

**Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”.**

**Facultad de Ingenierías.**



**Departamento de Química e Ingeniería Química.**

## **Desarrollo de un modelo para la simulación de una unidad de fraccionamiento multicomponente.**

Trabajo de diploma presentado como requisito parcial para optar por el título de Ingeniero Químico.

**Autor:** Alietys Villa Machín.

**Tutores:** Ing. Yamilé Martínez Ochoa, DrC.

Ing. Agustín Benítez Hernández, DrC.

**Matanzas, 2011.**

## **Pensamiento**

*“El científico explora lo que existe y el ingeniero crea lo que nunca ha existido”.*

*Theodore Von Karman.*

## Nota de aceptación

---

---

---

---

---

---

---

---

Presidente del Tribunal

Firma

---

Miembro del Tribunal

Firma

---

Miembro del Tribunal

Firma

---

Miembro del Tribunal

Firma

---

## **Dedicatoria**

*Este trabajo está dedicado con el amor y el afecto más profundo a mis padres Rosa y Justo y a mi familia, porque su amor, fortaleza y sabiduría me inspiraron para llegar a ser lo que soy hoy.*

## **Declaración de autoridad**

Yo, Alietys Villa Machín, me declaro como único autor de este trabajo realizado en la Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”, como requisito parcial para optar por el título de Ingeniero Químico y autorizo que el mismo sea utilizado por la mencionada Institución como material de consulta. Para que así conste, debajo firma:

---

Alietys Villa Machín

## Agradecimientos

- Primeramente a lo más grande que tengo en la vida, “mis padres”, por ser la razón de mí existir, por creer siempre en mí y por darme la fuerza que me ha impulsado para llegar a donde estoy.
- A mi familia por estar siempre pendiente de mis estudios y por brindarme su apoyo incondicional en cada momento.
- A mis abuelos, en especial a Inocencia que aunque ya no esté, siempre rezó por mí y a Georgina que cada día ha velado por mi bienestar y me ha dado todo su cariño.
- A mi tía Bely que ha sido mi segunda madre y mi profesora en muchos momentos.
- A mi tía Adita por el cariño que me ha dado y por la gran ayuda que me brindó poniendo a mi disposición su máquina, para la realización de este trabajo.
- A mi amiga y hermana Jinnet por todo el apoyo espiritual y profesional que me ha brindado siempre.
- A Yunior, el amor de mi vida, por estar cerca de mí cuando mas lo necesitaba y por contribuir de todas las formas posibles para que este trabajo se realizara.
- A mis compañeros de grupo que nunca voy a olvidar, por todos los momentos felices que compartimos y por la ayuda que durante estos cinco años me han brindado profesional y emocionalmente.
- A todos mis amigos que de una forma u otra han contribuido en mi formación profesional y me han apoyado; en especial a Yerandy por las experiencias que adquirí a su lado y la ayuda que me brindó a lo largo de mi carrera.
- A mis tutores Agustín y Yamilé por quienes siento un profundo respeto y admiración, pues sin su apoyo no hubiera sido posible la realización de este trabajo de diploma.
- A Yoney, mi profesor y amigo, una de las personas más sabias que he conocido, por ayudarme incondicionalmente y dedicar parte de su valioso tiempo en la confección de este trabajo.
- A mi tía Anabel por su disposición y porque sin su ayuda no hubiera sido posible la impresión de este trabajo.
- A todos los profesores que me ayudaron a crecer como profesional y me enseñaron a pensar como ingeniero.

A todos muchas gracias...

## Resumen

Las unidades de destilación fraccionada consumen gran cantidad de vapor. Una correcta toma de decisiones por parte de los operadores permite reducir este elevado consumo. El siguiente trabajo desarrolla un modelo simulado que facilita la toma de decisiones operacionales a los especialistas. Para lograr esto se crea la base de información necesaria para la simulación de la planta; se ajusta a un caso base el modelo para simulación y se analiza la sensibilidad del mismo; por último se valora una alternativa que reduce el consumo de vapor utilizando dicho modelo. Se obtienen como resultados, el diagrama de flujo de información detallado del proceso y un modelo de simulación que describe en su totalidad el funcionamiento de las unidades de refrigeración y destilación de la planta con errores menores al 5%, este responde adecuadamente ante los cambios que se puedan introducir. Además, se obtiene un mínimo en el consumo de energía de los re-hervidores ( $4.39 \cdot 10^5$  kcal/h) que mejora el balance energético de la unidad de fraccionamiento y corresponde a un ahorro de 12 276.55 USD al año por concepto de reducir la masa de refrigerante utilizado.

## Summary

Distillation units are the major consumers of steam in chemical plants. A proper operational decision making by the operators can reduce the high steam consumption in it. The main goal of this project is focus on the development of a simulation model in order to help with taking a proper operational decision. To achieve this objective the creation of a database with all operational parameters in the plant, to adjust a base case to the simulation model, the analysis of sensibility of the obtained model and to choose, using the model, the best alternative with less steam consumption is needed. The expected results are a detailed information flow diagram of the process, a simulation model describing the performance of the distillation unit with relative errors less than 5% in all the components in this model and an optimum in the steam utilization scheme in re-boilers corresponding to a molar flow of 657 kmol/h of R209 with and minimum energy flow of  $4.39 \cdot 10^5$  kcal/h. According to these values, the money saved is 12276.55 USD per year by concept of reducing the flow of R209.



# Índice

<b>Introducción</b> .....	1
<b>Capítulo I: Análisis Bibliográfico</b> .....	3
1.1 Industria del gas acompañante del petróleo. Principales productos.....	3
1.2 Destilación.....	4
1.2.1 Destilación por fraccionamiento.....	8
1.2.2 Tipos de fraccionadores.....	9
1.3 Destilación de Mezclas Multicomponentes.....	10
1.3.1 Número de torres de destilación necesaria.....	11
1.3.2 Métodos de cálculo del diseño.....	11
1.3.3 Datos de equilibrio en la destilación de multicomponentes.....	12
1.4 Componentes Claves.....	14
1.5 Métodos de operación y métodos de diseño en la destilación multicomponente.....	15
1.5.1 Métodos cortos.....	18
1.6 Aspectos básicos sobre simulación.....	21
1.6.1 Herramientas informáticas de análisis en unidades de destilación simple y multicomponente.....	23
1.6.2 <i>Software</i> utilizados para el análisis de procesos.....	24
1.7 Conclusiones del análisis bibliográfico.....	26
<b>Capítulo II: Metodologías para la Simulación y Evaluación del Caso de Estudio</b> .....	27
2.1 Descripción del caso de estudio.....	27
2.2 Metodologías para la obtención y validación del modelo de simulación.....	31
2.2.1 Obtención del modelo de simulación.....	31
2.2.2 Validación del modelo de simulación.....	42

2.3 Valoración de una alternativa para reducir el consumo de vapor utilizando el modelo para simulación.....	43
2.4 Valoración Económica.....	44
2.5 Conclusiones parciales II.....	45
<b>Capítulo III: Análisis de Resultados.....</b>	<b>46</b>
3.1 Obtención del modelo de simulación de las unidades de refrigeración y destilación de una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo.....	46
3.1.1 Construcción del diagrama de flujo de información.....	46
3.1.2 Definición del orden de cálculo.....	48
3.1.3 Definir los módulos e implementar el simulador.....	59
3.2 Validación del modelo de simulación de las unidades de refrigeración y destilación de una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo a través del ajuste del caso base.....	55
3.3 Análisis de sensibilidad del modelo de simulación de las unidades de refrigeración y destilación de una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo.....	57
3.4 Valoración de una alternativa para reducir el consumo de vapor utilizando el modelo para simulación.....	59
3.5 Análisis económico de la alternativa valorada.....	60
3.6 Conclusiones Parciales III.....	62
<b>Conclusiones.....</b>	<b>63</b>
<b>Recomendaciones.....</b>	<b>64</b>
<b>Bibliografía.....</b>	<b>65</b>
<b>Anexos.....</b>	<b>69</b>

## Introducción

Los antecedentes principales de este trabajo se enmarcan en los parámetros de diseño y operación de la unidad de destilación continua de una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo. La planta utilizada como caso de estudio se ocupa de la recepción, procesamiento y endulzamiento del gas acompañante del petróleo; el cual tiene un alto contenido de sulfuro de hidrógeno. Luego de endulzarlo, el gas se enfría en un ciclo de refrigeración por compresión de vapor de propano, en el que se separa el gas combustible (fundamentalmente metano) en un separador trifásico que opera a baja temperatura. Este es el combustible que se utiliza en las turbinas de gas para la generación de energía eléctrica, calderas de utilidades y en los generadores de vapor de recuperación de calor que alimentan vapor a una turbina, utilizando para ello un ciclo Rankine con sobrecalentamiento del vapor.

Por otra parte, una de las corrientes que se obtienen de la unidad de refrigeración es la que se conoce como hidrocarburos líquidos pesados ( $C_2^+$ ), la cual es enviada a la unidad de fraccionamiento. Esta corriente es una mezcla de varios componentes y como tal no hay forma práctica de utilizarla. Sin embargo, fraccionándola en corrientes de composición controlada, se pueden obtener diversos productos destinados a diferentes aplicaciones.

Los procesos de separación por transferencia de masa en la industria de procesos químicos impactan significativamente sobre el consumo de energía y por consiguiente sobre los costos de operación. Mientras algunos procesos de separación, tales como la extracción y la adsorción, utilizan otra sustancia como agente de separación; la destilación utiliza la energía como agente de separación.

Para fraccionar cada corriente se utilizan torres de destilación, las cuales son altas consumidoras de vapor.

**Problema científico:** ¿Cómo mejorar el balance energético en los equipos que consumen vapor en la unidad de fraccionamiento de una planta de tratamiento de gas?

**Hipótesis:** Si se dispone de un modelo de simulación de la unidad de fraccionamiento de la planta de gas se podrá mejorar el balance energético mediante la toma de decisiones más acertada de los operadores.

**Objetivo general:** Desarrollar un modelo de simulación de la unidad de fraccionamiento de la planta de tratamiento de gas que permita a los operadores la toma de decisiones para reducir el consumo de vapor.

**Objetivos específicos:**

- Transformar las operaciones unitarias presentes en la planta en los correspondientes módulos de simulación.
  - Describir la planta objeto de estudio.
  - Construir el diagrama de flujo de información.
  - Definir el orden de cálculo.
- Ajustar a un caso base el modelo para simulación.
- Analizar estadísticamente la sensibilidad del modelo.
- Valorar alternativas que reduzcan el consumo de vapor utilizando el modelo para simulación.

# Capítulo 1: Análisis Bibliográfico

En este capítulo se realiza la fundamentación teórica del trabajo, primeramente se hace una breve reseña de la industria del gas acompañante del petróleo, donde se plantean los objetivos de la misma y los principales productos que permite obtener. Además se efectúa una descripción de los aspectos fundamentales de la destilación; dentro de los cuales se desarrolla la destilación por fraccionamiento con los diferentes tipos de fraccionadores que pueden existir en una planta de tratamiento de gas. También se aborda la destilación de mezclas multicomponente, componentes claves y métodos de operación y diseño multicomponente que hacen referencia principalmente a los métodos cortos y rigurosos. Más adelante se lleva a cabo una comparación entre los *softwares* que pudieran utilizarse para obtener el modelo de las unidades de la planta que se desean simular y de esa forma llegar hasta el más indicado.

Para la realización del mismo se consultó la bibliografía brindada por la Facultad de Ingenierías en su página Web, navegadores en Internet y otros medios de información como son revistas actualizadas, artículos científicos, tesis de grado, maestría y doctorales.

## 1.1 Industria del gas acompañante del petróleo. Principales productos.

Según Odello, (1981); Rojey, et al, (1997); Mokhatab, et al, (2006) y Haring, (2008) el objetivo del procesamiento del gas es la separación del gas natural, condensados, no condensables, gas ácido y agua. Las operaciones típicas de este proceso son:

- Separación de fases.
- Recuperación de gas ácido.
- Compresión y deshidratación del gas.
- Fraccionamiento de los hidrocarburos líquidos del gas natural.

Cada operación consiste en un grupo de equipos con una función específica. Todos estos módulos no necesariamente deben estar presentes en cada planta de gas. Sin embargo, mayormente se necesitan equipos en las plantas procesadoras de gas para eliminar impurezas, el agua y los hidrocarburos líquidos. La selección de los equipos está determinada por las necesidades que se requieran.

La mayoría del gas natural es procesado para remover los hidrocarburos líquidos pesados de la corriente de gas natural; que incluyen etano, propano, butanos y la gasolina natural.

La recuperación de estos componentes no solo puede ser necesaria para el control del punto de rocío de los hidrocarburos en una corriente de gas natural sino que constituye una fuente de ganancia debido a que estos productos separados tienen más alto valor en el mercado que formando parte de una corriente de gas natural. Las fracciones más ligeras como el etano, el propano y los butanos pueden ser vendidos como combustibles o materias primas para refinerías o plantas petroquímicas mientras la fracción pesada puede ser usada como aditivo en la gasolina. Speight, (2007); Younger, 2004.

## **1.2 Destilación:**

Según Marcilla (1998), Coulson y Richardson (2005) y Gómez (2007), la destilación es el principal método para la separación de mezclas, frente al cuál deben ser contrastados todos los demás. El predominio de la destilación sobre otras operaciones unitarias de separación de mezclas, a pesar de su baja eficiencia termodinámica, obedece a dos razones fundamentales, una de tipo cinético y otra de tipo termodinámico. Desde el punto de vista cinético, se trata de la operación que permite la mayor velocidad de transferencia de materia y desde el punto de vista termodinámico, hay que destacar que otras operaciones unitarias presentan una eficiencia todavía menor. Por otro lado, muchas de las operaciones de separación que implican cascadas de etapas de equilibrio se resuelven mediante la aplicación de los métodos de simulación o de diseño desarrollados para la rectificación.

Seader y Henley (2000); Parkash, (2003) mencionan que la destilación como proceso de separación de mezclas líquidas homogéneas es el más difundido a nivel industrial, porque es el proceso de separación más estudiado, el más económico y; por tanto, el más desarrollado tecnológicamente. El empleo de calor como medio de separación hace que el estudio de la destilación sea relativamente sencillo. En la Figura 1.1 se observa el desarrollo de la destilación con respecto a otras técnicas de separación.

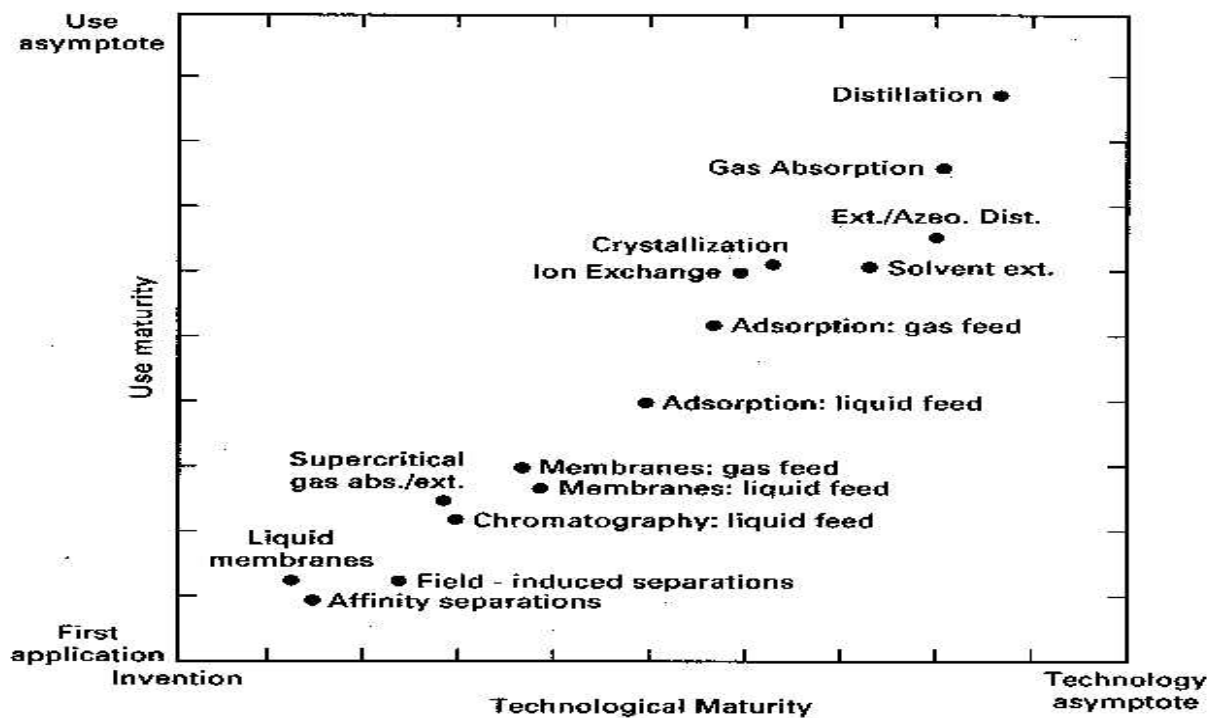


Figura 1.1 Madurez tecnológica y aplicación de los métodos de separación.

(Tomada de Seader, J. D. y Henley, E. 2000)

Además plantean que la destilación es utilizada cuando el grado de separación logrado por una vaporización parcial o una condensación parcial en una etapa resulta inadecuado, debido a que las diferencias de volatilidades entre las especies de la mezcla de alimentación no es suficientemente grande. Se puede lograr una separación satisfactoria por medio de destilación multietapa, sin necesidad de añadir un agente de separación de masa.

La destilación involucra múltiples contactos entre las fases líquidas y vapor que fluyen en contracorriente. Cada contacto consiste en el mezclado de las dos fases para promover la rápida distribución de las especies por transferencia de masa, seguido de la separación de fases. Los contactos son a menudo hechos en platos horizontales en un arreglo vertical en una columna. El vapor, mientras fluye hacia arriba en la columna, se va enriqueciendo con las especies más volátiles. El líquido, por su parte, mientras fluye hacia abajo en la columna se enriquece con las especies menos volátiles. La alimentación a la columna de destilación se hace en un plato intermedio, casi siempre cerca de la parte media de la columna. La parte de la columna que se encuentra por

arriba de la alimentación se denomina sección de enriquecimiento o de rectificación, y la parte por debajo de la alimentación es llamada sección de agotamiento.

El vapor de la alimentación asciende por la columna, mientras que el líquido desciende. El líquido es requerido para hacer contactos con el vapor de arriba del plato de alimentación, y el vapor es requerido para hacer contactos con el líquido por debajo de la etapa de alimentación. Frecuentemente, el vapor de la parte superior de la columna es condensado en un condensador con agua de enfriamiento o un refrigerante para proveer el líquido requerido para el contacto de fases, llamado reflujo. De manera similar, el líquido del plato inferior de la columna es enviado a un rehervidor, donde es calentado por vapor de condensación o algún medio de calentamiento, para proveer el vapor para el contacto, llamado *boil up*. Todo esto se observa en la Figura 1.2.

