

**ANÁLISIS DE PREFECTIBILIDAD TÉCNICA PARA LA IMPLEMENTACIÓN  
DE UN SISTEMA DE PROCESAMIENTO DEL GAS DE LA ESTACIÓN  
BALCÓN**

**NAISSA VERÓNICA CARRILLO ARTURO**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS  
BUCARAMANGA  
2004**

**ANÁLISIS DE PREFECTIBILIDAD TÉCNICA PARA LA IMPLEMENTACIÓN  
DE UN SISTEMA DE PROCESAMIENTO DEL GAS DE LA ESTACIÓN  
BALCÓN**

**NAISSA VERÓNICA CARRILLO ARTURO**

**Trabajo de Grado para optar al título de Ingeniera de Petróleos**

**Director**

**Julio César Pérez Angulo  
Ingeniero de Petróleos**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERÍAS FÍSICO-QUÍMICAS  
ESCUELA DE INGENIERÍA DE PETRÓLEOS  
BUCARAMANGA**

**2004**

Gracias Señor, en ti todo lo puedo.

**Con todo mi amor y devoción a mi mamita por tantos esfuerzos y sacrificios, por ser mi orgullo, mi ejemplo y mi todo.**

## **AGRADECIMIENTOS**

Mis más sinceros agradecimientos a:

Centro de Investigación del Gas y del Petróleo (CIGP), por haberme colaborado en mi carrera.

Julio César Pérez Angulo, Ingeniero de Petróleos y Director del trabajo de grado, por su dedicación, paciencia y amistad.

Isaac Santiago Luque Ortiz, Ingeniero de Petróleos, por su apoyo incondicional y fidelidad.

## TABLA DE CONTENIDO

	<b>pág.</b>
INTRODUCCIÓN .....	20
1. CONCEPTOS GENERALES.....	22
1.1. DESTILACIÓN .....	22
1.2. ABSORCIÓN .....	25
1.3. REFRIGERACIÓN .....	31
1.4. INTERCAMBIADORES DE CALOR .....	34
1.4.1. Mecanismos de Transferencia de Calor .....	34
1.4.2. Tipos Básicos de Intercambiadores de Calor .....	34
2. TEORÍA DE LA SIMULACIÓN .....	40
2.1. ECUACIÓN DE ESTADO DE PENG ROBINSON .....	43
2.1.1. Cálculo de Entalpía y Entropía .....	46
2.1.2. Cálculos "Flash" .....	47
2.2. OPERACIONES UNITARIAS .....	47
2.2.1. Transferencia de Calor .....	48
2.2.2. Destilación .....	51

2.3. SIMULACIÓN DE COLUMNAS .....	53
2.4. OPERACIONES LÓGICAS .....	58
2.4.1. Ajuste .....	58
2.4.2. Balance .....	58
2.4.3. Reciclo .....	59
2.4.4. Set .....	60
2.4.5. Hoja de cálculo .....	60
3. PROYECTO PARA LA RECUPERACIÓN DE CONDENSADOS EN LA ESTACIÓN BALCÓN .....	62
3.1. CONSTRUCCIÓN DEL MODELO .....	62
3.1.1. Breve descripción de la Estación Balcón .....	62
3.1.2. Selección de la tasa de alimentación .....	64
3.2. SIMULACIÓN DE DIFERENTES ALTERNATIVAS DE PROCESAMIENTO .....	68
3.2.1. Simulación del sistema de fraccionamiento .....	68
3.2.2. Simulación del sistema de absorción .....	71
3.2.3. Simulación de recuperación de condensados .....	74
3.3. DIMENSIONAMIENTO BÁSICO DE LOS EQUIPOS .....	77
3.3.1. Sistema de fraccionamiento .....	77
3.3.2. Sistema de absorción .....	78
3.3.3. Sistema de recuperación de condensados .....	79
4. ANÁLISIS TÉCNICO Y ECONÓMICO .....	80
4.1. ANÁLISIS TÉCNICO .....	80

4.2. ANALISIS ECONÓMICO .....	81
4.2.1. Presupuesto global .....	81
4.2.2. Análisis del sistema de fraccionamiento .....	83
4.2.3. Análisis del sistema de absorción .....	84
4.2.4. Análisis de recuperación de condensados .....	85
5. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....	86
BIBLIOGRAFÍA .....	88
ANEXOS .....	89

## LISTA DE FIGURAS

	<b>pág.</b>
<b>FIGURA 1.1.</b> Diagrama esquemático de una torre de fraccionamiento.	23
<b>FIGURA 1.2.</b> Modelo de fraccionamiento básico.	24
<b>FIGURA 1.3.</b> Sistema de absorción.	26
<b>FIGURA 1.4.</b> Nomenclatura de absorción.	27
<b>FIGURA 1.5.</b> Relación entre relación de reflujo y numero de etapas.	29
<b>FIGURA 1.6.</b> Proceso de refrigeración con propano .	32
<b>FIGURA 1.7.</b> Diagrama de flujo del proceso y diagrama P-H.	33
<b>FIGURA 1.8.</b> Intercambiadores de casco y tubos.	36
<b>FIGURA 1.9.</b> Intercambiador de doble tubo.	37
<b>FIGURA 1.10.</b> Intercambiador de doble tubo multitubo.	38
<b>FIGURA 1.11.</b> Intercambiadores de calor enfriados con aire .	38
<b>FIGURA 1.12.</b> Calentadores de fuego directo.	39
<b>FIGURA 2.1.</b> Diagrama de flujo para selección de un modelo termodinámico.	42
<b>FIGURA 2.2.</b> Curvas de calentamiento para flujo en contracorriente .	50
<b>FIGURA 3.1.</b> Pronósticos de gas.	66
<b>FIGURA 3.2.</b> Simulación del sistema de fraccionamiento.	69
<b>FIGURA 3.3.</b> Simulación del sistema de absorción.	73
<b>FIGURA 3.4.</b> Simulación del sistema de recuperación de condensados.	76

## LISTA DE TABLAS

	<b>pág.</b>
<b>TABLA 1.1.</b> Parámetros típicos para fraccionadoras y absorbedoras.	30
<b>TABLA 2.1.</b> Definición de un intercambiador de calor.	52
<b>TABLA 2.2.</b> Especificaciones para columnas.	55
<b>TABLA 2.3.</b> Algoritmos de convergencia para torres.	57
<b>TABLA 2.4.</b> Clases de balance.	59
<b>TABLA 3.1.</b> Composición del gas en base seca.	63
<b>TABLA 3.2.</b> Contenido de pesados en el gas.	64
<b>TABLA 3.3.</b> Pronósticos de producción de fluidos del campo balcón.	65
<b>TABLA 3.4.</b> Recuperación de propano y butanos.	67

## **LISTA DE ANEXOS**

**ANEXO A.** Simulación del sistema de fraccionamiento con una tasa de alimentación de 2.0 MMSCFD.

**ANEXO B.** Hoja de cálculo para el sistema de fraccionamiento con una tasa de alimentación de 2.0 MMSCFD.

**ANEXO C.** Simulación del sistema de fraccionamiento con una tasa de alimentación de 2.5 MMSCFD.

**ANEXO D.** Hoja de cálculo para el sistema de fraccionamiento con una tasa de alimentación de 2.5 MMSCFD.

**ANEXO E.** Simulación del sistema de fraccionamiento con una tasa de alimentación de 3.0 MMSCFD.

**ANEXO F.** Hoja de cálculo para el sistema de fraccionamiento con una tasa de alimentación de 3.0 MMSCFD.

**ANEXO G.** Simulación del sistema de fraccionamiento con una tasa de alimentación de 3.5 MMSCFD.

**ANEXO H.** Hoja de cálculo para el sistema de fraccionamiento con una tasa de alimentación de 3.5 MMSCFD.

**ANEXO I.** Simulación del sistema de fraccionamiento con una tasa de alimentación de 4.0 MMSCFD.

**ANEXO J.** Hoja de cálculo para el sistema de fraccionamiento con una tasa de alimentación de 4.0 MMSCFD.

**ANEXO K.** Fundamentos matemáticos.

**ANEXO L.** Hoja de cálculo para el sistema de fraccionamiento.

**ANEXO M.** Hoja de cálculo para el sistema de absorción.

**ANEXO N.** Hoja de cálculo para el sistema de recuperación de condensados.

## GLOSARIO

**ABSORBEDORA:** torre o columna que proporciona el contacto entre el gas natural a ser procesado y el líquido solvente.

**ABSORCIÓN:** operación en la cual uno o más componentes en fase gaseosa son transferidos al líquido solvente.

**ACEITE DE ABSORCIÓN:** hidrocarburo líquido usado para absorber y recuperar componentes del gas natural.

**ACEITE POBRE:** aceite de absorción recuperado de la planta o aceite del cual se han removido los compuestos absorbidos.

**ACEITE RICO:** aceite que sale por el fondo de una torre absorbidora. Este producto es el aceite pobre más los componentes absorbidos.

**API (GRAVEDAD API):** escala arbitraria para expresar la densidad relativa de los productos líquidos del petróleo. Esta escala se expresa en grados API.

**BUTANO COMERCIAL:** Hidrocarburo líquido constituido principalmente por butano y/o butileno.

**BUTANO, NORMAL:** Contiene un mínimo de 95% en volumen líquido de normalbutano. Químicamente el normalbutano es un compuesto alifático de la serie de las parafinas, con la fórmula química  $C_4H_{10}$ .

**CONDENSADO:** líquido formado por la condensación de un gas; específicamente, el hidrocarburo líquido separado del gas natural debido a los cambios en la temperatura y presión cuando el gas del yacimiento es enviado a los separadores de superficie.

**CONDENSADO ESTABILIZADO:** condensado que ha sido estabilizado a la presión de vapor definitiva en un sistema de fraccionamiento.

**DESBUTANIZADORA:** torre fraccionadora diseñada para separar butano (y compuestos de mayor volatilidad, si están presentes) de una mezcla de hidrocarburos.

**DEMETANIZADORA:** torre fraccionadora diseñada para separar metano (y compuestos de mayor volatilidad, si están presentes) de una mezcla de hidrocarburos.

**DESPROPANIZADORA:** torre fraccionadora diseñada para separar propano (y compuestos de mayor volatilidad, si están presentes) de una mezcla de hidrocarburos.

**DESHIDRATACIÓN:** proceso mediante el cual se retira el agua del gas o del crudo.

**DESPOJADORA:** columna en la cual los componentes absorbidos son despojados del aceite de absorción. El término se aplica a columnas que usan un medio de despojo, como vapor o gas.

**DESTILACIÓN:** proceso de separar materiales por adición de calor para vaporizar los compuestos más volátiles y de enfriar la porción restante para licuar una parte del vapor. Los materiales a separar deben tener diferentes puntos de ebullición y/o volatilidades relativas.

**DESTILADORA (“STILL”):** columna donde el producto absorbido se recupera del aceite de absorción. En plantas donde se utiliza aceite de absorción de bajo peso molecular, la destiladora es diseñada como una columna de fraccionamiento. En plantas que usan aceite de absorción de alto peso molecular, la destiladora debe utilizar vapor u otros fluidos como medio de despojo.

**ESTABILIZADORA:** columna de fraccionamiento diseñada para reducir la presión de vapor de una corriente líquida.

**FACTOR DE ABSORCIÓN:** factor que indica la tendencia de un componente en fase gaseosa a ser transferido (o absorbido) al líquido solvente.

**FONDOS:** líquido o material residual que es retirado del fondo de una torre fraccionadora o de un separador durante el procesamiento del gas.

**FRACCIONAMIENTO:** ver destilación. Separación de una mezcla de hidrocarburos en productos individuales, basada en la diferencia entre los puntos de ebullición y/o volatilidades relativas.

**GAS ASOCIADO:** hidrocarburos gaseosos que se encuentran como gas libre bajo las condiciones de presión y temperatura del yacimiento.

**GAS NATURAL:** forma gaseosa del petróleo. Compuesta principalmente por mezcla de los gases hidrocarburos; el componente más común es el metano.

**GAS RICO:** gas alimento de una planta de procesamiento para recuperar líquidos.

**GASOLINA NATURAL:** mezcla de hidrocarburos, principalmente pentanos y más pesados, extraídos del gas natural, la cual cumple con la presión de vapor y otros requerimientos específicos.

**GPL:** gas licuado del petróleo. Compuesto predominantemente por propano y butano, el cual se mantiene en fase líquida bajo presión.

**GPM:** 1. Término utilizado para describir la tasa de flujo de un fluido en galones por minuto. 2. Galones por millón de pie cúbico estándar, se refiere al contenido, en el gas natural, de componentes recuperables como productos líquidos.

**HIDRATO:** material sólido resultante de la combinación de hidrocarburos con agua, bajo presión.

**ISO-BUTANO:** contiene un mínimo de 95% en volumen líquido de iso-butano. Químicamente, es un hidrocarburo de la serie de las parafinas con la fórmula  $C_4H_{10}$ .

**PLANTA CRIOGÉNICA:** planta de procesamiento de gas que es capaz de producir gas natural líquido, incluyendo etano, a temperaturas de operación muy bajas, generalmente por debajo de  $-50^{\circ}F$ .

**PLANTA DE PROCESAMIENTO DE GAS:** planta en la cual se procesa el gas natural para recuperar líquidos y algunas veces otras sustancias como sulfuro.

**PRESIÓN ATMOSFÉRICA:** presión ejercida sobre la superficie terrestre por la atmósfera. Una presión de 760 mmHg, 29.92 inHg, o 14.696 psia se usa como estándar para algunos cálculos.

**PRESIÓN CRÍTICA:** presión de vapor de una sustancia a su temperatura crítica.

**PRESIÓN DE VAPOR:** presión ejercida por la fase vapor que está en contacto con una fase líquido sobre las paredes de un recipiente.

**PROCESAMIENTO DEL GAS:** separación de los componentes del gas natural para tener productos vendibles y para tratar el gas residual para alcanzar las especificaciones de venta.

**PUNTO DE BURBUJA:** temperatura a la cual se forma la primera burbuja de vapor estable en el líquido, a una presión determinada.

**PUNTO DE ROCÍO:** temperatura a cualquier temperatura dada o presión a cualquier temperatura dada, a la cual el líquido comienza a condensar en un gas.

**RECICLO:** retorno de una porción de una corriente de proceso al punto corriente arriba de donde fue removido para enriquecer el proceso de recuperación o de control.

**RECUPERACIÓN:** porcentaje o fracción de un componente dado en el alimento de una planta que se recupera como producto de planta.

**REFLUJO:** porción de condensado de cima que regresa a la columna de fraccionamiento para reforzar la pureza que se puede alcanzar en el producto de tope.

**RELACIÓN DE REFLUJO:** una manera de medir el volumen de reflujo. Normalmente referida al alimento o al producto de tope.

**RVP:** presión de vapor Reid. Presión de vapor de un material medida por el método Reid.

**TEMPERATURA CRÍTICA:** máxima temperatura a la cual un componente puro puede existir como un líquido.

## RESUMEN

**TÍTULO:** ANÁLISIS DE PREFECTIBILIDAD TÉCNICA PARA LA IMPLEMENTACIÓN DE UN SISTEMA DE PROCESAMIENTO DEL GAS DE LA ESTACIÓN BALCÓN.\*

**AUTOR:** NAISSA VERÓNICA CARRILLO ARTURO.\*\*

**PALABRAS CLAVES:** PROCESAMIENTO.

FRACCIONAMIENTO.

DESTILACIÓN.

COLUMNA.

ABSORCIÓN.

RECUPERACIÓN.

SIMULACIÓN.

Cualquier planta de procesamiento de gas que produce líquidos del gas natural, requiere de al menos una fraccionadora para producir un líquido que cumpla con las especificaciones para venta. Por lo tanto, el propósito del fraccionamiento es obtener de una mezcla de hidrocarburos líquidos, ciertas fracciones que como productos deben cumplir especificaciones como las del gas licuado del petróleo (GLP), de la gasolina natural y presión de vapor entre otras. Para separar una corriente líquida de hidrocarburos en varias fracciones, se requiere una torre de destilación por fracción. De otra forma, si lo que se quiere es estabilizar la corriente del hidrocarburo condensado recolectado en el separador de entrada a la planta, para recuperar las

\* Trabajo de Grado

\*\* Facultad de Ingenierías Físico-Químicas. Escuela de Ingeniería de Petróleos. Director: Julio César Pérez Angulo.

fracciones de pentano y más pesadas, se utiliza una torre estabilizadora en la cual se separan estas fracciones y salen como producto de fondo. Este producto de fondo se vende como un condensado estabilizado, al cual se le controla la presión de vapor Reid (RVP), con la que se determina el tipo de tanque de almacenamiento requerido.

En este trabajo se presentan las diferentes alternativas de procesamiento del gas, así como sus cálculos, ventajas y desventajas. Para la aplicación de estas alternativas al procesamiento del gas de la Estación Balcón, se utiliza la simulación del caso en el software "HYSYS", con el cual se obtienen los resultados de la posible recuperación de gas licuado del petróleo (GLP) y de líquidos del gas natural y el dimensionamiento básico de los equipos. Con estos resultados y el presupuesto global se prosigue al análisis técnico y económico para estudiar la viabilidad del proyecto.

## **SUMMARY**

**TITLE:** ANALYSIS OF TECHNICAL PREFACTIBILITY FOR THE IMPLEMENTATION OF A FRACTIONATION SYSTEM FOR THE GAS OF BALCÓN STATION.\*

**AUTOR:** NAISSA VERÓNICA CARRILLO ARTURO.\*\*

**KEY WORDS:** PROCESSING.  
FRACTIONATION.  
COLUMN.  
ABSORPTION.  
RECOVERY.  
SIMULATION.

Any gas processing plant that produces liquids of the natural gas, it requires of at least a fractionation column to produce a liquid that fulfills the specifications for sale. Therefore, the purpose of the fractionation is to obtain of a mixture of liquid hydrocarbons, certain fractions that like a products they should complete specifications like those of the liquified gas of the petroleum (GLP), of the natural gasoline and steam pressure among others. To separate a liquid current of hydrocarbons in several fractions, a distillation tower by fraction is required. In another way, if what is wanted is to stabilize the current of the condensed hydrocarbon gathered in the entrance separator to the plant, to recover the pentane fractions and heavier, a stabilizer tower is used in which these fractions are separate and they leave as bottom product.

---

\* Thesis

\*\* Ability of Physical-Chemical Engineerings. Petroleum Engineering School. Director: Julio César Pérez Angulo.

This bottom product is sold as a stabilized condensate, that is controlled the steam pressure Reid (RVP), with which the type of required storage tank is determined.

In this task the different methods of the gas processing are presented, as well as their calculations, advantages and disadvantages. For the application of these methods to the processing for the gas of the Balcón Station, the software " HYSYS" is used in the simulation of the case, with which the results of the possible recovery of liquified gas of the petroleum (GLP) are obtained and of liquids of the natural gas and the basic sizing of the equipments. With these results and the global budget of each one of the methods it continues to the technical and economic analysis to study the viability of the project.

## INTRODUCCIÓN

Los líquidos recuperados del gas natural forman una mezcla multicomponente la cual se separa en fracciones de compuestos individuales o mezclados mediante una operación de fraccionamiento.

Los métodos comúnmente utilizados para el procesamiento del gas en la industria son la destilación (o fraccionamiento), la absorción y la refrigeración. Las torres o columnas son los equipos más ampliamente utilizados en estos procesos y su buen diseño es importante para la óptima operación de las plantas dado que determina la calidad de los productos, la capacidad de operación y la economía del proceso.

En este trabajo se presentan los conceptos y criterios básicos en la operación de los diferentes métodos de procesamiento, así como el diseño de las torres, los equipos e internos utilizados. Además de la aplicación de estos conceptos a un caso particular en la Estación Balcón, por medio de la simulación del proceso con el software "HYSYS".

Este proyecto pretende definir la ingeniería conceptual y la viabilidad técnica de un sistema de procesamiento de gas proveniente del tratamiento de crudo de la Estación Balcón, que permita obtener una corriente para inyectar al yacimiento y/o de alimento a los generadores de energía con la calidad requerida, aprovechando racionalmente los productos livianos que contiene el gas de entrada.

El desarrollo del trabajo comprende seis capítulos, a lo largo de los cuales se presenta información acerca de los conceptos generales, la teoría básica de

diseño y de simulación, además se describen, el proceso de simulación, el dimensionamiento de los equipos y el presupuesto global de los métodos; finalmente, se detalla la evaluación de los parámetros para el análisis técnico y económico que determinan la prefactibilidad del proyecto, así como las conclusiones y recomendaciones hechas para este caso.

## **1. CONCEPTOS GENERALES.**

En esta sección se describen las principales alternativas de procesamiento de gas para la recuperación de hidrocarburos pesados, las consideraciones relevantes en el diseño de los mismos y los conceptos generales de intercambiadores de calor.

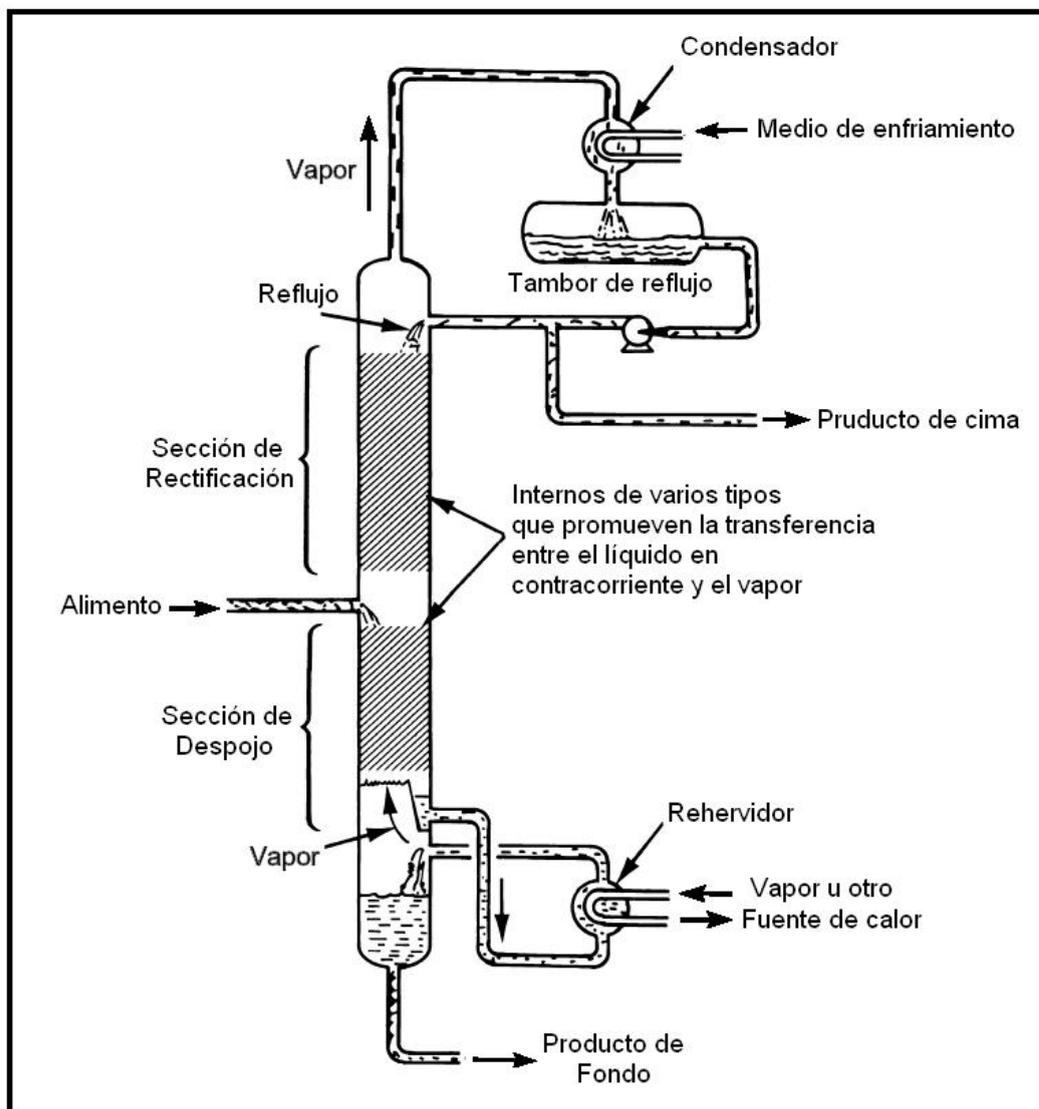
### **1.1. PRINCIPIO DE LA DESTILACIÓN**

Destilación es probablemente la alternativa más económica para separar una mezcla en sus componentes individuales. La separación es fácil si la volatilidad relativa de los compuestos clave liviano y clave pesado es mayor que uno. Los componentes más livianos (producto de cima) se separan de los más pesados (producto de fondo); de esta forma, el producto de fondo de una columna es el alimento a la próxima columna, la cual puede operar a una presión menor pero a una temperatura mayor. Entre más baja sea la volatilidad relativa, la altura de la columna será mayor. En la Figura 1.1 se muestra de forma esquemática una torre de fraccionamiento con sus diferentes componentes.

