

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NUCLEO DE ANZOATEGUI
ESCUELA DE INGENIERIA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERIA QUIMICA
CURSOS ESPECIALES DE GRADO
AREAS DE GAS



**“APLICACIÓN DE LOS FUNDAMENTOS TERMODINÁMICOS EN LA
OPERACIÓN Y EFICIENCIA DEL REHERVIDOR DE FONDO DE LA
TORRE DESBUTANIZADORA DEL TREN C DE LA PLANTA DE
FRACCIONAMIENTO JOSÉ ANTONIO ANZOÁTEGUI”**

Realizado por:

ANGÉLICA PÉREZ TILLERO

Trabajo de Grado presentado ante la Universidad de Oriente como
Requisito Parcial para optar al Título de:

INGENIERO QUÍMICO

Barcelona, Abril de 2012

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NUCLEO DE ANZOATEGUI
ESCUELA DE INGENIERIA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERIA QUIMICA
CURSOS ESPECIALES DE GRADO
AREAS DE GAS



**“APLICACIÓN DE LOS FUNDAMENTOS TERMODINÁMICOS EN LA
OPERACIÓN Y EFICIENCIA DEL REHERVIDOR DE FONDO DE LA
TORRE DESBUTANIZADORA DEL TREN C DE LA PLANTA DE
FRACCIONAMIENTO JOSÉ ANTONIO ANZOÁTEGUI”**

Ing. Químico Ivelia Avendaño (Msc.)

Asesor

Barcelona, Abril de 2012

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NUCLEO DE ANZOATEGUI
ESCUELA DE INGENIERIA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERIA QUIMICA
CURSOS ESPECIALES DE GRADO
AREAS DE GAS



**“APLICACIÓN DE LOS FUNDAMENTOS TERMODINÁMICOS EN LA
OPERACIÓN Y EFICIENCIA DEL REHERVIDOR DE FONDO DE LA
TORRE DESBUTANIZADORA DEL TREN C DE LA PLANTA DE
FRACCIONAMIENTO JOSÉ ANTONIO ANZOÁTEGUI”**

Ing. Esp. Jairo Uricare

Jurado Principal

Ing. Esp. José Rondón

Jurado Principal

Barcelona, Abril de 2012

RESOLUCIÓN

De acuerdo al Artículo 44 del reglamento de Trabajo de Grado:

“Los Trabajos de Grado son de exclusiva propiedad de la Universidad de Oriente y solo podrán ser utilizados para otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quien lo notificará al Consejo Universitario.”

RESUMEN

El desarrollo del presente trabajo, constituye en la aplicación de los fundamentos termodinámicos en la operación y eficiencia del rehervidor de fondo de la torre desbutanizadora del tren C de la planta de fraccionamiento José Antonio Anzoátegui, con el objetivo de verificar el comportamiento de las propiedades termodinámicas tales como entalpía, entropía, volumen específico, presión, temperatura en dicha torre. Las ecuaciones de estado son muy importantes en la industria del gas natural, ya que estas ecuaciones siguen el postulado de estado, el cual consiste en determinar una propiedad intensiva, como el volumen específico, a partir de dos propiedades conocidas como la presión y temperatura. En el negocio del gas natural los líquidos que alimentan el tren de fraccionamiento provienen de las plantas de extracción (LGN) debe entrar a una temperatura adecuada para que pueda ocurrir un proceso de separación óptimo. Para la evaluación de las variables operacionales se utilizó un paquete de simulación HYSYS 3.2, el cual una vez montado todo el diseño de la torre desbutanizadora de gas natural, se procedió a variar los parámetros y de esa manera evaluar el comportamiento de dichas propiedades dentro de la torre con la finalidad de verificar cual paquete termodinámico se ajuste más al proceso y mediante este se conocer las propiedades termodinámicas de las diferentes corrientes. Obteniéndose que La temperatura es el parámetro termodinámico que disminuye la eficiencia del rehervidor de fondo de la torre desbutanizadora, ya que alterar el flujo de aceite de calentamiento en éste, ocasionando la variación de temperatura y por ende provocando que los parámetros dependientes de ésta se vean afectados.

DEDICATORIA

A mi Dios Grande y Misericordioso.

A mis padres, quienes siempre han confiado en mí y me han brindado su apoyo y amistad incondicional. Jamás olvidaré sus valiosos consejos.