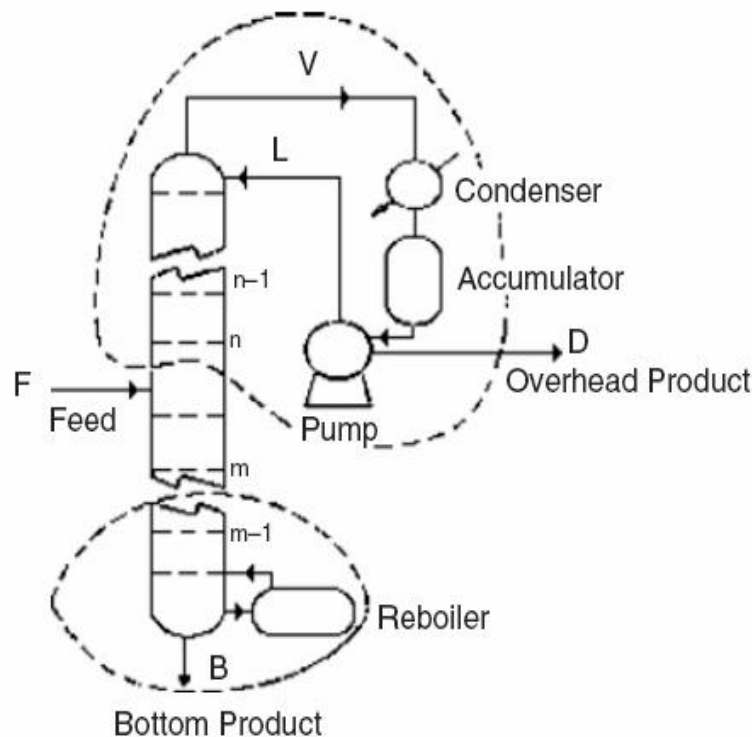


Figura 1.2 Esquema de una columna de destilación  
(Tomada de Hernández, E. 2009)

Por otra parte Marcilla (1998), Coulson y Richardson (2005) y Gómez (2007) dicen que tradicionalmente, el estudio de la rectificación se aborda diferenciando entre el caso de las mezclas multicomponentes y las binarias. Esto se justifica, en primer lugar, por el hecho de que los métodos gráficos, que resultan tan útiles en el diseño de procesos de



destilación de mezclas binarias, no pueden aplicarse en el caso de mezclas multicomponentes, donde por tanto es necesario el desarrollo de métodos algebraicos diferentes. Además el planteamiento del problema también es diferente ya que el número de variables que se puede especificar permite que en el caso de las mezclas binarias sea posible llegar a conocer con exactitud cuál va a ser la composición de los productos deseados, mientras que en el caso multicomponente, sólo se podrá conocer la composición de los dos componentes claves que se pretende separar. Por tanto, no serán directamente aplicables los criterios en que se basan los métodos clásicos de Ponchon-Savarit o de McCabe-Thiele, que deberán ser modificados o sustituidos por otros. Esta es una situación común para todos los procesos de separación en los que el equilibrio entre las fases implicadas no pueda representarse gráficamente en un plano (equilibrio líquido-vapor en mezclas de más de dos componentes, equilibrio líquido-líquido en mezclas de más de tres componentes y equilibrio líquido-gas donde se reparte más de un componente), aunque se suele considerar como referencia el caso líquido-vapor.

Aunque se dispone de métodos rigurosos para la simulación o el diseño de operaciones de rectificación multicomponente desde los años 30, la resolución de estos problemas se abordó primero, de forma aproximada, mediante procedimientos gráficos o analíticos y hasta que no se dispuso de ordenadores potentes, no se desarrollaron adecuadamente los métodos rigurosos. En la actualidad no hay ningún tipo de conflicto entre ambos tipos de métodos, y se combina la velocidad y precisión de los cálculos rigurosos realizados por los programas de ordenador para la simulación de columnas de rectificación con la utilidad analítica y visual de los métodos gráficos, reservándose los métodos analíticos aproximados para las etapas aproximadas del diseño.

El equilibrio entre fases en el caso de mezclas multicomponentes no puede resolverse mediante representaciones gráficas de las propiedades, como ocurre en el caso del equilibrio líquido-vapor en mezclas binarias, o el equilibrio líquido-líquido en mezclas ternarias, y hay que aplicar procedimientos analíticos representando las propiedades termodinámicas mediante ecuaciones algebraicas. Puesto que las propiedades de la mezcla dependen de la presión ( $P$ ), de la temperatura ( $T$ ) y de las composiciones de las fases ( $x_i$ ;  $y_i$ ), tales ecuaciones tienden a ser complicadas.

### **1.2.1 Destilación por fraccionamiento.**

Según Hernández (2009) y otros autores (Jiménez, 2003; Abdel-Aal y Aggour, 2005; Branan, 2006; Fraser, 2008; Albright, 2009) la destilación por fraccionamiento, es una operación unitaria utilizada para separar mezclas en productos individuales. Envuelve separación de componentes por volatilidad relativa. La dificultad de la separación está relacionada directamente con la volatilidad relativa de sus componentes y la pureza requerida de los productos.

Este proceso es el más antiguo y universal de la tecnología química. Prácticamente, todas las sustancias naturales y las sustancias producidas en reactores químicos son mezclas que no tienen las propiedades requeridas para utilizarlas como producto terminado. Estas mezclas deben de ser separadas en componentes o grupos de componentes. Se basa principalmente en el hecho de que la composición del líquido en ebullición y del vapor sobre él es diferente. Así, si la temperatura de ebullición es baja (por ejemplo, la separación del aire), es necesario usar bajas temperaturas y conducir el proceso a altas presiones. Si es alta (por ejemplo, la separación de fracciones pesadas de hidrocarburos o metales), se debe utilizar calor a altas temperaturas y el proceso se lleva hasta el vacío. GPSA, (2004); Chohey, (2006).

Según Treybal (1999), dentro de las ventajas que tiene la destilación sobre otros procesos de separación, se encuentra que a pesar de que la nueva fase difiere de la original por su contenido calórico, el calor se adiciona o extrae rápidamente sin dificultad. También aclara que existen limitaciones para utilizar la destilación como proceso de separación, por ejemplo, una de ellas consiste en que el gas que puede crearse mediante la aplicación de calor, inevitablemente está formado solamente por los componentes del líquido, por lo tanto, como el gas es químicamente muy parecido al líquido, el cambio en composición resultante de la distribución de los componentes entre las dos fases no es generalmente muy grande; y en algunos casos el cambio es tan pequeño que el proceso se hace impráctico. Sin embargo, la separación directa que es posible generalmente mediante la destilación, la que permite obtener productos

puros que no requieren de un procedimiento posterior, han hecho de la destilación una de las más importantes operaciones con transferencia de masa.

### 1.2.2 Tipos de fraccionadores.

Los fraccionadores son usualmente nombrados por su producto de tope como se muestra en la Tabla 1.1. Así una deetanizadora implica que el producto de tope sea etano, una depropanizadora indica que su producto de tope sea propano, etc. Los hidrocarburos líquidos del gas natural son fraccionados por su diferencia en el punto de ebullición desde los productos más ligeros hasta los más pesados. (Mokhatab, et al, 2006).

Tabla 1.1 Tipos de fraccionadores utilizados en la producción de gas.

<b>Tipo de Fraccionador</b>	<b>Alimentación</b>	<b>Producto de Tope</b>	<b>Producto de Fondo</b>
Demetanizadora	C1/C2	Metano	Etano
Deetanizadora	Gas licuado del petróleo	Etano	Propano y más pesados
Depropanizadora	Deetanizadora	Propano	Butanos y más pesados
Debutanizadora	Fondo de Depropanizadora	Isobutanos y n- butanos	Gasolina (pentanos y más pesados)
Deisobutanizadora	Debutanizadora	Isobutano	N-butano

El equipamiento primario empleado en este tipo de proceso son las columnas o torres de destilación, las cuales están diseñadas para ejecutar esta operación eficientemente.

Hay una gran variedad de configuraciones para las columnas de destilación. Este trabajo estudia las del tipo continuo que es la más común. Estas se pueden clasificar de acuerdo a:

- ✓ La naturaleza de la corriente de alimentación (binario si son solo dos componentes y multicomponente si son más de dos).
- ✓ El número de corrientes de productos.
- ✓ Donde una alimentación extra es usada para ayudar con la separación.
- ✓ El tipo de composición interna (columna de bandeja o columna empacada).

Los componentes principales de una destilación típica son:

- Columna vertical donde la separación se lleva a cabo.
- Un rehervidor
- Un condensador
- Un recipiente de reflujo para contener el vapor condensado desde el tope de la columna. El reflujo es recirculado de nuevo a la columna (Arnold, 2000; Branan, 2006; Chohey, 2006; Fraser, 2008; Perry, 2008).

### **1.3 Destilación de Mezclas Multicomponentes.**

En la industria, muchos de los procesos de destilación incluyen la separación de más de dos componentes. Los principios generales del diseño de las torres de destilación de multicomponentes son iguales en muchos aspectos a los que se describieron para los sistemas binarios (Fuentes, 2005). Se tiene un balance de masa para cada componente de la mezcla multicomponente. Los balances de entalpía o calor que se realizan son muy semejantes a los del caso binario. Los datos de equilibrio se usan para calcular los puntos de ebullición y de rocío, y también se utilizan los conceptos de reflujo mínimo y reflujo total como casos limitantes (Marcilla, 1998).

### **1.3.1 Número de torres de destilación necesaria.**

En la destilación binaria, una torre se usa para separar los dos componentes A y B en componentes relativamente puros, con A en el destilado y B en el residuo. Sin embargo, en una mezcla de multicomponentes de  $n$  componentes, serán necesarios  $n - 1$  fraccionadores para la separación. Por ejemplo, para un sistema de tres componentes, A, B y C, donde A es el más volátil y C el menos volátil, se necesitan dos columnas. La alimentación de A, B y C se destila en la columna 1, y A y B se eliminan en el destilado y C en el residuo. Como la separación en esta columna se realiza entre B y C, el residuo que contiene C contendrá una pequeña cantidad de B y a menudo una cantidad despreciable de A (que se suele llamar componente traza). La cantidad del componente traza A en los fondos con frecuencia se puede despreciar si las volatilidades relativas son razonablemente grandes.

En la columna 2 se destila la alimentación de A y B; en el destilado, A contiene una pequeña cantidad del componente B y una cantidad mucho menor de C. El residuo que contiene B también estará contaminado con una pequeña cantidad de C y A. Como alternativa, la columna 1 se puede usar para eliminar el destilado de A, y B más C se alimentan a la columna 2 para la separación de B y C. Schmitz, (1999); Suárez, (2006).

### **1.3.2 Métodos de cálculo del diseño.**

En la destilación de multicomponentes, como en la binaria, se suponen etapas o platos ideales para los cálculos etapa por etapa. Usando los datos de equilibrio, los cálculos de equilibrio se emplean para obtener el punto de ebullición y la composición del vapor en equilibrio a partir del líquido, o el punto de rocío y dicha composición a partir de una composición dada del vapor. Después se usan balances de materiales y de calor para calcular los flujos hacia y desde las etapas adyacentes. Estos cálculos de diseño de etapa por etapa implican cálculos iterativos y generalmente se emplean computadoras digitales de alta velocidad para proporcionar soluciones rigurosas.

En un diseño, las condiciones de la alimentación generalmente se conocen o se especifican (temperatura, presión, composición). Por lo tanto, en la mayoría de los casos el procedimiento de cálculo ocurre según uno de los dos métodos generales siguientes:

En el primer método se especifica la separación deseada entre dos de los componentes y se calcula el número de platos teóricos para una razón determinada de reflujo. Es claro que con más de dos componentes en la alimentación no se conocerán las composiciones completas del destilado y del residuo, y se tendrá que usar un procedimiento iterativo.

En el segundo método se especifica o se supone el número de etapas en la sección enriquecedora y en la de separación, la razón de reflujo, y se calcula la separación de los componentes suponiendo los flujos de líquido y de vapor y las temperaturas para el primer intento. Este enfoque se suele preferir para los cálculos en computadora.

En los procedimientos iterativos, el método de diseño de Geddes, que es un procedimiento confiable, se usa a menudo para calcular las composiciones resultantes del destilado y del residuo, así como las temperaturas y composiciones de los platos. En la literatura están disponibles algunas combinaciones y variaciones de los métodos rigurosos de cálculo (Reyes, 1998; Fuentes, 2005; Coulson y Richardson, 2005).

Todas las variables del diseño de una columna de destilación están interrelacionadas, y sólo un pequeño número de ellas se puede establecer en el diseño.

### **1.3.3 Datos de equilibrio en la destilación de multicomponentes.**

Para los sistemas multicomponente que pueden considerar ideales, la ley de Raoult permite determinar la composición del vapor en equilibrio con el líquido.

$$P_i = P_i^* X_i \quad (1.1)$$

$$Y_i = p_i / P = (P_i^* / P) * X_i \quad (1.2)$$

En los sistemas de hidrocarburos, debido a que no son ideales, los datos de equilibrio se suelen representar mediante la ecuación:

$$Y_i = K_i X_i \quad (1.3)$$

donde  $K_i$  es la constante de equilibrio o coeficiente de distribución vapor-líquido para el componente  $i$ . Estos valores de  $K$  para los sistemas de hidrocarburos ligeros (metano a decano) se han determinado semiempíricamente y cada valor  $K$  está en función de la temperatura y la presión. Hay gráficas convenientes del factor  $K$  realizadas por Depriester y Hadden y Grayson (1966). Para los sistemas de hidrocarburos, generalmente se supone que  $K$  no está en función de la composición, lo cual es bastante exacto para la mayoría de los cálculos de ingeniería. Nótese que para un sistema ideal:

$$K_i = P_i/P. \quad (1.4)$$

La volatilidad relativa  $\alpha_i$  de cada componente individual de una mezcla multicomponente se puede definir de manera semejante a la de una mezcla binaria. Si el componente C de una mezcla de A, B, C y D se elige como el componente base:

$$\alpha_i = \frac{K_i}{K_C}, \quad \alpha_A = \frac{K_A}{K_C}, \quad \alpha_B = \frac{K_B}{K_C}, \quad \alpha_C = \frac{K_C}{K_C} = 1.0, \quad \alpha_D = \frac{K_D}{K_C} \quad (1.5)$$

Los valores de  $K_i$  dependerán más de la temperatura que los valores de  $\alpha_i$  puesto que con la temperatura aumentan las líneas de  $K_i$  (Lapido, et al, 2006; Suárez, 2006).

Fuentes (2005) pone en práctica el diseño de una columna de destilación multicomponente utilizando una técnica iterativa, pues plantea que es imposible resolver los balances globales de materia y energía de la torre al inicio del problema y; por lo tanto, resuelve etapa a etapa la torre. Considera inicialmente que no se conoce ni destilado ni residuos, pero supone una composición extrema, resuelve plato a plato y, por último, comprueba los balances globales de la columna.

Además coincide con otros autores (Seader y Henley, 2000; Perry, 2008) en que, en general, se requiere una columna menos que la cantidad de corrientes de salida de una calidad especificada. La calidad de estos productos puede caracterizarse únicamente por la concentración de un componente en cada corriente. Por otro lado, las concentraciones de los otros componentes no pueden elegirse arbitrariamente. En primer lugar, hay que plantearse qué separación se desea llevar a cabo, es decir, especificar la calidad de los productos. Ello supone seleccionar los dos componentes a

utilizar para su caracterización (componentes claves) y la comprobación de la viabilidad de la separación (determinación de las regiones de productos posibles). Hay que tener en cuenta que normalmente una columna no va a poder dividir el alimento de todos los modos posibles.

Una vez especificada la calidad de los productos y comprobada la viabilidad de la separación, ya no es posible dar más especificaciones de composición de los productos. Sin embargo, para iniciar el diseño aproximado de la columna se requiere la composición completa de los productos, lo que supone la realización de un balance preliminar de materia.

Es importante recordar que no se puede concluir que se pueda construir una columna que produzca exactamente esa separación. Si en la última etapa del cálculo de la columna se obtuvieran valores diferentes, debería repetirse el cálculo completo.

#### **1.4 Componentes Claves.**

Previamente al establecimiento del balance de materia preliminar resulta imprescindible la especificación de los componentes claves y de su distribución entre el destilado y el residuo, que se debe realizar teniendo en cuenta las condiciones de operación y las características de la mezcla a tratar.

Reciben el nombre de **componentes clave** aquellos dos componentes cuya separación se especifica; el más volátil es el clave ligero, y el menos volátil, el clave pesado.

Normalmente el componente clave ligero (LK: del inglés *Light Key*) y el componente clave pesado (HK: del inglés *Heavy Key*) se eligen como el más ligero (más volátil) especificado en el residuo y el más pesado (menos volátil) especificado en el destilado.

Los componentes más volátiles que LK reciben el nombre de componentes no claves volátiles (LLK: del inglés *Lighter Light Key* o LNK: del inglés *Light Non Key*) y los menos volátiles que HK reciben el nombre de no claves pesados (HHK: del inglés *Heavier Heavy Key* o HNK: del inglés *Heavy Non Key*).

En ocasiones existen componentes de volatilidad intermedia entre la de LK y la de HK; que pueden aparecer simultáneamente en el destilado y en el residuo, éstos se denominan **componentes repartidos**.



Los componentes LK y HK, así como otros componentes repartidos, aparecen tanto en el producto del destilado como en el del residuo. Los componentes LLK aparecen prácticamente en su totalidad en el producto del destilado, mientras que los HHK lo hacen en el del residuo.

Los componentes que aparecen sólo en el destilado o sólo en el residuo se dice que son **componentes no repartidos**. Los perfiles de LK y HK pasan por un máximo antes de alcanzar el condensador y la caldera, respectivamente. Esto se debe a que, en cada momento, la columna realiza la separación de los componentes más volátiles y los menos volátiles: cuando se está llegando al condensador, prácticamente sólo existen componentes LK y LLK, por lo que el componente LK pasa a ser el menos volátil de la mezcla, y al ascender en la columna, va disminuyendo su concentración. Un razonamiento análogo puede hacerse para el caso de HK y HHK en las proximidades de la caldera, donde HK es el componente más volátil de la mezcla. En las proximidades de la etapa de alimentación, están presentes todos los componentes en cantidades apreciables.

En cuanto al perfil de temperatura, la misma aumenta gradualmente desde el condensador hacia la caldera, si bien los cambios son más rápidos en las proximidades de la caldera, del condensador y de las etapas de alimentación, es porque son los puntos donde la concentración de los componentes no claves cambia más rápidamente (Fuentes, 2005; Coulson y Richardson, 2005; Perry, 2008).

### **1.5 Métodos de operación y métodos de diseño en la destilación multicomponente.**

Los métodos de cálculo en destilación multicomponente pueden dividirse en dos categorías generales que atienden al tipo de problema con el que se trabaja. Así se habla de *métodos de operación* (simulación) cuando se requiere encontrar la separación que se produce en una columna con un número de etapas predeterminadas y en unas condiciones dadas, y por otro lado, de los *métodos de diseño* que tratan de determinar la mejor configuración de la columna para cumplir con unas especificaciones de separación dadas.

El enfoque en ambos tipos de planteamiento es muy distinto, mientras que para los problemas de operación se pueden utilizar métodos aproximados o métodos rigurosos de cualquier tipo, tanto en estado estacionario como en estado no estacionario, por el contrario, para los problemas de diseño de columnas de rectificación multicomponente la situación no está tan bien definida.

Un método de diseño de una columna de rectificación debe ser capaz de calcular el número de etapas y la posición óptima de la corriente de alimentación para una separación especificada de los componentes claves en las corrientes de salida de la columna, así como el caudal, la composición y la temperatura de las dos fases que abandonan cada etapa.

Para mezclas binarias, el problema puede resolverse mediante métodos clásicos como el de Sorel o el de Ponchon – Savarit, o mediante cualquier otro que utilice el mismo esquema de cálculo, que consiste en resolver alternativamente los balances de materia y de energía (para relacionar de esta forma las corrientes que se cruzan entre las etapas) y las ecuaciones de equilibrio (para relacionar las fases en equilibrio que abandonan cada etapa), para poder de esta forma calcular el número de etapas, la posición de las posibles etapas de alimentación y la composición, temperatura y caudal de las fases que abandonan cada etapa, para un determinado porcentaje de separación entre los componentes claves.

Sin embargo, la aplicación de un método de diseño con estas características en el caso de mezclas multicomponentes supone dificultades añadidas que son inherentes a la propia naturaleza del equilibrio entre fases, que han provocado que no se haya intentado realizar extensiones al caso multicomponente de los métodos válidos para mezclas binarias.

Por el contrario, los métodos de diseño convencionales, en el caso de rectificación multicomponente, resuelven el problema mediante simulaciones repetidas, en las que cada vez se va modificando el número de etapas, y no se ha encontrado ninguna referencia a *métodos de diseño “directos”* o *“verdaderos”* que, al igual que ocurre en el caso de métodos binarios, calculen directamente el número de etapas y la posición óptima del alimento necesarios para conseguir una cierta separación.

También se pueden encontrar soluciones aproximadas para el diseño de columnas de rectificación, a partir del cálculo del mínimo número de etapas y del reflujo mínimo (Frenske, 1932; Underwood, 1932 y 1946), junto a correlaciones empíricas entre el número de etapas y el reflujo (Gilliland, 1940; Erbar-Maddox, 1961).