En destilación el proceso de separación se basa en la volatilidad relativa de los compuestos a ser separados. La separación ocurre debido a que un componente se calienta hasta que pasa a la fase vapor y el otro componente permanece en la fase líquida. Cuando la mezcla no es de dos componentes sino multicomponente, la separación se selecciona entre dos componentes denominados claves, por ejemplo etano y propano. Se aplica calor hasta que todo el etano y los compuestos más livianos se vaporizan, mientras que a la presión y temperatura de operación, el propano y los compuestos más pesados permanecen en fase líquida. Entre mayor sea la diferencia en

volatilidad de los compuestos claves seleccionados, más fácil será efectuar la separación. Por lo tanto, en el proceso de destilación se requiere que haya una diferencia en los puntos de ebullición a la presión de operación y que los compuestos sean estables térmicamente para que no se descompongan.

**FIGURA 1.1**  
**DIAGRAMA ESQUEMÁTICO DE UNA TORRE DE**  
**FRACCIONAMIENTO.**

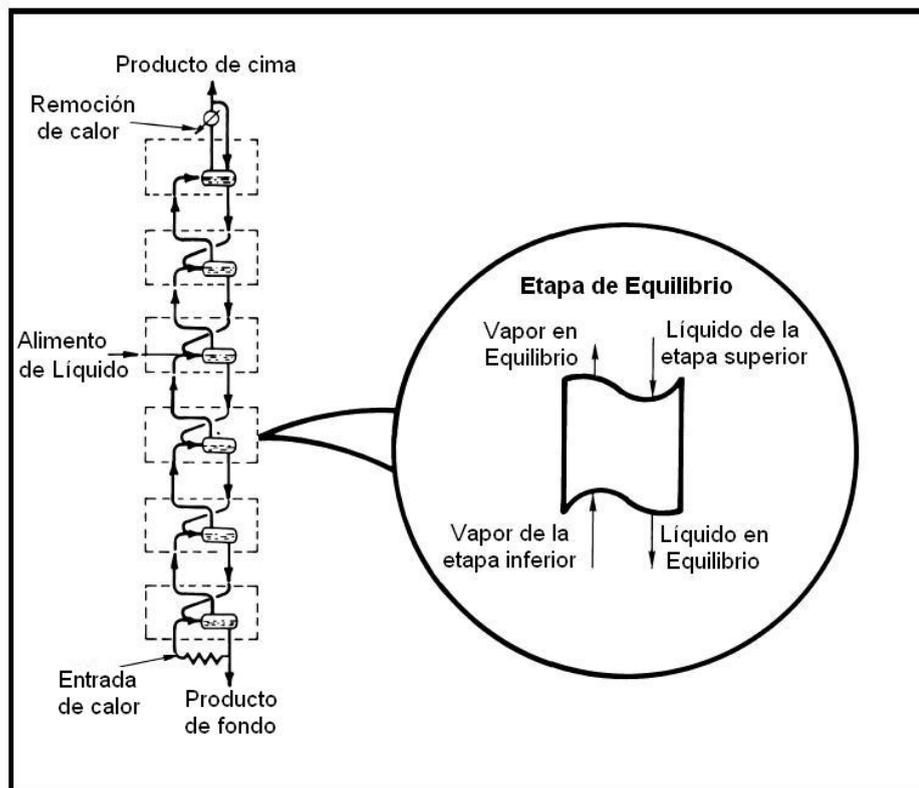


Tomada de GPSA. Volumen II

El componente más pesado que se vaporiza se denomina “componente clave liviano” y el componente más liviano que permanece en fase líquida se denomina “componente clave pesado”.

En la destilación todos los cálculos se realizan usando etapas de equilibrio. Una columna de fraccionamiento puede ser considerada como una serie de equilibrios “flash” con dos corrientes de alimento y dos de producto (Figura 1.2).

**FIGURA 1.2**  
**MODELO DE FRACCIONAMIENTO BÁSICO.**



Tomada de GPSA. Volumen II

El vapor entra al “flash” desde la etapa inferior a alta temperatura y la corriente de líquido entra desde la etapa superior a baja temperatura. En esta etapa ocurre transferencia de calor y de masa de forma tal que las

corrientes que salen estén en el punto de burbuja de líquido y en el punto de rocío de vapor, a la misma temperatura y presión. Las composiciones de estas fases están relacionadas por la relación de equilibrio así:<sup>1</sup>

$$y_i = K_i * x_i \quad \text{Ecuación 1.1}$$

Donde:

$x_i$  = Fracción molar de líquido del compuesto i

$y_i$  = Fracción molar de vapor del compuesto i

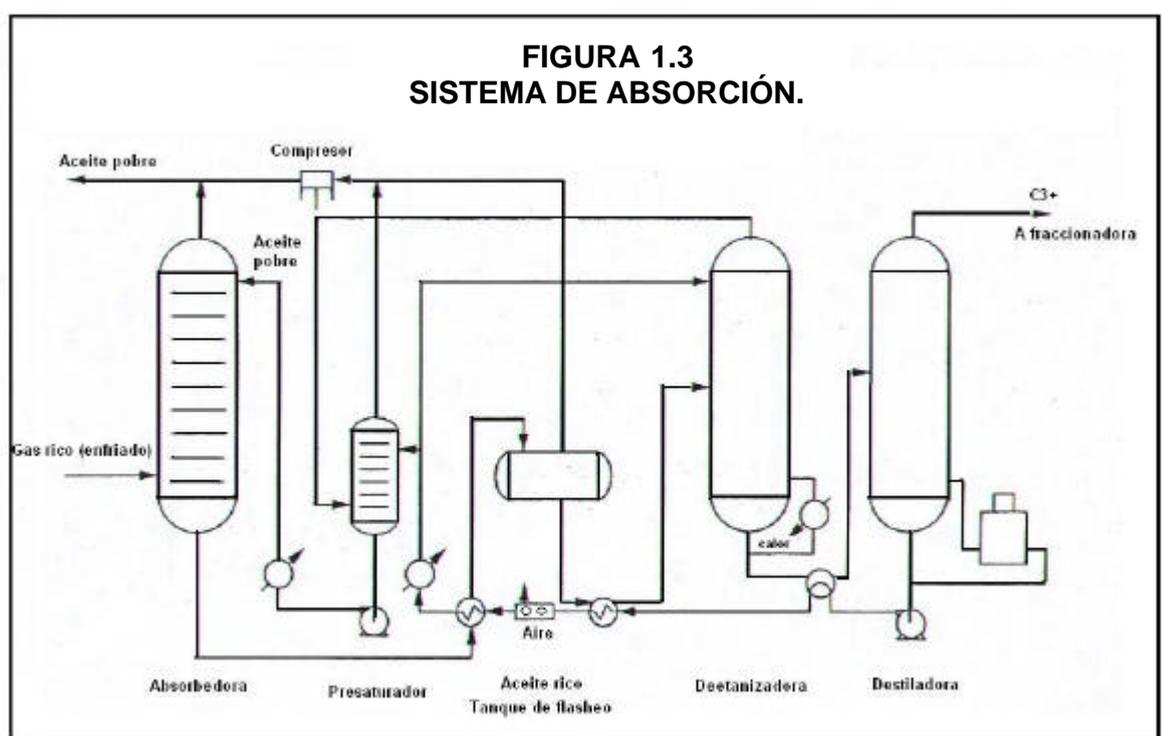
$K_i$  = Relación de equilibrio para el compuesto i.

## 1.2. ABSORCIÓN

El tipo más antiguo de unidades de operación utilizadas en el procesamiento de gas son las plantas de absorción, donde un aceite del tipo keroseno circula a través de la planta como se muestra en la Figura 1.3. El gas rico entra por el fondo de la absorbidora y fluye hacia arriba contactando el aceite “pobre” en contracorriente. El aceite “pobre” se usa para absorber los componentes hidrocarburos pesados del gas y luego se convierte en aceite “rico”. El aceite rico sale por el fondo de la torre, bajo control de nivel, intercambia calor con la corriente de aceite pobre y entra al tanque “flash”, el cual opera a una presión alrededor de la mitad de la presión de la absorbidora. Una gran cantidad de compuestos livianos absorbidos, tales como metano y etano son liberados y se envían a recompresión para juntarse con la corriente principal de gas tratado. De la torre desetanizadora el aceite pobre va a una torre de destilación, donde se separan el aceite y los compuestos absorbidos. Posteriormente el aceite pobre va a través de los intercambiadores de calor y los enfriadores, a la vasija de presaturación en la cual se satura parcialmente con metano y etano y se bombea de regreso a la absorbidora de alta presión, pasando por otro enfriador para asegurar que

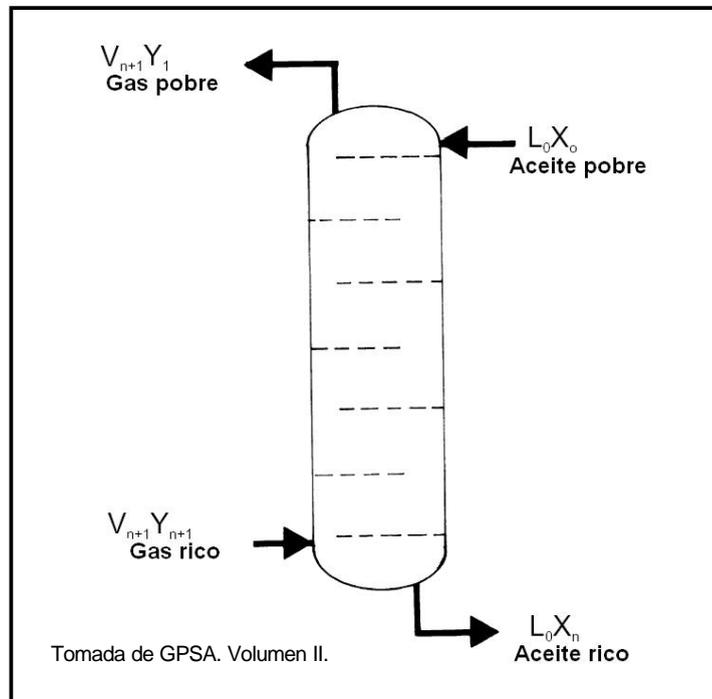
la temperatura del aceite pobre no es mayor que la del gas de carga, para maximizar la absorción.

Para un gas dado, la fracción de cada componente en el gas que es absorbido por el aceite es una función de la relación de equilibrio de fase de los componentes y el aceite pobre, la tasa relativa de flujo y de las etapas de contacto. La relación de fase es una función de la presión, temperatura y composición del aceite pobre. La nomenclatura para una torre de absorción de muestra en la Figura 1.4.



Tomada de Libro de Especialización en ingeniería del Gas. UIS. Destilación y Absorción. Alonso Jaramillo

**FIGURA 1.4**  
**NOMENCLATURA DE ABSORCIÓN.**



El aceite pobre que se utiliza generalmente tiene un peso molecular entre 100 y 200. Para torres de absorción a temperatura ambiente, se usará un aceite pobre pesado de peso molecular entre 180 y 200. Para torres absorbedoras refrigeradas se usa un aceite pobre más liviano, con un peso molecular entre 120 y 140. Un aceite pobre de menor peso molecular contendrá mayor número de moles por galón resultando en una tasa de circulación menor. Sin embargo, el aceite pobre de menor peso molecular tendrá mayores pérdidas por vaporización.<sup>1</sup>

Para el diseño de las torres de destilación y absorción, antes de hacer cualquier cálculo en un problema de fraccionamiento, se debe determinar la presión de operación de la torre. Una de las consideraciones primarias, es el medio de enfriamiento disponible para el condensador de reflujo. El producto

de cima estará a condiciones del punto de burbuja, para un producto líquido o del punto de rocío para un producto vapor. La presión para cualquiera de estos puntos, se fija por la separación deseada de un componente y la temperatura del medio de enfriamiento.

Típicamente los medios de enfriamiento utilizados son aire, agua y un refrigerante. El enfriamiento con aire es el menos costoso y opera en un rango de temperatura de 115 °F – 125 °F en la mayoría de los lugares. Con agua de enfriamiento se pueden conseguir temperaturas de proceso entre 95 y 105 °F. Para temperaturas por debajo de 95 °F se requiere refrigeración mecánica, la cual es la más costosa. Generalmente es deseable operar a la presión más baja para maximizar la volatilidad relativa entre los componentes claves de la separación, sin embargo, en la medida que se reduzca la presión se requiere un medio de enfriamiento más eficiente y más costoso, lo cual no es una opción deseable.

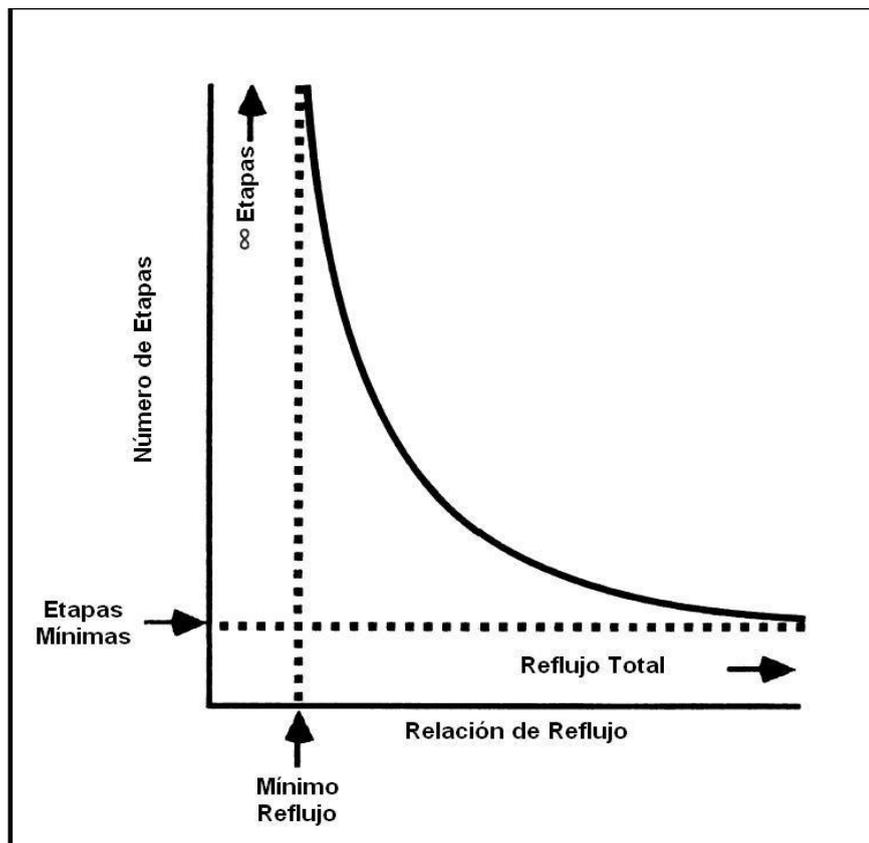
La temperatura del fondo corresponde al punto de burbuja del líquido de fondo a la presión de fondo.

Para proporcionarle calor a la columna se utiliza un rehervidor que usa un medio de calentamiento, el cual normalmente es vapor para temperaturas hasta 350 °F. Para temperaturas mayores a dicho valor, se utiliza aceite caliente o un horno.

Los parámetros primarios para el diseño de una columna son el número de etapas y la relación de reflujo. Una columna de fraccionamiento puede producir solamente una separación deseada entre los límites de reflujo mínimo y el mínimo número de etapas. En la Figura 1.5 se ilustra la relación entre la relación de reflujo y el número de etapas para una separación dada. Para un mínimo reflujo se requiere un número infinito de etapas y para reflujo

total se requiere un mínimo número de etapas. Ninguna de estas dos consideraciones representa la operación real, pero son los extremos de la configuración de diseño posible.

**FIGURA 1.5**  
**RELACIÓN ENTRE RELACIÓN DE REFLUJO Y NUMERO DE ETAPAS.**



Tomada de GPSA. Volumen II

En la **tabla 1.1** se muestran algunos parámetros típicos para fraccionadoras y absorbedoras.

**TABLA 1.1<sup>6</sup>**

**PARÁMETROS TÍPICOS PARA FRACCIONADORAS Y ABSORBEDORAS**

<b>Tipo de Torre</b>	<b>Presión de Operación psig</b>	<b>Números de Platos Reales</b>	<b>Relación de Reflujo L<sub>o</sub>/D mol/mol</b>	<b>Relación de Reflujo L<sub>o</sub>'/F' gal/gal</b>	<b>Eficiencia de Plato %</b>
<b>Demetanizadora</b>	200-400	18-26	Plato cima	Plato cima	45-60
<b>Desetanizadora</b>	375-450	25-35	0.9-2.0	0.6-1.0	50-70
<b>Despropanizadora</b>	240-270	30-40	1.8-3.5	0.9-1.1	80-90
<b>Desbutanizadora</b>	70-90	25-35	1.2-1.5	0.8-0.9	85-95
<b>Separador Butanos</b>	80-100	60-80	6.0-14.0	3.0-3.5	90-110
<b>Despojadora Aceite rico</b>	130-160	20-30	1.75-2.0	0.35-.40	Cima 67 Fondo 50
<b>Desetanizadora aceite rico</b>	200-250	40	-	-	Cima 25-40 Fondo 40-60
<b>Estabilizadora condensado</b>	100-400	16-24	Plato cima	Plato cima	40-60
<b>Separador nafta</b>					70
<b>Separador gasóleos</b>					30
<b>Despojadora agua agria</b>					33
<b>Separador C<sub>3</sub>/C<sub>3</sub></b>					90
<b>Absorbedora con aceite</b>					25-35

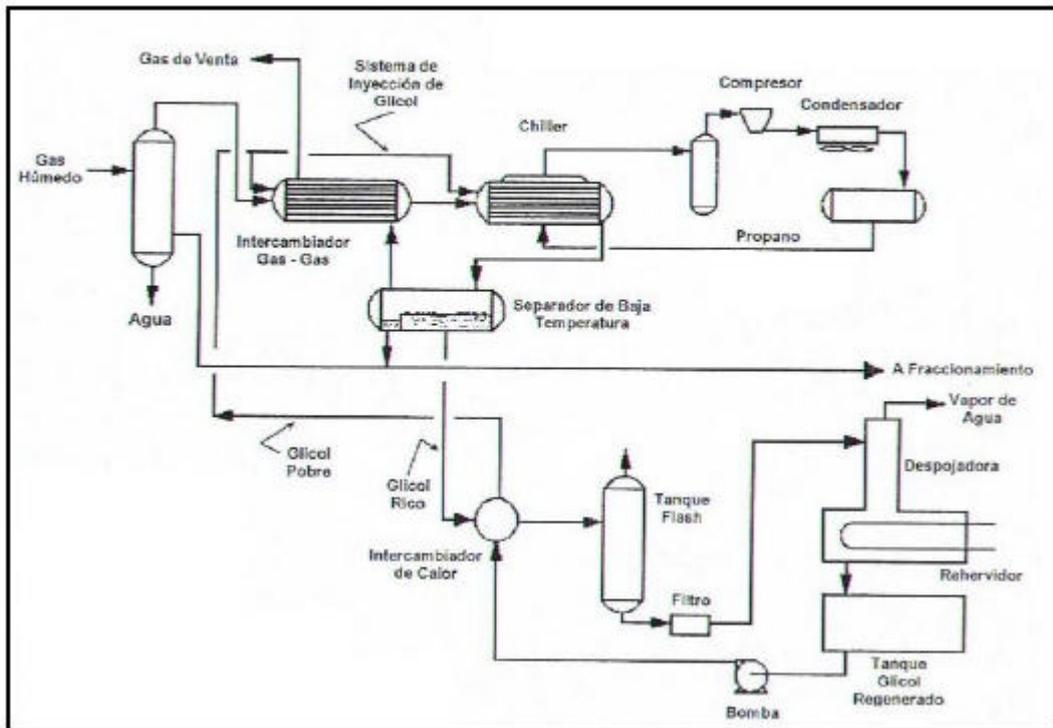
### 1.3. REFRIGERACIÓN

El proceso de refrigeración se usa para cumplir con la especificación de punto de rocío por hidrocarburo y por agua para el gas de venta. La temperatura a la cual debe ser enfriado el gas depende del nivel requerido para alcanzar las especificaciones del punto de rocío. Este será el requerimiento mínimo de enfriamiento. Enfriar el gas a niveles de temperatura por debajo de este mínimo, debe ser justificado por la economía de recuperación de GLP. La recuperación de GLP se consigue enfriando a temperaturas tan bajas como -20 a -40 °F o por contacto del gas con aceite pobre en una torre absorbadora. Puesto que el gas que entra a la unidad de refrigeración está saturado con vapor de agua y la temperatura a la cual se enfría está por debajo del punto de congelación del agua, se requiere prevenir la formación de hidratos con la adición de químicos tales como metanol o glicoles.

Como puede observarse en la Figura 1.6, en dicho proceso se encuentran tres circuitos totalmente definidos como son:

- ④ Circuito de gas natural, al cual se le remueve agua y líquidos para acondicionarlo a gas de venta.
- ④ Circuito de glicol, que se utiliza para inhibir la formación de hidratos en el intercambiador de calor y el “chiller” y está formado por la unidad de regeneración donde se retira el agua al glicol por evaporación.
- ④ Circuito de refrigerante propano, el cual al evaporarse en el casco del “chiller” enfría el gas natural que pasa por los tubos.

