



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA

**USO DE UN REFRIGERANTE BINARIO PARA LA REDUCCIÓN DE
ENERGÍA DE LA SECCIÓN DESMETANIZADORA DE UNA PLANTA DE
ETILENO**

TESIS
QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERO QUÍMICO

PRESENTA:
VICTOR HUGO SAN PEDRO RIVERA

México, DF.

2015





Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

JURADO ASIGNADO:

PRESIDENTE: ENRIQUE RODOLFO BAZUA RUEDA
VOCAL: REYNALDO SANDOVAL GONZÁLEZ
SECRETARIO: JOSÉ FERNANDO BARRAGAN AROCHE
1er. SUPLENTE: MARTIN RIVERA TOLEDO
2° SUPLENTE: MILTON THADEU GARCIA MEDEIROS DE OLIVEIRA

SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:

Facultad de Química, conjunto E, Edificio de Ingeniería Química, Área de cubículos

Asesor del tema:

DR. ENRIQUE RODOLFO BAZUA RUEDA

SUSTENTANTE:

VICTOR HUGO SAN PEDRO RIVERA

**USO DE UN REFRIGERANTE
BINARIO PARA LA
REDUCCIÓN DE ENERGÍA
DE LA SECCIÓN
DESMETANIZADORA DE
UNA PLANTA DE ETILENO**

ÍNDICE

CAPÍTULO 1	INTRODUCCIÓN	1
1.1	RESUMEN	2
1.2	JUSTIFICACIÓN	5
1.3	ASPECTOS GENERALES	5
1.3.1	Refrigerante	5
1.3.1.1	Breve historia	6
1.3.1.2	Propiedades de los refrigerantes	9
1.3.1.3	Mezclas de refrigerantes	10
1.3.2	Ciclos de refrigeración	11
CAPÍTULO 2	HIPÓTESIS Y OBJETIVOS	14
2.1	HIPÓTESIS	15
2.2	OBJETIVOS	15
2.2.1	Objetivos generales	15
2.2.2	Objetivos secundarios	15
CAPÍTULO 3	DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA	17
3.1	UBICACIÓN DEL COMPLEJO	18
3.2	FUNDAMENTOS DE OPERACIÓN	20
3.3	SECCIONES DE LA PLANTA	25
CAPÍTULO 4	SIMULACIÓN DEL PROCESO	26
4.1	GENERALIDADES	27
4.2	SECCIÓN DE DESMETANIZACIÓN	30
4.3	CICLOS DE REFRIGERACIÓN	35
4.3.1	Ciclo de refrigeración de etileno	37
4.3.2	Ciclo de refrigeración de propileno	41
CAPÍTULO 5	MODIFICACIONES DEL PROCESO	44
5.1	FUNDAMENTO	45
5.2	SELECCIÓN DEL REFRIGERANTE	47
5.3	VARIABLES DE OPERACIÓN	52
5.3.1	Temperatura	53

5.3.1.1	Optimización de la Temperatura _____	54
5.4	REPRESENTACIÓN DE LA PLANTA MODIFICADA Y ADAPTADA _____	55
CAPÍTULO 6	RESULTADOS _____	59
6.1	SECCIÓN DE DESMETANIZACIÓN _____	60
6.1.1	Productos de torre desmetanizadora _____	60
6.1.1.1	Resultados del domo de la torre desmetanizadora _____	60
6.1.1.2	Resultados del Fondo de la Torre Desmetanizadora _____	62
6.2	CICLOS DE REFRIGERACIÓN CONVENCIONALES _____	63
6.2.1	Resultados del ciclo de etileno _____	63
6.2.1.1	Primer corriente del ciclo _____	63
6.2.1.2	Compresores _____	63
6.2.2	Resultados del ciclo de propileno _____	64
6.2.2.1	Primer corriente del ciclo _____	64
6.2.2.2	Compresores _____	64
6.3	Ciclo de Refrigeración Modificado y Adaptado _____	65
6.3.1	Primer corriente del ciclo _____	65
6.3.2	Compresores _____	65
CAPÍTULO 7	ANÁLISIS DE RESULTADOS _____	67
7.1	SECCIÓN DE DESMETANIZACIÓN _____	68
7.2	CICLOS DE REFRIGERACIÓN _____	69
CAPÍTULO 8	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES _____	73
8.1	CONCLUSIONES _____	74
8.2	RECOMENDACIONES _____	74
CAPÍTULO 9	REFERENCIAS Y ANEXOS _____	76
9.1	REFERENCIAS _____	77
9.2	ANEXOS _____	80
9.2.1	Sección de desmetanización _____	80
9.2.1.1	Corriente de alimentación. _____	80
9.2.1.2	Resultados Adicionales de la Torre Desmetanizadora _____	82
9.2.1.3	Datos de Operación de la Sección de Desmetanización _____	83
9.2.2	Ciclos de refrigeración convencionales _____	84

9.2.2.1	Ciclo de refrigeración etileno	84
9.2.2.2	Ciclo de refrigeración propileno	85
9.2.3	Esbozo del ciclo de refrigeración	86
9.2.4	Ciclo de refrigeración modificado y adaptado	87

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 3-1 Porcentaje de productos obtenidos usando diferentes cargas (Perea López, 1994).	23
Tabla 4-1 Tipo de proceso y Modelo termodinámico recomendado en función del proceso (Aspen Technology In.).	28
Tabla 5-1 Selección de componentes para la mezcla binaria.	49
Tabla 5-2 Potencia de los compresores a distintas composiciones.	51
Tabla 5-3 Potencia de los compresores en función del rango de composición óptimo de la mezcla.	51
Tabla 5-4 Condiciones de Operación de Corrientes del Ciclo de Refrigeración. (Europa Patente nº EP1045820 B1, 2002).	52
Tabla 5-5 Corrientes supuestas del Ciclo de Refrigeración del Refrigerante Binario.	53
Tabla 5-6 Corrientes Supuestas Optimizadas.	55
Tabla 6-1 Productos de Domos de Torre Desmetanizadora.	61
Tabla 6-2 Producto de Fondos de Torre Desmetanizadora.	62
Tabla 6-3 Condiciones de la Primera Corriente del Ciclo de Etileno.	63
Tabla 6-4 Potencia de los compresores del Ciclo de Etileno.	64
Tabla 6-5 Condiciones de la Primera Corriente del Ciclo de Propileno. .	64
Tabla 6-6 Potencia de los compresores del Ciclo de Propileno.	65
Tabla 6-7 Condiciones de la Primera Corriente del Ciclo de Refrigeración.	65
Tabla 6-8 Potencia de los Compresores.	66
Tabla 7-1 Cantidad de Refrigerante en los Ciclos Convencionales.	69
Tabla 7-2 Comparativa de las necesidades de Refrigerante por Ciclos de Enfriamiento.	70

Tabla 7-3 Potencia de los compresores en los Ciclos de Enfriamiento Convencionales.	71
Tabla 7-4 Comparación de Potencias Totales en los Ciclos Convencionales con el Ciclo Modificado.....	71
Tabla 7-5 Comparación de Potencias Totales en los Ciclos Convencionales con los Ciclos Optimizados.	72
Tabla 9-1 Datos de la Corriente de Alimentación de la Sección de Desmetanización.	80
Tabla 9-2 Reflujo de Torre Desmetanizadora.	82
Tabla 9-3 Datos por Corriente de la Sección de Desmetanización.....	83
Tabla 9-4 Datos por Corriente del Ciclo de Etileno.	84
Tabla 9-5 Datos por Corriente del Ciclo de Propileno.	85
Tabla 9-6 Datos por corriente de la Desmetanizadora con el Ciclo de Refrigeración Adaptado.	87

ÍNDICE DE FIGURAS Y DIAGRAMAS

Figura 1-1 Esquema básico de un ciclo de refrigeración. (Aguilar Rodríguez y col.2007).	12
Figura 3-1 Ubicación de centros procesadores de PEMEX Gas y Petroquímica Básica. (Pérez González, 2009).	18
Figura 3-2 Ubicación del Complejo Procesador de Gas (CPG) Área Coatzacoalcos (Pérez González, 2009).	19
Figura 3-3 Vista Aérea del Complejo Petroquímico de La Cangrejera. ..	20
Figura 3-4 Reacción de formación de etileno ($\text{CH}_2=\text{CH}_2$), a partir del etano (C_2H_6) del gas natural (Chow Pangtay, 1998).	21
Diagrama 1-1 Diagrama PH de un Ciclo de Refrigeración. (Aguilar Rodríguez y col., 2007).	13
Diagrama 3-1 Los principales productos petroquímicos obtenidos a partir del etileno. (R.M. , 1980).	21
Diagrama 3-2 Destilación Fraccionada de los Gases de la Desintegradora (Chow Pangtay, 1998).	24
Diagrama 4-1 DFP de la Sección de Desmetanización de la Planta de La Cangrejera	34
Diagrama 4-2 Diagrama PH del Comportamiento Termodinámico del Etileno y Propileno. (Aguilar Rodríguez y col., 2007).	36
Diagrama 4-3 DFP del Ciclo de Refrigeración de Etileno de la Planta de La Cangrejera.	40
Diagrama 4-4 DFP del Ciclo de Refrigeración de Propileno de la Planta de La Cangrejera	43

Diagrama 5-1 DFP de la Sección de Desmetanización con el Ciclo de Enfriamiento Adaptado	58
Diagrama 9-1 Esbozo del Ciclo de Refrigeración para la Selección de una Mezcla Binaria.	86

CAPÍTULO 1

INTRODUCCIÓN

1.1 RESUMEN

La planta de producción de etileno a partir de una corriente de hidrocarburos, principalmente compuesta de etano, está conformada por dos grandes bloques. El primero que comprende del reactor donde se obtiene el etileno y el segundo que contiene a las columnas de separación para obtener los productos finales con las purezas requeridas. En el segundo bloque destaca la sección de desmetanización, debido al consumo considerable de energía. Lo anterior se debe a que es necesario enfriar la corriente principal de efluente del reactor de producción de etileno para alimentar a la columna desmetanizadora. Este enfriamiento se logra con el auxilio de un sistema de refrigeración para alcanzar las bajas temperaturas necesarias. Tradicionalmente el sistema de refrigeración trabaja con base en ciclos de refrigeración de Etileno y Propileno; los cuales requieren un alto consumo energético de los compresores que lo conforman. Mucho esfuerzo se ha desarrollado para reducir este consumo energético. Destacan las modificaciones que proponen utilizar como refrigerante una mezcla, en lugar de componentes puros.

Por ésta razón, en éste trabajo se desarrolla la posibilidad de implementar un refrigerante binario, el cual es una mezcla de Metano-Etileno, con el fin de sustituir los tradicionales ciclos de enfriamiento con componentes puros en la sección desmetanizadora de una planta de Etileno.

El llevar a cabo dicho cambio tiene la finalidad de reducir la cantidad de refrigerante requerido en la planta, y por lo tanto, disminuir el trabajo de compresión necesario para proporcionar los diferentes niveles de refrigeración. El cambio debe tener como consecuencia la disminución de la energía para llegar a el enfriamiento de las corrientes de proceso de

ésta sección y, por ende, la disminución de los costos de operación del proceso.

El presente trabajo está fundamentado principalmente en 2 patentes, las cuales son; (Estados Unidos Patente n° US 20020174679 A1, 2002) y (Europa Patente n° EP1045820 B1, 2002).

En ambas patentes se refieren a un sistema de refrigeración para satisfacer las necesidades de una planta de Etileno. Por su relevancia para este trabajo, se citará una traducción de la patente (Europa Patente n° EP1045820 B1, 2002) la cual es (España, Europa. Patente n° ES 2 180 228 T3, 2003).

"La presente invención se refiere a un sistema de refrigeración para satisfacer las necesidades de refrigeración de una planta de etileno. Más concretamente, esta invención está dirigida al empleo de un refrigerante binario, que comprende una mezcla de metano y de etileno para la refrigeración en una planta de etileno.

Las plantas de etileno necesitan una refrigeración para separar del afluente de la pirólisis catalítica unos determinados productos. Son empleados, por regla general, un refrigerante de C3, normalmente el propileno. Y un refrigerante de C2, normalmente el etileno. Muchas veces sobre todo dentro de los sistemas, que usan unos desmetanizadores a baja presión, para los cuales se precisan unas temperaturas más bajas también se emplea un sistema separado de refrigeración de metano. Por consiguiente, son necesarios tres sistemas de refrigeración separados, que en cascadas pasan desde la temperatura más baja hasta la temperatura más alta. Se requieren, además, tres sistemas de compresión y de impulsión, con sus tambores de aspiración, unos intercambiadores separados, las tuberías, etc. Asimismo, un ciclo de refrigeración de metano exige con frecuencia unos compresores de pistones que, en parte pueden eliminar cualquier ahorro en costos

financieros, el cual se produzca por el uso de estos desmetanizadores de baja presión.

Los sistemas de un refrigerante mixto son bien conocidos en la industria desde hace muchas décadas. Dentro de estos sistemas, unos componentes múltiples son empleados en un solo sistema de refrigeración para proporcionar un enfriamiento dentro de una gama más amplia de temperaturas, haciendo con ello posible que un sistema de refrigeración mezclada sustituya los sistemas de refrigeración múltiple por unos componentes puros en cascadas. El uso de estos sistemas de refrigeración combinada se ha extendido muy ampliamente en las plantas de carga básica del gas natural líquido. También han sido escritos algunos artículos acerca del empleo de los sistemas de refrigeración combinada para los diseños de las plantas de etileno; sin embargo, los mismos son complicados en su funcionamiento a causa de la multiplicidad de componentes del refrigerante. Los mismos también son menos eficientes dentro de la gama de temperaturas del ciclo de refrigeración de propileno mediante compresor, de 40 grados bajo cero o menos frío.

Por consiguiente, un objeto de la presente invención consiste en proporcionar un simplificado sistema de refrigeración para una planta de etileno, el cual tenga un desmetanizador de baja presión y el que emplee una mezcla de metano y de etileno o, alternativamente, de metano y de etano, como el refrigerante binario, que pasa en cascadas por un sistema de refrigeración de propileno o alternativamente, de propano. Este sistema ha de sustituir los sistemas de refrigeración separados de metano y de etileno, que son empleados en conjunto con un sistema de refrigeración de propileno dentro de las plantas convencionales, y este mismo sistema ha de suprimir un sistema de compresor. La composición del refrigerante puede ser constante a través de todo el sistema, o bien se pueden emplear unos separadores para extender parcialmente el refrigerante binario y para dividirlo en una corriente rica en metano y en

una corriente rica en etileno, a efectos de una circulación separada por uno o varios intercambiadores térmicos.”

1.2 JUSTIFICACIÓN

El Etileno es el primer elemento de producción de una de las principales cadenas petroquímicas. La planta productora de Etileno trabaja mediante craqueo térmico de hidrocarburos, principalmente Etano, y es un proceso energéticamente demandante. Al momento de salir del reactor de pirólisis, la separación de etano con la mezcla necesita de un sistema de destilación de varias columnas y de circuitos de refrigeración. Con base en lo anterior, la integración térmica de la planta es fundamental para disminuir el consumo de energía. En este proyecto se optimizará el consumo energético del circuito de refrigeración.

La elección de la zona de desmetanización fue debido a que en esta sección se encuentran un buen número de puntos donde se puede mejorar el proceso de forma significativa. Esto puede hacerse ahorrando energía o aumentando la recuperación de productos, y por consiguiente, la capacidad de producción de la planta.

1.3 ASPECTOS GENERALES

1.3.1 Refrigerante

Un refrigerante es cualquier sustancia o cuerpo que funcione como un enfriador, es decir, que absorba el calor de otra sustancia o cuerpo (Emerson Climate Technologies, 2013). También se puede definir un

refrigerante desde la perspectiva de la refrigeración mecánica por evaporación de un líquido y la compresión⁰ de vapor, como el medio para transportar y absorber calor por ebullición, a condiciones de baja temperatura y presión, hasta la condensación a alta temperatura y presión, que es el punto donde lo rechaza.

Los refrigerantes son los fluidos que hacen que funcione un sistema de refrigeración. Cualquier fluido que pueda cambiar de estado líquido a vapor y a la inversa, podría ser utilizado como refrigerante, y dependiendo del rango de presión y temperatura a la que lleve a cabo dichos cambios de estado, tendrá un uso comercialmente útil.

1.3.1.1 Breve historia

Probablemente la refrigeración sea algo utilizado desde la época de las cavernas. Asiduamente, en la historia se hace referencia al uso de la nieve y del hielo para fines de enfriamiento. Se sabe que los chinos, y posteriormente los romanos, utilizaban estos medios para enfriar sus bebidas. También se conoce que en lugares donde solo se dispone de hielo por la temporada de invierno, éste se almacenaba en fosos para poder utilizarlo durante el verano. Mientras que en lugares desérticos, como Egipto, se empleaba la evaporación del agua para el enfriamiento de sus bebidas, así como otros dispositivos para hacer su estancia más agradable.

En el año 1600, se podría decir que se llevó a cabo la primera mejora en el campo de la refrigeración, al percatarse de que la mezcla de hielo con sal producía temperaturas más bajas que el hielo solo.

Desde 1876, el amoníaco ha sido uno de los refrigerantes más utilizados, esto se debe a sus excelentes propiedades. Aún en la actualidad sigue siendo utilizado en grandes plantas.

En 1928, C.F. Kettering, vicepresidente de una importante compañía de automóviles, se percató de que si la industria de la refrigeración quería seguir creciendo, necesitarían de un nuevo refrigerante, el cual fuera seguro y estable, no fuera tóxico, corrosivo o inflamable, y que pudiese ser utilizado en equipos compactos. El encargado de llevar a cabo dicho proyecto fue Thomas Midgely junto con un grupo de químicos. Ellos sabían que las combinaciones de flúor eran muy estables, por lo cual, experimentaron con compuestos químicos comunes, como, el carbono, cloro e hidrógeno, sustituyendo átomos de cloro e hidrógeno por átomos de flúor, y lograron sintetizar el diclorodifluorometano, el cual tenía una baja toxicidad.

En 1929, se solicitó a una compañía química que desarrollara un proceso comercial práctico para la elaboración del nuevo refrigerante, dando así el nacimiento de la industria de los refrigerantes halogenados. El primero de ellos fue el Freón 12, que durante muchos años, fue el más popular. De allí surgieron el Freón 11, el Freón 21, el Freón 114, y el Freón 22, cada uno con diferentes características especiales.