A mi hermosa hija, el pedazo de mi vida más valioso, todo lo logrado es por ti. Dios te bendiga.

A mis hermanas, sobrinos, cuñado, quienes me apoyaron y confiaron en que si lo lograría.

A Alejandro Zambrano, quien me enseñó a salir adelante ante las adversidades.

AGRADECIMIENTOS

A Dios Grande y Misericordioso por escuchar cada una de mis súplicas y darme la fortaleza de enfrentar cada obstáculo y seguir adelante.

A la Universidad de Oriente, al Departamento de Química por permitir mi formación dentro de su campus y a todos los profesores que dejaron caer sus conocimientos sobre mí.

A mis adorados padres, (Crescencia de Pérez y Luis Pérez) por el apoyo incondicional, por estar presente en cada caída y ayudarme a levantarme, por la valiosa y sagrada amistad que siempre me han brindado. Los Amo con todo mi corazón, gracias a ustedes lo he logrado. Dios bendice a mis viejitos.

A mi hija hermosa, Génesis Alejandra, pedazo valioso de mi vida, gracias a ti lo he logrado, ya que eres el motivo y la luz que me hace tomar el camino correcto y siempre levantarme tras de cada caída. Hija te Amo con todas mis fuerzas. Dios te bendiga.

A mis hermanas(os), sobrinos(as), cuñado. “Para adelante que usted si puede” gracias por ayudarme a ser valiente, jamás olvidaré esas palabras tan alentadoras. Todo mi esfuerzo también será por ustedes. Los quiero muchísimo.

A Alejandro Zambrano, más que pareja, mi Amigo. Gracias por el apoyo y ejemplo de constancia brindado, a pesar de los obstáculos siempre estuviste conmigo, así lo sentí. Jamás olvidaré cada palabra que me enseñaron a ser fuerte. Te Amo.

A mi amigo, mi loco, Alirio Indriago. Gracias por tu apoyo y confianza brindada y por creer en mí en que si lo lograría. Te quiero mucho.

A toda la familia Zabala López, en especial a la Sra. Deysis y al sr. Vicente, gracias por permitirme ser un miembro más, por su amistad, apoyo en cada instante que los necesité. Los quiero mucho. Siempre seré su hija putativa.

A toda la familia Rondón Noriega, gracias por dejarme entrar en su hogar y formar parte de ustedes, recibir siempre el calor familiar, apoyo, amistad y ofrecerme sus hombros en cada momento que acudía a ellos. Siempre serán mi familia y los tendré presente en mi corazón. Los quiero mucho.

A mi amiga, compañera en momentos buenos y malos, Carolina Rondón, mil gracias siempre estaré agradecida por estar conmigo, escucharme y apoyarme todas las veces innumerables que me brindaste. Te quiero mucho.

A Roselyn Marcano, gran compañera, excelente persona, mil gracias. Pude contar contigo en ese instante donde estaba desorientada. Me extendiste la mano para salir del atolladero donde me encontraba. Dios te bendiga y te guie siempre. Éxitos.

A mis amigos queridos; Charles, Xiomara Guariques, Maira, Graciela, Xiomara Gutiérrez, Yethsy, Celis, Juan Núñez, José Lemus, Yanny, Dio, María Emilia, gracias por su amistad y apoyo brindado, para ustedes el mejor de los éxitos.

CONTENIDO

RESOLUCIÓN	IV
RESUMEN.....	V
DEDICATORIA	VI

AGRADECIMIENTOS.....	VI
CONTENIDO	VIII
LISTA DE TABLAS	XIV
LISTA DE FIGURAS	XV
CAPÍTULO I.....	17
INTRODUCCIÓN	17
1.1 Introducción	17
1.2 Ubicación Geográfica.....	19
1.3 Descripción de la Planta de Fraccionamiento	20
1.4 Planteamiento del Problema.....	22
1.5 Objetivos.....	24
1.5.1 Objetivo General.....	24
1.5.2 Objetivos Específicos	24
CAPÍTULO II.....	25
MARCO TEÓRICO	25
2.1 Marco Teórico Referencial.....	25
2.1.1 Antecedentes.....	25
2.2 Gas natural	26
2.3 Extracción de líquidos del gas natural	28
2.4 Principios Termodinámicos.....	29
2.4.1 Termodinámica	29
2.4.2 Clasificación de las propiedades termodinámicas	29
2.4.2.1 Propiedades Extensivas	29
2.4.2.2 Propiedades Intensivas.....	30
2.4.3 Sistema.....	30
2.4.4 Procesos Termodinámicos	30
2.4.4.1 Proceso isoterma	30
2.4.4.2 Proceso isobárico	30
2.4.4.3 Proceso Isocóro.....	30