Los algoritmos para el cálculo riguroso de la rectificación multicomponente pueden dividirse en dos categorías, dependiendo de cómo resuelven las ecuaciones MESH (balance de Materia, relaciones de Equilibrio, Sumatorias de fracciones y balances de Entalpía): aquellos que resuelven las ecuaciones **“etapa a etapa”** y **“ecuación a ecuación”**, como en el caso de los métodos de Lewis- Matheson y Thièle-Geddes (Holland, 1963) y aquellos que los resuelven **“componente a componente”**, simultáneamente para todas las etapas, por ejemplo los métodos BP (métodos de Punto de Burbuja), SR (métodos de Suma de Caudales) o SC (métodos de Newton Global o de Corrección Simultánea); (Kister, 1992).

Un método de diseño directo tal y como se entiende en el presente trabajo, es incompatible con los métodos componente a componente, porque se necesita conocer perfectamente las características de cada etapa (alimentos, productos y calor intercambiado) y el número de etapas de la columna. Así pues, mediante estos métodos el diseño de la columna se realizaría llevando a cabo varias simulaciones, variando el número de etapas y la posición de los alimentos, y seleccionando aquella que mejor se adapte a las necesidades del diseñador.

Con respecto a los métodos etapa a etapa y ecuación a ecuación, el diseño es compatible con un método de cálculo del tipo del de Lewis-Matheson, donde el número de etapas puede utilizarse como variable independiente en cada iteración. Sin embargo, como en el caso anterior, el número de etapas no se calcula en cada iteración, sino que se va modificando dependiendo de los resultados que se vayan obteniendo.

Si se tiene en cuenta que para una columna de rectificación multicomponente sólo puede especificarse el grado de separación de dos componentes (una columna de rectificación sólo puede separar a dos de los componentes de una mezcla multicomponente), y suponemos que tales especificaciones se refieren al porcentaje de recuperación del componente clave ligero en el destilado y del componente clave pesado en el residuo, se observa que, al contrario de lo que ocurría con las mezclas

binarias, para un sistema multicomponente una especificación de este tipo no permite calcular la composición del destilado y, por tanto el cálculo etapas a etapas no puede iniciarse a menos que se realice una estimación de tantas variables como sea necesario para caracterizar completamente el destilado.

Una vez que se ha supuesto una composición de destilado, se puede calcular la composición del residuo a partir de los balances de materia, y comenzar el cálculo etapa a etapa, exactamente igual que se hace para las mezclas binarias en el método de Ponchon-Savarit. El cálculo de la columna concluirá cuando se obtenga una corriente líquida que proporcione una separación entre los componentes claves igual o superior a la especificada. En este momento, el método de cálculo proporciona el número de etapas y la posición óptima del alimento necesario para llevar a cabo la separación del alimento entre la corriente de destilado supuesta y el residuo calculado a partir de ésta (a través del balance de materia). Si dicho residuo coincide con el obtenido a partir de las relaciones de equilibrio tras el cálculo de la columna, se da por válida la estimación previa del destilado. En caso contrario, se repiten los cálculos con otra estimación para el destilado. Este procedimiento, aparentemente tan sencillo, sí que puede ser considerado como un método de diseño directo (Reyes, 1998).

Según Coulson y Richardson (2005) el uso de métodos rigurosos ha ido ganando terreno en el diseño de columnas simples, debido al uso de programas computacionales que disminuyen el tiempo de cálculo. A pesar de esto, los métodos aproximados siguen siendo empleados para diseño preliminar, estudios paramétricos para establecer condiciones óptimas y para el estudio de síntesis.

### **1.5.1 Métodos cortos.**

Los métodos cortos de cálculo para la solución aproximada de la destilación de multicomponentes son muy útiles para estudiar un gran número de casos con gran rapidez, para ayudar a orientar al diseñador, para determinar las condiciones óptimas aproximadas o para proporcionar información con respecto a los estimados de costos.

- Método de Fenske - Underwood - Gilliland (FUG)
- Método de grupo de Smith - Brinkley (SB)

### **Método Corto de Diseño Fenske – Underwood – Gilliland.**

Seader y Henley (2000) y otros autores (Caicedo, 2004; Hicks, 2004; Coulson y Richardson, 2005; Hernández, 2009) concuerdan en que el método aproximado de diseño más utilizado es el de Fenske – Underwood – Gilliland (FUG). Éste supone volatilidades relativas, flujos molares constantes en la torre, pérdidas de calor despreciables, entre otras cosas. Para alimentaciones de mezclas multicomponentes, es necesario la especificación de dos componentes claves, su distribución en el fondo y en el domo de la torre, plato de alimentación, relación de reflujo y el perfil de presiones de la torre.

El método FUG, consta de las ecuaciones/correlaciones de:

- Fenske, para el cálculo del número etapas mínimas a reflujo total.
- Underwood, para el cálculo de reflujo mínimo con etapas infinitas.
- Gilliland, para el cálculo de etapas reales a reflujo de operación.
- Kirkbride, para el cálculo de número de platos en la sección de agotamiento y la sección de rectificación.

#### Características del método:

- Útil fundamentalmente para el diseño de columnas, aunque también sirve para evaluar el comportamiento de columnas ya existentes.
- Parte del conocimiento de la localización óptima del plato de alimentación.
- Supone flujos molares constantes (el reflujo mínimo calculado es mucho menor que el reflujo mínimo real).
- Sirve para calcular los flujos y las composiciones de los productos cuando se han especificado los requerimientos de recuperación de uno o dos componentes.
- Se pueden determinar las temperaturas del tope y del fondo de la columna.

### **Método Corto de Diseño de grupo de Smith - Brinkley (SB)**

El método de Smith y Brinkley se emplea mayormente para el análisis de columnas existentes es un método aproximado de simulación de columnas, es decir, dado el número de etapas, la razón de reflujo y la posición de la etapa de alimentación, calcula

la composición de los productos. Se trata de un método aplicable tanto a absorción y extracción, como a destilación.

Puesto que se trata de un método de análisis de columnas, los valores de N, número de etapas de la columna, y M, número de etapas por debajo del alimento, son conocidos. Las constantes de equilibrio  $K_i$  y  $K_i'$  se evalúan a las temperaturas efectivas de las secciones de tope y fondo.

Si se dispone de un perfil de temperatura, la temperatura efectiva media es la media aritmética de las temperaturas de las etapas en el sector en cuestión. Alternativamente, se usa la media aritmética entre la temperatura de la etapa de alimentación y la temperatura de la etapa del otro extremo del sector. La forma de las ecuaciones, para destilación, es la siguiente:

$$f_i = \frac{(1 - S_{n,i}^{N-M}) + R(1 - S_{n,i})}{(1 - S_{n,i}^{N-M}) + R(1 - S_{n,i}) + h_i S_{n,i}^{N-M} (1 - S_{m,i}^{M+1})} \quad (1.6)$$

donde:

$$f_i = \left[ \frac{BX_B}{F_Z} \right]_i \quad (1.7)$$

$$S_{n,i} = K_i \frac{V}{L} \quad (\text{sector de enriquecimiento}) \quad (1.8)$$

$$S_{m,i} = K_i \frac{V'}{L'} \quad (\text{sector de agotamiento}) \quad (1.9)$$

$$h_i = \frac{K_i' L (1 - S_{n,i})}{K_i L' (1 - S_{m,i})} \quad (\text{alimento predominantemente líquido}) \quad (1.10)$$

$$h_i = \frac{L (1 - S_{n,i})}{L' (1 - S_{m,i})} \quad (\text{alimento predominantemente vapor}) \quad (1.11)$$

Estrictamente, las ecuación (1.6) no debe aplicarse si el condensador es parcial, ya que en ellas se ignora la diferencia entre el producto de tope y el reflujo, pero sin embargo

puede aproximarse que si hay condensador parcial, la ecuación se utilizará incrementando N en 1. Gómez, (2007)

#### Características del método:

- Útil para evaluar el comportamiento de columnas ya existentes.
- Funciona bien cuando se tiene un rehervidor parcial o hay una entrada de calor por el fondo.
- Se debe conocer el número de platos totales.
- Sirve para encontrar el plato óptimo de alimentación cuando se especifican los requerimientos de recuperación.
- Sirve para calcular las composiciones de los productos cuando se han especificado el plato de alimentación y el flujo de los productos.
- El empleo de valores de constantes de equilibrio (k) eficaces, es muy útil cuando los coeficientes de distribución varían mucho a lo largo de la columna. (Caicedo, 2004).

#### **1.6 Aspectos básicos sobre simulación.**

Durante los últimos diez años, los paquetes de *software* que realizan cálculos simbólicos y numéricos junto con representaciones gráficas se han convertido en una herramienta indispensable para todos los ingenieros (Scenna, 1999; Rodríguez, 2001; Petrides, 2002). El gran potencial de las computadoras radica en su capacidad para hacer cualquier tarea que pueda describirse matemáticamente como una serie de operaciones y decisiones lógicas. Para esto se pueden utilizar diferentes herramientas de análisis (Boehm, 1997; Himmelblau, 1997):

**Programas de resolución de ecuaciones:** estos programas son de bajo costo (como **TK Solver Plus, Gauss9**), disponibles para microcomputadoras, para resolver balances de materia lineal y no lineal. Es muy probable que tales códigos se ejecuten con mayor rapidez que los programas de hoja de cálculo, pero no tan rápidamente como los programas en **C** o en **FORTRAN**.

**Hojas de cálculo:** son tal vez la herramienta numérica más ampliamente utilizada en la computación personal. Por esta razón, se ha tendido a ampliar las posibilidades de estos programas hasta adquirir algunas de las características de las otras herramientas

de computadora y ya no están limitados a realizar cálculos en una matriz bidimensional de celdas. Existen un sinnúmero de paquetes de hojas de cálculo comerciales (**LOTUS**, **EXCEL**, etc.). Las similitudes entre las hojas de cálculo comerciales son muchas. Todas ofrecen un administrador de situaciones que permite al usuario incluir varios conjuntos de suposiciones en una hoja de cálculo y permite cambiar de un conjunto de suposiciones a otro con rapidez a fin de poder comparar la solución de los problemas (Himmelblau, 1997; Cutlip, 1999).

**Software interactivo:** el llamado *software* interactivo ha evolucionado desde códigos de computadora que sólo efectuaban manipulaciones de matrices hasta programas de gran alcance que combinan cálculos de matrices, análisis de datos, resolución de ecuaciones, gráficos y muchas otras funciones. Dos ejemplos representativos de este tipo de *software* son **MathCAD** y **MatLAB**. Estos códigos son más fáciles de usar que los códigos genéricos, los programas de simulación o los manipuladores simbólicos de los que hablaremos más adelante, pero su alcance no es tan amplio. La principal razón del éxito de estos códigos es que el lenguaje empleado para formular los programas es sencillo y se combina bien con las matemáticas que el usuario ya conoce. **MatLAB** cuenta también con un conjunto de paquetes de aplicación llamados “cajas de herramientas” que son bibliotecas de funciones y programas que resuelven problemas específicos.

**Programas de simulación de procesos:** estos aceptan información acerca de un proceso químico en el nivel del trazado de diagrama de flujos y realizan cálculos que proporcionan datos no sólo acerca de los flujos de materia y de energía, sino también sobre costos, disposición de tuberías, efectos de tiempo y otra información útil para el diseño y la operación. Estos códigos pueden simular el desempeño en estado estacionario (y en algunos casos en estado no estacionario) de plantas químicas integradas de gran tamaño que consisten en unidades de proceso interconectadas con flujos de reciclaje y sus fuentes. Con los programas de simulación podemos modelar toda una planta completa con tanta complejidad como deseemos. Es posible introducir la estructura del proceso en la computadora por medio de una interfaz gráfica y obtener la salida en forma de diagramas de flujo o bien, informes escritos. Además, es



necesario obtener de una base de datos las propiedades físicas apropiadas e información termodinámica.

### **1.6.1 Herramientas informáticas de análisis en unidades de destilación simple y multicomponente.**

En la década de 1960, la industria química de proceso comenzó a usar en gran escala programas para el ***Diseño Asistido por Computadora (CAD)***. Era común referirse a tales programas como de balance de calor y materia, pero ahora en general se conocen como *Simuladores de Procesos*.

El diseño de procesos asistido por computadoras se refiere a la aplicación de programas de computación para el diseño y análisis de un sistema o subsistemas (Domínguez, 2001). La amplitud de su uso ha desarrollado también los procesos y sistemas asociados con la industria de generación de potencia.

***Las herramientas de análisis*** han conmovido significativamente la industria al incrementar la capacidad de los ingenieros de procesos para el diseño, la operación y la evaluación de equipos tales como generadores de vapor, bombas, intercambiadores de calor, ventiladores, turbinas u otro equipo que afecte el flujo de materiales y energía a través del proceso (Boehm, 1997). Estas herramientas son comúnmente usadas para predecir el rendimiento de la planta, comparar alternativas de diseño y/o tecnologías, predecir el rendimiento basado en combustibles alternativos, la optimización de la operación y evaluar la degradación del funcionamiento de un componente. Tales predicciones del funcionamiento son, en ocasiones, fuertemente dependientes de datos reales del funcionamiento del proceso (Scenna, 1999). Las correlaciones empíricas representan los datos del funcionamiento medido que pueden ser incluidos en un modelo del sistema para mejorar la validación de las predicciones. De esta manera, el uso de herramientas de análisis de procesos complementa el uso de las herramientas más tradicionales de análisis.

***Las herramientas de análisis*** están principalmente basadas en las ecuaciones fundamentales de conservación de la materia y la energía y pueden ser usados para modelar una amplia variedad de sistemas que contengan ciclos termodinámicos abiertos o cerrados (Boehm, 1997; Himmelblau, 1997). Estas herramientas pertenecen

a una siempre creciente lista de herramientas de ingeniería asistida por computadoras. Los programas de **Diseño Asistido por Computadoras (CAD)** y los programas de **Fabricación Asistida por Computadoras (CAM)** son, quizás, las herramientas más conocidas. Es claro que el análisis del rendimiento termodinámico de una planta de generación de potencia no requiere del uso de herramientas computacionales. La importancia del uso de herramientas de análisis de procesos asistido por computadora es el grado de detalle y la profundidad del análisis que se puede lograr en corto tiempo. Los métodos sofisticados de estimación de propiedades eliminan, por ejemplo, la necesidad de consumir tiempo en interpolaciones manuales. Por tanto, se puede emplear más tiempo en las implicaciones de la predicción del funcionamiento y menos en los cálculos de convergencia.

Algoritmos rigurosos, flexibilidad de los métodos de estimación de propiedades y flexibilidad para simular las operaciones unitarias son elementos a considerar cuando se trata de la utilización de herramientas de diseño asistido por computadoras para el análisis de procesos.

Las aplicaciones del análisis de proceso asistido por computadoras caen, generalmente, en una de estas categorías (Koch, *et al*, 2007):

- Diseño de sistemas: Análisis detallado de varias configuraciones de sistemas.
- Diseño de componentes: Efecto de un componente sobre el funcionamiento de toda la planta.
- *Marketing*: Análisis de alternativas de varias tecnologías, escenarios de operación y presentación.

### **1.6.2 Software utilizados para el análisis de procesos.**

La información acerca de los programas específicos de análisis de procesos pueden ser obtenidas de diversas fuentes, incluyendo contactos profesionales en revistas y publicaciones tales como: *Computer Selects reviews* y *Chemical Engineering Progress' Annual Software Directory*.

A continuación se muestran las herramientas de análisis de procesos más utilizadas:

**EndResults:** [Sega, Inc.] Es un paquete de hojas de cálculo, herramientas de análisis y problemas resueltos disponibles en formato para **LOTUS** y **EXCEL**. Como aplicaciones

incluye Absorbedor, Absorbedor con rehervidor, Absorbedor con reflujo, Destilación, Destilación trifásica y a vacío, Destilación de petróleo y extractor líquido-líquido. Permite la predicción y la evaluación de unidades de destilación. (Sega, 2003).

**Design II:** [WinSim Inc.] Este *software* fue desarrollado para aplicaciones en las industrias químicas, petroquímicas y refinerías. Permite realizar los balances de materia y energía para gran variedad de procesos incluyendo operaciones unitarias tales como reactores, intercambiadores de calor, quemadores y hornos, bombas, compresores, turbinas y columnas de destilación. La base de datos y las correlaciones para determinar las propiedades termodinámicas están fundamentalmente enfocadas a aplicaciones con hidrocarburos y plantas químicas (WinSim, 2004; Arora, (2004). WinSim, 2006).

**Aspen Plus:** [Aspen Technology, Inc.] Este es un simulador gráfico de procesos de propósito general. Principalmente enfocado para la industria química y petroquímica. Incluye además, el análisis de costos e inversiones de los procesos y unidades (López, 2007; Aspen Technology, 2008b).

**ChemCAD III:** [Chemstations, Inc.] Es un simulador de procesos para uso general. Su biblioteca de equipos incluye intercambiadores, bombas, compresores, turbinas y otros módulos. Además, el usuario puede configurar su propio módulo. Incluye módulos específicos para el diseño y la evaluación de intercambiadores de calor, columnas de destilación y sistemas de tuberías (Chemstations, 2006).

**Aspen HYSYS:** [Aspen Technology, Inc.] Este paquete permite la simulación dinámica y en estado estacionario a través de interface gráfica. Su mejor aplicación es para la industria petroquímica. Ofrece una optimización multivariables para el diseño de procesos de modelación dinámica integrada para el desarrollo de estrategias de control de procesos e interface gráfica con *software* de control digital (Aspen Technology, 2008a).

Todos los programas mencionados anteriormente son capaces de resolver cualquier problema de simulación en plantas de tratamiento de gas acompañante de petróleo. De ellos el que va a ser utilizado es HYSYS, debido a que ofrece resultados confiables, se encuentra disponible en nuestra Universidad, se puede operar con facilidad y ya fue estudiado en asignaturas de análisis de proceso.

## 1.7 Conclusiones del análisis bibliográfico:

1. Los métodos gráficos (Ponchon-Savarit y McCabe-Thiele) resultan muy útiles en el diseño de procesos de destilación de mezclas binarias; pero no pueden aplicarse en el caso de mezclas multicomponentes. En este último caso es necesario el desarrollo de métodos algebraicos (Fenske-Underwood-Gilliland, Smith-Brinkley, etc.).
2. Previo al diseño o simulación de una columna de destilación multicomponentes resulta imprescindible especificar los componentes claves y de su distribución entre el destilado y el residuo.
3. Los programas de simulación pueden modelar toda una planta completa con el nivel de complejidad que se desee, sin necesidad de especificar una base de datos de las propiedades físicas de los componentes utilizados.
4. Se utilizará Hysys debido a las facilidades que ofrece el mismo para la evaluación de las plantas de tratamiento de gas acompañante del petróleo y a la disponibilidad de este *software*.

## Capítulo 2: Metodologías para la Simulación y Evaluación del Caso de Estudio.

En este capítulo se realiza una breve descripción del proceso que se desarrollará como caso de estudio, una explicación detallada de la metodología utilizada para realizar la evaluación de la unidad de fraccionamiento por métodos cortos, así como de las herramientas de análisis que se utilizarán para ello.

### 2.1 Descripción del caso de estudio.

Se realizará la evaluación de la unidad de refrigeración y de la unidad de fraccionamiento de una planta de tratamiento de gas, con el propósito de reducir el consumo de sus portadores energéticos. Se utilizará un simulador de probada eficacia para realizar esta actividad.

La unidad de refrigeración opera según la tecnología francesa denominada IFPEXOL proveniente del Instituto Francés del Petróleo (IFP). Según Hampton, et al, (2001) IFPEXOL es un proceso de separación criogénica de líquidos, que utiliza metanol para la supresión del punto de rocío en vez de glicol.

El proceso IFPEX – 1 emplea metanol en vez del comúnmente usado trietilenglicol (TEG) para deshidratar el gas. Esto evita la necesidad de regeneración térmica del solvente. Además ofrece un número de beneficios sobre la tecnología que emplea TEG, incluyendo un diseño más compacto con solo una torre de contacto, no requiere calentamiento, no se forma espuma en la torre, reduce la corrosión y la degradación del solvente.

El gas endulzado de entrada es separado primeramente en dos corrientes, una consiste en el 50% del flujo total que pasa a través de la torre de contacto a contracorriente con la corriente rica en metanol, mientras la otra corriente hace un *by – pass* en la torre.