En la época de los setenta, se creía que estos compuestos halogenados afectaban la capa de ozono, pero esto no había podido ser demostrado y los fabricantes negaban ésta afirmación. En 1974, los científicos Molina y Rowland, presentaron la hipótesis de que algunos gases emanados desde la tierra deterioraban la capa de ozono, pero no fue hasta principios de los ochenta, donde estudios hechos por la NASA, con el uso de satélites, demostró un "adelgazamiento" de la capa de ozono en la zona de la Antártica y con ayuda de estudios posteriores se comprobó que el deterioro del ozono estratosférico se debía a la emisión de compuestos halogenados, principalmente los que contienen bromo y cloro.

En 1989, después de varios años de negociaciones, por fin se llegó a un acuerdo internacional en la ciudad de Montreal, Canadá, razón por la que se le conoce como el Protocolo de Montreal. Éste protocolo tenía la

finalidad de regular la producción y uso de los clorofluorocarbonos (CFC), hasta su completo desfasamiento en el año 2000. El protocolo era un esfuerzo en conjunto de gobiernos, científicos, industrias y un grupo de ecologistas, todos coordinados por la UNEP (Programa Ambiental de las Naciones Unidas) por sus siglas en inglés.

En la actualidad, el Protocolo de Montreal es reconocido como uno de los esfuerzos internacionales más exitosos para proteger el medio ambiente de forma mundial, cuenta con la colaboración de 189 países que conforman parte de este acuerdo internacional y que se han comprometido a eliminar todas las sustancias que agotan la capa de ozono. México es un activo promotor del Protocolo de Montreal y uno de los países con mayor avance en este rubro (SEMARNAT).

Para poder llevar a cabo el cambio de refrigerantes del tipo CFC y HCFC se debe saber identificar y aplicar los remplazos convenientes. Unos de los principales puntos a tomar en cuenta para el remplazo de estos refrigerantes, son los siguientes:

- Condición de los equipos, como la estimación de la vida útil y aplicación.
- Tipo de aceite usado en los compresores.
- Presión y temperatura de operación.
- Rendimiento y eficiencia energética.

En México se han propuesto por distintas empresas posibles refrigerantes como remplazo, por ejemplo; dimetil éter, hidrofluoro olefinas (HFO), y los llamados gases refrigerantes de tipo ecológicos (HFC).

1.3.1.2 Propiedades de los refrigerantes

Para que un líquido pueda ser considerado como un refrigerante, debe tener ciertas características, tanto termodinámicas como físicas.

Existen diversas condiciones, tanto termodinámicas como físicas que debe reunir un refrigerante.

Las principales propiedades que debe reunir son las siguientes:

- **Propiedades termodinámicas**

- 1) Presión:** Debe operar con presiones positivas.
- 2) Temperatura:** Debe tener una temperatura crítica por arriba de la temperatura de condensación. Debe tener una temperatura de congelación por debajo de la temperatura del evaporador. Debe tener una temperatura de ebullición baja.
- 3) Volumen:** Debe tener un valor bajo de volumen específico en fase vapor, y un valor alto de volumen en fase líquida.
- 4) Entalpía:** Debe tener un valor alto de calor latente de vaporización.
- 5) Densidad.**

- **Propiedades físicas y químicas**

Las propiedades físicas y químicas de los refrigerantes, no determinan directamente el calor que un refrigerante puede remover o absorber, pero si tienen efecto en la forma en la que se opera.

- 6)** No debe ser tóxico ni venenoso.
- 7)** No debe ser explosivo ni inflamable.

- 8)** No debe tener efecto sobre otros materiales.
- 9)** Fácil de detectar cuando se fuga.
- 10)** Debe ser miscible con el aceite.
- 11)** No debe reaccionar con la humedad.
- 12)** Debe ser un compuesto estable.

1.3.1.3 Mezclas de refrigerantes

Cuando se mezclan dos refrigerantes se pueden obtener dos tipos de soluciones: una mezcla zeotrópica (o mezcla simple) o una mezcla azeotrópica. Ambas mezclas pueden ser utilizadas en diversos equipos de refrigeración, pero, como es de esperar, se desempeñan mejor en equipos diseñados para ellas. También se destaca que las mezclas azeotrópicas tienen ciertas ventajas.

A) Mezclas zeotrópicas

La palabra zeótropo se deriva de las palabras griegas *zein* = hervir, y *tropos* = cambiar. Se denominan como mezclas Zeotrópicas aquellas que están conformadas por 2 o más componentes (refrigerantes puros) con distinta volatilidad (Emerson Climate Technologies, 2013). Estas mezclas tienen la característica de que su composición y temperatura de saturación cambian cuando la mezcla se evapora o condensa en un sistema de refrigeración.

Al hervir este tipo de mezcla en un evaporador, la composición del líquido cambiará. El componente más volátil hervirá y la mezcla tendrá una mayor cantidad el compuesto menos volátil

El cambio de composición del líquido, da como resultado un cambio en el punto de ebullición. La temperatura a la cual empieza a hervir el líquido (líquido saturado), se le conoce *punto de burbuja*. La temperatura a la cual se evapora la última gota de líquido (vapor saturado), se le llama *punto de rocío*. A una misma presión, la temperatura del punto de burbuja es más baja que la del punto de rocío para cualquier mezcla zeotrópica. A este fenómeno se le conoce como "*deslizamiento de temperatura* o *Glide*".

- **Mezclas azeotrópicas**

El prefijo "*a*" antes de la palabra *zeótropo*, es de raíz latina, y significa una negación, por lo que la palabra azeótropo se puede interpretar como que "no cambia al hervir". Se conoce como azeótropo a la mezcla de 2 o más componentes de distintas volatilidades, la cual al ser utilizada en un sistema de refrigeración no modifica ni su composición ni su temperatura al ser evaporada, o se condensan a una presión constante.

Una mezcla Azeotrópica se comportará como si se tratase de un refrigerante puro; tendrá una sola temperatura de saturación correspondiente a una presión dada. Habitualmente el punto de ebullición resultante de un azeótropo, es menor o igual, que el del componente con el más bajo punto de ebullición.

1.3.2 Ciclos de refrigeración

Un proceso de refrigeración está fundamentado en la capacidad que tienen los fluidos de absorber calor cuando son sometidos a un cambio de fase, de líquido a vapor (Aguilar Rodríguez y col. 2007). Esta propiedad

se utiliza en las plantas de proceso para enfriar mediante ciclos de compresión-expansión.

Este proceso se representa en la Figura 1-1.

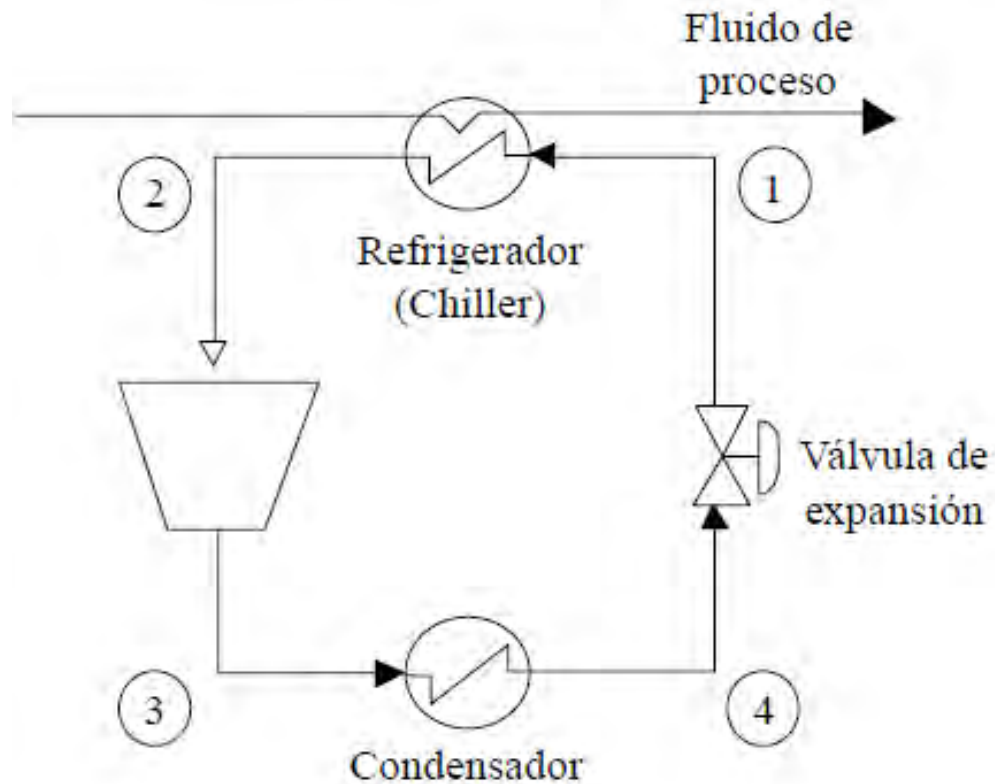


Figura 1-1 Esquema básico de un ciclo de refrigeración. (Aguilar Rodríguez y col.2007).

El refrigerante se evapora completamente del punto ① a ② enfriando el fluido del proceso, después entra a un compresor del punto ② al ③, para posteriormente pasar para condensarse del punto ③ a ④ y finalmente se expande en una válvula para regresar a las condiciones iniciales ①. Este ciclo de enfriamiento se repite para lograr un proceso estable y continuo. Este es representado en el Diagrama 1-1 de PH.

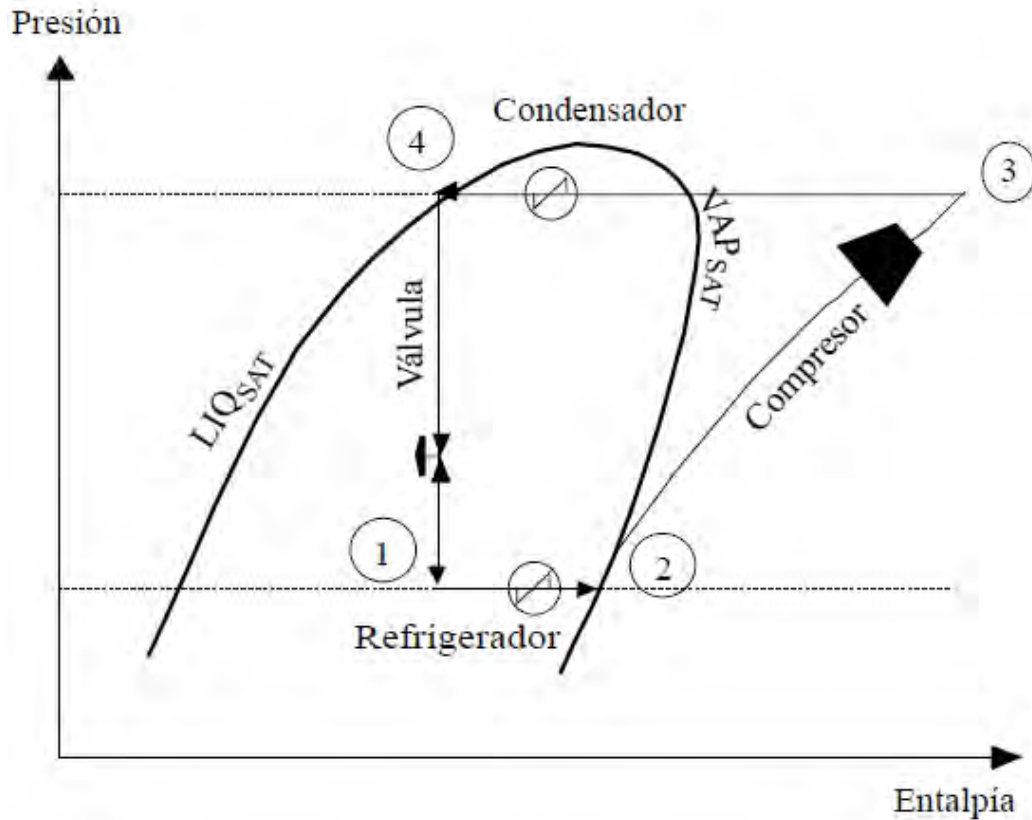


Diagrama 1-1 Diagrama PH de un Ciclo de Refrigeración. (Aguilar Rodríguez y col., 2007).

Desde el punto de vista económico se busca que la condensación de refrigerantes se efectúe con agua de enfriamiento del proceso, por su bajo costo; cualquier otro fluido que requiera menor temperatura deberá ser también refrigerado, a mayor costo. Por esta razón, la evaluación y selección de fluidos que puedan dar el servicio de refrigeración es una tarea crítica en la etapa de síntesis del proceso (Aguilar, 2007).

CAPÍTULO 2

HIPÓTESIS

Y

OBJETIVOS

2.1 HIPÓTESIS

- Se puede llevar a cabo una reducción energética en la sección de desmetanización de una planta de etileno con el uso de una mezcla Metano-Etileno como refrigerante.
- Demostrar que se puede llevar a cabo ésta modificación a pesar de que se trabaja con una torre desmetanizadora de alta presión.

2.2 OBJETIVOS

2.2.1 Objetivos generales

- Diseñar un proceso, evaluarlo y optimizarlo energéticamente usando el simulador *Aspen HYSYS*.
- Seleccionar cual es la mejor combinación de una mezcla binaria para la reducción del consumo de energía en la sección de desmetanización de una planta de Etileno.

2.2.2 Objetivos secundarios

- Análisis y comprensión de la planta de producción de etileno con la ayuda de diversos documento; tesis, artículos y DFP's de la planta.
- Aplicar la herramienta de simulación (HYSYS V8.8) para obtener los resultados y compararlo con los datos de diseño de la planta.

- Interpretar y reportar los resultados o conclusiones obtenidas durante la realización del proyecto.

CAPÍTULO 3

DESCRIPCIÓN

DE LA PLANTA

3.1 UBICACIÓN DEL COMPLEJO

PEMEX Gas y Petroquímica Básica tiene concentrado el 80% de su actividad en las instalaciones de proceso del sureste del país (Pérez González, 2009).

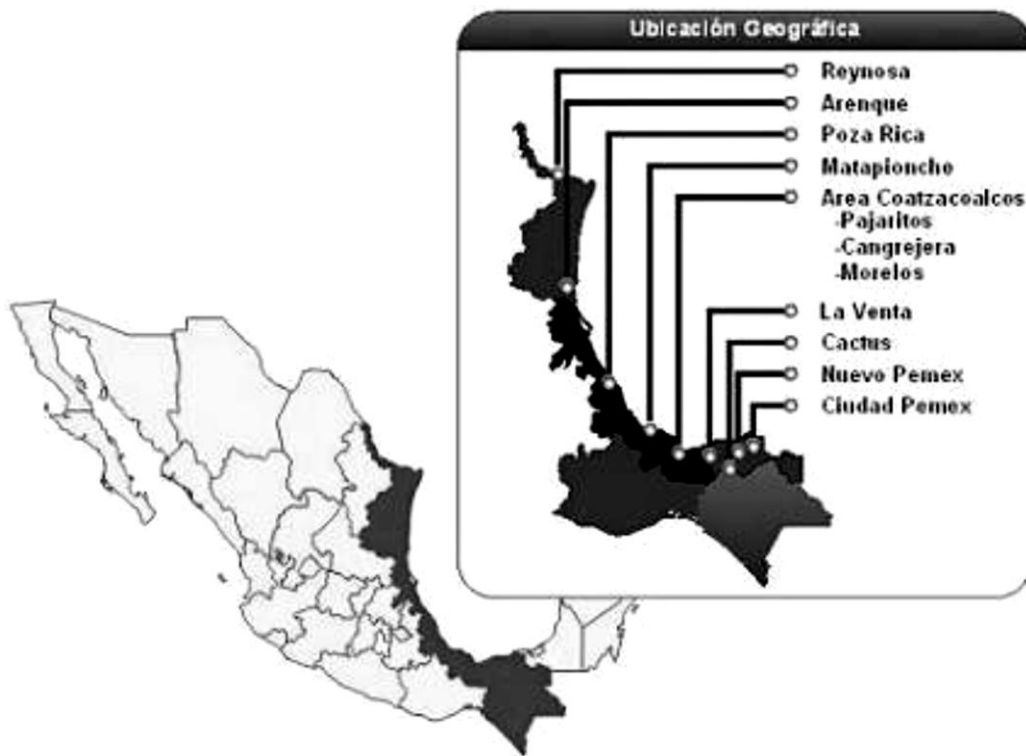


Figura 3-1 Ubicación de centros procesadores de PEMEX Gas y Petroquímica Básica. (Pérez González, 2009).

En el sur del Estado de Veracruz se encuentra el Centro de Gas Área Coatzacoalcos, el cual está conformado por diversos Sectores Operativos, los cuales son; La Cangrejera, Morelos, Pajaritos, Terminal Refrigerada y Terminal Marítima de Almacenamiento y Distribución de Azufre.

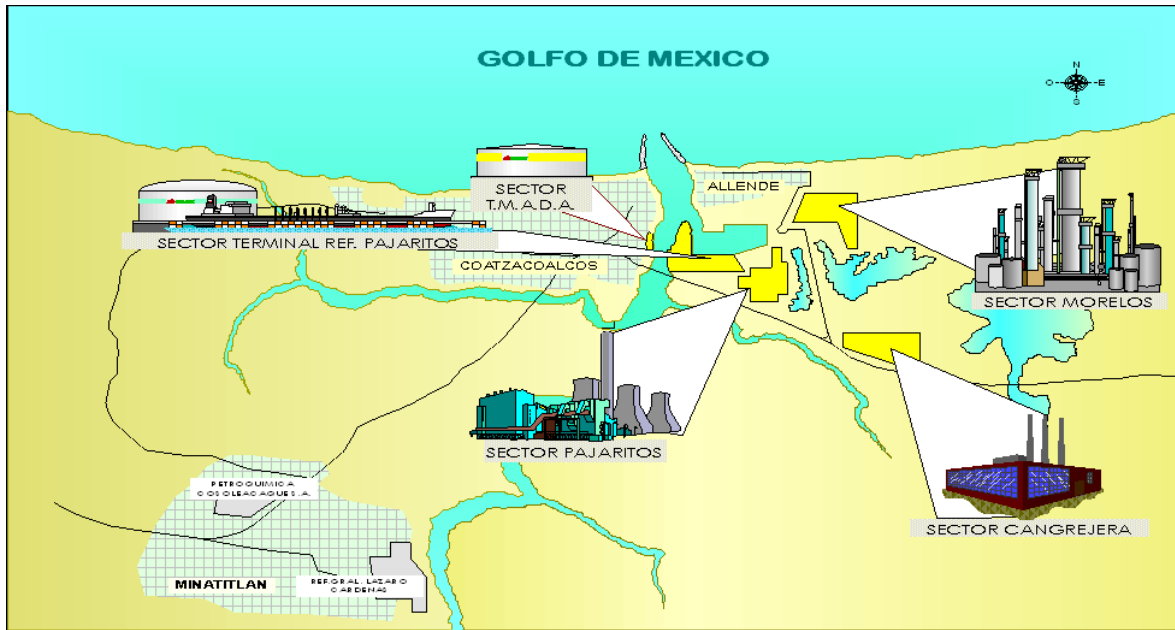


Figura 3-2 Ubicación del Complejo Procesador de Gas (CPG) Área Coatzacoalcos (Pérez González, 2009).