2.4.4.4 Proceso adiabático	30
2.4.5 Ciclo Termodinámico	31
2.4.6 Trabajo (W).....	31
2.4.7 Calor (Q).....	31
2.4.7.1 Calor Latente	31
2.4.7.2 Calor Sensible	31
2.4.8 Primer principio de la Termodinámica o Primera Ley de la Termodinámica.	32
2.4.9 Segundo principio de la termodinámica o Segunda ley de la termodinámica.....	33
2.4.9.1 Procesos reversibles e irreversibles	33
2.4.9.2 Entropía (S)	34
2.4.9.3 Entalpía.....	36
2.4.9.4 Volumen Específico	37
2.4.10 Tercera ley de la termodinámica.....	37
2.4.11 Ley Cero	37
2.4.12 Energía Libre de Gibbs.....	38
2.4.12.1 Situaciones	40
2.4.13 Fugacidad.....	40
2.4.13.1 Definición de Fugacidad a partir de la energía libre de gibbs.....	40
2.4.13.2 Cálculo de fugacidades.....	41
2.4.13.3 Fugacidad en sistemas multicomponentes.....	42
2.4.14 Actividad	42
2.4.14.1 Coeficiente de Actividad	43
2.4.14.2 Propiedades de los coeficientes de actividad	44
2.4.15 Volatilidad (Equilibrio Líquido-Vapor).....	45
2.4.15.1 Factores que afectan la volatilidad relativa	46
2.5 Destilación	47

2.6 Tipos de destilación	48
2.6.1 Destilación sencilla	48
2.6.2 Destilación fraccionada.....	48
2.6.3 Destilación al vacío	49
2.6.4 Destilación por arrastre de vapor	49
2.7 Tipos de torres de destilación	49
2.7.1 Torre de destilación fraccionada.....	49
2.7.2 Torre de destilación al vacío	50
2.8 Tipos de torres	52
2.8.1 Torres empacadas	52
2.8.2 Torres de Platos	52
2.9 Fraccionamiento del gas natural	53
2. 10 Principios de Fraccionamiento	54
2.10.1 Consideraciones Teóricas:	54
2.11 Anormalidades del Proceso	55
2.11.1 Arrastre	55
2.11.2 Vomito.....	55
2.11.3 Goteo	56
2.11.4 Inundación	56
2.12 Tipos de fraccionadores.....	57
2.13 Operación de fraccionamiento	58
2.14 Proceso de fraccionamiento para los líquidos de gas natural (LGN)	59
2.14.1 Torre Despropanizadora	60
2.14.2 Torre Desbutanizadora	60
2.14.3 Torre Separadora de Butanos	61
2.14.4 Torre Fraccionadora de Gasolina	61
2.15 Rehervidores	62
2.16 Los principales tipos de rehervidores son:.....	63

2.16.1 Con Circulación forzada:.....	63
2.16.2 Tipo calderón	64
2.16.3 Termosifón con circulación natural:	65
2.17 Selección del tipo de rehervidor.....	66
2.18 Equipos básicos y operación de una torre fraccionadora (Desbutanizadora).....	69
2.18.1 Componentes principales de una columna Desbutanizadora	69
2.18.2 Principios de operación de una torre Desbutanizadora	70
2.18.3 Secciones de una Torre Desbutanizadora.....	71
2.18.3.1 Alimentación	71
2.18.3.2 Despojamiento	72
2.18.3.3 Reflujo.....	73
2.18.3.4 Corte lateral	74
2.18.3.5 Rectificación	75
2.19 Ecuación de Estado (EDE)	76
2.19.1 Uso de las ecuaciones de estado	77
2.19.2 Clasificación de las ecuaciones de estado	77
2.19.2.1 Ecuación de estado de Peng-Robinson (1976)	80
2.19.2.2 Ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong (1972)	81
CAPÍTULO III	84
METODOLOGIA DEL TRABAJO	84
3.1 Revisión bibliográfica de las fuentes de información	84
3.2 Caracterización de las corrientes de la torre desbutanizadora	84
3.3 Rehervidor con el cual trabaja la torre desbutanizadora	84
3.4 Parámetros que pueden alterar la eficiencia de un rehervidor de una torre desbutanizadora	85
3.5 Control de las propiedades termodinámicas que puedan disminuir la eficiencia del rehervidor en la torre desbutanizadora.	85