Por otra parte la corriente *by – pass* y la de salida de la torre son combinadas con una alimentación fresca de metanol que se realiza; alimentándose posteriormente al proceso de refrigeración. En esta etapa ocurre la condensación de la fase acuosa y de los hidrocarburos pesados. Los líquidos son separados en el separador trifásico a bajas temperaturas, el mismo con una temperatura entre -34 y -40 °C y una presión de 2300 -

2500 kPa separa el metano gaseoso que se utiliza como combustible en las turbinas generadoras de electricidad, los hidrocarburos líquidos  $C_{2+}$  y la mezcla agua - metanol.

La unidad de fraccionamiento está compuesta por dos torres empacadas de 15.94 m de altura y 0.61 m de diámetro con presiones de diseño hasta de 2500 kPa. Los hidrocarburos líquidos que salen del separador trifásico de la unidad de refrigeración se alimentan a la primera torre (deetanizadora) en un flujo de alrededor de 4000 lb/h. Esta torre trabaja a una presión de 2200 kPa y una temperatura de fondo de 89 °C proporcionada por un rehervidor tipo *Kettle*. En estas condiciones el elemento más volátil, el etano, es desprendido de la corriente y retornado al proceso debido a que su elevada presión de vapor dificultaría la obtención de subproductos con la calidad requerida. El etano extraído se alivia hacia el *flare* o se reinyecta al cabezal de succión de los compresores, con el propósito de recuperar esta corriente y de despojarlo de posibles trazas de metano ( $C_1$ ) que pueda arrastrar. En el fondo de la torre deetanizadora se obtiene una corriente que contiene propano e hidrocarburos más pesados que este ( $C_{3+}$ ), que salen en forma líquida hacia la segunda torre como corriente de alimentación.

Esta segunda torre es una columna debutanizadora de 12 unidades de transferencia de masa, la corriente de alimentación está en un rango de 3000 - 3500 lb/h. La temperatura de fondo entre 145 y 155 °C alcanzada por medio de un rehervidor tipo *kettle* y la presión se debe mantener entre 1200 y 1300 kPa. La temperatura de tope se controla por medio del reflujo que se obtiene al enfriar los elementos ligeros (propano y butano) que salen por el tope en un condensador y almacenarlos luego en un tambor de reflujo desde el cual una bomba centrífuga lo reinyecta al tope en la medida en que lo exija la temperatura de tope prefijada (alrededor de 40 - 60 °C) y el nivel en el tambor. La razón de reflujo prefijada es 3. Cuando se satisfacen estas variables, el flujo de exceso (destilado) pasa a ser almacenado en balsas de almacenamiento de alta presión con 200 m<sup>3</sup> de capacidad. Los productos más pesados caen al fondo de la torre comunicado con el rehervidor, la ebullición de estos hace que sobrepasen una mampara instalada en este equipo y cuando el nivel sea adecuado son parcialmente

enfriados y enviados a tanques atmosféricos de almacenamiento. Todo este sistema se controla a través de dispositivos automáticos de control. Hernández, (2009).

Simulando la unidad en HYSYS se puede evaluar su desempeño y determinar el consumo de energía actual, además de contar con una herramienta que permita estimar su funcionamiento a lo largo de su vida útil. Véase el diagrama de flujo en la Figura 2.1

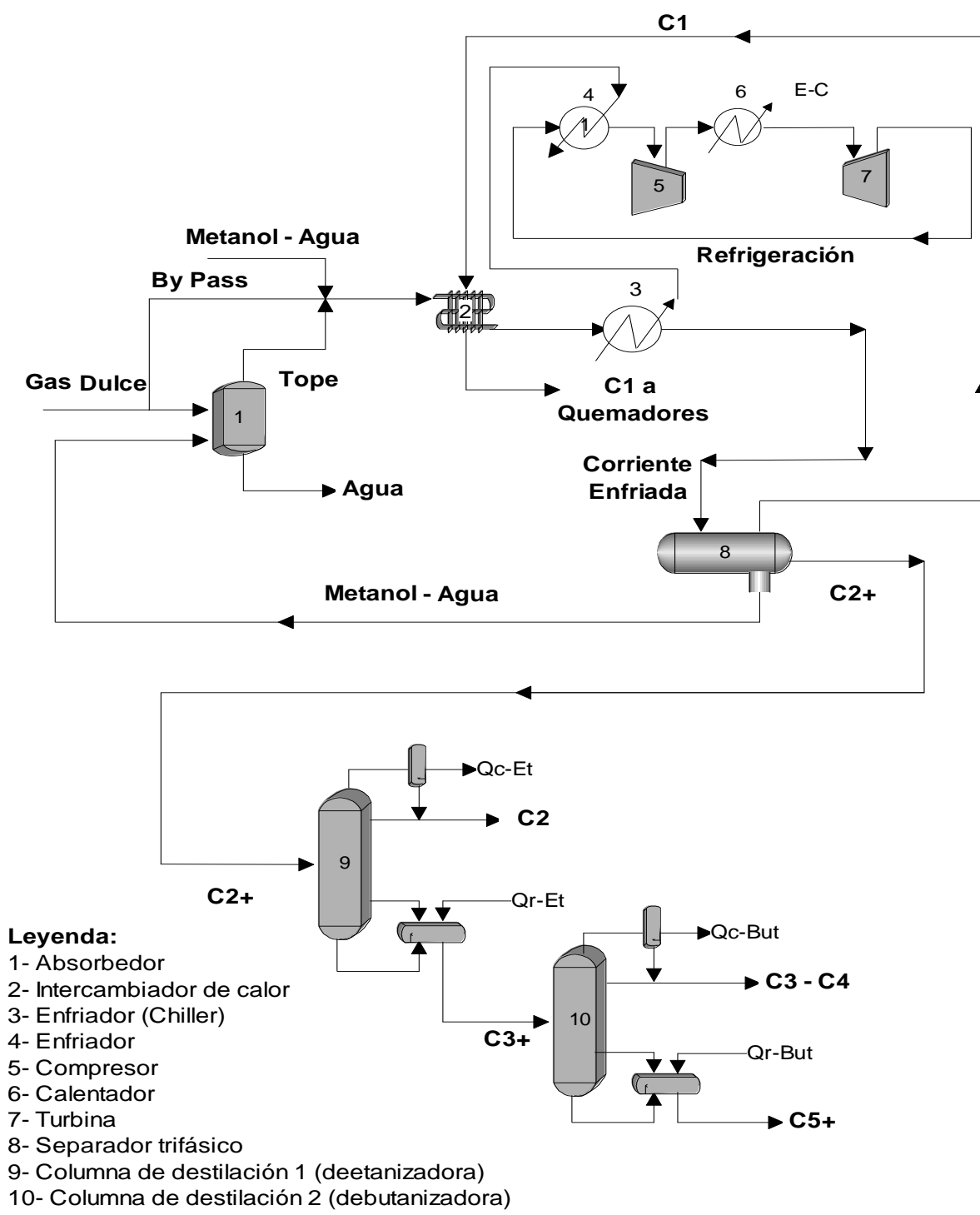


Figura 2.1 Diagrama de Flujo.



## **2.2 Metodologías para la obtención y validación del modelo de simulación.**

En este trabajo se va a obtener y validar el modelo de simulación que representa a la unidad de refrigeración y la unidad de fraccionamiento de una planta de tratamiento de gas, para el cual se utiliza el simulador de procesos Hysys, ya que permitirá realizar los balances de materiales y energía. Además Hysys ofrece resultados confiables, se encuentra disponible en la Universidad de Matanzas y se puede operar con facilidad.

Para cumplimentar el objetivo antes expuesto se trazaron las siguientes tareas:

- Obtención del modelo de simulación.
- Validación del modelo a través del ajuste del caso base.
- Análisis de sensibilidad del modelo.

### **2.2.1 Obtención del modelo de simulación.**

Para obtener un modelo de simulación se deben seguir los siguientes pasos:

1. Construcción del diagrama de flujo de información (Himmelblau, 1997)
2. Definir el orden de cálculo.
3. Definir los módulos e implementar el simulador.

A continuación se realiza una explicación mas detallada de estos tres aspectos tan fundamentales en la obtención de un modelo de simulación.

#### **Construcción del Diagrama de Flujo de Información (DFI):**

La elaboración de un diagrama de flujo de información no es más que un diagrama donde los flujos de masa o energía del proceso son equivalentes a flujos de información (valores numéricos de las variables de las corrientes y parámetros necesarios para definir los módulos), y los equipos del proceso equivalentes a modificaciones de la información que fluye entre ellos. (Himmelblau 1997).

Los **diagramas de flujo** se transforman en **diagramas de flujo de información (DFI)** para la simulación del proceso, teniendo en cuenta la cantidad de módulos que representa a una operación o proceso.

- La información fluye de un módulo a otro a través de las corrientes de materia.
- La confección del diagrama de flujo de información se realiza fácilmente siguiendo de cerca el diagrama de flujo del proceso.

- Para la construcción del DFI se tienen en cuenta todos los equipos y operaciones que intervienen (por ejemplo las operaciones de mezclado y separación de corrientes).
- Un equipo puede ser simulado por uno o varios módulos.
- Varios equipos pueden ser simulados con un solo módulo.

### **Determinación del Orden de Cálculo de los Módulos.**

Para determinar el orden en que deben ser calculados los diferentes módulos del sistema, utilizando el enfoque secuencial, se utiliza el método de *Steward*. (Scenna, 1999).

El objetivo de este paso es seleccionar el módulo donde se debe comenzar la simulación.

Se debe empezar por la unidad que tenga las corrientes de entradas definidas y que permita el cálculo de los restantes módulos de forma consecutiva.

La determinación de la secuencia de cálculo está en dependencia de la presencia o no de corrientes de recirculación en el Diagrama de Flujo de Información.

- La secuencia de cálculo para los módulos se puede determinar con facilidad a partir del análisis de orden de precedencia debido a que el flujo de información siempre avanza en una dirección.
- Desde un punto de vista computacional, la presencia de corrientes de recirculación es uno de los impedimentos para la resolución secuencial de un problema de simulación.

La determinación de la secuencia de cálculo incluye:

- Identificar los ciclos que conforman el DFI.
- Seleccionar las corrientes de cortes que rompen éstos ciclos.
- Los ciclos contienen varios módulos individuales vinculados por el flujo de información de las entradas y las salidas.

**Corriente de corte:** Son aquellas corrientes que rompen los ciclos. Se asumen inicialmente, se calculan a través de la simulación y se chequea posteriormente el valor asumido hasta lograr la convergencia con un error permisible.

Pasos para la determinación de los ciclos y corrientes de corte:

- Se debe convertir el diagrama de flujo de procesos (DFI) en un **dígrafo** para su mejor análisis.

- Diseñar el **árbol de Steward** a partir del dígrafo para la determinación de los ciclos.
- Confeccionar la **matriz de corrientes/ciclos** para determinar el menor número de corrientes de corte.

### Dígrafo.

- Para la construcción del dígrafo las operaciones se sustituyen por círculos o cuadrados numerados y las corrientes internas por flechas.
- Las corrientes de entrada y de salida se pueden omitir.

### Árbol de Steward.

Es un diagrama que se construye para rastrear una ruta del flujo de información (usualmente materia, aunque puede ser energía) de un módulo al siguiente a través de las corrientes de salida de los módulos.

- Se construye comenzando por una operación (generalmente la última en el diagrama) y se indican las corrientes que llegan a esta operación provenientes de otras.
- El rastreo continúa hasta que se repita el módulo por el cuál se comenzó el rastreo.
- Las ramas del árbol se extienden hasta que se repite una operación.
- Cada rama corresponde a un ciclo.

### Matriz de corrientes/ciclos.

Se utiliza para determinar qué ciclos deben ser rotos para comenzar la simulación.

- Para la confección de la matriz se coloca en cada columna una corriente y en cada fila un ciclo.

	Corrientes										Rango	
	S1	S2	S3									
Ciclos	A											
	B											
Frecuencia												

Figura 2.2 Matriz de corrientes y ciclos.

Frecuencia: Sumatoria de las columnas.

Rango: Sumatoria de las filas.

- **Frecuencia de la corriente:** Indica en cuantos ciclos esta involucrada la corriente en cuestión.

Si existiera una corriente con frecuencia máxima, es decir, igual a la cantidad de ciclos, ésta es la corriente que debe ser cortada para romper todos los ciclos a la vez.

- **Rango del ciclo:** Indica el número de corrientes que componen el ciclo.

Si el rango es igual a 1, la corriente que compone este ciclo debe ser cortada.

Si no existe ninguna corriente con Frecuencia máxima (frecuencia = ciclos) ni ningún Rango = 1 la matriz debe ser condensada, es decir debe ser simplificada eliminando las columnas que están contenidas en otras.

Se entiende por columnas contenidas en otras aquellas que:

- Sean completamente iguales a otras.
- Sus elementos estén en la misma posición que otra, aunque ésta última tenga otros elementos.

**Secuencia de cálculo:** Se establece a partir de la definición de la corriente de corte.

### **Definir los módulos a utilizar y la información requerida para el cálculo.**

Para la simulación, el proceso se puede representar como una colección de módulos en los que las ecuaciones (y otra información) que representan cada subsistema o equipo se reúnen y codifican de modo que el módulo pueda usarse aislado del resto del diagrama de flujo y por tanto pueda pasarse de un diagrama de flujo a otro o usarse más de una vez en un mismo diagrama. Un módulo es un modelo de un elemento individual del diagrama de flujo. Cada módulo contiene parámetros de diseño, relaciones de balance de materia y de energía, las velocidades de flujo de los componentes y las temperaturas, presiones y condiciones de fase de cada corriente que entra en el equipo físico representado por el módulo o que sale de él. Desde luego, las interconexiones establecidas para los módulos deben ser tales que sea posible

transferir de un módulo a otro la información respecto a las corrientes, composiciones, velocidades de flujo, coeficientes, etcétera. Alfonso, (2009).

Según Benz y Francesconi, (2001) una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo está compuesta por varios módulos, los cuales son:

- **ABSORBER** (Absorbedor).
- **DISTILLATION** (Columna de destilación).
- **HEAT EXCHANGER** (Intercambiador de calor).
- **COOLER/HEATER** (Enfriador/calentador).
- **3 PHASE SEPARATOR** (Separador trifásico).
- **MIXER** (Mezclador).
- **COMPRESSOR** (Compresor).
- **EXPANDER** (Turbina).
- **TEE** (Divisor).
- **RECYCLE** (Convergencia).
- **SUB-FLOWSHEET** (Subdigrama de flujo).

### Módulo **ABSORBER**.

El módulo **ABSORBER** no es mas que una columna de platos perforados donde se realiza la desorción del metanol de la corriente de agua. En función de la información recibida, el módulo calculará la presión, la temperatura en cada etapa y los flujos correspondiente a la torre. Los cálculos se basan en los balances de materiales y energía dentro de una torre de platos:

$$N_A = k_y (y_{AG} - y_{Ai}) = k_x (x_{Ai} - x_{AL}) \quad (2.1)$$

Donde:

$N_A$ : Flujo molar de A en función de los coeficientes de transferencia de masa para cada fase.

$k_y$  y  $k_x$ : Coeficientes de transferencia de masa para cada fase.

$y_{AG}$  y  $x_{AL}$ : Composición para cada fase.

$y_{Ai}$  y  $x_{Ai}$ : Composición en la interfase.

Luego en función de los coeficientes globales de la transferencia de masa queda que:

$$N_A = Ky (y_{AG} - y_A^*) \quad (2.2)$$

Donde:

$Ky$ : Coeficiente global de la transferencia de masa.

$y_A^*$  : Composición en el equilibrio.

### **Módulos *SHORTCUT DISTILLATION* y *DISTILLATION COLUMN*.**

Los módulos ***DISTILLATION*** en este caso son empleados para simular dos torres empacadas que se usan para la destilación de una mezcla multicomponente de hidrocarburos pesados ( $C_2+$ ). En la primera columna se separa el etano ( $C_2$ ) saliendo por el tope y el residuo que sale por el fondo es introducido en la segunda columna como alimentación, donde se separa propano-butano ( $C_3-C_4$ ). En función de la información recibida, los módulos calcularán la presión, la temperatura en cada etapa y los flujos correspondientes a la torres. Los cálculos se basan en los balances de materiales y energía.

El módulo ***SHORTCUT DISTILLATION*** consiste en una columna de destilación simple con reflujo que utiliza el método corto de Fenske – Underwood - Gilliland para estimativos de etapas mínimas y reflujo mínimos. Las principales ecuaciones que emplea el método son:

### **Ecuación de Fenske para calcular el mínimo número de etapas:**

$$S_m = \frac{\log S_F}{\log (\alpha_{avg})} \quad (2.3)$$

$$\alpha_{avg} = \sqrt{\alpha_{top} * \alpha_{bottom}} \quad (2.4)$$

$$S_F = \left( \frac{X_D}{X_B} \right)_{LK} \left( \frac{X_B}{X_D} \right)_{HK} \quad (2.5)$$

Donde:

$\alpha_{avg}$  : Volatilidad promedio.

$S_F$ : Factor de separación.

### **Ecuaciones de Underwood para calcular la relación de reflujo mínimo:**

Primera ecuación:

$$1 - q = \sum_{i=1}^n \frac{X_{Fi}}{(\alpha_i - \theta)/\alpha_i} \quad (2.6)$$

Esta ecuación relaciona la composición ( $X_{Fi}$ ), condición térmica de la alimentación ( $q$ ) y la volatilidad relativa ( $\alpha_i$ ) a la temperatura promedio de la columna para un factor  $\Theta$  que se sustituye en la segunda ecuación. El factor  $\Theta$  es determinado por un proceso de tanteo y error.

Segunda ecuación:

$$R_m + 1 = \sum_{i=1}^n \frac{X_{Di}}{(\alpha_i - \theta)/\alpha_i} \quad (2.7)$$

Donde:

$R_m$ : mínima relación de reflujo.

$X_{Di}$ : Composición del destilado.

### **Correlación empírica de Gilliland para determinar la etapa de alimentación:**

$$\log \left( \frac{N}{M} \right) = 0.206 \log \left[ \left( \frac{B x_{HK_F}}{D x_{LK_F}} \right) \left( \frac{x_{LK_B}}{x_{HK_D}} \right)^2 \right] \quad (2.8)$$

Donde:

**N**: número de etapas en la zona de rectificación.

**M**: número de etapas en la zona de despojo.

**B:** flujo de fondo en moles.

**D:** flujo de destilado en moles.

$x_{HKF}$  fracción molar del clave pesado en la alimentación.

$x_{LKF}$  fracción molar del clave ligero en la alimentación.

$x_{HKD}$  fracción molar del clave pesado en el destilado.

$x_{LKB}$  fracción molar del clave ligero en los fondos.

El módulo **DISTILLATION COLUMN** contiene un paquete de destilación fraccionada de una forma más rigurosa que equivale a un desglose etapa a etapa de la columna, apoyándose en los datos del método corto que emplea el módulo **SHORTCUT DISTILLATION**. Hernández, (2009).

#### **Módulo *HEAT EXCHANGER*.**

Según Montes de Oca, (2007) y Alfonso, (2009) al escoger el modelo ***HEAT EXCHANGER*** para el análisis, se puede seleccionar para el diseño el modelo ***End Point***, un modelo ideal en contracorriente, ***Weighted***, un método de evaluación en Estado Estacionario (**EE**) y un método de evaluación en Estado Dinámico (**ED**) para la simulación.

Los cálculos están basados en los balances de energía de los fluidos caliente y frío.

$$[F_{cold} * (H_{out} - H_{in})_{cold} - Q_{leak}] - [F_{hot} * (H_{out} - H_{in})_{hot} - Q_{loss}] = 0 \quad (2.9)$$

Donde:

F – Flujo másico, kg/s.

H – Entalpía, kJ/kg.

$Q_{leak}$  – Calor de escape, kW.

$Q_{loss}$  – Calor perdido, kW.

Los subíndices *cold* y *hot* designan a los fluidos fríos y calientes, así como *in* y *out* se refieren a las condiciones en la entrada y en la salida, respectivamente.



El calor involucrado en el proceso se define a partir de la ecuación de diseño de estos equipos en función del coeficiente global (**U**) y la diferencia media logarítmica de temperaturas (**LMTD**).

$$Q = U_D * A * F_T * LMTD \quad (2.10)$$

Donde:

Q: Calor transferido, kW.

U<sub>D</sub>: Coeficiente Global de Transferencia de Calor, kW/m<sup>2</sup>°C.

A: Área de Transferencia de Calor, m<sup>2</sup>.

