertical o altura	No recomendable	Recomendable

Tabla 92

11.3.10. Problemas operacionales típicos a tomar en cuenta en el diseño

11.3.10.1. Formación de espuma



La tendencia a formar espuma de una mezcla vapor-líquido o vapor-líquido-líquido afectará severamente el desempeño del separador. Generalmente, si se sabe que la espuma es un problema antes de instalar el recipiente, pueden incorporarse deflectores de espuma como el método más económico de eliminar el problema. Sin embargo, en algunos casos puede ser necesario resolver un problema en particular, usando soluciones más efectivas como agregar longitud extra al recipiente o usar aditivos químicos. Cualquier información que pueda obtenerse sobre la dispersión de espuma por análisis de laboratorio, antes del diseño del separador es de mucha ayuda.

11.3.10.2. Flujo de avance

Algunas líneas de flujo bifásico muestran la tendencia a un tipo de flujo inestable, de oleaje, que se denomina flujo de avance. Obviamente la presencia del flujo avance requiere incluir placas rompe olas en el separador.

11.3.10.3. Materiales pegajosos

Alimentaciones con materiales pegajosos, como es el caso de crudos parafinosos, pueden presentar problemas operativos, debido al ensuciamiento o incrustación de los elementos internos.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 246 de 286



11.3.10.4. Presencia y acumulación de sólidos

Quando se conoce que un servicio tendrá arrastre de sólidos, deberán tomarse las prevenciones correspondientes: tuberías de lavado (si aplica), boquillas de limpieza por inyección de líquidos, boquillas de remoción de sólidos, inclinación de recipientes horizontales

11.3.11. Diseño de un separador bifásico vertical

11.3.11.1. Consideraciones generales para estimar las dimensiones en separadores verticales

- La altura del nivel de líquido en un separador vertical depende esencialmente del tiempo de retención, el cual a su vez se fija sobre la base de consideraciones del proceso.
- La máxima velocidad permisible del vapor en un separador será igual a la velocidad límite y el diámetro calculado en base a ésta será redondeado en 6 pulgadas, Sin embargo, en caso de no instalar dicho eliminador, Vp no será mayor que el 80% de la velocidad límite
- El espacio para el desprendimiento y sedimentación de las gotas, es decir, la distancia entre la parte superior del tubo de entrada y la parte inferior del eliminador de neblina, deberá ser igual al diámetro del separador. Sin embargo, cuando el diámetro del separador es menor a 3 pie, el espacio de sedimentación será como mínimo 3 pie.
- La distancia entre la boquilla de entrada y el máximo nivel de líquido será igual a la mitad del diámetro o por lo menos 2 pies.
- La distancia entre la línea tangente superior del separador y el fondo del eliminador de neblina será por lo menos de 3 pie.
- Los diámetros de los recipientes de 3 pie y mayores deberán especificarse en incrementos de 6 pulgadas. En los separadores cuya carcasa se fabrique con plancha, se especificarán sus diámetros internos, sus longitudes serán especificadas en incrementos de 3 pulgadas.
- Los separadores de 30 pulgadas de diámetro y menores deberán fabricarse con tubería, se especificarán sus diámetros externos; los cabezales superiores serán bridas del mismo diámetro que el tubo, provistas con tapas o bridas ciegas; el fondo podrá fabricarse con cabezales estándar o casquetes de tuberías.

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 247 de 286

- Las entradas deberán tener un accesorio interno para desviar el flujo hacia el fondo del separador, los recipientes de 3 pie de diámetro y mayores tendrán como accesorio de entrada una caja abierta por el fondo, soldada a la boca de entrada, por la parte interior del equipo, para los recipientes hechos con tubo, el accesorio se fabricará con un codo de 90°.
- Las salidas deberán tener dispositivos antivórtices.
- Los eliminadores de neblina tipo malla, deberán tener 4 pulgadas de espesor, 9lb/pie³ de densidad y ser hechos de acero inoxidable. No deben aceptarse las mallas fabricadas con alambre de acero inoxidable en espiral.
- La **Figura 74** indica todos los parámetros de diseño, incluyendo las alturas para los espacios de líquidos y vapor.
- Los criterios para estimar las alturas se resumen en la **Tabla 94**.

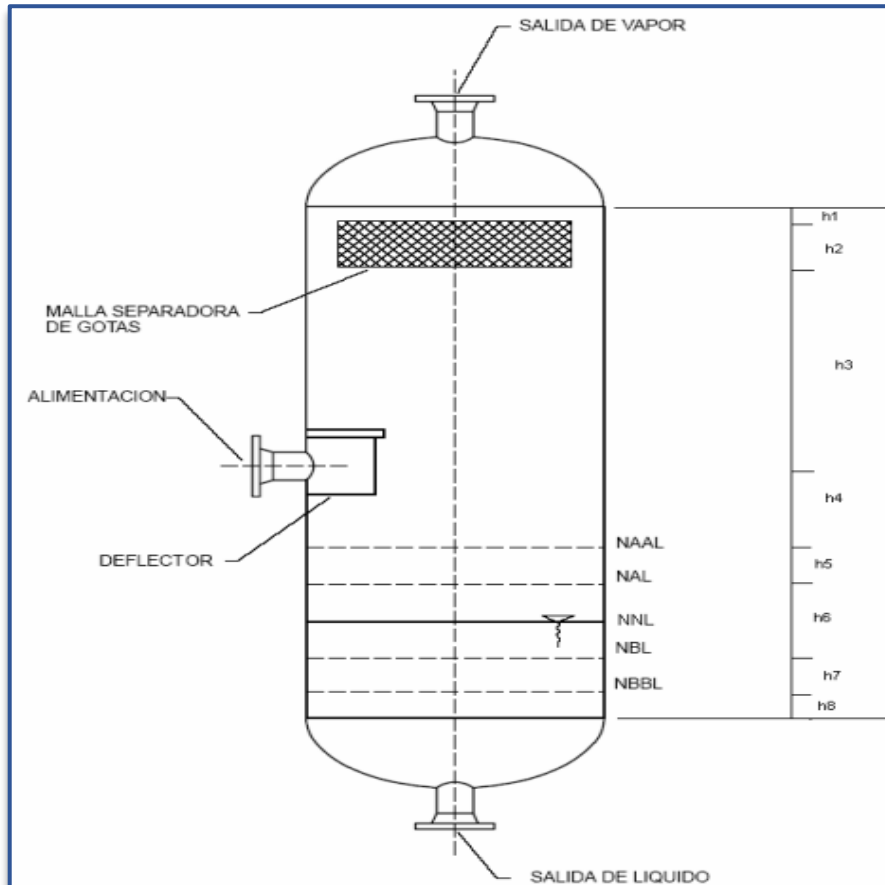




Figura 74

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 248 de 286

<i>Siglas típicas en español</i>	<i>Descripción Típica</i>	<i>Siglas Típicas en inglés</i>
NAAL	Nivel alto-alto de líquido	HHLL
NAL	Nivel alto de líquido	HLL
NNL	Nivel normal de líquido	NLL
NBL	Nivel bajo de líquido	LLL
NBBL	Nivel bajo-bajo de líquido	LLLL

Tabla 93



<i>Altura</i>	<i>Símbolo</i>	<i>Criterio</i>
Espacio para evitar arrastre	h1*	6 Pulgadas o 15% de D (use el mayor valor)
Espacio para remoción de neblina	h2*	Depende de las características
Espacio para remoción por gravedad	h3*	15 pulgadas o 50% de D (use el mayor valor)
Alarma alto nivel	h4	12 + ½ (diámetro de la boquilla de entrada)
Alto nivel líquido	h5	Ql/t de respuesta del operador (1-2min) o controlador. Mínimo 6 pulgadas
Bajo nivel líquido	h6	Ql/tiempo de retención
Alarma bajo nivel	h7	Ql/t de respuesta del operador (1-2min) o controlador. Mínimo 6 pulgadas
Altura	h8	Controlador de nivel, conexión por el fondo=12 pulgadas. Controlador de nivel conectado lateralmente=10 Pulgadas

Tabla 94

11.3.11.2. Parámetros que intervienen en el dimensionamiento de separadores

11.3.11.2.1. Volumen de operación

Es el volumen de líquido existente entre NAL y NBL. Este volumen, también conocido como volumen retenido de líquido, y en inglés como "surge volume" o "liquid holdup", se fija de acuerdo a los requerimientos del proceso, para asegurar un control adecuado, continuidad de las operaciones durante perturbaciones operacionales, y para proveer suficiente volumen de líquido para una parada ordenada y segura cuando se suceden perturbaciones mayores de operación.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 249 de 286

11.3.11.2.2. Tiempo de retención

Es el tiempo correspondiente en el cual el flujo de líquido puede llenar el volumen de operación en el recipiente bajo estudio. La mayoría de las veces, cuando se quiere especificar el volumen de operación, lo que realmente se indica es cuántos minutos deben transcurrir entre NAL y NBL. También es conocido en inglés como “surge time”.

11.3.11.2.3. Nivel bajo-bajo de líquido (o bajo, cuando aplique)

La distancia mínima desde el nivel bajo-bajo de líquido, si se tiene un Interruptor y/o alarma de nivel bajo-bajo de líquido, (o nivel bajo, si no se tiene un interruptor y/o alarma de nivel bajo-bajo), hasta la boquilla de salida del líquido es 230 mm mínimo (9 pulg). Este criterio aplicará tanto para separadores verticales como horizontales.



11.3.11.2.4. Longitud efectiva de operación (Leff)

Es la longitud (altura) de tambor requerida para que se suceda la separación vapor/gas-líquido, y se puedan tener los volúmenes requeridos de líquido, tanto de operación como de emergencia. Esta es la longitud que normalmente se obtiene por puros cálculos de proceso. En el caso de tambores horizontales de una sola boquilla de alimentación, corresponde a la distancia entre la boquilla de entrada y la de salida de gas, la cual es la distancia horizontal que viaja una gota de líquido desde la boquilla de entrada, hasta que se decanta totalmente y se une al líquido retenido en el recipiente, sin ser arrastrada por la fase vapor que sale por la boquilla de salida de gas.

11.3.11.3. Pasos para el dimensionamiento de separadores bifásicos

Para el dimensionamiento del separador bifásico se deben tener ciertas propiedades de los fluidos que intervienen, como así también, ciertos parámetros de operación. Dichos datos se obtuvieron de la simulación realizada con Hysys 7.3.

A continuación, en la **Tabla 95**, se tienen todos los datos necesarios para llevar a cabo el dimensionamiento adecuado del separador vertical:

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 250 de 286

DATOS DEL SEPARADOR BIFÁSICO V-1003		
	Gas	Líquido
Temperatura (°R)	581,7	581,7
Presión (Psia)	53,85	53,85
Factor de Compresibilidad, Z	0,9837	0,0025
Viscosidad (cP)	0,01615	0,5384
Densidad (Lb/Pie ³)	0,3782	61,67
Diámetro de la partícula(micrón)	100	-
Caudal (Pie ³ /h)	61,11	6,354

Tabla 95

Se detallarán los pasos necesarios para realizar el diseño del separador vertical:

Paso 1: Factor de compresibilidad (z)

De la simulación se obtiene el valor de 0,9837

Paso 2: Viscosidad de gas

De la simulación se obtiene la viscosidad del gas:

Viscosidad dinámica (cP) = 0,01615



Paso 3: Cálculo del coeficiente de arrastre y velocidad de asentamiento

El cálculo del coeficiente de arrastre (C_D) y la velocidad de asentamiento (V_t) es un proceso iterativo, en el que intervienen las siguientes fórmulas:

$$V_t = 0,0119 \left[\left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right) * \frac{d_m}{c_D} \right]^{1/2}$$

$$Re = 0,0049 * \frac{\rho_g * d_m * V_t}{\mu_g}$$

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{Re^{1/2}} + 0,34$$

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 251 de 286

Dónde:

ρ_l : densidad del líquido, (lb/pie³). 61,67 lb/pie³.

ρ_g : densidad del gas, (lb/pie³). 0,3782 lb/pie³.

d_m : diámetro de la gota, (micrón). Si no tengo el dato se establece un valor de 100 micrones.

V_t : velocidad de asentamiento, (pie/seg)

C_D = Coeficiente de arrastre (adimensional). En esta ecuación no se conoce el valor de C_D .

Re= Numero de Reynolds

El proceso de cálculo es el siguiente:

- Se supone un valor de $C_D= 0,34$
- Se calcula la V_t
- Calculo el Re
- Con el Re calculo el valor de C_D
- Repito los pasos hasta obtener convergencia.

En este caso se obtuvo convergencia luego de realizar esta secuencia 8 veces. Los valores obtenidos fueron:



Valor Final	
CD	4,200
V_t (Pie/seg)	0,739
Re	8,483

Tabla 96

Paso 4: Cálculo del valor K (Souders & Brown)

Este parámetro posee gran relevancia al momento de predecir el comportamiento de los fluidos dentro del recipiente. De cierto modo, K es una constante que depende de las propiedades del gas y el líquido y el tamaño de la gota de líquido a ser separada del gas. Viene dada por la siguiente ecuación:

$$K = \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \right] \frac{C_D^{\frac{1}{2}}}{d_m}$$

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 252 de 286

El valor obtenido de K es de 0,0161. Este valor es adimensional.

Paso 5: Cálculo de la capacidad del gas para determinar el diámetro base y el espesor del separador:

Calculo del diámetro base:

$$d^2 = 1,575 \frac{T Z Q_g K}{P}$$

d= diámetro interno del separador (pulgadas)

T= temperatura de operación (°R). 581,7 °R.

Q_g= tasa de gas (Pie³/día). 1466 Pie³/día.

p= presión de operación (psia). 53,8 psia.

Z= Compresibilidad del gas (adimensional). 0,9837.

El diámetro obtenido según las ecuaciones es de 19,87 pulgadas, o 50,48 cm.

Cálculo del espesor:

La norma ASME VIII, sección 1, define un espesor mínimo del separador, según la ecuación:

$$t_{min}^c = \frac{P * R_c}{S * E - 0,6 * P}$$

Dónde:

T_{min}^c = Espesor mínimo (mm)

P = Presión (MPa). 0,371 Mpa

R_c = R + Loss

R= Radio interno (mm)= 252, mm.

Loss = Pérdida de metal igual a espesor nominal menos el mínimo espesor leído al momento de la inspección (mm). Se supone valor de 3 mm.



S = Esfuerzo permisible (MPa). 12,5 Mpa.

De esta manera se obtiene un valor de t_{min}^c de 7,88 mm.

Paso 6: cálculo de la capacidad del líquido

Se calcula la capacidad del líquido con el diámetro base.

$$d^2 * h = 188 * t_r * Q_l$$

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 253 de 286

D=Diámetro (pulgadas). 19,13 Pulg.

h= altura de volumen de líquido (pulgadas)

Q_l = tasa de líquido (Pie³/día). Pie³/día.

T_r=Tiempo de retención (minutos). Se toma un tiempo típico de 3 min.

Se tiene un valor de h de 15,11 pulgadas, o 38,39 cm.

Paso 7: Cálculo de longitud de costura-costura

Esta longitud debería ser determinada una vez conocidos el diámetro y la altura del volumen de líquido. Para propósitos de cálculos, la siguiente ecuación:

$$L_{ss} = \frac{(h + d + 40)}{12}$$

h=Altura del líquido (pulgadas)=15,12 pulgadas.

d=diámetro (pulgadas)=19,87 Pulgadas.

L_{ss}= Longitud Costura-costura (pies)

En separadores verticales es común escoger la relación longitud-diámetro no mayor a 4 para mantener la altura de la sección de recolección de líquido en un nivel razonable. Por lo general se escoge entre 3 a 4; sin embargo, las restricciones de altura pueden forzar a escoger una relación menor.

El valor de L_{ss} obtenido es 0,47 pies = 5,75 pulgadas =14,6 cm

Paso 8: Calculo de la relación de longitud-diámetro

La relación longitud-diámetro viene dada por la ecuación:

$$R = \frac{12 * L_{ss}}{d}$$



Donde:

D=Diámetro (Pulgadas). 19,87 pulgadas.

L_{ss}= Longitud costura-Costura (pie). 6,24 pies

La relación longitud-diámetro permitirá seleccionar el separador que garantice su óptimo funcionamiento, de menor tamaño y por ende el más bajo costo. La relación longitud-diámetro (R) es comúnmente usada para el diseño entre los rangos de 3 y 4.

Para este caso, el valor es de 3,77.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 254 de 286

Paso 9: Calculo de diámetro de las diferentes boquillas:

Boquilla de entrada:

El diámetro de la boquilla de entrada es función de la tasa tanto del gas como del líquido que ingresan al separador. Se deben usar las siguientes fórmulas:

$$V_m = \frac{80}{\rho_m^{\frac{1}{2}}}$$

$$D_m = \left[\frac{4(Q_l + Q_g)}{\pi V_m} \right]^{\frac{1}{2}}$$

Dónde:

V_m =Velocidad mezcla en boquilla (Pie/seg)

ρ_m =Densidad de la mezcla (lb/pie³)=0,425 lb/pie³

Q_l =Caudal de líquido (pie³/seg)=0,0017 Pie³/seg

Q_g =Caudal de gas (pie³/seg)=0,016 Pie³/seg

D_m =Diámetro de la boquilla de entrada (pie)

La velocidad de la mezcla debe ser hasta 10 pie/seg. En caso de ser mayor se utiliza un valor de 10 pie/seg, en este caso se calculó una velocidad de 10,32 Pie/seg

Esto nos da un valor del diámetro de salida de la boquilla de 0,15 pies = 1,85 pulgadas. Como el diámetro teórico de la boquilla es demasiado pequeño, por recomendaciones se toma un valor mínimo de 2 pulgadas.

Boquilla de salida de gas:



$$V_g = \frac{80}{\rho_g^{\frac{1}{2}}}$$

$$D_g = \left[\frac{4 Q_g}{\pi V_g} \right]^{\frac{1}{2}}$$

Dónde:

V_g =Velocidad del gas en boquilla (Pie/seg)

D_g =Diámetro de la boquilla de salida del gas (pie)

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 255 de 286

La velocidad del gas debe ser hasta 30 pie/seg. En caso de ser mayor se utiliza un valor de 30 pie/seg, como en este caso se calculó una velocidad de 138 Pie/seg, se tomó un valor de 30 Pie/seg.

Esto nos da un valor del diámetro de salida de la boquilla de 0,026 pies = 0,32 pulgadas. Nuevamente, como el diámetro de la boquilla de salida es demasiado pequeño teóricamente, se toma un valor de una pulgada.

Boquilla de salida de líquido:

$$V_l = \frac{80}{\rho_l^2}$$

$$D_l = \left[\frac{4 Q_l}{\pi V_l} \right]^{\frac{1}{2}}$$

V_l=Velocidad del líquido en boquilla (Pie/seg)



D_l=Diámetro de la boquilla de salida del líquido (pie)

La velocidad del líquido debe estar comprendida entre 0,5 pie/seg y 3 pie/seg. En caso de estar fuera de este rango se fija un valor determinado. Para este caso el valor calculado fue de 10 pie/seg, por lo que se utilizó una velocidad de 0,5 pie/seg.

Esto nos da un valor del diámetro de salida de la boquilla de 0,06 pies=0,8 pulgadas, por lo que se utiliza una boquilla de 1 pulgada para la salida del líquido.

A continuación, se resumen todos los valores obtenidos de los cálculos, y los valores adoptados para el diseño final del separador.

<i>Datos de diseño del separador bifásico</i>		
Propiedad/dimensión	Calculado	Adoptado
CD	4,199	-
Vt (Pie/seg)	0,739	-
Re	8,483	-
K	0,016	-
Diámetro interno (pulgadas)	19,87	20
Diámetro interno (cm)	48,59	50,8
T _{min} (Espesor mínimo)(mm)	7,8	8



 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 256 de 286

h (altura líquido)(pulgadas)	9,1	9
h (altura líquido)(cm)	23	23
Diámetro entrada(pulgada)	1,85	2
Diámetro entrada(cm)	4,8	5
Diámetro salida gas(pulgada)	1	1
Diámetro salida gas(cm)	2,54	2,54
Diámetro salida líquido(pulgada)	0,88	1
Diámetro salida líquido(cm)	2,4	2,54
Espacio para evitar arrastre (h1*) (pulg)	-	12
Espacio para remoción de neblina (h2*) (pulg)	-	10
Espacio para remoción por gravedad (h3*) (pulg)	-	24
Alarma alto nivel (h4) (pulg)	-	16,6
Alto nivel líquido (h5) (pulg)	-	8,4
Bajo nivel líquido (h6) (pulg)	-	6
Alarma bajo nivel (h7) (pulg)	-	6
Altura (h8) (pulg)	-	12

Tabla 97

Altura	Símbolo	Criterio
Espacio para evitar arrastre	h1*	1,3 pie o 15% de D (use el mayor valor)
Espacio para remoción de neblina	h2*	Depende de las características
Espacio para remoción por gravedad	h3*	2pie o 50% de D (use el mayor valor)
Alarma alto nivel	h4	1.3pie + ½ (diámetro de la boquilla de entrada)
Alto nivel líquido	h5	Ql/t de respuesta del operador (1-2min) o controlador. Mínimo 0.7pie
Bajo nivel líquido	h6	Ql/tiempo de retención
Alarma bajo nivel	h7	Ql/t de respuesta del operador (1-2min) o controlador. Mínimo 0.5pie
Altura	h8	Controlador de nivel, conexión por el fondo=0.5pie Controlador de nivel conectado lateralmente=0.98pie

Tabla 98

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 257 de 286

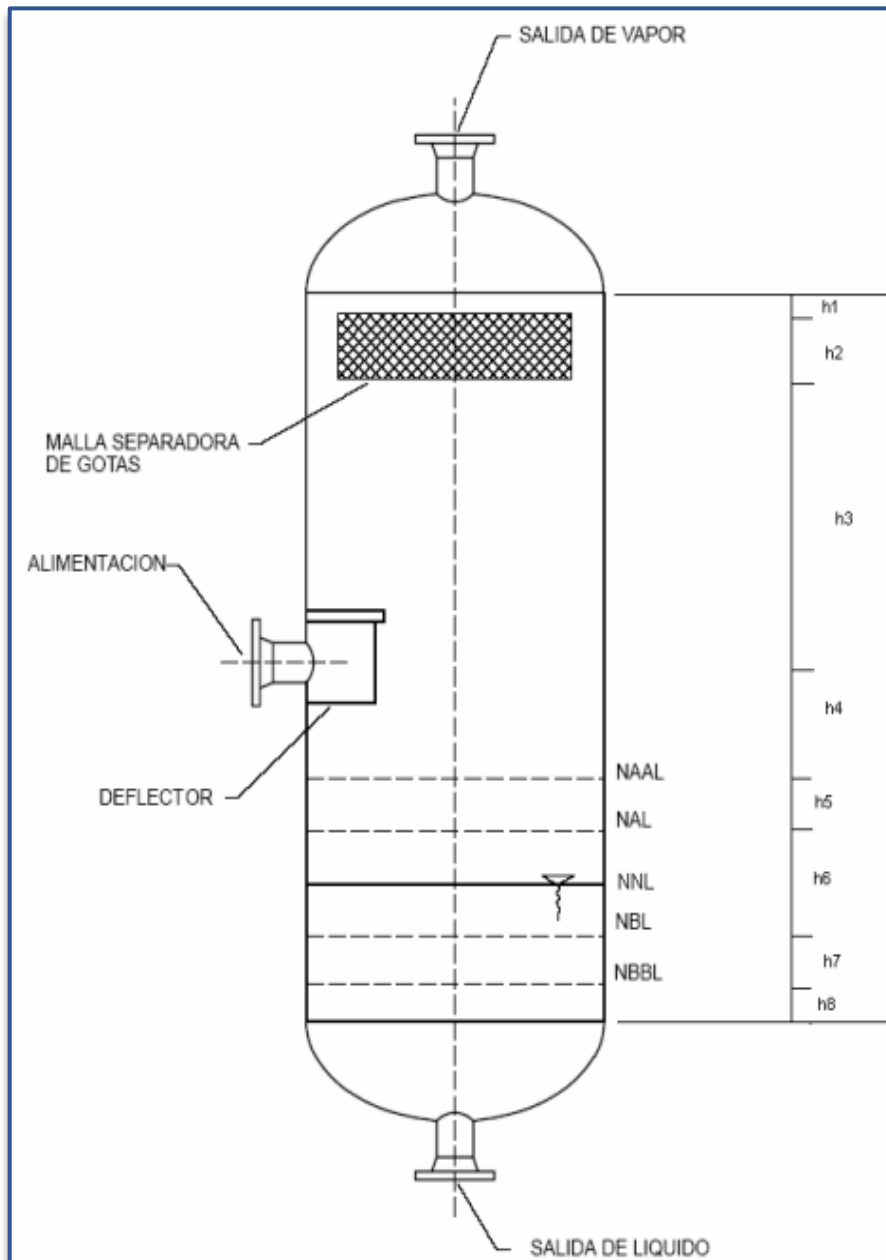




Figura 75

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 258 de 286

11.4. Ducto de intercambio de calor

En muchas aplicaciones prácticas, sobre todo en el calentamiento y enfriamiento de gases, es más usual el empleo de cambiadores de flujo cruzado. Este tipo de cambiadores también suele llamarse radiadores, soloaires, etc. En esos cambiadores uno de los flujos pasa en flujo perpendicular a un banco de tubos calentándose o enfriándose al cruzarlo. El otro fluido pasa por el interior de los tubos que forman el banco de tubos. El número de tubos, así como la profundidad del banco de tubos está en relación con la temperatura deseada de la corriente de salida y con la cantidad de calor que se desea transferir.

La configuración de flujo cruzado se puede apreciar en la **Figura 76**, y esta es la elegida para enfriar los gases de combustión del horno reformador antes de ingresar a procesos de absorción de aminas.

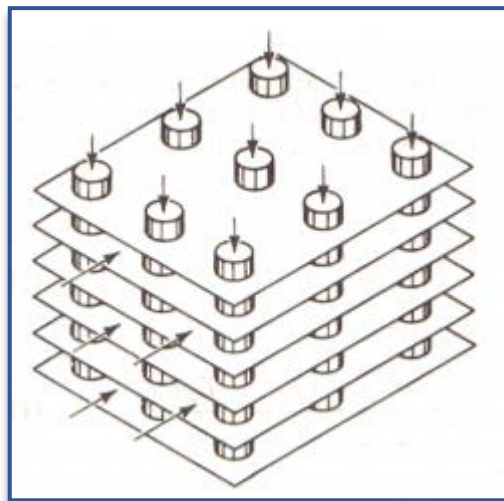




Figura 76

Las superficies extendidas (también llamadas superficies con aletas) se utilizan cuando el coeficiente de transferencia de calor del lado externo del tubo metálico es mucho menor que el coeficiente interno, ya que aumentan sustancialmente la cantidad de calor transferida por unidad de superficie, como es nuestro caso.

El tipo más común de aletas es del tipo Longitudinal, Helicoidal y aletas tipo Disco, como se muestra en la **Figura 77**:

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 259 de 286

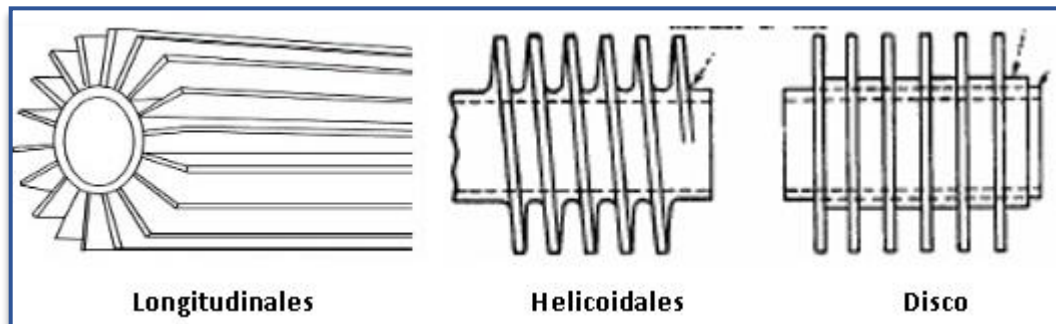


Figura 77

Experimentalmente se encontró una metodología para el cálculo del diseño térmico de un recuperador de calor para flujos en dos fases bajo un análisis integral determinando las condiciones óptimas de la altura en aleta que resultó ser 2,2 cm, con una relación de pasos (pitch) de 1,14, la cual corresponde un ángulo de 60 grados. Dicha configuración nos permite tener un máximo en el coeficiente convectivo externo de 80 [W/m²K] con un mínimo en la caída de presión (por ejemplo, para un coeficiente global adimensionalizado (U^* , donde $U^* = U_{\text{calculado}}/U_{\text{máximo}}$) de 1 la caída de presión de $ST/SL = 1.14$ es 25% menor a la caída de presión de un $ST/SL = 1$) para un diseño en el banco de tubos estratificado.

Teniendo esto en cuenta, se hizo un análisis en donde la metodología consiste en la evaluación de los coeficientes convectivos interno y externo, que impactan en distinta proporción al coeficiente global de transferencia de calor. El coeficiente de transferencia externo (h_0) impacta de manera significativa a el coeficiente global (U) en un 35%, mientras que el coeficiente convectivo interno solo lo hace en un 4.1%, es decir, la fase gaseosa es la dominante en la transferencia de calor. Por lo tanto, se concluye que el coeficiente convectivo externo es el que domina en el coeficiente global de transferencia de calor



11.4.1. Diseño tentativo del tren de intercambio de calor

Se calculó que la cantidad de gas de combustión que va a circular por el ducto de intercambio es de unos 2150 kmol/h (unos 58770 kg/h=16,5 kg/seg), en las siguientes condiciones:

- $T=180$ °C y $P=101,3$ Kpa, en la entrada
- $T=120$ °C y $P=101,3$ Kpa, en la salida

Los cálculos se pueden comprobar en el **Anexo III: memoria de cálculo**.