DESARROLLO DEL TRABAJO	86
3.2 Caracterización de las corrientes de la torre Desbutanizadora.....	86
3.3 Descripción del rehervidor con el cual trabaja la torre desbutanizadora.....	88
3.4 Parámetros que puedan alterar la eficiencia de un rehervidor en una torre desbutanizadora	89
3.4.1 Burbujeo de película (vapor binding)	89
3.4.2 Oleaje (surgin) por taponamiento del espacio entre los tubos	89
3.4.3 Caída de presión por mal funcionamiento del indicador controlador de presión:	90
3.4.4 Carga excesiva de calor en el rehervidor:.....	90
3.4.5 Cuando hay bajo flujo de aceite en el rehervidor	90
3.4.6 Perdidas de propiedades del aceite de calentamiento	91
3.5 Simulador del proceso HYSYS	92
CAPÍTULO IV.....	102
ANALISIS DE RESULTADO, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	102
4.1 Análisis de resultado.....	102
4.1.1 Control de las propiedades termodinámicas que puedan disminuir la eficiencia del Rehervidor en la Torre Desbutanizadora a través del simulador HYSYS 3.2	102
4.2 CONCLUSIONES	108
4.3 RECOMENDACIONES.....	110
BIBLIOGRAFÍA.....	111
BALANCE DE MATERIALES EN YACIMIENTOS DE GAS CONDENSADO	112
ANALISIS DE LAS CAIDAS DE PRESION EN UNA SECCION DE TUBERIA APLICANDO LAS ECUACIONES DE BEGGS Y BRILL Y OVID BAKER PARA UN SISTEMA MULTIFASICO	127

ESTUDIO DE LOS GRUPOS DE PROCESOS QUE CONFORMAN LA CADENA DE VALOR DEL GAS NATURAL (EXPLORACIÓN Y PRODUCCION, TRATAMIENTO Y EXTRACI3N, FRACCIONAMIENTO, ALMACENAMIENTO, TRANSPORTE Y DISTRIBUCI3N); Y LOS POSIBLES PROBLEMAS QUE SE PUEDEN PRESENTAR.	148
METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:.....	167

LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Ventajas y Desventajas de Torres Empacadas [2]	52
Tabla 2. Ventajas y desventajas de torres por bandejas [2]	53
Tabla 3 Clasificaci3n de las ecuaciones de estados [1]	79
Tabla 3.1 Composici3n de alimentaci3n a la torre desbutanizadora	86
Tabla 3.2 Composici3n de producto de tope de la torre Desbutanizadora ...	87

Tabla 3.3 Composición de producto de fondo de la torre desbutanizadora..	87
Tabla 3.4 Condiciones de la alimentación a la torre desbutanizadora.....	92
Tabla 3.5 Condiciones de operación del rehervidor	92
Tabla 3.6 Condiciones de operación del condensador.....	92
Tabla 4.1 Propiedades Termodinámicas en el rehervidor para la ecuación de SRK	105
Tabla 4.2 Propiedades Termodinámicas en el rehervidor para la ecuación de PR.....	106

LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1: Vista de la Planta de Fraccionamiento y Despacho Jose (PDVSA Gas)	20
Figura 2.1 Ley cero de la termodinámica.....	38
Figura 2.2 Columna de destilación fraccionada [2]	51
Figura 2.3 Torre de destilación al vacío [2]	51