La planta de producción de etileno que se estudia en el presente trabajo se encuentra ubicada dentro del complejo petroquímico de La Cangrejera.



Figura 3-3 Vista Aérea del Complejo Petroquímico de La Cangrejera.

La planta fue diseñada por la compañía Lummus en cooperación con el Instituto Mexicano del Petróleo y fue puesta en operación en 1982, siendo la quinta planta de etileno en el país (Reinartz Carbonell, 1996).

3.2 FUNDAMENTOS DE OPERACIÓN

A partir del Etileno (C_2H_4) y Propileno (C_3H_6) se pueden obtener diversos productos petroquímicos. El etileno es la materia prima petroquímica más importantes.

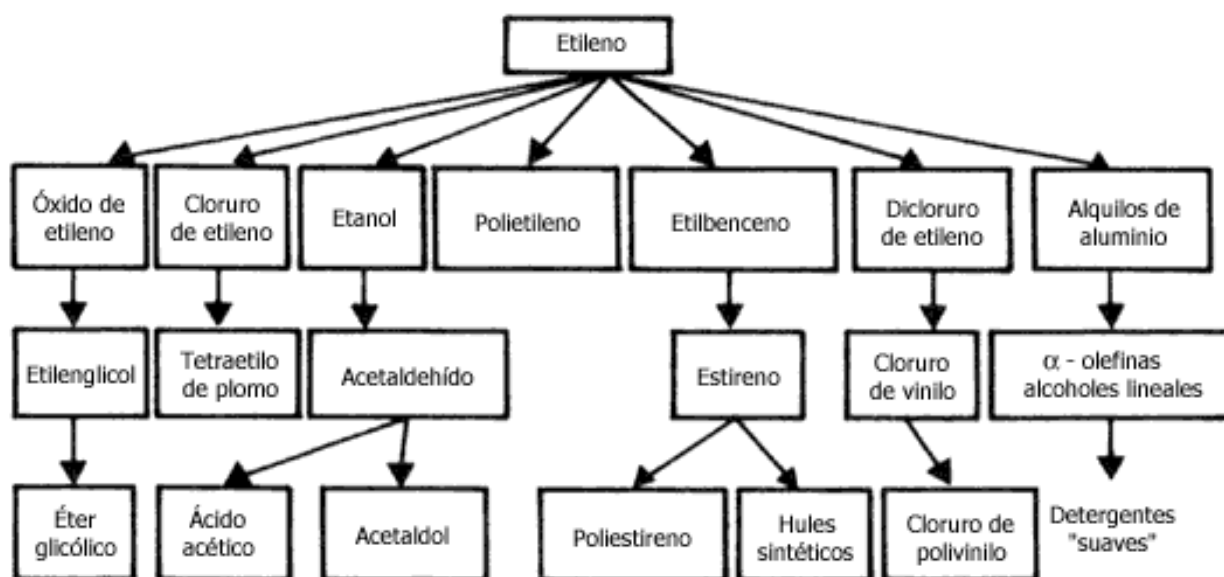


Diagrama 3-1 Los principales productos petroquímicos obtenidos a partir del etileno. (R.M. , 1980).

La obtención industrial de etileno se lleva a cabo mediante la deshidrogenación del etano.

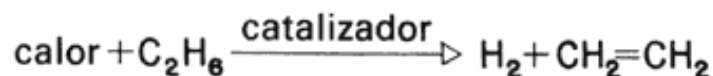


Figura 3-4 Reacción de formación de etileno ($\text{CH}_2=\text{CH}_2$), a partir del etano (C_2H_6) del gas natural (Chow Pangtay, 1998).

Esta transformación es fuertemente endotérmica, por esta razón, se lleva a cabo en hornos a fuego directo, proceso conocido como pirolisis. Los hornos operan hasta unos 1000°C aproximadamente, aunque comúnmente lo hacen en un rango de $750\text{-}900^\circ\text{C}$, con tiempos de residencia de $0.1\text{-}0.6$ s y trabajan con bajas presiones parciales de hidrocarburos; para lograr esto se adiciona vapor de agua a la corriente de alimentación, la cual también impide la coquización. A estas

condiciones de altas temperaturas se produce el rompimiento de enlaces, por lo cual, no solo se forma etileno, sino que también se forman otros productos secundarios no deseados, los cuales son separados posteriormente por destilación o absorción.

En el complejo de La Cangrejera se cubre la producción de algunos de los compuestos del Diagrama 3-1, por ejemplo; óxido de etileno, acetaldehído, etilén glicol y polietileno de baja densidad.

En los países con yacimientos ricos en gas natural, el etileno y el propileno se pueden obtener por medio del proceso llamado desintegración térmica, usando como carga el propano y butano contenidos en dicho gas (Chow Pangtay, 1998). Pero, en los países donde no se cuenta con estas condiciones de grandes cantidades de propano y butano, porque se consume como gas LP, se usa el etano como carga en el proceso de desintegración. En este caso, los productos principales de la reacción son; Etileno, Metano e Hidrógeno. México es uno de los países que ha adoptado este último método para la obtención de su etileno. Las únicas fuentes disponibles actualmente provienen de los procesos de desintegración usados para hacer gasolina.

Para obtener olefinas, la mayor parte de los países europeos y asiáticos han optado por alimentar con hidrocarburos más pesados a las desintegradoras térmicas. Esto se debe a que en estos países no tienen una gran cantidad de reservas de gas natural o que sus crudos no poseen una buena proporción de componentes ligeros, como es el caso de México, Estados Unidos o los países de Oriente Medio. Además, se sabe que el gas natural está compuesto sobre todo de gases no licuables. Por lo tanto su transporte solamente resulta costoso cuando se cuenta con gasoductos que lo conduzcan desde el lugar de producción hasta el de consumo.

La carga más utilizada en las refinerías de Europa es una fracción denominada nafta o gasolina pesada, que proviene de la destilación primaria y cuyas moléculas contienen de cinco a doce átomos de carbono. A veces se usan fracciones aún más pesadas como los gasóleos.

Es importante destacar que la obtención de productos y subproductos está fuertemente ligada a la materia prima y a las condiciones de operación que se utilicen. Un ejemplo de esto está representado en la Tabla 3-1.

Tabla 3-1 Porcentaje de productos obtenidos usando diferentes cargas (Perea López, 1994).

Rendimiento de la pirólisis %	Alimentación						
	Etileno	Propano	Nafta Ligera	Nafta Pesada	Querosina	Gasóleo Ligero	Gasóleo Pesado
Hidrógeno	3.70	1.31	0.98	0.86	0.65	0.60	0.51
Metano	2.80	25.20	17.40	15.30	12.20	20.60	8.82
Acetileno	0.26	0.65	0.95	0.75	0.35	0.40	0.21
Etileno	50.50	38.90	32.30	29.80	25.00	24.00	21.36
Etano	40.00	3.70	3.95	3.75	3.70	3.10	4.54
Metil acetileno y propadieno	0.03	0.60	1.25	1.15	0.75	1.05	0.19
Propileno	0.80	11.50	15.00	14.30	14.50	14.70	13.25
Propano	0.16	7.00	0.33	0.27	0.40	0.45	0.86
1,3 Butadieno	0.85	3.55	4.75	4.90	4.40	4.80	6.15
Butilenos	0.20	0.95	4.55	4.15	4.20	4.40	5.54
Butanos	0.23	0.10	0.10	0.22	0.10	0.10	0.05
C_{5s}	0.22	1.60	3.85	2.35	2.00	3.30	2.18
C₆ - C₈ No Arom.			2.02	2.05	1.55	1.50	2.51
Benceno	0.20	2.20	5.60	6.00	6.20	5.70	5.43
Tolueno	0.05	0.40	1.65	4.60	2.90	3.00	3.27
Xileno y Etilbenceno			0.72	1.65	1.20	1.20	0.74
Estireno			0.65	0.85	0.70	0.70	0.50
C₉+		1.00	0.65	3.10	3.10	2.30	3.08
Combustóleo		1.34	3.30	3.95	16.10	18.10	20.81
TOTAL	100	100	100	100	100	110	100
t/año alimentación p/producir 450,000 t/año de Etileno	531,978	1,054,776	1,230,538	1,335,121	1,580,514	1,665,862	1,771,268

Para separar a las olefinas se somete los gases que salen del proceso de desintegración a una serie de separaciones por medio de columnas de destilación.

Los gases provenientes de la desintegradora, que se encuentran parcialmente licuados, se introducen a la primera columna de destilación, desmetanizadora, en donde se extrae el hidrógeno y el metano por el domo o parte superior de la columna.

Los productos que de fondo son enviados a una segunda columna llamada deetanizadora, en donde se separa el Etano y el Etileno por el domo para separarlos entre sí en una tercera columna.

El etileno obtenido en esta última tiene una pureza de 98-99% que es suficiente para la fabricación de óxido de etileno. Pero, si se desea usar el etileno para hacer polietileno de alta densidad lineal, que requiere una pureza de 99.9%, entonces es necesario someter el etileno a procesos de purificación, lo que aumenta su precio.

Este proceso es representado en el Diagrama 3-2.

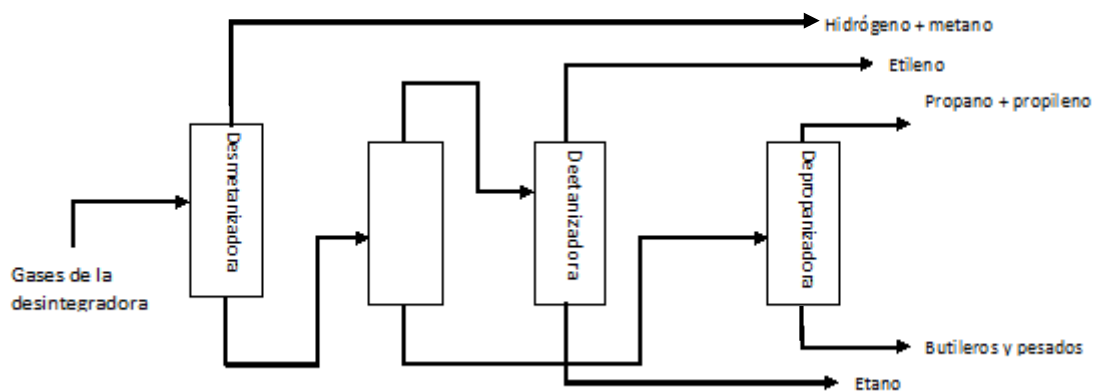


Diagrama 3-2 Destilación Fraccionada de los Gases de la Desintegradora (Chow Pangtay, 1998).

3.3 SECCIONES DE LA PLANTA

Anteriormente ya se han mencionado 4 secciones, pero el complejo petroquímico de La Cangrejera es dividido en 12 secciones acorde al propósito e importancia en el proceso.

Las 12 secciones son las siguientes:

- 1) Zona de Pirólisis
- 2) Zona de Apagado
- 3) Zona de Compresión
- 4) Zona de Lavado Cáustico
- 5) Zona de Desmetanización
- 6) Zona de Metanación
- 7) Zona de Deetanización
- 8) Zona de Despropanización Y Desbutanación
- 9) Zona de Fraccionamiento de Etileno
- 10) Zona de Fraccionamiento de Propileno
- 11) Ciclo de Refrigeración de Etileno
- 12) Ciclo de Refrigeración de Propileno

Para éste trabajo en concreto solo se tomarán en cuenta la Zona de Desmetanización y los ciclos de refrigeración de Etileno y Propileno. Estas zonas se explicarán más a fondo en el Capítulo 4.

CAPÍTULO 4

SIMULACIÓN

DEL PROCESO

4.1 GENERALIDADES

La simulación de este proceso se llevó a cabo en el simulador de procesos Aspen HYSYS V8.8. La simulación de procesos es una herramienta muy útil para estudiar un proceso real como el de producción de etileno, ya que cuenta con diversos modelos y algoritmos para representar las operaciones unitarias. Esta herramienta nos permite poder representar desde una operación en concreto hasta una sección completa de un proceso, con la finalidad de que la simulación cumpla (o se acerque lo más que sea posible a) las especificaciones de diseño y de operación de la planta real.

Este programa cuenta con un banco de datos de distintos compuestos químicos, así como diversos modelos termodinámicos para representar los procesos de forma adecuada. También cuenta con una variedad de métodos numéricos que permiten la elección del tipo de convergencia que se desee.

El conocer cuál es el modelo termodinámico más adecuado para una simulación es un paso muy importante, ya que, para obtener resultados satisfactorios, es necesario escoger y calibrar apropiadamente el modelo termodinámico. Todo esto depende en buena parte a la amplitud y calidad de la base de datos disponible en un simulador (Universidad Nacional de la Plata, s.f.).

ASPENTech ha propuesto una guía para la selección de los paquetes de propiedades según el tipo de compuestos y las condiciones operativas.

La Tabla 4-1 muestra los paquetes básicos recomendados en función del tipo de proceso.

Tabla 4-1 Tipo de proceso y Modelo termodinámico recomendado en función del proceso (Aspen Technology In.).

Tipo de Proceso	Paquete Termodinámico recomendado
Deshidratación de TEG	PR
Acuoso ácido	Sour PR
Procesamiento de gas criogénico	PR, PRSV
Separación de aire	PR, PRSV
Torres atmosféricas de crudo	PR y sus variantes, Grayson Streed (GS)
Torres a vacío	PR y sus variantes, GS, Braun K10, Esso
Torres de etileno	Lee Kesler Plocker
Sistemas con alto contenido de H₂	PR, Zudkevitch-Joffe (ZJ), GS
Reservorios	PR y sus variants
Sistemas de vapor	ASME Steam, Chao Seader, GS
Inhibición de hidratos	PR
Productos químicos	Modelos de actividad, PRSV
Alquilación de HF	PRSV, NRTL
Hidrocarburos-agua (alta solubilidad del agua en HC)	Kabadi Danner
Separaciones de hidrocarburos	PR, SRK
Aromáticos	Wilson, NRTL, UNIQUAC
Hidrocarburos sustituidos (cloruro de vinilo, acrilonitrilo)	PR, SRK
Producción de éter (MTBE, ETBE, ter-amil metil eter TAME)	Wilson, NRTL, UNIQUAC
Plantas de etilbenceno / estireno	PR, SRK o Wilson, NRTL, UNIQUAC (según la tecnología de producción)
Producción de ácido tereftálico	Wilson, NRTL, UNIQUAC
Planta de amoníaco	PR, SRK

En el estudio de (Reinartz Carbonell, 1996) se realizó una comparación entre diversos modelos termodinámicos para determinar cuál era el más adecuado para representar una planta de etileno. Se concluyó que el mejor modelo para utilizar era la ecuación de Peng-Robinson, esto estaba ligado a que la torre desmetanizadora era una de las secciones de mayor complejidad y dicha sección es la parte central de este trabajo.

Con base en estos puntos expuestos, se decidió que el modelo a utilizar sería el de Peng-Robinson.

Al conocer todas éstas características se llega a la conclusión de que se cuenta con una gran herramienta para la realización de este trabajo. El uso de este tipo de programas puede representar un gran ahorro de tiempo y recursos debido a que sus resultados tienen un alto grado de confiabilidad.

Para realizar este trabajo se hizo la representación de 3 secciones de la planta, las cuales son, la sección de desmetanización y los dos ciclos de enfriamiento. Esto se debe a que son las dos secciones que tienen mayor relación con el objetivo del presente trabajo. Para lograr esto, se contó con los balances de materia y energía, propios de cada sección, así como sus diagramas de flujo de proceso.

Por último, los resultados de la simulación deben ser contrastados con datos de diseño o de operación real de la planta. Una vez que se cuenta con una representación apropiada de la planta real en el simulador de procesos, se pueden emprender estudios para mejorar el desempeño de la planta real.

4.2 SECCIÓN DE DESMETANIZACIÓN

En el Diagrama 4-1 se muestra el DFP de la sección de desmetanización. En este trabajo se toman las representaciones en Aspen HYSYS como ilustraciones de los DFP.

La sección de desmetanización está compuesta principalmente por los siguientes equipos:

- a) 1 Torre Desmetanizadora.
- b) 5 Tanques de Separación.
- c) 4 Intercambiadores de Calor "*Multicorriente*", o *MSHE* por sus siglas en inglés (Multi-Stream Heat Exchanger).
- d) 7 Intercambiadores de Calor tipo "*Coolers*".
- e) 3 Intercambiadores de Calor tipo "*Heaters*".

La corriente de gas de alimentación de ésta sección primero se introduce en un tanque secador, con el objetivo de eliminar la totalidad de agua que se pudiera encontrar en esta corriente.

La corriente seca resultante se pasa a un intercambiador tipo *Cooler* para después pasar a un intercambiador *MSHE* que ocupa 2 corrientes frías ricas en hidrógeno y metano provenientes de la misma sección. Después de este enfriamiento, la corriente recorre un tren de intercambio de calor de 3 intercambiadores de calor.

Una vez obtenida la temperatura de $-35.5\text{ }^{\circ}\text{C}$ y una presión de 3702 kPa, ésta corriente se usa como alimentación a un tanque de separación dentro del cual se separan los hidrocarburos condensados y vapores de hidrocarburos e hidrógeno no condensados.

Los fondos de este tanque son utilizados como una corriente de alimentación para la Torre Desmetanizadora. El vapor se lleva un segundo tren de enfriamiento que consta de 3 intercambiadores de calor los cuales llevan a la corriente a una temperatura de $-70.5\text{ }^{\circ}\text{C}$. El primer intercambiador de éste tren de enfriamiento se trata de un intercambiador del tipo *MSHE*.

La corriente procedente de éste tren de enfriamiento se introduce en un segundo tanque separador que trabaja a una temperatura de -70.5°C y una presión de 3606 kPa. En este tanque se separan hidrocarburos condensados y una corriente de vapor de componentes ligeros no condensados

El condensado de esta torre es utilizado como la segunda alimentación de la Torre Desmetanizadora. La corriente de vapor que sale de la torre se lleva a un tercer tren de enfriamiento y condensación, que está conformado por 2 intercambiadores de calor los cuales llevan la corriente a una temperatura de $-101.1\text{ }^{\circ}\text{C}$. El primer intercambiador de es un MSHE, mientras que el segundo es un tipo *cooler*.

La mezcla de líquido y vapor que proviene del tercer tren de enfriamiento llega a un tercer tanque de separación que se encuentra -101°C y 3558 kPa. En esta torre se obtiene una corriente líquida de hidrocarburos ligeros y medianos y una corriente de vapor de hidrocarburos ligeros e hidrógenos.