La configuración propuesta para dicho ducto se puede ver en la **Figura 78**:

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 260 de 286

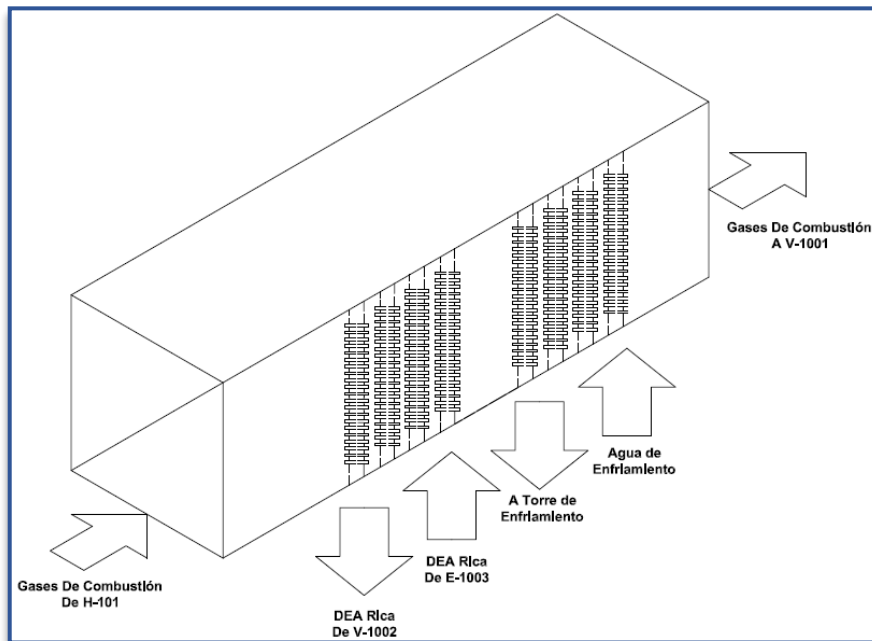


Figura 78

Tubos aletados:

Comercialmente se encuentran disponibles los tubos aletados del tipo helicoidal continuo liso con talón. Se utiliza para rangos de temperaturas de hasta 300°C. El talón de base permite una superficie de contacto entre aleta y tubo superior al de los otros aletados, presentando una mayor superficie de transferencia, menor contrapresión del lado aire y dentro de los rangos asignados resiste cambios de temperaturas importantes sin tener que aplicar coeficiente de desprendimiento alguno.

Los materiales a utilizar en este tipo de aletado son los siguientes:

Tubo:

Diámetro exterior: 25,4 mm.

Diámetro interior: 19,3 mm.

Material: acero al carbono.

Aletado:



Altura: 15,87 mm.

Espesor: 2,76 mm.

Aletas por metro: 157



Materiales: acero al carbono.

La hoja de datos de los intercambiadores E-1001 y E-1002, se pueden ver en el **Anexo II: Hojas de datos**.



 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 261 de 286

Bibliografía

- M. B. Reyes Rodríguez, J. L. Moya Rodríguez, O. M. Cruz Fonticiella.(s.f.). “*Procedimientos para el Diseño de Intercambiadores de Calor de tubo y coraza*”. Tomado de 06de 04 de2018. De <http://www.monografias.com/trabajos93/procedimientos-diseno-intercambiadores-calor-tubo-y-coraza/procedimientos-diseno-intercambiadores-calor-tubo-y-coraza.shtml>
- A. Yánez. (s.f.).”*Presentación intercambiadores tubos y carcasa*”. Tomado el 06de 04 de2018. De https://www.academia.edu/8655893/PRESENTACION_DE_INTERCAMBIADORES_TUBOS_Y_CARCAASs
- Intercambiadores de Tubo y Carcaza. (s.f.). Tomado el 06 de 04 de 2018. De <http://webdelprofesor.ula.ve/ingenieria/csalas/OP2/CARCAZATUB.pdf>
- Intercambiadores de calor (s.f.). Tomado el 06de 04 de2018. De <http://www.hidroterm.com.ve/documentacion/intercambiadoresdecalor.pdf>
- E. Cao. (2006).”*Transferencia de calor en ingeniería de procesos*”. Ed. Nueva Librería S.R.L.
- D. Q. Kern.(1999). “*Procesos de transferencia de calor*”. Ed. Cecsa.
- A. I. Hernández.(2010). “*Metodología de cálculo para el diseño térmico de un recuperador de calor para flujo en dos fases*”. Universidad Nacional Autónoma de México. Tomado 06de 04 de2018. De <http://www.ptolomeo.unam.mx:8080/xmlui/bitstream/handle/132.248.52.100/1254/Tesis%20Completa.pdf?sequence=1>
- G. J. L. Rrequena, M. M. F. Rodriguez. (2006) “*diseño y evaluacion de separadores bifasicos y trifásico*”. Universidad Central de Venezuela, Caracas. Tomado el 06de 04 de2018. De <http://saber.ucv.ve/bitstream/123456789/714/1/Diseño%20y%20Evaluación%20de%20Separadores%20Bifásicos%20y%20Trifásico.pdf>

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 262 de 286

12. Estudio Financiero

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 263 de 286

12.1. Introducción

El objetivo fundamental del proyecto es el aumento de producción de Metanol en una planta ya existente. Teniendo esto en cuenta, si se implementa esta mejora en la planta, se obtendrá un aumento de alrededor de 10% de la producción, equivalente a unas 40000 Tn/año.

Para llevar a cabo esta mejora se necesitan inversiones, principalmente en equipos, por lo que se realizó un estudio financiero de factibilidad económica, teniendo en cuenta estas inversiones y el flujo de caja que se obtiene.

Para poder obtener dicho flujo de caja es necesario identificar y cuantificar los siguientes elementos:

- INVERSIÓN
- EGRESOS
- INGRESOS
- AMORTIZACIONES
- IMPUESTOS

12.2. Análisis de variables financieras

12.1.1. Inversión

Dentro de la inversión inicial encontramos los activos fijos (equipos, obras, edificios y terreno), montaje de la planta y capital de trabajo.



12.1.1.1. Activo fijo.

Equipos

Su análisis es necesario para determinar la estructura de costos del proyecto (a través de la amortización). Comprende el conjunto de inversiones que se deben realizar en un proyecto para adquirir los bienes que se destinan en forma directa o indirecta a realizar la producción industrial.

A continuación, en la **Tabla 99** se detallan los precios de los equipos. En el precio de los instrumentos se considera igual a un 35%, mientras que el precio de los repuestos para todos los equipos igual a un 5% del valor de los mismos.

La estimación de los precios de los equipos se realizó de acuerdo a datos de la página www.matche.com, en la cual se pueden apreciar los precios actualizados al año 2014, por lo cual se le realizó la corrección al año 2019, teniendo en cuenta la inflación correspondiente, la cual es del 7%, se detalla en la **Tabla 100**.



 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 264 de 286

Equipos			
Nombre en P&ID	Precio unitario (U\$S)	Cantidad	Precio total (U\$S)
E-1001	\$ 49.746,44	1	\$ 49.746,44
E-1002	\$ 37.120,44	1	\$ 37.120,44
E-1003	\$ 101.891,82	1	\$ 101.891,82
E-1004	\$ 81.058,92	1	\$ 81.058,92
E-1005	\$ 22.095,50	1	\$ 22.095,50
P-1001	\$ 15.908,76	2	\$ 15.908,76
P-1002	\$ 15.908,76	2	\$ 15.908,76
P-1003	\$ 8.080,64	2	\$ 8.080,64
P-1004	\$ 12.373,48	2	\$ 12.373,48
S-1001	\$ 88.634,52	1	\$ 88.634,52
T-1001	\$ 117.421,80	1	\$ 117.421,80
V-1001	\$ 19.317,78	1	\$ 19.317,78
V-1002	\$ 12.752,26	1	\$ 12.752,26
V-1003	\$ 9.469,50	1	\$ 9.469,50
TK-1001	\$ 34.468,98	1	\$ 34.468,98
K-1001	\$ 864.881,00	1	\$ 864.881,00
Accesorios	\$ 512.748,17	1	\$ 512.748,17
Repuestos	\$ 73.249,74	1	\$ 73.249,74
Resumen			
Total Costo de Equipos (U\$S)			\$ 1.491.130,60
Válvulas y Accesorios (U\$S)			\$ 512.748,17
Repuesto para los Equipos (U\$S)			\$ 73.249,74
Costo Total (U\$S)			\$ 2.077.129

Tabla 99

Tabla de Inflación histórica en Estados Unidos (IPC) - Por año	
IPC Estados Unidos (Año)	Inflación (%)
2018	1,91
2017	2,11
2016	2,07
2015	0,73
2014	0,76

Tabla 100

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 265 de 286

Obras y Edificio

Como el proceso se va a ubicar en una planta ya instalada, no se necesitan obras, edificios o terrenos, por lo que estos valores no son considerados como inversión.

Obras y Edificios	
Unidad	Área (m ²)
Estacionamiento	-
Baños	-
Oficinas	-
Pañol	-
Gestión de Residuos	-
Laboratorio	-
Taller	-
Subestación Eléctrica	-
Almacenamiento	-
Proceso	400
Total (U\$S)	0

Tabla 101



Terreno		
m ²	U\$S/m ²	Total U\$S
600	0	-

Tabla 102

Resumiendo:

ACTIVO FIJO	
Concepto	Total (U\$S/año)
Obras y Edificios	-
Equipos	\$ 2.077.129
Terreno	-
Total	\$ 2.077.129

Tabla 103

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 266 de 286

Montaje de la Planta

El montaje de la planta se estimó que será el 40 % del total del activo fijo.

MONTAJE DE PLANTA	
U\$S	830.851

Tabla 104

Capital de Trabajo

El capital de trabajo (también denominado capital corriente, capital circulante, capital de rotación, fondo de rotación o fondo de maniobra), que es el excedente de los activos de corto plazo sobre los pasivos de corto plazo, es una medida de la capacidad que tiene una empresa para continuar con el normal desarrollo de sus actividades en el corto plazo. Se determina el capital de trabajo para 45 días considerando un año de 340 días.

CAPITAL DE TRABAJO	
General	Total (U\$S/año)
Total	1.197.235

Tabla 105

12.1.2. Egresos

Dentro de los egresos encontramos dos tipos de costos.



12.1.2.1. Costos Variables

Son aquellos que varían al variar el volumen de producción. El costo variable total se mueve en la misma dirección del nivel de producción.

Los costos variables de nuestro proyecto son: materia prima, energía, agua y gas.

12.1.2.1.1. Energía

En el ítem energía se contempla la energía eléctrica para mantener en funcionamiento la planta, la cual se detalló en el balance de energía. Se estima que la energía necesaria para iluminación es del 1 % de la energía requerida por los equipos.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 267 de 286

COSTO DE ENERGÍA			
Por	Consumo (KWh/año)	Precio (U\$S/KWh)	Total (U\$S/año)
Equipos	6.977.480	0,065	452.097
Alumbrado	69.775	0,065	4.521
Costo Total (U\$S)			456.618

Tabla 106

12.1.2.1.2. Materia Prima

La única materia prima utilizada en el proyecto es la DEA, por lo que en el balance general solo se tiene en cuenta esta.

COSTO DE MATERIA PRIMA			
	Consumo (Tn/año)	Precio (U\$S/Tn)	Total (U\$S/año)
DEA	80	2773	221.840
Costo Total (U\$S)			221.840

Tabla 107

12.1.2.1.3. Gas Natural



Como se mencionó en el balance de masa y energía, el gas natural no se utiliza directamente en el proceso, pero si se incrementa su uso en metanol debido a la instalación de la planta de aminas, por lo que se debe tener en cuenta a la hora de realizar el análisis económico.

COSTO DEL GAS NATURAL			
	Consumo (m ³ /año)	Precio (U\$S/m ³)	Total (U\$S/año)
Gas Natural	21.216.000	0,17	3.606.720
Costo Total (U\$S)			3.606.720

Tabla 108

12.1.2.1.4. Agua de enfriamiento

El costo del agua de enfriamiento se debe al tratamiento de esta y a la energía necesaria para moverla por el proceso. Se estima que el costo de tratamiento es del 65% del costo de energía para moverla (0,023 U\$S/m³, considerando el precio del KWh a U\$S 0,065)

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 268 de 286

COSTO DEL AGUA DE ENFRIAMIENTO			
	Consumo (m ³ /año)	Precio (U\$S/m ³)	Total (U\$S/año)
Agua enfriamiento	1.600.000	0,023	36.800
Costo Total (U\$S)			36.800

Tabla 109

12.1.2.2. Costos Fijos:

12.1.2.2.1. Recursos Humanos

Los costos fijos son aquellos costos que debemos pagar independientemente de su nivel de operación, es decir, produzca o no produzca se deben pagar.



Los costos fijos considerados en nuestro proyecto serán: recursos humanos, mantenimiento, seguros y tasas.

Dentro de los costos fijos se encuentran los costos debido al recurso humano de todos los empleados que tendrá la planta. Tal como se detalla en la **Tabla 110** se tendrán únicamente 4 operadores de planta y 4 panelistas (Uno adicional a cada turno que funciona en la actualidad) ya que todos los demás puestos están cubiertos actualmente y no se generarían mayores tareas que las que se desempeñan en este momento en la planta.

Los 8 operarios de planta estarán distribuidos en los 4 turnos, es decir, dos por turno (Un operador y un panelista). Cada turno será de 12 hs. Los mismos trabajarán en un régimen de 4 x 4 (4 de trabajo y 4 de descanso) Dos de los días serán diurnos de 7 a 19 hs y los otros dos serán nocturnos de 19 a 7 hs, acoplándose así al régimen de trabajo actual en la planta de Metanol.

Los 8 operarios, según el convenio colectivo de trabajo de la Federación de Sindicatos de Trabajadores de Industrias Químicas y Petroquímicas de la República Argentina (FESTIQyPRA), son de categoría A1: "Están comprendidos en esta categoría quienes realizan tareas en cada una de las plantas que pueden ser independientes o formar parte de un conjunto más complejo vinculadas entre sí, controladas por medio de tableros unificados o no, que comandan dichas plantas, bajo cuya competencia se encuentra la conducción individual, integra y permanente de los procesos continuos. Este personal, basado en los riesgos operativos y complejidad de las Industrias Químicas y Petroquímicas, deberá acreditar conocimientos tales que puedan operar sin supervisión permanente, a los fines de adecuar la seguridad y la producción, conforme a las normas establecidas por la empresa."

El artículo 46 de dicho convenio establece el adicional por turno correspondiente, el cual es de 25%.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 269 de 286

RECURSOS HUMANOS									
Personal	Persona	Sueldo (\$/mes)	Sueldo (U\$S/mes)		Sueldo (U\$S/año)		Prestaciones Sociales (U\$S/año)		TOTAL (U\$S/año)
		Por persona	Por persona	General	Por persona	General	Por persona	General	
Operadores	5	66500	1.460	7.298	18.975	94.875	7.590	37.950	132.825
Panelistas	5	85000	1.866	9.328	24.254	121.269	9.701,5	48.508	169.776
Total(U\$S)	10	151.500	5.520	16.626	43.229	216.144	17.291	86.458	302.601

Tabla 110

12.1.2.2.2. Mantenimiento

Se estimó el gasto por mantenimiento como el 3 % del capital de trabajo considerado.



COSTO DE MANTENIMIENTO	
General	Total (U\$S/año)
Planta	62.314
Costo Total	62.314

Tabla 111

Resumiendo:

EGRESOS		
COSTOS	CONCEPTO	U\$S/AÑO
FIJOS	RECURSOS HUMANOS	302.601
	MANTENIMIENTO + ALUMBRADO	66.835
	SEGURO Y TASAS	35.000
	TOTAL	404.436
VARIABLES	MATERIA PRIMA	221.840
	ENERGÍA	452.097
	AGUA	36.800
	GAS	3.606.720
	TRANSPORTE	5.152.000
	TOTAL	9.496.457
TOTAL		9.873.892

Tabla 112

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA			Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂					Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 270 de 286	

12.1.3. Ingresos

Nuestro proyecto tiene como único ingreso las ganancias por venta del Metanol extra que se produce por la instalación de la planta de aminas. El precio promedio de Metanol en el mes de Julio de 2019 es de 442 U\$S/Tn, y se espera producir 32000 Tn/año

INGRESOS POR VENTA DE METANOL										
Años	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Producción (Tn/año)	32.000,00	32.000,00	32.000,00	32.000,00	32.000,00	32.000,00	32.000,00	32.000,00	32.000,00	32.000,00
Precio (U\$S/Tn)	447	447	447	447	447	447	447	447	447	447
Total (U\$S/año)	14304000	14304000	14304000	14304000	14304000	14304000	14304000	14304000	14304000	14304000
TOTAL	U\$S 14304000									

Tabla 113



12.1.4. Amortizaciones

Los activos fijos comienzan a perder valor a lo largo del tiempo y esa pérdida se amortiza teniendo en cuenta los años de vida del activo. Las amortizaciones son reducciones en el valor de los activos o pasivos para reflejar en el sistema de contabilidad cambios en el precio del mercado u otras reducciones de valor. Con las amortizaciones, los costes de hacer una inversión se dividen entre todos los años de uso de esa inversión. Para este proyecto se usará una amortización lineal, es decir la reducción del valor del activo por el mismo importe cada año. En este proyecto se tomó 10 años para equipos y los edificios no se consideraron debido a que no hay construcción de los mismos, sino la utilización de los existentes.

AMORTIZACIONES										
Años	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Edificios (U\$S)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Equipos (U\$S)	207.713	207.713	207.713	207.713	207.713	207.713	207.713	207.713	207.713	207.713
Total (U\$S/año)	207.713	207.713	207.713	207.713	207.713	207.713	207.713	207.713	207.713	207.713



Tabla 114

12.1.5. Flujo de Caja

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 271 de 286

FLUJO DE CASH											
PERIODO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
INVERSIÓN	Activo Fijo (U\$s)	2.907.980									
	Capital de Trabajo (U\$s)	1.197.235									
	Total (U\$s)	4.105.214									
INGRESOS	Por venta (U\$s)		14.304.000	14.304.000	14.304.000	14.304.000	14.304.000	14.304.000	14.304.000	14.304.000	14.304.000
	Total (U\$s)		14.304.000	14.304.000	14.304.000	14.304.000	14.304.000	14.304.000	14.304.000	14.304.000	14.304.000
EGRESOS	Costo Fijo (U\$s)	404.436	404.436	404.436	404.436	404.436	404.436	404.436	404.436	404.436	404.436
	Costo Variable (U\$s)	9.469.457	9.469.457	9.469.457	9.469.457	9.469.457	9.469.457	9.469.457	9.469.457	9.469.457	9.469.457
	Total (U\$s)	9.873.892	9.873.892	9.873.892	9.873.892	9.873.892	9.873.892	9.873.892	9.873.892	9.873.892	9.873.892
AMORTIZACIONES (U\$s)		207.713	207.713	207.713	207.713	207.713	207.713	207.713	207.713	207.713	207.713
UTILIDAD ANTES DE IMPUESTOS		4.222.395	4.222.395	4.222.395	4.222.395	4.222.395	4.222.395	4.222.395	4.222.395	4.222.395	4.222.395
IMPUESTOS	Garancia (35%)		1.477.838	1.477.838	1.477.838	1.477.838	1.477.838	1.477.838	1.477.838	1.477.838	1.477.838
	Ingresos Brutos (1,5%)		63.336	63.336	63.336	63.336	63.336	63.336	63.336	63.336	63.336
	De Sellos (2%)	82.104									
	Total (U\$s)	82.104	1.541.174	1.541.174	1.541.174	1.541.174	1.541.174	1.541.174	1.541.174	1.541.174	1.541.174
UTILIDAD NETA (U\$s)		2.681.221	2.681.221	2.681.221	2.681.221	2.681.221	2.681.221	2.681.221	2.681.221	2.681.221	2.681.221
AMORTIZACIONES (U\$s)		207.713	207.713	207.713	207.713	207.713	207.713	207.713	207.713	207.713	207.713
VALOR RESIDUAL (U\$s)											
FLUJO NETO DE FONDOS	-14.061.211	2.888.934	2.888.934	2.888.934	2.888.934	2.888.934	2.888.934	2.888.934	2.888.934	2.888.934	2.888.934
FLUJO NETO DE FONDOS ACUMULADOS		-11.172.278	-8.283.344	-5.394.411	-333.457	-2.505.477	6.161.524	9.050.257	11.939.191	14.828.124	

Tabla 115

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 272 de 286

12.1.6. TIR y VAN

El VAN y el TIR son dos herramientas financieras procedentes de las matemáticas financieras que nos permitirán evaluar la rentabilidad nuestro proyecto de inversión.

El VAN (Valor Actual Neto)

Es un indicador financiero que mide los flujos de los futuros ingresos y egresos que tendrá nuestro proyecto, para determinar, si luego de descontar la inversión inicial, nos quedara alguna ganancia. Si el resultado es positivo, el proyecto es viable.

$$\text{VAN} = \text{BNA} - \text{Inversión.}$$

Donde el beneficio neto actualizado (BNA) es el valor actual del flujo de caja o beneficio neto proyectado, el cual ha sido actualizado a través de una tasa de descuento. La tasa de descuento (TD) con la que se descuenta el flujo neto proyectado, es la tasa de oportunidad, rendimiento o rentabilidad mínima, que se espera ganar; por lo tanto, cuando la inversión resulta mayor que el BNA (VAN negativo o menor que 0) es porque no se ha satisfecho dicha tasa. Cuando el BNA es igual a la inversión (VAN igual a 0) es porque se ha cumplido con dicha tasa. Y cuando el BNA es mayor que la inversión es porque se ha cumplido con dicha tasa y, además, se ha generado una ganancia o beneficio adicional.

$\text{VAN} > 0 \rightarrow$ el proyecto es rentable.

$\text{VAN} = 0 \rightarrow$ el proyecto es rentable también, porque ya está incorporado ganancia de la TD.



$\text{VAN} < 0 \rightarrow$ el proyecto no es rentable.

TIR (Tasa Interna de Retorno)

Es la tasa de descuento (TD) de un proyecto de inversión que permite que el BNA sea igual a la inversión (VAN igual a 0). La TIR es la máxima TD que puede tener un proyecto para que sea rentable, pues una mayor tasa ocasionaría que el BNA sea menor que la inversión (VAN menor que 0).

TASA DE DESCUENTO	10%
TIR	16%
VAN	\$ 3.690.035

Tabla 116

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 273 de 286

12.1.7. Análisis de Punto de Equilibrio

El punto de equilibrio es aquel nivel de operaciones en el que los ingresos son iguales en importe a sus correspondientes en gastos y costos.

También se puede decir que es el volumen mínimo de ventas que debe lograrse para comenzar a obtener utilidades. *“Es la cifra de ventas que se requiere alcanzar para cubrir los gastos y costos de la empresa y en consecuencia no obtener ni utilidad ni pérdida”.*

$$PE = \frac{CF}{(CV/Ventas)}$$

Concepto		
Ingresos	I (U\$s)	14.304.000
Costo Fijo	CF (U\$s)	404.436
Costo Variable	CV (U\$s)	9.469.457
Costos Variable Unitario	CVunit (U\$s/Tn)	296
Costo Total	CT (U\$s)	9.873.457
Producción	Q (Tn/año)	32.000,00
Precio por unidad	P (U\$s/Tn)	474
Punto de Equilibrio	PE (Tn)	2.677
Punto de Equilibrio	PE (U\$s)	1.196.607

Tabla 117

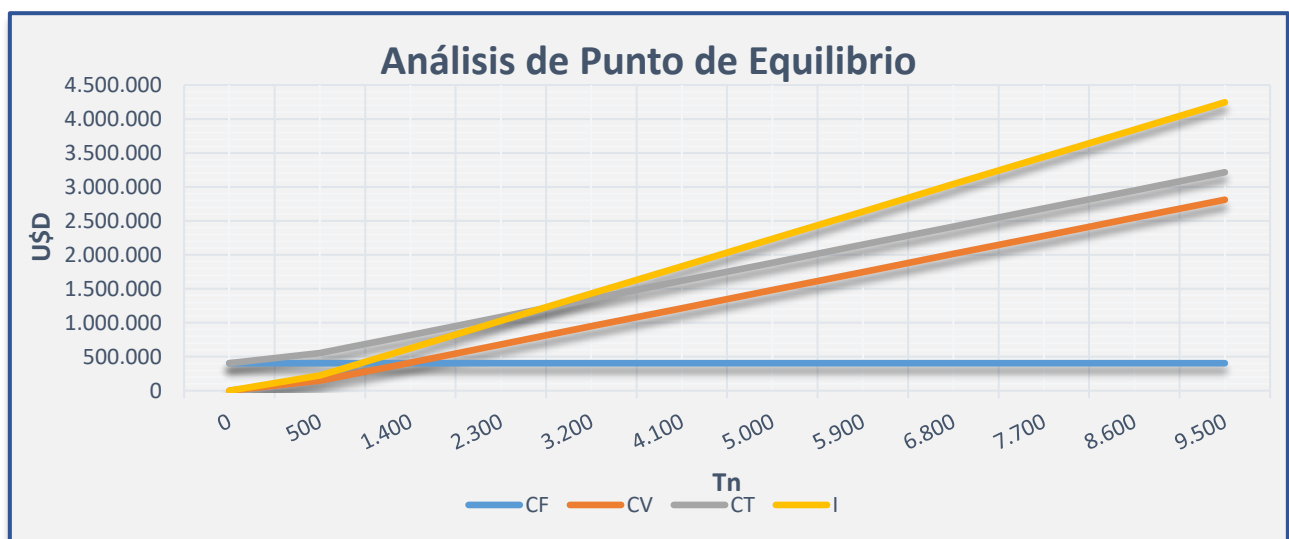




Gráfico 37

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 274 de 286

Del análisis del punto de equilibrio de nuestro proyecto, se puede llegar a la conclusión que para que este sea rentable, se debe comercializar cuando menos 2267 Tn/año de metanol (adicionales a las que actualmente se comercializa), es decir, 8 Tn/día, lo que representa un ingreso de U\$S 1.196.607/año.

12.1.8. Análisis de sensibilidad

Se realizó un análisis de sensibilidad de la rentabilidad de nuestro proyecto. Para esto se hizo variar una serie de parámetros, los cuales fueron elegidos debido a la importancia que representan para el proyecto. Estos parámetros son:



- Caso 1: Precio Gas Natural
- Caso 2: Precio DEA
- Caso 3: Precio Metanol
- Caso 4: Tasa de descuento
- Caso 5: Variación precio del Transporte

Caso 1: Precio del Gas Natural

Se hizo variar el precio del gas natural desde un -12% hasta un +12% del valor actual. Los valores obtenidos son:

Caso 1: Precio Gas Natural		
Variación	TIR	VAN
-12%	19%	USD 5.863.502,05
-9%	18%	USD 5.320.135,24
-6%	18%	USD 4.776.768,43
-3%	17%	USD 4.233.401,63
0%	16%	USD 3.690.035,00
3%	15%	USD 3.146.668,01
6%	14%	USD 2.603.301,20
9%	13%	USD 2.059.934,40
12%	12%	USD 1.516.567,59

Tabla 118

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 275 de 286

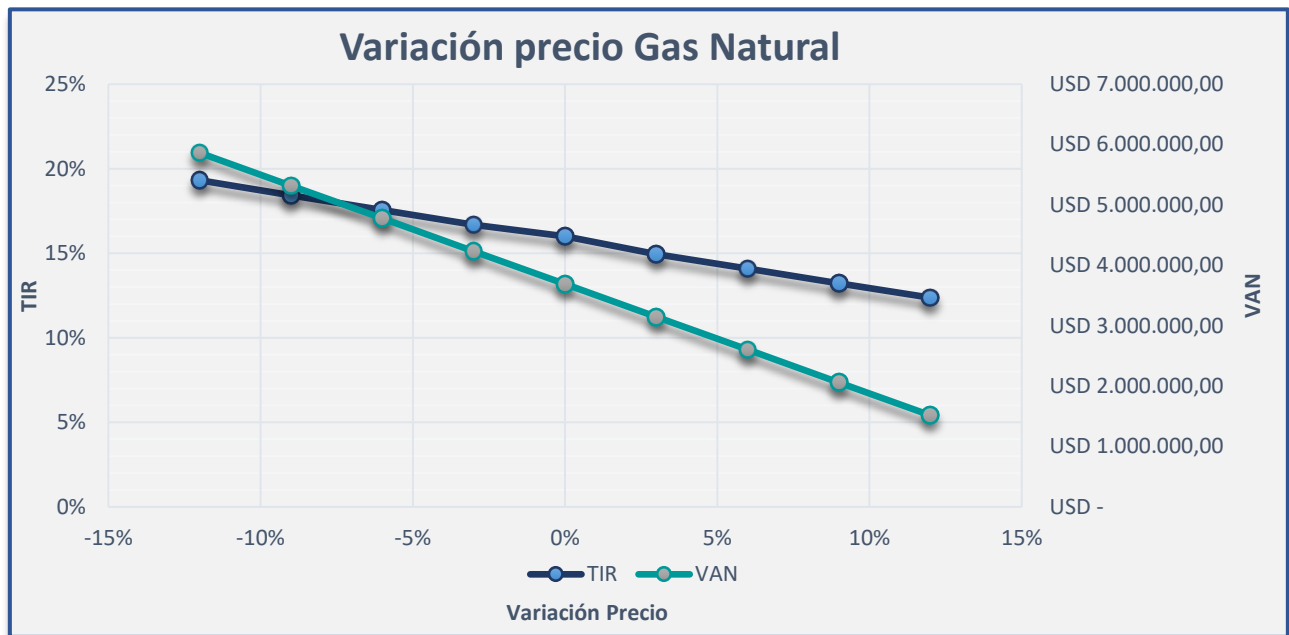




Gráfico 38

Caso 2: Precio DEA

Se hizo variar el precio de la DEA desde un -12% hasta un +12% del valor actual. Los valores obtenidos son:

Caso 2: Variación del precio de la DEA		
Variación	TIR	VAN
-12%	16,0%	USD 3.823.719,15
-9%	16,0%	USD 3.790.298,07
-6%	15,9%	USD 3.756.876,99
-3%	15,9%	USD 3.723.455,90
0%	15,8%	USD 3.690.034,82
3%	15,8%	USD 3.656.613,73
6%	15,7%	USD 3.623.192,65
9%	15,7%	USD 3.589.771,57
12%	15,6%	USD 3.556.350,48