LMTD: Diferencia Media Logarítmica de Temperaturas, °C.

### **Modelo de diseño *Weighted*.**

Este modelo de diseño es excelente para modelar problemas con curvas de flujo de calor no lineal, tales como el cambio de fase de componentes puros por uno o ambos lados del intercambiador de calor. Con el modelo *Weighted*, las curvas de flujo de calor son divididas en intervalos y se desarrollan balances de energía para cada uno, sumando el producto UA de cada intervalo para determinar el global del intercambiador. Este modelo está disponible solo para intercambiadores con flujo en contracorriente.

### **Módulo *COOLER/HEATER*.**

El módulo ***COOLER/HEATER*** representa los cálculos de balance de materia y energía de ambos lados del enfriador o calentador. Este módulo es muy flexible y puede ser resuelto por temperaturas, presiones, flujos de calor (incluyendo el calor perdido y las fugas), los flujos de materiales del equipo o el producto coeficiente por el área. *HYPROTECH HYSYS 3.1*, (2002); Alfonso, (2009).

### **Módulo 3 *PHASE SEPARATOR*.**

El módulo **3 *PHASE SEPARATOR*** acepta alimentación múltiple y divide el contenido de la corriente alimentada en la fase vapor, la fase líquida ligera y la fase líquida pesada que lo constituyen.

Este módulo así como el módulo separador (*FLASH*) tiene la posibilidad de calcular en reverso. Además puede usar la composición conocida de un producto para determinar las composiciones de otros productos mediante un balance de la composición alimentada. (*HYPROTECH HYSYS 3.1, 2002*).

### **Módulo MIXER.**

Este módulo realiza un balance completo de materia y energía en el punto mezcla. Si se conocen las propiedades de las corrientes de entrada (temperatura, presión, flujo y composición), las propiedades de la corriente de salida serán calculadas automáticamente de forma rigurosa. López, (2007); Alfonso, (2009) y Ortega, (2010).

### **Módulo COMPRESSOR.**

Según Díaz, (2007) y Ortega, (2010) este módulo es usado para incrementar la presión de una corriente de gas de entrada. Para lograr que el compresor calcule todos los parámetros que necesita para resolver el módulo es necesario conocer al menos dos parámetros de la corriente de salida del mismo.

El trabajo que necesita el compresor para su funcionamiento se determina por la diferencia de entalpía entre las corrientes de entrada y salida del compresor. El cálculo de las eficiencias en un **Compressor** se realiza de la siguiente forma:

$$\eta_{politrópica} = \frac{\left[ \left( \frac{P_{salida}}{P_{entrada}} \right)^{\left( \frac{n-1}{n} \right)} - 1 \right] \times \left[ \left( \frac{n-1}{n} \right) \times \left( \frac{k-1}{k} \right) \right]}{\left[ \left( \frac{P_{salida}}{P_{entrada}} \right)^{\left( \frac{k-1}{k} \right)} - 1 \right]} \times \eta_{adiabática} \quad (2.11)$$

Donde:

$$n = \frac{\log \left( \frac{P_{salida}}{P_{entrada}} \right)}{\log \left( \frac{P_{salida}}{P_{entrada}} \right)_{real}} \quad (2.12)$$

$$k = \frac{\log \left( \frac{P_{salida}}{P_{entrada}} \right)}{\log \left( \frac{P_{salida}}{P_{entrada}} \right)_{ideal}} \quad (2.13)$$

### Módulo **EXPANDER**.

Según López, (2007) y Ortega, (2010) la operación **EXPANDER** se utiliza para disminuir la presión de una corriente gaseosa, convirtiendo la energía interna del gas en energía cinética y finalmente en trabajo. El **EXPANDER** calculará las propiedades de cada corriente y la eficiencia de la expansión. El cálculo de las eficiencias en un **EXPANDER** se realiza de la siguiente manera:

$$\eta_{ADIABATICA} = \frac{\text{Trabajo}_{real}}{\text{Trabajo}_{ideal}} = \frac{(H_{salida} - H_{entrada})_{real}}{(H_{salida} - H_{entrada})_{ideal}} \quad (2.14)$$

$$\eta_{POLITRÓPICA} = \frac{\left[ \left( \frac{P_{salida}}{P_{entrada}} \right)^{\left( \frac{K-1}{K} \right) - 1} \right]}{\left[ \left( \frac{P_{salida}}{P_{entrada}} \right)^{\left( \frac{n-1}{n} \right) - 1} \right] * \left[ \left( \frac{n-1}{n} \right) * \left( \frac{K-1}{K} \right) \right]} * \eta_{ADIABATICA} \quad (2.15)$$

Donde:

$$n = \frac{\log\left(\frac{P_{salida}}{P_{entrada}}\right)}{\log\left(\frac{\rho_{salida}}{\rho_{entrada}}\right)_{REAL}} \quad (2.16)$$

$$K = \frac{\log\left(\frac{P_{salida}}{P_{entrada}}\right)}{\log\left(\frac{\rho_{salida}}{\rho_{entrada}}\right)_{IDEAL}} \quad (2.17)$$

### Módulo **TEE**.

Esta operación de división separa una corriente de alimentación en múltiples corrientes de producto con las mismas condiciones y composición que la corriente de entrada, y es usada para simular T en tuberías y tubos múltiples. El único parámetro requerido para su simulación es la fracción de separación o los flujos de cada corriente de salida.

### **Módulos *SUB- FLOWSHEET* y *RECYCLER*.**

Estos son módulos que no tienen una función física en el diagrama de flujo. Se emplean como parte del trabajo del simulador.

El módulo ***SUB- FLOWSHEET*** se utiliza para organizar los elementos dentro del diagrama.

El módulo ***RECYCLER***, se emplea para romper los ciclos que existen, es una operación lógica que realiza las iteraciones hasta alcanzar la convergencia del sistema. El módulo instala un bloque teórico en la corriente del proceso. Las condiciones de la corriente pueden ser transferidas hacia delante o hacia atrás, en términos de solución se coloca entre la corriente asumida o de corte y la corriente calculada.

El simulador de procesos emplea un método de aproximaciones sucesivas para alcanzar la convergencia del sistema con la tolerancia especificada. López, (2007); Díaz, (2007); Alfonso, (2009) y Ortega, (2010).

### **2.2.2 Validación del modelo de simulación.**

Para la validación del modelo de simulación se realizan las siguientes acciones:

- Ajuste del modelo al caso base.

Para realizar el ajuste del modelo se seleccionan diferentes corrientes de salida del proceso, de las cuales se conocen los parámetros de diseño. Con estos valores y los resultados obtenidos en la simulación se realiza un análisis comparativo, utilizando como criterio de comparación el error relativo:

$$(e_{real} = \frac{Xdiseño - Xcalculada}{Xdiseño}) \quad (2.18)$$

Según Himmelblau, (1997) el error deberá ser menor que 10%. Esto permitirá definir la confiabilidad del modelo para predecir y estudiar la operación de la unidad de fraccionamiento de la planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo que se tiene como Caso de Estudio.

Teniendo en cuenta lo anterior se definen las corrientes mencionadas en tres puntos para realizar el estudio:

**Punto 1:** Fondo de la deetanizadora y alimentación de la debutanizadora, corriente (C3+).

**Punto 2:** Fondo de la debutanizadora, corriente (C5+).

**Punto 3:** Tope de la debutanizadora, corriente (C3 – C4).

- Análisis de sensibilidad del modelo.

Se realiza un análisis de sensibilidad con el objetivo de conocer la sensibilidad de respuesta del modelo a los cambios de los parámetros que conforman el mismo. Cutlip (1999).

El análisis de sensibilidad del modelo, se realiza a través de dos casos de estudio donde se varía una variable de entrada al proceso para obtener una variable respuesta en el modelo.

**Primer caso:** Se selecciona como variable independiente la relación de reflujo de la deetanizadora la cual se varía de 2 a 4, siendo en el caso base esta relación igual a 3. Se selecciona como variable dependiente la suma de las energías utilizadas por los rehervidores de las dos columnas de fraccionamiento que tiene un valor inicial de  $4.457 \cdot 10^5$  kcal/h.

**Segundo caso:** En este caso se selecciona como variable independiente el flujo de entrada al proceso (*Sweet Gas*), el cual se varía de 480 a 680, siendo en el caso base de 580 kgmole/h. Se selecciona como variable dependiente el flujo molar de propano en la corriente (C3 – C4) que tiene un valor inicial de 0.0015 kgmole/h.

### **2.3 Valoración de una alternativa para reducir el consumo de vapor utilizando el modelo para simulación.**

Para realizar la valoración de una alternativa que reduzca el consumo de vapor se utiliza el modelo para simulación obtenido. En el mismo se hace un análisis de sensibilidad conjuntamente con optimización donde se varía algún parámetro de la

planta que permita obtener un óptimo para reducir el consumo de vapor o la energía que consumen los rehervidores.

El vapor es un elemento clave en dicha planta, que debido al envejecimiento de los generadores de vapor y de las unidades recuperadoras de azufre (que también producen vapor, pero que debido a la agresividad de ese producto, no están al 100 % de su operación) se producen pérdidas en la planta. Otra razón de peso para optimizar el consumo de energía es el precio elevado que tienen hoy en día los subproductos que se obtienen en la unidad de fraccionamiento, lo que conlleva a una revisión de las unidades de destilación existentes.

Según lo antes expuesto, se selecciona como variable independiente para el estudio de optimización el flujo de refrigerante (propano), el mismo se varía de 500 a 700 kgmole/h, siendo en el caso base 600 kgmole/h. Como variable dependiente se selecciona la suma de las energías consumidas por los rehervidores de las columnas de fraccionamiento.

Para obtener el flujo de refrigerante que minimiza la energía que consumen los rehervidores se aplican técnicas de optimización unidimensional sin restricciones empleando el *software MATLAB*.

## 2.4 Valoración Económica.

Para realizar la valoración económica se calcula la masa de vapor que se evita producir por concepto de minimizar la energía consumida en los rehervidores.

La masa de vapor que es necesaria generar se determina de la forma siguiente:

$$m_v = \frac{Q}{(h_v - h_{aa})\eta} \quad (2.19)$$

Donde:

$m_v$ : Masa de vapor; kg/h

$Q$ : Ahorro de energía en los rehervidores; kW

$\eta$ : Eficiencia

$\lambda = (h_v - h_L)$ : Calor latente del vapor a la presión y temperatura de trabajo; kW/kg.

La ecuación para calcular el ahorro de energía en los rehervidores es:

$$Q = Q_{Bactual} - Q_{optimo} \quad (2.20)$$

Donde:

$Q_{Bactual}$ : la suma de las energías consumidas en los rehervidores para el caso base.

$Q_{B\ óptimo}$ : valor mínimo obtenido para la suma de las energías consumidas en los rehervidores en la alternativa analizada.

Una vez calculada la masa de vapor y teniendo en cuenta el consumo específico de combustible, el calor específico de combustión y el precio del combustible, se determina el ahorro económico anual por minimizar el consumo de energías en los rehervidores.

## **2.5 Conclusiones parciales del Capítulo 2.**

1. El *software* a utilizar para obtener el modelo es Hysys.
2. Para la obtención y validación del modelo de simulación de las unidades de refrigeración y destilación de una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo se tienen que realizar las siguientes tareas:
  - Obtención del modelo de simulación.
  - Validación del modelo a través del ajuste del caso base.
  - Análisis de sensibilidad del modelo.
3. Para cumplir con la valoración de una alternativa que reduzca el consumo de vapor es necesario realizar un análisis de sensibilidad con optimización de variable.

### **Capítulo 3: Análisis de Resultados.**

En este capítulo se presentan los resultados que se obtiene al aplicar las metodologías para la obtención y validación del modelo y a su vez el análisis de sensibilidad del modelo obtenido de las unidades de refrigeración y destilación de la planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo como Caso de Estudio.

#### **3.1. Obtención del modelo de simulación de las unidades de refrigeración y destilación de una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo.**

La obtención del modelo de las unidades de refrigeración y destilación de la planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo se realiza según las metodologías desarrolladas en el Capítulo II (Epígrafes 2.2).

##### **3.1.1. Construcción del diagrama de flujo de información.**

Para la obtención del diagrama de flujo de información de las unidades de refrigeración y destilación de una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo caso de estudio es necesario adicionar nuevos módulos al diagrama de flujo de la planta como son divisores y mezcladores que aunque no existen físicamente en la plantas hay que considerarlos en la simulación. El diagrama de flujo de información para las unidades de refrigeración y destilación de una planta de tratamiento de gas se muestra a continuación en la Figura 3.1.



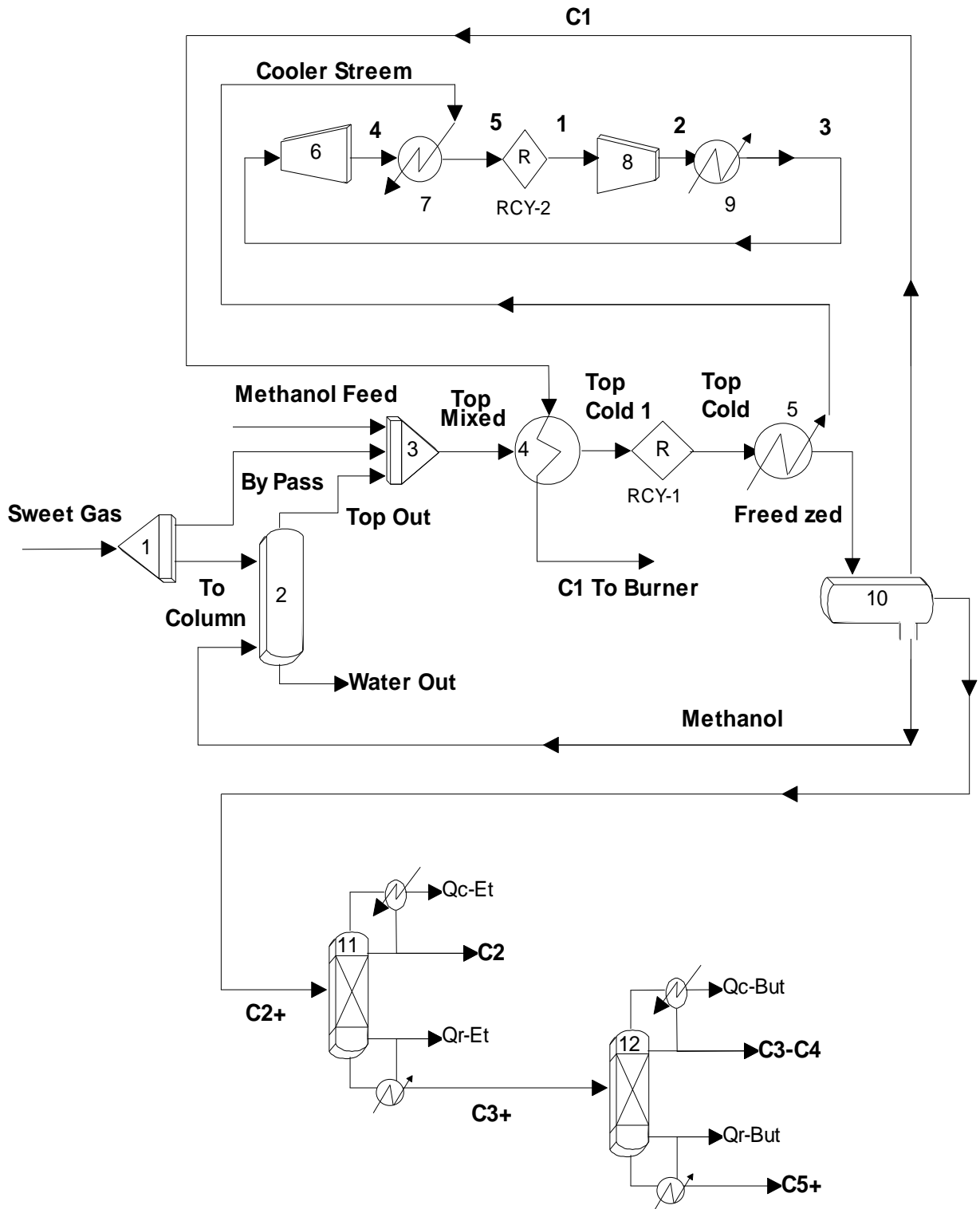


Figura 3.1 Diagrama de Flujo de Información de la unidad de refrigeración y destilación de una planta de gas acompañante del petróleo Caso de Estudio.

Los módulos utilizados para la simulación de las unidades de refrigeración y destilación de una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo son los siguientes:

Módulo1: TEE-100 (Divisor de flujo).

Módulo 2: T-100 (Absorbedor).

Módulo 3: Mix -100 (Mezclador).

Módulo 4: E-100 (Intercambiador de calor).

Módulo 5: E-101(Enfriador de gas).

Módulo 6: *Expander* (Turbina).

Módulo 7: E-102 (Calentador).

Módulo 8: *Compressor* (Compresor).

Módulo 9: *Cooler* (Enfriador).

Módulo 10: V-100 (Separador trifásico).

Módulo11: T-101 (Columna de destilación).

Módulo12: T-102 (Columna de destilación).

Módulos R: RCY-1; RCY-2 (Convergencia).

Como se puede observar a simple vista en la Figura 3.1, en el proceso existen varios ciclos que se cierran. Cuando esto ocurre en un proceso que va a ser simulado debe determinarse cuáles y cuántas serán las corrientes que se deben asumir (corrientes de corte) para solucionar el problema. En el Anexo 2 se muestra el Diagrama de *Steward* resultante.

En este caso, se tienen cuatro ciclos, por lo que se asumen corrientes que “rompan los ciclos” y se puedan calcular todos los módulos del proceso. Se recomienda que la corriente de corte sea, siempre que se pueda, salida de un mezclador esencial.

### **3.1.2 Definición del orden de cálculo.**

La matriz de corrientes y ciclos para el caso de estudio se encuentra en el Anexo 3. En este anexo se puede observar que ninguna de las corrientes tiene frecuencia máxima lo que quiere decir que ninguna de las corrientes se encuentra en los cuatro ciclos a la vez, de ahí que se asuman dos variables de cortes. Para determinar las variables de cortes es necesario condensar la matriz de corrientes y ciclos según la metodología expresada en el capítulo anterior. La matriz condensada se muestra en el Anexo 4.

Al condensar la matriz se puede observar que (*Top Out*) queda como una de las corrientes de corte, porque la misma contiene dentro de ella las demás corrientes, pero realizando un análisis más profundo del proceso se determina que asumiendo esta corriente no se pueden romper los ciclos necesarios y por ende no se pueden calcular los módulos correspondientes, esto conlleva a que se seleccione (*Top Cold*) como corriente de corte. Por otra parte en el ciclo de refrigeración se puede cortar cualquier corriente (1, 2, 3 o 4) porque todas están dentro y en un mismo ciclo, en este caso se selecciona la corriente 1. Estas corrientes garantizan la solución secuencial del DFI. Por esta razón, deberán definirse los parámetros de estas corrientes para comenzar la simulación.

Basado en ello, el orden de cálculo que se define es:

1. Asumir la corriente (*Top Cold*).
2. Calcular Módulo E-101.
3. Calcular Módulo V-100.
4. Calcular Módulo T-100.
5. Calcular Módulo Mix-100.
6. Calcular Módulo E-100.
7. Calcular Módulo de Convergencia (**R**) de la corriente (*Top Cold*).
8. Asumir la corriente 1 del ciclo de refrigeración.
9. Calcular Módulo *Compressor*.
10. Calcular Módulo *Cooler*.
11. Calcular Módulo *Expander*.
12. Calcular Módulo E-102.
13. Calcular Módulo de Convergencia (**R**) de la corriente (1).
14. Calcular Módulo T-101.
15. Calcular Módulo T-102.

### **3.1.3. Definir los módulos e implementar el simulador.**

- Simulación del Caso de Estudio.

Para desarrollar el Diagrama de Flujo de Información se siguen los pasos que se indican a continuación:

### 1. Definir la termodinámica.

Para implementar un Caso de Estudio con un simulador de procesos es necesario, ante todo, realizar la selección del modelo termodinámico por el cual serán calculadas las propiedades físicas de cada corriente. La definición de la termodinámica se puede realizar según el Árbol de decisión de Carlson (1996), ver Anexo 5 y los criterios de Frank (1979).