Los fondos provenientes de esta torre de separación son utilizados como la tercer y última alimentación de la Torre Desmetanizadora. La corriente de vapor proveniente del tercer tanque separador entra a un intercambiador *MSHE*, el cual lleva a la corriente a una temperatura de -138.9°C ., la cual se enfría con una corriente rica en metano y otra rica de hidrógeno.

La mezcla de vapor y líquido proveniente del intercambiador es llevada a un cuarto y último tanque separador que opera a -138.9°C y 3544 kPa. La corriente líquida que se obtiene está compuesta principalmente por metano y etileno, mientras que la de vapor está compuesta principalmente por hidrógeno.

Una parte del vapor proveniente del cuarto tanque de separación se une a con una corriente líquida proveniente del mismo tanque y se calienta en el intercambiador *MSHE*, para después pasar a un intercambiador de tipo *heater* el cual lleva la corriente a una temperatura de 37.7°C , esta corriente pasa a la sección de compresión de la planta de La Cangrejera.

Por otro lado, una parte de vapor proveniente del cuarto tanque de separación es calentada de forma progresiva por los cuatro intercambiadores de calor *MSHE*, para ser finalmente calentada en un *heater* que la llevará a una temperatura de -37.7°C . Esta corriente es llevada a la sección de Metanación.

Las tres corrientes de líquido provenientes de los tanques separadores, entran como alimentaciones en la Torre Desmatanzadora. La Torre tiene 62 platos y trabaja con un reflujo de 2.4. La corriente proveniente del primer tanque separador se introduce en el plato No. 27, mientras que la del segundo tanque se introduce a la altura del plato No. 12. La última corriente, que proviene del tercer tanque separador se introducida a la altura del plato No. 6.

La corriente de vapor proveniente de la Torre Desmetanzadora es calentada a través de los intercambiadores *MSHE* antes mencionados y finalmente calentada por un *heater* para ser llevada a su temperatura final de 37.7°C .

Los fondos de la Torre Desmetanzadora integran la corriente principal de esta sección, los cuales están formados por compuestos C_2 y otros

hidrocarburos pesados. Esta corriente es llevada a la sección de Deetanización para su separación.

Los datos de la corriente de alimentación y de las condiciones de operación de cada corriente de esta sección se encuentran en el Capítulo 9 del trabajo.

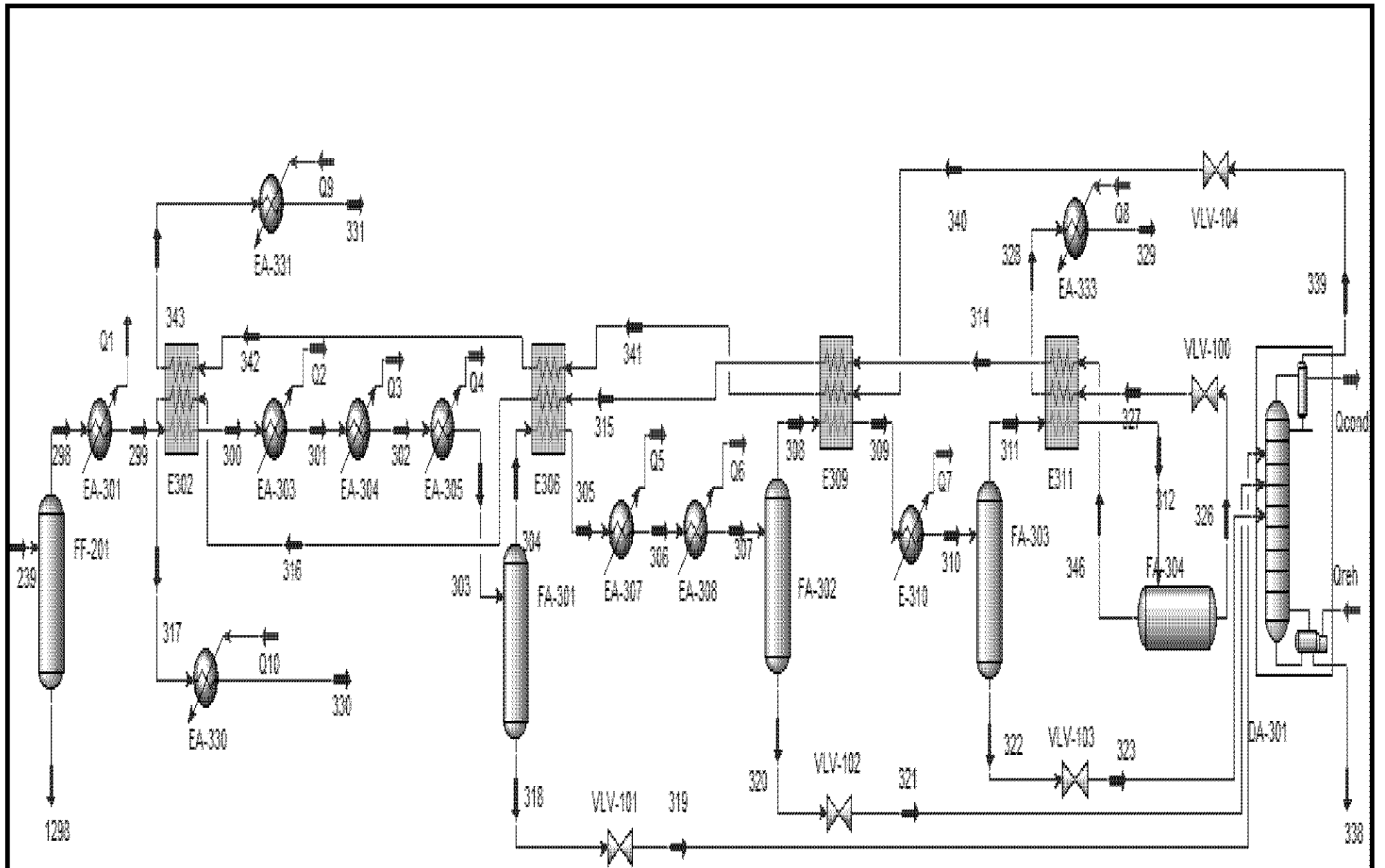


Diagrama 4-1 DFP de la Sección de Desmetanización de la Planta de La Cangrejera

4.3 CICLOS DE REFRIGERACIÓN

La economía de una planta de etileno está fuertemente ligada a su operación sostenida, y se debe asegurar de que ésta esté siempre por arriba del 100% de su capacidad nominal. Debido a que sus productos son enviados a diversas plantas. El paro, o la disminución de capacidad de estas plantas, afectará la rentabilidad de la planta de Etileno.

Los procesos de Refrigeración pueden realizarse con diversos esquemas, pero para poder seleccionar el mejor, debe escogerse aquél que presente el menor costo total, es decir, el de menor costo de inversión y de operación. Éste último punto está fuertemente ligado al consumo de energía del proceso.

En la planta de la cangrejera se utilizan dos ciclos de refrigeración en conjunto, uno de Etileno y el otro de Propileno, para proveer los diferentes niveles de refrigeración que requiere la planta.

Antes de realizar la simulación es importante entender la razón de estos dos ciclos, y esto puede apreciarse al analizar las propiedades termodinámicas de ambos fluidos. El Etileno tiene una temperatura crítica de 9°C , lo cual no permite que se condense con agua de enfriamiento, la cual, por criterios de diseño está a 40°C , mientras que el nivel máximo de enfriamiento que se puede lograr es de -100°C , siendo ésta la temperatura de saturación a la presión atmosférica más la caída de presión del circuito de refrigeración en el circuito de refrigeración (1.3 kgf/cm^2). En cuanto al propileno, es condensable con agua de enfriamiento debido a que su temperatura crítica es de 92°C , y la temperatura mínima que se puede alcanzar es de -43°C .

Por lo tanto, el Etileno proporciona una mayor capacidad de refrigeración, pero el propileno se puede condensar con agua de enfriamiento. Este comportamiento se puede apreciar en el Diagrama 4-2.

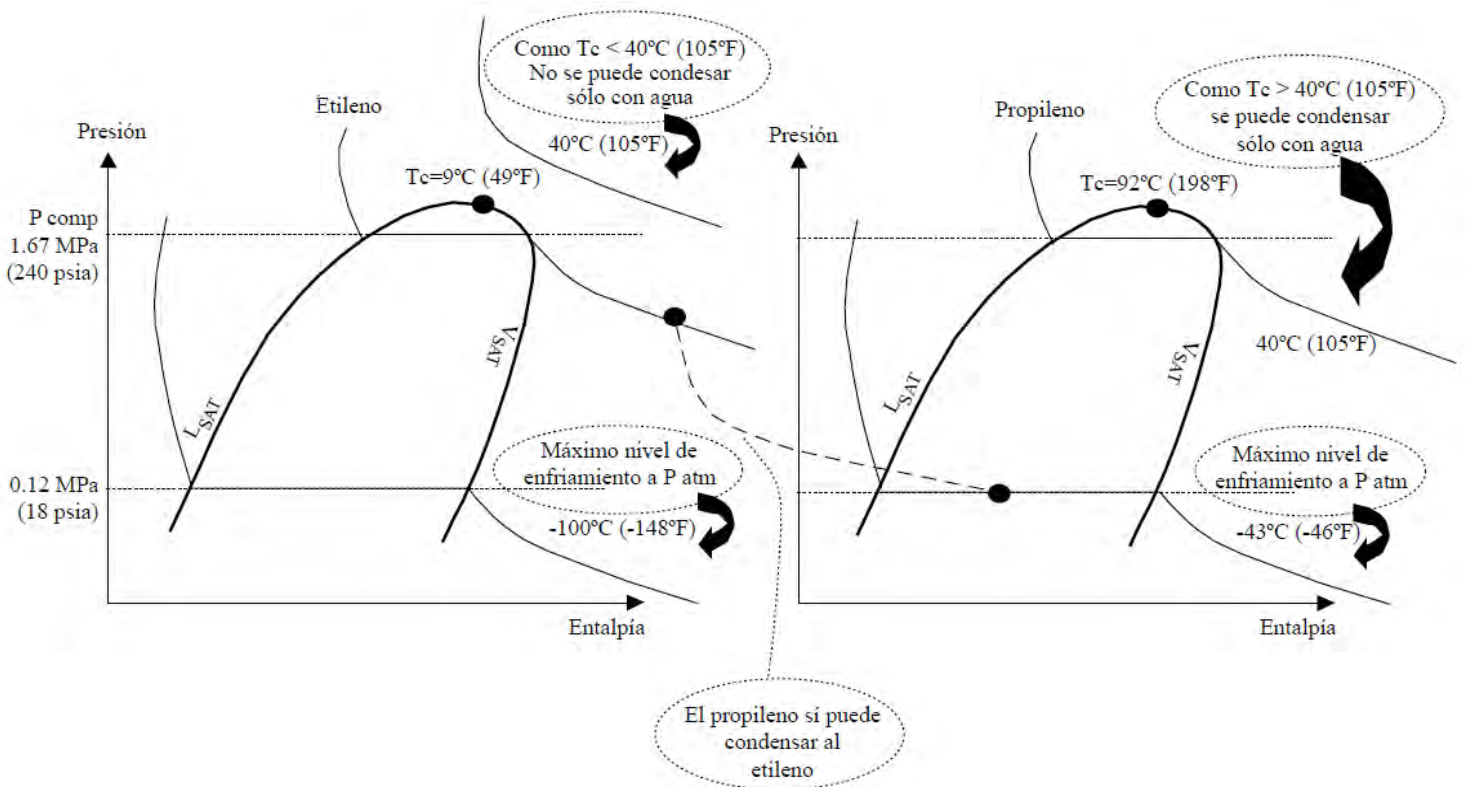


Diagrama 4-2 Diagrama PH del Comportamiento Termodinámico del Etileno y Propileno. (Aguilar Rodríguez y col., 2007).

Estas características justifican el uso de estos refrigerantes en el proceso. Y por eso se utilizan en un ciclo en cascada Etileno/Propileno, en el cual el primer refrigerante da el nivel de enfriamiento de menor temperatura y el segundo permite el uso de agua de enfriamiento para su condensación.

Los ciclos de refrigeración de Propileno y Etileno no forman como tal parte de la planta de La Cangrejera pero estas brindan los servicios de refrigeración asociados a la planta, debido a que las necesidades de enfriamiento no se pueden satisfacer con agua, debido a las bajas temperaturas que requiere el proceso. Estos servicios de enfriamiento permiten que las corrientes de proceso lleguen a las temperaturas

criogénicas que se necesitan para separar los compuestos volátiles que se presentan en la mezcla de la reacción.

Debido a que ambos ciclos cuentan con sus compresores, estos servicios son altamente intensivos en el consumo de vapor de alta presión para movilizar estos equipos. Debido a esto, el impacto sobre el consumo en energético de las dos secciones será muy grande, aproximadamente de un 80%. Por esa razón cualquier disminución en el trabajo de los compresores, reflejará un gran ahorro para la planta.

Antes de hablar en concreto de los servicios de Refrigeración se tiene que hacer la aclaración que las representaciones que se hicieron en este trabajo no son una representación exacta de los Ciclos de Refrigeración, porque el objetivo específico de esta tesis es la reducción energética en la sección de Desmetanización, entonces, las representaciones que se encuentran en el ensayo únicamente cubren las necesidades de enfriamiento de dicha sección. Sin embargo, todos los datos con los que fueron representados estos servicios, son a partir de los datos de diseño con los que se contaba por diversas fuentes.

4.3.1 Ciclo de refrigeración de etileno

Este ciclo en particular tiene una gran importancia para este trabajo debido a que se utiliza principalmente en la sección de interés de esta tesis.

El Ciclo de Refrigeración de Etileno está compuesta principalmente por los siguientes equipos:

- a) 3 Compresores
- b) 3 Tanques de Separación

c) 4 Intercambiadores de Calor tipo "*Coolers*"

d) 4 Intercambiadores de Calor tipo "*Heaters*"

Como ya se mencionó con anterioridad, el ciclo de refrigeración de Etileno tiene una gran importancia para proporcionar el enfriamiento requerido en la sección de Desmetanización debido a que las corrientes de proceso tienen que ser llevadas a temperaturas criogénicas. Mediante se incrementa la temperatura en el proceso, la refrigeración mediante etileno deja de ser apropiada y comienza a utilizarse propileno, debido a que es mejor para estos niveles de enfriamiento y puede ser condensando con agua de enfriamiento.

El efluente del compresor del ciclo de refrigeración de Etileno es introducido a un tren de intercambiadores en serie, los cuales disminuyen la corriente de una temperatura de 73.1 °C a -31-67°C y una presión de 3305 kPa. El primer *Cooler* de este tren utiliza agua de enfriamiento para la condensación del refrigerante, mientras que los últimos 4 lo realizan mediante propileno.

A esta corriente se le somete a una expansión isoentálpica dentro de una válvula, la cual disminuye su temperatura, posteriormente es dividida en dos corrientes, la primera pasa al primer enfriador después del segundo tanque separador de la sección de Desmetanización, para después ser mezclada con la segunda corriente, y ser introducida a un tanque separador que se encuentra operando a -55°C.

La corriente de vapor del separador es enviada a la tercera etapa del ciclo de compresión, mientras que la corriente líquida es enviada a una válvula para que iguale la presión del tanque segundo tanque separador, después la corriente es enviada al enfriador anterior al tercer tanque de separación de la sección de Desmetanización.

La mezcla líquido-vapor resultante es introducida al segundo tanque separador que opera a -75°C . EL vapor resultante de este tanque es enviado a la segunda etapa de compresión del ciclo de refrigeración, a su vez, el líquido pasa a una válvula para posteriormente ser dividido en 3 corrientes.

La primera entra al condensador de la Torre Desmetanizadora, la segunda pasa al enfriador anterior al cuarto tanque de separación de la sección de Desmetanización, ambas corrientes llegan a una vaporización total, después de la vaporización las 2 corrientes se mezclan con la tercera corriente y la mezcla resultante se introduce al tanque al tercer tanque separador. Este último tanque trabaja a -101.4°C .

En caso de que se condense vapor dentro del tercer tanque de separación, existe una línea de refrigerante que se lleva a un tanque acumulador y posteriormente a la alimentación del primer tanque de separación. El vapor obtenido se lleva a la primera etapa de compresión y así se cierra el ciclo de refrigeración de Etileno.

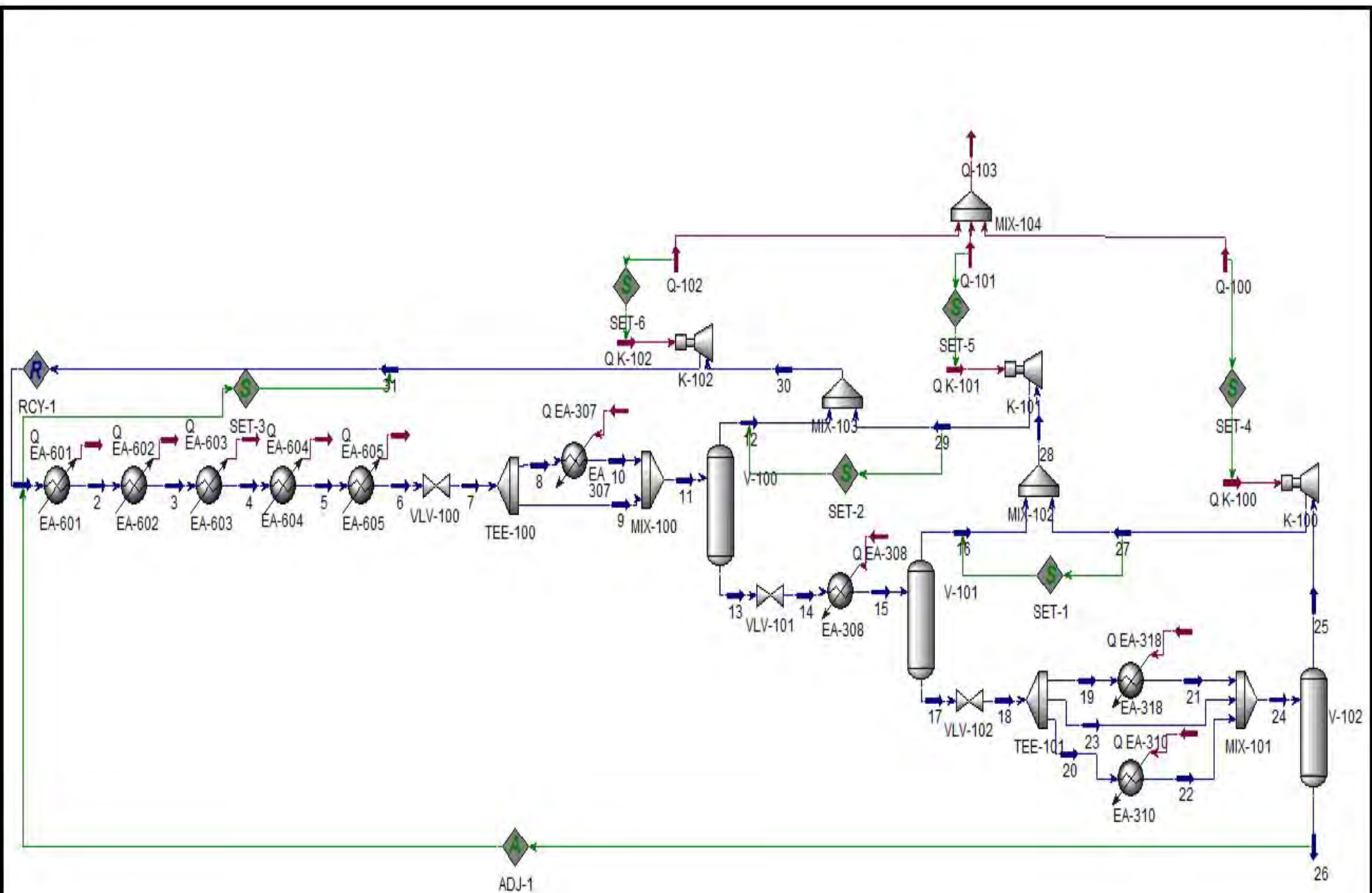


Diagrama 4-3 DFP del Ciclo de Refrigeración de Etileno de la Planta de La Cangrejera.