Tabla 119

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 276 de 286

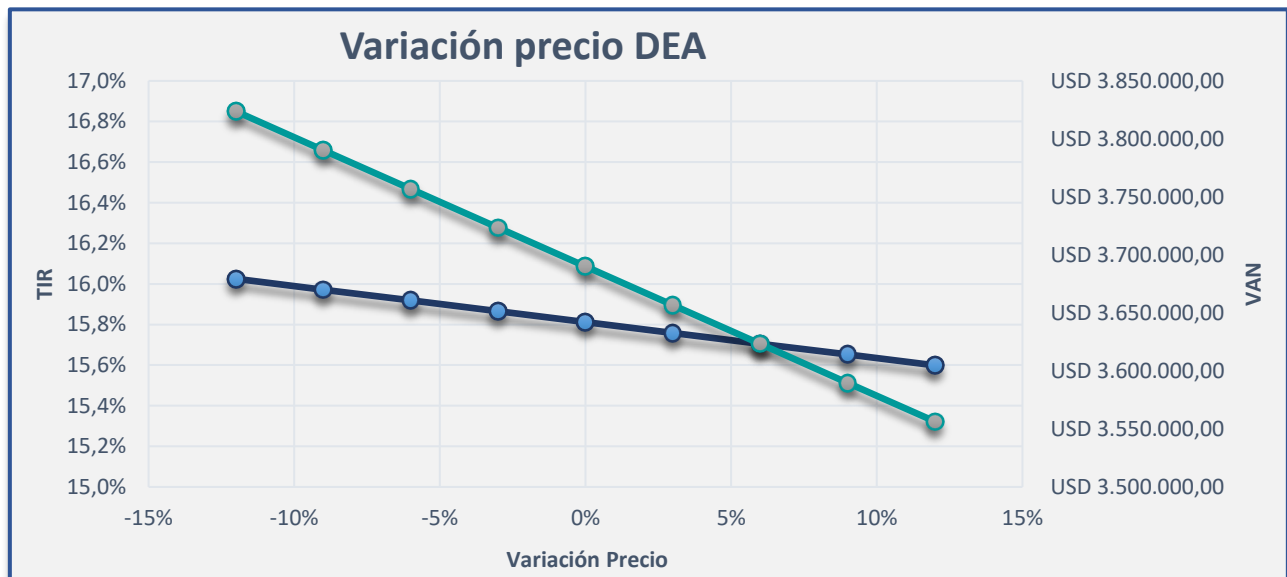




Gráfico 39

Caso 3: Precio del Metanol

Se hizo variar el precio del metanol en un rango mayor de precios, desde un -18% hasta un +18% del valor actual, debido a la variabilidad que este puede sufrir. Los valores obtenidos son:

<i>Caso 3: Variación del precio del Metanol</i>		
Variación	TIR	VAN
-18%	-2%	USD -6.356.007,97
-15%	2%	USD -4.681.667,50
-12%	5%	USD -3.007.327,04
-9%	8%	USD -1.332.986,57
-6%	11%	USD 341.353,89
-3%	13%	USD 2.015.694,35
0%	16%	USD 3.690.034,82
3%	18%	USD 5.364.375,28
6%	21%	USD 7.038.715,75
9%	23%	USD 8.713.056,21
12%	25%	USD 10.387.396,67
15%	28%	USD 12.061.737,14
18%	30%	USD 13.736.077,60

Tabla 120

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 277 de 286

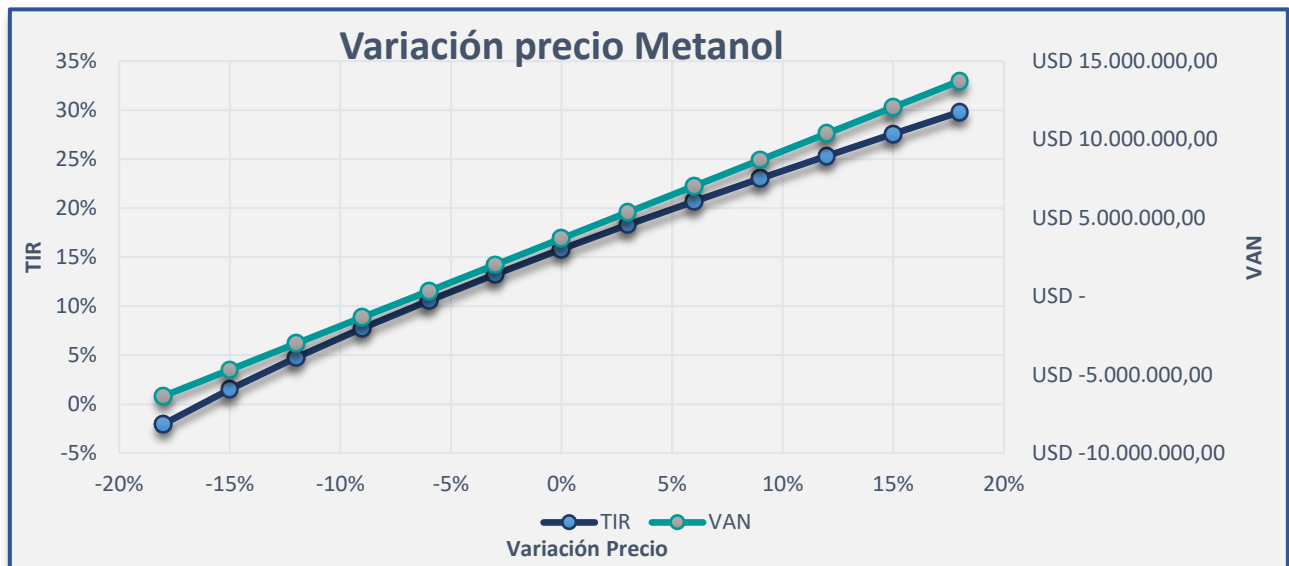




Gráfico 40

Caso 4: Tasa de descuento

Se hizo variar la tasa de descuento desde un -12% hasta un +12% del valor actual. Los valores obtenidos son:

Caso 4: Variación de la tasa de descuento		
Variación	TIR	VAN
6%	16%	USD 7.201.591,14
9%	16%	USD 4.478.975,40
12%	16%	USD 2.261.907,64
15%	16%	USD 437.677,85
18%	16%	USD -1.078.094,53
21%	16%	USD -2.349.249,36
24%	16%	USD -3.424.573,02
27%	16%	USD -4.341.706,68
30%	16%	USD -5.129.958,99

Tabla 121

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 278 de 286

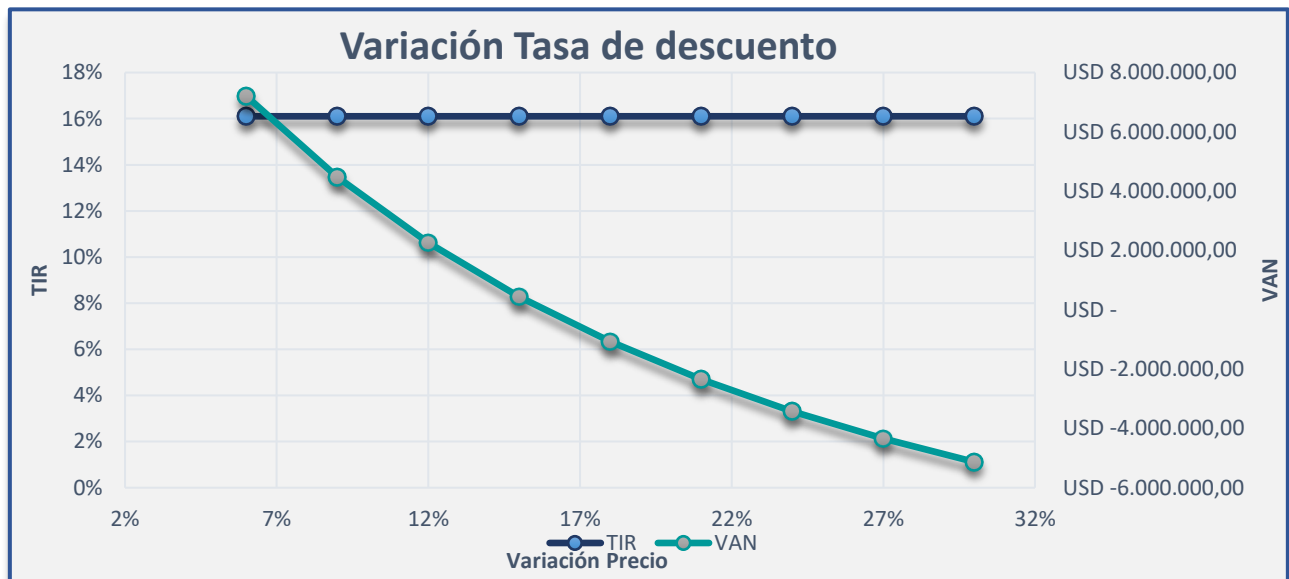




Gráfico 41

Caso 5: Variación del precio del transporte

Se hizo variar el precio del transporte desde un -12% hasta un +12% del valor actual. Los valores obtenidos son:

<i>Caso 3: Variación del precio del Metanol</i>		
Variación	TIR	VAN
-12%	20,9%	USD 6.794.712,52
-9%	19,6%	USD 6.018.543,09
-6%	18,3%	USD 5.242.373,67
-3%	17,1%	USD 4.466.204,24
0%	15,8%	USD 3.690.034,82
3%	14,6%	USD 2.913.865,39
6%	13,4%	USD 2.137.695,97
9%	12,1%	USD 1.361.526,54
12%	10,9%	USD 585.357,12

Tabla 122

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 24/04/2019	Página 279 de 286

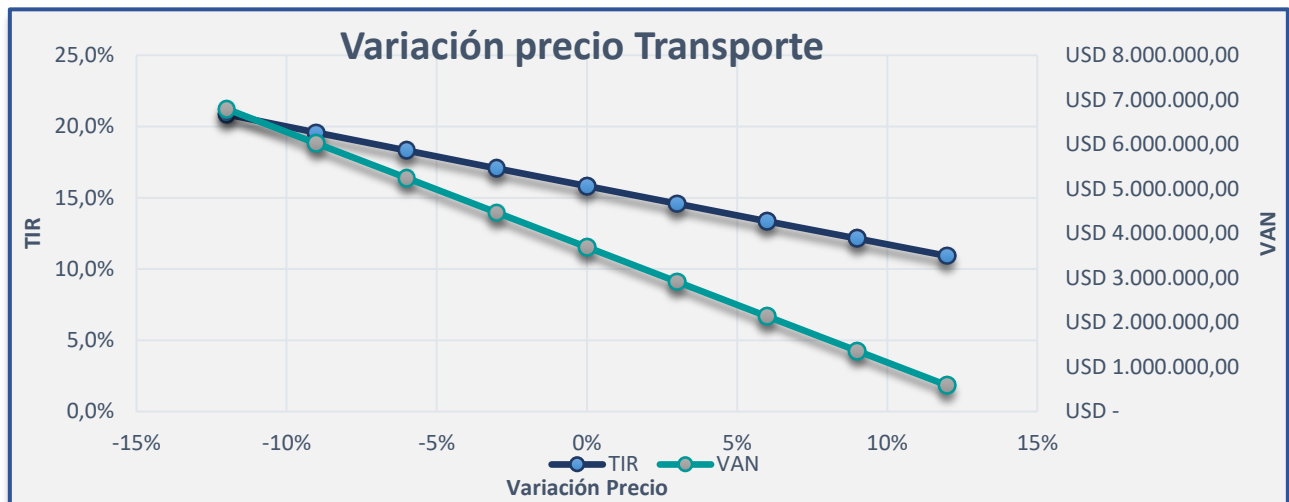


Gráfico 42



12.1.9. Conclusión

Dado que el valor de Van es positivo (VAN = \$ 3.690.035) y el valor de TIR también tiene un valor favorable (TIR=16%), se puede concluir el estudio financiero diciendo que es rentable, siempre que se sea capaz de vender un valor mayor al del punto de equilibrio, es decir 2267 Tn/año de metanol.



Del análisis de sensibilidad se puede concluir que el proyecto está afectado significativamente por el precio del metanol, el precio del transporte y la tasa de descuento, por lo que se debería estar bastante seguro sobre los valores finales que se toman sobre estos ítems a fin de que el estudio financiero sea confiable y no tenga consecuencias indeseadas.

Bibliografía

- http://www.epen.gov.ar/cuadro_tarifario/ct_03_2018.pdf
- <https://spanish.alibaba.com/product-detail/quality-choice-dea-99-5-min-diethanolamine-price-111-42-2-origin-of-china-60668272915.html?spm=a2700.8699010.29.17.2fa86a9dzA0QK6>
- www.matche.com
- <https://www.measuringworth.com/usdpi/result.php>
- <http://ar.grundfos.com/>
- Capítulo 5- Económico - Financiero (parte I).
- Capítulo 6- Económico - Financiero (parte II).

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: <ul style="list-style-type: none"> • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com 	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 2 Fecha: 20/08/2019	Página 1 de 8

Memoria Descriptiva

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 2 Fecha: 20/08/2019	Página 2 de 8

I. Objetivo

El presente proyecto tiene como objetivo, la evaluación, simulación y diseño para un mejoramiento sobre el proceso de producción de Metanol, para aumentar el rendimiento del proceso. Dicha mejora se basa en la captura post combustión del CO₂ que libera el horno reformador de la planta de Metanol.

Las dos principales razones para tratar de restringir las emisiones de CO₂ a la atmosfera son muy claras:

- Es un reactivo en el proceso de síntesis de Metanol.
- El CO₂ es el principal causante del calentamiento global.



II. Descripción del proceso de Absorción-Desorción Química con Aminas en metanol

El proceso de captura de CO₂ se utiliza para capturar y almacenar el CO₂ antes de liberar los gases de combustión a la atmosfera. En el caso de la absorción química, el diagrama de flujo es un esquema sencillo, en el que el gas rico en CO₂ ingresa a un absorbedor, donde se absorbe químicamente a contracorriente con una solución de aminas secundarias (Di Etanol Amina-DEA), luego esta solución de DEA, rica en CO₂, pasa a un separador bifásico, donde se estabiliza la solución de DEA rica en CO₂, posteriormente se calienta la solución y pasa nuevamente a un separador bifásico, donde se regenera la amina por calor y el gas de CO₂, es reintroducido al proceso, para aumentar el rendimiento del mismo, mientras que la DEA pobre en CO₂ vuelve a ingresar al absorbedor.

Como la planta de absorción de DEA se propone anexada al proceso de producción de Metanol de la planta de YPF en el complejo Plaza Huincul, primero se hace descripción del proceso de producción de Metanol, con el fin de conocer el proceso LURGI (Tecnología con la cual se lleva a cabo dicho proceso) de forma aproximada, haciendo hincapié en los gases de combustión, que serán nuestra materia prima para obtener el CO₂.

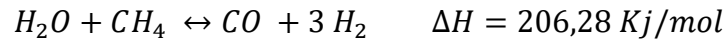
✓ Desulfurización-Hidrogenación

El gas natural que ingresa a la planta de Metanol contiene impurezas de azufre que lo hacen perjudicial para el horno reformador, ya que el azufre envenena al catalizador utilizado, por lo que previo al ingreso al reformador es necesario quitar la mayor cantidad de azufre posible. El gas natural es recibido a una presión de 40 kg/cm², luego se lo desulfuriza a menos de 0,2 partes por millón, en dos reactores ubicados en paralelo.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 2 Fecha: 20/08/2019	Página 3 de 8

✓ Generación de gas reformado

Una vez que la carga es tratada para quitarle el azufre hasta menos de 0,2 ppm, el gas es pre calentado en el tren de intercambio de calor, aprovechando parte del calor que ceden los gases de combustión. Cuando el gas gana temperatura, se mezcla con vapor de alta presión, y posteriormente ingresa al horno reformador por la parte superior del mismo, donde la mezcla de Vapor-Gas Natural ingresa a una serie de 416 tubos rellenos con catalizador a base de Níquel (ver **Figura 8**), donde ocurren las siguientes reacciones:



El gas reformado, el cual sale de los tubos del reformador a 880°C, está conformado por CO₂, CO e H₂, junto con el H₂O y el CH₄ que pudo no haber reaccionado. A este gas reformado, usado como fuente de calor, se lo hace entrar a la Waste Heat Boiler, generando vapor saturado de alta presión, aprovechando así el calor que se le debe quitar, ya que, en la etapa posterior, antes de ingresar al reactor de síntesis, la temperatura del gas reformado debe rondar los 210 °C.

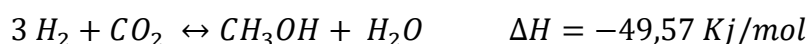
✓ Combustión. Recuperación del Calor



En el caso del gas de combustión, usado como fuente de calor en el horno reformador, se lo hace entrar a la Waste Heat Boiler, generando vapor saturado de alta presión. Luego, el gas es enfriado, calentando simultáneamente el gas natural de proceso a la temperatura de desulfurización de 360°C. A continuación, el gas reformado es enviado a la caldera, generando vapor de proceso. Finalmente, el gas es vuelto a enfriar para lograr una integración energética muy buena, antes de ser liberado a la atmosfera, a una temperatura aproximada de 170 °C.

✓ Síntesis de Metanol

Antes de ingresar al reactor de síntesis, la carga debe ser comprimida. El compresor, movido por una turbina de vapor de alta presión, comprime el gas obtenido en el reformador hasta la presión de síntesis y recircula el loop de gas de síntesis. Luego de la compresión, el gas es calentado hasta la temperatura de entrada al reactor de síntesis, aprovechando en contracorriente el gas caliente de salida del reactor.

En el reactor se produce la reacción de síntesis del Metanol:



 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 2 Fecha: 20/08/2019	Página 4 de 8

Estas reacciones se realizan a 71 bar y 250°C, en los tubos catalíticos del reactor. Para remover el calor generado por la reacción, se utiliza agua de caldera que circula entre los tubos. Este mismo reactor genera vapor como parte del proceso, que es reutilizado por la planta, contribuyendo a su economía.

En este punto, es conveniente comentar que la relación entre los reactivos (Relación obtenida a partir del número estequiométrico) es la relación que se quiere mejorar con el incremento del CO₂ en el gas de entrada al reactor, dicha relación es:

$$NE = \frac{H_2 - CO_2}{CO + CO_2} = 2,4 - 2,7$$

Este parámetro es útil, porque el reactor de síntesis funciona óptimamente, es decir, con mayor eficiencia, cuando el rango del número estequiométrico está comprendido entre 2,00 y 2,10. Desafortunadamente, con la tecnología de producción de gas de síntesis utilizada actualmente en la producción de Metanol en el complejo Industrial Plaza Huincul, los valores obtenidos del NE rondan el rango de 2,7 a 3,0 por lo que la incorporación de más CO₂ al sistema, antes de la entrada al reactor de síntesis, ayuda a la corriente a acercarse tanto como se quiera al valor óptimo, es decir, 2,05 del NE, lo que redundará en un aumento en la eficiencia del reactor, y por lo tanto, un aumento en la producción de Metanol.



El resultado de la reacción es enviado a un separador de líquido-vapor. El vapor extraído contiene los gases que no reaccionaron y el condensado. Luego, la fase líquida es conducida a la unidad de destilación.

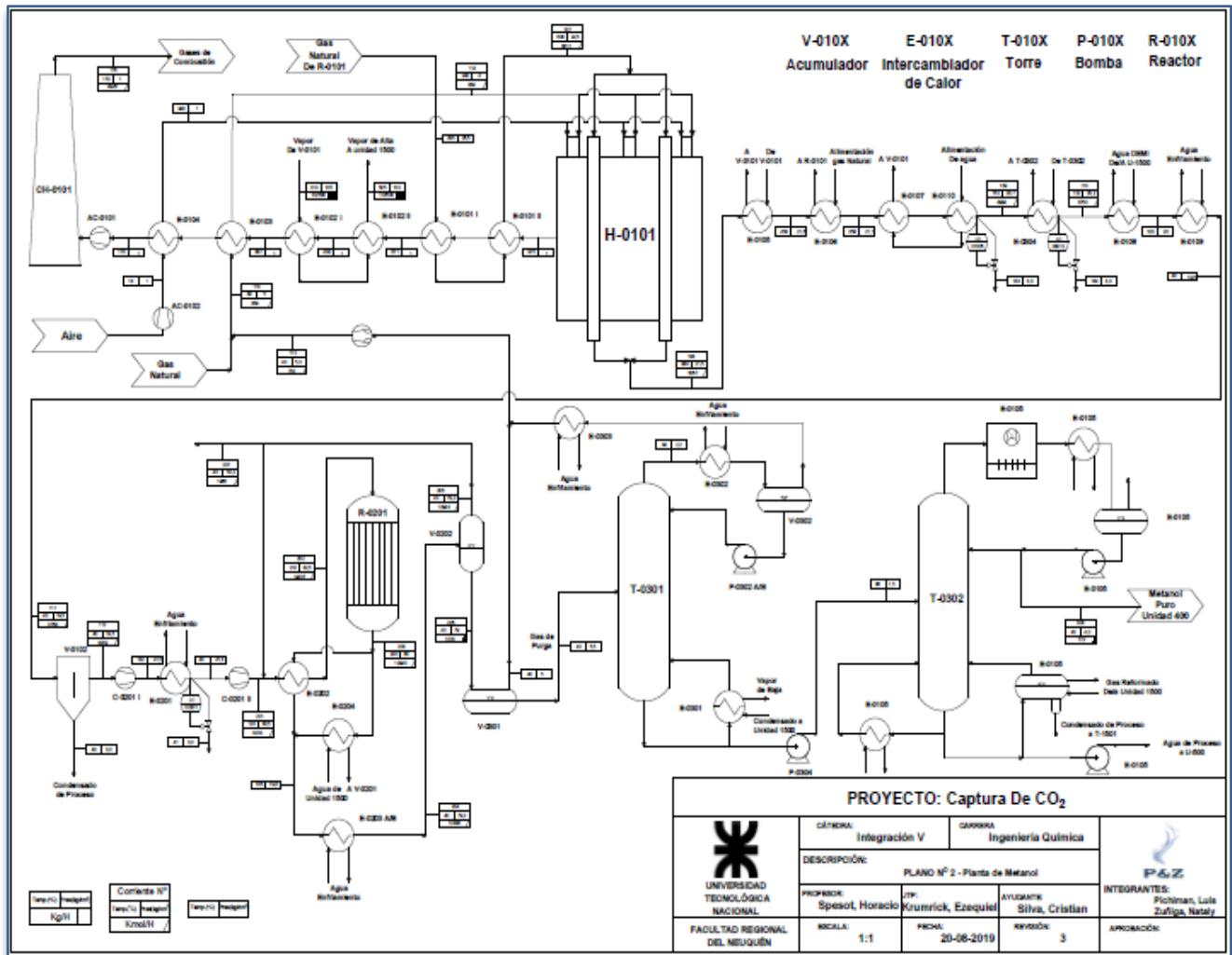
✓ Destilación

En la unidad de destilación, que cuenta con dos columnas. La primera de ellas sirve para separar todos los gases provenientes del reactor de síntesis del metanol y el agua.

La segunda torre, la mayor de ellas de 60 m de altura, separa el Metanol crudo producido en el reactor de síntesis, es decir, separa el Metanol del agua. En esta torre de destilación se logra un grado de pureza del Metanol de 99,98%.

A continuación, se puede apreciar todo lo descrito anteriormente en el diagrama de flujo completo de la planta de Metanol:



 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
				Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 2 Fecha: 20/08/2019	Página 5 de 8



✓ Captura del CO₂: Descripción del proceso Absorción-Desorción

La planta de recuperación de CO₂, objeto de este trabajo, se ha planteado como anexa a la planta de Metanol, donde se recupera el CO₂ de los gases de combustión para reducir las emisiones del mismo, y principalmente reutilizarlo como reactivo, junto con el gas reformado, aumentando así la producción de Metanol.

El caudal de los gases de combustión es de aproximadamente de 4778 Kmol/hs, de los cuales, el 4,8 % es de CO₂, es decir, unos 230 Kmol/hs. La composición del gas de combustión viene dada por la **tabla**:

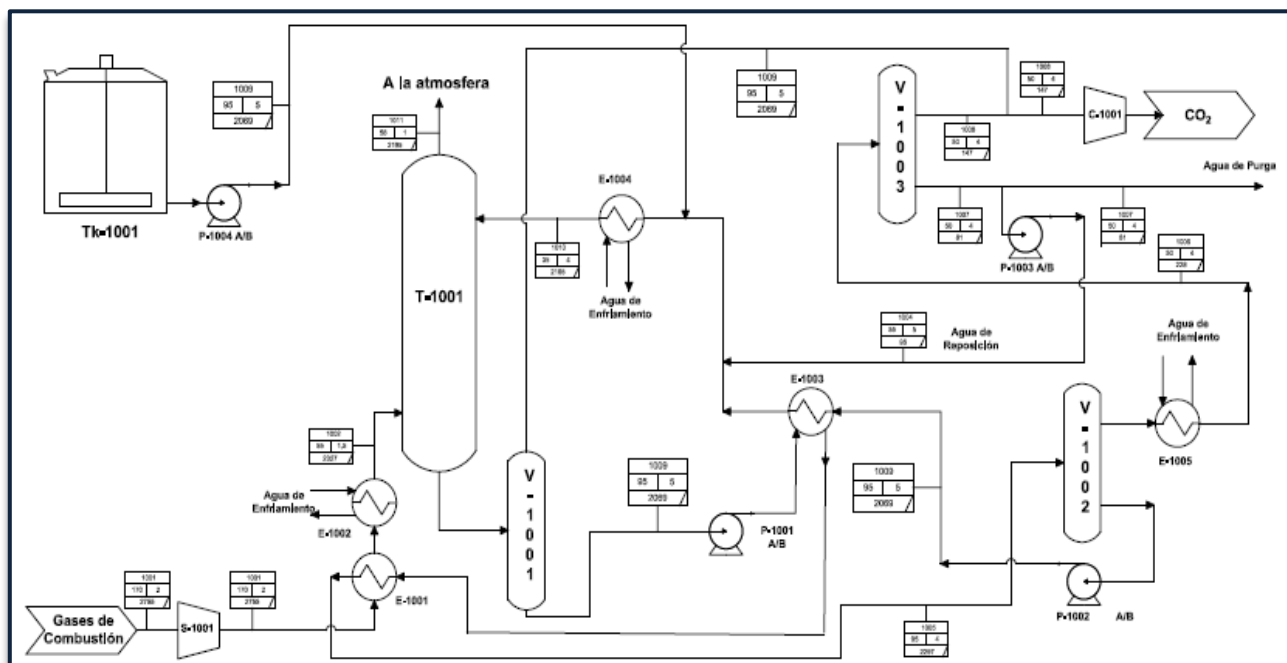
 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
				Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 2 Fecha: 20/08/2019	Página 6 de 8



Gases de combustión				
	<i>Kmol/Hs</i>	<i>% mol</i>	<i>Kg/Hs</i>	<i>% peso</i>
CO₂	229	5,63	10078	9,34
N₂	2815	69,25	78856	73,04
O₂	45	1,11	1439	1,33
H₂O	976	24,01	17582	16,29
Total	4065	100	107957	100

La cantidad de CO₂ disponible es mayor a la necesaria para lograr un número estequiométrico óptimo, por lo que solo se va a recuperar una fracción del mismo, que quedará definida por la cantidad de CO₂ disponible en estos humos una vez instalada la planta, es decir, se va a recuperar unos entre 130 y 150 kmol/h.

La planta de recuperación de CO₂ se compone básicamente de un conjunto de torres de lavado y extracción de CO₂ mediante el proceso químico y térmico. El gas de salida, es decir CO₂, se vuelve al sistema con las mismas especificaciones de presión y temperatura que el gas de síntesis, para aumentar el rendimiento de la planta de metanol.

En la **figura**, se ilustran las partes principales del proceso, descrito a continuación.



 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 2 Fecha: 20/08/2019	Página 7 de 8



La adición del CO₂ recuperado, se debe ubicar dentro de la planta de metanol, justo después de la producción de gas de síntesis, y antes de la síntesis del propio Metanol.

El gas de combustión es enfriado en el tren de intercambio presente en la planta de metanol, hasta una temperatura de unos 170 °C, donde posteriormente deben ser enfriados en el intercambiador de calor E-1001 con la solución de sales de aminas (Solución DEA + CO₂) provenientes del estabilizador/desorbedor (Separador V-1001) y luego son enfriados hasta la temperatura de absorción, es decir 68 °C, con agua de enfriamiento. Cuando se logró esta temperatura, se conducen los gases de combustión hasta la torre de absorción, la T-1001, donde el CO₂ es absorbido a contracorriente con la solución de DEA pobre (concentración 30% en peso) a contracorriente, y pasa mayoritariamente a la forma estable de carbamato (MEACOO⁻). Por la parte superior de la torre se retira el gas empobrecido en CO₂ que es venteado a la atmosfera, mientras que por la parte inferior se retira la solución de DEA rica en CO₂.

La DEA Rica en CO₂ es conducida por gravedad hasta el separador bifásico V-1001, donde se le extrae parte del CO₂ absorbido para estabilizar la solución, mientras que la solución de DEA restante es conducida mediante las bombas P-1001 A/B hasta el intercambiador E-1003 donde se precalienta antes de ser conducida al intercambiador E-1001, en donde finalmente alcanza la temperatura de desorción final de 100 °C. Una vez alcanzada esta temperatura, se lleva la solución hasta el separador bifásico V-1002, donde se separa el resto de CO₂ de la solución de DEA. En este punto podemos seguir por dos corrientes:

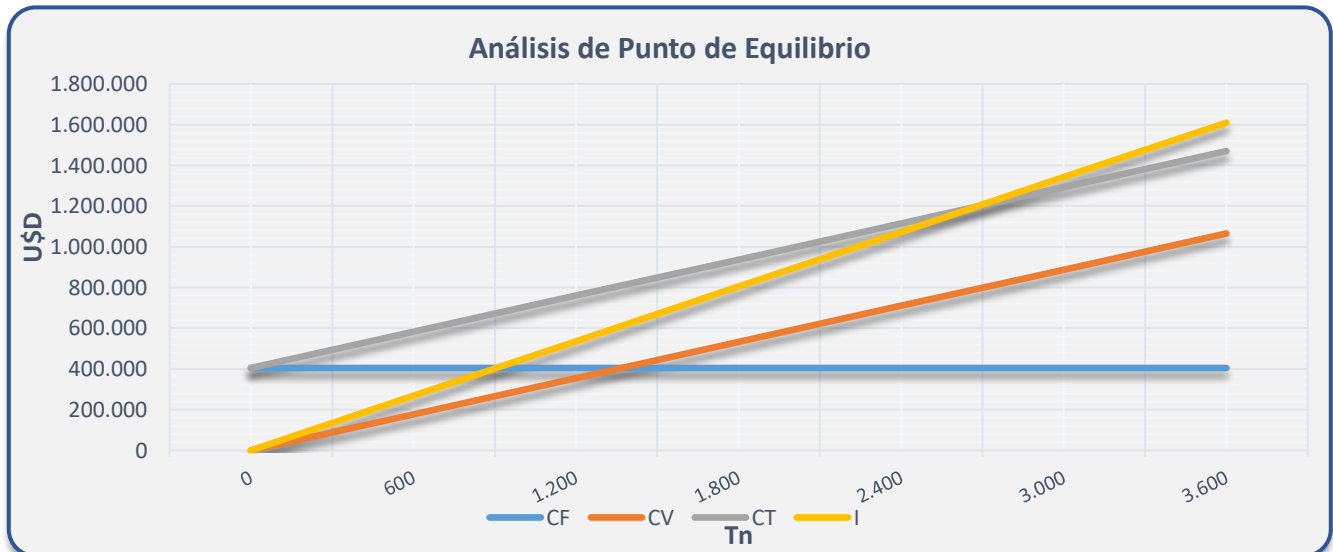
Por la parte superior se retira el CO₂ húmedo que debe ser enfriado para condensar la mayor parte del agua, para esto se conduce a esta corriente hasta el intercambiador E-1005 en donde se alcanza una temperatura de 50 °C con agua de enfriamiento, y luego es conducido hasta un tercer separador bifásico, el V-1003, en donde se logra separar el agua del gas. Este gas, junto con el CO₂ proveniente del separador es conducido hasta un compresor, donde se logra la presión necesaria para introducir esta corriente rica en CO₂ a la planta de Metanol. Por la parte inferior del V-1003 sale una corriente de agua, la cual parte se utiliza como reposición a la corriente de solución de DEA, y la otra parte es purgada del sistema.