Figura 2.4 Anormalidades del Proceso	57
Figura 2.5 Diagrama de Flujo de Operación de Fraccionamiento.....	59
Figura 2.6 Tren de Fraccionamiento	59
Figura 2.7 Torre Despropanizadora	60
Figura 2.8 Torre Desbutanizadora	62
Figura 2.9 Rehervidor [2]	63
Figura 2.10 Rehervidor con circulación forzada.....	64
Figura 2.11 Rehervidor tipo calderón.....	64
Figura 2.12 Rehervidor tipo calderón (interno).....	65
Figura 2.13 Rehervidor termosifón horizontal	66
Figura 2.14 Selección del tipo de Rehervidor	67
Figura 2.15 Columna Desbutanizadora [2]	70
Figura 3.1. Pantalla inicial del software HYSYS versión 3.2	93
Figura 3.2 Selección de los componentes mediante el"Component list view"	94
Figura 3.3 Selección del paquete termodinamico del simulador Hysys version 3.2.....	95
Figura 3.4 Pantalla para la construcción del diagrama de proceso y pantalla de equipos	96
Figura 3.5 Torre despropanizadora por medio del simulador Hysys version 3.2 para la ecuacion Peng Robinson	96
Figura 3.6 Propiedades termodinámicas de la Torre Despropanizadora por medio del simulador Hysys version 3.2 para la ecuacion Peng Robinson	97
Figura 3.7 Torres Desbutanizadora y Separadora de butanos por medio del simulador Hysys version 3.2 para la ecuacion Peng Robinson.....	98
Figura 3.8. Composicion de la torre desbutanizadora por medio del simulador hysys version 3.2 para la ecuacion peng robinson	99
Figura 3.9 Propiedades termodinamicas de la Torre Desbutanizadora por medio del simulador Hysys version 3.2 para la ecuacion Peng Robinson	99

Figura 3.10 Composicion de la Torre Separadora de butanos por medio del simulador Hysys version 3.2 para la ecuacion Peng Robinson.....	100
Figura 3.11 Propiedades termodinamicas de la Torre Separadora de butanos por medio del simulador Hysys version 3.2 para la ecuacion Peng Robinson	100
Figura 4.1 Variación de la temperatura vs. Entalpía en la Torre Desbutanizadora.....	103
Figura 4.2 Variación de la temperatura vs. Entropía en la Torre Desbutanizadora.....	104
Figura 4.3 Ilustración del comportamiento de las propiedades termodinámicas evaluadas en la torre Desbutanizadora	104

CAPÍTULO I

INTRODUCCIÓN

1.1 Introducción

Hoy en día el negocio de gas natural es de suma importancia para el crecimiento económico de nuestro país y uno de los grandes logros que tenemos en este campo es el Complejo Criogénico de Oriente, el cual está constituido por tres plantas de extracción de gas como lo son San Joaquín,

Santa Bárbara y Jusepín, una planta de fraccionamiento, almacenamiento y despacho (Jose). En esta última nombrada se lleva a cabo la etapa final de este largo proceso, donde se recibe los líquidos del gas natural, de las plantas de extracción, y se separan los componentes individualmente para su almacenamiento y venta.

El fraccionamiento de los líquidos del gas natural (LGN) se realiza en trenes de fraccionamiento, cada uno de ellos conformado por una etapa de recepción y distribución de la alimentación, precalentamiento de alimentación, torres de fraccionamiento (Despropanizadora, Desbutanizadora, separadora de butanos y fraccionadora de gasolina).

Este estudio está enfocado en las propiedades termodinámicas del rehervidor de fondo de la torre Desbutanizadora, donde se estarán evaluando las variables termodinámicas: presión, temperatura, entalpía, entropía, fugacidad, actividad y volatilidad mediante el uso del simulador HYSYS 3.2.

Las propiedades termodinámicas de los fluidos son de utilizadas para el diseño de los equipos de procesos, ya que por medio estas se puede conocer los requerimientos energéticos, comportamiento de las sustancias y con esto se podría determinar el tamaño que se requiere.

El simulador HYSYS 3.2 es una herramienta enfocada a la ingeniería de procesos que permite evaluar los diferentes problemas que pudieran presentarse en un proceso y cuál sería el comportamiento de ese proceso con dichas alteraciones. Por ello se utilizara esta herramienta con el fin de simular el proceso de fraccionamiento, específicamente la torre Desbutanizadora, y alterar los diferentes condiciones en el rehervidor de fondo, de esta manera estudiar cómo afectan estas variaciones la eficiencia de la torre.

1.2 Ubicación Geográfica

En la planta de fraccionamiento y despacho Jose se lleva a cabo la última etapa del procesamiento del gas natural, es decir, el fraccionamiento de los líquidos del gas natural. Ésta recibe líquidos de gas natural desde las plantas de extracción San Joaquín en Anaco (Estado Anzoátegui), Santa Bárbara y Jusepín (Estado Monagas), fracciona todo este volumen de líquidos del gas natural (LGN) y lo separa en productos puros mediante tres trenes de procesamiento, para luego almacenar los productos terminados y despachar al mercado nacional e internacional. Estos productos son: propano, isobutano, n-butano, pentano, gasolina natural y corte pesado.