4.3.2 Ciclo de refrigeración de propileno

El Ciclo de Refrigeración de Etileno está compuesta principalmente por los siguientes equipos:

- a) 4 Compresores
- b) 4 Tanques de Separación
- c) 2 Intercambiadores de Calor tipo "*Coolers*"
- d) 8 Intercambiadores de Calor tipo "*Heaters*"

La corriente de descarga del último compresor del ciclo sale a una temperatura de 91°C y con una presión de 2540 kPa. Esta corriente es introducida en dos intercambiadores que trabajan con agua de enfriamiento, hasta lograr una condensación de la corriente.

Esta corriente es sometida a una expansión isoentálpica disminuyendo su temperatura. Después es dividida en dos corrientes en paralelo, la primera entra al segundo enfriador a la descarga del compresor del Ciclo de Etileno, para después unirse con la segunda corriente y formar la alimentación del primer tanque separador.

El primer tanque separador opera a una temperatura de 18.33°C. La corriente vapor obtenida de este tanque es enviada como alimentación de la cuarta etapa de compresión del ciclo. Mientras que la corriente líquida que se obtiene se envía a una válvula de expansión y posteriormente entran a un tren de intercambiadores de calor que encuentran en paralelo.

Esta corriente se divide en cuatro. La primera se utiliza para la torre Desmetanizadora, la segunda es introducida en el tercer intercambiador del ciclo de Etileno, la tercera corriente se utiliza como medio de

enfriamiento en el primer intercambiador de la sección de Desmetanización, mientras que la cuarta corriente se mezcla con las otras corrientes y es enviada como alimentación del segundo tanque separador.

El segundo tanque opera a una temperatura de 4.4°C . La corriente vapor obtenida se introduce a la tercera etapa de compresión. Por otro lado, la corriente líquido obtenida es sometida a una expansión y después se divide en 3 corrientes en paralelo. La primera corriente proporciona los servicios de enfriamiento y condensación al metano en la sección de desmetanización, la segunda se introduce al cuarto enfriador del ciclo de Etileno y la última se mezcla con las corrientes de estos intercambiadores dando como resultado la corriente de alimentación del tercer tanque separador.

Este tanque está a una temperatura de -20.5°C . El vapor de este tanque es enviado al tercer compresor. La corriente líquida disminuye su presión en una válvula, disminuyendo así su temperatura, en seguida es dividida en 3 corrientes. La primera es enviada al intercambiador previo al segundo tanque de separación de la sección de desmetanización, la segunda se utiliza en el quinto intercambiador del ciclo de Refrigeración de Etileno. En estas dos últimas corrientes se logra una vaporización total. El vapor obtenido en estas corrientes se mezcla con la tercera corriente y se consigue la alimentación del último tanque separador.

El cuarto tanque separador trabaja a una temperatura de -37.2°C . Normalmente no se condensa vapor en este último tanque y todo lo que se obtiene es vapor el cual es enviado al cuarto y último compresor, cerrando de esta forma el ciclo de refrigeración.

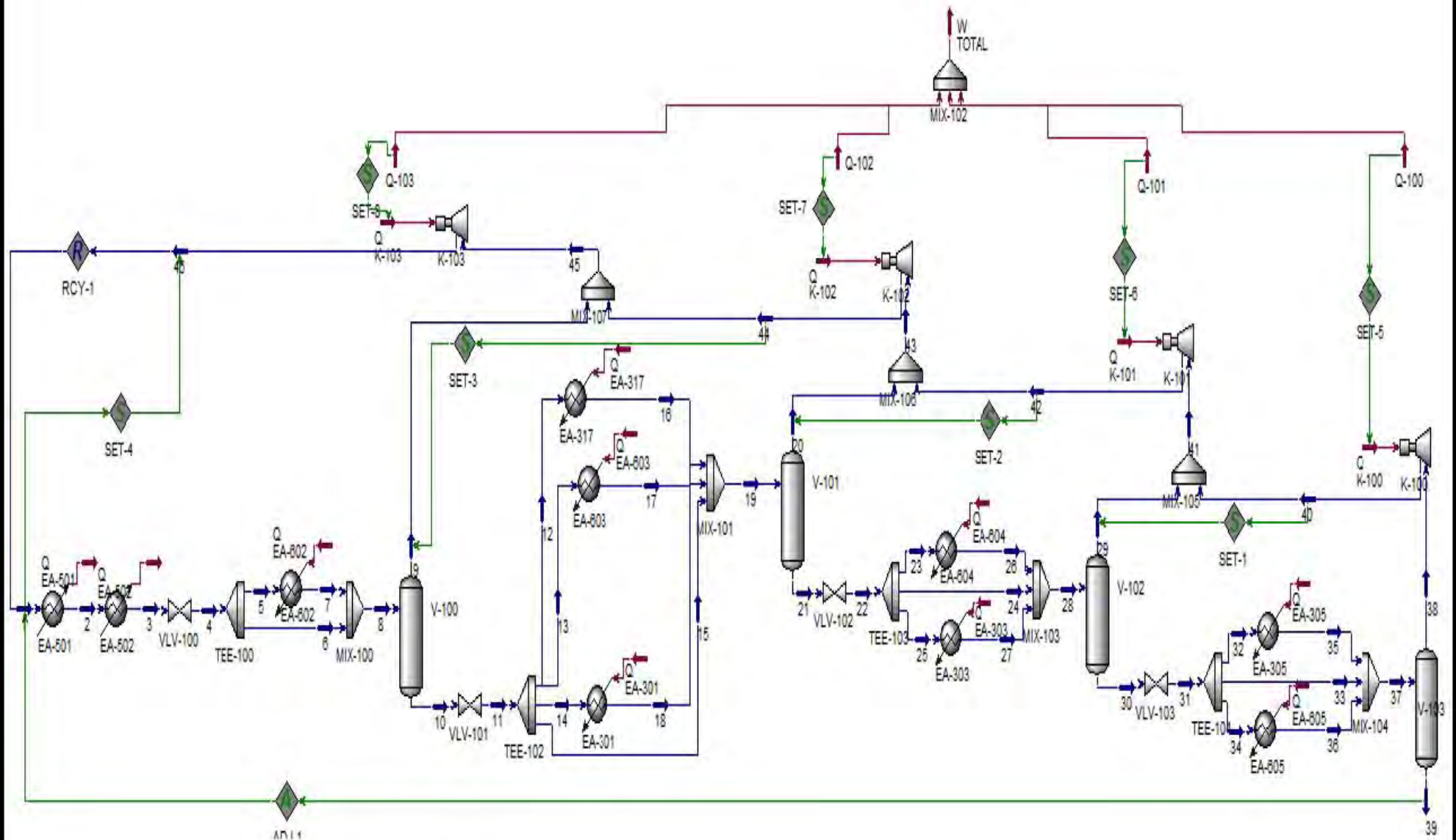


Diagrama 4-4 DFP del Ciclo de Refrigeración de Propileno de la Planta de La Cangrejera

CAPÍTULO 5

MODIFICACIONES

DEL PROCESO

En el capítulo anterior se describe algunas secciones de la planta productora de Etileno de La Cangrejera, y se menciona la relevancia que estas tiene para el presente trabajo. Debido a la finalidad de esta tesis, que es llevar a cabo una reducción energética en la sección de desmetanización, se propone el uso de un refrigerante binario y una modificación en el esquema de la planta para poder llevar a cabo dicho propósito.

5.1 FUNDAMENTO

Para el cumplimiento de los objetivos propuestos, este estudio está basado en 2 patentes principalmente; (Estados Unidos Patente n° US 20020174679 A1, 2002) y (Europa Patente n° EP1045820 B1, 2002).

Debido a la importancia de estos documentos en varias secciones de éste capítulo se citan algunos fragmentos de la patente Europea. Los párrafos que se presenta en este trabajo están basada en la traducción de la patente Europea (España, Europa. Patente n° ES 2 180 228 T3, 2003), con algunas pequeñas adecuaciones que juzgué necesarias para mantener el espíritu original. A continuación se cita una parte de este documento que da fundamento a este trabajo.

"Dentro de un proceso para la producción de etileno a partir de un gas de carga, que contiene hidrogeno, metano, etileno y otros C₂, así como unos hidrocarburos más pesados y comprendiendo este proceso un desmetanizador de baja presión, que trabaja a una presión por debajo de 2,41 MPa (350 libras por pulgada cuadrada), y dentro del cual, el referido gas de carga es refrigerado por un sistema de refrigeración. Un procedimiento para el enfriamiento del mencionado gas de carga, mediante el empleo de un refrigerante binario dentro del referido sistema

de refrigeración comprende las fases de: Comprimir una mezcla de metano y de etileno o de metano y de etano para producir un refrigerante binario; de expandir y de enfriar progresivamente el mencionado refrigerante binario a través de una serie de intercambiadores térmicos; de poner progresivamente el referido refrigerante binario progresivamente enfriado y el mencionado gas de carga dentro de los referidos intercambiadores térmicos en un contacto de intercambio térmico entre sí para enfriarlos y de este modo separar el mencionado hidrogeno y una parte del referido metano y producir unas corrientes líquidas de alimentación para el desmetanizador, las cuales están concentradas en el mencionado etileno y en otros C₂ así como en unos hidrocarburos más pesados; de conducir las referidas corrientes líquidas de alimentación para el desmetanizador hacia el mencionado desmetanizador de baja presión; de producir una corriente bruta de la parte superior del desmetanizador, la cual consiste esencialmente en el metano; de poner la referida corriente bruta de la parte superior del desmetanizador en contacto con el mencionado refrigerante binario progresivamente enfriado; de separar entre si una corriente de reflujo del desmetanizador y una corriente neta de la parte superior del desmetanizador; como asimismo consiste este procedimiento en la fase de hacer retornar la referida corriente de reflujo del desmetanizador al mencionado desmetanizador.”

Como se menciona en la patente, la implementación de un refrigerante binario es preferible que se realice en una planta que opere con una torre desmetanizadora a baja presión, por debajo de 2410 kPa, y normalmente entre 350 kPa a 1034 kPa, estos es porque tiene algunas ventajas, una de ellas es que con una desmetanizador de baja presión las necesidades energéticas para toda la planta son reducidas, así como un menor costo de capital total de la planta.

Debido a los datos de diseño con los que se cuentan para este trabajo, la desmetanizadora del presente ensayo se considera que opera a alta presión, ya que funciona a una presión de 3309 kPa. A pesar de esta diferencia con la recomendación de la patente y los datos de diseño, se decide seguir con el trabajo para corroborar ésta información.

Al igual que lo mencionado en las patentes, existen otras fuentes donde corroboran que es una buena opción el remplazo hacía refrigerantes mixtos, como es mencionado en (Cao, X., W., & A. , 2006) y (Gong, J., & E., 2004):

"Un reciente avance ha sido la introducción de fluidos de trabajo mixtos en lugar de fluidos de trabajo puros en sistemas de refrigeración de tipo convencional."

5.2 SELECCIÓN DEL REFRIGERANTE

La selección adecuada del refrigerante es un factor importante para este trabajo por ello, se recurre una vez más a lo mencionado en las patentes. Como se ha mencionado con anterioridad, un punto importante es el uso de un refrigerante binario en un desmetanizador de alta presión, debido a que este aspecto tiene relevancia en la selección del refrigerante. Esto se explica en el siguiente fragmento tomado de la patente (Europa Patente nº EP1045820 B1, 2002):

"Un refrigerante binario no se utilizaría con un desmetanizador de alta presión porque no hay necesidad de proporcionar ese nivel de refrigeración. No hay necesidad de utilizar un sistema de refrigeración binario como un simple sustituto de un sistema de refrigeración de un componente puro de etileno. Simplemente sería más costoso y complejo. Se han propuesto sistemas de refrigerante mixto para reemplazar tanto los sistemas de refrigeración de etileno y propileno, pero requieren al

menos de un componente más ligero que el de etileno tales como metano. Por lo tanto, es al menos un sistema ternario. Por lo general es más económico utilizar también componentes más pesados que el propileno, tales como componentes C4, por lo que el sistema es generalmente por lo menos un sistema de refrigerante cuaternario.”

En el fragmento anterior se explica la razón del porque no es recomendable el cambio a un refrigerante binario en una planta con un desmetanizador de alta presión pero como ya se ha mencionado, los datos de diseño con los que se cuenta para este trabajo hacen que se implemente la modificación en un desmetanizador de alta presión, con la finalidad de corroborar dicha afirmación. También se menciona posibles componentes de la mezcla para el refrigerante. Aunque en este punto en particular se profundizara en otro fragmento de la patente (Europa Patente nº EP1045820 B1, 2002), el cual se cita a continuación.

“El refrigerante binario de la presente invención comprende una mezcla de metano y etileno. La proporción de metano a etileno variará dependiendo de la materia prima del cracking de la planta de etileno, la severidad del cracking, la presión de tren de enfriamiento y de la naturaleza del refrigerante, entre otras consideraciones, pero normalmente estará en la gama de 10: 90 a 50: 50 y más probable en el rango de 20 80 a 40: 60. El uso del metano y etileno o el metano y el etano como refrigerante binario, junto con un sistema de refrigeración de propileno o propano, proporciona la carga de refrigeración y temperaturas requeridas para una planta de etileno que tiene una desmetanizadora de baja presión, obviando la necesidad de tres refrigerantes separados de metano, etileno y propileno.”

Conforme a la información previamente presentada se puede realizar la selección del refrigerante binario apropiado para la sección de desmetanización de la planta de La Cangrejera.

Para este propósito en particular se realizó un esbozo del ciclo de refrigeración con una mezcla binaria, antes de llevar a cabo la adaptación de dicho ciclo en la sección de desmetanización. Esto se hizo con la finalidad de poder escoger los componentes adecuados para el refrigerante, así como las proporciones de cada uno de ellos. Este diagrama se encuentra en el Anexo 9.2.3.

Para poder determinar la mezcla adecuada primero se tuvo que seleccionar los componentes adecuados. Todos los componentes seleccionados para el refrigerante fueron extraídos de las recomendaciones de las patentes. Para poder llevar a cabo una comparación entre diferentes mezclas, se seleccionó una composición que sirviera como base de comparación entre las diferentes mezclas. La composición que se eligió fue la de 20:80, debido a que es una de las más probables acorde a lo que mencionan las fuentes consultadas.

Tomando en cuenta todas estas consideraciones se puede realizar la Tabla 5-1 donde se muestra una comparativa en la potencia total de los compresores en el ciclo de enfriamiento, criterio de suma importancia para determinar la validez del trabajo, como ya se ha mencionado con anterioridad, la disminución en este criterio dará como resultados una disminución importante en el consumo energético de la planta, ergo, una disminución significativa en los costos de operación de la misma.

Tabla 5-1 Selección de componentes para la mezcla binaria.

		80% mol					
		Composición	Metano	Propano	Propileno	Etano	Etileno
20% mol	Metano			1.37E+07	1.46E+07	1.35E+07	1.37E+07
	Propano	1.60E+07			1.37E+07	1.39E+07	1.48E+07
	Propileno	1.62E+07	1.32E+07			1.40E+07	1.50E+07
	Etano	1.41E+07	1.33E+07	1.41E+07			1.36E+07
	Etileno	1.34E+07	1.35E+07	1.43E+07	1.33E+07		

Todas las magnitudes en la Tabla 5-1 se refieren a la potencia total de los compresores y se encuentran en [kJ/h]. Para cada mezcla binaria, el componente de la columna está en un 80% y, en consecuencia, el componente en el renglón está en un 20%.

Adicionalmente al criterio de mínima potencia, se debe cumplir la restricción de poder proveer los niveles de refrigeración para la desmetanizadora. Con base en lo anterior, los componentes seleccionados para la mezcla son el Metano y Etileno.

Una vez seleccionada la mezcla adecuada para el refrigerante, se procede a escoger la mejor composición. Para ello se optó por realizar la implementación del ciclo de refrigeración propuesto por la patente a la sección de desmetanización, así no solo se podría verificar que composición logra un menor consumo energético en los compresores, sino que también determina si provee los niveles de refrigeración necesarios.

En un principio, las proporciones de una mezcla binaria como la que se busca, pueden generar un gran número de combinaciones probables. El primer parámetro que se utilizó para la comparación fue las proporciones dadas en la patente. Las evaluaciones de la mezclas se realizaron a ceteris paribus, es decir, manteniendo todas las otras variables constantes. Estas variables serán explicadas más adelante.

La Tabla 5-2, reporta la potencia total de los compresores a distintas composiciones.

Tabla 5-2 Potencia de los compresores a distintas composiciones.

Metano-Etileno	
Composición %	Potencia [kJ/h]
10-90.	4.48E+07
20 -80	5.19E+07
30-70	6.08E+07
40 -60	-----

Por encima de la composición de 40:60, o por debajo de 10:90, no se satisfacen las necesidades de enfriamiento de la sección de desmetanización. En la Tabla 5-2, se muestra que la composición óptima se encuentra cercana al 10:90.

En consecuencia, se hizo una evaluación con composiciones entre 10:90 y 20:80, los resultados se muestran en la Tabla 5-3.

Tabla 5-3 Potencia de los compresores en función del rango de composición óptimo de la mezcla.