**FIGURA 1.6**  
**PROCESO DE REFRIGERACIÓN CON PROPANO.**



Tomada de Libro de Especialización en Ingeniería de Gas. UIS. Destilación y Absorción. Alonso Jaramillo

La refrigeración mecánica presenta el siguiente ciclo de refrigeración:

El efecto del refrigerante puede ser descrito usando uno de estos ciclos:

- Ⓒ Compresión-expansión del vapor
- Ⓒ Absorción
- Ⓒ Compresión agua-vapor

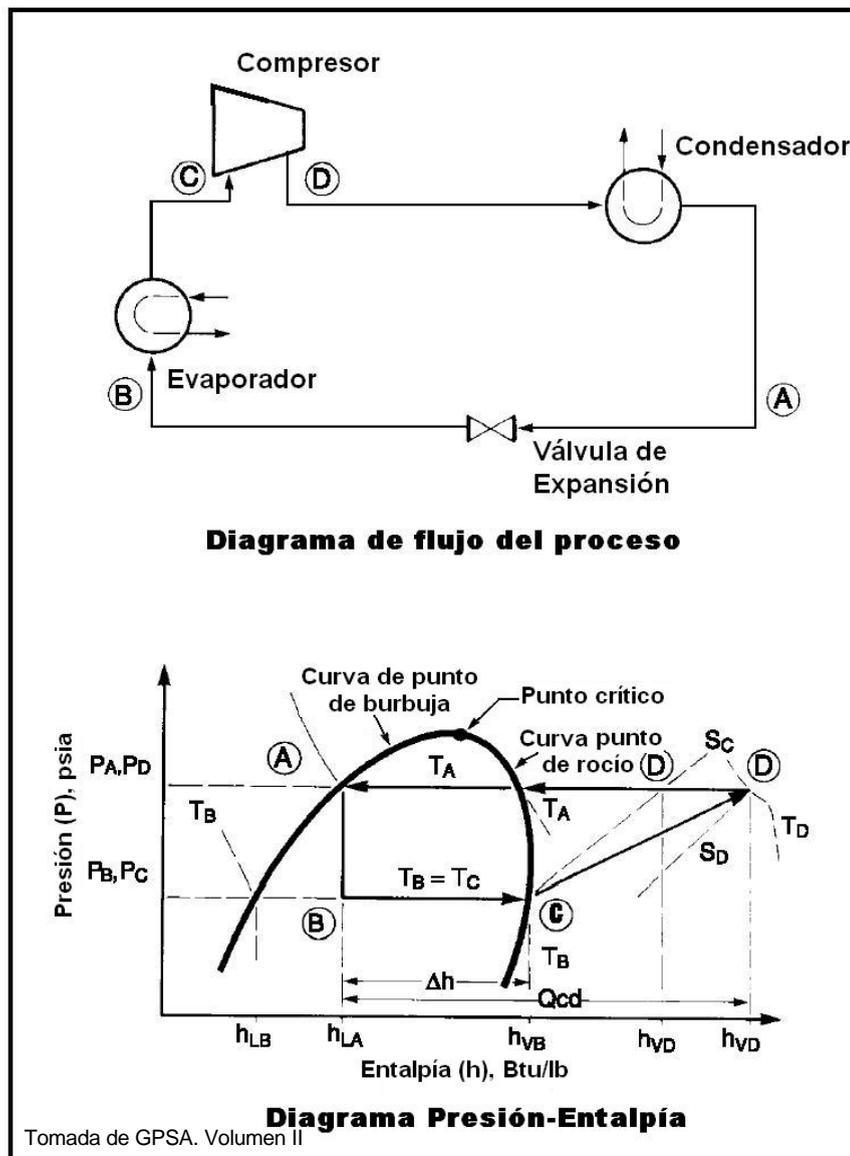
Utilizando el diagrama Presión-Entalpía (P-H), el ciclo de refrigeración de compresión del vapor se puede dividir en cuatro pasos:

- Ⓒ Expansión
- Ⓒ Evaporación

- ⓐ Compresión
- ⓑ Condensación

El ciclo de refrigeración se puede representar por el diagrama de flujo del proceso y por un diagrama P-H, mostrado en la Figura 1.7.

**FIGURA 1.7**  
**DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO Y DIAGRAMA P-H.**



## 1.4. INTERCAMBIADORES DE CALOR

Siempre que exista entre dos regiones de un cuerpo una diferencia de temperatura o cuando se ponen en contacto dos cuerpos con temperaturas diferentes, aparece una tendencia a la transmisión de calor. Si las diferencias de temperatura en los cuerpos no se mantienen por la adición o remoción de calor, la tendencia es hacia un equilibrio de temperatura. Cuando se logra el equilibrio, la transferencia de calor se hace nula.

El principio básico que puede enunciarse es: siempre que exista un gradiente de temperatura en un sistema, la energía fluye como calor. La transmisión ocurre desde la zona de alta temperatura (fuente) hasta la región de temperatura más baja (receptor).<sup>6</sup>

### 1.4.1. Mecanismos de Transferencia de Calor

La literatura reconoce tres formas diferentes en las que el calor puede pasar de la fuente al receptor:

- ④ Conducción
- ④ Convección
- ④ Radiación

En aplicaciones prácticas estos mecanismos de transmisión de calor no se encuentran actuando solos en un proceso, sino en combinación con los otros dos.

### 1.4.2. Tipos Básicos de Intercambiadores de calor

En la industria se utilizan numerosos equipos para intercambio de calor. En esta sección se describen los tipos de intercambiadores de calor más

utilizados en la industria del petróleo y el gas, así como algunas de sus aplicaciones.

Los tipos de intercambiadores que se consideran son:

- ④ Intercambiadores de casco y tubos
- ④ Intercambiadores de doble tubo
- ④ Intercambiadores de doble tubo multitubo
- ④ Intercambiadores de placas corrugadas
- ④ Intercambiadores de placa y marco
- ④ Intercambiadores de placas espirales
- ④ Intercambiadores de calor enfriados con aire
- ④ Torres de enfriamiento
- ④ Calentadores a fuego

En este libro se hará referencia a los intercambiadores de calor más usados en la industria para el procesamiento del gas.

#### Intercambiadores de Casco y Tubos

Estos intercambiadores son los más utilizados en los procesos industriales, porque no son muy costosos, pueden ser fácilmente limpiados y se pueden cambiar sus partes sin mucha dificultad. Están compuestos por un haz de tubos paralelos los cuales están dentro de una cubierta cilíndrica llamada casco (Figura 1.8).

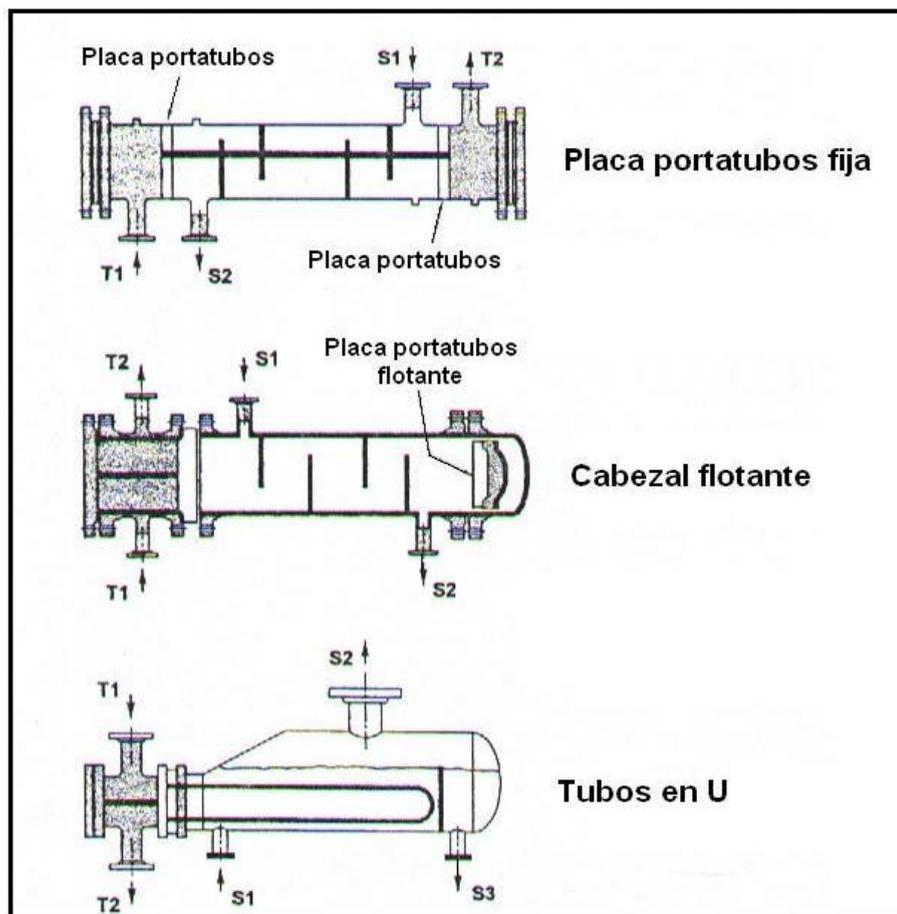
#### Intercambiadores de Doble Tubo

Consiste básicamente en un tubo dentro de otro con un fluido dentro de los tubos y otro por el anular. El interno puede tener aletas longitudinales internas o externas para incrementar la relación de área. Como guía sin que sea determinante, cuando el coeficiente de transferencia por el anular es

menor que el 75% del coeficiente de transferencia por el lado tubos, se usan aletas.

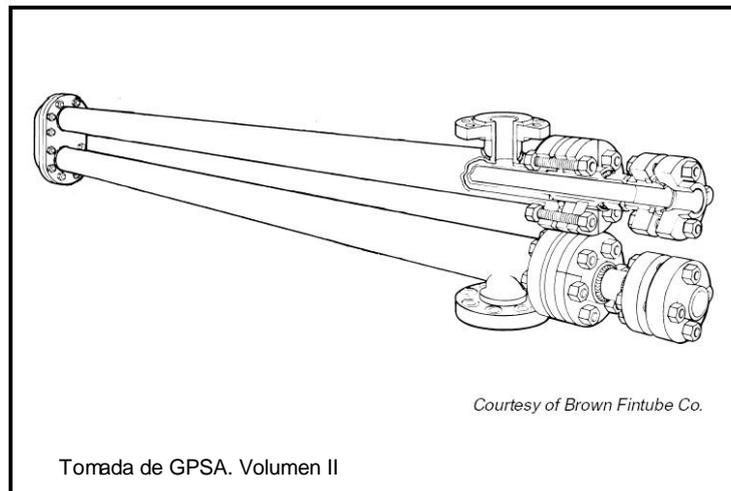
Las ventajas de este equipo radican en su flexibilidad de aplicación y para hacer arreglos de tubería, así como su facilidad para mantenimiento, limpieza, ensamblaje y reemplazo de partes. La desventaja es que pueden ser muy voluminosos y costosos por pie cuadrado. La Figura 1.9 muestra un intercambiador de doble tubo.

**FIGURA 1.8**  
**INTERCAMBIADORES DE CASCO Y TUBOS.**



Tomada de Libro de Especialización en Ingeniería de Gas. UIS. Transferencia de Calor. Alonso Jaramillo

**FIGURA 1.9**  
**INTERCAMBIADOR DE DOBLE TUBO.**



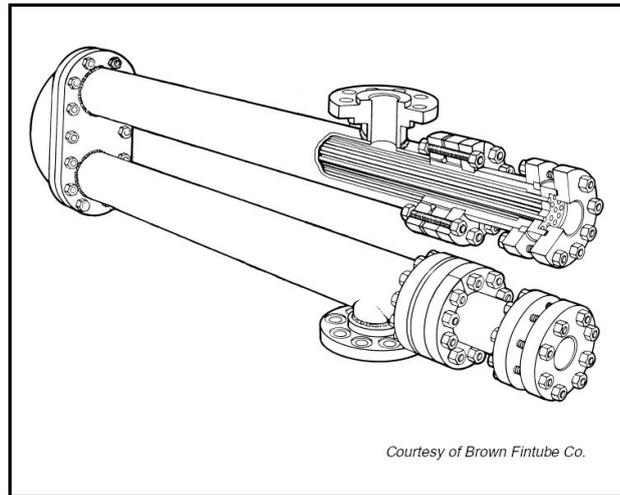
#### Intercambiadores de Doble Tubo Multitubo

Son similares a los de doble tubo excepto que los tubos múltiples están contenidos en un casco en forma de U (Figura 1.10). El uso de este tipo de intercambiadores es muy común en facilidades costa afuera, porque requieren de poco espacio.

#### Intercambiadores de Calor Enfriados con Aire

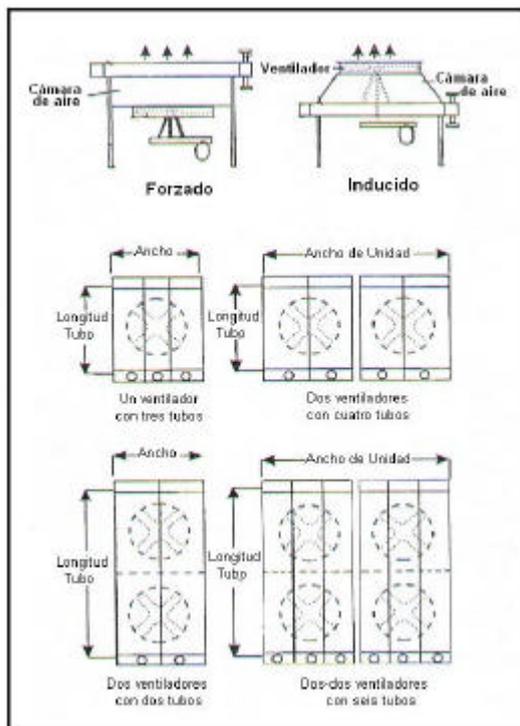
Los enfriadores con aire son muy comunes en facilidades de producción y refinación. Consisten de uno o más ventiladores, acoplados con haces rectangulares que contienen algunas filas de tubos normalmente aleteados y distribuidos con un arreglo de paso triangular, montado sobre estructuras (Figura 1.11).

**FIGURA 1.10**  
**INTERCAMBIADOR DE DOBLE TUBO MULTITUBO.**



Tomada de GPSA. Volumen II

**FIGURA 1.11**  
**INTERCAMBIADORES DE CALOR ENFRIADOS CON AIRE.**

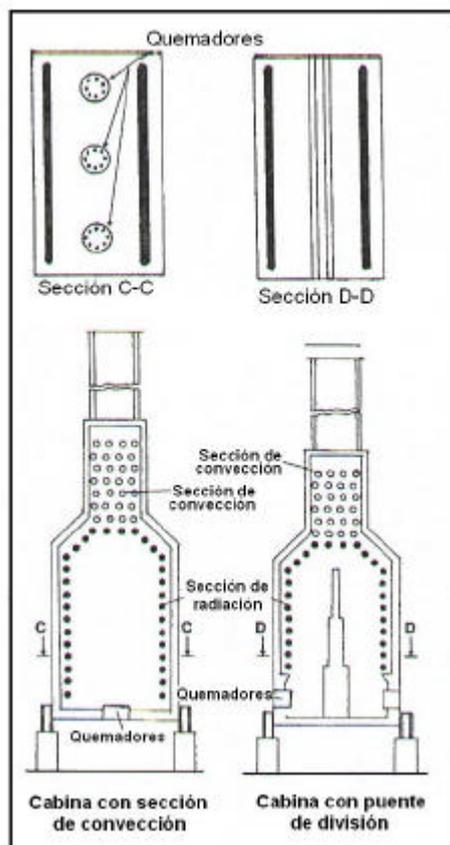


Tomada de Libro de Especialización en Ingeniería de Gas. UIS. Transferencia de Calor. Alonso Jaramillo

## 🖨️ Calentadores a Fuego

Los calentadores a fuego transfieren a una corriente de proceso, el calor producido por la combustión de un combustible. En procesamiento de gas, el combustible generalmente es gas natural; sin embargo, algunas veces se utiliza etano, propano o aceites livianos (Figura 1.12).

**FIGURA 1.12**  
**CALENTADORES DE FUEGO DIRECTO.**



Tomada de Libro de Especialización en Ingeniería de Gas. UIS. Transferencia de Calor. Alonso Jaramillo

## 2. TEORÍA DE LA SIMULACIÓN.

La representación de un proceso mediante la simulación, implica la determinación de propiedades termodinámicas, físicas y de transporte, con las cuales se realizan los cálculos de transferencia de masa y energía requeridos.

El "HYSYS" es un simulador de procesos termodinámicos, en el cual todas las aplicaciones necesarias funcionan en un ambiente de simulación integrado dentro de una estructura común. Esta estructura elimina los procedimientos de prueba y error que se presentan, cuando los requerimientos para el modelamiento de un proceso no pueden ser manipulados dentro de un sólo paquete o modelo, pues en tal caso se debe recurrir a una segunda utilidad y desarrollar allí las tareas necesarias para obtener la información adicional. A menudo los datos adquiridos en ésta segunda aplicación tendrán un impacto sobre el primer modelo, y por tanto, el proceso debe repetirse.

Las ventajas del simulador son:

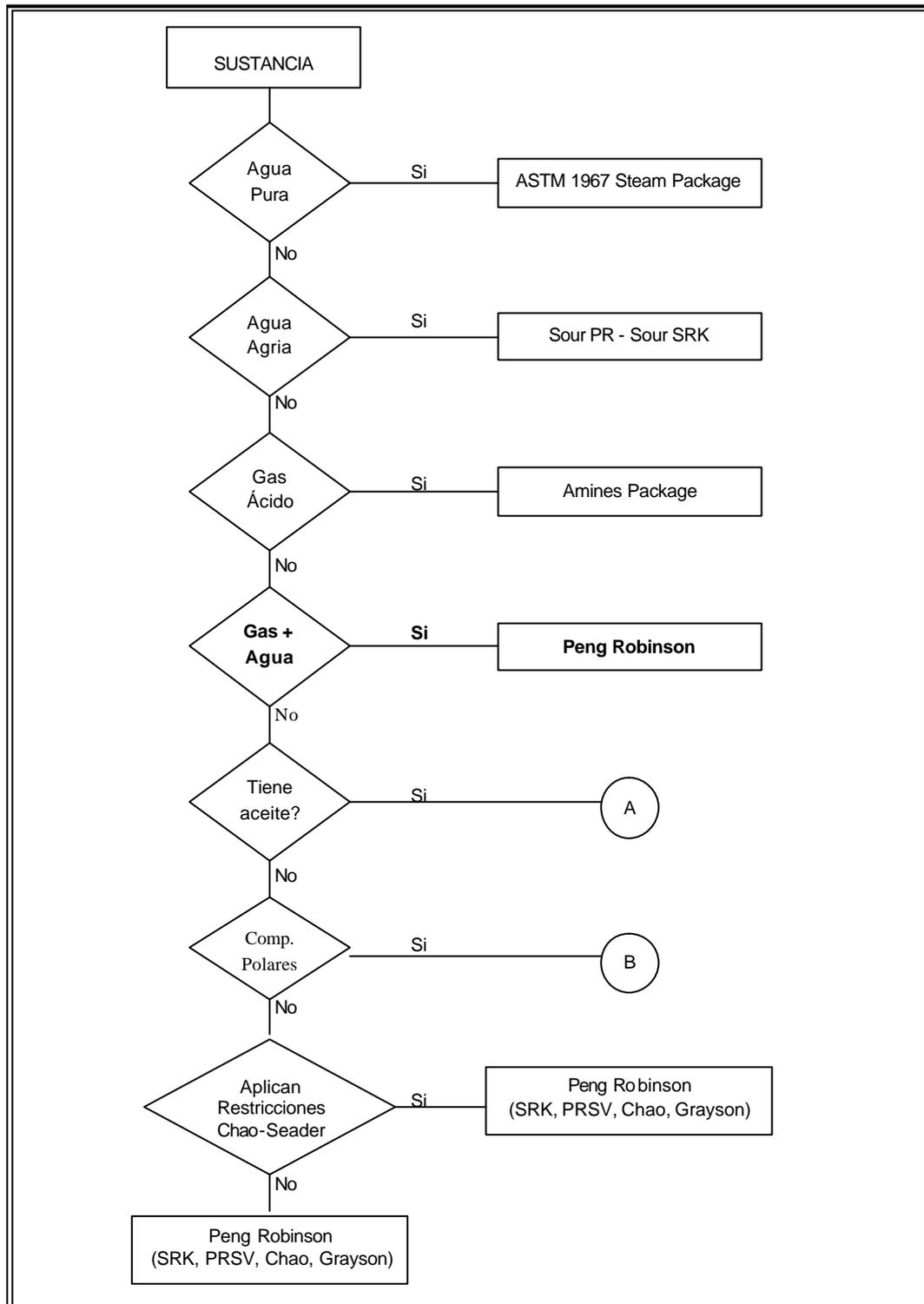
- ④ La información en vez de ser transferida, es compartida entre las aplicaciones.
- ④ Todas las aplicaciones usan modelos termodinámicos comunes.
- ④ Todas las aplicaciones usan una interfase de hojas de flujo comunes.
- ④ Es necesario aprender a manejar una de las interfases.
- ④ Se pueden realizar intercambios entre las aplicaciones de modelamiento en cualquier momento, adquiriendo así una visión global del proceso.

La simulación debe iniciar con la construcción de un modelo conceptual, mediante el cual se determinen los requerimientos básicos del proceso, como equipos, corrientes de materia y energía, accesorios, etc. Basado en el diseño conceptual, se procede a la construcción de un modelo en estado estable, que debe ser ajustado apropiadamente para que simule el proceso con la mayor exactitud posible; este ajuste se realiza utilizando datos de campo. Una vez ajustado el modelo, se procede a determinar las condiciones óptimas de operación. Paso siguiente, se ejecutan cálculos de dimensionamiento y costo del equipo requerido para realizar modelamiento dinámico y poder determinar estrategias de control apropiadas. Una vez el modelo se ha convertido en una realidad, se usan datos reales del proceso para hacer estudios de “que pasa sí”, resolución de problemas o incluso, optimización automática del proceso. Si un cambio en alguna etapa del proceso de diseño afecta los datos comunes, la nueva información se hace inmediatamente disponible a todas las otras aplicaciones sin necesidad de realizar transferencia manual de datos bajo ninguna circunstancia.

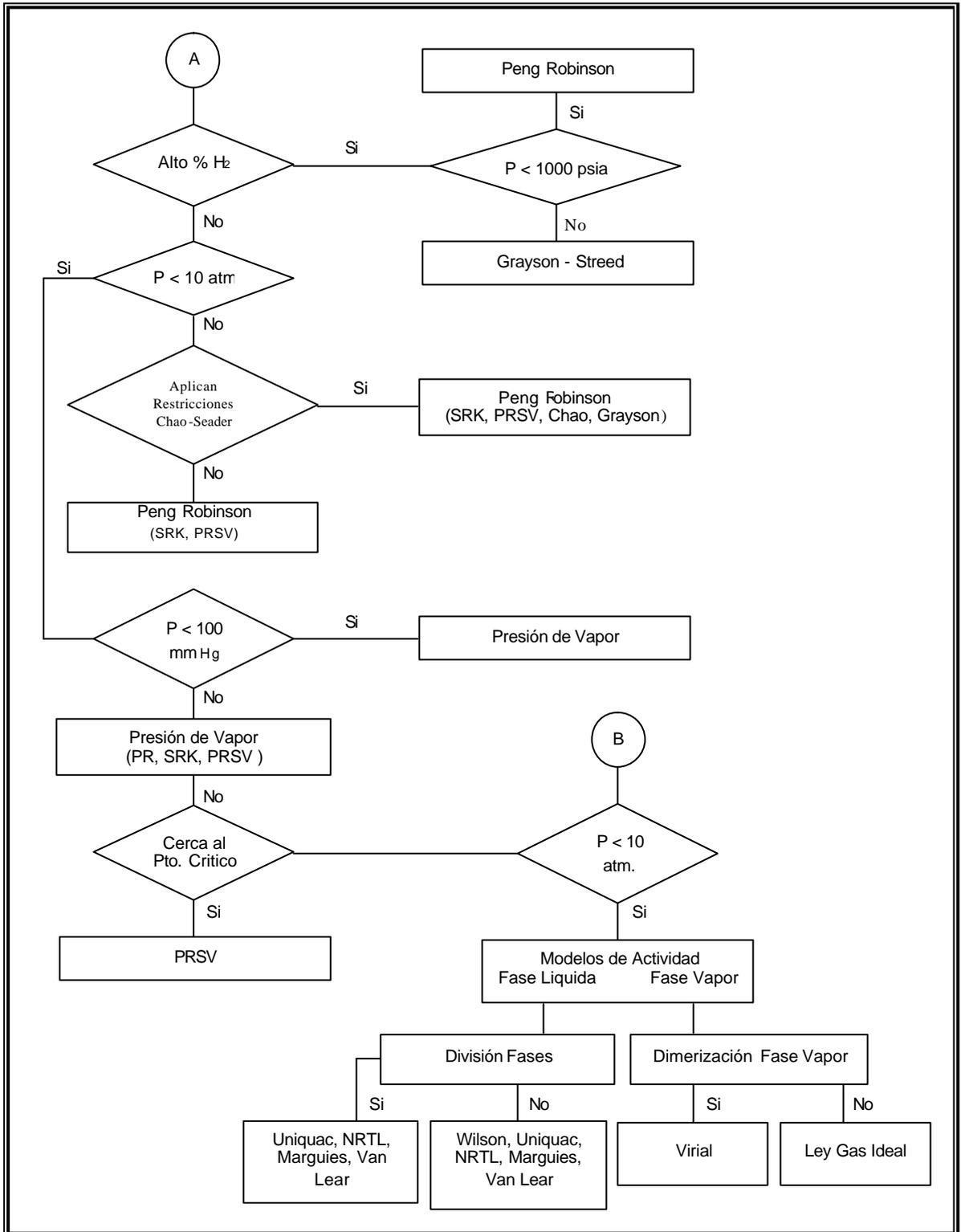
El corazón del simulador está constituido por los paquetes propietarios o modelos termodinámicos y físicos, que se utilizan en los cálculos de equilibrio para determinar el número de fases coexistentes, su composición y su cantidad, a unas condiciones dadas de presión y temperatura. Los modelos disponibles en el simulador incluyen ecuaciones de estado, modelos de actividad, métodos empíricos, modelos de presión de vapor y métodos misceláneos.