Por la segunda corriente, es decir, la corriente de solución DEA que sale del separador V-1002 es bombeada hasta el intercambiador E-1004 donde se enfría hasta unos 60 °C, luego se junta con el agua de reposición y esta nueva solución es enfriada hasta unos 40 °C en el intercambiador E-1004 con agua de enfriamiento, y finalmente conducida hasta la torre absorbidora para iniciar nuevamente el ciclo.



 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 2 Fecha: 20/08/2019	Página 8 de 8

III. Análisis Financiero

Al efectuar el estudio financiero se obtuvo que el valor de Van es positivo ($VAN = \$ 3.690.035$) y el valor de TIR también tiene un valor favorable ($TIR=16\%$), por lo cual, se puede concluir el estudio financiero diciendo que es rentable, siempre que se sea capaz de vender un valor mayor al del punto de equilibrio, aproximadamente 2677 Tn/año de metanol, es decir, 8 Tn/día, lo que representa un ingreso de U\$S 1.196.607/año. A continuación, se detalla grafica de análisis de punto de equilibrio:





Por otra parte, al realizar el análisis de sensibilidad se puede concluir que el proyecto está afectado significativamente por el precio del metanol, el precio del transporte y la tasa de descuento, por lo que se debería estar bastante seguro sobre los valores finales que se toman sobre estos ítems a fin de que el estudio financiero sea confiable y no tenga consecuencias indeseadas.


 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: <ul style="list-style-type: none"> • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com 	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 20/08/2019	Página 1 de 10



Anexo IV


Memoria de Cálculo



 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA	Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂			Año de cursada: 2016		
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 20/08/2019	Página 2 de 10


Anexo IV: Entrada de datos HTRI – E-1003



	Input Reprint Released to the following HTRI Member Company: L/T/U Mgr/	Page 1
Hxst E Ver: 5.00 09/12/2017 15:55 SN: Friends!		SI Units
Rating - Horizontal Multipass Flow TEMA AEB Shell With Single-Segmental Baffles:		
Shell Data		
Service type	Generic Shell and Tube	
TEMA type	AEB	
Run mode	Rating	
Hot fluid location	Shellside	
Number of shells in series	1	
Number of shells in parallel	1	
Shell inside diameter	812,800 mm	
Flow in 1st tubepass	Countercurrent	
Train flow direction	Countercurrent	
Reboiler Data		
Reboiler type	No piping specified	
Inlet pressure location	Inlet nozzle	
Tube Data		
Tube type	Plain	
Tube outside diameter	25,400 mm	
Tube wall thickness	2,769 mm	
Tube pitch	31,750 mm	
Tube pitch ratio	1,250	
Tubepasses per shell	2	
Tube pattern	60 degrees	
Number of tubes per shell	518	
Tube count method	Rigorous	
Tube length	5,486 m	
Tube material	Carbon steel	
Tubepass Arrangement Data		
Force symmetric layout	No	
Force cleaning lanes	No	
Tubes to remove for tie rods	Calculated	
Baffle Data		
Baffle type	Single segmental	
Baffle orientation	Perpendicular	
Baffle window area percent	25 %	
Central baffle spacing	254,001 mm	
Variable baffle spacing	No	
Window cut from baffles	No	
Clearance Data		
Number of seal strip pairs	Calculated	
Baffle clearance type	TEMA	
Block A stream	No	
Block E stream	No	
Block F stream	No	
Number of passane seal rods	Calculated	

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
				Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 20/08/2019	Página 3 de 10


		Input Reprint		Page 2
Released to the following HTRI Member Company: UTM Argv				
Xist E Ver. 5.00 09/12/2017 16:56 SN: Friendsi				SI Units
Rating - Horizontal Multipass Flow TEMA AES Shell With Single-Segmental Baffles				
Nozzle Data				
Number of shellside inlet nozzles				1
Number of shellside outlet nozzles				1
Number of tubeside inlet nozzles				1
Number of tubeside outlet nozzles				1
Radial position on shell inlet nozzle			Program decides	
Longitudinal position on shell inlet nozzle			At rear head	
Radial position on shell outlet nozzle			Program decides	
Tubeside entry type			Radial	
Tubeside inlet position			Front head	
Tubeside exit type			Same as inlet	
Front head location			Left	
Impingement Data				
Impingement device present			If required by TEMA	
Impingement type			Circular plate	
Optional Geometry Data				
Small exchanger				No
Tubesheet type				Single
Shell expansion joint				No
Floating head support type				None
Insulated longitudinal baffle				No
Process Conditions Data				
		Hot Fluid		Cold Fluid
Phase condition		Sensible liquid		Sensible liquid
Flow rate		16,8500		17,3600 kg/s
Inlet vapor fraction		0		0
Outlet vapor fraction		0		0
Inlet temperature		99,76		51,42 C
Outlet temperature		80,00		87,29 C
Inlet Pressure		500,000		405,273 kPa
Duty multiplier				1
Process Fouling Data				
		Hot Fluid		Cold Fluid
Fouling resistance		2,000E-4		0,00000 m ² /K/W
Hot Fluid Property Data				
Physical property method				Bulk properties via grid
Heat release method				User specified via TP grid
Flash type				Integral
Quantity units				Moles
Temperature interpolation option				Program
Heat release type				Specific enthalpy



 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 20/08/2019	Página 4 de 10

	Input Reprint		Page 3
	Released to the following HTRI Member Company: UTM Argv		
Xist E Ver: 5.00 09/12/2017 15:56 SN: FriendsI		SI Units	
Rating - Horizontal Multipass Flow TEMA AES Shell With Single-Segmental Baffles			
Hot Fluid Physical Property Data			
Pressure Set: 500,000 kPa			
Temp. C	Liquid Density kg/m ³	Liquid Viscosity mN-s/m ²	Liquid Thermal Cond. W/m-C
60,00	1062,00	1,1330	0,4975
80,00	1049,00	0,7570	0,5126
100,00	1034,00	0,5574	0,5230
			Liquid Heat Capacity kJ/kg-C
			3,8940
			3,7880
			3,8800
Cold Fluid Property Data			
Physical property method		Built properties via grid	
Heat release method		User specified via TP grid	
Flash type		Integral	
Quantity units		Moles	
Temperature interpolation option		Program	
Heat release type		Specific enthalpy	
Cold Fluid Physical Property Data			
Pressure Set: 392,000 kPa			
Temp. C	Enthalpy kJ/kg	Vapor Mass Fraction	Liquid Density kg/m ³
60,00	-1101,0	0	1075,00
70,00	-1031,0	0	1044,00
90,00	-955,30	0,0083	1054,00
			Liquid Dynamic Viscosity mN-s/m ²
			1,3870
			0,9300
			0,8831
			Liquid Thermal Cond. W/m-C
			0,4898
			0,4067
			0,5169
			Liquid Heat Capacity kJ/kg-C
			3,5750
			3,4410
			3,7370
Control Methods Data			
Shellside friction factor method		Commercial	
Tubeside friction factor method		Commercial	
Pure longitudinal flow		No	
Pure component condensation		No	
Condensing correlation		HTRI Proration	
Mole fraction inerts		0	
Momentum exclusion		0 %	
Pure component boiling		No	
Check film boiling		Yes	
Nucleate boiling method		Physical property/theoretical boiling range	
Component boiling method		Nucleate and convective	
Control safety Data			
Hot fluid/shellside film coefficient multiplier		1	
Hot fluid/shellside friction factor multiplier		1	
Cold fluid/tubeside film coefficient multiplier		1	
Cold fluid/tubeside friction factor multiplier		1	
Cold fluid fraction of critical flux for film boiling		1	
Control User-Defined Methods Data			
Add non-nucleate boiling		Yes	


 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
				Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 20/08/2019	Página 5 de 10



Anexo IV: Salida de datos HTRI – E-1003


		Output Summary				Page 1
		Released to the following HTRI Member Company: UTN Maxx				
Xist E Ver. 5.00 09/12/2017 15:58 SN: Friends!					81 Units	
Rating - Horizontal Multipass Flow TEMA AES Shell With Single-Segmental Baffles See Data Check Messages Report for Warning Messages. See Runtime Message Report for Warning Messages.						
Process Conditions		Hot Shellside		Cold Tubeside		
Fluid name						
Flow rate	(kg/s)		10,8501		17,3001	
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	0,000	0,000	0,000	0,000	
Inlet/Outlet T	(Deg C)	99,78	60,00	51,42	70,00	
Inlet P/Avg	(kPa)	500,007	498,237	405,279	403,063	
dP/Allow.	(kPa)	7,540	0,000	4,431	0,000	
Fouling	(m2-K/W)		0,000200		0,000000	
Exchanger Performance						
Shell h	(W/m2-K)	2237,94	Actual U	(W/m2-K)	434,48	
Tube h	(W/m2-K)	798,80	Required U	(W/m2-K)	1450,09	
Hot regime	(-)	Sens. Liquid	Duty	(MegaWatts)	1,9095	
Cold regime	(-)	Sens. Liquid	Area	(m2)	222,578	
EMTD	(Deg C)	5,8	Overdesign	(%)	-70,16	
Shell Geometry			Baffle Geometry			
TEMA type	(-)	AES	Baffle type	(-)	Single-Seg.	
Shell ID	(mm)	812,800	Baffle cut	(Pot Dia.)	27,67	
Series	(-)	1	Baffle orientation	(-)	Perpend.	
Parallel	(-)	1	Central spacing	(mm)	294,001	
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses	(-)	19	
Tube Geometry			Nozzles			
Tube type	(-)	Plain	Shell inlet	(mm)	128,194	
Tube OD	(mm)	25,400	Shell outlet	(mm)	128,194	
Length	(m)	5,488	Inlet height	(mm)	22,224	
Pitch ratio	(-)	1,2500	Outlet height	(mm)	22,224	
Layout	(deg)	60	Tube inlet	(mm)	102,261	
Tube count	(-)	518	Tube outlet	(mm)	102,261	
Tube Pass	(-)	2				
Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions		
Shell	19,42	Shellside	0,20	A	0,243	
Tube	69,53	Tubeside	0,20	B	0,503	
Fouling	8,70	Crossflow	0,30	C	0,000	
Metal	2,352	Window	0,25	E	0,169	
				F	0,000	



 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
				Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 20/08/2019	Página 6 de 10


Anexo IV: Entrada de datos HTRI – E-1004



		Input Reprint Released to the following HTRI Member Company: UTM Mgr/	Page 1
Xist E Ver. 5.00 04/12/2017 21:03 SN: Friends		SI Units	
Rating - Horizontal Multipass Flow TEMA AES Shell With Single-Segmental Baffles			
Shell Data			
Service type	Generic Shell and Tube		
TEMA type	AES		
Run mode	Rating		
Hot fluid location	Shellside		
Number of shells in series	1		
Number of shells in parallel	1		
Shell inside diameter	711,200 mm		
Flow in 1st tube pass	Countercurrent		
Train flow direction	Countercurrent		
Reboiler Data			
Reboiler type	No piping specified		
Inlet pressure location	Inlet nozzle		
Tube Data			
Tube type	Plain		
Tube outside diameter	25,400 mm		
Tube wall thickness	2,765 mm		
Tube pitch	31,750 mm		
Tube pitch ratio	1,250		
Tube passes per shell	2		
Tube pattern	60 degrees		
Number of tubes per shell	370		
Tube count method	Rigorous		
Tube length	5,486 m		
Tube material	Carbon steel		
Tube Pass Arrangement Data			
Force symmetric layout	No		
Force cleaning lanes	No		
Tubes to remove for tie rods	Calculated		
Baffle Data			
Baffle type	Single segmental		
Baffle orientation	Perpendicular		
Baffle window area percent	25 %		
Central baffle spacing	254,001 mm		
Variable baffle spacing	No		
Window cut from baffles	No		
Clearance Data			
Number of seal strip pairs	Calculated		
Baffle clearance type	TEMA		
Block A stream	No		
Block E stream	No		
Block F stream	No		
Number of passlane seal rods	Calculated		

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
				Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 20/08/2019	Página 7 de 10


		Input Reprint		Page 2
Released to the following HTRI Member Company: UTV May/				
Xist 2.0 Ver. 5.00 04/12/2017 21:28 SR: P118251				SI Units
Rating - Horizontal Multipass Flow TEMA AES Shell With Single-Segmental Baffles				
Nozzle Data				
Number of shellside inlet nozzles				1
Number of shellside outlet nozzles				1
Number of tubeside inlet nozzles				1
Number of tubeside outlet nozzles				1
Radial position on shell inlet nozzle			Program decides	
Longitudinal position on shell of inlet nozzle			At rear head	
Radial position on shell outlet nozzle			Program decides	
Tubeside entry type			Radial	
Tubeside inlet position			Front head	
Tubeside exit type			Same as inlet	
Front head location			Left	
Impingement Data				
Impingement device present			If required by TEMA	
Impingement type			Circular plate	
Optional Geometry Data				
Shell exchanger				No
Tubesheet type				Single
Shell expansion joint				No
Floating head support type				None
Insulated longitudinal baffle				No
Process Conditions Data				
		Hot Fluid		Cold Fluid
Phase condition		Sensible liquid		Sensible liquid
Flow rate		16,7579		29,3578 kg/s
Inlet vapor fraction		0		0
Outlet vapor fraction		0		0
Inlet temperature		60,00		30,00 C
Outlet temperature		40,00		40,00 C
Inlet Pressure		392,311		405,273 kPa
Duty multiplier				1
Process Fouling Data				
		Hot Fluid		Cold Fluid
Fouling resistance		4,000E-4		m ² -K/W
Hot Fluid Property Data				
Physical property method				Bulk properties via grid
Heat release method				User specified via TP grid
Flash type				Integral
Quantity units				Moles
Temperature interpolation option				Program
Heat release type				Specific enthalpy



 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
				Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 20/08/2019	Página 8 de 10


		Input Reprint Released to the following HTRI Member Company: UTM AS947	Page 3
Xist E Ver: 5.00 04-12-2017 21:08 SN: Friends!		SI Units	
Raing - Horizontal multipass flow TEMA Add shell with single-segmental baffles			
Hot Fluid Physical Property Data			
Pressure Set, 392,311 kPa			
Temp. C	Liquid Density kg/m ³	Liquid Dynamic Viscosity mN-s/m ²	Liquid Thermal Cond. W/m-C
40,00	1072,28	1,8150	0,4778
48,89	1057,95	1,4620	0,4870
60,00	1051,86	1,1330	0,4874
Cold Fluid Property Data			
Physical property method		Bulk properties via grid	
Heat release method		User specified via TP grid	
Flash type		Integral	
Quantity units		Moles	
Temperature interpolation option		Program	
Heat release type		Specific enthalpy	
Cold Fluid Physical Property Data			
Pressure Set, 306,373 kPa			
Temp. C	Liquid Density kg/m ³	Liquid Dynamic Viscosity mN-s/m ²	Liquid Thermal Cond. W/m-C
30,00	995,226	0,7538	0,6294
35,00	993,795	0,7132	0,6347
40,00	992,023	0,6452	0,6399
Control Methods Data			
Shellside friction factor method		Commercial	
Tubeside friction factor method		Commercial	
Pure longitudinal flow		No	
Pure component condensation		No	
Condensing correlation		HTRI Proration	
Mole fraction inerts		0	
Monochrom exclusion		0 %	
Pure component boiling		No	
Check film boiling		Yes	
Nucleate boiling method		Physical property/theoretical boiling range	
Component boiling method		Nucleate and convective	
Control Safety Data			
Hot fluid/shellside film coefficient multiplier		1	
Hot fluid/shellside friction factor multiplier		1	
Cold fluid/tubeside film coefficient multiplier		1	
Cold fluid/tubeside friction factor multiplier		1	
Cold fluid fraction of critical flux for film boiling		1	
Control User-Defined Methods Data			
Add non-nucleate boiling		Yes	



 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
				Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 20/08/2019	Página 9 de 10

Anexo IV: Salida de datos HTRI – E-1004



		Output Summary Page 1			
		Released to the following HTRI Member Company: UTN <i>Maxi</i>			
Xist E Ver. 5.00 04/12/2017 21:08 SN: Friendsl		31 Units			
Rating - Horizontal Multipass Flow TEMA AES Shell With Single-Segmental Baffles No Data Check Messages. See Runtime Message Report for Warning Messages.					
Process Conditions		Hot Shellside		Cold Tubeside	
Fluid name					
Flow rate	(kg/s)		16,7580		29,3579
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	0,000	0,000	0,000	0,000
Inlet/Outlet T	(Deg C)	60,00	40,00	30,00	40,00
Inlet P/Avg	(kPa)	392,317	388,466	405,279	401,497
dP/Allow.	(kPa)	11,701	0,000	7,565	0,000
Fouling	(m ² -K/W)		0,000400		0,000000
Exchanger Performance					
Shell h	(W/m ² -K)	2158,91	Actual U	(W/m ² -K)	743,13
Tube h	(W/m ² -K)	2978,48	Required U	(W/m ² -K)	705,72
Hot regime	(-)	Sens. Liquid	Duty	(MegaWatts)	1,2243
Cold regime	(-)	Sens. Liquid	Area	(m ²)	158,983
EMTD	(Deg C)	10,8	Overdesign	(%)	5,30
Shell Geometry			Baffle Geometry		
TEMA type	(-)	AES	Baffle type	(-)	Single-Seg.
Shell ID	(mm)	711,200	Baffle out	(Pot Dia.)	27,60
Series	(-)	1	Baffle orientation	(-)	Perpend.
Parallel	(-)	1	Central spacing	(mm)	254,001
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses	(-)	19
Tube Geometry			Nozzles		
Tube type	(-)	Plain	Shell inlet	(mm)	102,261
Tube OD	(mm)	25,400	Shell outlet	(mm)	102,261
Length	(m)	5,486	Inlet height	(mm)	34,924
Pitch ratio	(-)	1,2500	Outlet height	(mm)	34,924
Layout	(deg)	60	Tube inlet	(mm)	128,194
Tube court	(-)	370	Tube outlet	(mm)	128,194
Tube Pass	(-)	2			
Thermal Resistance; %		Velocities, m/s		Flow Fractions	
Shell	34,45	Shellside	0,23	A	0,187
Tube	31,91	Tubeside	0,52	B	0,530
Fouling	29,72	Crossflow	0,33	C	0,109
Metal	3,916	Window	0,30	E	0,174
				F	0,000


 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
				Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 20/08/2019	Página 10 de 10



 Input Reprint		Page 1
Released to the following HTRI Member Company: UTV May		
Xist E Ver. 5.00 09/12/2017 19:51 SN: Friends		SI Units
Rating - Horizontal Multipass Flow TEMA AES Shell With Single-Segmental Baffles		
Shell Data		
Service type	Generic Shell and Tube	
TEMA type	AES	
Run mode	Rating	
Hot fluid location	Tubeside	
Number of shells in series	1	
Number of shells in parallel	1	
Shell inside diameter	355,600 mm	
Flow in 1st tube pass	Countercurrent	
Train flow direction	Countercurrent	
Reboiler Data		
Reboiler type	No piping specified	
Inlet pressure location	Inlet nozzle	
Tube Data		
Tube type	Plain	
Tube outside diameter	25,400 mm	
Tube wall thickness	2,753 mm	
Tube pitch	31,750 mm	
Tube pitch ratio	1,250	
Tube passes per shell	2	
Tube pattern	60 degrees	
Number of tubes per shell	92	
Tube count method	Rigorous	
Tube length	3,658 m	
Tube material	Carbon steel	
Tube pass Arrangement Data		
Force symmetric layout	No	
Force cleaning lanes	No	
Tubes to remove for tie rods	Calculated	
Baffle Data		
Baffle type	Single segmental	
Baffle orientation	Perpendicular	
Baffle window area percent	25 %	
Central baffle spacing	254,001 mm	
Variable baffle spacing	No	
Window cut from baffles	No	
Clearance Data		
Number of seal strip pairs	Calculated	
Baffle clearance type	TEMA	
Block A stream	No	
Block E stream	No	
Block F stream	No	
Number of passlane seal rods	Calculated	

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA	Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂			Año de cursada: 2016		
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 20/08/2019	Página 11 de 10

HTRI	Input Reprint		Page 2
Released to the following HTRI Member Company: LTV Mgyl			
Xist E Ver. 5.00 09/12/2017 19:51 SN: Friends		SI Units	
Rating - Horizontal Multipass Flow TEMA AES Shell With Single-Segmental Baffles			
Nozzle Data			
Number of shellside inlet nozzles			1
Number of shellside outlet nozzles			1
Number of tubeside inlet nozzles			1
Number of tubeside outlet nozzles			1
Radial position on shell inlet nozzle		Program decides	
Longitudinal position on shell of inlet nozzle		At rear head	
Radial position on shell outlet nozzle		Program decides	
Tubeside entry type		Radial	
Tubeside inlet position		Front head	
Tubeside exit type		Same as inlet	
Front head location		Left	
Impingement Data			
Impingement device present		If required by TEMA	
Impingement type		Circular plate	
Optional Geometry Data			
Small exchanger			No
Tubesheet type			Single
Shell expansion joint			No
Floating head support type			None
Insulated longitudinal baffle			No
Process Conditions Data			
	Hot Fluid	Cold Fluid	
Phase condition	Two phase	Sensible liquid	
Flow rate	0,6019	5,1800 kg/s	
Inlet vapor fraction	1	0	
Outlet vapor fraction	0,6888	0	
Inlet temperature	100,00	30,00 °C	
Outlet temperature	50,00	42,00 °C	
Inlet Pressure	392,311	405,273 kPa	
Duty multiplier		1	
Process Fouling Data			
	Hot Fluid	Cold Fluid	
Fouling resistance	4,000e-4	1,000e-4 m ² -K/W	
Hot Fluid Property Data			
Physical property method		Bulk properties via grid	
Heat release method		User specified via TP grid	
Flash type		Integral	
Quantity units		Moles	
Temperature interpolation option		Program	
Heat release type		Specific enthalpy	



 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
				Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 20/08/2019	Página 12 de 10

	Input Reprint Page 3							
	Released to the following HTRI Member Company: UTM Maril							
Xist E Ver. 5.00 09/12/2017 19:51 SN: Friends!		SI Units						
Rating - Horizontal Multipass Flow TEMA AEB Shell With Single-Segmental Baffles								
Hot Fluid Physical Property Data								
Pressure Set, 281,000 kPa:								
Temp. C	Enthalpy kJ/kg	Vapor Mass Fraction	Vapor Density kg/m ³	Vapor Dynamic Viscosity mN-s/m ²	Vapor Thermal Cond. W/m-C	Vapor Heat Capacity kJ/kg-C	Liquid Density kg/m ³	Liquid Dynamic Viscosity mN-s/m ²
50,00	-84,220	0,6888	4,5530	0,0612	0,0195	0,9196	987,900	0,5384
75,00	42,1600	0,7646	-	-	-	-	-	-
100,00	240,400	1	-	-	-	-	-	-
Pressure Set, 281,000 kPa:			Liquid Thermal Cond. W/m-C	Liquid Heat Capacity kJ/kg-C	Liquid Surface Tension mN/m			
Temp. C	50,00	75,00	100,00	0,6495	4,2600	68,2200	-	-
				-	-	-	-	-
				-	4,2600	-	-	-
Cold Fluid Property Data			Bulk properties via grid User specified via TP grid					
Physical property method			Bulk properties via grid					
Heat release method			User specified via TP grid					
Flash type			integral					
Quantity units			Moles					
Temperature interpolation option			Program					
Heat release type			Specific enthalpy					
Cold Fluid Physical Property Data								
Pressure Set, 405,273 kPa:			Liquid Density kg/m ³	Liquid Dynamic Viscosity mN-s/m ²	Liquid Thermal Cond. W/m-C	Liquid Heat Capacity kJ/kg-C		
Temp. C	30,00	35,00	40,00	995,226	0,7938	0,6294	4,1514	
				993,785	0,7132	0,6347	4,1798	
				992,023	0,6452	0,6399	4,2091	
Control Methods Data								
Shellside friction factor method			Commercial					
Tubeside friction factor method			Commercial					
Pure longitudinal flow			No					
Pure component condensation			No					
Condensing correlation			HTRI Proration					
Mole fraction inerts			0					
Momentum exclusion			0 %					
Pure component boiling			No					
Check film boiling			Yes					
Nucleate boiling method			Physical property/theoretical boiling range					
Component boiling method			Nucleate and convective					

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
				Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 20/08/2019	Página 13 de 10

Anexo IV: Salida de datos HTRI – E-1005



HTRI		Output Summary				Page 1
Released to the following HTRI Member Company:						
UTN						
Maxi						
Xist E Ver. 5.00 09/12/2017 19:51 SN: Friends						
SI Units						
Rating - Horizontal Multipass Flow TEMA AES Shell With Single-Segmental Baffles						
See Data Check Messages Report for Warning Messages.						
See Runtime Message Report for Warning Messages.						
Process Conditions		Cold Shellside		Hot Tubeside		
Fluid name						
Flow rate	(kg/s)	5,1800		0,0018		
Inlet/Outlet Y	(Wt. frac vap.)	0,000	0,000	1,000	0,680	
Inlet/Outlet T	(Deg C)	30,00	42,00	100,00	50,00	
Inlet P/Avg	(kPa)	405,279	403,613	382,317	389,606	
dP/Allow.	(kPa)	3,332	0,000	5,421	0,000	
Fouling	(m ² -K/W)	0,000100		0,000400		
Exchanger Performance						
Shell h	(W/m ² -K)	3327,14	Actual U	(W/m ² -K)	294,92	
Tube h	(W/m ² -K)	527,41	Required U	(W/m ² -K)	209,39	
Hot regime	(-)	Transition	Duty	(MegaWatts)	0,2601	
Cold regime	(-)	Sens. Liquid	Area	(m ²)	23,467	
EMTD	(Deg C)	41,1	Overdesign	(%)	9,47	
Shell Geometry			Baffle Geometry			
TEMA type	(-)	AES	Baffle type	(-)	Single-Seg.	
Shell ID	(mm)	355,600	Baffle cut	(Pct Dia.)	26,43	
Series	(-)	1	Baffle orientation	(-)	Perpend.	
Parallel	(-)	1	Central spacing	(mm)	254,001	
Orientation	(deg)	0,00	Crosspasses	(-)	13	
Tube Geometry			Nozzles			
Tube type	(-)	Plain	Shell inlet	(mm)	77,927	
Tube OD	(mm)	25,400	Shell outlet	(mm)	77,927	
Length	(m)	3,658	Inlet height	(mm)	33,337	
Pitch ratio	(-)	1,2500	Outlet height	(mm)	33,337	
Layout	(deg)	80	Tube inlet	(mm)	102,261	
Tube count	(-)	82	Tube outlet	(mm)	102,261	
Tube Pass	(-)	2				
Thermal Resistance; %		Velocities; m/s		Flow Fractions		
Shell	8,85	Shellside	0,19	A	0,103	
Tube	71,56	Tubeside	7,85	B	0,584	
Fouling	18,00	Crossflow	0,20	C	0,202	
Metal	1,503	Window	0,38	E	0,111	
				F	0,000	

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 20/08/2019	Página 14 de 10

Anexo IV: Diseño Separador V-1003

Datos extraídos de simulación V-1003		
	Gas	Líquido
Temperatura (°R)	581,7	581,7
Presión (Psia)	53,85	53,85
Factor de Compresibilidad, Z	0,9837	0,0025
Viscosidad (cP)	0,01615	0,5384
Densidad (Lb/ft³)	0,3782	61,67
Densidad Mezcla (Lb/ft³)	0,4252	
Diámetro de la partícula(micrón)	100	-
Caudal (Ft³/h)	61,11	6,354
Caudal (Ft³/día)	1466,64	0,000152496

Paso 1: Cálculo de Vt (Proceso iterativo)	
Vt-1 (ft/seg)	2,597
Re-1	29,800
CD-1	1,695
Vt-2 (ft/seg)	1,164
Re-2	0,570
CD-2	46,405
Vt-3 (ft/seg)	0,222
Re-3	2,552
CD-3	11,623
Vt-4 (ft/seg)	0,444
Re-4	5,099
CD-4	6,376
Vt-5 (ft/seg)	0,600
Re-5	6,885
CD-5	4,969
Vt-6 (ft/seg)	0,680
Re-6	7,798
CD-6	4,492
Vt-7 (ft/seg)	0,715

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	 P&Z
				Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 20/08/2019	Página 15 de 10

Re-7	8,202
CD-7	4,314
Vt-8 (ft/seg)	0,729
Re-8	8,370
CD-8	4,244
Vt-9 (ft/seg)	0,735
Re-9	8,438
CD-9	4,217
Vt-10 (ft/seg)	0,738
Re-10	8,465
CD-10	4,206
Vt-11 (ft/seg)	0,739
Re-11	8,476
CD-11	4,202
Vt-12 (ft/seg)	0,739
Re-12	8,480
CD-12	4,200
Vt-13 (ft/seg)	0,739
Re-13	8,482
CD-13	4,200
Vt-14 (ft/seg)	0,739
Re-14	8,483
CD-14	4,199