Metano-Etileno	
Composición %	Potencia [kJ/h]
11-89.	4.55E+07
12-89.	4.61E+07
13-87	4.68E+07
14-86	4.75E+07
15-85	4.82E+07
16-84	4.82E+07
17-83	4.96E+07
18-82	5.04E+07
19-81	5.11E+07

Por lo tanto, se determina que la mejor composición es del 10% de Metano y 90% de Etileno, cumpliendo así lo mencionado por las fuentes consultadas. También se tiene que mencionar que no se puede disminuir aún más el porcentaje de Metano debido a que no cubre el criterio de la eficiencia térmica de la planta.

Un factor importante a mencionar es que una vez seleccionada la mezcla y su composición, ésta permanecerá constante a través de todo el sistema.

5.3 VARIABLES DE OPERACIÓN

Para poder llevar a cabo la simulación del ciclo de refrigeración se necesita conocer de 2 variables fundamentales; presión y temperatura. Los datos de temperatura y presión se obtuvieron de las patentes consultadas, haciendo referencia a las condiciones de operación de diversas corrientes del ciclo de refrigeración.

Tabla 5-4 Condiciones de Operación de Corrientes del Ciclo de Refrigeración. (Europa Patente nº EP1045820 B1, 2002).

Corriente	Temperatura [°C]	Presión [kPa]
30	-37	4500
52	-48	1600
81	-65	800
100	-75	500
116	-106	20

En la Tabla 5-4, se muestran las condiciones de algunas corrientes del Diagrama 5-1, que son fundamentales para la simulación de la planta, sin embargo, solo se tiene la información de algunas de ellas.

Como punto de partida para realizar la simulación del circuito de refrigeración, se tomaron los valores de presión de la Tabla 5-4. Con estos valores se pueden conocer las presiones de todas las corrientes del circuito de refrigeración. Para especificar correctamente la simulación fue necesario estimar la temperatura de algunas corrientes, como se explica en la sección 5.3.1.

5.3.1 Temperatura

Anteriormente se ha mencionado la importancia que tiene esta variable para este trabajo, y en especial para esta sección de desmetanización. La Tabla 5-4 proporciona información para algunas de las corrientes más importantes del ciclo de refrigeración, pero, son insuficientes para una simulación total del ciclo, por lo tanto, algunas corrientes fueron estimadas en un principio para poder realizar la representación.

Las corrientes que se presentan en la Tabla 5-5, son las que fueron tomadas como corrientes cuya temperatura debía ser especificada para la simulación del circuito de refrigeración. Estas temperaturas fueron optimizadas después, como se explica en la Sección 5.3.1.1.

Tabla 5-5 Corrientes supuestas del Ciclo de Refrigeración del Refrigerante Binario.

Corriente	Temperatura [°C]
46	-45
72 a	-61
74 a	-77
96 a	-93

Las corrientes están referidas al Diagrama 5-1.

Para suponer los valores de temperatura se necesitan escoger valores que se aproximen a la solución final. En este caso se seleccionaron temperaturas con un intervalo de 16°C entre ellas, con estos estimados iniciales se cumplen los requerimientos de la planta y se puede realizar por completo la simulación de la planta. No obstante, estos valores tuvieron que ser analizados posteriormente para lograr un mejor resultado.

5.3.1.1 Optimización de la Temperatura

En un proceso es indispensable entender el fundamento de las variables que se desean modificar, así como las repercusiones que estas tendrán. En este caso en particular, la variable que se busca modificar es la temperatura de las corrientes de la Tabla 5-5, buscando una minimización en el consumo de energía de los compresores del ciclo de enfriamiento.

Con este propósito se utilizó la herramienta "The Optimizer" del simulador HYSYS V8.8. Para llevar a cabo esto, la herramienta necesita trabajar con una simulación en estado estacionario con el diagrama de flujo terminado y resuelto (que haya convergido para dar una solución).

Antes de utilizar esta herramienta se realiza un análisis de sensibilidad de las temperaturas de las corrientes en cuestión y de cómo éstas afectan el resultado de la simulación. Al finalizar el análisis, se determina que solo las 2 primeras corrientes tiene un impacto real en el consumo de energía de los compresores. También, gracias a esto, se pudo establecer cuáles son las restricciones de la optimización, conociendo los límites máximos y mínimos por corriente, los cuales quedan determinados por las temperaturas en los intercambiadores múltiples evitando que haya cruces de temperatura.

Con toda la información previa se puede programar al optimizador por completo, para ello se necesitan los límites de cada corriente, el valor de

la variable que se desea optimizar, en este caso una minimización de la potencia total de los compresores y seleccionar un esquema de optimización, el cual fue el método BOX para este trabajo. Los resultados se muestran en la Tabla 5-6.

Tabla 5-6 Corrientes Supuestas Optimizadas

Corriente	Temperatura [°C]
46	-47.7
72 a	-75.7

Esta optimización en las temperaturas produce un 11% de reducción en la energía utilizada por los compresores.

5.4 REPRESENTACIÓN DE LA PLANTA MODIFICADA Y ADAPTADA

Antes de explicar el funcionamiento de la adaptación del ciclo de refrigeración mediante una mezcla binaria, se tiene que mencionar que las condiciones de operación de la sección de desmetanización de la planta productora de etileno no sufrió cambio alguno, por ende, los resultados obtenidos desde la simulación de esta sección permanecen constantes.

La primera corriente que sale del compresor entra a un tren de enfriamiento de 3 compresores, los 2 primeros son mediante agua de enfriamiento y el último es con propileno hasta lograr una condensación total del refrigerante y llevarlo a una temperatura de -37°C. Esta corriente es introducida al primer intercambiador de Calor Multicorriente, entrando como una corriente caliente y disminuyendo su temperatura a -47.7°C , para después ser dividida en dos corrientes, la primera de ella es sometida a una expansión isoentálpica, para posteriormente ser enviada de vuelta a este intercambiador como una corriente de enfriamiento, junto con las corrientes del proceso ricas en Metano,

proveniente de la Desmetanizadora, y corrientes ricas en etileno e hidrogeno, provenientes de la corriente de proceso de la sección de desmetanización, con respecto a la corriente rica en hidrógeno se realizó un cambio con respecto a los datos de diseño, utilizando esta corriente como otro medio de enfriamiento, estas tres corrientes están presentes en todos los intercambiadores múltiples como corrientes de enfriamiento junto con la corriente del refrigerante binario. Regresando a la corriente del refrigerante, esta se calienta y es introducida al cuarto compresor del ciclo de compresión. Mientras que la segunda corriente que fue dividida es introducida en el segundo intercambiador multicorriente como una corriente fría y al salir de este intercambiador

En general, en todos los intercambiadores de tipo multicorriente, ocurre el mismo mecanismo que en el primer intercambiador descrito anteriormente. En el segundo la corriente proviene de la primera división es introducida como una corriente caliente, bajando su temperatura a -75.7°C , para después es dividida en 2, la primer corriente pasa a una válvula de expansión, aumentando su presión y posteriormente ser introducida de vuelta al segundo intercambiador multicorriente, el vapor resultante se envía a la tercer etapa del ciclo de compresión. La segunda corriente es directamente enviada al tercer intercambiador multicorriente.

La corriente del refrigerante que proviene del segundo intercambiado multicorriente es introducida como en el tercer intercambiador del tipo **MSHE**, como una corriente caliente, elevando su temperatura a -77°C y una vez más, es dividida en 2 partes. La primera corriente disminuye su presión y es introducida como corriente de enfriamiento y vaporizada totalmente para ser introducida después en el 3 compresor del ciclo. La segunda corriente es enviada al cuarto intercambiador del tipo **MSHE**.

Al igual que en los intercambiadores previos, en el cuarto intercambiador es introducida la corriente del refrigerante, aumentando su temperatura

a -90°C y después es sometida a una expansión, para regresar al intercambiador como corriente de enfriamiento. Esta última corriente también es utilizada para enfriar las corrientes calientes en el tercer intercambiador, para posteriormente ser vaporizada por completo y ser introducida en el primer compresor del ciclo y de esta manera cerrar todo el ciclo de enfriamiento.

En el último intercambiador multicorriente ocurre un cambio con respecto a la sección sin modificar, en este intercambiador no solo se introducen las corrientes de proceso que previamente ya se habían introducido en la simulación, sino que también es introducida la corriente de los domos de la torre desmetanizadora.

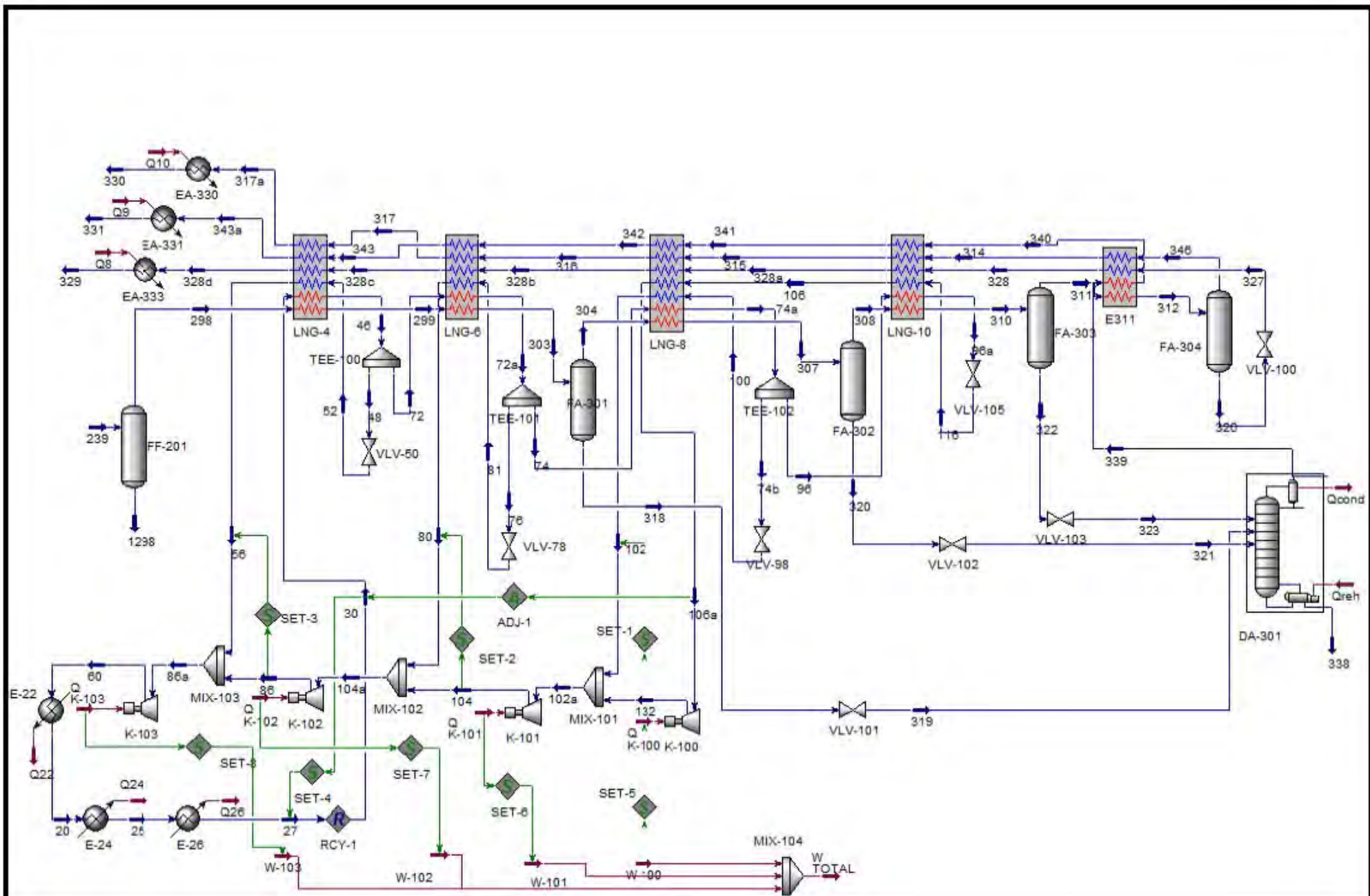


Diagrama 5-1 DFP de la Sección de Desmetanización con el Ciclo de Enfriamiento Adaptado

CAPÍTULO 6

RESULTADOS

En este capítulo se presentan una serie de tablas con los resultados más importantes de la simulación de la Sección de Desmetanización, los Ciclos de Enfriamiento convencionales así como la adaptación del Ciclo de Refrigeración con una mezcla binaria.

Existen distintos tipos de tablas en esta sección, aquellas que realizan una comparativa entre los datos de diseño con los datos obtenidos con la simulación y otras que reportan los datos resultantes de la simulación. Los resultados que no son tan relevantes para este estudio son presentados en la Sección 9.2 del presente trabajo.

6.1 SECCIÓN DE DESMETANIZACIÓN

6.1.1 Productos de torre desmetanizadora

6.1.1.1 Resultados del domo de la torre desmetanizadora

Tabla comparativa entre los datos de diseño con los datos obtenidos en la simulación de los domos de la torre desmetanizadora.

Tabla 6-1 Productos de Domos de Torre Desmetanizadora.

DOMOS TORRE DESMETANIZADORA			
CORRIENTE	339		Error
	Diseño	Simulación	
Componentes	Fracción Mol		
Hidrógeno	0.2128	0.2662	25%
Monóxido de Carbono	0.0151	0.0140	7%
Metano	0.6939	0.7198	4%
Acetileno	0.0767	0.0000	100%
Etileno	0.0015	0.0000	100%
Etano	0.0000	0.0000	
Propino	0.0000	0.0000	
Propadieno	0.0000	0.0000	
Propileno	0.0000	0.0000	
Propano	0.0000	0.0000	
1,3-Butadieno	0.0000	0.0000	
Buteno	0.0000	0.0000	
Butano	0.0000	0.0000	
Pentano	0.0000	0.0000	
Hexano	0.0000	0.0000	
Ciclohexano	0.0000	0.0000	
1,2-Hexadieno	0.0000	0.0000	
CO2	0.0000	0.0000	
H2S	0.0000	0.0000	
Agua	0.0000	0.0000	
FLUJO TOTAL			
Flujo Molar [kgmol/h]	394.0488	370.4547	6%
Flujo Másico [kg/h]	5587.9940	4649.9798	17%
VARIABLES DE OPERACIÓN			
Temperatura [°C]	-98.6111	-107.1706	9%
Presión [kPa]	3081.9573	3081.9573	0%
DATOS DE CORRIENTE			
Fracción de Vapor V/F	1.0000	1.0000	0%
P.M. [kg/kmol]	14.1810	12.5521	11%
Densidad [kg/m³]	45.7144	36.5048	20%

6.1.1.2 Resultados del Fondo de la Torre Desmetanizadora

Tabla comparativa entre los datos de diseño con los datos obtenidos en la simulación de los fondos de la torre desmetanizadora.

Tabla 6-2 Producto de Fondos de Torre Desmetanizadora.

FONDOS TORRE DESMETANIZADORA			
CORRIENTE	338		Error
	Diseño	Simulación	
Componentes	Fracción Mol		
Hidrógeno	0.0000	0.0000	
Monóxido de Carbono	0.0000	0.0000	
Metano	0.0002	0.0000	95%
Acetileno	0.0033	0.0032	2%
Etileno	0.5513	0.5525	
Etano	0.4162	0.4147	
Propino	0.0001	0.0002	
Propadieno	0.0001	0.0002	
Propileno	0.0115	0.0114	
Propano	0.0030	0.0029	
1,3-Butadieno	0.0071	0.0071	
Buteno	0.0014	0.0014	
Butano	0.0015	0.0014	
Pentano	0.0016	0.0016	
Hexano	0.0009	0.0009	
Ciclohexano	0.0009	0.0008	
1,2-Hexadieno	0.0009	0.0007	
CO2	0.0000	0.0000	
H2S	0.0000	0.0000	
Agua	0.0000	0.0010	
FLUJO TOTAL			
Flujo Molar [kgmol/h]	4156.6291	4156.6291	
Flujo Másico [kg/h]	122982.7464	122856.9603	

Continuación Tabla 6-2.

VARIABLES DE OPERACIÓN			
Temperatura [°C]	-1.0092	-1.0092	
Presión [kPa]	3171.5892	3171.5892	
DATOS DE CORRIENTE			
Fracción de Vapor V/F	1.0000	1.0000	
P.M. [kg/kmol]	29.5871	29.5569	
Densidad [kg/m³]	392.7058	385.6084	2%

6.2 CICLOS DE REFRIGERACIÓN CONVENCIONALES

6.2.1 Resultados del ciclo de etileno

6.2.1.1 Primer corriente del ciclo

Datos de operación de la primera corriente a la salida del último compresor del ciclo de refrigeración de Etileno.

Tabla 6-3 Condiciones de la Primera Corriente del Ciclo de Etileno.

Primera corriente del ciclo	
Temperatura [°C]	78.91
Presión [kPa]	3550.00
Flujo Molar [kgmol/h]	3610.23

6.2.1.2 Compresores

Potencia de cada uno de los compresores, así como del total, en el ciclo de refrigeración de Etileno.

Tabla 6-4 Potencia de los compresores del Ciclo de Etileno.

Compresor	Potencia [kJ/h]
1° Compresor	2.33E+06
2° Compresor	3.88E+06
3° Compresor	1.38E+07
Total	2.00E+07

6.2.2 Resultados del ciclo de propileno

6.2.2.1 Primer corriente del ciclo

Datos de operación de la primera corriente a la salida del último compresor del ciclo de refrigeración de Propileno.

Tabla 6-5 Condiciones de la Primera Corriente del Ciclo de Propileno.

Primera corriente del ciclo	
Temperatura [°C]	91.03
Presión [kPa]	2540.00
Flujo Molar [kgmole/h]	8226.01

6.2.2.2 Compresores

Potencia de cada uno de los compresores, así como del total, en el ciclo de refrigeración de Propileno.

Tabla 6-6 Potencia de los compresores del Ciclo de Propileno.

Compresor	Potencia [kJ/h]
1° Compresor	1.43E+06
2° Compresor	8.11E+06
3° Compresor	6.89E+06
4° Compresor	2.33E+07
Total	3.97E+07

6.3 Ciclo de Refrigeración Modificado y Adaptado

6.3.1 Primer corriente del ciclo

Datos de operación de la primera corriente a la salida del último compresor del ciclo de refrigeración modificado usando un refrigerante binario.

Tabla 6-7 Condiciones de la Primera Corriente del Ciclo de Refrigeración.

Primera Corriente del Ciclo de Refrigeración	
Temperatura [°C]	-37.00
Presión [kPa]	4500.00
Flujo Molar [kgmole/h]	6939.79

6.3.2 Compresores

Potencia de cada uno de los compresores, así como del total, en el ciclo de refrigeración modificado usando un refrigerante binario.