La presentación teórica de este capítulo corresponde a la ecuación de estado que mejores resultados ofrece para el presente análisis (Figura 2.1), denominada Peng-Robinson (PR).

**FIGURA 2.1**  
**DIAGRAMA DE FLUJO PARA SELECCIÓN DE UN MODELO**  
**TERMODINÁMICO<sup>8</sup>.**



**FIGURA 2.1**  
**DIAGRAMA DE FLUJO PARA SELECCIÓN DE UN MODELO**  
**TERMODINÁMICO (CONTINUACIÓN).**



## 2.1. ECUACIÓN DE ESTADO DE PENG ROBINSON

Esta ecuación se utiliza para resolver en forma rigurosa, cualquier sistema de una, dos o tres fases, con alto grado de eficiencia, precisión y confiabilidad. Aplica para una gran variedad de sistemas, desde criogénicos hasta de alta temperatura, para sistemas de yacimientos a alta presión y un amplio rango de condiciones (Temperatura hasta  $-456$  °F y Presión hasta 15,000 psia).

La ecuación permite realizar cálculos “flash” rigurosos en tres fases para sistemas acuosos que contienen  $\text{CH}_3\text{OH}$  o glicoles, así como para sistemas que contienen otros hidrocarburos o no hidrocarburos en una segunda fase líquida. Es importante resaltar que los resultados de las propiedades predichas por la ecuación Peng Robinson (PR) del simulador, no necesariamente son los mismos que las predichas con PR por otros simuladores comerciales; ello depende de las mejoras que cada compañía involucre a su simulador. La ecuación de PR está definida por las ecuaciones 2.1 a 2.11<sup>5</sup>.

$$P = \frac{RT}{V-b} - \frac{a}{V(V+b)+b(V-b)} \quad \text{Ecuación 2.1}$$

$$Z^3 - (1-B)Z^2 + (A - 2B - 3B^2)Z - (AB - B^2 - B^3) = 0 \quad \text{Ecuación 2.2}$$

Donde:

$$b = \sum_{i=1}^N x_i b_i \quad \text{Ecuación 2.3}$$

$$b_i = 0.077796 \frac{RT_{ci}}{P_{ci}} \quad \text{Ecuación 2.4}$$

$$a = \sum_{i=1}^N \sum_{j=1}^N x_i x_j (a_i a_j)^{0.5} (1 - k_{ij}) \quad \text{Ecuación 2.5}$$

$$a_i = a_{ci} a_i \quad \text{Ecuación 2.6}$$

$$a_{ci} = 0.457235 \frac{(RT_{ci})^2}{P_{ci}} \quad \text{Ecuación 2.7}$$

$$a_i^{0.5} = 1 + m_i (1 - T_{ri}^{0.5}) \quad \text{Ecuación 2.8}$$

$$m_i = 0.37646 + 1.5422 T_{ri} - 0.26992 T_{ri}^2 \quad \text{Ecuación 2.9}$$

$$A = \frac{aP}{(RT)^2} \quad \text{Ecuación 2.10}$$

$$B = \frac{bP}{RT} \quad \text{Ecuación 2.11}$$

Donde:

$P =$  Presión del sistema

$T =$  Temperatura del sistema

$V =$  Volumen ocupado por el fluido

$Z =$  Factor de compresibilidad

$R =$  Constante de los gases

$K_{ij}$  = Coeficiente de interacción binaria.

$P_c$  = Presión crítica

$T_c$  = Temperatura crítica

$Z$  = Factor acéntrico

### 2.1.1. Cálculo de Entalpía y Entropía

Los cálculos de entalpía y entropía son realizados rigurosamente usando las siguientes relaciones termodinámicas para la ecuación de estado de Peng-Robinson<sup>5</sup>:

$$\frac{H - H^{ID}}{RT} = Z - 1 - \frac{1}{2^{1.5} bRT} \left[ a - T \frac{da}{dT} \right] \ln \left( \frac{V + (2^{0.5} + 1)b}{V + (2^{0.5} - 1)b} \right) \quad \text{Ecuación 2.12}$$

$$\frac{S - S_o^{ID}}{R} = \ln(Z - B) - \ln \frac{P}{P^0} - \frac{A}{2^{1.5} bRT} \left[ \frac{T}{a} \frac{da}{dT} \right] \ln \left( \frac{V + (2^{0.5} + 1)b}{V + (2^{0.5} - 1)b} \right) \quad \text{Ecuación 2.13}$$

Donde:

$R$  = Constante de gas ideal

$H$  = Entalpía

$S$  = Entropía

Subíndices:

$ID$  = Gas ideal

$o$  = Estado de referencia

Los demás términos fueron definidos en la sección 2.1.

### 2.1.2. Cálculos “Flash”

El simulador puede ejecutar tres tipos de cálculos flash:

- ④ Temperatura y presión constante
- ④ Fracción de vapor constante
- ④ Entalpía o entropía constante

Para llevar a cabo este tipo de cálculos, se utiliza un procedimiento basado en el concepto de grados de libertad y con el cual es posible determinar, cuándo puede hacerse un cálculo flash sobre una corriente y qué tipo de cálculo flash es necesario. Para definir el estado termodinámico de una corriente, se necesita que la composición y dos de sus propiedades sean conocidas (fracción de vapor, temperatura, presión, entalpía o entropía), teniendo en cuenta que siempre tiene que estar definida la presión o la temperatura. Cuando se conoce que una corriente está termodinámicamente definida, se puede ejecutar el cálculo flash apropiado y determinar todas las propiedades termodinámicas, físicas y de transporte de dicha corriente. Adicionalmente si se especifican mas de dos propiedades y la composición, el sistema estará sobre especificado, situación que se observará al calcular los grados de libertad. El simulador genera un mensaje de alerta sobre la inconsistencia pasando automáticamente al modo de pausa.

## 2.2. OPERACIONES UNITARIAS

La simulación de la planta en estudio involucra algunas operaciones unitarias como: equipos de transferencia de calor, separación gas-líquido, absorción y destilación. A continuación se indican las principales ecuaciones y procedimientos empleados en la simulación de estas operaciones.

### 2.2.1. Transferencia de Calor

Considerando que el sistema de regeneración de la planta involucra transmisión de calor en sus principales equipos, se deben plantear las respectivas ecuaciones de balance de energía para su evaluación. Por ejemplo, en un intercambiador de calor, los cálculos se basan en balances de energía para los fluidos caliente y frío. En las siguientes relaciones generales, el fluido caliente cede su calor en el intercambiador al fluido frío<sup>5</sup>:

$$(M_c(H_{out} - H_{in})_c - Q_{leak}) - (M_h(H_{in} - H_{out})_h - Q_{loss}) = Error \quad \text{Ecuación 2.14}$$

Donde:

$M$  = Flujo de masa del fluido.

$H$  = Entalpía.

$Q_{leak}$  = Fuga de calor.

$Q_{loss}$  = Pérdidas de calor.

El error por balance, es una especificación del intercambiador que equivaldrá a cero para la mayoría de las aplicaciones. Los subíndices h y c representan los fluidos caliente y frío respectivamente, mientras que “in” y “out” se refieren a la entrada y la salida.

El rendimiento del intercambiador también puede definirse en términos del coeficiente global de transferencia de calor, el área disponible para intercambio de calor y la diferencia de temperatura media logarítmica<sup>5</sup>.

$$Q = UA\Delta T_{LM} F_t \quad \text{Ecuación 2.15}$$

Donde:

$U$  = Coeficiente global de transferencia de calor.

$A$  = área de la superficie disponible para transferencia de calor.

$DT_{LM}$  = Diferencia de temperatura media logarítmica (DTML).

$F_t$  = Factor de corrección de DTML.

Para simulación en estado estable se puede trabajar con dos modelos de cálculo: "Weighted" y "Endpoint". En el primero, el simulador establece las curvas de calentamiento (Ver Figura 2.2) y las divide en intervalos, los cuales a su vez intercambian calor individualmente. La partición se puede hacer a temperatura o entalpía constante. La DTML y el producto UA, se calculan para cada intervalo en la curva de calentamiento y se suma al UA global calculado. Este método se utiliza solo para intercambiadores de calor a contracorriente.

En el modelo "Endpoint" se calcula un único valor de DTML y UA a las condiciones de entrada y salida. Este modelo se emplea en problemas simples, donde no hay cambio de fase y el Cp (calor específico), es relativamente constante. Para fluidos sin cambio de fase, el coeficiente de calor local,  $h_i$ , es calculado de acuerdo a la correlación de Sieder-Tate (Ecuación 2.16<sup>5</sup>).

$$h_i = \frac{0.023 D_i}{k_m} \left( \frac{D_i G_i}{\mathbf{m}_i} \right)^{0.8} \left( \frac{C_{p,i} \mathbf{m}_i}{k_m} \right)^{1/3} \left( \frac{\mathbf{m}_i}{\mathbf{m}_{i,w}} \right)^{0.14} \quad \text{Ecuación 2.16}$$

Donde:

$G_i$  = Velocidad másica del fluido en los tubos (velocidad \* densidad)

$\mathbf{m}$  = Viscosidad del fluido en el tubo

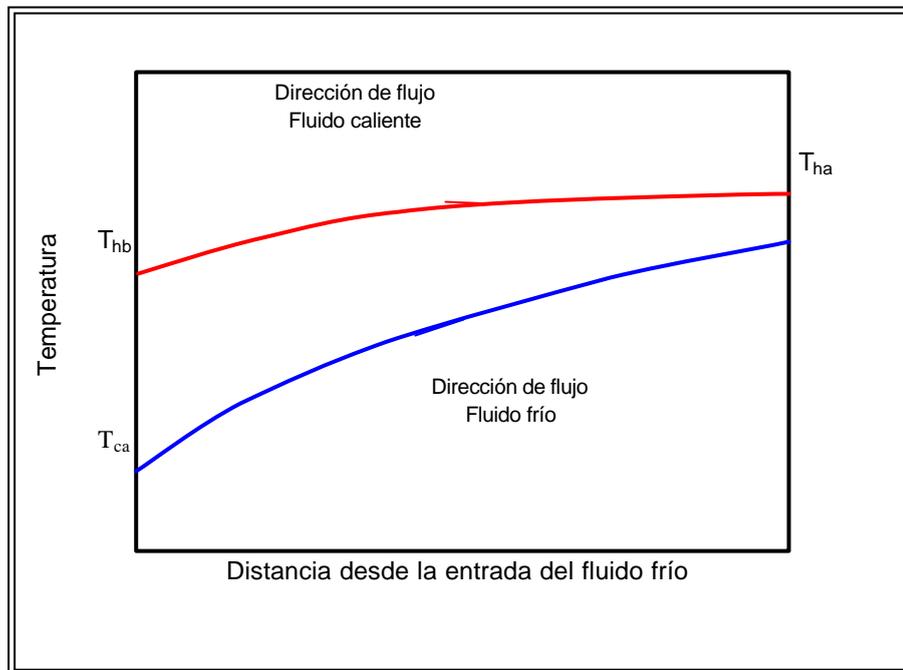
$\mathbf{m}_{i,w}$  = Viscosidad del fluido en la interfase fluido pared

$C_{p,i}$  = Calor específico del fluido dentro del tubo

$k_m$  = Conductividad calorífica del material

$D$  = Diámetro de tubo

**FIGURA 2.2**  
**CURVAS DE CALENTAMIENTO PARA FLUJO EN CONTRACORRIENTE**



Tomada de Análisis y Evaluación del Tratamiento que se Realiza en la Planta Deshidratadora de Gas de Ballena.

La relación entre los coeficientes de transferencia de calor local y global viene dada por la ecuación<sup>5</sup>:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_o} + r_o + r_w + \frac{D_o}{D_i} \left( r_i + \frac{1}{h_i} \right)} \quad \text{Ecuación 2.17}$$

Donde:

$U$  = Coeficiente de transferencia de calor global.

$h_o$  = Coeficiente de transferencia de calor local para la superficie exterior del tubo.

$h_i$  = Coeficiente de transferencia de calor local para la superficie interior del tubo.

$r_o$  = Factor de ensuciamiento de la superficie exterior del tubo.

$r_i$  = Factor de ensuciamiento de la superficie interior del tubo.

$r_w$  = Resistencia de la pared del tubo.

$D_o$  = Diámetro externo del tubo.

$D_i$  = Diámetro interno del tubo.

Debido a la generalidad dada al simulador, se dispone de diferentes especificaciones en la definición de un intercambiador de calor, éstas últimas se muestran en la tabla 2.1.

### 2.2.2. Destilación

Uno de los tipos de dispositivos usados en transferencia de materia, consiste en el acoplamiento de unidades o etapas conectadas entre sí, de tal forma que los materiales que se someten a procesamiento pasan sucesivamente a través de cada una de ellas. En este proceso, dos corrientes de materia circulan en contracorriente a través del equipo, colocándose en contacto íntimo en cada etapa, donde se mezclan y se separan. Estos sistemas de múltiple etapa reciben el nombre de cascadas. Para que exista transferencia de materia es preciso que las corrientes que entran en cada etapa no estén en equilibrio, ya que es la desviación de las condiciones de equilibrio lo que proporciona la fuerza impulsora para la transferencia. Las corrientes que salen del equipo, generalmente no están en equilibrio, pero sí mucho más próximas al mismo de lo que lo estaban las corrientes de entrada. La proximidad al equilibrio depende de la eficacia de la mezcla y de la transferencia de materia entre fases. Para simplificar el diseño de una cascada, con frecuencia, se supone que las corrientes que salen de las etapas están en equilibrio, lo que por definición, conduce al concepto de etapa ideal. Posteriormente se aplica un factor de corrección o de eficiencia para tener en cuenta la separación con respecto al equilibrio.

**TABLA 2.1**  
**DEFINICIÓN DE UN INTERCAMBIADOR DE CALOR.**

<b>Especificación</b>	<b>Descripción.</b>
Temperatura	La temperatura de algunas de las corrientes vinculadas con el intercambiador de calor.
Delta de temperatura	La diferencia de temperatura de entrada y salida de alguna de las corrientes vinculadas con el intercambiador.
Aproximación mínima.	Aproximación mínima de temperatura interna. La diferencia mínima de temperatura entre una corriente fría y una caliente. (no necesariamente la entrada y la salida)
UA	Producto del coeficiente global de transferencia de calor del intercambiador y el área disponible para intercambio.
DTML	Diferencia de temperatura media logarítmica global.
Flujo	La tasa de flujo de cualquiera de las corrientes vinculadas al equipo (molar, masa o volumen de líquido).
Razón de flujo	Razón entre las tasas de flujo de las corrientes de entrada. Las demás razones posibles serían redundantes.

### 2.3. SIMULACIÓN DE COLUMNAS

El simulador dispone de una operación denominada *Columna* que mediante diferentes configuraciones, permite simular cualquier proceso de destilación.

La operación *Columna* puede manejar diversas aplicaciones de fraccionamiento, como torres criogénicas, sistemas de absorción de TEG de alta presión, despojadoras de agua ácida, absorbedoras de aceite pobre, torres de crudo complejas, etc.

Básicamente, cuando un alimento se introduce en una etapa de la columna, el simulador emplea la siguiente secuencia para establecer los productos internos resultantes:

- ④ El flujo total de componentes (fase líquida y vapor) de la corriente de alimento se suma a los flujos de los componentes de las fases líquida y vapor internas que entran a la etapa.
- ④ La entalpía total (fases vapor y líquido) de la corriente de alimento se suma a las entalpías de las corrientes internas líquida y vapor que entran a la etapa.
- ④ El simulador balancea la mezcla combinada, basado en la entalpía total, a la presión de la etapa. Los resultados de este proceso producen las condiciones y la composición de las fases líquida y vapor que abandonan la etapa.

Independiente del tipo de columna, los parámetros básicos que permanecen como valores de entrada fijos durante el proceso de convergencia son: Presión, número de etapas y un alimento completamente definido.

El perfil de presión en la sección de platos se calcula de acuerdo a las especificaciones dadas por el usuario, básicamente se requiere definir la presión en el fondo y en el tope de la columna. El número de etapas no incluye el condensador o el rehervidor. El usuario puede especificar la eficiencia de los platos, sin embargo, el simulador inicialmente asume etapas ideales, mientras no se especifique otra cosa. La localización del alimento, su composición y las condiciones son parámetros básicos para el proceso de convergencia.

#### Especificaciones

El usuario puede definir las especificaciones que la columna debe alcanzar en el proceso de convergencia (Tabla 2.2), éstas incluyen gran variedad de parámetros de las corrientes involucradas. El número de especificaciones estará determinado por los grados de libertad que tenga la columna.

#### Convergencia

El simulador ejecuta iteraciones hasta alcanzar la convergencia de los bucles interno y externo (errores específicos, equilibrio y calor), posteriormente verifica las tolerancias dadas a cada una de las especificaciones. Si alguna de las tolerancias no se alcanza, el simulador itera hasta que converge a otra solución para los bucles interno y externo, las tolerancias son revisadas nuevamente y el proceso continúa hasta cumplir con los dos criterios.

El error por equilibrio es el error en el cálculo de las fracciones molares de la fase vapor. El error sobre cada una de las etapas se calcula como uno menos la suma de las fracciones molares de los componentes de la fase vapor. El error de equilibrio total es la suma de los cuadrados de los errores parciales al cuadrado.

**TABLA 2.2<sup>8</sup>**  
**ESPECIFICACIONES PARA COLUMNAS.**

ESPECIFICACIONES		DESCRIPCIÓN
Propiedades frías	Punto de fuego	Temperatura de punto de fuego (ASTM D93 en copa cerrada) para el flujo de líquido o vapor en cualquiera de las etapas de la columna.
	Punto de fluidez	Temperatura del punto de fluidez ASTM para el flujo de líquido o vapor en cualquiera de las etapas de la columna.
	RON	Número de octanos para el flujo de líquido o vapor en cualquiera de las etapas.
Tasa de flujo de componente		Tasa de flujo (molar, masa o volumétrica) de algún componente, o tasa de flujo total para un conjunto de componentes, de un flujo que abandona cualquiera de las etapas.
Fracción de componente		La fracción molar, en masa o volumen se puede especificar para alguna de las corrientes (líquida o vapor) de una de las etapas de la columna.
Razón de componentes		La relación (fracción molar, en masa o volumen) entre algún conjunto de componentes con respecto a otro conjunto se puede especificar para la fase vapor o líquida de cualquier etapa.
Recobro de componentes		El flujo molar, másico o volumétrico de un componente o grupo de una corriente interna o producto, dividido por el flujo de otro componente o grupo presente en alguno de los alimentos de la columna.
Punto de corte		Permite especificar la temperatura del punto de corte (TBP, D86, D1160), para la corriente de líquido o vapor de cualquiera de las etapas.
Delta T		Diferencia de temperatura a través de un enfriador o calentador, o entre dos corrientes internas de la columna.
Relación de alimento		Permite establecer una relación entre la tasa de flujo de una etapa de la columna y el alimento externo de la etapa.
Separación de punto de corte		Diferencia de temperatura entre el punto de corte de una corriente de líquido o vapor que abandona una etapa, y el punto de corte de una etapa diferente.

<b>TABLA 2.2 ESPECIFICACIONES PARA COLUMNAS (CONTINUACIÓN).</b>	
Flujo de líquido	El flujo molar, másico o volumétrico neto de un líquido (liviano o pesado) se puede especificar en cualquier etapa.
Propiedades físicas	Densidad para una corriente en alguna de las etapas.
Especificación de la Bomba	Tasa, descenso de Temperatura, aumento de temperatura, eficiencia. Estas especificaciones se requieren cuando se agrega una bomba a la columna.
Relación de Rehervidor	Relación volumétrica, másica o molar entre la corriente de vapor y la corriente de líquido que abandonan alguna de las etapas.
Relación de Reflujo	El flujo molar, másico o volumétrico de un líquido (liviano o pesado) que sale de una etapa, dividido por la suma de los flujos de vapor de las siguientes etapas.
Temperatura de plato	Se puede especificar la temperatura de cualquiera de las etapas (incluyendo el condensador y el rehervidor)
Propiedades de transporte	Viscosidad, Tensión superficial, Conductividad térmica. Las tres propiedades se pueden especificar para una corriente de líquido, y la viscosidad y la conductividad térmica para una corriente de gas.
Propiedades de usuario	El valor de una propiedad definida por el usuario se puede especificar para una corriente que abandona cualquiera de las etapas.
Flujo de vapor	El flujo molar, másico o volumétrico neto de vapor para cualquier etapa se puede especificar.
Fracción de vapor	Fracción de vapor de una corriente dentro de la columna.
Presión de Vapor	Presión de vapor verdadera a 100 °F se puede especificar para líquido o vapor de cualquiera de las etapas.
	Presión de vapor Reid (unidades de presión absoluta) se puede especificar para líquido o vapor de cualquiera de las etapas.
Otros: Duty, Razón de Duty, Factor de división de la te.	

El error específico y de calor es la suma total de los errores por calor y los errores por especificación de cada una de las etapas de la torre, éste valor se

divide por el número de ecuaciones del bucle interno. La contribución del error por calor, es el flujo de calor en desequilibrio para cada plato dividido por el promedio de flujo de calor total sobre el plato. El error por especificación es la suma de cada error por especificación individual, dividido por un factor de normalización apropiado.

El proceso de convergencia de la columna es abortado cuando se alcanza un número máximo de iteraciones (10000 por defecto) que se aplica a las iteraciones externas. La tolerancia dada para los errores por equilibrio y calor están predefinidas en  $5.0 \times 10^{-4}$  para el bucle interno (error específico y calor) y  $1 \times 10^{-5}$  para el bucle externo (error por equilibrio). El usuario puede escoger entre cinco algoritmos de convergencia. (Tabla 2.3).

**TABLA 2.3<sup>8</sup>**  
**ALGORITMOS DE CONVERGENCIA PARA TORRES.**

<b>MÉTODO</b>	<b>DESCRIPCIÓN</b>
Hysym invertido	Método de propósito general, bueno para la mayoría de problemas.
Hysym modificado invertido	Método de propósito general que permite incluir mezcladores, tes e intercambiadores de calor dentro de la configuración de la columna.
Newton Raphson invertido	Método de propósito general que permite reacciones de tipo cinético dentro de la configuración de la columna.
Dispersión extendida	Método que soporta dos fases líquidas en los platos, se utiliza principalmente en la solución de sistemas químicos no ideales.
Corrección simultanea	Método simultaneo que utiliza los métodos "dogleg". Excelente para sistemas químicos.

## 2.4. OPERACIONES LÓGICAS

Por lo general, durante el diseño de algún proceso se ven involucrados cálculos de balance de materia o calor y ajuste de variables de acuerdo a ciertas condiciones, lo cual normalmente se haría por prueba y error, etc. A este tipo de operaciones se les llama lógicas, porque realmente no simulan ninguna operación unitaria, simplemente realizan cálculos intermedios entre unidades o corrientes del proceso que facilitan al usuario la solución de sistemas complejos que requieren gran cantidad de cálculos. Este tipo de operaciones están disponibles en el simulador y comprenden: *Ajuste*, *Balance*, *Set*, *Reciclo* y *Hoja de Cálculo*.