La Planta de Fraccionamiento y Despacho Jose se encuentra ubicada en el Condominio Industrial Jose, en la Autopista Rómulo Betancourt (entre Barcelona y Píritu), Estado Anzoátegui. (Figura 1.1)



Figura 1.1: Vista de la Planta de Fraccionamiento y Despacho José (PDVSA Gas)

1.3 Descripción de la Planta de Fraccionamiento

La planta de fraccionamiento de Jose fue diseñada para recibir 70MBD de líquidos de gas natural (LGN), que serian procesado en dos trenes de fraccionamiento Ay B, cada uno con una capacidad de 35 MBD. Con la ampliación del complejo criogénico de oriente (proyecto ACCRO I), se expandió la capacidad de fraccionamiento a 100 MBD. Posteriormente con el ACCRO II en 1995 se conceptualizo un tercer tren de 35 MBD expandido a 50 MBD (ampliación D, proyecto ACCRO IV), como parte de un acuerdo bajo la modalidad “build-own-operate” (BOO), que consiste en el compromiso de una empresa privada, de construir y operar bajo su propio riesgo, prestando así un servicio de fraccionamiento de LGN a PDVSA.

Actualmente, la planta de fraccionamiento de Jose, consta de cuatro trenes de producción (A, B, C, D); estos a su vez cuentan con una capacidad de 50MBD cada uno, están conformados por cuatro torres de destilación (Despropanizadora, Desbutanizadora, Separadora de butanos, Fraccionadora de gasolina). El desarrollo de éste trabajo se enfoca en el

rehervidor de la torre Desbutanizadora (D2.10.0609), considerando como un sistema unico las torres; Desbutanizadora (D2.10.0606) y Separadora de butanos (D8.10.0608). Además de estos trenes, la planta esta conformada por las siguientes unidades o secciones básicas:

- Instalaciones de entrada a la planta de fraccionamiento.
- Tratamiento y secado de propano.
- Sistema de refrigeración de proceso y almacenamiento de productos.
- Despacho por muelle y llenadero.
- Sistema de aceite de calentamiento.
- Tratamiento de efluentes.

Mechurrio de emergencia; dos mechurrios de 42" de diámetro y 250' de altura y que operan con generación de humo, sirven a los tres trenes en condiciones de emergencia.

Mechurrio de servicio; un mechurrio más pequeño, de 20" de diámetro y 150' de altura, y de baja presión, se utiliza para quemar, sin humos y en forma rutinaria, pequeños volúmenes de corrientes de venteo provenientes de los tres trenes.

Sistema de gas combustible; el gas combustible se suministra a la Planta de Fraccionamiento y Despacho Jose desde el gasoducto de PDVSA Gas a una presión aproximada de 430 psig. Este sistema posee dos cabezales:

De alta presión (300 psig) para las turbinas de gas de los generadores eléctricos y los compresores de refrigeración en el área de almacenamiento.

De baja presión (150 psig) para todos los hornos a fuego directo.

Además de equipos varios como: colchones de gas para recipientes, gas para los pilotos y para purga de los cabezales de los mechurrios.

Sistema de agua contra incendio.

Generación de energía eléctrica y sala de control.

1.4 Planteamiento del Problema

Los líquidos del gas natural (LGN), formados por etano, propano, butano, y otros componentes hidrocarburos mas pesados; son utilizados en el mercado interno como combustible y materia prima. Estos son separados de la corriente de gas y son enviados a un sistema de fraccionamiento a fin de lograr su separación en componentes individuales y que representan materia prima fundamental para el desarrollo de otros procesos de gran relevancia para el crecimiento económico del país, como lo es la industria petroquímica.

El proceso de fraccionamiento de los líquidos del gas natural (LGN), se lleva a cabo en trenes de proceso (A, B, C, D); ésta investigación se basa en el tren C del complejo criogénico Jose Antonio Anzoátegui el cual cuenta con el abastecimiento de los LGN provenientes de las plantas de extracción Santa Bárbara, San Joaquín y Jusepín. El tren C cuenta con cuatro torres de fraccionamiento que son: Despropanizadora, Desbutanizadora (siendo esta la que se va a estudiar), Separadora de Butanos (la Desbutanizadora y la separadora de butanos se toma como un solo proceso), y Fraccionadora de gasolinas.