Tabla 6-8 Potencia de los Compresores.

Compresor	Potencia [kJ/h]
1° Compresor	4.86E+06
2° Compresor	3.01E+06
3° Compresor	1.09E+07
4° Compresor	2.16E+07
Total	4.04E+07

CAPÍTULO 7

ANÁLISIS DE

RESULTADOS

Los resultados presentados en el capítulo anterior muestran que se puede realizar una representación confiable con el simulador de procesos de las secciones de la planta de Etileno, así como de las modificaciones propuestas para este trabajo.

Al momento de realizar la comparativa entre los datos de diseño y los datos de la simulación, se encontró que en su mayoría concordaban, salvo unas cuantas excepciones. Por estos casos se realizó una comparación para determinar cuál era el porcentaje de error y determinar si tenía un impacto real en la simulación. Después de esto, se determinó que los porcentajes de error no eran tan grandes para afectar la simulación, menores al 10% y en los casos de que este porcentaje fue superado, de igual manera, tampoco impactó en la validez de la representación debido a que se trataba de concentraciones muy bajas que prácticamente no afectan el comportamiento y las características de las corrientes a las que pertenecen.

A continuación se detallan los resultados obtenidos por sección.

7.1 SECCIÓN DE DESMETANIZACIÓN

Los resultados obtenidos en la Torre Desmetanizadora se lograron al modificar el reflujo de la torre. Con ello se logró reproducir de mejor manera el balance de materia de la columna. Por ejemplo, se logra una mejor composición en el domo de la torre.

La composición del flujo del domo de la Torre está constituida principalmente por metano e hidrógeno. Esta corriente es utilizada posteriormente como combustible rico en metano. La mayor diferencia

que existe entre las corrientes de diseño y de la simulación es las pequeñas trazas de Acetileno y Etileno que se reportan en la literatura. Estas diferencias de composiciones no pudieron ser igualadas.

Los fondos de la Torre Desmetanizadora se componen principalmente por Etileno y Etano. La diferencia más notoria entre las corrientes de diseño y la de la simulación, es que en la de simulación no existen trazas de metano ya que este se encuentra en los domos de la torre.

También hay que mencionar que a pesar de que se conocen los datos de reflujo de la torre, se desconocen las composiciones de las corrientes intermedias de la misma.

7.2 CICLOS DE REFRIGERACIÓN

Los resultados en los ciclos de refrigeración, tanto de los convencionales como del modificado, se tienen que analizar de manera conjunta, debido a que estos son los de mayor interés para la tesis.

Para comenzar el análisis de los ciclos, se compara la reducción que se produce en la cantidad de refrigerante para los servicios de enfriamiento.

La Tabla 7-1 reporta los resultados de las necesidades de refrigerante de por ciclo de enfriamiento

Tabla 7-1 Cantidad de Refrigerante en los Ciclos Convencionales.

Corriente	Flujo Molar [Kgmol/h]
Etileno	3610.23
Propileno	8226.01
Total	11836.24

En la Tabla 7-1, también se muestra la cantidad total de los refrigerantes que se necesitan para enfriar las corrientes de la sección de desmetanización. A pesar de que el ciclo de Etileno tiene una gran importancia en esta sección de la planta, por las temperaturas de las corrientes de proceso, los resultados para este caso de estudio en particular, muestran que se necesita una mayor cantidad de refrigerante en el Ciclo de Propileno, al igual que un mayor consumo energético como se verá más adelante.

A continuación, se compara la cantidad de refrigerante total de los ciclos de enfriamiento con la de la modificación propuesta.

Tabla 7-2 Comparativa de las necesidades de Refrigerante por Ciclos de Enfriamiento.

Ciclos Convencionales	Ciclo Modificado	Diferencia	% Ahorro
11836.24	6939.79	4896.45	41%

Las magnitudes del refrigerante están referidas al flujo molar en kgmol/h. Como se observa en la Tabla 7-2. las necesidades de refrigerante son menores cuando se recurre a un ciclo de enfriamiento con un componente binario. Reduciendo la cantidad de refrigerante en un 41%, lo cual implica un ahorro en los costos de operación de la planta.

El siguiente punto a comparar es el más importante, la potencia de los compresores, debido a que una disminución de este, traerá un gran impacto en la economía de la planta, ya que, como se sabe por datos de bibliografía, cerca del 80% del consumo energético de planta se debe al trabajo de compresión en los ciclos de enfriamiento.

En la Tabla 7-3 se muestra el consumo energético de los ciclos de enfriamiento.

Tabla 7-3 Potencia de los compresores en los Ciclos de Enfriamiento Convencionales.

Corriente	Potencia [kJ/h]
Etileno	2.00E+07
Propileno	3.97E+07
Total	5.97E+07

Al igual que en la necesidad de refrigerante requerido por ciclo de enfriamiento, se determina que se realiza un mayor trabajo de compresión en el ciclo de Propileno. Esto se entiende por la cantidad de refrigerante utilizado en el ciclo, así como la cantidad de compresores en el mismo.

La primera comparación que se realiza es entre potencia total en los ciclos convencionales con la potencia del ciclo de refrigeración con un refrigerante binario, como se muestra en la Tabla 7-4.

Tabla 7-4 Comparación de Potencias Totales en los Ciclos Convencionales con el Ciclo Modificado.

Ciclos Convencionales	Ciclo Modificado	Diferencia	% Ahorro
5.97E+07	4.48E+07	1.48E+07	25%

Todas las magnitudes se refieren a la potencia de los compresores y se encuentran en kJ/h.

Debido a la modificación del refrigerante, al pasar de componentes puros a una mezcla binaria, se obtiene como resultado una disminución del 25%, lo cual es bastante considerable. A pesar del buen resultado

obtenido con este cambio se decidió que se podía mejorar aún más, para ello se utilizó la herramienta "The Optimizer" de Aspen HYSYS.

Los resultados obtenidos se muestran en la Tabla 7-5.

Tabla 7-5 Comparación de Potencias Totales en los Ciclos Convencionales con los Ciclos Optimizados.

Ciclos Convencionales	Ciclo Optimizado	Diferencia	% Ahorro
5.97E+07	4.04E+07	1.93E+07	32%

Una vez terminada la optimización se obtiene como resultado una disminución del 32% de la potencia total de los compresores con respecto a la potencia de los ciclos de enfriamiento convencional, esto es usando el refrigerante binario de Metano-Etileno en proporción del 10%-90%.

CAPÍTULO 8

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

8.1 CONCLUSIONES

- 1)** De este trabajo mediante simulación, se concluye que es factible emplear una mezcla de Metano y Etileno como refrigerante para la sección de desmetanización de una planta productora de etileno.
- 2)** La segunda conclusión es que se cumple la hipótesis de que el cambio a un refrigerante binario, traerá como consecuencia una disminución en el consumo energético de la planta, esto es respaldado por los resultados obtenidos en el trabajo.
- 3)** Se puede realizar el cambio a una mezcla binaria como refrigerante a pesar de que se opera con un desmetanizador a alta presión, contrario a las condiciones que proponen las fuentes principales para este trabajo.

8.2 RECOMENDACIONES

- 1)** En este trabajo la composición del refrigerante binario se mantiene constante a través de todo el ciclo de enfriamiento, pero en las fuentes consultadas menciona la posibilidad de que la composición del refrigerante varíe a lo largo del ciclo de refrigeración. Esta modificación podría traer resultados interesantes debido a que la composición buscaría ser la óptima en cada parte del ciclo lo cual conllevaría resultados distintos a los obtenidos en este trabajo.

- 2)** Puede ser interesante realizar más evaluaciones sobre las mezclas refrigerantes, ya sean mezclas terciarias o cuaternarias, con la intención de establecer o negar la existencia de patrones que hagan valiosa la investigación teórica sobre el comportamiento de refrigeración de estas mezclas.

- 3)** Para este trabajo en especial solo se tomaron en cuenta ciertas secciones de la planta, pero si se desea tener resultados más amplios, es necesario hacer la simulación de todas las secciones de la planta, debido a que todas ellas tienen una gran interacción entre sí.

- 4)** Este trabajo se centra principalmente en la evaluación energética de la sección de desmetanización, así como, de los ciclos de refrigeración y la reducción del consumo de energía, con el fin de demostrar que esto último es factible. Sin embargo, se recomienda hacer una evaluación económica que permita saber si el desarrollo de esta tecnología es factible económicamente.

CAPÍTULO 9

REFERENCIAS

Y ANEXOS

9.1 REFERENCIAS

- Aguilar Rodríguez, E., Murrieta Guevara, F., Martínez Gutiérrez, M. P., Villalobos Hiriart, A., & Klip Moshinsky, A. (2007). Tecnología, Ciencia, Educación (Vol. 22). Monterrey, México: Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos A.C. Obtenido de <http://www.redalyc.org/articulo.oa?id=48222102>*
- Aguilar, E. (2007). Diseño de Procesos en Ingeniería Química. Instituto Mexicano del Petróleo . México: IPN.*
- Aspen Technology In. (s.f.). ASPEN HYSYS User Guide. Technical Support. Cambridge, Massachusetts, EUA: Aspen Technology, Inc. Obtenido de <http://www.aspentech.com>*
- Bocanegra Ortiz, L. (s.f.). UNMSM. Facultad de Ciencias Físicas, 1. (U. N. Ingeniería, Editor) Obtenido de Oficina General del Sistema de Bibliotecas y Biblioteca Central: http://sisbib.unmsm.edu.pe/bibvirtual/publicaciones/hidraulica_mecanica/1999_n1/nuevos.htm#**
- Cao, W., X., L., W., L., & A. , G. (2006). Parameter comparison of two small-scale natural gas liquefaction processes in skid-mounted packages. J of Applied Thermal Engineering. doi:26, 898-904*
- Chow Pangtay, S. (1998). Petroquímica y Sociedad. México: Fondo de Cultura Económica.*
- Durán L., G. A., Arnone M., V., & Baldés P., J. (2-9 de Junio de 2009). Evaluación de Refrigerantes Binarios para su Uso Potencial en la Licuefacción de Gas Metano. (I. T. Energy and Technology for the Americas: Education, Ed.) San Cristóbal, Táchira, Venezuela: Seventh LACCEI Latin American and Caribbean Conference for Engineering and Technology (LACCEI'2009). Obtenido de <http://www.laccei.org/LACCEI2009-Venezuela/p242.pdf>*
- Emerson Climate Technologies. (2013). Manual Técnico de Refrigeración y Aire Acondicionado. Obtenido de Emerson Climate Technologies Web Site: <http://www.emersonclimate.com/es-LA/Resources/Documents/Emerson-ManualTecnico2013.pdf>*
- Gong, M., J., W., & E., L. (2004). Performances of the mixed-gases Joule-Thomson refrigeration cycles for cooling fixed temperature heat loads. J of Cryogenics. doi:44, 847-857*

- Luque Rodríguez, S., & Vega Granda, A. B. (2005). *Simulación y optimización avanzadas en la industria química y de procesos: HYSYS*. (D. d. Ambiente, Ed.) Oviedo, España: Universidad de Oviedo.
- M., M., M., A., & S.M., M. N. (2009). *Development in Mixed Refrigerant Cycles Used in Olefin Plants*. K.N.Toosi University of Technology, Department of Mechanical Engineering. Tehran, Iran: G.V. Rex Reklaitis and M.M. El-Halwagi. Obtenido de http://s3.amazonaws.com/academia.edu.documents/30571419/p12.pdf?AWSAccessKeyId=AKIAJ56TQJRTWSMTNPEA&Expires=1445369590&Signature=DykI%2BILPHsUIjd4QbpsUx8p3dIE%3D&response-content-disposition=inline%3B%20filename%3DDevelopment_in_Mixed_Refrigerant_Cycles.p
- PEMEX PETROQUÍMICA. (22 de 04 de 2005). *MODERNIZACIÓN DE LA PLANTA DE ETILENO DEL COMPLEJO PETROQUÍMICO MORELOS*. Comunicación Personal.
- Perea López, E. (1994). *Simulación E Integración Térmica De La Planta De Etileno De La Cangrejera, Veracruz*. Tesis de Licenciatura, Universidad Nacional Autónoma de México, Facultad de Química, DF.
- Pérez González, V. U. (2009). *Optimización Del Agua De Enfriamiento En La Planta Fraccionadora De Hidrocarburos La Cangrejera*. Tesis, Universidad Veracruzana, Departamento de Ingeniería Química, Veracruz.
- Protocolo de Montreal. (17 de Junio de 2014). *Noticias Mensuales de América Latina y el Caribe Sobre la Capa de Ozono y el Protocolo de Montreal*. (A. L. revista, Ed.) Obtenido de *Boletín Ozono*: http://www.protocolodemontreal.org.br/eficiente/repositorio/boletim_ozonio/2014/1017.pdf
- R.M. , S. (1980). *Introducción a los Procesos Químicos Industriales*. México: CECSA.
- Reinartz Carbonell, E. (1996). *Optimización De La Planta De Etileno De La Cangrejera*. Tesis de Licenciatura, Universidad Nacional Autónoma De México, Facultad de Química , D.F.
- SEMARNAT. (s.f.). *IMPLEMENTACIÓN DEL PROTOCOLO DE MONTREAL EN MÉXICO*. (D. G. RETC, Ed.) Obtenido de

[http://www.semarnat.gob.mx/:](http://www.semarnat.gob.mx/)
http://www.semarnat.gob.mx/archivosanteriores/temas/gestionambiental/calidaddeaire/Documents/implementacion_protocolo.pdf

Sumner, C., Wei, V. T., Crawford, J. J., Stanley, S. J., & McNab, R. J. (24 de Julio de 2002). Europa Patente nº EP1045820 B1. Obtenido de <http://www.google.com/patents/EP1045820B1?cl=en>

Sumner, C., Wei, V. T., Crawford, J. J., Stanley, S. J., & McNab, R. J. (01 de Febrero de 2003). España, Europa. Patente nº ES 2 180 228 T3. Obtenido de http://www.oepm.es/pdf/ES/0000/000/02/18/02/ES-2180228_T3.pdf

The Chemours Company. (s.f.). Protocolo de Montreal y los refrigerantes alternativos. Obtenido de Refrigerantes México: https://www.chemours.com/Refrigerants/es_MX/news_events/noticias_refrescantes/edicion_15/montreal_refrigerantes_alternativos.html

Universidad Nacional de la Plata. (s.f.). Ingeniería de procesos. (F. d. Ingeniería, Editor) Obtenido de Biliografía de Diseño Óptimo II: http://www.ing.unlp.edu.ar/dquimica/paginas/catedras/ingproces/DisOpt2/Bibliografia2/UniSim/SeleccionModelosTermodinamicos_UniSim.doc.

Wei, V. T. (28 de Noviembre de 2002). Estados Unidos Patente nº US 20020174679 A1. Obtenido de <http://www.google.com/patents/US20020174679>

9.2 ANEXOS

9.2.1 Sección de desmetanización

9.2.1.1 Corriente de alimentación.

Tabla 9-1 Datos de la Corriente de Alimentación de la Sección de Desmetanización.

CORRIENTE DE ALIMENTACIÓN			
CORRIENTE	239		Error
	Diseño	Simulación	
Componentes	Fracción Mol		
Hidrógeno	3.24E-01	3.24E-01	0%
Monóxido de Carbono	4.40E-03	4.40E-03	0%
Metano	7.92E-02	7.92E-02	0%
Acetileno	1.90E-03	1.90E-03	0%
Etileno	3.31E-01	3.31E-01	0%
Etano	2.42E-01	2.42E-01	0%
Propino	1.00E-04	1.00E-04	0%
Propadieno	1.00E-04	1.00E-04	0%
Propileno	6.60E-03	6.60E-03	0%
Propano	1.70E-03	1.70E-03	0%
1,3-Butadieno	4.10E-03	4.10E-03	0%
Buteno	8.00E-04	8.00E-04	0%
Butano	8.00E-04	8.00E-04	0%
Pentano	9.00E-04	9.00E-04	0%
Hexano	5.00E-04	5.33E-04	-7%
Ciclohexano	5.00E-04	4.90E-04	2%
1,2-Hexadieno	4.00E-04	3.90E-04	3%
CO2	0	0	
H2S	0	0	
Agua	7.00E-04	7.00E-04	0%
FLUJO TOTAL			
Flujo Molar [kgmol/h]	7195.296199	7196.5561	0%
Flujo Másico [kg/h]	140540.1196	140564.7283	0%
VARIABLES DE OPERACIÓN			
Temperatura [°C]	15.55555556	15.55555556	0%
Presión [kPa]	3840	3854.17033	0%

Continuación Tabla 9-1.

DATOS DE CORRIENTE			
Fracción de Vapor V/F	1	0.999863524	0%
P.M. [kg/kmol]	19.53222157	19.53222157	0%
Densidad [kg/m³]	34.98	35.9079832	-3%

La diferencia entre estas dos corrientes es debido a que la fuente consultada no cumple con el balance de materia, por lo cual se ha propuesto una ligera modificación a la fracción mol de la corriente.

9.2.1.2 Resultados Adicionales de la Torre Desmetanizadora

Tabla 9-2 Reflujo de Torre Desmetanizadora.

REFLUJO TORRE DESMETANIZADORA			
CORRIENTE			Error
	Diseño	Simulación	
Componentes	Fracción Mol		
Hidrógeno	0.0079	0.0178	125%
Monóxido de Carbono	0.0042	0.0055	
Metano	0.7861	0.9767	24%
Acetileno	0.0000	0.0000	
Etileno	0.1974	0.0000	100%
Etano	0.0044	0.0000	100%
Propino	0.0000	0.0000	
Propadieno	0.0000	0.0000	
Propileno	0.0000	0.0000	
Propano	0.0000	0.0000	
1,3-Butadieno	0.0000	0.0000	
Buteno	0.0000	0.0000	
Butano	0.0000	0.0000	
Pentano	0.0000	0.0000	
Hexano	0.0000	0.0000	
Ciclohexano	0.0000	0.0000	
1,2-Hexadieno	0.0000	0.0000	
CO2	0.0000	0.0000	
H2S	0.0000	0.0000	
Agua	0.0000	0.0000	
FLUJO TOTAL			
Flujo Molar [kgmol/h]	538.7644	886.2763	65%
Flujo Másico [kg/h]	9921.3592	14055.9261	42%
VARIABLES DE OPERACIÓN			
Temperatura [°C]	-98.3333	-108.9340	11%
Presión [kPa]	3109.5363	3081.9573	1%
DATOS DE CORRIENTE			
Fracción de Vapor V/F	0.0000	0.0000	
P.M. [kg/kmol]	18.4150	15.8595	14%
Densidad [kg/m³]	368.1165	322.5829	12%

9.2.1.3 Datos de Operación de la Sección de Desmetanización

Tabla 9-3 Datos por Corriente de la Sección de Desmetanización.