Paso 2: Calculo de la Constante de Souders y Brown (K)

K	0,0161
---	--------

Paso 3: Cálculo del diámetro



Diámetro (Pulg)	19,8777
-----------------	---------

Paso 4: Calculo espesor de pared

t ^c _{min} (mm)-Espesor	7,8808
--	--------

Paso 5: Calculo altura del líquido

Tiempo de retención, Tr (min)	3
-------------------------------	---



 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 20/08/2019	Página 16 de 10

Altura del líquido, h (pulg)	9,07
-------------------------------------	------

Paso 6: Calculo de longitud de costura a costura	
Lss (pies)	5,75
Relación de longitud, R	3,47

Paso 7: Calculo diámetro de boquillas	
Vel boquilla entrada (ft/seg)	122,69
Entrada (Pulgada)	1,85
Relación de longitud, R	3,47
Vel boquilla salida gas (ft/seg)	130,09
Salida (Pulgadas)	0,56
Vel boquilla salida líquido (ft/seg)	10,19
Salida (Pulgadas)	0,80

Dimensiones separador V-1003		
Diámetro (Pulgadas/cm)	19,9	50,5
Altura líquida (Pulgadas/cm)	9,1	23,0
Espesor mínimo (pulgada/mm)	0,3	7,9
Diámetro boquilla entrada (pulg/cm)	2,0	5,1
Diámetro boquilla sal. gas (pulg/cm)	1,0	2,5
Diámetro boquilla sal. Líq. (pulg/cm)	1,0	2,5
h1 (pulg/cm)	6	15,2
h2 (pulg/cm)	6	15,2
h3 (pulg/cm)	15	38,1
h4 (pulg/cm)	12	30,5
h5 (pulg/cm)	6	15,2
h6 (pulg/cm)	6	15,2
h7 (pulg/cm)	6	15,2
h8 (pulg/cm)	12	30,5
Altura Total (pulg/cm)	69	175,3
Volumen aprox (Ft³/m³)	12,39	0,35



 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 20/08/2019	Página 17 de 10

Anexo IV: Diseño E-1001

Fluido de Tubos		
Propiedad	Entrada	Salida
Caudal (Kg/h)	62400	62400
Temperatura (°C)	86	100
Presión (Kg/cm ² -a)	3,5	3,4
Calor específico (J/Kg*°C)	3763	3860
Conductividad Térmica (W/m*°C)	0,5164	0,5225
Viscosidad (cP)	0,6895	0,5615
Densidad (Kg/m ³)	1054	1040
Prandtl	5,0	4,1
Rfi	0,00002	

Propiedades de los Humos	
Caudal de los Humos- WH (Kg/s)	16,33
Conductividad Térmica (W/m*°C)	0,03488
Viscosidad (cP)	0,02227
Calor específico (J/Kg*°C)	1165
Pr	0,743823108
Temperatura Entrada (°C)	185
Temperatura salida (°C)	120
ρ1 (Entrada) (Kg/m ³)	0,8036
ρ2 (Salida) (Kg/m ³)	0,9194

Datos del Horno	
Ancho del banco de tubos- W (m)	1,87936
Altura del banco de tubos-H (m)	2
Longitud del banco de tubos-L (m)	2,9365
Número de tubos por fila-ntf	16
Número de filas de tubos-nf	25
Diámetro exterior de los tubos-Do (m)	0,0254
Diámetro interno de los tubos-Di (m)	0,0193
Diámetro de la aleta-Db (m)	0,05714
Espesor de la aleta-b (m)	0,00276

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA	Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com		
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂			Año de cursada: 2016		
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 20/08/2019	Página 18 de 10

Altura de la aleta-H (m) [(Db-Do)/2]	0,01587
Número de aletas por metro -Nm	157
Distancia entre centro de tubos medida en dirección perpendicular al flujo-ST (m)	0,06032
Distancia entre centro de tubos medida en dirección paralela al flujo-SF (m)	0,06032
Rfo	0,00002
Número de pasos	6
Numero de Tubos	400

Zona convectiva

Paso 1	
as	3,68
GH	4,437
Re	5060,801631

Paso 2	
Superficie de tubo liso por unidad de longitud - Ao (m ² /m)	0,080
Superficie expuesta de tubo por unidad de longitud - Ad (m ² /m)	0,045
Superficie de aletas por área de tubo-Af (m ² /m)	0,646
Claro entre Tubos -s (m)	0,004



Paso 3	
C1	0,011
C3	0,567
C5	0,958
J	0,009

Paso 4	
hf (W/m ² *°C)	55,330
h'f (W/m ² *°C)	55,269

Zona interna

Paso 1	
at -m ²	0,000
W - Kg/s	17,333
Re	13711,395

Paso 2	
hi	2088
1/hio	0,0006304

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA	Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com		
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂			Año de cursada: 2016		
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 20/08/2019	Página 19 de 10

Paso 5	
Y	0,02
m	29,67
Ω	0,88
h' fo	478,82
i/h'fo	0,0021

Paso 6	
U	362,47

Paso 7	
A-área de transferencia (m ²)	63,835

Desconociendo las temperaturas de salida	
Paso 8	
Wc*Cc	66066,000
Wh*Ch	19018,625
(Wc)min	19018,625
(Wc)máx	66066,000
R'	0,288
NUT	1,217
ξ	0,740



Conociendo temperaturas de salida	
Paso 8	
Q (j/seg)	1236210,625
MLDT-°C	55,7
Ac-Area calculada (m ²)	61,3

Paso 9	
% de sobredimensionamiento del Intercambiador	4,2

Paso 9	
Q	1393304

Pérdida de carga de Humos	
β	0,667
a	-0,002
m	-0,941
C2	0,218
C4	0,817
C6	0,969
f	0,389
ΔP (Pa)	221,1
ΔP (Kgf/cm ²)	0,002

Pérdida de carga Interior de Tubos	
f	0,007
ΔP (KPa)	9,902
ΔP (Kgf/cm ²)	0,10



 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 20/08/2019	Página 20 de 10

Anexo IV: Diseño E-1002

Fluido de Tubos		
Propiedad	Entrada	Salida
Caudal (Kg/h)	69910	69910
Temperatura (°C)	30	42
Presión (Kg/cm ² -a)	3,5	3,4
Calor específico (J/Kg*°C)	4154	4223
Conductividad Térmica (W/m*°C)	0,6297	0,6422
Viscosidad (cP)	0,7938	0,621
Densidad (Kg/m ³)	995,3	991,2
Prandtl	5,2	4,1
Rfi	0,00002	

Propiedades de los Humos	
Caudal de los Humos- WH (Kg/s)	16,33
Conductividad Térmica (W/m*°C)	0,03071
Viscosidad (cP)	0,0198
Calor específico (J/Kg*°C)	1145
Pr	0,738
Temperatura Entrada (°C)	120
Temperatura salida (°C)	68
ρ1 (Entrada) (Kg/m ³)	0,9194
ρ2 (Salida) (Kg/m ³)	1,043

Datos del Horno	
Ancho del banco de tubos- W (m)	1,87936
Altura del banco de tubos-H (m)	2
Longitud del banco de tubos-L (m)	1,40952
Número de tubos por fila-ntf	16
Número de filas de tubos-nf	12
Diámetro exterior de los tubos-Do (m)	0,0254
Diámetro interno de los tubos-Di (m)	0,0193
Diámetro de la aleta-Db (m)	0,05714
Espesor de la aleta-b (m)	0,00276

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA	Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com		
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂			Año de cursada: 2016		
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 20/08/2019	Página 21 de 10

Altura de la aleta-H (m) [(Db-Do)/2]	0,01587
Número de aletas por metro -Nm	157
Distancia entre centro de tubos medida en dirección perpendicular al flujo-ST (m)	0,06032
Distancia entre centro de tubos medida en dirección paralela al flujo-SF (m)	0,06032
Rfo	0,00002
Número de pasos	4
Numero de Tubos	192

Zona convectiva

Paso 1	
as	1,77
GH	9,244
Re	11858,59136

Paso 2	
Superficie de tubo liso por unidad de longitud - Ao (m ² /m)	0,080
Superficie expuesta de tubo por unidad de longitud - Ad (m ² /m)	0,045
Superficie de aletas por área de tubo-Af (m ² /m)	0,646
Claro entre Tubos -s (m)	0,004



Paso 3	
C1	0,009
C3	0,567
C5	0,958
J	0,007

Paso 4	
hf (W/m ² *°C)	92,033
h'f (W/m ² *°C)	91,864

Zona interna

Paso 1	
at -m ²	0,000
W - Kg/s	19,419
Re	18865,405

Paso 2	
hi	3317
1/hio	0,000396808

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA	Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com		
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂			Año de cursada: 2016		
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 20/08/2019	Página 22 de 10

Paso 5	
Y	0,02
m	38,25
Ω	0,81
h' fo	795,85
i/h'fo	0,0013

Paso 6	
U	590,55

Paso 7	
A-área de transferencia (m ²)	30,641

Descoociendo las temperaturas de salida	
Paso 8	
Wc*Cc	81338,343
Wh*Ch	18692,125
(Wc)min	18692,125
(Wc)máx	81338,343
R'	0,230
NUT	0,968
ξ	0,740



Paso 9	
Q	1244896

Pérdida de carga de Humos	
β	0,667
a	-0,004
m	-0,941
C2	0,186
C4	0,817
C6	0,969
f	0,331
ΔP (Pa)	342,4

Conociendo temperaturas de salida	
Paso 8	
Q (j/seg)	971990,5
MLDT-°C	55,6
Ac-Area calculada (m ²)	29,6

Paso 9	
% de sobredimensionamiento del Intercambiador	3,6



Pérdida de carga Interior de Tubos	
f	0,007
ΔP (KPa)	15,526

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 20/08/2019	Página 23 de 10

Anexo IV: Diseño E-1005 método de Kern

Diseño E-1005 - Método Kern	
Datos requeridos para el diseño	
T _{ei} = Temperatura de entrada del líquido frío (°C)	30
T _{co} = Temperatura de salida del líquido frío en (°C)	40
T _{hi} = Temperatura de entrada del líquido caliente en (°C)	60
T _{ho} = Temperatura de salida del líquido caliente en (°C)	40
C _{ph} = Calor específico del líquido caliente en (J/kg °C)	3647
C _{pc} = Calor específico del líquido frío en (J/kg °C)	4183
m _h = Flujo másico del fluido caliente (kg/seg)	16,76
m _c = Flujo másico del fluido frío (Kg/seg)	29,37
δ h = Densidad fluido caliente (kg/m ³)	1067
δ c = Densidad fluido frío (kg/m ³)	993,7
μ h = Viscosidad fluido caliente (kg/m*s)	0,001424
μ c = Viscosidad fluido frío (kg/m*s)	0,0007132
Kh = Conductividad térmica fluido caliente (W/m*oC)	0,4883
Kc = Conductividad térmica fluido frío (W/m*oC)	0,6351

Datos del intercambiador	
Diámetro externo tubo interno-Do (m)	0,0254
Diámetro interno tubo interno-Di (m)	0,01988
BWG	12
Diámetro Interno Coraza - Ds (m)	0,711
Número de tubos	370
Largo de Tubos -L (m)	5,486
Arreglo	Triangular
Paso y/o espaciado - Pt (m)	0,03175
Paso por tubo	2
Espaciado entre Baffles - B (m)	0,254
Coficicente de ensuciamiento - Rf (m ² *K/W)	0,00004

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 20/08/2019	Página 24 de 10

Paso 1	
Q (watt)	1222474,4
Q (watt)	1228547,1

Paso 2	
Thi-Tco	20
Tho-Tci	10
LMTD	14,43



Paso 3	
Tco-Tci	10
Thi-Tci	30
R	2,00
S	0,33

Paso 4	
Ft (Dato de tabla calculado con R y S)	0,82

Paso 5	
Número de tubos por paso	185
área de cada tubo -a't (m ²)	0,0003
área de flujo - at (m ²)	0,057
Velocidad Fluido Caliente -Interior de tubos - (m/s)	0,274

Paso 6	
Pr	10,64
Re	4074,73
hi (W/m ² *K)	952,59
hio (W/m ² *K)	745,57

Paso 7	
De = Diámetro equivalente carcaza	0,025
c =espacio libre entre tubos (m)	0,006
as = área de flujo (m ²)	0,036
Gs = Velocidad másica (kg/m ² *s)	813,150

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
				Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 20/08/2019	Página 25 de 10



Res = Reynolds carcasa	28669,112
Prs = prandlt carcasa	4,697
ho=C. Pelicular lado externo	7158,978

Paso 8	
Ud = C. global (W/m ² *K)	657,491

Paso 9	
A c= área (m ²)	157,167



Paso 10	
Ar = área real (m ²)	161,968
Sobrediseño (%)	3,054

Paso 11	
f = Factor de fricción	0,010
Δ Pt - Pérdida de carga tubo (N/m ²)	2426,573
Nb - Número de Baffles	21,598
fc = Factor de fricción	0,251
Δ Pc - Pérdida de carga corasa (N/m ²)	53345,609

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: <ul style="list-style-type: none"> • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com 	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 20/08/2019	Página 1 de 10

Anexo V

Hoja de Datos de Seguridad

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 20/08/2019	Página 2 de 10

Hoja de Datos de Seguridad

Nombre del producto: Dióxido de Carbono (CO₂)





Propiedades Físicas

Punto de Ebullición:	-79°C	Densidad Relativa de vapor (aire= 1):	1,5
Punto de Fusión:	-56,6°C	Coefficiente de reparto octanol/agua como log Pow:	0,83
Solubilidad en Agua, ml/100ml a 20°C:	88	Presión de Vapor, Kpa a 20°C:	5720

Tipo de peligro/Explosión	Peligros Agudos/síntomas	Prevención	Primeros Auxilio/ Lucha contra incendios
Incendio	No combustible.		En caso de incendio en el entorno: están permitidos todos los agentes extintores.
Explosión	Los envases pueden arder en un incendio.		En caso de incendio: mantener fría la botella rociando con agua. Combatir el incendio desde un lugar protegido.

Explosión



Inhalación	Vértigo: Dolor de cabeza. Presión sanguínea elevada. Ritmo cardíaco acelerado. Asfixia. Pérdida del conocimiento.	Ventilación.	Aire limpio, reposo. Respiración artificial si estuviera indicada. Proporcionar asistencia médica.
Piel	En contacto con líquido: Congelación.	Guantes aislantes del frío. Traje de protección.	En caso de congelación: aclarar con agua abundante, NO quitar la ropa. Proporcionar asistencia médica.
Ojos	En contacto con líquido: Congelación.	Gafas ajustadas de seguridad o pantalla facial.	Enjuagar con agua abundante varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad), después proporcionar asistencia médica.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 20/08/2019	Página 3 de 10

Peligros Físicos:	Riesgos de Inhalación:
El gas es más denso que el aire y puede acumularse en las zonas más bajas produciendo una deficiencia de oxígeno. A velocidades elevadas pueden generarse cargas electrostáticas y puede inflamarse cualquier mezcla explosiva presente. Las pérdidas de líquido condensan formando hielo seco extremadamente frío.	Por evaporación de la sustancia a 20°C se puede alcanzar lentamente una concentración nociva en el aire.
Peligros Químicos:	Efectos de explosión de corta duración:
La sustancia se descompone al calentarla intensamente, por encima de 2000°C produciendo monóxido de carbono tóxico.	La evaporación rápida del líquido puede producir congelación. La inhalación a niveles elevados puede originar pérdida de conciencia. Asfixia.
Límites de explosión:	Efectos de explosión prolongada o repetida:
	La sustancia puede afectar el metabolismo.



Envasado y Etiquetado	Almacenamiento
	A prueba de incendio, si está en local cerrado. Mantener en lugar fresco. Ventilación a ras del suelo.
Derrames y Fugas	Respuesta de Emergencia
Protección personal: equipo autónomo de respiración. Ventilar. NO verter NUNCA chorros del agua sobre el líquido.	

Notas	
Altas concentraciones en el aire producen una deficiencia de oxígeno con riesgo de pérdida de conocimiento o muerte. Comprobar el contenido de oxígeno antes de entrar en la zona. A concentraciones tóxicas no hay alerta por el olor.	
Peligros Potenciales	
INCENDIO O EXPLOSIÓN	Gases no inflamables.
	Los contenedores pueden explotar cuando se calientan.
	Los cilindros con rupturas pueden proyectarse.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 20/08/2019	Página 4 de 10

A LA SALUD	Los vapores pueden causar mareos o asfixia sin advertencia.
	Los vapores de gas licuado son inicialmente más pesados que el aire y se esparcen a través del piso.
	EL contacto con gas o gas licuado puede causar quemaduras, lesiones severas y/o quemaduras por congelación.

Seguridad Publica	
	Llamar primero al número de teléfono de respuesta en caso de emergencia en el documento de embarque. Si el documento de embarque no está disponible o no hay respuesta, diríjase a los números telefónicos enlistados en el presente documento.
	Cómo acción inmediata de preocupación, aislé el área del derrame o escapé como mínimo 100 metros (330 pies) en todas las direcciones.
	Mantener alejado al personal no autorizado.
	Permanecer en dirección del viento.
	Muchos de los gases son más pesados que el aire y se dispersan a lo largo del suelo y se juntan en las áreas bajas o confinadas (alcantarillas, sótanos, tanques).
	Manténgase alejado de las áreas bajas.
	Ventile los espacios cerrados antes de entrar.
ROPA PROTECTORA	Use el equipo de aire autónomo de presión positiva (SCBA)
	El traje para bomberos profesionales proporcionara solamente protección limitada.
	Use siempre ropa de protección térmica cuando maneje líquidos o sólidos criogénicos o refrigerados.
EVACUACION	Derrames Grandes: Considere la evacuación inicial a favor del viento de por lo menos 100 metros (330 pies).
	Incendio: Si un tanque está involucrado en un incendio, AISLE a 800 metros (1/2 milla) a la redonda, también considere, la evacuación inicial a la redonda a 800 metros (1/2 milla).

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO ₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 20/08/2019	Página 5 de 10

Hoja de Datos de Seguridad

Nombre del producto: Monóxido de Carbono (CO)





Propiedades Físicas

Punto de Ebullición:	-191 °C	Densidad Relativa de vapor (aire= 1):	0,97
Punto de Fusión:	-205°C	Temperatura de autoignición:	605 °C
Solubilidad en Agua, ml/100ml a 20°C:	2,3	Límite de Explosividad, % en volumen en el aire:	12,5 - 74,2
Punto de Inflamación:	Gas inflamable		

Tipo de peligro/Explosión	Peligros Agudos/síntomas	Prevención	Primeros Auxilio/ Lucha contra incendios
Incendio	Extremadamente inflamable. El calentamiento intenso puede producir aumento de la presión con riesgo de estallido.	Evitar las llamas, NO producir chispas y NO fumar.	Cortar el suministro; si no es posible y no existe riesgo para el entorno próximo, dejar que el incendio se extinga por sí mismo; en otros casos apagar con dióxido de carbono, agua pulverizada, polvo.
Explosión	Las mezclas gas/aire son explosivas.	Sistema cerrado, ventilación, equipo eléctrico y de alumbrado a prueba de explosión. Utilícese herramientas manuales no generadoras de chispas.	En caso de incendio: mantener fría la botella rociando con agua. Combatir el incendio desde un lugar protegido.

Explosión



Inhalación	Dolor de cabeza. Confusión mental. Vértigo. Náuseas. Debilidad. Pérdida del conocimiento.	Ventilación, extracción localizada o protección respiratoria.	Aire limpio, reposo. Respiración artificial si estuviera indicada. Proporcionar asistencia médica. Ver Notas.
-------------------	---	---	---

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 20/08/2019	Página 6 de 10

Peligros Físicos:	Riesgos de Inhalación:
El gas se mezcla bien con el aire, formándose fácilmente mezclas explosivas. El gas penetra fácilmente a través de paredes y techos.	Al producirse una pérdida de gas, se alcanza muy rápidamente una concentración nociva de éste en el aire.
Peligros Químicos:	Efectos de explosión de corta duración:
Puede reaccionar violentamente con oxígeno, acetileno, cloro, flúor, óxido nitroso.	La sustancia puede afectar a la sangre, dando lugar a carboxihemoglobinemia y a alteraciones cardíacas. La exposición a elevados niveles puede producir la muerte. Se recomienda vigilancia médica.
Vías de Exposición:	Efectos de explosión prolongada o repetida:
La sustancia se puede absorber por inhalación.	La sustancia puede afectar al sistema cardiovascular y al sistema nervioso central. Puede producir alteraciones en la reproducción humana.
Límites de explosión:	

Invasado y Etiquetado	Almacenamiento
	A prueba de incendio. Mantener en lugar fresco. Mantener en lugar bien ventilado.
Derrames y Fugas	Respuesta de Emergencia
¡Evacuar la zona de peligro! Eliminar toda fuente de ignición. Consultar a un experto. Protección personal: equipo autónomo de respiración. Ventilar.	

Notas
El monóxido de carbono es un producto de la combustión incompleta del carbón, petróleo, madera. Está presente en los humos de escape de vehículos y en el humo de tabaco. Está indicado un examen médico periódico dependiendo del grado de exposición. A concentraciones tóxicas no hay alerta por el olor. En caso de envenenamiento con esta sustancia es necesario realizar un tratamiento específico; así como disponer de los medios adecuados junto a las instrucciones correspondientes.

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 20/08/2019	Página 7 de 10

Hoja de Datos de Seguridad

Nombre del producto: Hidrogeno (H₂)





Propiedades Físicas

Punto de Ebullición:	-253 °C	Densidad Relativa de vapor (aire= 1):	0,07
Límite de Explosividad, % en volumen en el aire:	4 - 76	Temperatura de autoignición:	500 – 571 °C
Punto de Inflamación:	Gas inflamable		

Tipo de peligro/Explosión	Peligros Agudos/síntomas	Prevención	Primeros Auxilio/ Lucha contra incendios
Incendio	Extremadamente inflamable. Muchas reacciones pueden producir incendio o explosión.	Evitar las llamas, NO producir chispas y NO fumar.	Cortar el suministro; si no es posible y no existe riesgo para el entorno próximo, dejar que el incendio se extinga por sí mismo; en otros casos apagar con agua pulverizada, polvo, dióxido de carbono.
Explosión	Las mezclas gas/aire son explosivas.	Sistema cerrado, ventilación, equipo eléctrico y de alumbrado a prueba de explosión. Utilícese herramientas manuales no generadoras de chispas. No manipular las botellas con las manos grasientas.	En caso de incendio: mantener fría la botella rociando con agua. Combatir el incendio desde un lugar protegido.

Explosión

Inhalación	Asfixia.	Sistema cerrado y ventilación.	Aire limpio, reposo. Respiración artificial si estuviera indicada. Proporcionar asistencia médica.
-------------------	----------	--------------------------------	--



 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 20/08/2019	Página 8 de 10

Piel	Congelación grave.	Guantes aislantes del frío.	Proporcionar asistencia médica.
Ojos		Gafas de protección de seguridad.	

Peligros Físicos:	Riesgos de Inhalación:
El gas se mezcla bien con el aire, formándose fácilmente mezclas explosivas. El gas es más ligero que el aire.	Al producirse una pérdida de gas se alcanza muy rápidamente una concentración nociva de éste en el aire.
Peligros Químicos:	Efectos de explosión de corta duración:
El calentamiento intenso puede originar combustión violenta o explosión. Reacciona violentamente con aire, oxígeno, halógenos y oxidantes fuertes, originando peligro de incendio y explosión. Los metales catalizadores tales como el platino o el níquel aumentan este tipo de reacciones.	Asfixiante simple. Véanse Notas.

Envasado y Etiquetado	Almacenamiento
	A prueba de incendio. Mantener en lugar fresco.
Derrames y Fugas	Respuesta de Emergencia
Eliminar toda fuente de ignición Evacuar la zona de peligro. Consultar a un experto. Ventilar. Eliminar el vapor con agua pulverizada.	

Notas
Altas concentraciones en el aire producen una deficiencia de oxígeno con riesgo de pérdida de conocimiento o muerte. Comprobar el contenido de oxígeno antes de entrar en la zona. A concentraciones tóxicas no hay alerta por el olor. Medir concentraciones de hidrógeno con un detector de gas adecuado (un detector de gas inflamable normal no es adecuado).

 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 20/08/2019	Página 9 de 10

Hoja de Datos de Seguridad

Nombre del producto: Dietanolamina (DEA)





Propiedades Físicas

Punto de Ebullición:	269 °C	Densidad Relativa de vapor (aire= 1):	1,09 (líquido)
Punto de Fusión:	28°C	Temperatura de autoignición:	662 °C
Solubilidad en Agua:	Soluble	Límite de Explosividad, % en volumen en el aire:	1.7- 9.8
Presión de Vapor, Pa a 20 °C:	<1	Punto de Inflamación:	134 °C
Coefficiente de reparto octanol/agua como log Pow:	-1.34		

Tipo de peligro/Explosión	Peligros Agudos/síntomas	Prevención	Primeros Auxilio/ Lucha contra incendios
Incendio	Combustible.	Evitar llama abierta.	Polvos, pulverización con agua, espuma, dióxido de carbono.

Explosión

Inhalación		Extracción localizada o protección respiratoria.	Aire limpio, reposo.
Piel		Guantes protectores. Traje de protección.	Quitar las ropas contaminadas, aclarar la piel con agua abundante o ducharse.
Ojos	Enrojecimiento, dolor, quemaduras profundas graves.	Gafas ajustadas de seguridad o protección ocular combinada con la protección respiratoria.	Enjuagar con agua abundante durante varios minutos (quitar las lentes de contacto si puede hacerse con facilidad), después consultar a un médico.

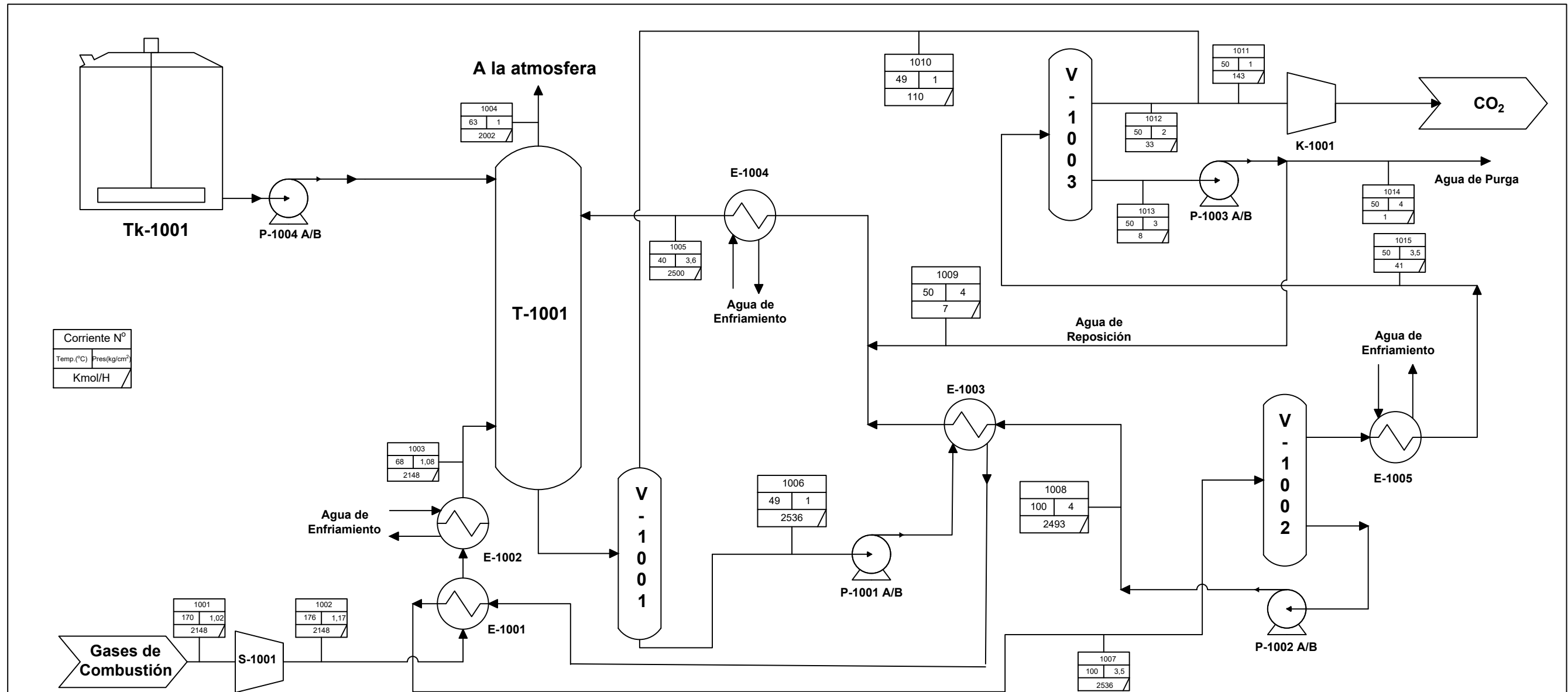
 UNIVERSIDAD TECNOLOGICA NACIONAL	FACULTAD REGIONAL NEUQUEN	PROYECTO FINAL CARRERA DE INGENIERIA QUIMICA		Integrantes: • Pichiman Luis pichimanluis@gmail.com • Zuñiga Marcela naty2361@hotmail.com	
Diseño y análisis de factibilidad de una planta de Captura de CO₂				Año de cursada: 2016	
Fecha de emisión: 09/09/2016	Ayudante: C. Silva	JTP: E. Krumrick	Profesor titular: H. Spesot	Versión: 3 Fecha: 20/08/2019	Página 10 de 10

Ingestión	Dolor abdominal, sensación de quemazón.	No comer, beber ni fumar durante el trabajo.	Enjuagar la boca, dar a beber uno o dos vasos de agua, reposo y someter a atención médica.
------------------	---	--	--

Peligros Físicos:	Riesgos de Inhalación:
El vapor es más denso que el aire.	En la evaporación de esta sustancia a 20°C no se alcanza, o se alcanza sólo muy lentamente, una concentración nociva en el aire.
Peligros Químicos:	Efectos de explosión de corta duración:
La sustancia se descompone al arder, produciendo humos tóxicos. La solución en agua es moderadamente básica. Reacciona violentamente con oxidantes y ácidos fuertes. Ataca el cobre, zinc, aluminio y sus aleaciones	La sustancia es corrosiva para los ojos.
Vías de Exposición:	Efectos de explosión prolongada o repetida:
La sustancia se puede absorber por inhalación de su vapor y por ingestión.	El contacto prolongado o repetido puede producir sensibilización de la piel. La sustancia puede afectar al hígado y riñones.