### 2.4.1. Ajuste

En algunos procesos simulados en estado estable se puede requerir una combinación de especificaciones, lo cual por lo general no se resuelve directamente; este tipo de problemas se resuelve con técnicas de prueba y error. La operación *Ajuste* cambiará el valor de una variable de una corriente (variable independiente) hasta encontrar un valor o especificación (variable dependiente) en otra corriente u operación, ejecutando automáticamente la prueba y error.

La operación *Ajuste* puede resolverse en forma individual o simultánea. En el caso individual dispone de dos algoritmos de búsqueda: Secante (lento y seguro) o Broyden (rápido pero no muy fiable). El método de solución simultánea utiliza el algoritmo de búsqueda multivariable de Broyden<sup>5</sup>.

### 2.4.2. Balance

Esta operación permite aplicar balances de calor o materia entre corrientes que entran o abandonan una operación. El Cuadro 2.5 presenta las cinco clases de balance disponibles.

**TABLA 2.4<sup>8</sup>**  
**CLASES DE BALANCE .**

Balance	Definición
Molar	Balance global aplicado en sistemas en los cuales el flujo molar de cada componente se conserva.
Masa	Balance global aplicado en procesos en los cuales se conserva el flujo de masa, por ejemplo en el modelamiento de reactores.
Calor	Balance global aplicado en sistemas de conservación del flujo de calor. Se aplica en la determinación de la diferencia de energía pura en una envolvente de balance de calor.
Molar y Calor	Se aplica un balance global en sistemas en los que se conserva el flujo de calor y el flujo molar.
General	El simulador resuelve un conjunto de $n$ incógnitas en $n$ ecuaciones desarrolladas para corrientes vinculadas con la operación.

#### 2.4.3. Reciclo

La operación *Reciclo* instala un bloque teórico en una corriente de proceso. El alimento del bloque está determinado por la corriente calculada y el producto es la corriente asumida. El simulador ejecuta los siguientes pasos en el proceso de convergencia.

- ④ El simulador utiliza las condiciones de la corriente asumida, resuelve el proceso completo nuevamente hasta determinar la corriente calculada.
- ④ Se comparan los valores de la corriente calculada con los de la corriente asumida.
- ④ Con base en la diferencia entre los valores, el simulador modifica los valores de la corriente calculada y los toma como base para una nueva

suposición (corriente asumida).

- El proceso de cálculo se repite hasta que los valores en la corriente calculada concuerdan con los de la corriente asumida según las tolerancias especificadas por el usuario.

#### 2.4.4. Set

Es una operación utilizada para fijar el valor de una Variable Especifica del proceso (VE) con relación a otra. Por ejemplo, la temperatura de dos corrientes, o el coeficiente global U de dos intercambiadores. La variable dependiente, u objetivo, se define en términos de la variable independiente, o fuente, de acuerdo a la siguiente relación lineal<sup>5</sup>:

$$Y = MX + B \quad \text{Ecuación 2.18}$$

Donde:

Y = Objetivo

X = Fuente

M = Multiplicador (pendiente)

B = Compensación (intercepto)

#### 2.4.5. Hoja de cálculo

Esta operación permite acceso a todas las variables del proceso. Se puede utilizar para manipular o ejecutar cálculos sobre las variables del proceso, debido a que es una operación en la que las operaciones matemáticas se realizan automáticamente y se actualizan los valores de las celdas a medida que las variables del proceso cambian. En esta hoja se pueden crear fórmulas matemáticas complejas, utilizando la sintaxis convencional de otras hojas de cálculo. Además permite aplicar programación lógica, utilizando operadores tipo boolean para comparar valores de dos o más variables y ejecutar acciones dependiendo del resultado. Se puede importar cualquier

variable del proceso simulado y exportar el valor de las celdas a algún campo específico de las operaciones del proceso.

### **3. PROYECTO PARA LA RECUPERACIÓN DE CONDENSADOS EN LA ESTACIÓN BALCÓN.**

La simulación de los casos se realizó con el simulador “HYSYS 3.2” de la empresa ASPEN, el cual fue descrito en el capítulo anterior. Con la ayuda de esta herramienta software se evaluaron los parámetros de diseño y dimensionamiento de los equipos necesarios para la implementación de un sistema de procesamiento de gas en la Estación Balcón.

#### **3.1. CONSTRUCCIÓN DEL MODELO**

En esta sección se describe la construcción del modelo a partir de los datos de producción, de la composición del gas de la Estación Balcón y de los mejores resultados mostrados por la simulación del proceso. Los datos de campo utilizados para este fin fueron suministrados por la empresa HOCOL S.A.

##### **3.1.1. Breve Descripción de la Estación Balcón**

El campo Balcón cuenta con 6 pozos activos; el fluido producido en cada uno de estos pozos es conducido a la estación de separación y tratamiento por medio de tuberías individuales que llegan al colector general, el cual permite la distribución del flujo a dos separadores de prueba y dos separadores trifásicos. El crudo proveniente de los separadores es llevado a los “gun barrel” y posteriormente es almacenado en tanques atmosféricos.

El gas procedente de los separadores es enviado al sistema de compresión, adquiriendo la presión necesaria para su deshidratación en una torre de absorción con Trietilenglicol (TEG); el gas deshidratado es transportado hacia San Francisco por un gasoducto de 6”.

En la actualidad el gas proveniente del tratamiento de crudo en la Estación Balcón es utilizado para generar energía eléctrica para uso propio y para reinyectarlo al yacimiento con el propósito de mantener la presión. Este gas contiene entre 4 - 4.6 GPM (tabla 3.1 y tabla 3.2)\*, lo cual ha causado problemas técnicos en los generadores puesto que están diseñados y construidos para trabajar con un gas de bajo contenido de hidrocarburos licuables; además causan reducción de la capacidad en el gasoducto y pérdida de productos livianos que pueden llegar a tener una gravedad API entre 60 – 70 grados, siendo de gran valor comercial.

**TABLA 3.1**  
**COMPOSICIÓN DEL GAS EN BASE SECA.**

<b>COMPONENTE</b>	<b>PORCENTAJE MOLAR</b>
Metano	66.36
Etano	10.336
Propano	8.97
Iso-butano	1.30
Normal-butano	3.15
Iso-pentano	0.78
Normal-pentano	0.69
Hexano	0.33
Heptano	0.06
Octano	0.08

---

\* Datos suministrados por la Empresa Hocol S.A. Promedio de muestreos realizados por CORE LAB.

**TABLA 3.2**  
**CONTENIDO DE PESADOS EN EL GAS.**

<b>COMPONENTE</b>	<b>% MOLAR</b>	<b>GPM</b>	<b>BPD*</b>
C3	8.97	2.465	58.70
C4's	4.45	1.416	33.71
C5's <sup>+</sup>	1.96	0.749	1.783
<b>TOTAL</b>	<b>15.38</b>	<b>4.630</b>	<b>110.24</b>

\*Para 1.0 MMSCFD

Para eliminar estos inconvenientes y aprovechar el valor de los productos livianos, se plantea la posibilidad de instalar un sistema de procesamiento que permita obtener dos corrientes, una de gas con bajo contenido de pesados (o gas combustible) y otra de condensados. La prefactibilidad de este planteamiento se determinará por medio de un análisis técnico y un presupuesto global que dará una primera aproximación de la viabilidad del proyecto.

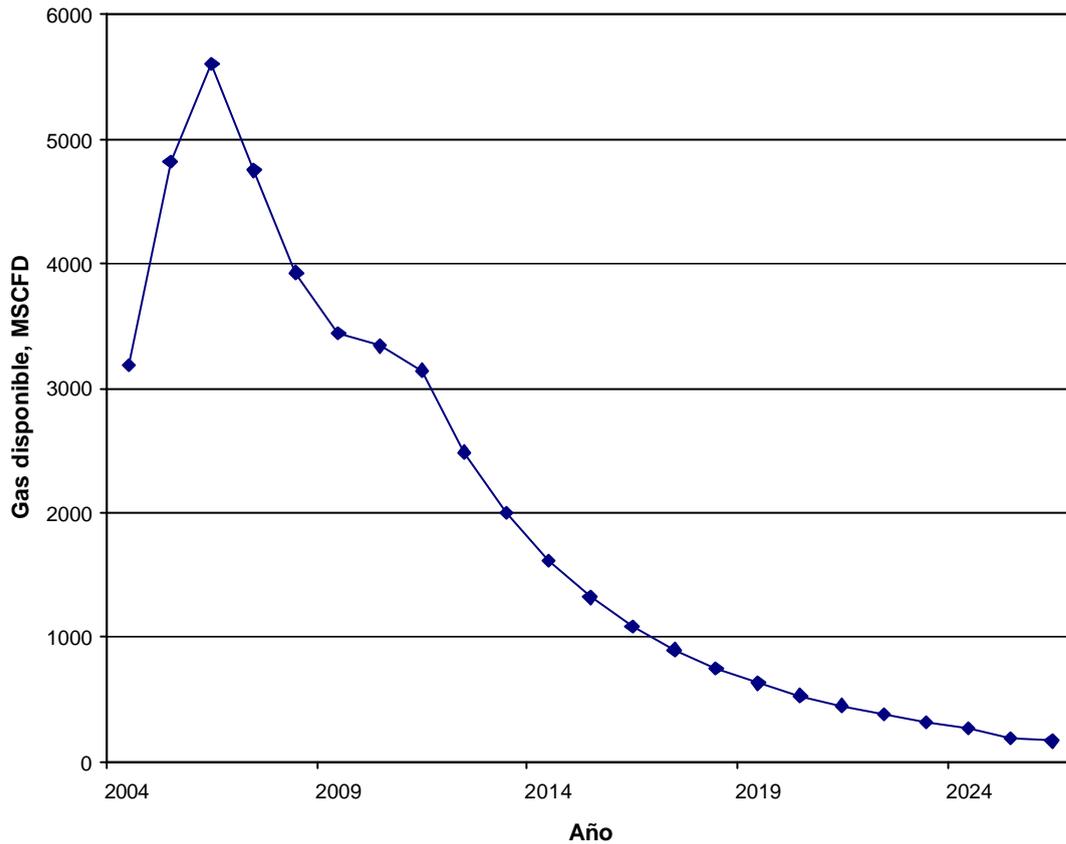
### 3.1.2. Selección de la Tasa de Alimentación

Teniendo en cuenta los pronósticos de producción de fluidos en el campo Balcón para los próximos años (tabla 3.3 y Figura 3.1), y realizando las simulaciones para diferentes tasas de alimentación para el sistema de procesamiento de gas, se observan los resultados que se enuncian a continuación.

**TABLA 3.3**  
**PRONÓSTICOS DE PRODUCCIÓN DE FLUIDOS DEL CAMPO BALCÓN.**

	CRUDO	GAS	AGUA
<b>FECHA</b>	<b>BOPD</b>	<b>KSCFD</b>	<b>BWPD</b>
<b>2004</b>	7000	3700	8000
<b>2005</b>	11700	5700	10000
<b>2006</b>	13600	6600	13000
<b>2007</b>	11600	5600	15900
<b>2008</b>	9500	4600	18300
<b>2009</b>	8400	4000	19000
<b>2010</b>	8100	3900	20900
<b>2011</b>	7600	3700	22000
<b>2012</b>	6000	2900	23400
<b>2013</b>	4800	2300	24700
<b>2014</b>	3900	1900	25700
<b>2015</b>	3200	1500	26000
<b>2016</b>	2600	1200	27000
<b>2017</b>	2100	1000	27600
<b>2018</b>	1800	800	28000
<b>2019</b>	1500	700	28400
<b>2020</b>	1200	630	28500
<b>2021</b>	1100	530	28800
<b>2022</b>	930	450	29160
<b>2023</b>	780	380	29290
<b>2024</b>	650	315	29400
<b>2025</b>	460	220	10730
<b>2026</b>	400	190	10790

**FIGURA 3.1**  
**PRONÓSTICOS DE GAS.**



Para cada una de las tasas de alimentación al sistema de procesamiento de gas, el tiempo de utilización de la planta será determinado por el volumen manejado por las torres. Las columnas trabajan eficientemente hasta que operan a la mitad de su capacidad total, por lo tanto, para una tasa de 2.0 MMSCFD, la capacidad de las torres se estaría aprovechando desde 2005 hasta 2017 (12 años), fecha en la cual trabajará a la mitad de su capacidad total. Para 2.5 MMSCFD, desde 2005 hasta 2016 (11 años). Para

3.0 MMSCFD, desde 2005 hasta 2015 (10 años). Para 3.5 MMSCFD, de 2005 a 2014 (9 años). Los resultados obtenidos de recuperación de propano y butanos que se muestran a continuación fueron obtenidos a partir de la simulación del proceso:

**TABLA 3.4**  
**RECUPERACIÓN DE PROPANO Y BUTANOS\***

TASA DE ALIMENTACIÓN (MMSCFD)	RECUPERACIÓN DE COMPONENTES (%MOLAR)		
	C3	I-C4	N-C4
2,0	86	92	98,5
2,5	86	91	98,5
3,0	86	91,7	98,5
3,5	93	97,7	98,6
4,0	92	96	98,5

\* Estos resultados son obtenidos a partir de la simulación del sistema de Fraccionamiento.

Observando los resultados anteriormente expuestos, podemos concluir que la tasa de alimentación que ofrece mayor recuperación de componentes pesados y de interés es la tasa de 3.5 MMSCFD, con la cual las torres estarían diseñadas para trabajar durante 9 años y no serían subutilizadas durante este periodo. Además se plantea la posibilidad de recuperar la inversión en menor tiempo que para una tasa de alimentación más baja, debido a la tasa de flujo de cada uno de los componentes, es decir, cuanto mayor sea la tasa de alimentación mayor será la tasa de flujo de cada uno de los componentes de interés que tienen gran valor comercial, representando mayores ingresos para la empresa.

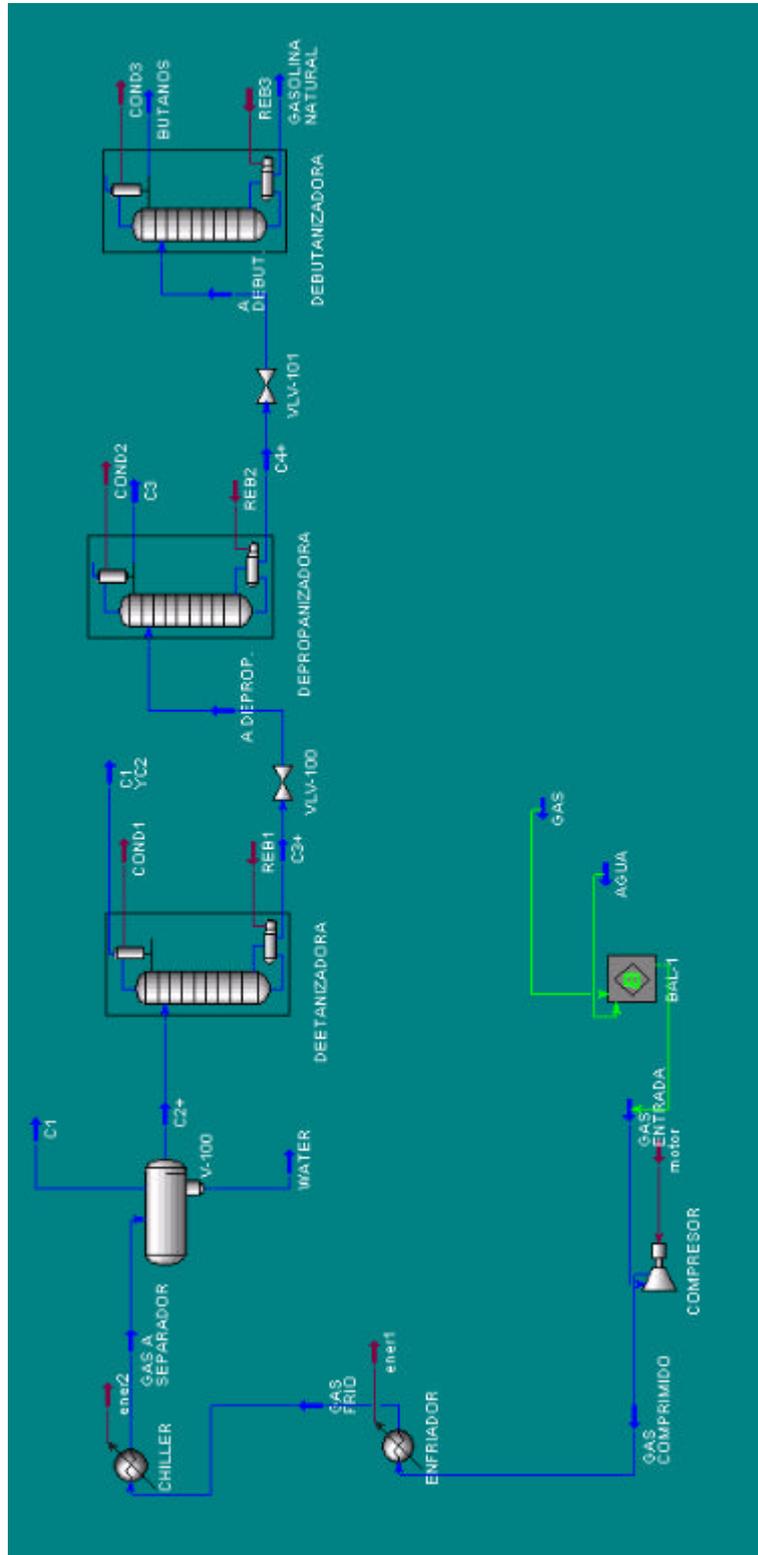
### **3.2. SIMULACIÓN DE DIFERENTES ALTERNATIVAS DE PROCESAMIENTO**

Para la simulación del sistema de procesamiento de gas, se tienen en cuenta las alternativas de destilación, absorción y recuperación de condensados, descritos en el capítulo 1, estos métodos son los más utilizados en la industria para la recuperación de livianos. La simulación para refrigeración mecánica, no se tuvo en cuenta debido a que se tienen dos posibilidades para tratar el gas con este sistema; una es tomándolo de los separadores generales a una presión de 60 psia y suministrarle energía a través de un compresor para llevarlo cerca de los 1000 psia; luego el gas es dirigido al sistema de tratamiento por refrigeración que usa una planta Joule - Thompson que reducirá la presión para realizar su trabajo. La otra opción es tomar el gas a la salida de la deshidratadora que trabaja normalmente a 1200 psia y enviarlo directamente a la planta de refrigeración, en donde se le disminuirá la presión; pero es importante mencionar, que este gas va a ser transportado por el gasoducto y necesita una presión cercana a los 1200 psia, por lo tanto, ninguna de las dos posibilidades es viable desde el punto de vista técnico, ni económico, debido a que el gas será comprimido, expandido y vuelto a comprimir.

#### **3.2.1. Simulación del Sistema de Fraccionamiento**

El gas de entrada se recibe de los separadores generales a una temperatura de 105 °F y a una presión de 60 psia, este gas se encuentra saturado con agua. El proceso de recuperación de los condensados consiste fundamentalmente en un sistema de fraccionamiento que se describe a continuación. (Figura 3.2)

**FIGURA 3.2.**  
**SIMULACIÓN DEL SISTEMA DE FRACCIONAMIENTO.**



### Compresión

El gas es comprimido antes de ingresar al sistema de enfriamiento debido a que las torres fraccionadoras trabajan a presiones mayores de 60 psi y el fluido debe estar en fase líquida. El gas de entrada se envía a un compresor que opera a 537 HP y despacha el gas a una presión de 464.7 psia y a una temperatura de 391.5 °F.

### Enfriamiento

El gas es enfriado para alcanzar su punto de rocío y poder ser fraccionado en la torre desetanizadora. Luego de la compresión el gas es enviado a un enfriador que opera a  $1.642 \cdot 10^6$  Btu/h el cual enfría el gas hasta una temperatura de 105 °F, después de este proceso el gas es enviado a un “chiller” el cual opera a  $1.66 \cdot 10^6$  Btu/h y entrega el gas a una temperatura de -70 °F y una presión de 454.7 psia. Para realizar este proceso de enfriamiento se debe tener en cuenta el sistema de inhibición de hidratos.

### Separación

Luego de ser enfriado, el gas es enviado a un separador trifásico donde se separan las fases vapor y líquido y el agua sale como producto de fondo. El producto de cima con una composición de 0.937 fracción molar de metano, es enviado a los compresores para luego ser transportado por el gasoducto.

### Desetanización

La corriente líquida proveniente del separador es enviada a la columna desetanizadora, la cual opera a una presión en el tope de 444.7 psia y en el fondo de 454.7 psia y a una temperatura del rehervidor de 222 °F. Esta columna cuenta con un número de platos teóricos de 20 y una relación de reflujo de 1.3 (Condensador con reflujo total). Se recupera como producto de cima un total de 0.662 fracción molar de metano, un 0.338 fracción molar de

etano y un  $2,61 \cdot 10^{-5}$  fracción molar de propano. Como producto de fondo se tiene propano y más pesados.

#### Despropanización

La corriente de fondo de la desetanizadora es llevada a la despropanizadora que opera a una presión de cima de 274.7 psia y de 284.7 psia en el fondo, por lo cual la corriente proveniente de la desetanizadora es expandida a través de una válvula hasta alcanzar una presión de 284.7 psia. La columna despropanizadora esta compuesta por 32 platos teóricos, tiene una relación de reflujo de 3.5 (condensador total), temperatura de condensador de 120 °F, condiciones a las cuales se logra una recuperación del producto de cima de  $7.42 \cdot 10^{-7}$  fracción molar de metano,  $128 \cdot 10^{-2}$  fracción molar de etano, 0.987 fracción molar de propano y  $1.58 \cdot 10^{-4}$  fracción molar de iso-butano. La corriente de fondo esta compuesta por C4's<sup>+</sup>.

#### Desbutanización

La corriente proveniente del fondo de la despropanizadora se expande a través de una válvula hasta una presión de 99.7 psia, presión a la cual opera la columna desbutanizadora. La torre esta compuesta por 20 platos teóricos, una relación de reflujo de 1.21 (condensador total) y una temperatura en el condensador de 130 °F, con estas condiciones de operación se obtiene un producto de cima con  $4.75 \cdot 10^{-3}$  fracción molar de propano, 0.265 fracción molar de iso-butano, 0.648 fracción molar de normalbutano y  $7.03 \cdot 10^{-2}$  fracción molar de iso-pentano. El producto de fondo esta compuesto por pentanos y más pesados que constituyen la gasolina natural.

Estos resultados se muestran en el anexo L.

### 3.2.2. Simulación del Sistema de Absorción

La corriente de alimento para la absorbedora es el gas proveniente de la deshidratadora de glicol, con un contenido de agua máximo de 7 lb/MMSCFD, el cual está a una temperatura de 140 °F y a una presión de 1200 psia. La absorción se llevará a cabo a baja temperatura y alta presión; el proceso se describe a continuación. (Figura 3.3)

#### Enfriamiento

El gas proveniente de la deshidratadora se enfría en un “chiller”, cuya especificación es de  $1.133 \cdot 10^6$  Btu/h, hasta una temperatura de 10 °F. En este proceso se debe tener en cuenta la inhibición de hidratos para evitar la formación de los mismos.