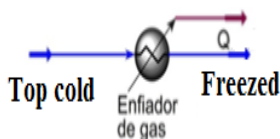
Retomando lo expuesto en el capítulo dos, la simulación de las unidades de refrigeración y destilación de la planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo se va a realizar en Hysys, el cual permite crear paquetes de unidades y modelos termodinámicos propios.

Hysys cuenta con una gran base de datos y paquetes termodinámicos que permite la simulación de disímiles procesos. Para modelar las unidades de refrigeración y destilación de una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo se selecciona el modelo termodinámico Peng Robinson que se ajusta específicamente a las plantas de tratamiento de gas acompañante del petróleo de este tipo, porque es la mas utilizada para hidrocarburos.(Martínez, 2000; Rodríguez, 2001).

### 2. Asumir la corriente *Top Cold*.

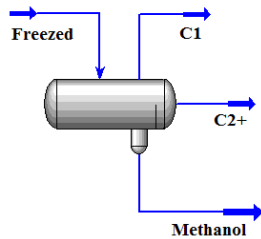
La corriente *Top Cold* es el flujo de gas que proviene del intercambiador de calor. Para la misma se asume un flujo de (575.7 kgmole/h), una temperatura de (8 °C), una presión de (22.96 bar) y las composiciones que se muestran en el Anexo 7. De este modo queda asumida la corriente.

### 3. Calcular Módulo E-101.



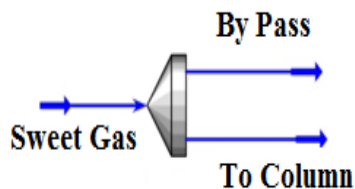
El módulo E-101 representa el enfriador del gas del ciclo de refrigeración. Con la definición de la corriente de entrada *Top cold* y conociendo la temperatura de salida, el módulo *Cooler* puede ser calculado y queda definida la corriente *Free zed*.

#### 4. Calcular Módulo V-100.



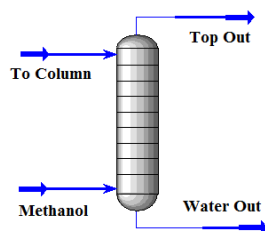
El módulo *3-PHASE SEPARATOR* representa el separador trifásico que permite la separación del metano (C1), la fracción líquida de los hidrocarburos del Gas Natural (C2+) y el metanol añadido para evitar la congelación. Una vez calculado este módulo, quedan definidas las corrientes **C1**, **C2+** y **Methanol**.

#### 5. Calcular el Módulo TEE – 100.



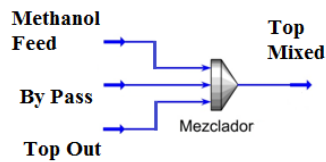
El módulo *TEE* representa el *by – pass* de **Sweet Gas** que no entra al desorbedor de metanol. Conociendo la fracción de separación, quedan calculadas las corrientes **By Pass** y **To Column**.

#### 6. Calcular el Módulo T-100.



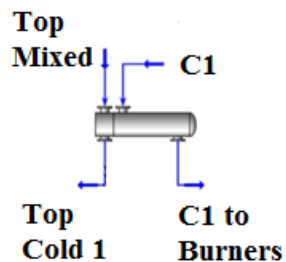
El módulo *Absorber* representa el desorbedor de metanol del agua. Al estar definidas las corrientes **To column** y **Methanol**, quedan calculadas las corrientes **Top Out** y **Water Out**.

## 7. Calcular módulo MIX – 100.



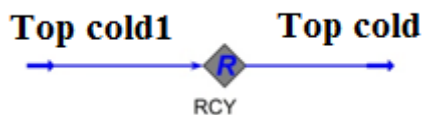
El módulo *MIXER* representa el punto de mezcla de la alimentación fresca de **methanol** con el **By Pass** de Sweet Gas y el producto de tope del desorbedor (**Top Out**). Así queda calculada la corriente **Top Mixed**.

## 8. Calcular módulo E – 100.



El módulo *HEAT EXCHANGER* representa el enfriador de la corriente de gas y metanol (*Top Mixed*) a expensas del metano proveniente del separador trifásico (C1). Quedando calculada de esta manera, la corriente de metano a los quemadores de gas.

## 9. Calcular la convergencia de la corriente asumida (*Top Cold*).

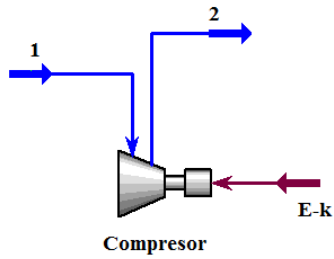


Para analizar la convergencia entre la corriente asumida (*Top cold*) y la calculada (*Top cold1*) se hace necesario utilizar el módulo lógico **Recycle**.

## 10. Asumir la corriente 1 del ciclo de refrigeración.

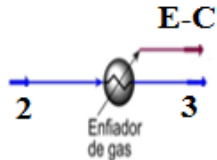
La corriente 1 es el flujo de refrigerante (propano) que va al compresor. Para la misma se asume el flujo, la temperatura y la presión. Los valores se muestran en el Anexo 7. De este modo queda asumida la corriente.

**11. Calcular el módulo *Compressor*.**



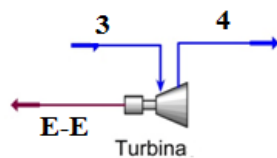
El módulo *COMPRESSOR* representa el compresor del ciclo de refrigeración por compresión de propano.

**12. Calcular el módulo *Cooler*.**



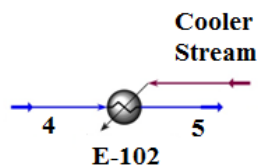
El módulo *Cooler* representa el enfriador del ciclo de refrigeración.

**13. Calcular módulo *Expander*.**



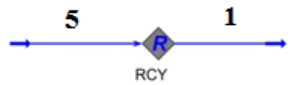
El módulo *EXPANDER* representa la turbina del ciclo de refrigeración.

**14. Calcular módulo *E – 102*.**



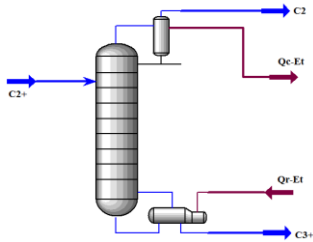
El módulo *HEATER* representa el evaporador del ciclo de refrigeración.

### 15. Calcular convergencia de la corriente 1.



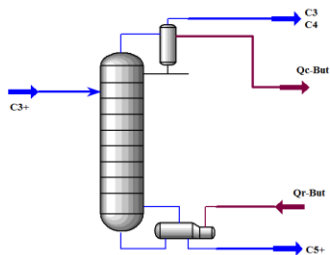
Para analizar la convergencia entre la corriente asumida (1) y la calculada (5) se hace necesario utilizar el módulo lógico **Recycle**.

### 16. Calcular módulo T-101.



El módulo *Distillation Column* representa la columna deetanizadora donde se separa el etano como producto de tope, quedando en el fondo los hidrocarburos de C3 en adelante.

### 17. Calcular módulo T-102.



El módulo *Distillation Column* representa la columna debutanizadora donde se separa la mezcla propano-butano como producto de tope, quedando en el fondo la gasolina natural (C5+).



### 3.2 Validación del modelo de simulación de las unidades de refrigeración y destilación de una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo a través del ajuste del caso base.

A continuación se muestran los resultados del ajuste del caso bases a través de la comparación entre los resultados que se obtienen con el modelo de simulación y los parámetros de operación.

En la Tabla 3.1 se muestran los resultados del ajuste del caso base correspondiente a la primera corriente de salida seleccionada, donde se realiza un análisis de diferentes parámetros de operación.

**Punto 1:** Fondo de la deetanizadora y alimentación de la debutanizadora, corriente (C3+).

**Tabla 3.1 Análisis comparativo entre los parámetros de operación y los parámetros obtenidos por el modelo en el Punto 1.**

<b>Variables</b>	<b>Operación</b>	<b>HYSYS</b>	<b>Error (%)</b>
Temperatura (°C).	<b>89.00</b>	<b>90.41</b>	<b>1.58</b>
Presión (kPa)	<b>2200.00</b>	<b>2127.80</b>	<b>3.28</b>
Flujo (lb/hr)	<b>3500.00</b>	<b>3546.40</b>	<b>1.33</b>

En la Tabla 3.1 se aprecia que los errores que se cometen al simular la corriente del fondo de la deetanizadora y alimentación de la debutanizadora (C3+) en la unidad de fraccionamiento de la planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo Caso de Estudio no superan el valor de un 4% comparado con las condiciones de operación, lo cual demuestra que el modelo representa adecuadamente la primera columna de destilación de la unidad de fraccionamiento.

En la Tabla 3.2 se muestran los resultados del ajuste del caso base correspondiente a la segunda corriente del proceso seleccionada.

**Punto 2:** Fondo de la debutanizadora, corriente (C5+).

**Tabla 3.2 Análisis comparativo entre los parámetros de operación y los parámetros obtenidos por el modelo en el Punto 2.**

<b>Variables</b>	<b>Operación</b>	<b>HYSYS</b>	<b>Error (%)</b>
Temperatura (°C).	<b>145.00</b>	<b>142.40</b>	<b>2.06</b>
Presión (kPa)	<b>1200.00</b>	<b>1200.00</b>	<b>0.00</b>
Flujo (lb/hr)	<b>1300.00</b>	<b>1331.20</b>	<b>2.38</b>

En la Tabla 3.2 se aprecia que los errores que se cometen al simular la corriente (C5+) correspondiente al fondo de la debutanizadora, no superan el valor de un 3% comparado con las condiciones de operación, lo cual demuestra que el modelo representa adecuadamente dicha torre.

En la Tabla 3.3 se muestra los resultados del ajuste del caso base correspondiente a la tercera corriente del proceso, donde se realiza un análisis de diferentes parámetros de operación.

**Punto 3:** Tope de la debutanizadora, corriente (C3 – C4).

**Tabla 3.3 Análisis comparativo entre los parámetros de operación y los parámetros obtenidos por el modelo (Punto 3).**

<b>Variables</b>	<b>Operación</b>	<b>HYSYS</b>	<b>Error (%)</b>
Temperatura (°C).	<b>45.00</b>	<b>43.20</b>	<b>4.00</b>
Presión (kPa)	<b>1200.00</b>	<b>1200.00</b>	<b>0.00</b>
Flujo (lb/hr)	<b>2200.00</b>	<b>2215.20</b>	<b>0.69</b>

En la Tabla 3.3 se aprecia que los errores que se cometen al simular el punto 3 correspondiente al tope de la debutanizadora, corriente C3 - C4 no superan el valor de un 5 % comparado con las condiciones de operación, lo cual demuestra que el modelo representa adecuadamente el funcionamiento de las torres de fraccionamiento.

A modo de conclusión se puede decir que el modelo de simulación que se obtiene representa adecuadamente las unidades de refrigeración y destilación de la planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo objeto de estudio, debido a que se obtienen valores de errores por debajo del 10 % para las tres corrientes del proceso que fueron seleccionadas para el estudio.

### 3.3 Análisis de sensibilidad del modelo de simulación de las unidades de refrigeración y destilación de una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo.

Una vez que se comprueba el ajuste del modelo al caso base se realiza el análisis de sensibilidad del modelo para comprobar la respuesta del mismo ante los cambios que se producen.

En el **primer caso** estudiado se varía la relación de reflujo de la deetanizadora para obtener el comportamiento de la suma de las energías utilizadas por los rehervidores de las dos columnas de fraccionamiento.

En el Anexo 8 se encuentran los resultados correspondientes al análisis de sensibilidad para este caso.

La Figura 3.2 muestra la variación del calor consumido en los rehervidores con respecto a la relación de reflujo en la debutanizadora.

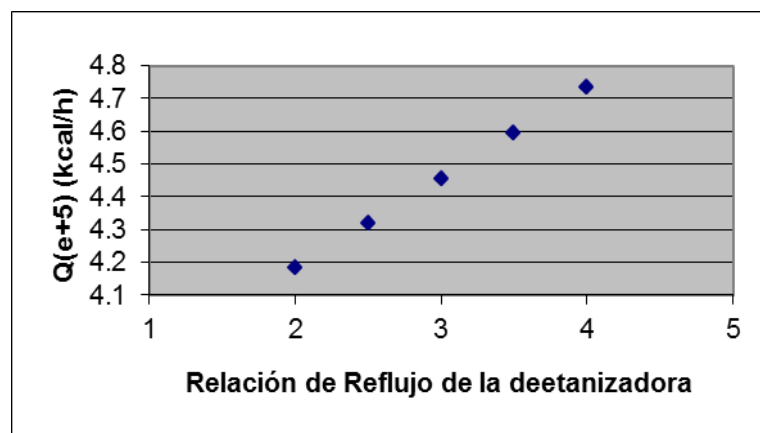


Figura 3.2 Comportamiento del calor consumido en los rehervidores con respecto a la relación de reflujo en la debutanizadora.

Se puede apreciar que al aumentar la relación de reflujo de la deetanizadora, la suma de las energías consumidas por los rehervidores de las columnas de fraccionamiento, también aumentan. Este resultado es lógico porque al aumentar la relación de reflujo, se aumenta la cantidad de líquido que se introduce en el reciclo a la columna y por tanto la cantidad de líquido que entra a los rehervidores, por esta razón se necesita mayor energía para llevar estos flujos a vapor en el rehervidor e introducirlo nuevamente a la columna.

En el **segundo caso** estudiado se varía el flujo de entrada al proceso (*Sweet Gas*) para obtener el comportamiento del flujo molar de propano en la corriente (C3 – C4) que corresponde al tope de la debutanizadora.

En el Anexo 8 se encuentran los resultados correspondientes al análisis de sensibilidad para este caso.

En la Figura 3.3 se puede observar el comportamiento del flujo molar de propano con respecto al flujo de entrada al proceso.

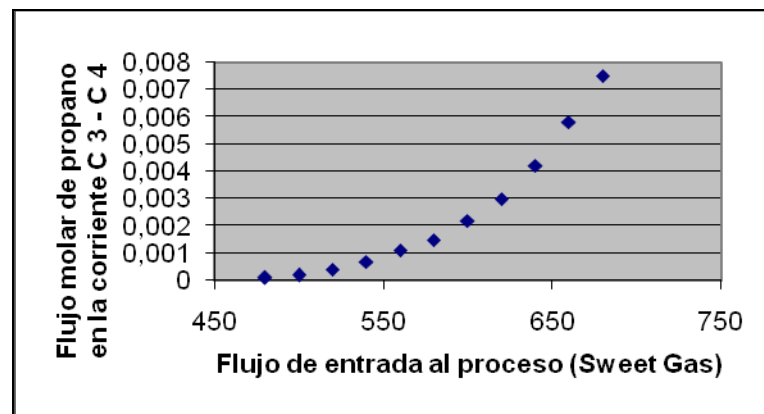


Figura 3.3 Comportamiento del flujo molar de propano con respecto al flujo de entrada al proceso.

En la Figura 3.3 se puede observar que el flujo molar de propano en la corriente (C3 – C4) aumenta con el aumento del flujo de entrada al proceso (*Sweet Gas*). Este resultado es correcto, porque al aumentar el flujo de entrada a la planta aumenta la

cantidad de propano que entra al proceso y al mantenerse constante la eficiencia de la planta es lógico esperar un aumento del flujo de propano en la corriente de salida.

Los resultados obtenidos en el análisis de sensibilidad para ambos casos permiten concluir que el modelo de simulación responde adecuadamente ante los cambios que se puedan introducir en el proceso.

### 3.4 Valoración de una alternativa para reducir el consumo de vapor utilizando modelo para simulación.

En la valoración de la alternativa para reducir el consumo de vapor se utiliza el modelo para simulación obtenido. En el mismo se varía el flujo de refrigerante (propano) con el objetivo de obtener el valor óptimo que minimice la energía que consumen los rehedidores en la unidad de fraccionamiento.

En el Anexo 9 se muestran los resultados de la alternativa que reduce la energía que consumen los rehedidores en la unidad de fraccionamiento.

La Figura 3.4 muestra el comportamiento de la energía que consumen los rehedidores con respecto al incremento del flujo de refrigerante.

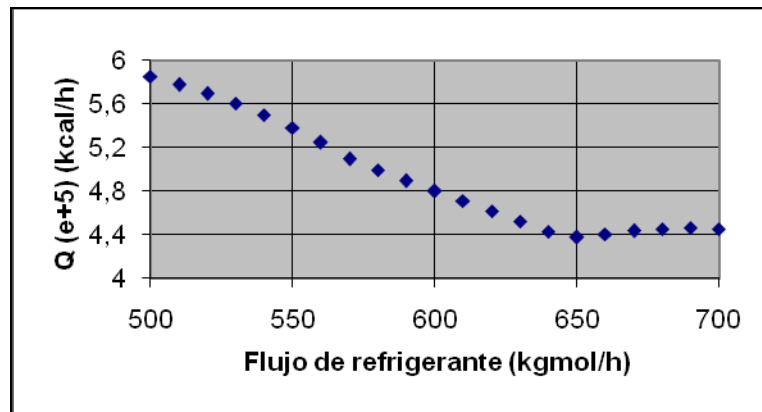


Figura 3.4 Comportamiento de la energía que consumen los rehedidores con respecto al incremento del flujo de refrigerante.

La Figura 3.4 muestra que el consumo de energía en los rehedidores presenta un valor mínimo correspondiente a un flujo de refrigerante de aproximadamente 650 kgmole/h.

Después de aplicar técnicas de optimización se llega a que este punto mínimo corresponde a un flujo de 657 kgmole/h y una energía en los rehervidores de  $4.3942 \cdot 10^5$  kcal/h. El procedimiento empleado para la optimización se muestra en el Anexo 10.

Los resultados en la aplicación del modelo demuestran que el mismo es una herramienta que permite a los operadores de la planta la toma de decisiones acertada para disminuir el consumo de vapor en la unidad de fraccionamiento. Además de aquí se puede deducir que la alternativa valorada es válida.

### 3.5 Análisis económico de la alternativa valorada.

Para el cálculo del ahorro que se produce debido a la minimización de la energía en los rehervidores se utiliza la información obtenida en el caso base y en la alternativa propuesta.

Para el caso base según Hysys el flujo de refrigerante es de 600 kgmole/h y el valor de la energía en los rehervidores es de  $4.799 \cdot 10^5$  kcal/h. En el análisis de la alternativa se obtuvo que un flujo de 657 kgmole/h minimiza la energía de los rehervidores a  $4.3942 \cdot 10^5$  kcal/h.

$$Q = Q_{Bactual} - Q_{optimo} = 40480 \text{ kcal} / h$$

$$m_v = \frac{40480 \text{ kcal} / h}{(h_v - h_{aa}) \cdot \eta} = 84.27 \text{ kg} / h, \text{ considerando una eficiencia del } 98\% \text{ y}$$

$$(h_v - h_{aa}) = 490 \text{ kcal} / \text{kg} \text{ (Hernández, 2009)}$$

Las calderas de utilidades instaladas tienen un consumo específico de  $0.073 \text{ m}^3$  de gas/kg de vapor generado. Si se conoce el calor específico de combustión inferior del combustible,  $34\,346 \text{ KJ} / \text{m}^3$  y el precio del fuel gas es de **7 USD/MBTU**.

$$m_v \times 0.073 \text{ m}^3 / \text{kg} = 6.15 \text{ m}^3 \text{ gas} / h$$

$$6.15m^3 \text{ gas} / h \times 34346kJ / m^3 = 211227.9kJ / h = 200204.63BTU / h = 0.20MBTU / h$$

$$0.20MBTU / h \times 7USD / MBTU = 1.40\$ / h = 12276.55\$ / \text{año}$$

Este valor representa un ahorro en dinero de \$ 12276.55 al año por concepto de ahorro de vapor en los rehervidores de la unidad de fraccionamiento.

A continuación se calcula el costo en que se incurre en concepto de aumentar el flujo de propano en la nueva alternativa.

El aumento de propano como refrigerante (F) que se produce para lograr este ahorro de energía se puede calcular a partir del flujo de refrigerante óptimo ( $F_{R \text{ óptimo}}$ ) y para el caso base ( $F_{R \text{ actual}}$ ).

$$F = F_{R \text{ óptimo}} - F_{R \text{ actual}} = 57kmole \cdot 44.09kg / kmole = 2513.13kg$$

Teniendo en cuenta que el precio del refrigerante (R290) en el mercado internacional es de 1.5 USD/kg se tiene un gasto de 3769.70 USD/h.