Envasado y Etiquetado	Almacenamiento
	Separado de oxidantes fuertes y ácidos. Seco.
Derrames y Fugas	Respuesta de Emergencia
Barrer la sustancia derramada e introducirla en un recipiente que cierre herméticamente; si fuera necesario, humedecer el polvo para evitar su dispersión y trasladarlo a continuación a un lugar seguro. Protección personal adicional: respirador de filtro mixto para vapores orgánicos y polvo nocivo A/P2.	

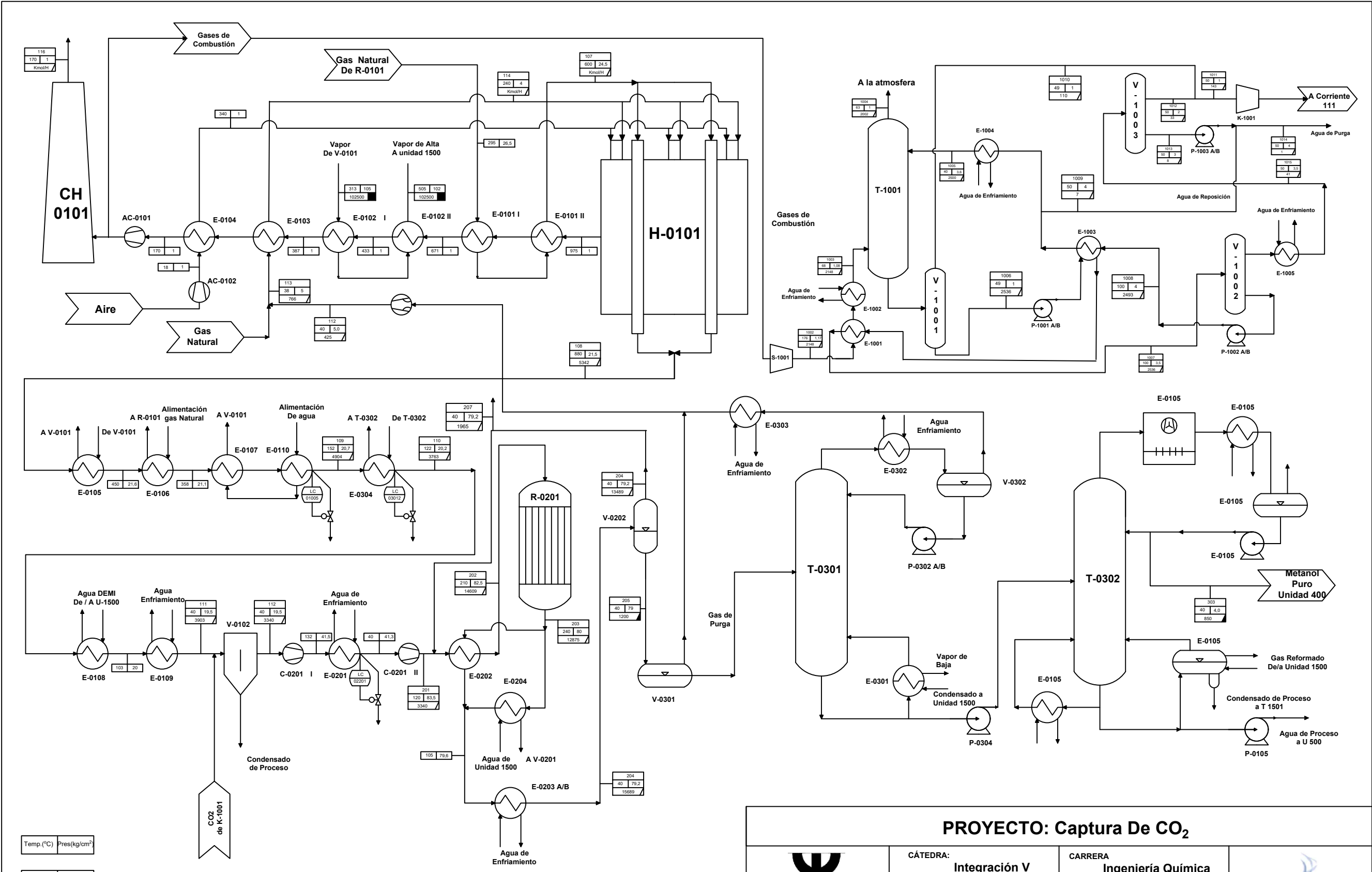
Notas
NO llevar a casa la ropa de trabajo.



Corriente N°
Temp.(°C)
Pres(kg/cm²)
Kmol/H

Listado de Equipos		Listado de Equipos	
S-1001	Soplador gases de Combustión	E-1004	Intercambiador de calor Solución DEA Pobre - Agua Enfriamiento
E-1001	Intercambiador de Calor Solución DEA-Gases Combustión	E-1005	Intercambiador de Calor CO ₂ + H ₂ O - Agua de enfriamiento
E-1002	Intercambiador de calor Agua Enfriamiento-Gases de Combustión	V-1003	Separador Bifásico CO ₂ / Agua
T-1001	Torre de absorción Rellena	P-1003 A/B	Bomba agua de Reposición
P-1001 A/B	Bombas solución DEA Rica	K-1001	Compresor CO ₂
V-1001	Separador Bifásico Solución DEA - CO ₂	Tk-1001	Tanque agitador Preparación solución DEA
E-1003	Intercambiador de calor Solución DEA Rica / Solución DEA Pobre	P-1004 A/B	Solución DEA fresca a reposición
V-1002	Separador Bifásico Solución DEA - CO ₂		
P-1002 A/B	Bombas Solución DEA Pobre		



PROYECTO: Captura De CO ₂					
 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN	CÁTEDRA: Integración V	CARRERA Ingeniería Química	 INTEGRANTES: Pichiman, Luis Zuñiga, Nataly		
	DESCRIPCIÓN: PLANO N° 1 - Planta de Aminas				
	PROFESOR: Spesot, Horacio	JTP: Krumrick, Ezequiel	AYUDANTE: Silva, Cristian	APROBACIÓN:	
	ESCALA: 1:1	FECHA: 20-08-19	REVISIÓN: 4		

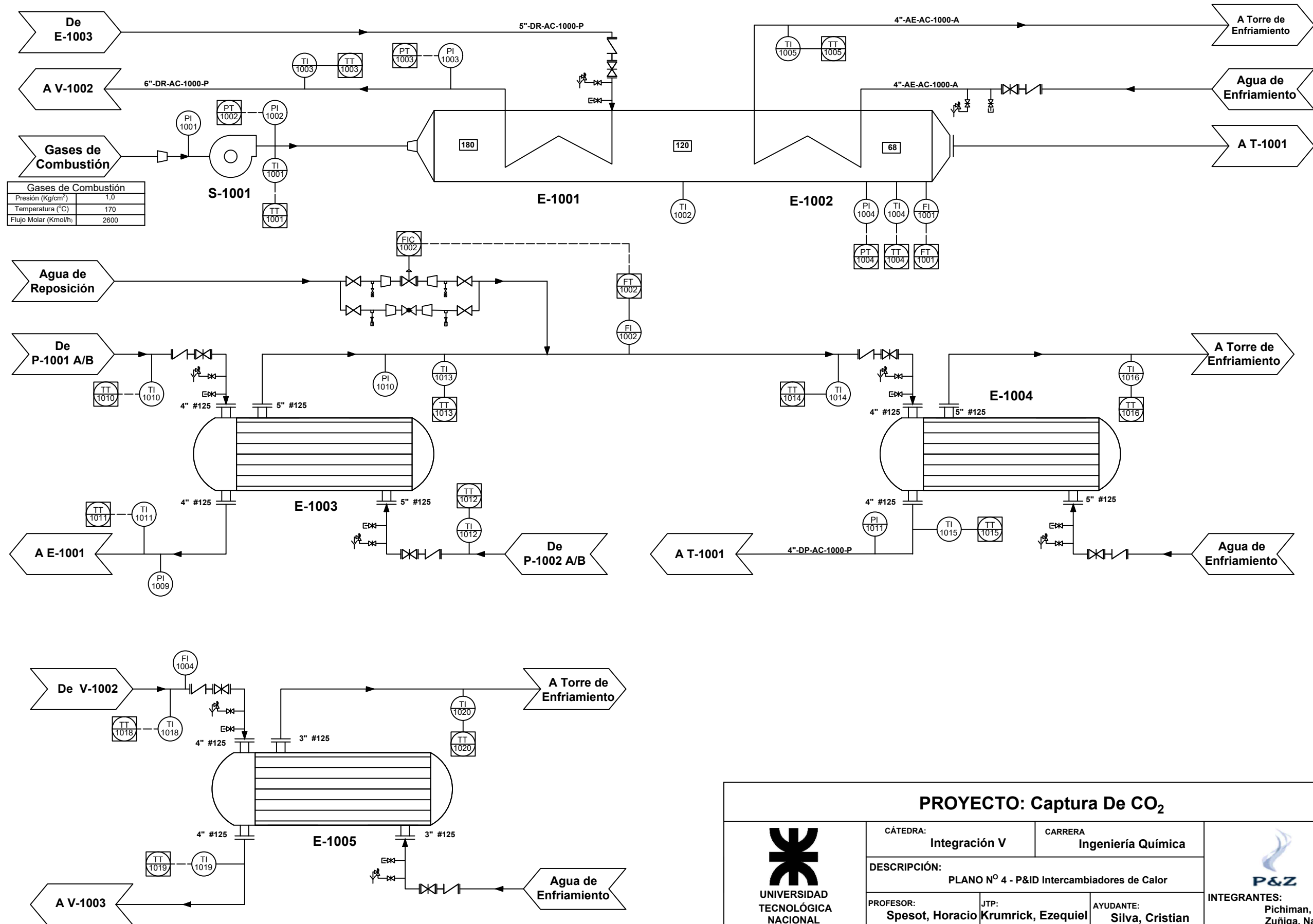


Temp. (°C)	Pres(kg/cm ²)
Temp. (°C)	Pres(kg/cm ²)
Kg/H	
Corriente N°	
Temp. (°C)	Pres(kg/cm ²)
Kmol/H	


V-010X Separador
E-010X Intercambiador de Calor
T-010X Torre
P-010X Bomba
R-010X Reactor

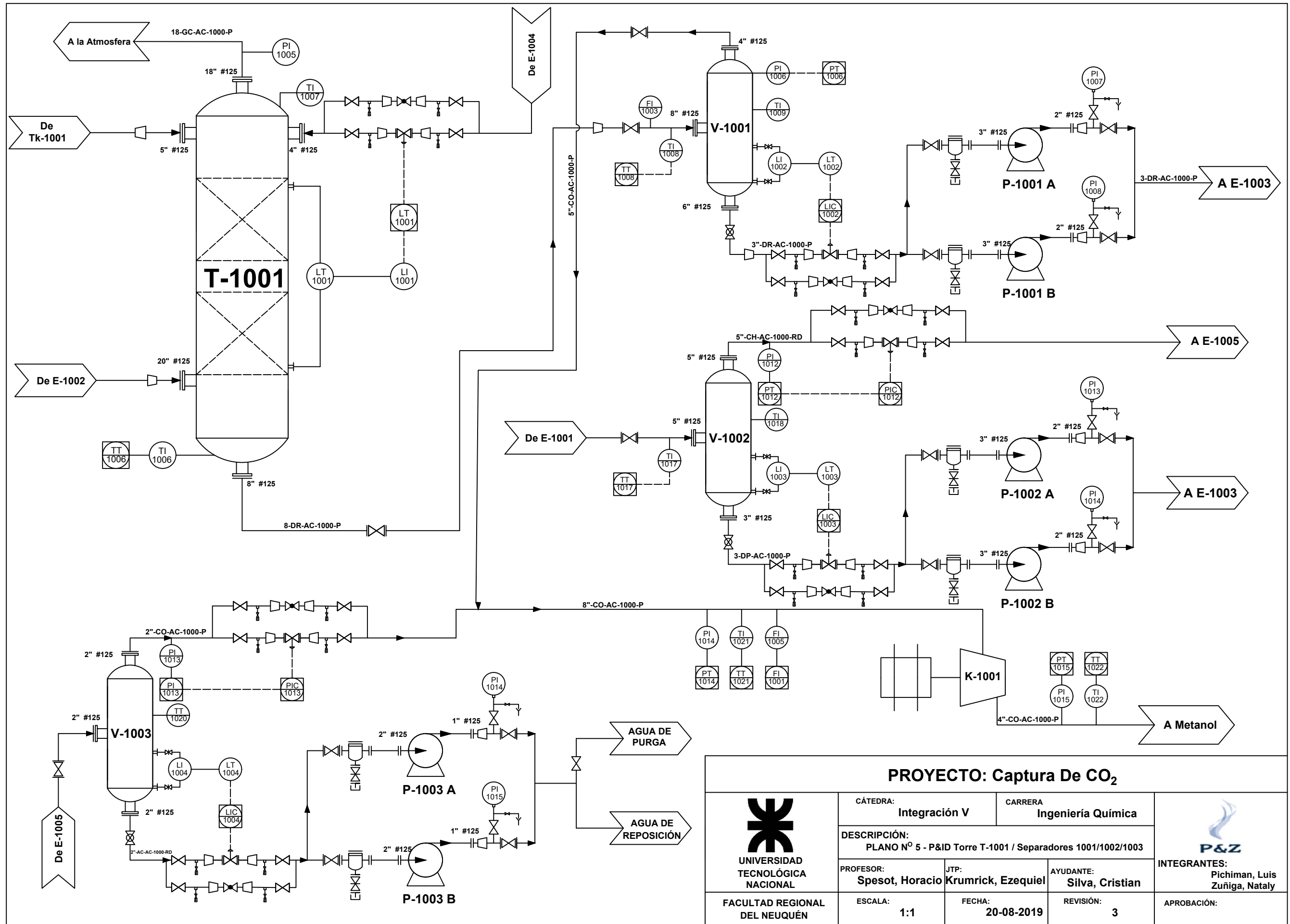
PROYECTO: Captura De CO₂

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN	CÁTEDRA: Integración V	CARRERA Ingeniería Química	 INTEGRANTES: Pichiman, Luis Zuñiga, Nataly	
	DESCRIPCIÓN: PLANO N° 3 - Planta de Metanol más Planta de Aminas			
	PROFESOR: Spesot, Horacio	JTP: Krumrick, Ezequiel		AYUDANTE: Silva, Cristian
	ESCALA: 1:1	FECHA: 20-08-2019		REVISIÓN: 3
APROBACIÓN:				



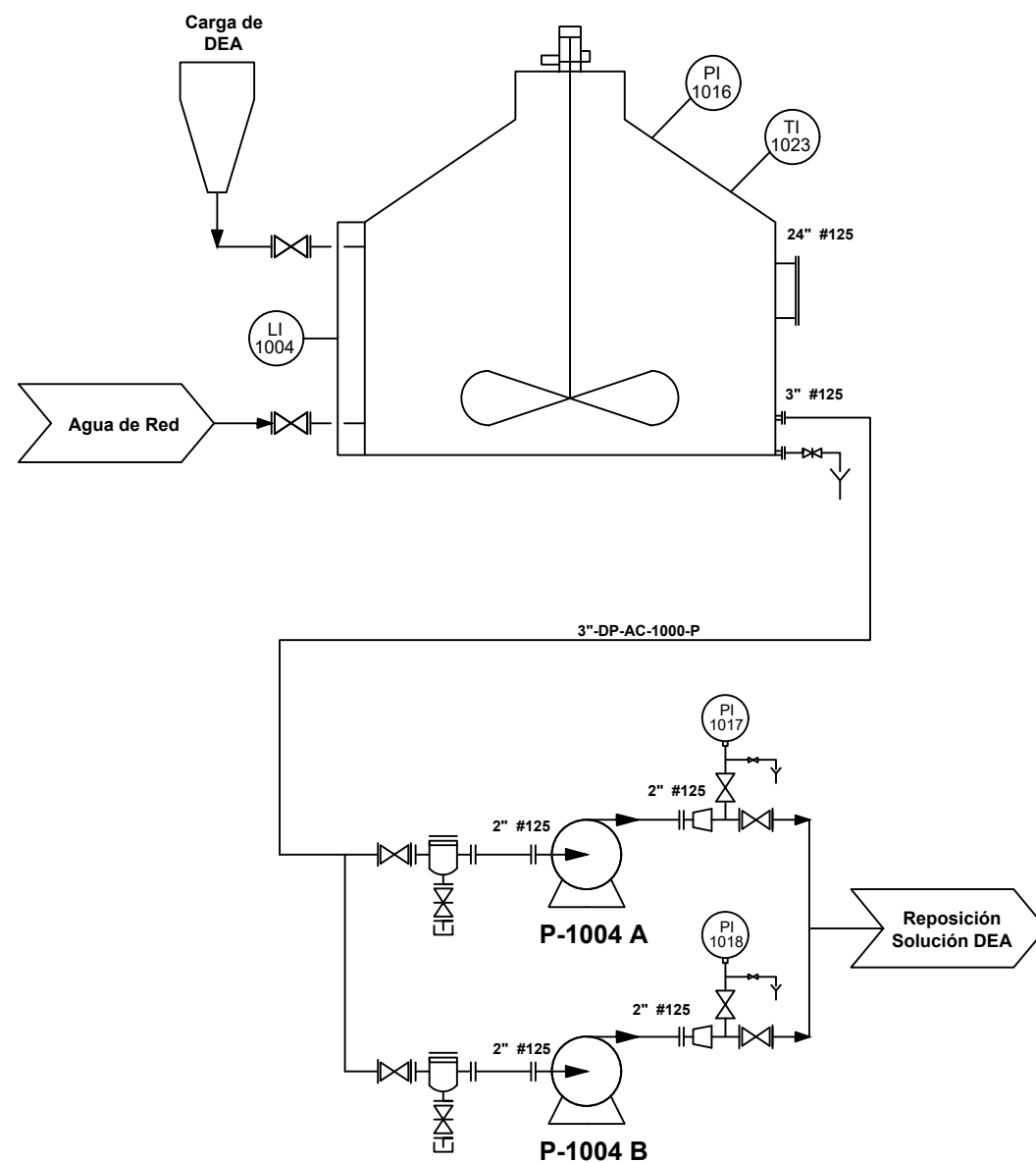
PROYECTO: Captura De CO₂

 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN	CÁTEDRA: Integración V	CARRERA Ingeniería Química	 INTEGRANTES: Pichiman, Luis Zuñiga, Nataly	
	DESCRIPCIÓN: PLANO N° 4 - P&ID Intercambiadores de Calor			
	PROFESOR: Spesot, Horacio	JTP: Krumrick, Ezequiel		AYUDANTE: Silva, Cristian
	ESCALA: 1:1	FECHA: 20-08-19		REVISIÓN: 3
APROBACIÓN:				




PROYECTO: Captura De CO₂

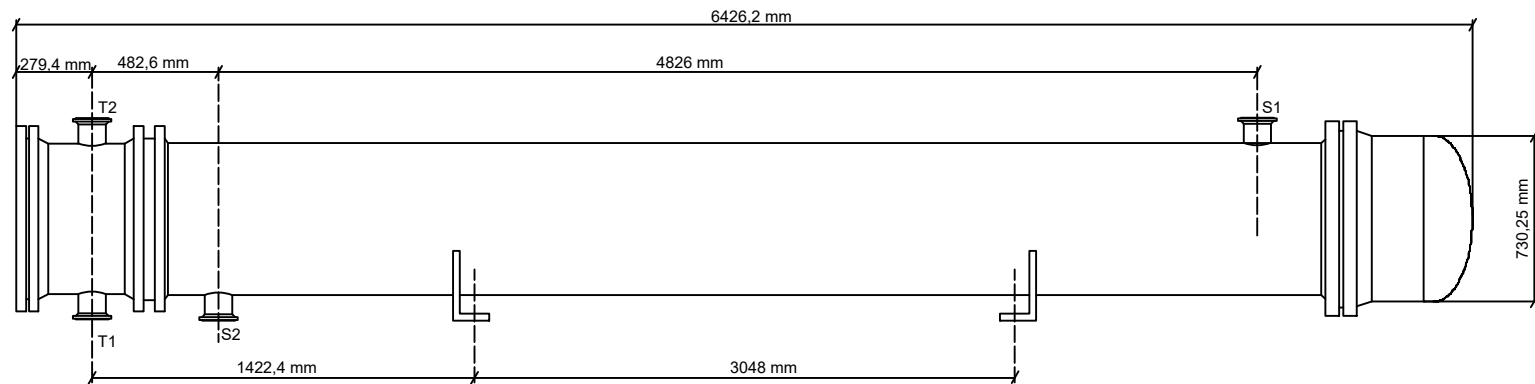
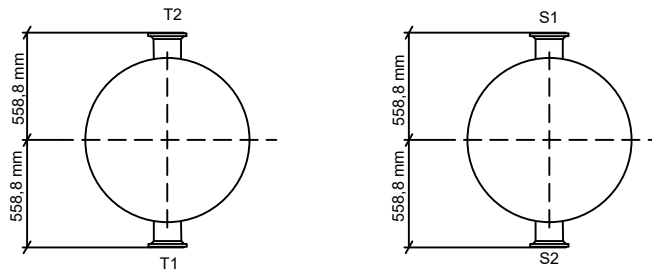
 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	CÁTEDRA: Integración V	CARRERA Ingeniería Química	 INTEGRANTES: Pichiman, Luis Zuñiga, Nataly	
	DESCRIPCIÓN: PLANO N° 5 - P&ID Torre T-1001 / Separadores 1001/1002/1003			
	PROFESOR: Spesot, Horacio	JTP: Krumrick, Ezequiel		AYUDANTE: Silva, Cristian
	FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN	ESCALA: 1:1		FECHA: 20-08-2019
		APROBACIÓN:		



Nomenclatura del P&ID	
FI	INDICADOR DE FLUJO
PI	INDICADOR DE PRESIÓN
TI	INDICADOR DE TEMPERATURA
LI	INDICADOR DE NIVEL
FT	TRANSMISOR DE FLUJO
PI	TRANSMISOR DE PRESIÓN
TT	TRANSMISOR DE TEMPERATURA
LT	TRANSMISOR DE NIVEL
FIC	TRANSMISOR ACCIONADOR EN FUNCION DE LA SEÑAL DE FLUJO
PIC	TRANSMISOR ACCIONADOR EN FUNCION DE LA SEÑAL DE PRESIÓN
TIC	TRANSMISOR ACCIONADOR EN FUNCION DE LA SEÑAL DE TEMPERATURA
LIC	TRANSMISOR ACCIONADOR EN FUNCION DE LA SEÑAL DE NIVEL
○	MONTADO LOCALMENTE
⊖	MONTADO EN EL PANEL PRINCIPAL
□	REPRESENTADO EN DISPLAY

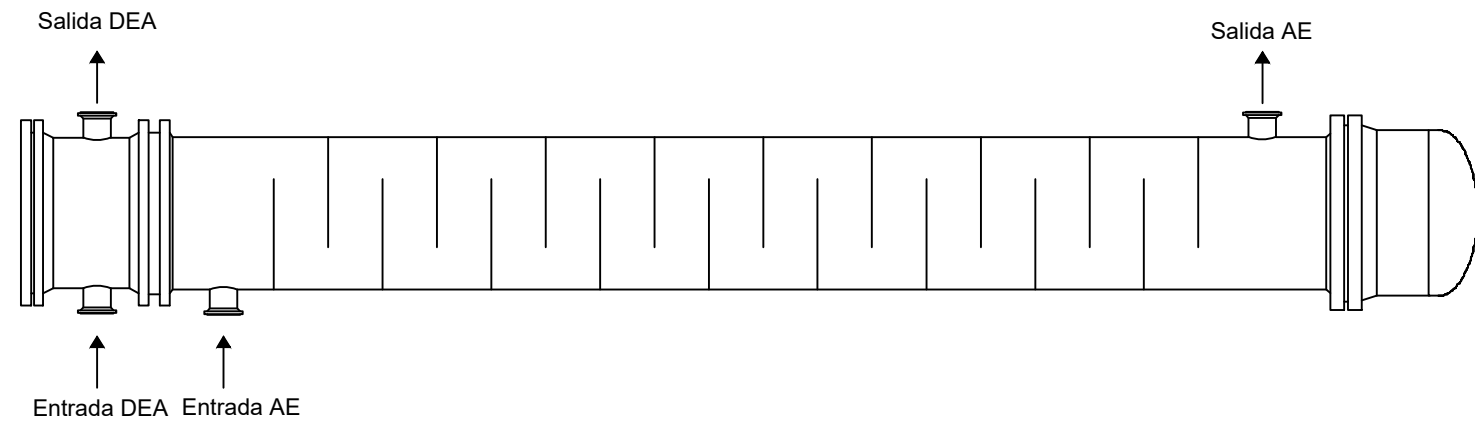
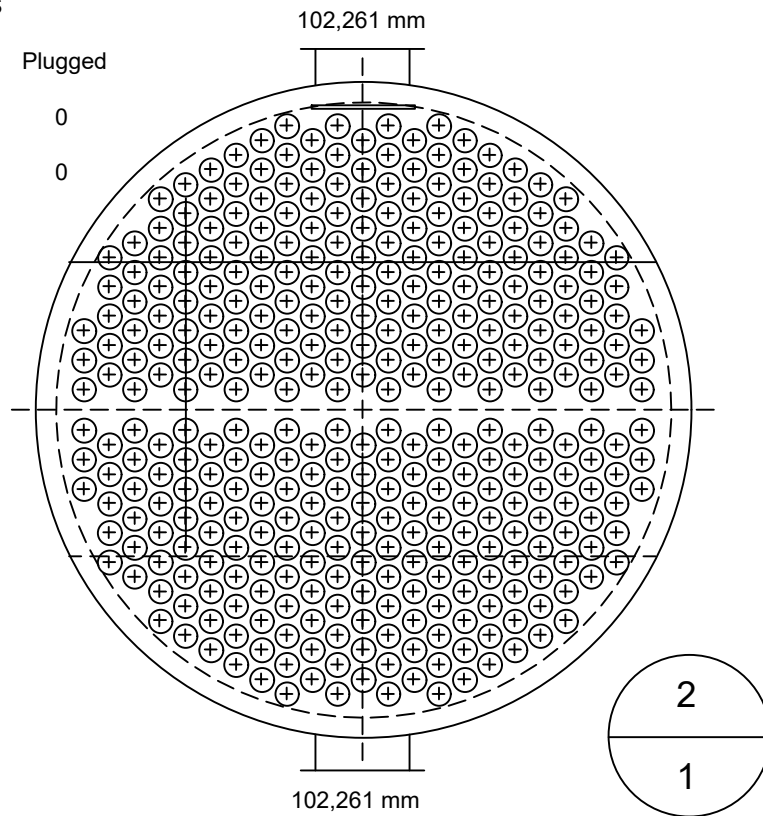
NOMENCLATURA DE LAS LINEAS				
DIÁMETRO	TIPO DE FLUIDO	MATERIAL DE CONSTRUCCIÓN	ÁREA	SERVICIO
1"	GC= Gases de combustión	AC = Acero al carbono	1000	A=Auxiliar
2"	DR = DEA Rica			P=Proceso
3"	DP = DEA Pobre			
4"	AG = Agua de Enfriamiento			
5"				
6"				

PROYECTO: Captura De CO ₂				
 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	CÁTEDRA: Integración V	CARRERA Ingeniería Química		 INTEGRANTES: Pichiman, Luis Zuñiga, Nataly
	DESCRIPCIÓN: PLANO N° 6 - P&ID Tanque mezclador-Nomenclatura P&ID			
	PROFESOR: Spesot, Horacio	JTP: Krumrick, Ezequiel	AYUDANTE: Silva, Cristian	
FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN	ESCALA: 1:1	FECHA: 20-08-2019	REVISIÓN: 3	APROBACIÓN:



TUBEPASS DETAILS

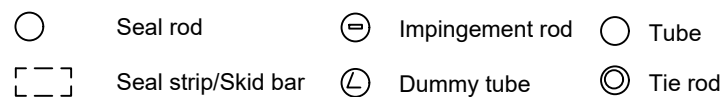
Pass	Rows	Tubes	Plugged
1	19	177	0
2	19	177	0



	Nuzzles	NPS,In	Rating	Desing	Shell	Tube	Weight	Kg
S1	Inlet	4	150	Pres(KPaG)	1034,21	1034,21	Bundle	4082
S2	Outlet	4	150	Temp(°C)			Dry	6804
T1	Inlet	5	150	Passes	1	2	Wet	9344
T2	Outlet	5	150	Thick (mm)	9,525	2,76,9		