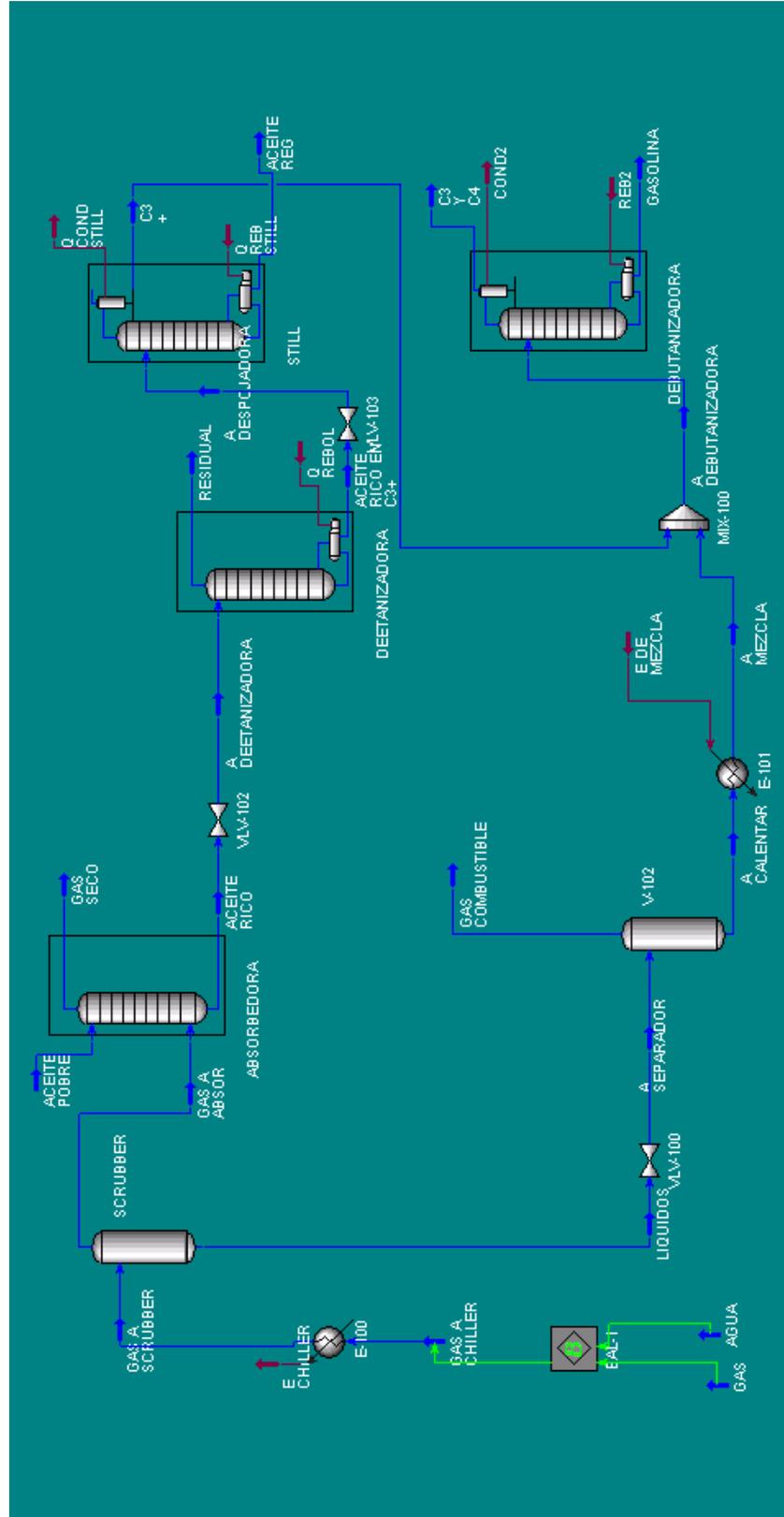
#### Separación

El fluido proveniente del "chiller" es enviado a un “scrubber” para remover todos los líquidos que puede contener el gas, de tal forma, que entre a la absorbedora en fase gaseosa.

#### Absorción

El gas proveniente del “scrubber” entra a la torre absorbedora la cual opera a una presión de cima de 1190 psia. La torre consta de 4 platos teóricos y opera con un aceite de peso molecular entre 100 y 200, como absorbedor de compuestos pesados. Como producto de cima se tiene gas seco cuya composición es 0.964 fracción molar de metano,  $3.43 \cdot 10^{-2}$  fracción molar de etano y  $1.39 \cdot 10^{-3}$  fracción molar de propano; en el producto de fondo se tiene “aceite rico” el cual esta compuesto por 0.340 fracción molar de metano, 0.111 fracción molar de etano,  $8.27 \cdot 10^{-2}$  fracción molar de propano y más pesados. Debido al alto contenido de metano y etano, esta corriente se envía a una desetanizadora de aceite rico de tal forma, que se pueda obtener una corriente de aceite con bajo contenido de livianos.

**FIGURA 3.3.**  
**SIMULACIÓN DEL SISTEMA DE ABSORCIÓN.**



### Desetanización

La corriente proveniente de la torre absorbidora tiene una presión de 1195 psia, por lo cual se expande a través de una válvula para que entre a la desetanizadora a una presión de 260 psia, la columna cuenta con un número de platos teórico de 10; a estas condiciones de operación el producto de cima esta compuesto por 0.803 fracción molar de metano, 0.159 fracción molar de etano y  $3.40 \cdot 10^{-2}$  fracción molar de propano y el producto de fondo tiene una composición de  $7.55 \cdot 10^{-2}$  fracción molar de etano, 0.118 fracción molar de propano y más pesados.

### Despojo

La corriente de fondo de la desetanizadora es llevada a una despojadora para realizar la regeneración del aceite absorbedor. Esta columna opera a una presión de 160 psia y contiene 10 platos teóricos con una relación de reflujo de 2.0 (condensador total). El producto de fondo será el aceite regenerado con una composición de 0.998 fracción molar y la corriente de cima será un producto compuesto de propano y más pesados, el cual se mezclara con el producto de fondo del “scrubber”.

### Desbutanización

Luego de la mezcla del producto de cima de la despojadora y el producto de fondo del “scrubber”, se lleva a una desbutanizadora que opera a una presión de 90 psia, contiene 10 platos teóricos, una relación de reflujo de 3.5 y recupera como producto de cima GLP con una composición molar de 0.447 propano,  $7.23 \cdot 10^{-2}$  iso-butano, 0.177 normal-butano y como producto de fondo gasolina natural.

Los resultados para la recuperación de condensados para el sistema de absorción se muestran en el anexo M.

### 3.2.3. Simulación de Recuperación de Condensados

El gas proveniente de la deshidratadora de glicol con un contenido de agua máximo de 7 lb/MMSCFD que está a una temperatura de 140 °F y a una presión de 1200 psia, será la corriente de entrada para la condensación de hidrocarburos pesados y su posterior estabilización. El proceso consistirá fundamentalmente en el enfriamiento del gas para condensar parte del agua y de los hidrocarburos pesados que contiene. (Figura 3.4).

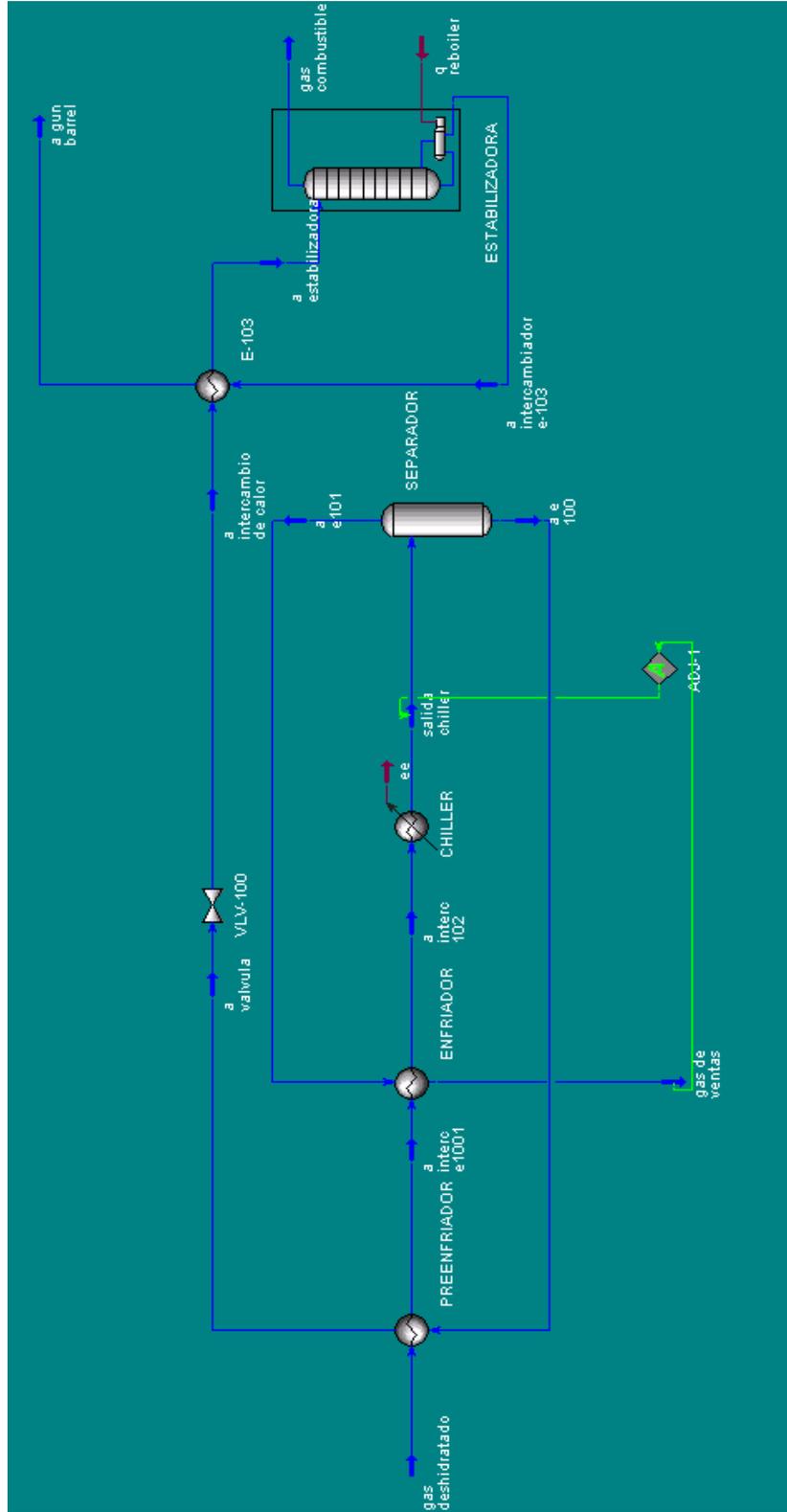
#### Enfriamiento

El gas de entrada es enviado a un enfriador que opera a  $2.18 \cdot 10^5$  Btu/h el cual enfría el gas hasta una temperatura de 105.8 °F, después de este proceso la corriente es enviada a otro enfriador que opera a  $2.59 \cdot 10^5$  Btu/h y entrega el gas a una temperatura de 75 °F, luego es enviado a un “chiller” que enfría el gas hasta una temperatura de 39.8 °F y lo entrega a una presión de 1135 psia. Para realizar este proceso de enfriamiento se debe tener en cuenta el sistema de inhibición de hidratos.

#### Separación

Luego de ser enfriado, el gas es enviado a un separador donde las fases vapor y líquido se separan. El producto de cima con una composición de 0.733 fracción molar de metano,  $9.32 \cdot 10^{-2}$  fracción molar de etano, es enviado al segundo enfriador para intercambiar calor con el gas de carga para luego ser transportado por el gasoducto.

**FIGURA 3.4.**  
**SIMULACIÓN DEL SISTEMA DE RECUPERACIÓN DE CONDENSADOS.**



### Estabilización

El producto de fondo del separador anterior es enviado al primer enfriador para intercambiar calor con el gas de carga, de este enfriador sale a una temperatura de 130.6 °F y una presión de 1130 psia. Para ingresar a la torre estabilizadora, es enviado a una válvula de expansión que lo entrega a una presión de 80 psia, presión a la cual opera esta columna. Esta torre estabilizadora consta de 12 platos teóricos, que proporcionan una recuperación de  $3.71 \cdot 10^{-4}$  fracción molar de iso-butano,  $2.21 \cdot 10^{-2}$  fracción molar de normal-butano, 0.291 fracción molar de iso-pentano, 0.323 fracción molar de normal-pentano y 0.241 fracción molar de hexano. Se obtiene una corriente estabilizada que pueda mezclarse con el crudo producido en la estación. La corriente estabilizada tendrá una presión de vapor inferior a la presión atmosférica (RVP de 13.2 psia) para permitir su almacenamiento en tanques atmosféricos.

Los resultados para la alternativa de recuperación de condensados se muestran en el anexo N.

### **3.3. DIMENSIONAMIENTO BÁSICO DE LOS EQUIPOS**

El dimensionamiento básico de los equipos requeridos para las alternativas de sistemas de procesamiento del gas de la Estación Balcón, se hizo por medio de simulación, las bases matemáticas para estos cálculos se presentan en el anexo K. Los resultados obtenidos se muestran a continuación:

### 3.3.1. Sistema de Fraccionamiento

#### Compresión

<b>EQUIPO</b>	<b>ΔP (psia)</b>	<b>ΔT (°F)</b>	<b>POTENCIA (hp)</b>
<b>Compresor</b>	404.7	287	537

#### Refrigeración

<b>EQUIPO</b>	<b>ΔT (°F)</b>	<b>“DUTY” (Btu/h)</b>
<b>Enfriador</b>	286.5	1.6*10 <sup>6</sup>
<b>“Chiller”</b>	175	1.5*10 <sup>6</sup>

#### Separación y Fraccionamiento

<b>EQUIPO</b>	<b>DIAMETRO (ft)</b>	<b>ALTURA (ft)</b>	<b>PRESIÓN (psia)</b>	<b>TEMPERATURA (°F)</b>
<b>Separador</b>	2.5	13.75	454.7	-70
<b>Desetanizadora</b>	3.0	20.0	454.7	-
<b>Despropanizadora</b>	1.0	10.0	284.7	-
<b>Desbutanizadora</b>	6.5	20.0	99.7	-

### 3.3.2. Sistema de Absorción

#### Refrigeración

<b>EQUIPO</b>	<b>ΔT (°F)</b>	<b>“DUTY” (Btu/h)</b>
<b>“Chiller”</b>	130	1.13*10 <sup>6</sup>

 Separación y Absorción

<b>EQUIPO</b>	<b>DIÁMETRO (ft)</b>	<b>ALTURA (ft)</b>	<b>PRESIÓN (psia)</b>	<b>TEMPERATURA (°F)</b>
<b>“Scrubber”</b>	2.0	11.0	1200	10
<b>Separador</b>	1.5	8.3	90	-76
<b>Absorbedora</b>	1.5	6.0	1200	-
<b>Desetanizadora</b>	1.5	17.5	255	-
<b>“Still”</b>	4.0	14.0	160	-
<b>Desbutanizadora</b>	2.5	13.5	90	-

3.3.3. Sistema de Recuperación de Condensados

 Refrigeración

<b>EQUIPO</b>	<b>ΔT (°F)</b>	<b>“DUTY” (Btu/h)</b>
<b>Preenfriador</b>	34.2	$2.18 \cdot 10^5$
<b>Enfriador</b>	30.8	$2.59 \cdot 10^5$
<b>“Chiller”</b>	35.21	$3.143 \cdot 10^5$
<b>Intercambiador</b>	4.29	$2.41 \cdot 10^4$

 Separación y Estabilización

<b>EQUIPO</b>	<b>DIÁMETRO (ft)</b>	<b>ALTURA (ft)</b>	<b>PRESIÓN (psia)</b>	<b>TEMPERATURA (°F)</b>
<b>Separador</b>	1.5	8.3	1135	39.8
<b>Estabilizadora</b>	1.0	16.2	80	-

#### 4. ANÁLISIS TÉCNICO Y ECONÓMICO.

El análisis técnico y económico se basa en los resultados de recuperación obtenidos en la simulación de las alternativas de procesamiento, el presupuesto global de los equipos necesarios y el costo de GLP, condensado y gasolina natural.

##### 4.1. ANÁLISIS TÉCNICO

Para el análisis técnico, que se presenta al final de este capítulo, se tienen en cuenta los resultados obtenidos de recuperación de condensados para cada una de las alternativas planteadas para el procesamiento del gas de la Estación Balcón. Estos resultados se enuncian a continuación en una tabla comparativa de los mismos.

ALTERNATIVA	RECUPERACIÓN DE		
	GLP (gal/d)	COND. (gal/d)	GN (gal/d)
<b>Fraccionamiento</b>	-	5,664.792	2,238.739
<b>Absorción con Aceite Pobre</b>	13,297.116	-	2,553.180
<b>Recuperación de Condensados</b>	-	1,440.518	-

En la industria según la experiencia, la destilación es la alternativa más económica para el procesamiento del gas<sup>1</sup>. Las torres de absorción no son muy populares debido a su dificultad para ser operadas<sup>2</sup>. La estabilización de condensados se puede considerar como una alternativa económica de recuperación de líquidos del gas, pero es poco eficiente, debido a que es necesario que los productos blancos posean una presión de vapor Reid (RVP) inferior a la presión atmosférica.

Teniendo en cuenta los resultados anteriores, a pesar que la literatura no recomienda la implementación de torres de absorción con aceite rico, debido a sus problemas operacionales y costos por mantenimiento, se recomienda la implementación de esta alternativa como sistema de procesamiento del gas de la Estación Balcón, al ser el sistema que brinda la mayor recuperación de livianos. Esta recomendación debe ser soportada con el análisis económico que se presenta a continuación.

## **4.2. ANÁLISIS ECONÓMICO**

El presente análisis se realiza para una Tasa Interna de Retorno (TIR) para la Estación Balcón de 25% efectiva anual (EA), dato con el cual se calculará el tiempo de recuperación de la inversión. La moneda empleada es el dólar americano con una tasa de cambio de \$2,700/US\$1. También se debe tener en cuenta que la planta de procesamiento de gas trabajará a su máxima capacidad durante seis (6) años, es decir, hasta el año 2011.

### **4.2.1. Presupuesto Global**

El presupuesto global de los equipos se hará con base en los datos facilitados por las empresas suministradoras de equipos, como sondeo de mercados a un nivel académico, más no como cotización específica de cada uno de los equipos que se dimensionaron en la simulación de las diferentes alternativas de procesamiento de gas. El presupuesto se analizará para las alternativas de destilación, absorción con aceite pobre y recuperación de condensados.

#### Presupuesto Global de Destilación

El presupuesto aproximado para esta alternativa, fue suministrado por la empresa NATIONAL PROCESS EQUIPMENT.

Planta de fraccionamiento de GLP de capacidad de 3.5 MMSCFD, para recuperar 200 bbl/d de propano, 130 bbl/d de condensado y 50 bbl/d de gasolina natural. Con un LTS (“Low Temperature Set Up”) con rango de operación entre -30 °F a -50 °F, con alimento a la desetanizadora de -87 °F, usando dos compresores recíprocos de refrigeración de 80 hp. Se incluyen los sistemas de separación, refrigeración, fraccionamiento, inyección de glicol, sistemas de medios de calentamiento e intercambiadores de calor.

El costo de este sistema es de US\$ 1, 600,000.

#### Presupuesto Global de Absorción con aceite pobre

Los costos aproximados para los equipos utilizados en esta alternativa de procesamiento fueron suministrados por la empresa NATIONAL PROCESS EQUIPMENT.

Planta de absorción con capacidad de 3.5 MMSCFD, con sistema de enfriamiento mecánico con un LTS (“Low Temperature Set Up”) que opera a -29 °F y un sistema de inyección de glicol. Se incluyen los equipos de los sistemas de separación, despojo, fraccionamiento y los compresores para el gas residual.

El costo de este sistema es de US\$ 2, 000,000.

#### Presupuesto Global de Recuperación de Condensados

El presupuesto para este método de procesamiento de gas fue elaborado por la empresa PETROINGENIERIA LTDA.

Dos intercambiadores de calor, “chiller”, Separador (trifásico: Gas/Condensado/glicol), columna de estabilización. Rehervidor de glicol

(capacidad del quemador estimada: 500,000 Btu/h), filtros, bombas de inyección, separador trifásico, compresor de refrigeración (tipo tornillo, capacidad estimada 40 RT), separador de succión, acumulador de refrigerante y condensador de refrigerante.

El costo es de US\$ 550, 000.

El Precio estimado, incluye la elaboración de la ingeniería de detalle, la preparación del manual de operación y mantenimiento, el libro de control de calidad de fabricación y la provisión de la ingeniería básica de instalación (planos de cañerías de interconexión y planos de interconexión eléctrica).

#### 4.2.2. Análisis del Sistema de Fraccionamiento

DESCRIPCIÓN	AÑO	
	0	1
CANTIDAD DE CONDENSADO (gal/d)	0.00	5,664.79
VALOR DE CONDENSADO (US\$)	0.00	0.86
<b>INGRESOS VENTA CONDENSADOS (US\$)</b>	0.00	4,896.64
CANTIDAD DE GASOLINA NATURAL (gal/d)	0.00	2,238.73
VALOR DE GASOLINA NATURAL (US\$)	0.00	1.26
<b>INGRESOS POR VENTA GASOLINA (US\$)</b>	0.00	2,819.24
<b>COSTO DE DESARROLLO (US\$)</b>	-1,600,000	0.00
<b>UTILIDAD NETA (US\$)</b>	-1,600,000	2,816,299.74
VALOR PRESENTE NETO (25%) (US\$)	-1,600,000	2,253,039.79
<b>VALOR NETO ACUMULADO (US\$)</b>	-1,600,000	653,039.80
	1,600,000	
RECUPERACIÓN MENSUAL	187,753.32	
<b>TIEMPO DE RECUPERACIÓN</b>	<b>8 MESES Y 16 DÍAS</b>	

El tiempo de recuperación se halla cuando el valor neto acumulado sea cero. Para el año uno (1) se tiene una utilidad de US\$ 2, 816,299.74 y un valor presente neto de US\$ 2, 253,039.79, que se expresa en recuperación mensual dividiéndolo entre doce (12) meses, dicha recuperación mensual se multiplica por ocho (8) meses y dieciséis (16) días para obtener una cantidad

de US\$ 1, 600,000 que sumado al valor neto acumulado proporciona un valor de cero, por lo tanto, el tiempo de recuperación es de ocho meses y dieciséis días.

#### 4.2.3. Análisis del Sistema de Absorción

DESCRIPCIÓN	AÑO	
	0	1
CANTIDAD DE GLP (gal/d)	0.00	13,297.12
VALOR DE GLP (US\$)	0.00	0.59
<b>INGRESOS VENTA CONDENSADOS (US\$)</b>	0.00	7,878.54
CANTIDAD DE GASOLINA NATURAL (gal/d)	0.00	2,553.18
VALOR DE GASOLINA NATURAL (US\$)	0.00	1.26
<b>INGRESOS POR VENTA GASOLINA (US\$)</b>	0.00	3,215.22
<b>COSTO DE DESARROLLO (US\$)</b>	-2,000,000	0.00
<b>UTILIDAD NETA (US\$)</b>	-2,000,000	4,049,222.69
VALOR PRESENTE NETO (25%) (US\$)	-2,000,000	3,239,378.15
<b>VALOR NETO ACUMULADO (US\$)</b>	-2,000,000	1,239,378.15

2,000,000

RECUPERACIÓN MENSUAL	269,948.18
TIEMPO DE RECUPERACIÓN	222 DÍAS

Para el año uno (1) se tiene una utilidad de US\$ 4, 049,222.69, con un valor presente neto de US\$ 3, 239,378.15, el cual se expresa en recuperación mensual dividiéndolo en doce (12) meses, esta recuperación mensual se multiplica por el numero de meses necesario para que el valor neto acumulado sea de cero (0), en este caso el tiempo de recuperación de la inversión (valor neto acumulado = 0) es de 7.41 meses (222 días).