Se debe aclarar que el ciclo de propano es un ciclo cerrado por lo que se incurrirá en este gasto al inicio de la implementación de la propuesta.

Con este análisis se puede concluir que es factible aumentar el flujo de propano con el consiguiente ahorro de energía que proporciona, porque los gastos en que se incurre por concepto de compra del refrigerante es menor que el ahorro por concepto de combustible.

### **3.6 Conclusiones Parciales del Capítulo 3.**

1. En la construcción del diagrama de flujo de información hay que añadir equipos que no existen físicamente en la planta como son mezcladores y divisores de flujo.
2. La planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo cuenta con cuatro ciclos (ciclo A, B, C y D).
3. Las corrientes de cortes son: corriente (*Top Cold*) entrada al enfriador del ciclo de refrigeración por compresión de propano y corriente (1) entrada al compresor.
4. El modelo de simulación que se obtiene reproduce en su totalidad los parámetros de diseño de las unidades de refrigeración y destilación de la planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo, con errores menores al 5%.
5. El modelo de simulación responde adecuadamente ante los cambios que se puedan introducir en el proceso.
6. Se logra minimizar el consumo de energía en los rehervidores a partir de un incremento del flujo de refrigerante.
7. Se ahorra \$ 12276.55 al año por concepto de ahorro de vapor en los rehervidores de la unidad de fraccionamiento.



## Conclusiones

1. El modelo de simulación de la unidad de fraccionamiento de la planta de gas permite estudiar alternativas para mejorar el balance energético mediante la toma de decisiones más acertada de los operadores.
2. El modelo de simulación que se obtiene reproduce en su totalidad los parámetros de diseño de las unidades de refrigeración y destilación de la planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo, con errores menores al 5%.
3. El modelo de simulación responde adecuadamente ante los cambios que se puedan introducir en el proceso.
4. Se logra minimizar el consumo de energía en los rehervidores a partir de un incremento del flujo de refrigerante.
5. Se ahorra \$ 12276.55 al año por concepto de ahorro de vapor en los rehervidores de la unidad de fraccionamiento.

## **Recomendaciones**

- Se recomienda valorar otras alternativas para disminuir las pérdidas de energías en la unidad de fraccionamiento con el modelo simulado.

## Bibliografía

1. Abdel-Aal & Aggour. 2005. *Petroleum and gas field processing*. Marcel Dekker Inc,
2. Albright, Lyle F. 2009. *Albright's Chemical Engineering Handbook*. CRC Press,
3. Alfonso, E. 2009. Obtención del modelo de simulación de una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo. Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Químico, Matanzas. Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos".
4. Arnold, K. 2000. *Design of Gas-Handling Systems and Facilities*. Editorial Gulf Publishing Company, Houston.
5. Arora, J. 2004. *Introduction to optimum design*. Elsevier Inc.
6. Aspen Technology. 2008a. *Aspen HYSYS Documentation and Operations Guide*.
7. Aspen Technology. 2008b. *Aspen Plus Documentation and Operations Guide*.
8. Benz, S.; Francesconi, J. 2001 Introducción al Uso del Simulador HYSYS. Rosario (Argentina): Universidad Tecnológica Nacional.
9. Boehm, R. F. 1997. *Developments in the Design of Thermal Systems*.
10. Branan, C. 2006 *Rules of thumb for chemical engineers*. Gulf Professional Publishing.
11. Caicedo, M.R. 2004. Métodos Aproximados y rigurosos para el diseño de columnas de destilación de sistemas multicomponentes. [on line]. [Consultado noviembre, 2010]. Disponible en:  
[http://docencia.udea.edu.co/ingenieria/transferenciademasa\\_borrar/ppt/Met-Aprox.ppt](http://docencia.udea.edu.co/ingenieria/transferenciademasa_borrar/ppt/Met-Aprox.ppt)
12. Carlson, E. 1996. *Don't Gamble with Physical Properties for Simulations*. *Chemical Engineering Progress*, 1996 vol. October.
13. Chemstations. 2006. *CHEMCAD*. Chemstations Co. [on line]. [consultado Noviembre, 2010]. Disponible en <http://www.chemstations.net/products>.
14. Chopey, Nicolás P. 2006. *Handbook of Chemical Engineering Calculations*. A Gulf Professional Publishing.
15. Coulson, J.M. & Richardson, J.F. 2005. *Chemical Engineering. II, V. Unit Operations*". 4<sup>ta</sup> ed. Pergamon Press. Oxford.
16. Cutlip, M.B.; Shacham, M. 1999. *Problem solving in chemical engineering with numerical methods*, Prentice Hall, PTR, Upped Saddle River, NJ (USA), ISBN 0-13-862566-2, 458 p.

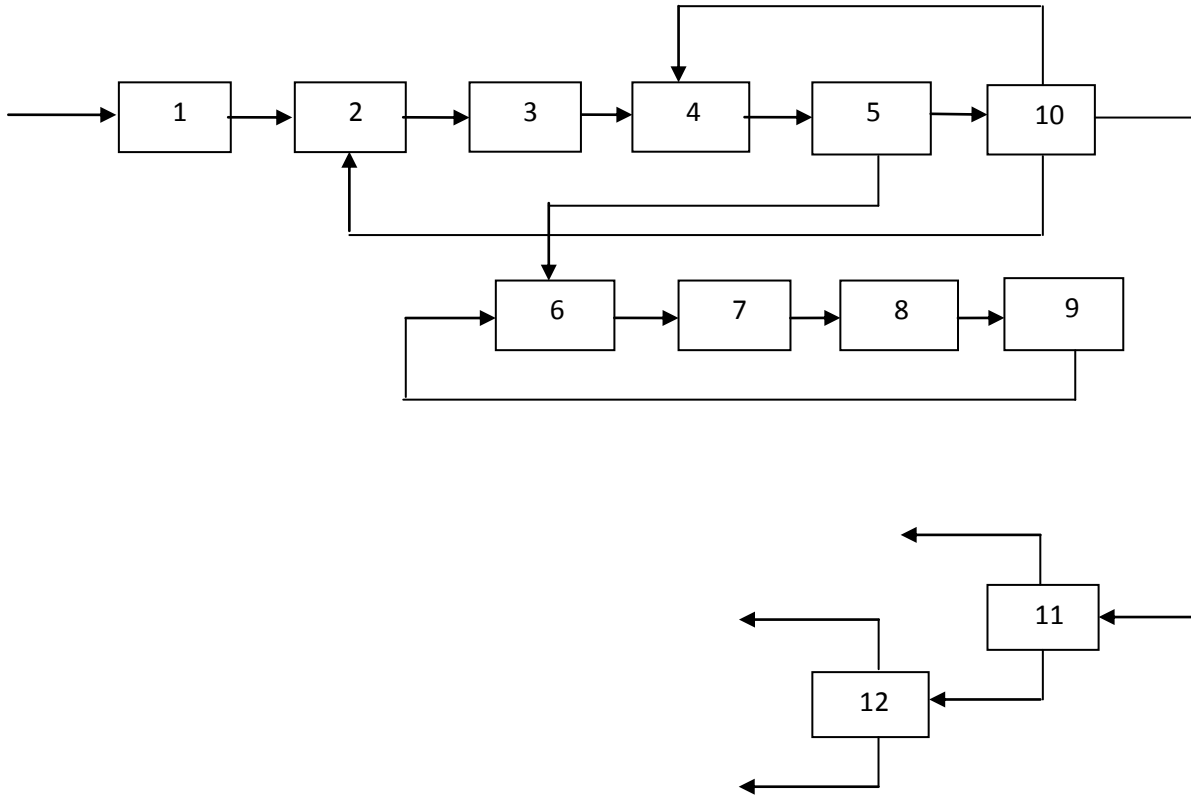
17. Díaz, Y. 2007. Desarrollo de un Modelo de simulación para la evaluación de ciclo de caldera de gas usando un simulador de proceso. Tesis presentada en opción al grado de Máster en termo energética. Universidad de Matanzas. Cuba.
18. Domínguez, F. 2001. Modelación, Simulación y Optimización del Proceso de Transferencia de Masa que ocurre en la cristalización de azúcar por enfriamiento a nivel industrial. Tesis presentada en opción al título de Doctor en Ciencias Técnicas, Matanzas. Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos".
19. Frank. 1979. *Shortcuts for Distillation Design. Chemical Engineering.*
20. Fraser, R. et al. 2008. *Mass and Heat Transfer. Cambridge University Press.*
21. Fuentes, M. 2005. Diseño de una columna de destilación multicomponentes. [on line]. [consultado noviembre, 2010]. Disponible en:  
<http://repositorio.bib.upct.es/dspace/bitstream/10317/136/8/Memoria%20descriptiva.doc>
22. Gómez, A. 2007. Aplicación de Operaciones de Separación. Métodos Aproximados. [on line]. [consultado diciembre, 2010]. Disponible en:  
[http://www.cervantesvirtual.com/servlet/SirveObras/12260956449007178532624/004845\\_4.pdf](http://www.cervantesvirtual.com/servlet/SirveObras/12260956449007178532624/004845_4.pdf)
23. GPSA *Electronic Data Book.* 2004.
24. Hampton, P, et al. 2001. *Liquid-Liquid separation technology improves IFPEXOL process economies. Oil & Gas Journal;* 16 de abril 2001.
25. Haring, Heinz-Wolfgang. 2008. *Industrial Gases Processing. Wiley-VCH Verlag GmbH & Co KgaA.*
26. Hernández, E. 2009. Optimización de los parámetros de operación de la Torre Debutanizadora instalada en la Planta Energas - Varadero. Tesis presentada en opción al título de Máster en Ciencias, Matanzas. Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos".
27. Hicks, G. 2004. *Handbook of Engineering Calculations. Mc Graw-Hill Standard Handbook.*
28. Himmelblau, D. 1997. Principios Básicos y Cálculos en Ingeniería Química. Sexta Edición Prentice-Hall Hispanoamericana.
29. HYPROTECH HYSYS 3.1. 2002. *Documentation. Operations Guide. Hyprotech, a subsidiary of Aspen Technology, Inc.*

30. Jiménez, A. Diseño de Procesos en Ingeniería Química. Reverté, S.A, 2003.
31. Koch, C; et al. 2007. *Optimization of combined cycle power plants using evolutionary algorithms. Chemical Engineering and Processing*. Vol. 34. No. 4. p 502 - 523.
32. Lapido, M; et al. 2006. Termodinámica Avanzada. Cuba: Universidad de Cienfuegos.
33. López, Y. 2007. Desarrollo de un modelo riguroso para el control operacional de un ciclo de vapor. Tesis presentada en opción al grado de Máster en Termo energética. Universidad de Matanzas. Cuba. 2007.
34. Marcilla, A., 1998. Introducción a las Operaciones de Separación. Cálculo por etapas de equilibrio. Publicaciones de la Universidad de Alicante.
35. Martínez, V. 2000. Simulación de Procesos en Ingeniería Química. México.
36. Mokhatab, S; et al. (2006). *Handbook of Natural Gas Transmission and Processing*. Elsevier Inc. USA.
37. Montes de Oca, L. 2007. Desarrollo de un modelo de simulación para la evaluación de una caldera recuperadora de calor usando un simulador de procesos. Tesis presentada en opción al grado de Máster en Termo energética. Universidad de Matanzas. Cuba.
38. Odello, R. 1981. *Systematic method aids choice of field gas treatment. Oil gas J.* 79 (6).
39. Ortega, D. 2010. Obtención de un modelo de simulación riguroso para la toma de decisiones en un Ciclo Combinado de Turbina de Gas. Tesis presentada en opción al título de Ingeniero Químico, Matanzas. Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos".
40. Parkash, S. 2003 *Refining Proceses Handbook. Gulf Publishing*.
41. Perry, Robert H. 2008. *Perry's Chemical Engineer's Handbook. Mc Graw-Hill*.
42. Petrides, D ; et al. 2002. *The Role of Process Simulation in Pharmaceutical Process Development and Product Commercialization. Pharmaceutical Engineering*, January/February 2002, Vol. 22 No. 1.
43. Reyes, A. 1998. Diseño de columnas de rectificación y extracción multicomponente. Cálculo del reflujo mínimo. Tesis presentada en opción al título de Doctor en Ingeniería Química. Universidad de Alicante.
44. Rodríguez, N. 2001. Informática Aplicada a la Ingeniería de Procesos I: Modelado y Optimización. Rosario, Argentina. Universidad Tecnológica Nacional.
45. Rojey, A. et al. 1997. *Natural Gas Production, Processing, Transport. Editions Technip, Paris, France*.

46. Scenna, N. 1999. Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos. Argentina. Universidad Tecnológica Nacional.
47. Schmitz, A; Klaus, E. 1999. Modelado y Simulación de una Torre de Destilación Multicomponente. IPN.
48. Seader, D; Henley, J. 1998. *Separation Process Principles*. John Wiley & Sons, Inc. New York.
49. Seader, D; Henley, J. 2000. *Separation Process Principles*. New York.
50. Sega. 2003. *EndResult*. [on line]. [consultado Octubre, 2010]. Disponible en: [http: www.endresult.com](http://www.endresult.com).
51. Speight, J. 2007. *Natural Gas, A Basic Handbook*, Gula Publishing Company.
52. Suárez, C. 2006. Principios básicos de Ingeniería Química, Reverte, Capítulo 11, p. 753-755.
53. Treybal, R. 1999. Operaciones con Transferencia de Masa. Mc Graw Hill. Segunda edición. Nueva York, USA.
54. WinSim. 2004. *Design II*. WinSim Inc. [on line]. [consultado Febrero, 2008]. Disponible en [http: www.winsim.com](http://www.winsim.com).
55. WinSim. 2006. *DESIGN II 8.31*. WinSim Inc. [on line]. [consultado Febrero, 2008]. Disponible en [http: www.winsim.com/products/html](http://www.winsim.com/products/html)
56. Younger, H; et al. 2004. Natural gas processing. Principles and technology. University of Calgary.

## Anexos

**Anexo 1:** Dígrafo de las unidades de refrigeración y destilación del gas natural.







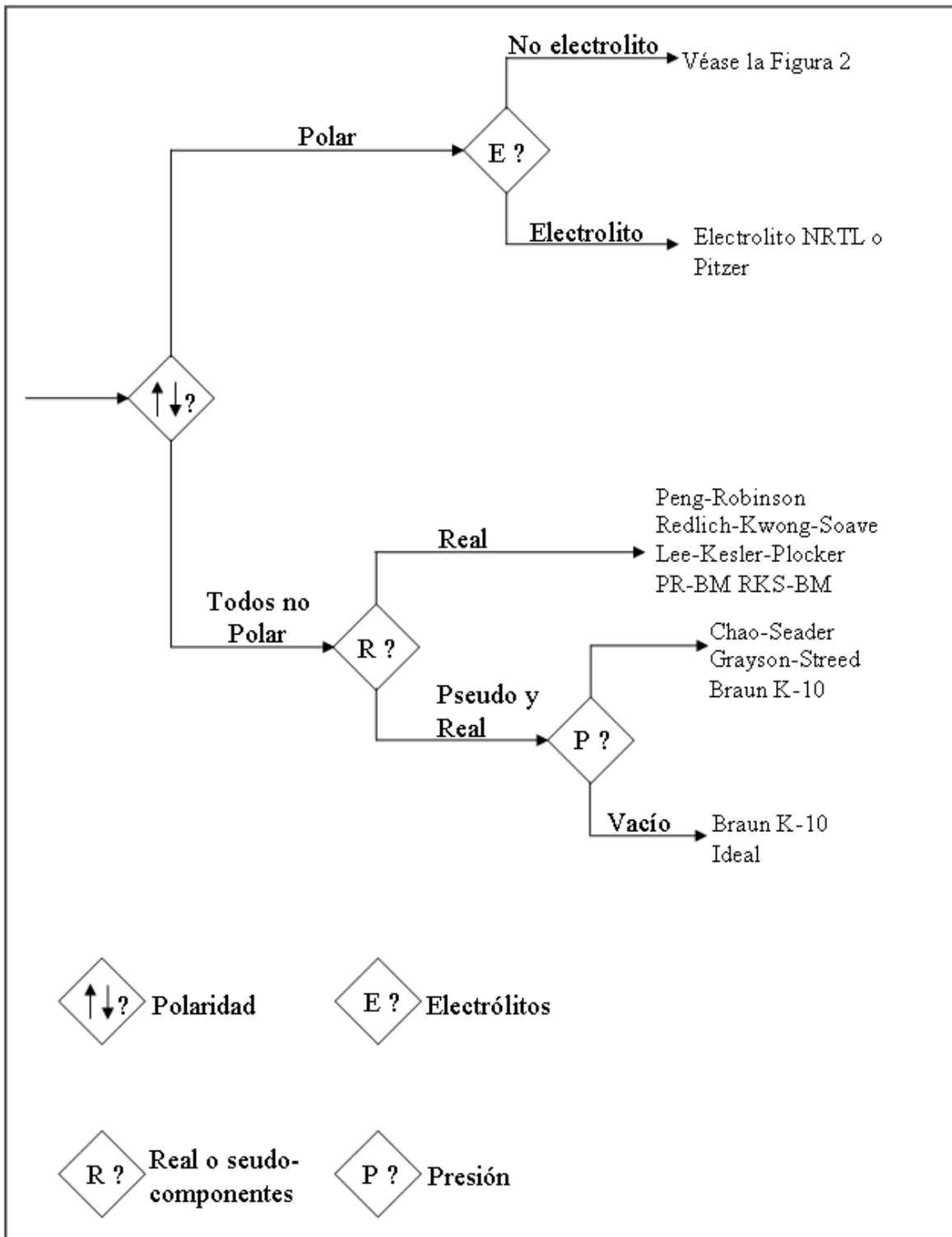
**Anexo 3:** Matriz de corrientes y ciclos.

<b>Corrientes</b>	<b>To Column</b>	<b>Top Out</b>	<b>Top Mixed</b>	<b>By Pass</b>	<b>C1</b>	<b>Top Cold</b>	<b>Freed zed</b>	<b>Methanol</b>	<b>4</b>	<b>1</b>	<b>2</b>	<b>3</b>	<b>Rango</b>
<b>Ciclo A</b>	x	x		x									3
<b>Ciclo B</b>		x	x			x	x	x					5
<b>Ciclo C</b>		x			x	x							3
<b>Ciclo D</b>									x	x	x	x	4
<b>Frecuencia</b>	1	3	1	1	1	2	1	1	1	1	1	1	

**Anexo 4:** Matriz condensada.

<b>Corrientes</b>	<b>Top Out</b>	<b>1</b>	<b>Rango</b>
<b>Ciclo A</b>	x		1
<b>Ciclo B</b>	x		1
<b>Ciclo C</b>	x		1
<b>Ciclo D</b>		x	1
<b>Frecuencia</b>	3	1	

**Anexo 5:** Árbol de decisión para la selección de la termodinámica.



## **Anexo 6:** Criterios para la selección del modelo termodinámico.

Para los criterios siguientes en la medida que nos desplazamos hacia abajo disminuye el grado de idealidad.

- Las mezclas de isómeros usualmente forman soluciones ideales.
- Mezclas de hidrocarburos alifáticos de punto de ebullición cercanos pueden ser consideradas ideales por debajo de una presión de 10 atm.
- Mezclas de compuestos similares en peso molecular y estructura con frecuencia no se desvían de manera importante de la idealidad (Compuestos con anillo, insaturados, naftenos, etc.)
- Mezclas de alifáticos simples con compuestos aromáticos se desvían moderadamente de la idealidad.
- Componentes “Inertes-Inertes” tales como CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, H<sub>2</sub>, N<sub>2</sub>, etc., presentes en mezclas de componentes más pesados, tienden a comportarse no idealmente con respecto a los otros componentes.
- Mezclas de componentes polares y no polares son siempre altamente no ideales.
- Las mezclas azeotrópicas y la separación de fases representan el grado más alto de no idealidad.

Anexo 7: Parámetros que se asumen en las corrientes de cortes.