	239	298	1298	299	300	301	302	303	304	318
Fracción Vapor	1.00	1.00	0.00	1.00	1.00	0.94	0.75	0.67	1.00	0.00
Temperatura [C]	15.56	15.56	15.56	7.22	-2.78	-	-	-	-	-
Presión [kPa]	3854.17	3854.17	3854.17	3799.01	3778.33	3750.75	3730.06	3702.49	3702.49	3702.49
Flujo Molar [kgmol/h]	7196.56	7195.57	0.98	7195.57	7195.57	7195.57	7195.57	7195.57	4801.98	2393.59
Flujo de Calor [kJ/h]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	7.62E+07	7.59E+07	2.82E+05	7.87E+07	8.23E+07	9.12E+07	1.08E+08	1.15E+08	4.65E+07	6.82E+07
	305	306	307	308	320	309	310	311	322	312
Fracción Vapor	0.97	0.80	0.64	1.00	0.00	0.95	0.87	1.00	0.00	0.93
Temperatura [C]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	38.33	50.00	70.56	70.56	70.56	78.33	101.11	101.11	101.11	138.89
Presión [kPa]	3668.01	3633.54	3605.96	3605.96	3605.96	3578.38	3557.70	3557.70	3557.70	3543.91
Flujo Molar [kgmol/h]	4801.98	4801.98	4801.98	3085.45	1716.53	3085.45	3085.45	2669.66	415.79	2669.66
Flujo de Calor [kJ/h]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	4.84E+07	5.81E+07	7.03E+07	3.18E+07	3.85E+07	3.41E+07	3.94E+07	3.27E+07	6.62E+06	3.76E+07
	346	326	327	328	314	319	321	323	339	329
Fracción Vapor	1.00	0.00	0.14	0.98	1.00	0.01	0.00	0.00	1.00	1.00
Temperatura [C]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	138.89	138.89	153.33	101.34	102.78	35.86	70.49	100.99	108.93	37.78
Presión [kPa]	3543.91	3543.91	103.45	186.16	3502.54	3309.48	3309.48	3309.48	3081.96	165.47
Flujo Molar [kgmol/h]	2489.91	179.76	179.76	179.76	2489.91	2393.59	1716.53	415.79	369.29	179.76
Flujo de Calor [kJ/h]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	3.17E+07	5.93E+06	5.93E+06	3.76E+06	2.90E+07	6.82E+07	3.85E+07	6.62E+06	2.24E+07	2.76E+06
	340	341	315	316	342	317	343	331	330	338
Fracción Vapor	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00
Temperatura [C]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	128.95	83.59	79.44	57.78	56.81	15.50	13.33	37.78	37.78	-1.01
Presión [kPa]	930.79	896.32	3468.06	3468.06	896.32	3426.70	854.95	834.27	3406.01	3171.59
Flujo Molar [kgmol/h]	369.29	369.29	2489.91	2489.91	369.29	2489.91	369.29	369.29	2489.91	4156.62
Flujo de Calor [kJ/h]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
	2.24E+07	2.19E+07	2.72E+07	2.57E+07	2.15E+07	2.25E+07	2.10E+07	2.04E+07	1.86E+07	7.02E+07

9.2.2 Ciclos de refrigeración convencionales

9.2.2.1 Ciclo de refrigeración etileno

Tabla 9-4 Datos por Corriente del Ciclo de Etileno.

	1	2	3	4	5	6	7	8
Fracción Vapor	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00	0.00	0.17	0.17
Temperatura [C]	78.91	40.00	20.00	6.00	-13.33	-31.67	-55.00	-55.00
Presión [kPa]	3550.00	3550.00	3550.00	3550.00	3031.60	3031.60	898.04	898.04
Flujo Molar [kgmol/h]	3610.23	3610.23	3610.23	3610.23	3610.23	3610.23	3610.23	1053.09
Flujo de Calor [kJ/h]	1.93E+08	1.85E+08	1.81E+06	1.78E+08	1.49E+08	1.41E+08	1.41E+08	4.12E+07
	9	10	11	12	13	14	15	16
Fracción Vapor	0.17	1.00	0.41	1.00	0.00	0.12	0.59	1.00
Temperatura [C]	-55.00	-55.00	-55.00	-55.00	-55.00	-75.00	-75.00	-75.00
Presión [kPa]	898.04	898.04	898.04	898.04	898.04	422.70	422.70	422.70
Flujo Molar [kgmol/h]	2557.14	1053.09	3610.23	1494.89	2115.34	2115.34	2115.34	1251.06
Flujo de Calor [kJ/h]	1.00E+08	5.09E+07	1.51E+08	7.22E+07	7.87E+07	7.87E+07	9.08E+07	6.00E+07
	17	18	19	20	21	22	23	24
Fracción Vapor	0.00	0.13	0.13	0.13	1.00	1.00	0.13	1.00
Temperatura [C]	-75.00	-101.39	-101.39	-101.39	-101.39	-101.39	-101.39	-101.39
Presión [kPa]	422.70	118.23	118.23	118.23	118.23	118.23	118.23	118.23
Flujo Molar [kgmol/h]	864.28	864.28	403.76	460.51	403.76	460.51	0.00	864.28
Flujo de Calor [kJ/h]	3.09E+07	3.09E+07	1.44E+07	1.65E+07	1.91E+07	2.17E+07	1.47E+02	4.08E+07
	25	26	27	28	29	30	31	
Fracción Vapor	1.00	0.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	
Temperatura [C]	-101.39	-101.39	-26.20	-54.81	-4.23	-25.17	73.13	
Presión [kPa]	118.23	118.23	422.70	422.70	898.04	898.04	3305.00	
Flujo Molar [kgmol/h]	864.28	0.00	864.28	2115.34	2115.34	3610.23	3610.23	
Flujo de Calor [kJ/h]	4.08E+07	0.00E+00	4.31E+07	1.03E+08	1.07E+08	1.79E+08	1.92E+08	

9.2.2.2 Ciclo de refrigeración propileno

Tabla 9-5 Datos por Corriente del Ciclo de Propileno.

Fracción Vapor	1.00	0.00	0.00	0.21	0.21	0.21	1.00	0.24	1.00	0.00
Temperatura [C]	91.03	60.00	45.00	18.33	18.33	18.33	18.33	18.33	18.33	18.33
Presión [kPa]	2540.00	2540.00	2540.00	968.22	968.22	968.22	968.22	968.22	968.22	968.22
Flujo Molar [kgmol/h]	8226.01	8226.01	8226.01	8226.01	340.61	7885.39	340.61	8226.01	2007.88	6218.13
Flujo de Calor [kJ/h]	1.87E+08	7.67E+07	5.89E+07	5.89E+07	2.44E+06	5.64E+07	6.43E+06	6.29E+07	3.79E+07	2.50E+07
	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Fracción Vapor	0.09	0.09	0.09	0.09	0.09	1.00	1.00	1.00	0.41	1.00
Temperatura [C]	4.44	4.44	4.44	4.44	4.44	4.44	4.44	4.44	4.44	4.44
Presión [kPa]	659.63	659.63	659.63	659.63	659.63	659.63	659.63	659.63	659.63	659.63
Flujo Molar [kgmol/h]	6218.13	1768.65	200.16	194.57	4054.75	1768.65	200.16	194.57	6218.13	2545.89
Flujo de Calor [kJ/h]	2.50E+07	7.10E+06	8.04E+05	7.81E+05	1.63E+07	3.25E+07	3.67E+06	3.57E+06	5.60E+07	4.67E+07
	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30
Fracción Vapor	0.00	0.14	0.14	0.14	0.14	1.00	1.00	0.76	1.00	0.00
Temperatura [C]	4.44	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Presión [kPa]	659.63	296.23	296.23	296.23	296.23	296.23	296.23	296.23	296.23	296.23
Flujo Molar [kgmol/h]	3672.24	3672.24	2061.71	1009.00	601.52	2061.71	601.52	3672.24	2807.39	864.85
Flujo de Calor [kJ/h]	9.26E+06	9.26E+06	5.20E+06	2.55E+06	1.52E+06	3.57E+07	1.04E+07	4.86E+07	4.86E+07	5.05E+04
	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40
Fracción Vapor	0.08	0.08	0.08	0.08	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00	1.00
Temperatura [C]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-5.19
Presión [kPa]	157.12	157.12	157.12	157.12	157.12	157.12	157.12	157.12	157.12	296.23
Flujo Molar [kgmol/h]	864.85	437.76	0.18	426.91	437.76	426.91	864.85	864.69	0.16	864.69
Flujo de Calor [kJ/h]	5.05E+04	2.56E+04	1.03E+01	2.49E+04	7.25E+06	7.07E+06	1.43E+07	1.43E+07	2.3E+02	1.58E+07
	41	42	43	44	45	46				
Fracción Vapor	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00				
Temperatura [C]	-	25.12	16.75	38.05	33.28	91.03				
Presión [kPa]	296.23	659.63	659.63	968.22	968.22	2540.00				
Flujo Molar [kgmol/h]	3672.08	3672.08	6217.97	6217.97	8225.85	8225.85				
Flujo de Calor [kJ/h]	6.44E+07	7.25E+07	1.19E+08	1.26E+08	1.64E+08	1.87E+08				

9.2.3 Esbozo del ciclo de refrigeración

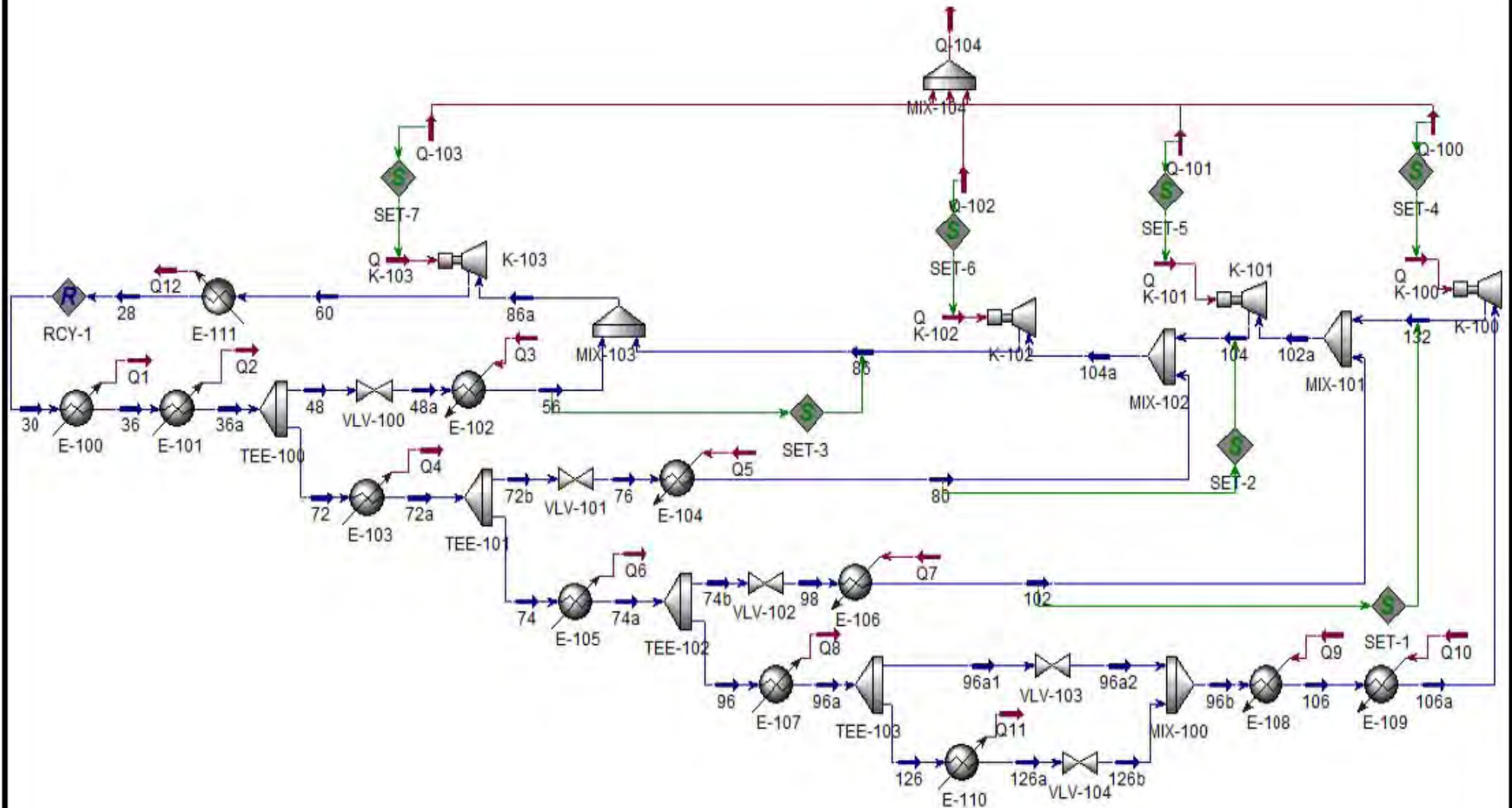


Diagrama 9-1 Esbozo del Ciclo de Refrigeración para la Selección de una Mezcla Binaria.

9.2.4 Ciclo de refrigeración modificado y adaptado

Tabla 9-6 Datos por corriente de la Desmetanizadora con el Ciclo de Refrigeración Adaptado.

	239	298	1298	299	303	304	318	307	308	320	
Fracción Vapor	1.00	1.00	0.00	1.00	0.67	1.00	0.00	0.64	1.00	0.00	
Temperatura [C]	15.56	15.56	15.56	7.22	-	35.56	35.56	35.56	70.56	70.56	70.56
Presión [kPa]	3854.17	3854.17	3854.17	3799.01	3702.49	3702.49	3702.49	3605.96	3605.96	3605.96	
Flujo Molar [kgmol/h]	7196.56	7195.57	0.98	7195.57	7195.57	4801.98	2393.59	4801.98	3085.45	1716.53	
Flujo de Calor [kJ/h]	7.62E+07	7.59E+07	2.82E+05	7.87E+07	1.15E+08	4.65E+07	6.82E+07	7.03E+07	3.18E+07	3.85E+07	
	310	311	322	312	346	326	327	328	314	319	
Fracción Vapor	0.87	1.00	0.00	0.93	1.00	0.00	0.14	0.98	1.00	0.01	
Temperatura [C]	101.11	101.11	101.11	138.89	138.89	138.89	153.33	101.32	102.78	35.86	
Presión [kPa]	3557.70	3557.70	3557.70	3543.91	3543.91	3543.91	103.45	186.16	3502.54	3309.48	
Flujo Molar [kgmol/h]	3085.45	2669.66	415.79	2669.66	2489.91	179.76	179.76	179.76	2489.91	2393.59	
Flujo de Calor [kJ/h]	3.94E+07	3.27E+07	6.62E+06	3.76E+07	3.17E+07	5.93E+06	5.93E+06	3.76E+06	2.90E+07	6.82E+07	
	321	323	339	329	340	341	315	316	342	317	
Fracción Vapor	0.00	0.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	
Temperatura [C]	70.49	100.99	108.93	37.78	120.56	79.44	79.44	57.78	57.78	13.33	
Presión [kPa]	3309.48	3309.48	3081.96	165.47	1796.58	896.32	3468.06	3468.06	896.32	3426.70	
Flujo Molar [kgmol/h]	1716.53	415.79	369.29	179.76	369.29	369.29	2489.91	2489.91	369.29	2489.91	
Flujo de Calor [kJ/h]	3.85E+07	6.62E+06	2.24E+07	2.76E+06	2.24E+07	2.18E+07	2.72E+07	2.57E+07	2.15E+07	2.24E+07	
	343	331	330	338	30	46	72	48	52	56	
Fracción Vapor	1.00	1.00	1.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.04	1.00	
Temperatura [C]	13.33	37.78	37.78	-1.01	37.00	47.70	47.70	47.70	52.44	40.62	
Presión [kPa]	854.95	834.27	3406.01	3171.59	4500.00	4500.00	4500.00	4500.00	1600.00	1600.00	
Flujo Molar [kgmol/h]	369.29	369.29	2489.91	4156.62	6939.79	6939.79	6162.52	777.27	777.27	777.27	
Flujo de Calor [kJ/h]	2.10E+07	2.04E+07	1.86E+07	7.02E+07	1.85E+08	1.79E+08	1.59E+08	2.01E+07	2.01E+07	2.78E+07	

Continuación Tabla 9-6.

	72 ^a	76	74	81	80	74 ^a	74b	96	100	102
Fracción Vapor	0.00	0.00	0.00	0.02	1.00	0.00	0.00	0.00	0.09	1.00
Temperatura [C]	-75.70	-75.70	-77.00	-77.57	-61.38	-75.00	-75.00	-75.00	-86.16	-73.52
Presión [kPa]	4500.00	4500.00	4500.00	800.00	800.00	4500.00	4500.00	4500.00	500.00	500.00
Flujo Molar [kgmol/h]	6162.52	3795.71	2366.81	3795.71	3795.71	2366.81	1800.00	566.81	1800.00	1800.00
Flujo de Calor [kJ/h]	1.47E+08	9.02E+07	5.63E+07	9.02E+07	1.35E+08	5.64E+07	4.29E+07	1.35E+07	4.29E+07	6.35E+07
	96^a	116	106	106a	328a	328b	328c	328d	132	102^a
Fracción Vapor	0.00	0.24	0.93	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00
Temperatura [C]	-90.00	133.44	129.13	106.09	-79.44	-57.78	-13.33	0.00	103.43	-27.50
Presión [kPa]	4500.00	20.00	20.00	20.00	186.16	186.16	186.16	186.16	500.00	500.00
Flujo Molar [kgmol/h]	566.81	566.81	566.81	566.81	179.76	179.76	179.76	179.76	566.81	2366.81
Flujo de Calor [kJ/h]	1.29E+07	1.29E+07	1.86E+07	1.96E+07	3.58E+06	3.43E+06	3.13E+06	3.04E+06	2.44E+07	8.79E+07
	104	104a	86	86a	60	20	25	27	343a	317^a
Fracción Vapor	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00	1.00	1.00
Temperatura [C]	6.15	35.19	14.78	8.49	92.50	50.00	20.00	-37.00	0.00	0.00
Presión [kPa]	800.00	800.00	1600.00	1600.00	4500.00	4500.00	4500.00	4500.00	854.95	3426.70
Flujo Molar [kgmol/h]	2366.81	6162.52	6162.52	6939.79	6939.79	6939.79	6939.79	6939.79	369.29	2489.91
Flujo de Calor [kJ/h]	9.09E+07	2.26E+08	2.37E+08	2.64E+08	2.86E+08	2.69E+08	2.56E+08	1.85E+08	2.08E+07	2.14E+07