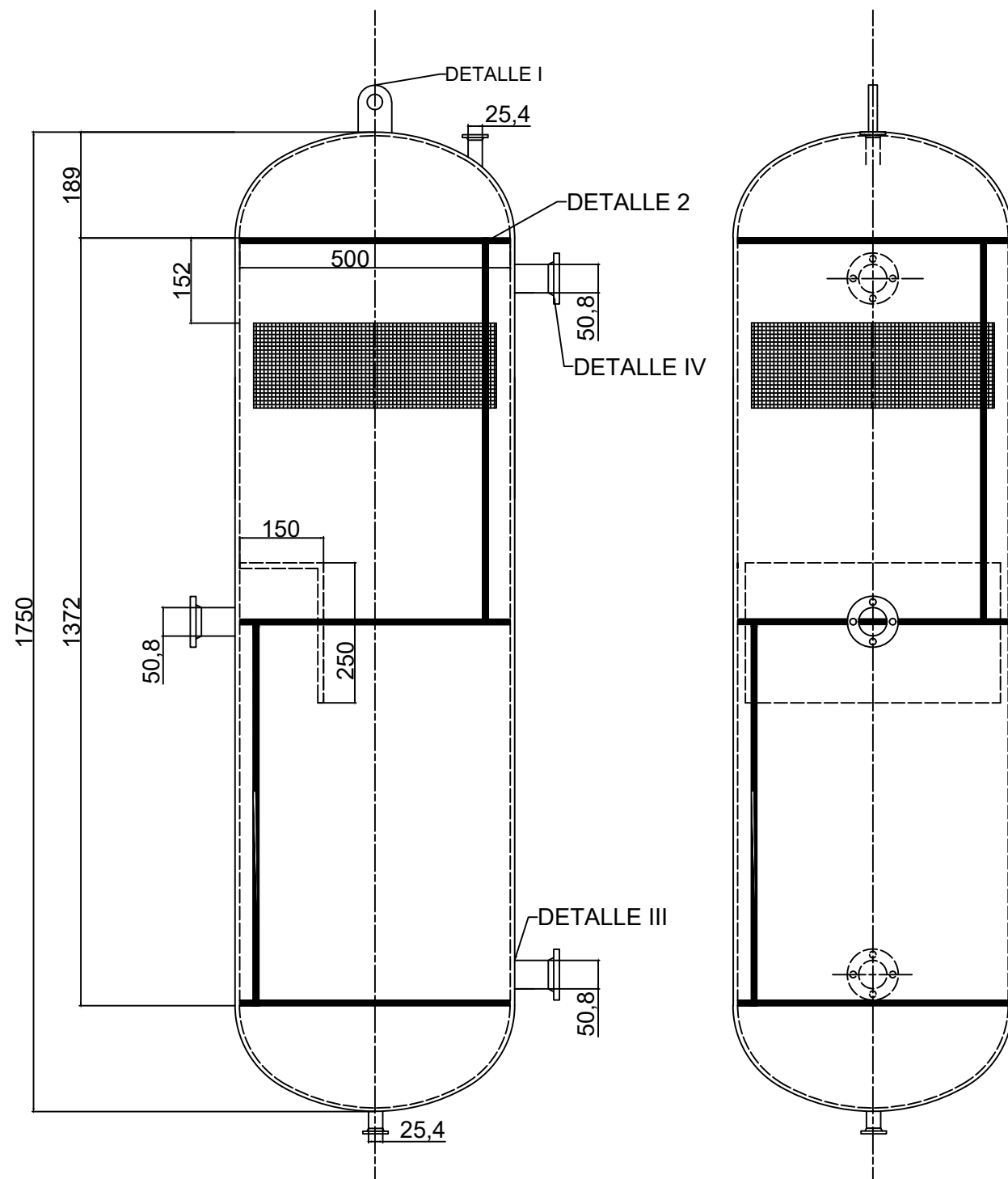
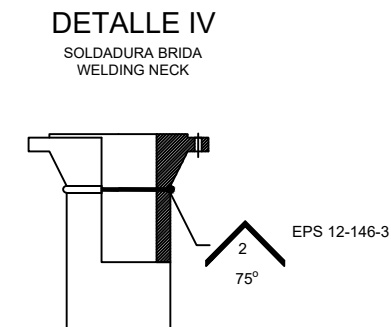
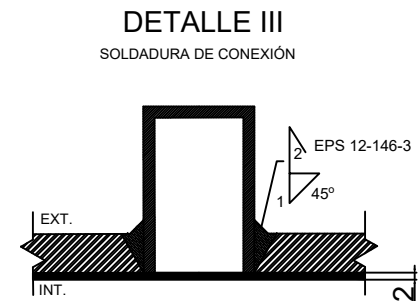
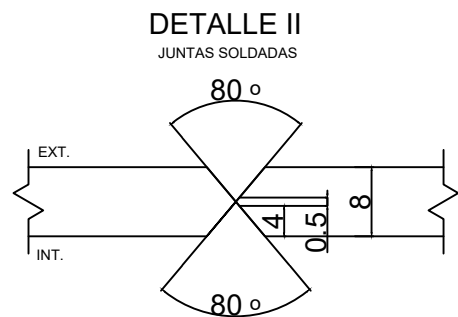
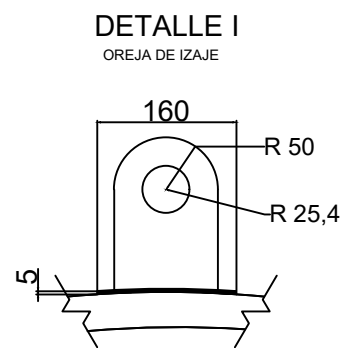
TEMA type		AES	Tube diameter	25,400 mm	Number of tie rods	6
Shell diameter	711,200 mm	Tube pitch	31,750 mm	Number of seal strip pairs	3	
Outer tube limit	666,848 mm	Tube layout angle	60	Number of passes	2	
Height under inlet nozzle	34,924 mm	Number of tubes (specified)	370	Perpendicular passlane width	19,050 mm	
Height under outlet nozzle	34,924 mm	Number of tubes (calculated)	348	Baffle cut % diameter	27,595	

SYMBOL LEGEND





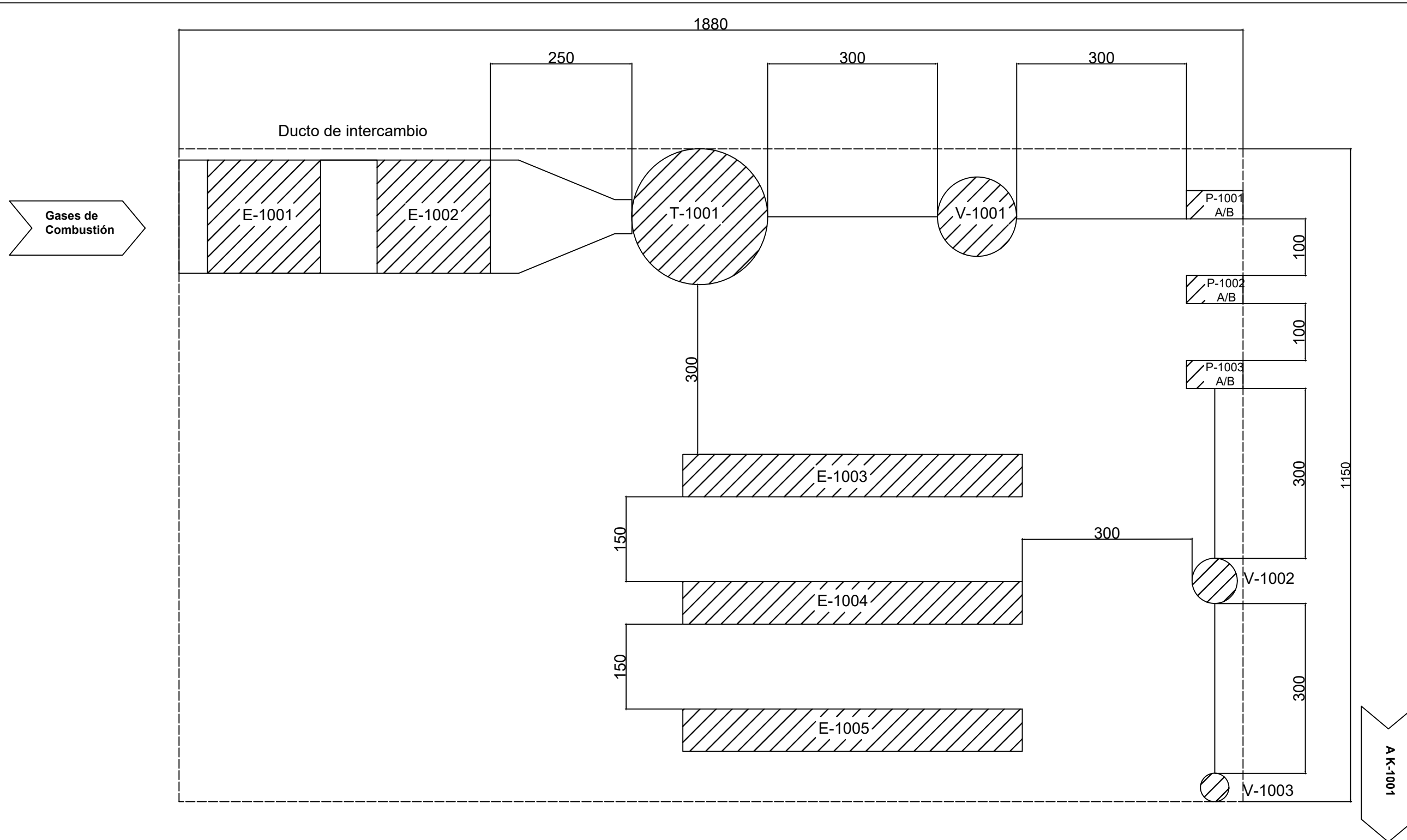
PROYECTO: Captura De CO₂

<p>UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL</p>	CÁTEDRA: Integración V	CARRERA Ingeniería Química	<p>INTEGRANTES: Pichiman, Luis Zuñiga, Nataly</p>	
	DESCRIPCIÓN: PLANO N° 7 - Intercambiador de calor E-1004			
	PROFESOR: Spesot, Horacio	JTP: Krumrick, Ezequiel		AYUDANTE: Silva, Cristian
FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN	ESCALA: 1:1	FECHA: 20-08-2019	REVISIÓN: 2	APROBACIÓN:





DATOS DE DISEÑO Y OPERACIÓN	
ITEM	V-1003
SERVICIO DE LA UNIDAD	Separador Bifásico
CODIGO DE DISEÑO	ASME VIII Div I
PRESION OPERACION (Kgf/cm ²)	4
PRESION DISEÑO (Kgf/cm ²)	10
TEMPERATURA OPERACION (°C)	50
TEMPERATURA DISEÑO (°C)	120
TIPO DE CONSTRUCCIÓN	Soldada
CORROSION ADMISIBLE (mm)	3
DIMENSIONES GEOMETRICAS	
DIAMETRO INTERIOR (mm)	500
ESPESOR (mm)	8
ALTO (mm)	1750
DIAMETRO BOQUILLA ENTRADA (mm)	50,8
BOQUILLA SALIDA GAS (mm)	50,8
BOQUILLA SALIDA LIQUIDO (mm)	50,8
LONGITUD ENTRE COSTURAS (mm)	680
ESPESOR DEL EXTRACTOR DE NIEBLA (mm)	152
MATERIALES PARA LA CONSTRUCCIÓN	
ENVOLVENTE	SA-516-70
CABEZALES	SA-516-70
REFUERZOS DE CONEXIONES	SA-516-70
CUNAS/SOPORTES	SA-516-70 / SA-36
BRIDAS	SA-105
ACCESORIOS	SA-234-WPB
INTERNOS	SA-516-70
ESPÁRRAGOS/TUERCAS	SA-193-B7 / SA-194-2H
CUELLOS DE CONEXIONES	SA-106-B / SA-516-70
JUNTAS	ESPIRALADA INOX.
PLACAS DE IDENTIFICACIÓN	SA-240-304
OREJAS DE IZAJE	SA-516-70
PAT (PUESTA A TIERRA)	SA-240-304 L

PROYECTO: Captura De CO ₂				
 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN	CÁTEDRA: Integración V	CARRERA Ingeniería Química	 INTEGRANTES: Pichiman, Luis Zuñiga, Nataly	
	DESCRIPCIÓN: PLANO Nº 8 - Separador bifásico V-1003			
	PROFESOR: Spesot, Horacio	JTP: Krumrick, Ezequiel		
ESCALA: 1:1	FECHA: 20-08-2019	REVISIÓN: 2	APROBACIÓN:	



NOTA: Las medidas se encuentran en centímetros.

PROYECTO: Captura De CO ₂				
 UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL	CÁTEDRA: Integración V	CARRERA Ingeniería Química		 INTEGRANTES: Pichiman, Luis Zuñiga, Nataly
	DESCRIPCIÓN: PLANO N° 9 -Lay Out			
	PROFESOR: Spesot, Horacio	JTP: Krumrick, Ezequiel	AYUDANTE: Silva, Cristian	
FACULTAD REGIONAL DEL NEUQUÉN	ESCALA: 1:1	FECHA: 20-08-2019	REVISIÓN: 2	APROBACIÓN:

N°	Riesgo	Nodo	Descripción del Nodo	Parámetro	Desvío	Causa	Consecuencias	C	E	P	NR	Recomendación	C	E	P	NR
1	Menor	1	Carga de solución DEA a T-1001 desde P-1002 A/B Pasando por E-1003 y E-1004	Flujo	No flujo	Válvula línea alimentación DEA cerrada	Demora operativa y/o pérdida de producción por no recuperación de CO ₂	1,7	1,2	5	10,2	Control de válvulas	1,7	1,2	1,2	2,448
2	Menor	1	Carga de solución DEA a T-1001 desde P-1002 A/B Pasando por E-1003 y E-1004	Flujo	No flujo	Rotura de bomba impulsión solución DEA línea de alimentación	Demora operativa y/o pérdida de producción por no recuperación de CO ₂	1,7	1,2	2,5	5,1	Redundancia de bomba	1,7	1,2	1,2	2,448
3	Menor	1	Carga de solución DEA a T-1001 desde P-1002 A/B Pasando por E-1003 y E-1004	Flujo	Menos Flujo	Purgas abiertas línea de alimentación solución DEA por fallas o mala maniobra	Demora operativa y/o pérdida de producción por no recuperación de CO ₂	1,7	1,2	5	10,2	Control sistemático de válvulas	1,7	1,2	1,2	2,448
4	Menor	1	Carga de solución DEA a T-1001 desde P-1002 A/B Pasando por E-1003 y E-1004	Flujo	Más flujo	Poner en servicio las dos bombas línea alimentación solución DEA	Envío de exceso de solución DEA a T-1001 Posible inundación T-1001	1,7	1,2	2,5	5,1	Verifica Indicador en panel sobre funcionamiento de bombas Verificación en planta	1,7	1,2	1,2	2,448
5	Menor	1	Carga de solución DEA a T-1001 desde P-1002 A/B Pasando por E-1003 y E-1004	Flujo	Más flujo	Falla de bomba P-1002 A/B-No paro	Envío de exceso de solución DEA a T-1001	1,7	1,2	2,5	5,1	Verificar en campo funcionamiento de bombas	1,7	1,2	1,2	2,448
6	Menor	1	Carga de solución DEA a T-1001 desde P-1002 A/B Pasando por E-1003 y E-1004	Flujo	No flujo	Rotura de cañerías	Derrame de productos potencialmente peligrosos	1,7	1,2	2,5	5,1	Mantenimiento y/o verificación de estado de cañerías	1,7	1,2	1,2	2,448
7	Menor	1	Carga de solución DEA a T-1001 desde P-1002 A/B Pasando por E-1003 y E-1004	Flujo	No flujo	Taponamiento de cañerías	Inundación de V-1002	1,7	1,2	2,5	5,1	Mantenimiento y/o verificación de estado de cañerías	1,7	1,2	1,2	2,448
8	Menor	1	Carga de solución DEA a T-1001 desde P-1002 A/B Pasando por E-1003 y E-1004	Presión	Menos Presión	Fugas por cañerías y/o bridas	Derrame de producto, daño a las personas y/o instalaciones	1,7	1,2	2,5	5,1	Mantenimiento y/o verificación de estado de cañerías	1,7	1,2	1,2	2,448

N°	Riesgo	Nodo	Descripción del Nodo	Parámetro	Desvío	Causa	Consecuencias	c	E	P	NR	Recomendación	C	E	P	NR
9	Menor	1	Carga de solución DEA a T-1001 desde P-1002 A/B Pasando por E-1003 y E-1004	Nivel	Menos nivel	Falla controlador de nivel de fondo T-1001	Posible ingreso gases de combustión a V-1001 y K-1001	3	1,2	1,2	4,32	Planes de mantenimiento a instrumentos	1,7	1,2	1,2	2,448
10	Menor	1	Carga de solución DEA a T-1001 desde P-1002 A/B Pasando por E-1003 y E-1004	Nivel	Aumento Nivel	Falla controlador de nivel de fondo de T-1001	Ingreso de solución DEA a ducto de intercambio de calor	3	1,2	1,2	4,32	Planes de mantenimiento a instrumentos	1,7	1,2	1,2	2,448
11	Menor	1	Carga de solución DEA a T-1001 desde P-1002 A/B Pasando por E-1003 y E-1004	Temperatura	Aumento Temperatura	Falla de Intercambiadores de calor E-1003 y/o E-1004	Pérdida de eficiencia captura CO ₂ , concentración solución DEA	1,7	1,2	2,5	5,1	verificar y/o instalar alarma de alta temperatura a la entrada de T-1001	1,7	1,2	1,2	2,448
12	Menor	1	Carga de solución DEA a T-1001 desde P-1002 A/B Pasando por E-1003 y E-1004	Mantenimiento	Otro Mantenimiento	Programa de intervención	Falta de mantenimiento adecuado	1,7	1,2	5	10,2	Verificar y proponer mejoras en los tiempos de intervención de los equipos	1,7	1,2	2,5	5,1
13	Menor	1	Operación general de T-1001	Mantenimiento	Otro Mantenimiento	Antigüedad de instrumentación	Problemas operativos, pérdidas de tiempos de producción por mantenimiento y repuestos	1,7	1,2	5	10,2	Plan de actualización programada de calibración y/o reemplazo de instrumentos	1,7	1,2	2,5	5,1
14	Menor	1*	Introducción de gases de combustión a T-1001 desde S-1001 pasando por E-1001 y E-1002	Flujo	No flujo	Parada de planta de Metanol	No captura de CO ₂ , Gasto de energía en bombas.	1,7	5	2,5	21,25	Plan de actuación frente a paro de planta de metanol no programado	1,7	2,5	2,5	10,625
15	Menor	1*	Introducción de gases de combustión a T-1001 desde S-1001 pasando por E-1001 y E-1002	Flujo	Menos flujo	Baja de carga planta de Metanol	Disminución de cantidad de CO ₂ a capturar	1,7	5	2,5	21,25	Instalar controladores de flujo para mantener una relación constante Gases de Combustión/Solución DEA en T-1001	1,7	2,5	2,5	10,625
16	Menor	1*	Introducción de gases de combustión a T-1001 desde S-1001 pasando por E-1001 y E-1002	Flujo	Más flujo	Cambio de composición alimentación H-101	Posible inundación T-1001	1,7	2,5	2,5	10,63	Instalar dámper a la salida de S-1001	1,7	1,2	2,5	5,1

N°	Riesgo	Nodo	Descripción del Nodo	Parámetro	Desvío	Causa	Consecuencias	c	E	P	NR	Recomendación	C	E	P	NR
17	Menor	1*	Introducción de gases de combustión a T-1001 desde S-1001 pasando por E-1001 y E-1002	Concentración	Otra concentración	Cambio de condiciones en planta de metanol	Variación de cantidad de CO ₂ a capturar	1,7	2,5	2,5	10,63	Instalar controladores de flujo para mantener una relación constante Gases de Combustión/ Solución DEA en T-1001	1,7	1,2	2,5	5,1
18	Menor	1*	Introducción de gases de combustión a T-1001 desde P-1002 A/B Pasando por E-1003 y E-1004	Temperatura	Aumento Temperatura	Falla enfriamiento de Gases de combustión en tren de intercambio Metanol	Problemas corrosivos, arrastre de vapor, deterioro de metalurgia, daño a personas, pérdida de producción	3	0,6	0,6	1,08	verificar y/o instalar alarma de alta temperatura a la entrada de T-1001	1,7	0,6	0,6	0,612
19	Menor	1	Introducción de gases de combustión a T-1001 desde P-1002 A/B Pasando por E-1003 y E-1004	Temperatura	Aumento Temperatura	Falla enfriamiento de Gases de combustión en E-1001 y E-1002	Problemas corrosivos, arrastre de vapor, deterioro de metalurgia, daño a personas, pérdida de producción	3	0,6	0,6	1,08	verificar y/o instalar alarma de alta temperatura a la entrada de T-1001	1,7	0,6	0,6	0,612
20	Menor	1*	Introducción de gases de combustión a T-1001 desde P-1002 A/B Pasando por E-1003 y E-1004	Temperatura	Disminución Temperatura	Falla enfriamiento de Gases de combustión en tren de intercambio Metanol	Condensación gases en ducto de intercambio, no alcanzar temperatura de desorción de CO ₂ en E-1001	3	0,6	0,6	1,08	verificar temperatura a la entrada de E-1001	1,7	0,6	0,6	0,612
21	Menor	2	Carga de V-1001 desde T-1001, Descarga V-1001 hacia V-1002/K-1001	Flujo	No flujo	Válvula alimentación desde T-1001 cerrada	Inundación de T-1001	3	2,5	2,5	18,75	Control de válvulas Control de nivel T-1001	1,7	1,2	1,2	2,448
22	Menor	2	Carga de V-1001 desde T-1001, Descarga V-1001 hacia V-1002/K-1001	Flujo	Menos Flujo	Purgas abiertas línea alimentación desde T-1001 por fallas o mala maniobra	Demora operativa y/o pérdida de producción por no recuperación de CO ₂	1,7	2,5	2,5	10,63	Control sistemático de válvulas	1,7	1,2	1,2	2,448
23	Menor	2	Carga de V-1001 desde T-1001, Descarga V-1001 hacia V-1002/K-1001	Flujo	Más flujo	Poner en servicio las dos bombas de envío solución DEA a V-1002	Envío de exceso de solución DEA rica a V-1002	1,7	2,5	2,5	10,63	Verifica Indicador en panel sobre funcionamiento de bombas	1,7	1,2	1,2	2,448
24	Menor	2	Carga de V-1001 desde T-1001, Descarga V-1001 hacia V-1002/K-1001	Flujo	Más flujo	Falla de bomba P-1001 A/B-No paro	Envío de exceso de solución DEA rica a V-1002	1,7	2,5	2,5	10,63	Verificar en campo funcionamiento de bombas	1,7	1,2	1,2	2,448

N°	Riesgo	Nodo	Descripción del Nodo	Parámetro	Desvío	Causa	Consecuencias	c	E	P	NR	Recomendación	C	E	P	NR
25	Menor	2	Carga de V-1001 desde T-1001, Descarga V-1001 hacia V-1002/K-1001	Flujo	No flujo	Rotura de cañerías línea desde T-1001 a V-1001	Derrame de productos Potencialmente peligrosos	1,7	2,5	2,5	10,63	Mantenimiento y/o verificación de estado de cañerías	1,7	1,2	1,2	2,448
26	Menor	2	Carga de V-1001 desde T-1001, Descarga V-1001 hacia V-1002/K-1001	Flujo	No flujo	Taponamiento de cañerías desde V-1001 a V-1002	Inundación de V-1001 No enfriamiento de DEA pobre en E-1003	1,7	1,2	5	10,2	Mantenimiento y/o verificación de estado de cañerías	1,7	1,2	2,5	5,1
27	Menor	2	Carga de V-1001 desde T-1001, Descarga V-1001 hacia V-1002/K-1001	Flujo	No flujo	Taponamiento de cañerías línea T-1001 a V-1001	Inundación de T-1001 No enfriamiento de DEA pobre en E-1003	1,7	2,5	2,5	10,63	Mantenimiento y/o verificación de estado de cañerías	1,7	1,2	1,2	2,448
28	Menor	2	Carga de V-1001 desde T-1001, Descarga V-1001 hacia V-1002/K-1001	Flujo	No flujo	Válvula cerrada línea V-1001 a V-1002	Inundación de V-1001 No enfriamiento de DEA pobre en E-1003	1,7	2,5	2,5	10,63	Mantenimiento y/o verificación de estado de cañerías	1,7	1,2	1,2	2,448
29	Menor	2	Carga de V-1001 desde T-1001, Descarga V-1001 hacia V-1002/K-1001	Presión	Menos Presión	Fugas por cañerías y/o bridas línea desde T-1001 a V-1001	Derrame de producto, daño a las personas y/o instalaciones	1,7	2,5	5	21,25	Mantenimiento y/o verificación de estado de cañerías	1,7	1,2	2,5	5,1
30	Menor	2	Carga de V-1001 desde T-1001, Descarga V-1001 hacia V-1002/K-1001	Nivel	Menos Nivel	Falla controlador de nivel de fondo de V-1002	Posible ingreso gases a línea hacia V-1002	1,7	2,5	5	21,25	Planes de mantenimiento a instrumentos	1,7	1,2	2,5	5,1
31	Menor	2	Carga de V-1001 desde T-1001, Descarga V-1001 hacia V-1002/K-1001	Nivel	Aumento Nivel	Falla controlador de nivel	Posible inundación V-1001 y T-1001	1,7	2,5	5	21,25	Planes de mantenimiento a instrumentos	1,7	1,2	2,5	5,1
32	Menor	2	Carga de V-1001 desde T-1001, Descarga V-1001 hacia V-1002/K-1001	Mantenimiento	Otro Mantenimiento	Programa de intervención inadecuado	Falta de mantenimiento adecuado	1,7	2,5	2,5	10,63	Verificar y proponer mejoras en los tiempos de intervención de los equipos	1,7	0,6	1,2	1,224
33	Menor	2	Operación general de V-1001	Mantenimiento	Otro Mantenimiento	Antigüedad de instrumentación	Problemas operativos, pérdidas de tiempos de producción por mantenimiento y repuestos	1,7	1,2	5	10,2	Plan de actualización programada de calibración y/o reemplazo de instrumentos	1,7	1,2	2,5	5,1

Nº	Riesgo	Nodo	Descripción del Nodo	Parámetro	Desvío	Causa	Consecuencias	c	E	P	NR	Recomendación	C	E	P	NR
34	Menor	3	Carga de V-1002 desde V-1001, Descarga V-1002 hacia V-1002/V-1003	Flujo	No flujo	Válvula cerrada línea V-1001 a V-1002	Inundación de V-1001 No enfriamiento de DEA pobre en E-1003	Ver Número 28								
35	Menor	3	Carga de V-1002 desde V-1001, Descarga V-1002 hacia V-1002/V-1003	Flujo	Menos Flujo	Purgas abiertas por fallas o mala maniobra línea V-1001 a V-1002	Demora operativa y/o pérdida de producción por no recuperación de CO ₂	1,7	2,5	5	21,25	Control sistemático de válvulas	1,7	1,2	2,5	5,1
36	Menor	3	Carga de V-1002 desde V-1001, Descarga V-1002 hacia V-1002/V-1003	Flujo	Más flujo	Poner en servicio las dos bombas de descarga de V-1001	Igreso excesivo de solución DEA rica a V-1002	Ver Número 23								
37	Menor	3	Carga de V-1002 desde V-1001, Descarga V-1002 hacia V-1002/V-1003	Flujo	Más flujo	Mayor flujo de descarga de V-1002 por falla de bomba P-1002 A/B -No paro	Envío de exceso de solución DEA a T-1001	1,7	2,5	5	21,25	Verificar en campo funcionamiento de bombas	1,7	1,2	2,5	5,1
38	Menor	3	Carga de V-1002 desde V-1001, Descarga V-1002 hacia V-1002/V-1003	Flujo	Más flujo	Mayor flujo de descarga de V-1002 por funcionamiento de ambas bombas P-1002 A/B	Envío de exceso de solución DEA a T-1001	1,7	2,5	5	21,25	Verificar en campo funcionamiento de bombas	1,7	1,2	2,5	5,1
39	Menor	3	Carga de V-1002 desde V-1001, Descarga V-1002 hacia V-1002/V-1003	Flujo	No flujo	Rotura de cañerías desde V-1001 a V-1002	Derrame de productos Potencialmente peligrosos	1,7	2,5	2,5	10,63	Mantenimiento y/o verificación de estado de cañerías	1,7	1,2	1,2	2,448
40	Menor	3	Carga de V-1002 desde V-1001, Descarga V-1002 hacia V-1002/V-1003	Flujo	No flujo	Taponamiento de cañerías desde V-1001 a V-1002	Inundación de V-1001 No enfriamiento de DEA pobre en E-1003	Ver Número 26								
41	Menor	3	Carga de V-1002 desde V-1001, Descarga V-1002 hacia V-1002/V-1003	Presión	Menos Presión	Fugas por cañerías y/o bridas	Derrame de producto, daño a las personas y/o instalaciones	1,7	2,5	5	21,25	Mantenimiento y/o verificación de estado de cañerías	1,7	1,2	2,5	5,1
42	Menor	3	Carga de V-1002 desde V-1001, Descarga V-1002 hacia V-1002/V-1003	Nivel	Menos Nivel	Falla controlador de nivel de fondo de V-1002	Posible ingreso de CO ₂ hacia T-1001	1,7	2,5	2,5	10,63	Planes de mantenimiento a instrumentos	1,7	1,2	1,2	2,448
43	Menor	3	Carga de V-1002 desde V-1001, Descarga V-1002 hacia V-1002/V-1003	Nivel	Aumento Nivel	Falla controlador de nivel de fondo de V-1002	Posible inundación V-1002	1,7	2,5	5	21,25	Planes de mantenimiento a instrumentos	1,7	1,2	1,2	2,448
44	Menor	3	Carga de V-1002 desde V-1001, Descarga V-1002 hacia V-1002/V-1003	Mantenimiento	Otro Mantenimiento	Programa de intervención	Falta de mantenimiento adecuado	1,7	2,5	2,5	10,63	Verificar y proponer mejoras en los tiempos de intervención de los equipos	1,7	1,2	1,2	2,448