#### 4.2.4. Análisis de Recuperación de Condensados

DETALLE	AÑO		
	0	1	2
CANTIDAD DE CONDENSADO (gal/d)	0.00	1,440.52	1,440.52
VALOR DE CONDENSADO (US\$)	0.00	0.8644	0.86
<b>INGRESOS POR VENTA CONDENSADOS (US\$)</b>	0.00	454,492.07	454,492.07
CANTIDAD DE GASOLINA NATURAL (gal/d)	0.00	0.00	0.0000
VALOR DE GASOLINA NATURAL (US\$)	0.00	0.00	0.0000
<b>INGRESOS POR VENTA GASOLINA (US\$)</b>	0.00	0.00	0.00
<b>COSTO DE DESARROLLO (US\$)</b>	-550,000	0.00	0.00
<b>UTILIDAD NETA</b>	-550,000	454,492.07	454,492.07
VALOR PRESENTE NETO (25%) (US\$)	-550,000	363,593.66	290,874.92
<b>VALOR NETO ACUMULADO (US\$)</b>	-550,000	-186,406.34	104,468.58

186,406.34

RECUPERACIÓN MENSUAL 24,239.58

TIEMPO DE RECUPERACIÓN 1 AÑO Y 231 DÍAS

Para el año dos (2) se tiene una utilidad de US\$ 104, 468.58 y un valor presente neto de US\$ 290, 874.92, que se expresa en recuperación mensual dividiéndolo entre doce (12) meses, dicha recuperación mensual se multiplica por el tiempo necesario para obtener una cantidad de US\$ 186, 406.34 que sumado al valor neto acumulado proporciona un valor de cero, por lo tanto, el tiempo de recuperación es de un año y 231 días.

Observando los resultados anteriores y teniendo en cuenta el análisis técnico, el sistema de absorción con aceite rico es la alternativa que proporciona mayor recobro de livianos, menor tiempo de recuperación de la inversión y mayores ganancias para la empresa.

## **5. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.**

- 1.** La destilación es probablemente la alternativa más económica para el procesamiento del gas natural, basado en la volatilidad relativa de los compuestos clave pesado y clave liviano y en las propiedades físicas del fluido involucrado en el proceso.
- 2.** La absorción con aceite rico es poco utilizada en la actualidad debido a la dificultad de operación y mantenimiento de la torre. Los sistemas de absorción que actualmente se encuentran en la industria son sistemas preexistentes optimizados.
- 3.** El gas de la estación Balcón contiene entre 4 - 4.6 GPM, el cual ha causado problemas técnicos en los generadores puesto que están diseñados para trabajar con un gas de bajo contenido de hidrocarburos licuables; además causan reducción de la capacidad en el gasoducto y pérdida de productos livianos que son de gran valor comercial.
- 4.** La tasa de alimentación que se escogió para la simulación del proceso, esta basada en los pronósticos de gas, en el tiempo de operación de la planta a su capacidad total, en el tiempo de trabajo del sistema y en la cantidad de recuperación de hidrocarburos livianos.
- 5.** Se obtuvo un modelo de simulación para cada una de las alternativas de procesamiento de gas, que reprodujo las condiciones de los sistemas, con el cual se pueden realizar corridas posteriores para fines de evaluación u optimización de la planta.

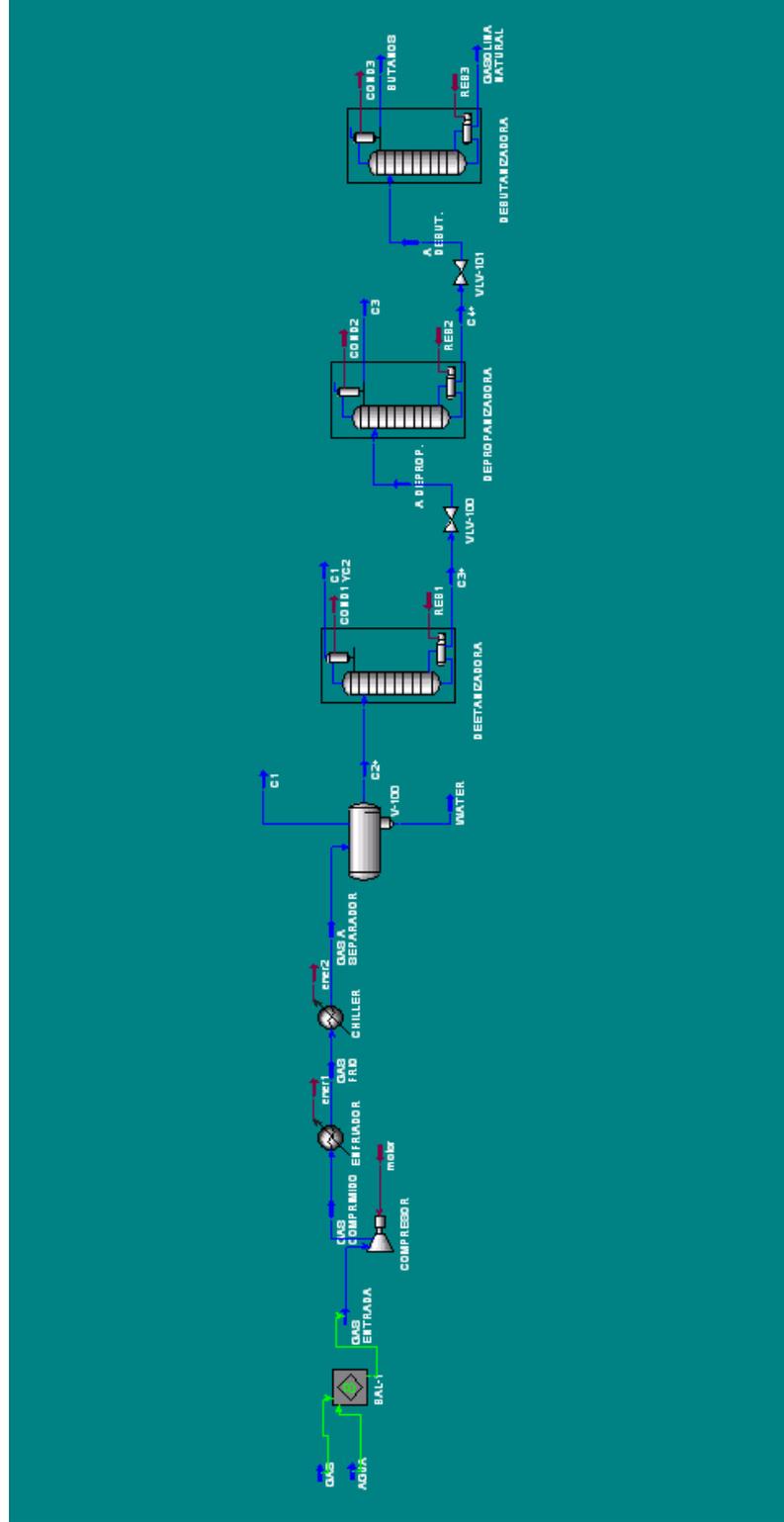
6. La simulación con refrigeración mecánica no se realizó debido a que las dos opciones posibles para tomar el gas de alimento para la planta, resultan poco viables tanto técnica como económicamente.
7. Con base en la simulación, se determinó el dimensionamiento básico de los equipos necesarios para tratar el gas de acuerdo con las condiciones de operación y flujo dadas.
8. De acuerdo con el análisis técnico y económico, se recomienda la implementación del sistema de absorción, debido a que presenta menor tiempo de recuperación de la inversión, mayor recobro de gasolina natural (GN) y de gas licuado del petróleo (GLP) y representa mayores beneficios económicos para la empresa.
9. Se debe tener en cuenta en el estudio y realización de la ingeniería básica y de detalle para la implementación del sistema de absorción con aceite rico, la dificultad para operar la planta y los costos por mantenimiento de la misma.
10. Al momento de solicitar las cotizaciones a las empresas especializadas en equipos para el procesamiento de gas, fueron renuentes a invertir tiempo en la elaboración de un presupuesto global para fines académicos, por lo tanto, facilitaron únicamente datos de costos para proyectos en los cuales habían participado anteriormente.
11. Se recomienda, para estudios posteriores, solicitar las cotizaciones a las empresas de manera formal por intermedio de la entidad interesada en el montaje e implementación del sistema de procesamiento de gas.

## **BIBLIOGRAFÍA.**

1. GPSA, Gas Processor Suppliers Association, Engineering Data Book. Volumes I & II. 11<sup>th</sup> Edition, 1998.
2. ARNOLD, Ken & STEWART, Maurice. Surface Production Operations, Design of Gas Handling Systems and Facilities. Volume 2. Second Edition. Gulf Publishing Company. Houston (Texas), 1989.
3. CAMPBELL, Jhon. Gas Conditioning and Processing. Third Edition. USA, Campbell Petroleum Series, 1994.
4. TREYBAL, Robert. Operaciones de Transferencia de Masa. Segunda Edición. México. Editorial Mc. Graw Hill, 1988.
5. HYSYS. Gas Processing Tutorial.
6. JARAMILLO, Alonso. Libro Especialización en Ingeniería de Gas. Cuarta Promoción. Ciclo II. UIS. Módulos de Destilación y Absorción, y Transferencia de Calor.
7. ALCALA, Luis Fernando. Evaluación Técnica de los Parámetros de Operación de la Planta de Gas del campo Provincia. Tesis, UIS 2001.
8. JOYA, Pedro & LEAL, Cesar. Análisis y Evaluación del Tratamiento que se Realiza en la Planta Deshidratadora de Gas de Ballena. Tesis, UIS 2000.

## **ANEXOS**

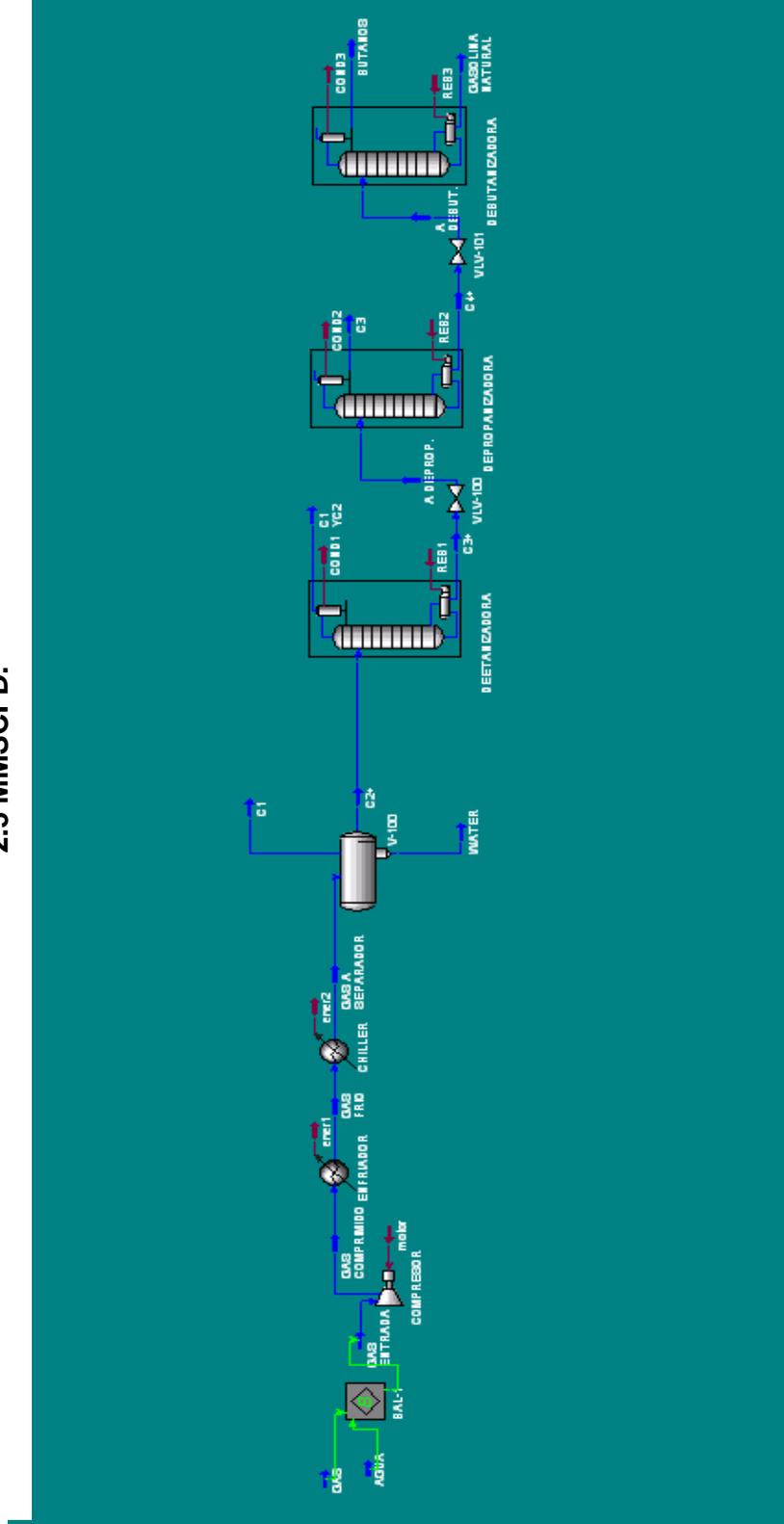
**ANAEXO A**  
**SIMULACIÓN DEL SISTEMA DE FRACCIONAMIENTO CON UNA TASA DE ALIMENTACIÓN DE 2.0 MMSCFD.**



**ANEXO B.**  
**HOJA DE CÁLCULO PARA EL SISTEMA DE FRACCIONAMIENTO CON UNA TASA DE**  
**ALIMENTACIÓN DE 2.0 MMSCFD.**

Name	GAS COMPRIM/	GAS FRIO	GAS	AGUA	GAS ENTRAD/	C3+	C1 Y C2	C1	C2+
Comp Mole Frac (Methane)	0.7075	0.7075	0.7209	0.0000	0.7075	0.0000	0.6322	0.9368	0.3661
Comp Mole Frac (Ethane)	0.1102	0.1102	0.1123	0.0000	0.1102	0.0015	0.3385	0.0509	0.2073
Comp Mole Frac (Propane)	0.0956	0.0956	0.0974	0.0000	0.0956	0.5494	0.0293	0.0108	0.2317
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0139	0.0139	0.0141	0.0000	0.0139	0.0904	0.0000	0.0005	0.0352
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0336	0.0336	0.0342	0.0000	0.0336	0.2211	0.0000	0.0008	0.0860
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0683	0.0683	0.0685	0.0000	0.0683	0.0553	0.0000	0.0001	0.0215
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0074	0.0074	0.0075	0.0000	0.0074	0.0490	0.0000	0.0000	0.0191
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0035	0.0035	0.0036	0.0000	0.0035	0.0235	0.0000	0.0000	0.0091
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0006	0.0006	0.0007	0.0000	0.0006	0.0043	0.0000	0.0000	0.0017
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0009	0.0009	0.0009	0.0000	0.0009	0.0057	0.0000	0.0000	0.0022
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (H2O)	0.0186	0.0186	0.0000	1.0000	0.0186	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Molar Flow [MMSCFD]	2.000	2.000	1.963	3.713e-002	2.000	0.2996	0.4702	1.193	0.7698
Name	WATER	A DEFRPROP.	C3	C4+	A DEBUT.	BUTANOS	GASOLINA NA.	GAS A SEPAR/	** New **
Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.7075	
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0015	0.0027	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.1102	
Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.5494	0.9970	0.0002	0.0002	0.0004	0.0000	0.0956	
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0904	0.0100	0.1914	0.1914	0.2775	0.0000	0.0139	
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.2211	0.0004	0.4980	0.4980	0.7220	0.0001	0.0336	
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0653	0.0000	0.1246	0.1246	0.0001	0.4013	0.0083	
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0490	0.0000	0.1104	0.1104	0.0000	0.3557	0.0074	
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0235	0.0000	0.0529	0.0529	0.0000	0.1705	0.0035	
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0043	0.0000	0.0096	0.0096	0.0000	0.0310	0.0006	
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0057	0.0000	0.0128	0.0128	0.0000	0.0414	0.0009	
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (H2O)	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0186	
Molar Flow [MMSCFD]	3.713e-002	0.2996	0.1667	0.1329	0.1329	9.164e-002	4.124e-002	2.000	

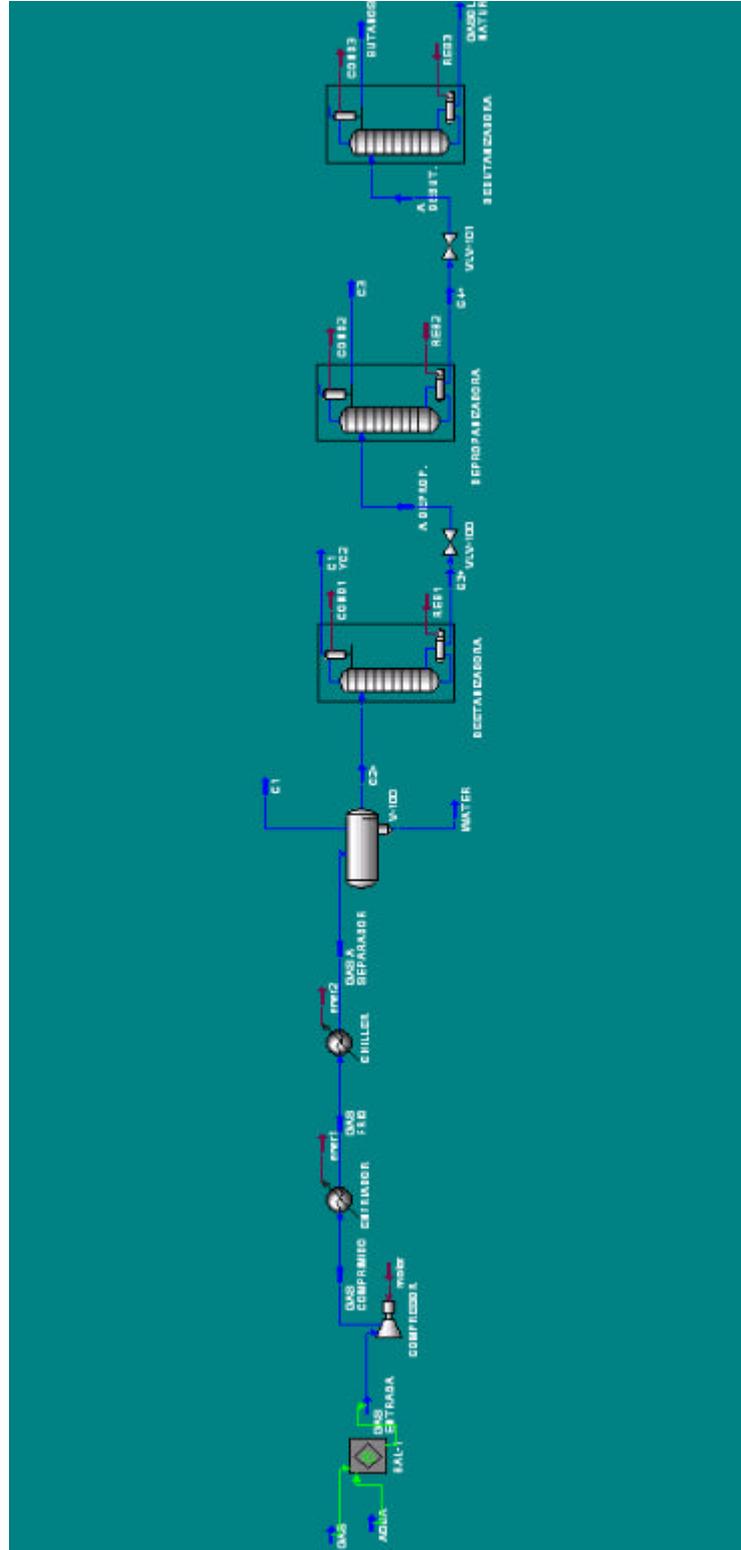
**ANEXO C.**  
**SIMULACIÓN DEL SISTEMA DE FRACCIONAMIENTO CON UNA TASA DE ALIMENTACIÓN DE**  
**2.5 MMSCFD.**



**ANEXO D.  
HOJA DE CÁLCULO PARA EL SISTEMA DE FRACCIONAMIENTO CON UNA TASA  
DE ALIMENTACIÓN DE 2.5 MMSCFD.**

Name	GAS COMPRIN	GAS FRIO	GAS	AGUA	GAS ENTRAD4	C3+	G1YC2	G1	C2+
Comp Mole Frac (Methane)	0.7075	0.7075	0.7209	0.0000	0.7075	0.0000	0.6322	0.9368	0.3861
Comp Mole Frac (Ethane)	0.1102	0.1102	0.1123	0.0000	0.1102	0.0015	0.3385	0.0509	0.2073
Comp Mole Frac (Propane)	0.0956	0.0956	0.0974	0.0000	0.0956	0.5494	0.0293	0.0108	0.2317
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0139	0.0139	0.0141	0.0000	0.0139	0.0904	0.0000	0.0005	0.0362
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0336	0.0336	0.0342	0.0000	0.0336	0.2211	0.0000	0.0008	0.0860
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0063	0.0063	0.0065	0.0000	0.0063	0.0553	0.0000	0.0001	0.0215
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0074	0.0074	0.0075	0.0000	0.0074	0.0490	0.0000	0.0000	0.0191
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0035	0.0035	0.0036	0.0000	0.0035	0.0235	0.0000	0.0000	0.0091
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0006	0.0006	0.0007	0.0000	0.0006	0.0043	0.0000	0.0000	0.0017
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0009	0.0009	0.0009	0.0000	0.0009	0.0057	0.0000	0.0000	0.0022
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (H2O)	0.0186	0.0186	0.0000	1.0000	0.0186	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Molar Flow [MMSCFD]	2.500	2.500	2.454	4.642e-002	2.500	0.3745	0.5877	1.491	0.9622
Name	WATER	A DEFPROP	C3	C4+	A DEFUT	BUTANOS	GASOLINA NA	GAS A SEPAR4	** New **
Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.7075	
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0015	0.0027	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.1102	
Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.5494	0.9870	0.0002	0.0002	0.0004	0.0000	0.0956	
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0904	0.0100	0.1914	0.1914	0.2775	0.0000	0.0139	
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.2211	0.0004	0.4980	0.4980	0.7220	0.0001	0.0336	
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0553	0.0000	0.1246	0.1246	0.0001	0.4013	0.0063	
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0490	0.0000	0.1104	0.1104	0.0000	0.3557	0.0074	
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0235	0.0000	0.0529	0.0529	0.0000	0.1705	0.0035	
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0043	0.0000	0.0096	0.0096	0.0000	0.0310	0.0006	
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0057	0.0000	0.0128	0.0128	0.0000	0.0414	0.0009	
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (H2O)	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Molar Flow [MMSCFD]	4.642e-002	0.3745	0.2084	0.1661	0.1661	0.1146	5.154e-002	2.500	

**ANEXO E.**  
**SIMULACIÓN DEL SISTEMA DE FRACCIONAMIENTO CON UNA TASA DE ALIMENTACIÓN**  
**DE 3.0 MMSCFD.**



**ANEXO F.**  
**HOJA DE CÁLCULO PARA EL SISTEMA DE FRACCIONAMIENTO CON UNA TASA DE**  
**ALIMENTACIÓN DE 3.0 MMSCFD.**

Name	GAS COMPRESSIV	GAS FRIO	GAS	AGUA	GAS ENTRADA	C3+	C1 Y C2	C1	C2+
Comp Mole Frac (Methane)	0.7075	0.7075	0.7209	0.0000	0.7075	0.0000	0.6322	0.9368	0.3661
Comp Mole Frac (Ethane)	0.1102	0.1102	0.1123	0.0000	0.1102	0.0015	0.3365	0.0509	0.2073
Comp Mole Frac (Propane)	0.0956	0.0956	0.0974	0.0000	0.0956	0.5494	0.0293	0.0108	0.2317
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0139	0.0139	0.0141	0.0000	0.0139	0.0904	0.0000	0.0005	0.0352
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0336	0.0336	0.0342	0.0000	0.0336	0.2211	0.0000	0.0008	0.0660
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0083	0.0083	0.0085	0.0000	0.0083	0.0553	0.0000	0.0001	0.0215
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0074	0.0074	0.0075	0.0000	0.0074	0.0490	0.0000	0.0000	0.0191
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0035	0.0035	0.0036	0.0000	0.0035	0.0235	0.0000	0.0000	0.0091
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0006	0.0006	0.0007	0.0000	0.0006	0.0043	0.0000	0.0000	0.0017
Comp Mole Frac (CO2)	0.0009	0.0009	0.0009	0.0000	0.0009	0.0057	0.0000	0.0000	0.0022
Comp Mole Frac (H2O)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (H2O)	0.0186	0.0186	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Molar Flow [MMSCFD]	3.000	3.000	2.944	5.570e-002	3.000	0.4494	0.7053	1.790	1.155
Name	WATER	A DEPROP.	C3	C4+	A DEBUT.	BUTANOS	BASOLINA NA	GAS A SEPARAR	-- New --
Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.7075	
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0015	0.0027	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.1102	
Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.5494	0.9870	0.0002	0.0002	0.0003	0.0000	0.0956	
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0904	0.0100	0.1914	0.1914	0.2775	0.0000	0.0139	
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.2211	0.0004	0.4960	0.4960	0.7220	0.0001	0.0336	
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0553	0.0000	0.1246	0.1246	0.0001	0.4013	0.0063	
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0490	0.0000	0.1104	0.1104	0.0000	0.3557	0.0074	
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0235	0.0000	0.0529	0.0529	0.0000	0.1705	0.0035	
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0043	0.0000	0.0096	0.0096	0.0000	0.0310	0.0006	
Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0057	0.0000	0.0128	0.0128	0.0000	0.0414	0.0009	
Comp Mole Frac (H2O)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (H2O)	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Molar Flow [MMSCFD]	5.570e-002	0.4494	0.2501	0.1993	0.1993	0.1375	6.185e-002	0.0186	3.000