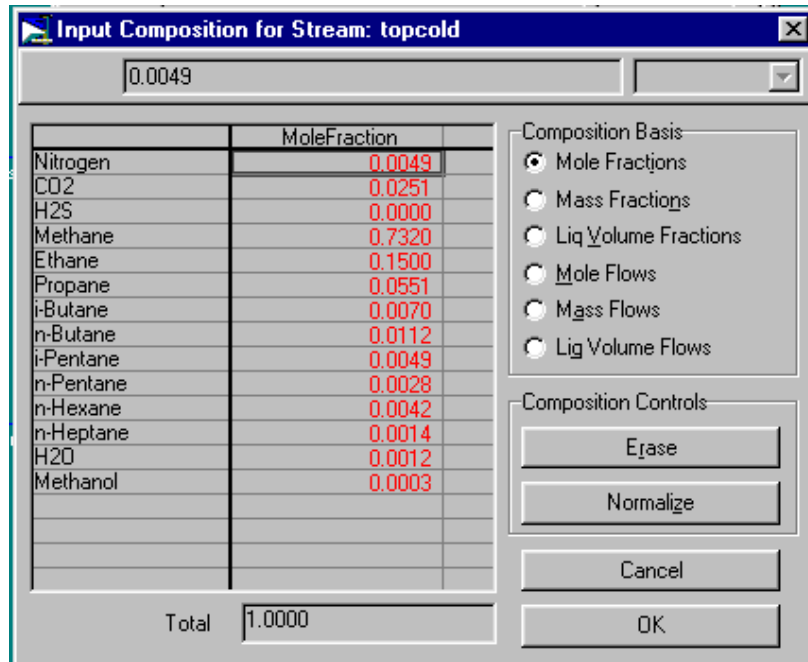


Figura 7.1: Composiciones asumidas en la corriente Top Cold.

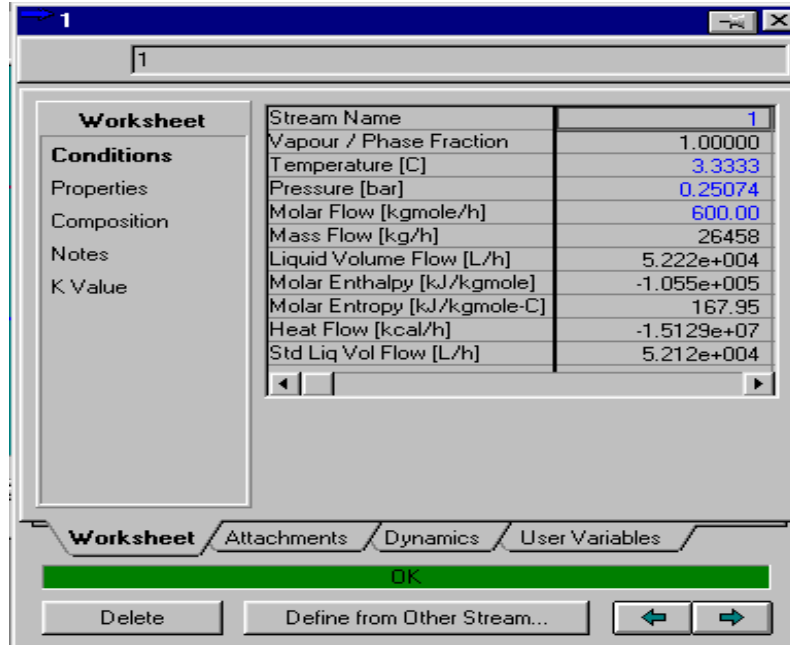


Figura 7.2: Variables asumidas para la corriente de refrigerante (1)

**Anexo 8:** Resultados del análisis de sensibilidad.

**Tabla 8.1. Resultados del análisis de sensibilidad para el primer caso.**

<b>Relación de reflujo de la deetanizadora.</b>	<b>Q(e+5) (kcal/h)</b>
2	4.182
2.5	4.32
3	4.457
3.5	4.597
4	4.735

**Tabla 8.2. Resultados del análisis de sensibilidad para el segundo caso.**

<b>Flujo de entrada al proceso (Sweet Gas). (kmol/h)</b>	<b>Flujo molar de propano en la corriente C3 – C4. (kmol/h)</b>
480	0.0001
500	0.0002
520	0.0004
540	0.0007
560	0.0011
580	0.0015
600	0.0022
620	0.0030
640	0.0042
660	0.0058
680	0.0075

**Anexo 9:** Resultados del análisis de sensibilidad para la alternativa de reducción del consumo de energía en los re-hervidores.

<b>Flujo de refrigerante (kmol/h).</b>	<b>Q (e+5) (kcal/h)</b>
500	5.849
510	5.775
520	5.695
530	5.603
540	5.5
550	5.381
560	5.248
570	5.096
580	4.993
590	4.895
600	4.799
610	4.709
620	4.62
630	4.526
640	4.427
650	4.377
660	4.406
670	4.436
680	4.456
690	4.463
700	4.457

**Anexo 10:** Optimización de la energía de los rehedidores de las columnas de fraccionamiento con el *Software* MATLAB.

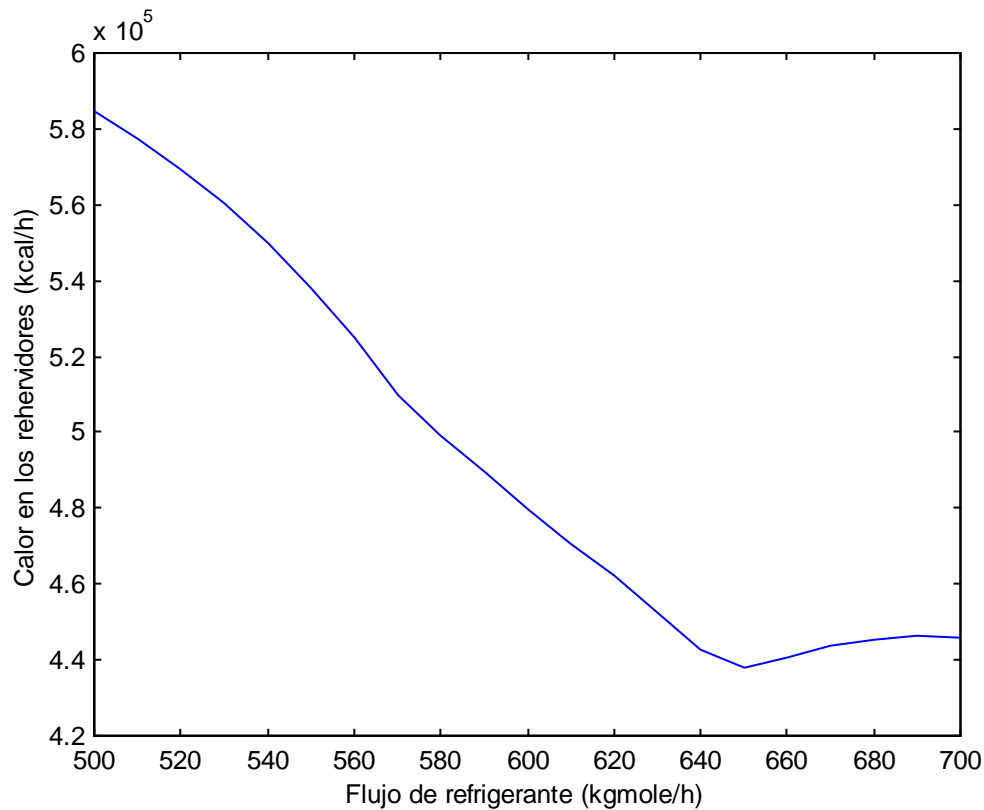
» x=[500:10:700];

» y=[5.849e5 5.775e5 5.695e5 5.603e5 5.5e5 5.381e5 5.248e5 5.096e5 4.993e5 4.895e5 4.799e5 4.709e5 4.62e5 4.526e5 4.427e5 4.377e5 4.406e5 4.436e5 4.456e5 4.463e5 4.457e5];

» plot(x,y)

» ylabel('Calor en los rehedidores (kcal/h)')

» xlabel('Flujo de refrigerante (kgmole/h)')



y1=polyfit(x,y,8)

y1 =

[.1479e-10, -.7191e-7, .1526e-3, -.1847, 139.3, -.6708e5, .2014e8, -.3448e10, .2576e12]

» y2=polyval(y1,x)

y2 =

1.0e+005 \*

Columns 1 through 7

5.8535 5.7600 5.7025 5.6177 5.5000 5.3656 5.2321

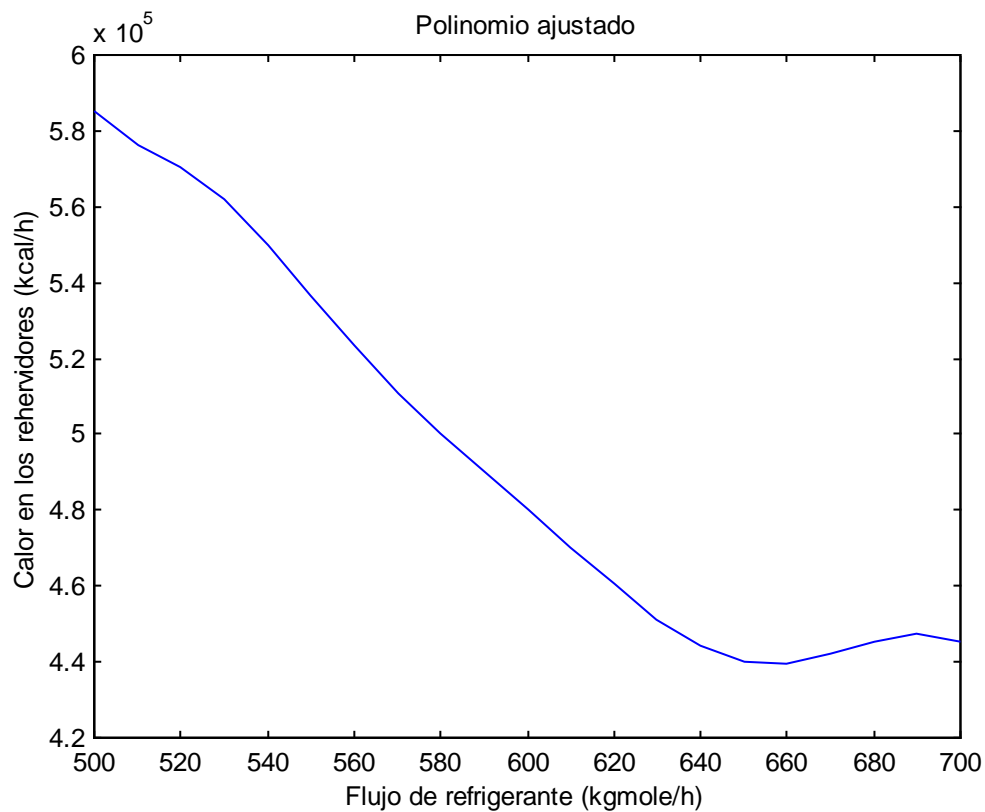
Columns 8 through 14

5.1102 5.0013 4.9009 4.8027 4.7032 4.6043 4.5136

Columns 15 through 21

4.4425 4.4017 4.3962 4.4201 4.4552 4.4742 4.4532

» plot(x,y2)



error=(abs(y-y2)./y)\*100



error =

Columns 1 through 7

0.0776 0.2600 0.1315 0.2631 0.0007 0.2868 0.3023

Columns 8 through 14

0.2787 0.1666 0.1203 0.0772 0.1227 0.3394 0.2729

Columns 15 through 21

0.3510 0.5654 0.2229 0.3581 0.0169 0.2513 0.0861

```
» y3='0.1479e-10*x^8-.7191e-7*x^7+0.1526e-3*x^6-0.1847*x^5+139.3*x^4-  
0.6708e5*x^3+0.2014e8*x^2-0.3448e10*x+0.2576e12';
```

```
» x0=640
```

x0 =

640

```
» x1 = fmins(y3, x0)
```

x1 =

657

```
» y4=polyval(y1, [657])
```

y4 =

4.3942e+005

## Anexo 11: Representación del modelo simulado en Hysys.

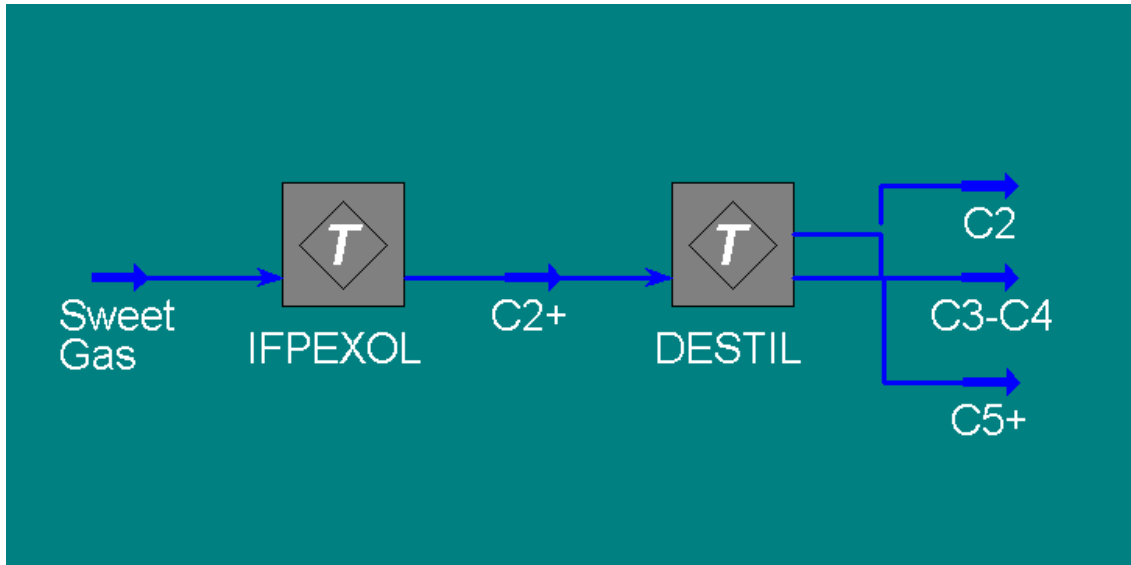


Figura 11.1. Modelo Principal que representa al proceso simulado

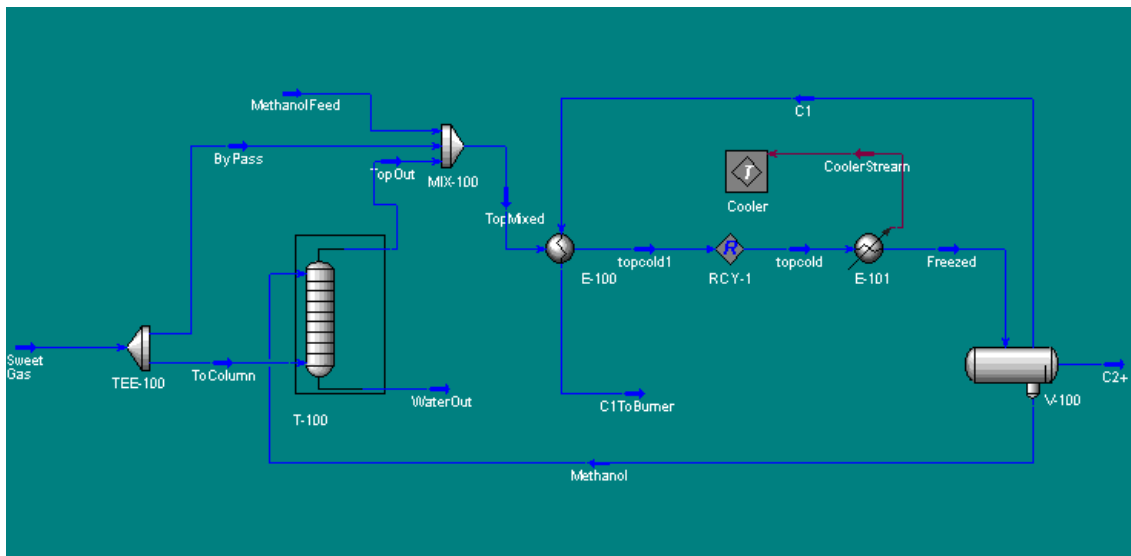


Figura 11.2. Unidad de Refrigeración IFPEXOL.

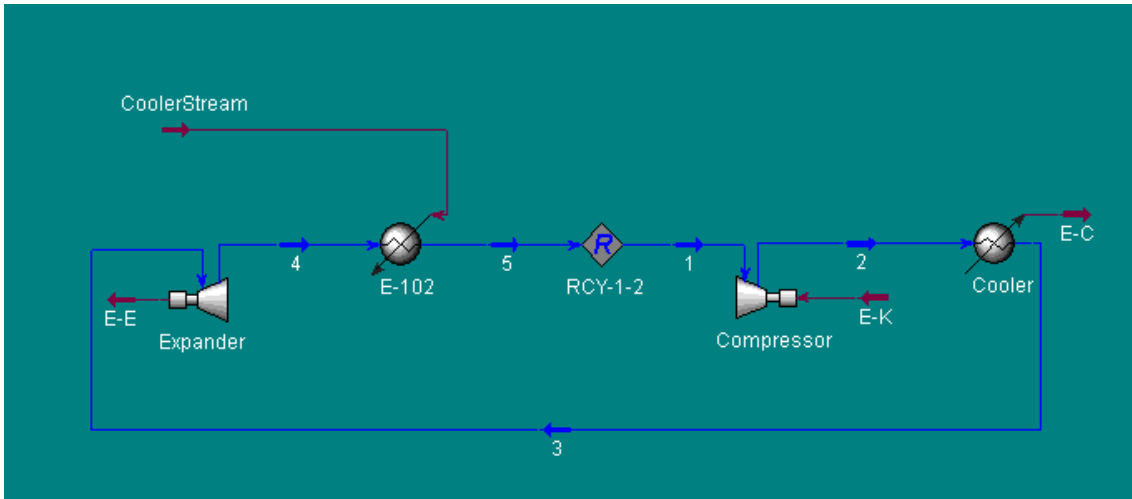


Figura 11.3. Ciclo de refrigeración por compresión de propano.

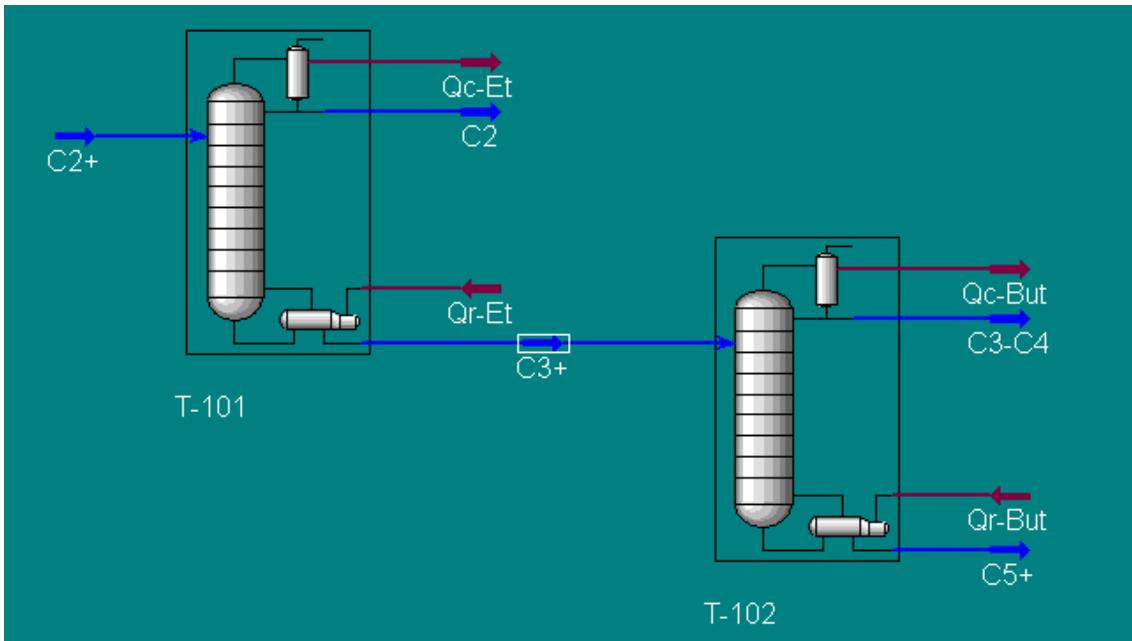


Figura 11.4. Unidad de fraccionamiento.