Nº	Riesgo	Nodo	Descripción del Nodo	Parámetro	Desvío	Causa	Consecuencias	c	E	P	NR	Recomendación	C	E	P	NR
45	Menor	3	Operación general de V-1002	Mantenimiento	Otro Mantenimiento	Antigüedad de instrumentación	Problemas operativos, pérdidas de tiempos de producción por mantenimiento y repuestos	1,7	1,2	5	10,2	Plan de actualización programada de calibración y/o reemplazo de instrumentos	1,7	1,2	2,5	5,1
46	Menor	4	Carga de V-1003 desde V-1002, Descarga V-1002 hacia purga/K-1001	Flujo	No flujo	Válvula cerrada línea desde V-1002 a V-1003	Inundación de V-1002	1,7	2,5	5	21,25	Control de válvulas Control de nivel T-1001	1,7	1,2	1,2	2,448
47	Menor	4	Carga de V-1003 desde V-1002, Descarga V-1002 hacia purga/K-1001	Flujo	Menos Flujo	Purgas abiertas por fallas o mala maniobra	Demora operativa y/o pérdida de producción por no recuperación de CO ₂	1,7	2,5	2,5	10,63	Control sistemático de válvulas	1,7	1,2	1,2	2,448
48	Menor	4	Carga de V-1003 desde V-1002, Descarga V-1002 hacia purga/K-1001	Flujo	Más flujo	Poner en servicio las dos bombas de vaciado de V-1003	Envío excesivo de agua de reposición/purga	1,7	2,5	2,5	10,63	Verifica Indicador en panel sobre funcionamiento de bombas	1,7	1,2	1,2	2,448
49	Menor	4	Carga de V-1003 desde V-1002, Descarga V-1002 hacia purga/K-1001	Flujo	Más flujo	Falla de bomba P-1003 A/B-No paro	Envío excesivo de agua de reposición/purga	1,7	2,5	2,5	10,63	Verifica Indicador en panel sobre funcionamiento de bombas	1,7	1,2	1,2	2,448
50	Menor	4	Carga de V-1003 desde V-1002, Descarga V-1002 hacia purga/K-1001	Flujo	No flujo	Taponamiento de cañerías de línea desde V-1002 a V-1003	Derrame de productos Potencialmente peligrosos	1,7	1,2	5	10,2	Mantenimiento y/o verificación de estado de cañerías	1,7	1,2	1,2	2,448
51	Menor	4	Carga de V-1003 desde V-1002, Descarga V-1002 hacia purga/K-1001	Flujo	No flujo	Cierre inadecuados de válvulas línea desde V-1002 a V-1003	Inundación de V-1002	1,7	1,2	5	10,2	Mantenimiento y/o verificación de estado de cañerías	1,7	1,2	1,2	2,448
52	Menor	4	Carga de V-1003 desde V-1002, Descarga V-1002 hacia purga/K-1001	Flujo	No flujo	Taponamiento de cañerías de línea de agua de reposición/Purga	Modificación de la concentración de la solución DEA	1,7	2,5	2,5	10,63	Mantenimiento y/o verificación de estado de cañerías	1,7	1,2	1,2	2,448
53	Menor	4	Carga de V-1003 desde V-1002, Descarga V-1002 hacia purga/K-1001	Flujo	No flujo	Cierre inadecuados de válvulas línea de agua de reposición/Purga	Modificación de la concentración de la solución DEA	1,7	2,5	2,5	10,63	Mantenimiento y/o verificación de estado de cañerías	1,7	1,2	1,2	2,448
54	Menor	4	Carga de V-1003 desde V-1002, Descarga V-1002 hacia purga/K-1001	Presión	Menos Presión	Fugas por cañerías y/o bridas	Derrame de producto, daño a las personas y/o instalaciones	1,7	2,5	2,5	10,63	Mantenimiento y/o verificación de estado de cañerías	1,7	1,2	1,2	2,448
55	Menor	4	Carga de V-1003 desde V-1002, Descarga V-1002 hacia purga/K-1001	Nivel	Menos Nivel	Falla controlador de nivel de fondo V-1003	Posible obstrucción de entrada de CO ₂	1,7	2,5	2,5	10,63	Planes de mantenimiento a instrumentos	1,7	1,2	1,2	2,448

N°	Riesgo	Nodo	Descripción del Nodo	Parámetro	Desvío	Causa	Consecuencias	c	E	P	NR	Recomendación	C	E	P	NR
56	Menor	4	Carga de V-1003 desde V-1002, Descarga V-1002 hacia purga/K-1001	Nivel	Aumento Nivel	Falla controlador de nivel	Posible inundación V-1003	1,7	2,5	2,5	10,63	Planes de mantenimiento a instrumentos	1,7	1,2	1,2	2,448
57	Menor	4	Carga de V-1003 desde V-1002, Descarga V-1002 hacia purga/K-1001	Mantenimiento	Otro Mantenimiento	Programa de intervención	Falta de mantenimiento adecuado	1,7	1,2	5	10,2	Verificar y proponer mejoras en los tiempos de intervención de los equipos	1,7	0,3	5	2,55
58	Menor	4	Operación general de V-1003	Mantenimiento	Otro Mantenimiento	Antigüedad de instrumentación	Problemas operativos, pérdidas de tiempos de producción por mantenimiento y repuestos	1,7	1,2	5	10,2	Plan de actualización programada de calibración y reemplazo de instrumentos	1,7	0,3	5	2,55
* = Posibles operaciones de la planta de Metanol que afecten el funcionamiento de la planta de aminas																

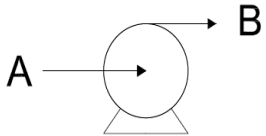
Hoja de Datos de los Equipos				
Planta Captura de CO ₂	ÁREA 1000		UTN - FRN	
Intercambiador de Calor	ITEM N°: E-1001		1 UNIDAD	
Denominación: Intercambiador de calor incorporado a la chimenea de Gases Combustión				
Servicio: Enfriar Gases de combustión para favorecer la absorción.				
Fluidos Manipulados: Gases de Combustión-Solución DEA Rica				
DATOS DE OPERACIÓN	Tubos		Ducto de chimenea	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Fluido	Solución DEA Rica		Gases combustión	
Caudal Másico (kg/h)	62490		58770	
Presión Operativa (kg/cm ²)	4		1	
Temperatura Operativa (°C)	86	100	185	120
Viscosidad (cP)	0,682	0,562	0,022	0,021
Densidad (kg/m ³)	1054	1040	0,8036	0,9194
Calor Específico (J/kg°C)	3763	3860	1165	1138
Conductividad (W/m°C)	0,516	0,523	0,034	0,030
Caída de Presión (kg/cm ²)	0,1		0,002	
Número de filas de tubos	25			
Area de Transferencia de Calor (m ²)	63,8	MLDT (°C)		55,7
Posición	Vertical		Horizontal	
DATOS DE DISEÑO				
	Tubos		Ducto de chimenea	
Presión de Diseño (kg/cm ²)	10		4	
Temperatura de Diseño (°C)	300			
Material de Construcción	Acero al carbono		acero al carbono	
Diámetro/Dimensión(WxH) (m)	0,0254		1,9x2	
Longitud (m)	2		3	
Aletas Altura(m)-N° por metro	0,0158-157		-	
Norma de Diseño	TEMA			
Posición	Horizontal			
Número de Tubos/tubos por fila	400/16	Espesor de corrosión (mm)		3,2
Disposición	Horizontal	Aislación		Refractario
ESQUEMA DEL EQUIPO				
OBSERVACIONES				

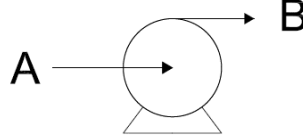
Hoja de Datos de los Equipos				
Planta Captura de CO ₂	ÁREA 1000		UTN - FRN	
Intercambiador de Calor	ITEM N°: E-1002		1 UNIDAD	
Denominación: Intercambiador de calor incorporado a la chimenea de Gases Combustión				
Servicio: Enfriar Gases de combustión para favorecer la absorción.				
Fluidos Manipulados: Gases de Combustión-Agua de Enfriamiento				
DATOS DE OPERACIÓN	Tubos		Ducto de chimenea	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Fluido	Agua Enfriamiento		Gases combustión	
Caudal Másico (kg/h)	69910		58770	
Presión Operativa (kg/cm ²)	4		1	
Temperatura Operativa (°C)	30	42	96	68
Viscosidad (cP)	0,7938	0,621	0,019	0,017
Densidad (kg/m ³)	995,3	991,2	1,32	1,043
Calor Específico (KJ/kg°C)	4,154	4,223	1,133	1,124
Conductividad (W/m°C)	0,6297	0,6422	0,029	0,027
Caída de Presión (kg/cm ²)	0,2		0,02	
Número de Filas	12			
Área de Transferencia de Calor (m ²)	30,6	MLDT (°C)		55,6
Posición	Vertical		Horizontal	
DATOS DE DISEÑO				
	Tubos		Ducto de chimenea	
Presión de Diseño (kg/cm ²)	10		4	
Temperatura de Diseño (°C)	300			
Material de Construcción	Acero al carbono		acero al carbono	
Diámetro/Dimensión(WxH) (m)	0,0254		1,9x2	
Longitud (m)	2		1,6	
Aletas Altura(m)-N° por metro	0,0158-157		-	
Norma de Diseño	TEMA			
Posición	Horizontal			
Número de Tubos/tubos por fila	192/16	Espesor de corrosión (mm)		3,2
Disposición	Horizontal	Aislación		Refractario
ESQUEMA DEL EQUIPO				
OBSERVACIONES				

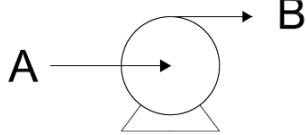
Hoja de Datos de los Equipos				
Planta Captura de CO ₂	ÁREA 1000		UTN - FRN	
Intercambiador de Calor	ITEM N°: E-1003		1 UNIDAD	
Denominación: Intercambiador de calor de tubos y coraza				
Servicio: Calentar solución DEA rica-Enfriar solución DEA pobre				
Fluidos Manipulados: Solución DEA rica-Solución DEA pobre				
DATOS DE OPERACIÓN	Tubos		Coraza	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Fluido	Solución DEA Rica		Solución DEA pobre	
Densidad (kg/m ³)	1077	346,6	1040	1068
Viscosidad (cP)	1,449	0,682	0,561	1,143
Temperatura Operativa (°C)	49,7	86	99,9	60
Temperatura de Diseño (°C)	120			
Presión Operativa (kg/cm ²)	4		4	
Presión de Diseño (kg/cm ²)	7			
Caudal Másico (kg/h)	62400		60920	
Sobre espesor de Corrosión (mm)	2,21			
Caída de Presión (kg/cm ²)	0,05		0,08	
Material de Construcción	acero al carbono			
Largo de tubos (m)	5,486			
Largo de coraza (m)	6,462			
Diám. Tubos Int.(m)/coraza(m)	0,0254		0,812	
Números de tubos	518			
Número de pasos	2		1	
Tipo de aislación	Glass Fiber / 1			
Código de diseño	TEMA AFS			
TABLA DE CORRIENTES				
Item	N° Req.	Tamaño	Denominación	
A	1	4"	Entrada a Tubos (DEA Rica)	
B	1	4"	Salida de tubos (DEA Rica)	
C	1	5"	Entrada a coraza (DEA Pobre)	
D	1	5"	Salida de coraza (DEA Pobre)	
ESQUEMA DEL EQUIPO				
OBSERVACIONES				

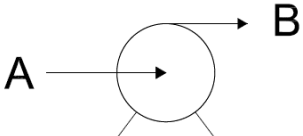
Hoja de Datos de los Equipos				
Planta Captura de CO ₂	ÁREA 1000		UTN - FRN	
Intercambiador de Calor	ITEM N°: E-1004		1 UNIDAD	
Denominación: Intercambiador de calor de tubos y coraza				
Servicio: Enfriar solución DEA pobre para favorecer absorción de CO ₂				
Fluidos Manipulados: Solución DEA pobre-Agua de enfriamiento				
DATOS DE OPERACIÓN	Tubos		Coraza	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Fluido	Solución DEA pobre		Agua enfriamiento	
Densidad (kg/m ³)	1068	1078	995,3	992
Viscosidad (cP)	1,143	1,852	0,7938	0,6452
Temperatura Operativa (°C)	60	40	30	40
Temperatura de Diseño (°C)	95			
Presión Operativa (kg/cm ²)	4		4	
Presión de Diseño (kg/cm ²)	7			
Caudal Másico (kg/h)	60920		105700	
Sobre espesor de Corrosión (mm)	2,21			
Caída de Presión (kg/cm ²)	0,08		0,12	
Material de Construcción	acero al carbono			
Largo de tubos (m)	5,486			
Largo de coraza (m)	6,462			
Diám. Tubos Int.(m)/coraza(m)	0,0254		0,711	
Números de tubos	370			
Número de pasos	2		1	
Tipo de aislación	Glass Fiber / 1			
Código de diseño	TEMA AFS			
TABLA DE CORRIENTES				
Item	N° Req.	Tamaño	Denominación	
A	1	4"	Entrada a Tubos (DEA Pobre)	
B	1	4"	Salida de tubos (DEA Pobre)	
C	1	5"	Entrada a coraza (Agua enfriamiento)	
D	1	5"	Salida de coraza (Agua enfriamiento)	
ESQUEMA DEL EQUIPO				
OBSERVACIONES				

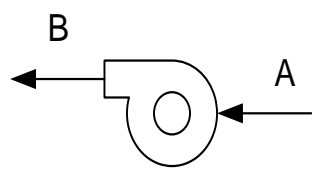
Hoja de Datos de los Equipos				
Planta Captura de CO ₂	ÁREA 1000		UTN - FRN	
Intercambiador de Calor	ITEM N°: E-1005		1 UNIDAD	
Denominación: Intercambiador de calor de tubos y coraza				
Servicio: Enfriar corriente de CO ₂ húmedo				
Fluidos Manipulados: CO ₂ -Agua de enfriamiento				
DATOS DE OPERACIÓN	Tubos		Coraza	
	Entrada	Salida	Entrada	Salida
Fluido	CO ₂		Agua enfriamiento	
Densidad (kg/m ³)	4,59	6,81	995,3	992
Viscosidad (cP)	0,017	0,16	0,7938	0,6452
Temperatura Operativa (°C)	100	50	30	40
Temperatura de Diseño (°C)	140			
Presión Operativa (kg/cm ²)	4		4	
Presión de Diseño (kg/cm ²)	7			
Caudal Másico (kg/h)	1611		10100	
Sobre espesor de Corrosión (mm)	2,21			
Caída de Presión (kg/cm ²)	0,04		0,1	
Material de Construcción	acero al carbono			
Largo de tubos (m)	3,658			
Largo de coraza (m)	4,542			
Diám. Tubos Int.(m)/coraza(m)	0,0254		0,355	
Números de tubos	82			
Número de pasos	2		1	
Tipo de aislación	Glass Fiber / 1			
Código de diseño	TEMA AFS			
TABLA DE CORRIENTES				
Item	N° Req.	Tamaño	Denominación	
A	1	4"	Entrada a Tubos (CO ₂)	
B	1	4"	Salida de tubos (CO ₂)	
C	1	3"	Entrada a coraza (Agua enfriamiento)	
D	1	3"	Salida de coraza (Agua enfriamiento)	
ESQUEMA DEL EQUIPO				
OBSERVACIONES				

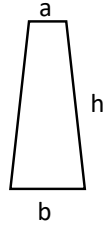
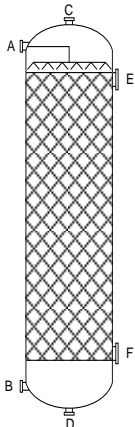
Hoja de Datos de los Equipos		
Planta Captura de CO ₂	ÁREA 1000	UTN - FRN
Bomba Centrífuga	ITEM N°: P-1001A/B	2 UNIDADES
Denominación: Bomba centrífuga		
Servicio: Impulsar DEA rica		
Fluidos Manipulados: DEA		
DATOS GENERALES		
Material de Construcción del Cuerpo	Acero al Carbono	
Material de Construcción del Interior	Acero Inoxidable	
Presión de Operación (kg/cm ²)	4	
Temperatura de Operación (°C)	50	
Caudal Volumétrico (m ³ /h)	62	
Potencia Requerida (HP)	8	
DATOS DEL FLUIDO		
Fase	Líquido	
Caudal Másico (kg/h)	62400	
Densidad (kg/m ³)	1077	
Viscosidad (cP)	1,453	
DATOS DE DISEÑO		
Tipo de Bomba	Centrífuga	
Caudal Volumétrico (m ³ /h)	62	
Potencia Nominal (HP)	12	
ANPA Requerido (m)	0,3	
Material de Construcción del Cuerpo	Acero al Carbono	
Material de Construcción del Interior	304 Stainless Steel	
Norma de Diseño	ISO 5199 - ISO 2858	
CONEXIONES		ESQUEMA DEL EQUIPO
Marca	Denominación	Tamaño
A	DEA Rica de V-1001	4"
B	DEA Rica a E-1003	3"
OBSERVACIONES		
		

Hoja de Datos de los Equipos		
Planta Captura de CO ₂	ÁREA 1000	UTN - FRN
Bomba Centrífuga	ITEM N°: P-1002A/B	2 UNIDADES
Denominación: Bomba centrífuga		
Servicio: Impulsar DEA Pobre		
Fluidos Manipulados: DEA		
DATOS GENERALES		
Material de Construcción del Cuerpo	Acero al Carbono	
Material de Construcción del Interior	Acero Inoxidable	
Presión de Operación (kg/cm ²)	4	
Temperatura de Operación (°C)	100	
Caudal Volumétrico (m ³ /h)	60	
Potencia Requerida (HP)	8	
DATOS DEL FLUIDO		
Fase	Líquido	
Caudal Másico (kg/h)	60790	
Densidad (kg/m ³)	1040	
Viscosidad (cP)	0,5615	
DATOS DE DISEÑO		
Tipo de Bomba	Centrífuga	
Caudal Volumétrico (m ³ /h)	58	
Potencia Nominal (HP)	12	
ANPA Requerido (m)	0,3	
Material de Construcción del Cuerpo	Acero al Carbono	
Material de Construcción del Interior	304 Stainless Steel	
Norma de Diseño	ISO 5199 - ISO 2858	
CONEXIONES		ESQUEMA DEL EQUIPO
Marca	Denominación	Tamaño
A	DEA Pobre de V-1002	4"
B	DEA Pobre a E-1003	3"
OBSERVACIONES		
		

Hoja de Datos de los Equipos		
Planta Captura de CO ₂	ÁREA 1000	UTN - FRN
Bomba Centrífuga	ITEM N°: P-1003 A/B	2 UNIDADES
Denominación: Bomba centrífuga		
Servicio: Impulsar agua reposición		
Fluidos Manipulados: Agua condensada		
DATOS GENERALES		
Material de Construcción del Cuerpo	Acero al Carbono	
Material de Construcción del Interior	Acero Inoxidable	
Presión de Operación (kg/cm ²)	4	
Temperatura de Operación (°C)	50	
Caudal Volumétrico (m ³ /h)	0,2	
Potencia Requerida (HP)	0,5	
DATOS DEL FLUIDO		
Fase	Líquido	
Caudal Másico (kg/h)	180	
Densidad (kg/m ³)	988	
Viscosidad (cP)	0,5384	
DATOS DE DISEÑO		
Tipo de Bomba	Centrífuga	
Caudal Volumétrico (m ³ /h)	0,3	
Potencia Nominal (HP)	1	
ANPA Requerido (m)	0,3	
Material de Construcción del Cuerpo	Acero al Carbono	
Material de Construcción del Interior	304 Stainless Steel	
Norma de Diseño	ISO 5199 - ISO 2858	
CONEXIONES		ESQUEMA DEL EQUIPO
Marca	Denominación	Tamaño
A	Agua Condensada V-1003	1,5"
B	Agua condensada a línea DEA pobre a E-1003	1"
OBSERVACIONES		
		

Hoja de Datos de los Equipos		
Planta Captura de CO ₂	ÁREA 1000	UTN - FRN
Bomba Centrífuga	ITEM N°: P-1004 A/B	2 UNIDADES
Denominación: Bomba centrífuga		
Servicio: Impulsar DEA fresca		
Fluidos Manipulados: DEA		
DATOS GENERALES		
Material de Construcción del Cuerpo	Acero al Carbono	
Material de Construcción del Interior	Acero Inoxidable	
Presión de Operación (kg/cm ²)	4	
Temperatura de Operación (°C)	25	
Caudal Volumétrico (m ³ /h)	2	
Potencia Requerida (HP)	1	
DATOS DEL FLUIDO		
Fase	Líquido	
Caudal Másico (kg/h)	2100	
Densidad (kg/m ³)	1080	
Viscosidad (cP)	1,512	
DATOS DE DISEÑO		
Tipo de Bomba	Centrífuga	
Caudal Volumétrico (m ³ /h)	1	
Potencia Nominal (HP)	1,5	
ANPA Requerido (m)	0,3	
Material de Construcción del Cuerpo	Acero al Carbono	
Material de Construcción del Interior	304 Stainless Steel	
Norma de Diseño	ISO 5199 - ISO 2858	
CONEXIONES		ESQUEMA DEL EQUIPO
Marca	Denominación	Tamaño
A	DEA fresca de TK-1001	2"
B	DEA fresca a T-1001	1,5"
OBSERVACIONES		
		

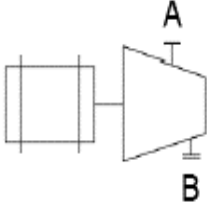
Hoja de Datos de los Equipos				
Planta Captura de CO ₂		ÁREA 1000		UTN - FRN
Soplador		ITEM N°: S-1001		1UNIDAD
Denominación: Soplador de Gases				
Servicio: Impulsar gases de combustión desde ducto de combustión hacia T-1001				
Fluidos Manipulados: Gases de combustión				
REQUISITOS DE DISEÑO				
Tipo de Soplador		Émbolo Rotativo		
Orientación		Horizontal		
Material		Hierro Fundido Gris		
Presión de Envío (kpa)		112		
Temperatura de Operación (°C)		170		
Potencia (KW)		350		
CONEXIONES			OBSERVACIONES	
Marca	Denominación	Tamaño		
A	Entrada de Mezcla Gaseosa	12"		
B	Salida a E-501	12"		
				

Hoja de Datos de los Equipos		
Planta Captura de CO ₂	ÁREA 1000	UTN - FRN
Columna de Absorción	ITEM N°: T-1001	1 UNIDAD
Denominación: Columna de Absorción de Gases de combustión Salida de la Planta		
Fluidos Manipulados: Gases de combustión		
REQUISITOS DE DISEÑO		
Posición	Vertical	
Tipo de Columna	Relleno	
Tipo de Relleno	Anillos PALL de Metal 3,5"	
Diámetro (m)	2,4	
N° de Etapas	20	
Presión de Operación (kg/cm ²)	1,08	
Temperatura de Operación (°C)	40/68	
Aislación	Requiere	
Material de Construcción	Acero Inoxidable	
DATOS DE DISEÑO		
Posición	Vertical	
Tipo de Columna	Relleno	
Tipo de Relleno	Anillos PALL de Metal 3,5"	
Diámetro (m)	2,43	
Altura (m)	13,07	
N° de Etapas	20	
Presión de Diseño (kg/cm ²)	3	
Temperatura de Diseño (°C)	150	
Espesor de la Pared (mm)	19	
Sobre espesor de Corrosión (mm)	3	
Aislante [tipo y espesor (mm)]	Manta Spintex 322-G - 100	
Material de Construcción	AISI 316 L	
Forma del Cuerpo	Cilíndrico	
Forma del Fondo y el Cabezal	Esférico	
Norma de Diseño	ASME VIII-Div.1	
CONEXIONES		ESQUEMA
Marca	Denominación	Tamaño (pulg)
A	Entrada Solución de DEA	5
B	Entrada de Gases Combustión	20
C	Salida de Gases a Chimenea	18
D	Salida de DEA Rica	8
E	Entrada DEA fresca	3
F	Bocas de Hombre	20
OBSERVACIONES		
La columna presenta chimenea para evacuación de gases		
Diámetro (a)-Pulgadas	15	
Diámetro (b)-Pulgadas	18	
Espesor de la Pared (mm)	11	
Altura (h)-Metros	5,5	
		

Hoja de Datos de los Equipos		
Planta Captura de CO ₂	ÁREA 1000	UTN - FRN
Separador Bifásico	ITEM N°: V-1001	1 UNIDAD
Denominación: Separador Bifásico		
Fluidos Manipulados: Solución DEA - CO ₂		
REQUISITOS DE DISEÑO		
Posición	Vertical	
Volumen (m ³)	5,3	
Caudal Volumétrico (m ³ /h)	70	
Presión de Operación (kgf/cm ²)	1	
Aislación	Requiere	
Material de Construcción	Acero al Carbono	
Forma del Curso	Cilíndrica	
DATOS DE DISEÑO		
Posición	Vertical	
Caudal Volumétrico (m ³ /h)	67,5	
Volumen (m ³)	5,3	
Diámetro (m)	1,4	
Altura (m)	3,25	
Presión de Diseño (kgf/cm ²)	4	
Temperatura de Diseño (°C)	100	
Espesor de la pared (mm)	14	
Sobre espesor de Corrosión (mm)	3	
Aislante (tipo y espesor (mm))	Manta Spintex 322 G - 50	
Material de Construcción	SA-516 70	
Forma del cuerpo	Cilíndrica	
Norma de Diseño	ASME VIII DIV 1	
CONEXIONES		ESQUEMA DEL EQUIPO
Marca	Denominación	Tamaño
A	Entrada de Mezcla L/V	8"
B	Salida de Fase Vapor	4"
C	Salida de Fase Líquida	6"
D	Purga	1"
OBSERVACIONES		

Hoja de Datos de los Equipos		
Planta Captura de CO ₂	ÁREA 1000	UTN - FRN
Separador Bifásico	ITEM N°: V-1002	1 UNIDAD
Denominación: Separador Bifásico		
Fluidos Manipulados: Solución DEA - CO ₂		
REQUISITOS DE DISEÑO		
Posición	Vertical	
Volumen (m ³)	1	
Caudal Volumétrico (m ³ /h)	70	
Presión de Operación (kgf/cm ²)	3,5	
Aislación	Requiere	
Material de Construcción	Acero al Carbono	
Forma del Curso	Cilíndrica	
DATOS DE DISEÑO		
Posición	Vertical	
Caudal Volumétrico (m ³ /h)	62	
Volumen (m ³)	1,5	
Diámetro (m)	0,8	
Altura (m)	2,4	
Presión de Diseño (kgf/cm ²)	10	
Temperatura de Diseño (°C)	120	
Espesor de la pared (mm)	10	
Sobre espesor de Corrosión (mm)	3	
Aislante (tipo y espesor (mm))	Manta Spintex 322 G - 50	
Material de Construcción	SA-516 70	
Forma del cuerpo	Cilíndrica	
Norma de Diseño	ASME VIII DIV 1	
CONEXIONES		ESQUEMA DEL EQUIPO
Marca	Denominación	Tamaño
A	Entrada de Mezcla L/V	5"
B	Salida de Fase Vapor	5"
C	Salida de Fase Líquida	3"
D	Purga	1"
OBSERVACIONES		
		<p> $h_0 = D_v/4$ $h_1 = (D_v - D_e)/(2 - h_0)$ $h_2 = 6"$ $h_3 = D_v \text{ o } 24" \text{ (mín)}$ $h_4 = 2D_i$ $h_5 = 12" \text{ (mín)}$ $h_6 = 12" \text{ (mín)}$ Capacidad para Líquido $h_7 = 12" \text{ (mín)}$ $h_8 = D_v/4$ </p>

Hoja de Datos de los Equipos		
Planta Captura de CO ₂	ÁREA 1000	UTN - FRN
Separador Bifásico	ITEM N°: V-1003	1 UNIDAD
Denominación: Separador Bifásico		
Fluidos Manipulados: Agua - CO ₂		
REQUISITOS DE DISEÑO		
Posición	Vertical	
Volumen (m ³)	0,5	
Caudal Volumétrico (m ³ /h)	2	
Presión de Operación (kgf/cm ²)	3,5	
Aislación	Requiere	
Material de Construcción	Acero al Carbono	
Forma del Curso	Cilíndrica	
DATOS DE DISEÑO		
Posición	Vertical	
Caudal Volumétrico (m ³ /h)	1,9	
Volumen (m ³)	0,9	
Diámetro (m)	0,5	
Altura (m)	1,75	
Presión de Diseño (kgf/cm ²)	10	
Temperatura de Diseño (°C)	50	
Espesor de la pared (mm)	8	
Sobre espesor de Corrosión (mm)	3	
Aislante (tipo y espesor (mm))	Manta Spintex 322 G - 50	
Material de Construcción	SA-516 70	
Forma del cuerpo	Cilíndrica	
Norma de Diseño	ASME VIII DIV 1	
CONEXIONES		ESQUEMA DEL EQUIPO
Marca	Denominación	Tamaño
A	Entrada de Mezcla L/V	2"
B	Salida de Fase Vapor	2"
C	Salida de Fase Líquida	2"
D	Purga	1"
OBSERVACIONES		

Hoja de Datos de los Equipos		
Planta Captura de CO ₂	ÁREA 1000	UTN - FRN
Compresor	ITEM N°: K-1001	1 UNIDAD
Denominación: Compresor CO ₂		
Servicio: Comprimir CO ₂ para enviar a planta de Metanol		
Fluidos Manipulados: CO ₂		
REQUISITOS DE DISEÑO		
Material de Construcción del cuerpo	Acero al carbono	
Presión de Operación (kg/cm ²)	20	
Temperatura de Operación (°C)	350	
Caudal volumétrico (m ³ /h)	400	
Potencia Requerida (HP)	720	
Aislación	No requiere	
DATOS DE DISEÑO		
Tipo de compresor	Centrífugo multietapas	
Material de Construcción	AISI 2340 T	
Número de etapas	4	
Caudal volumétrico (m ³ /h)	420	
Potencia nominal (hp)	750	
Presión máxima de salida (kg/cm ²)	25	
Norma de Diseño	API 672	
DATOS DEL FLUIDO		
Fase	Gas	
Caudal másico (kg/h)	5988	
Densidad (kg/m ³)	14,84	
Viscosidad (cP)	0,0283	
CONEXIONES		ESQUEMA DEL EQUIPO
Marca	Denominación	Tamaño
A	Entrada	8"
B	Salida	4"
OBSERVACIONES		
		

Hoja de Datos de los Equipos		
Planta Captura de CO ₂	ÁREA 1000	UTN - FRN
Tanque Mezclador	ITEM N°: TK-1001	1 UNIDAD
Denominación: Tanque mezclador de Solución de DEA		
Servicio: Preparación de Solución DEA		
Fluidos Manipulados: Solución DEA		
REQUISITOS DE DISEÑO		
Posición	Vertical	
Volumen (m ³)	10	
Caudal Volumétrico (m ³ /h)	2,13	
Presión de Operación (kg/cm ²)	1	
Temperatura de Operación (°C)	25	
Aislación	No requiere	
Material de Construcción	Acero al carbono	
Forma del Cuerpo	Cilíndrico	
DATOS DE DISEÑO		
Posición	Vertical	
Volumen (m ³)	10,6	
Capacidad Operativa (m ³)	8,3	
Diámetro (m)	3	
Altura (m)	1,5	
Espesor de la Pared (mm)	6	
Sobre espesor de Corrosión (mm)	1,2	
Presión de Diseño (kg/cm ²)	2	
Temperatura de Diseño (°C)	50	
Material de Construcción	Acero 285 Gr. C	
Tipo de Agitador	Paleta Plana	
Número de Palas	2	
Velocidad (RPM)	20	
Diámetro del Agitador (m)	1,4	
Potencia Requerida (HP)	0,47	
Forma del Cuerpo	Cilíndrico	
Norma de Diseño	API 650-653 / ASME Sec. VIII Div. 1	
CONEXIONES		ESQUEMA DEL EQUIPO
Marca	Denominación	Tamaño
A	Ingreso DEA	5"
B	Salida	3"
C	Solución de DEA	3"
D	Purga	3"
E	Toma Muestra	1,5"
F	Boca de Hombre	20"
OBSERVACIONES		