**ANEXO H.  
HOJA DE CÁLCULO PARA EL SISTEMA DE FRACCIONAMIENTO CON UNA TASA DE  
ALIMENTACIÓN DE 3.5 MMSCFD.**

Name	GAS COMPRIMIV	GAS FRIO	GAS	AGUA	GAS ENTRADY	C3+	C1YC2	C1	C2+
Comp Mole Frac (Methane)	0.7075	0.7075	0.7209	0.0000	0.7075	0.0000	0.6539	0.9358	0.3861
Comp Mole Frac (Ethane)	0.1102	0.1102	0.1123	0.0000	0.1102	0.0073	0.3460	0.0509	0.2073
Comp Mole Frac (Propane)	0.0956	0.0956	0.0974	0.0000	0.0956	0.5698	0.0000	0.0108	0.2317
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0139	0.0139	0.0141	0.0000	0.0139	0.0660	0.0000	0.0005	0.0352
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0336	0.0336	0.0342	0.0000	0.0336	0.2101	0.0000	0.0008	0.0860
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0083	0.0083	0.0085	0.0000	0.0083	0.0525	0.0000	0.0001	0.0215
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0074	0.0074	0.0075	0.0000	0.0074	0.0465	0.0000	0.0000	0.0191
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0035	0.0035	0.0036	0.0000	0.0035	0.0223	0.0000	0.0000	0.0091
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0006	0.0006	0.0007	0.0000	0.0006	0.0041	0.0000	0.0000	0.0017
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0009	0.0009	0.0009	0.0000	0.0009	0.0054	0.0000	0.0000	0.0022
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (H2O)	0.0185	0.0185	0.0000	1.0000	0.0185	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Molar Flow [MMSCFD]	3.500	3.500	3.435	6.491e-002	3.500	0.9517	0.7955	2.088	1.347
Name	WATER	A DEPROP.	C3	C4+	A DEBUT.	BUTANOS	GASOLINA NA	GAS A SEPARA	** New **
Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.7075	
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0073	0.0131	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.1102	
Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.5658	0.9810	0.0388	0.0388	0.0510	0.0000	0.0956	
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0660	0.0046	0.1892	0.1892	0.2487	0.0000	0.0139	
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.2101	0.0012	0.4752	0.4752	0.6247	0.0001	0.0336	
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0525	0.0000	0.1192	0.1192	0.0701	0.2750	0.0083	
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0465	0.0000	0.1056	0.1056	0.0054	0.4238	0.0074	
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0223	0.0000	0.0506	0.0506	0.0000	0.2114	0.0035	
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0041	0.0000	0.0092	0.0092	0.0000	0.0385	0.0006	
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0054	0.0000	0.0123	0.0123	0.0000	0.0513	0.0009	
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (H2O)	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0185	
Molar Flow [MMSCFD]	6.491e-002	0.9517	0.3086	0.2431	0.2431	0.1849	5.822e-002	3.500	



**ANEXO J.**  
**HOJA DE CÁLCULO PARA EL SISTEMA DE FRACCIONAMIENTO CON UNA TASA DE**  
**ALIMENTACIÓN DE 4.0 MMSCFD.**

Name	GAS COMPRIMID	GAS FRIO	GAS	AGUA	GAS ENTRADA/	C3+	C1/C2	C1	C2+
Comp Mole Fiac (Methane)	0.7075	0.7075	0.7209	0.0000	0.7075	0.0000	0.6480	0.9368	0.3861
Comp Mole Fiac (Ethane)	0.1102	0.1102	0.1123	0.0000	0.1102	0.0007	0.3475	0.0509	0.2073
Comp Mole Fiac (Propane)	0.0956	0.0956	0.0974	0.0000	0.0956	0.5668	0.0045	0.0108	0.2317
Comp Mole Fiac (i-Butane)	0.0139	0.0139	0.0141	0.0000	0.0139	0.0871	0.0000	0.0005	0.0352
Comp Mole Fiac (n-Butane)	0.0336	0.0336	0.0342	0.0000	0.0336	0.2129	0.0000	0.0008	0.0860
Comp Mole Fiac (i-Pentane)	0.0083	0.0083	0.0085	0.0000	0.0083	0.0532	0.0000	0.0001	0.0215
Comp Mole Fiac (n-Pentane)	0.0074	0.0074	0.0075	0.0000	0.0074	0.0472	0.0000	0.0000	0.0191
Comp Mole Fiac (n-Hexane)	0.0035	0.0035	0.0036	0.0000	0.0035	0.0226	0.0000	0.0000	0.0091
Comp Mole Fiac (n-Heptane)	0.0006	0.0006	0.0007	0.0000	0.0006	0.0041	0.0000	0.0000	0.0017
Comp Mole Fiac (n-Octane)	0.0009	0.0009	0.0009	0.0000	0.0009	0.0055	0.0000	0.0000	0.0022
Comp Mole Fiac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Fiac (CO2)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Fiac (H2O)	0.0185	0.0185	0.0000	1.0000	0.0185	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Molar Flow [MMSCFD]	4.000	4.000	3.926	7.405e-002	4.000	0.6222	0.9175	2.386	1.540
Name	WATER	A DEPROP	C3	C4+	A DEBUT	BUTANOS	GASOLINA NA	GAS A SEPAR	NEW
Comp Mole Fiac (Methane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.7075	
Comp Mole Fiac (Ethane)	0.0000	0.0007	0.0012	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.1102	
Comp Mole Fiac (Propane)	0.0000	0.5668	0.9960	0.0049	0.0049	0.0070	0.0000	0.0956	
Comp Mole Fiac (i-Butane)	0.0000	0.0871	0.0026	0.1978	0.1978	0.2850	0.0000	0.0139	
Comp Mole Fiac (n-Butane)	0.0000	0.2129	0.0002	0.4913	0.4913	0.7079	0.0001	0.0336	
Comp Mole Fiac (i-Pentane)	0.0000	0.0532	0.0000	0.1229	0.1229	0.0001	0.4013	0.0083	
Comp Mole Fiac (n-Pentane)	0.0000	0.0472	0.0000	0.1089	0.1089	0.0000	0.3557	0.0074	
Comp Mole Fiac (n-Hexane)	0.0000	0.0226	0.0000	0.0522	0.0522	0.0000	0.1705	0.0035	
Comp Mole Fiac (n-Heptane)	0.0000	0.0041	0.0000	0.0095	0.0095	0.0000	0.0310	0.0006	
Comp Mole Fiac (n-Octane)	0.0000	0.0065	0.0000	0.0127	0.0127	0.0000	0.0414	0.0009	
Comp Mole Fiac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Fiac (CO2)	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0185	
Comp Mole Fiac (H2O)	7.404e-002	0.6222	0.3528	0.2695	0.2695	0.1870	8.247e-002	4.000	

## ANEXO K. FUNDAMENTOS MATEMÁTICOS

### DISEÑO DE COLUMNAS

El grado de separación o pureza de un producto tiene un impacto directo sobre el tamaño de la columna y los requerimientos de servicios. Alta pureza requiere más platos, más reflujo, mayor diámetro y/o reducida cantidad de producto. Una medida cuantitativa de la dificultad para una separación es el factor de separación  $S_F$ , definido como<sup>1</sup>:

$$S_F = \left( \frac{X_D}{X_B} \right)_{LK} \left( \frac{X_B}{X_D} \right)_{HK} \quad \text{Ecuación K.1}$$

Donde:

$X_D$  = Flujo molar del componente clave en el destilado (producto de cima),  
moles/unidad de tiempo

$X_B$  = Flujo molar del componente clave en el producto de fondo,  
moles/unidad de tiempo

LK = Subíndice componente clave liviano

HK = Subíndice componente clave pesado

La volatilidad de los componentes se expresa como la volatilidad relativa  $a$ . Esta variable está definida como la relación de las constantes de equilibrio de los compuestos clave liviano y pesado:

$$a = \frac{K_{LK}}{K_{HK}} \quad \text{Ecuación K.2}$$

El número mínimo de etapas puede ser calculado para la mayoría de los sistemas multicomponentes por la ecuación de Fenske<sup>1</sup>.

$$S_m = \frac{\log S_F}{\log a_{prom}} \quad \text{Ecuación K.3}$$

La  $a_{prom}$  es la volatilidad relativa promedio en una columna para los componentes claves en la separación. El promedio más utilizado es el aritmético.

$$a_{prom} = \frac{a_{cima} + a_{fondo}}{2} \quad \text{Ecuación K.4}$$

Si la volatilidad relativa varía ampliamente, se usa la aproximación de Winn<sup>1</sup> en la cual se modifica la volatilidad.

$$b_{ij} = \frac{K_{LK}}{K_{HK}^b} \quad \text{Ecuación K.5}$$

Donde el exponente  $b$  se obtiene haciendo una relación con la ecuación K.5 para cima y para fondo, en la cual queda como función de las  $K$ , las cuales se leen en las figuras para los valores de  $K$  en el rango de interés.

El mínimo número de etapas se calcula con la siguiente expresión:

$$S_m = \frac{\log \left[ \left( \frac{X_D}{X_B} \right)_{LK} \left( \frac{X_B}{X_D} \right)_{HK}^b \left( \frac{B}{D} \right)^{1-b} \right]}{\log b_{ij}} \quad \text{Ecuación K.6}$$

Donde

$B$  = Flujo molar total de producto de fondos, moles/unidad de tiempo

$D$  = Flujo molar total de producto destilado (cima), moles/unidad de tiempo

El método de Underwood<sup>1</sup> es el más usado para calcular la mínima relación de reflujo.

$$1 - q = \sum_{i=1}^n \frac{x_{Fi}}{(a_i - q)/a_i} \quad \text{Ecuación K.7}$$

Donde

$q$  = moles de líquido saturado en el alimento por mol de alimento (= 1 cuando está en punto de burbuja).

Luego de calcular  $q$ , se calcula la mínima relación de reflujo como sigue:

$$\left( \frac{L_o}{D} \right)_m + 1 = R_m + 1 = \sum \frac{x_{Di}}{(a_i - q)/a_i} \quad \text{Ecuación K.8}$$

Donde

$L_o$  = Flujo molar total de reflujo líquido, moles /unidad de tiempo

$D$  = Flujo molar total de producto destilado de cima, moles/unidad de tiempo

$R_m$  = Relación mínima de reflujo

Para el diámetro de la torre se utiliza la ecuación de Souders and Brown<sup>1</sup>:

$$v_{\max} = C * \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad \text{Ecuación K.9}$$

Donde

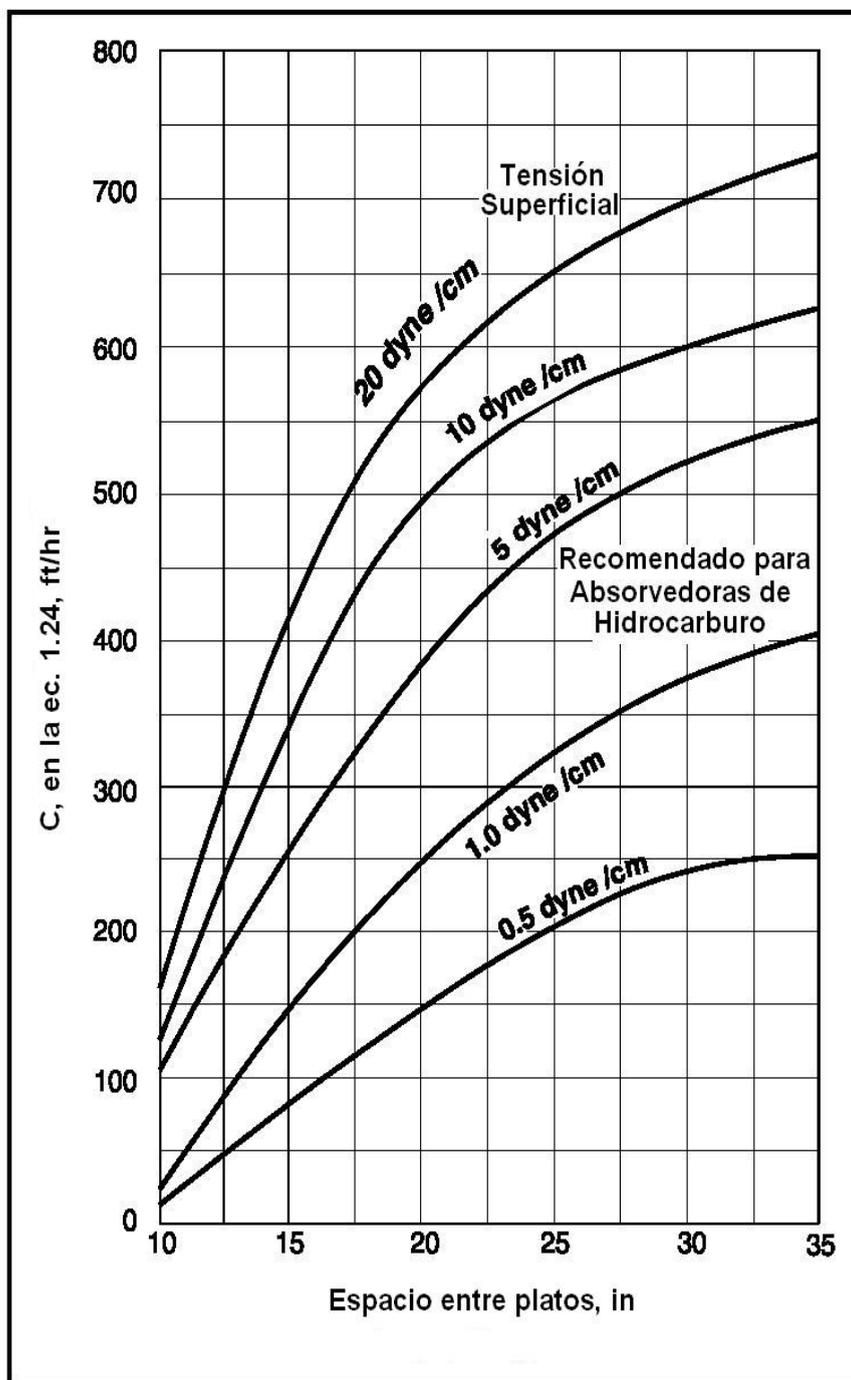
$V_{\max}$  = Velocidad máxima, ft/h

$C$  = Parámetro que se encuentra en la Figura K.1 , ft/h

$\rho_L$  = Densidad de la fase líquida, lb/ft<sup>3</sup>

$\rho_V$  = Densidad de la fase vapor, lb/ft<sup>3</sup>

**FIGURA K.1**  
**CORRELACIÓN SOUDERS-BROWN PARA EL TAMAÑO**  
**APROXIMADO DE TORRE**



Tomada de GPSA. Volumen II

El diámetro de la columna es:

$$D_t = \sqrt{\frac{G_{\max}}{0.7854v_{\max}}} \quad \text{Ecuación K.10}$$

Donde

$G_{\max}$  = Carga de vapor al plato, ft<sup>3</sup>/h

### DISEÑO DE COMPRESORES

Para compresores recíprocos de acción doble la tolerancia (“clearance”) esta dada por la siguiente ecuación<sup>6</sup>:

$$\%C = \frac{C_{HE} + C_{CE}}{[d_c^2 + (d_c^2 - d_r^2)]0.7854S} \quad \text{Ecuación K.11}$$

Donde:

$\%C$  = % de tolerancia o volumen muerto

$d_c$  = diámetro del cilindro, pulgadas

$d_r$  = diámetro de la varilla del pistón, pulgadas

$S$  = longitud del “stroke”, pulgadas

$C_{HE}$  y  $C_{CE}$  = tolerancia propia de cada compresor

El desplazamiento del pistón esta dado por<sup>6</sup>:

$$V_d = 96 - R - C \left[ R^{1/K} * \frac{Z_s}{Z_d} - 1 \right] \quad \text{Ecuación K.12}$$

Donde:

$C$  = tolerancia, %

$R$  = relación de compresión

K = relación de calores específicos

Z = factor de compresibilidad

Subíndices:

s = succión

d = descarga

La potencia de compresión se calcula con los siguientes parámetros:

Relación de Compresión<sup>6</sup>:

$$R = \left( \frac{P_d}{P_s} \right)^{1/n} \quad n \leq 3 - 4 \quad \text{Ecuación K.13}$$

Donde:

R = Relación de compresión, adimensional

P = Presión, psia

Potencia al Freno<sup>6</sup>:

$$BHP = 22R * n * q_g \quad \text{Ecuación K.14}$$

Donde:

$q_g$  = capacidad real del compresor.

ANEXO L.

HOJA DE CÁLCULO PARA EL SISTEMA DE FRACCIONAMIENTO.

Comp Mole Frac (Ethane)	0.1102	0.1102	0.1123	0.0000	0.1102	0.0073	0.3460	0.0509	0.2073
Comp Mole Frac (Propane)	0.0956	0.0956	0.0974	0.0000	0.0956	0.5658	0.0000	0.0108	0.2317
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0139	0.0139	0.0141	0.0000	0.0139	0.0860	0.0000	0.0005	0.0352
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0336	0.0336	0.0342	0.0000	0.0336	0.2101	0.0000	0.0008	0.0860
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0083	0.0083	0.0085	0.0000	0.0083	0.0525	0.0000	0.0001	0.0215
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0074	0.0074	0.0075	0.0000	0.0074	0.0465	0.0000	0.0000	0.0191
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0035	0.0035	0.0036	0.0000	0.0035	0.0223	0.0000	0.0000	0.0091
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0006	0.0006	0.0007	0.0000	0.0006	0.0041	0.0000	0.0000	0.0017
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0009	0.0009	0.0009	0.0000	0.0009	0.0054	0.0000	0.0000	0.0022
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (H2O)	0.0185	0.0185	0.0000	1.0000	0.0185	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Molar Flow [MMSCFD]	3.500	3.500	3.435	6.491e-002	3.500	0.5517	0.7955	2.088	1.347
Name	WATER	A DEPROP.	C3	C4+	A DEBUT.	BUTANOS	GASOLINA NA'	GAS A SEPARA'	** New **
Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.7075	
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0073	0.0129	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.1102	
Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.5658	0.9866	0.0133	0.0133	0.0176	0.0000	0.0956	
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0860	0.0005	0.1982	0.1982	0.2622	0.0000	0.0139	
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.2101	0.0000	0.4859	0.4859	0.6428	0.0001	0.0336	
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0525	0.0000	0.1215	0.1215	0.0719	0.2751	0.0083	
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0465	0.0000	0.1076	0.1076	0.0056	0.4237	0.0074	
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0223	0.0000	0.0516	0.0516	0.0000	0.2114	0.0035	
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0041	0.0000	0.0094	0.0094	0.0000	0.0385	0.0006	
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0000	0.0054	0.0000	0.0125	0.0125	0.0000	0.0513	0.0009	
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
Comp Mole Frac (H2O)	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0185	
Molar Flow [MMSCFD]	6.491e-002	0.5517	0.3132	0.2385	0.2385	0.1803	5.821e-002	3.500	

ANEXO M.

HOJA DE CÁLCULO PARA EL SISTEMA DE ABSORCIÓN.

Name	GAS	C3 Y C4	ACEITE POBRE	GAS SECO	ACEITE RICO	A DEETANIZAI	AGUA	GAS A ABSOR	LIQUIDOS
Comp Mole Frac (Methane)	0.7209	0.0640	0.0000	0.9642	0.3407	0.3407	0.0000	0.8462	0.5435
Comp Mole Frac (Ethane)	0.1123	0.2377	0.0000	0.0344	0.1111	0.1111	0.0000	0.0871	0.1479
Comp Mole Frac (Propane)	0.0974	0.4463	0.0000	0.0014	0.0828	0.0828	0.0000	0.0485	0.1665
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0141	0.0721	0.0000	0.0000	0.0085	0.0085	0.0000	0.0049	0.0272
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0342	0.1766	0.0000	0.0000	0.0174	0.0174	0.0000	0.0100	0.0684
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0085	0.0023	0.0000	0.0000	0.0029	0.0029	0.0000	0.0016	0.0181
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0075	0.0002	0.0000	0.0000	0.0022	0.0022	0.0000	0.0012	0.0163
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0036	0.0000	0.0000	0.0000	0.0006	0.0006	0.0000	0.0003	0.0082
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0007	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0001	0.0000	0.0000	0.0015
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0009	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0021
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (H2O)	0.0000	0.0006	0.0000	0.0000	0.0001	0.0001	1.0000	0.0000	0.0003
Comp Mole Frac (n-C14)	0.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.4338	0.4338	0.0000	0.0000	0.0000
Molar Flow [MMSCFD]	3.500	0.6589	0.5115	1.383	1.179	1.179	5.161e-004	2.050	1.451
Name	GAS A SCRUBI	GAS A CHILLEI	A SEPARADOF	A MEZCLA	A DEBUTANIZ	GAS COMBUS	A CALENTAR	RESIDUAL	ACEITE RICO E
Comp Mole Frac (Methane)	0.7208	0.7208	0.5435	0.0748	0.0578	0.8418	0.0748	0.8033	0.0000
Comp Mole Frac (Ethane)	0.1123	0.1123	0.1479	0.1867	0.2145	0.1232	0.1867	0.1593	0.0756
Comp Mole Frac (Propane)	0.0974	0.0974	0.1665	0.3785	0.4028	0.0316	0.3785	0.0340	0.1186
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0141	0.0141	0.0272	0.0678	0.0651	0.0013	0.0678	0.0013	0.0138
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0342	0.0342	0.0684	0.1729	0.1604	0.0019	0.1729	0.0018	0.0289
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0085	0.0085	0.0181	0.0454	0.0401	0.0001	0.0454	0.0001	0.0049
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0075	0.0075	0.0163	0.0419	0.0353	0.0001	0.0419	0.0001	0.0037
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0036	0.0036	0.0082	0.0210	0.0163	0.0000	0.0210	0.0000	0.0010
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0007	0.0007	0.0015	0.0039	0.0030	0.0000	0.0039	0.0000	0.0001
Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0009	0.0009	0.0021	0.0053	0.0041	0.0000	0.0053	0.0000	0.0001
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (CO2)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (H2O)	0.0001	0.0001	0.0003	0.0007	0.0006	0.0000	0.0007	0.0001	0.0000
Comp Mole Frac (n-C14)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.7534
Molar Flow [MMSCFD]	3.501	3.501	1.451	0.5641	0.7301	0.8864	0.5641	0.5000	0.6789
Name	C3 +	ACEITE REG	A DESPOJADO	GASOLINA	*** New ***				
Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000					