La torre desbutanizadora cuenta con varios equipos que ayudan a su funcionamiento, como lo son: condensador de tope y rehervidor de fondo, estos con la finalidad de mantener los productos a obtener bajo parámetros de especificaciones, y mantener bajo especificaciones de diseño las diferentes variables (temperatura, presión y volumen). Este estudio se va a enfocar en la importancia que tiene el rehervidor de fondo en el funcionamiento de la torre, tomando en cuenta las propiedades termodinámicos (entalpías, entropía, volumen específico, presión, temperatura), en los que participa este equipo y como afectan las propiedades nombradas la eficiencia y el funcionamiento de la torre.

Para el desarrollo de ésta investigación y el alcance de los objetivos, se seleccionaran paquetes de fundamentos termodinámicos que cumplan con los requerimientos para la operación y eficiencia del rehervidor de fondo de la torre desbutanizadora. Se usará el simulador Hysys 3.2 con la finalidad de seleccionar el paquete termodinámico que se ajuste más al proceso y mejor funcionamiento de la Torre Desbutanizadora.

1.5 Objetivos

1.5.1 Objetivo General

Aplicar los fundamentos termodinámicos en la operación y eficiencia del rehervidor de fondo de una Torre Desbutanizadora.

1.5.2 Objetivos Específicos

- Caracterizar las corrientes de una Torre Desbutanizadora.
- Conocer el tipo de Rehervidor con el cual trabaja la Torre Desbutanizadora.
- Conocer los parámetros que puedan alterar la eficiencia de un Rehervidor de una Torre Desbutanizadora.
- Controlar las propiedades termodinámicas que puedan disminuir la eficiencia del Rehervidor en la Torre Desbutanizadora.

CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

2.1 Marco Teórico Referencial

2.1.1 Antecedentes

González y Reyes, [1] en el año 2011 evaluaron las propiedades termodinámicas en una torre despropanizadora mediante la aplicación de las ecuaciones de estado, con el objetivo de verificar el comportamiento de las propiedades termodinámicas tales como entalpía, entropía y volumen específico en dicha torre; utilizando como herramienta el software HYSYS 3.2, para simular y evaluar el comportamiento de dichas propiedades dentro de la torre, con la finalidad de verificar cual paquete termodinámico se ajusta mas al proceso y conocer las propiedades termodinámicas de las diferentes corrientes.

Fuentes y Moreno, [2] en el año 2011 estudiaron la importancia de las propiedades coligativas (aumento del punto de ebullición, descenso de la presión de vapor, descenso del punto de rocío y presión osmótica) en el proceso de fraccionamiento de los líquidos del gas natural(LGN), particularmente en la etapa de despropanización, tomando como patrón la despropanizadora del complejo JOSE, con la finalidad de definir los punto en los cuales las propiedades coligativas se ven involucradas en el mismo.

Lezama y Veracierta, [3] en el año 2010 evaluaron las diferentes formas de almacenamiento y transporte de los productos del gas natural, mediante la clasificación y caracterización de los tipos de recipientes usados en el almacenamiento y el estudio de los distintos medios de transporte que se utiliza, considerando normas y criterios establecidos para el almacenaje y transporte, garantizando la calidad y eficiencia durante el proceso.

Durán y González, [4] en el año 2009 evaluaron la factibilidad comercial del pentano en la planta de fraccionamiento, almacenaje y despacho del complejo criogénico José Antonio Anzoátegui, demostrando la importancia del pentano (C5) como producto base en la elaboración de subproductos, así como también las premisas de cambios en la infraestructura de la planta para lograr las capacidades de almacenamiento necesarias y los índices de productividad requeridos en su comercialización interna y externa.

2.2 Gas natural

Es una mezcla gaseosa en condiciones normales de presión y temperatura. No tiene olor ni color, y por lo general se encuentra en forma natural mezclado con otros hidrocarburos fósiles. Al momento de su extracción el gas natural contiene impurezas como nitrógeno, agua, sulfuro de hidrógeno, dióxido de carbono que tienen que ser removidas antes de su transporte y comercialización.

Típicamente el gas natural comercial está compuesto de un 95% o más de metano y el 5% restante de una mezcla de etano, propano y otros componentes más pesados. Al referirse al gas natural, es pertinente distinguir tres términos que suelen emplearse para referirse al mismo, estos son: GNL, GLP y LGN.

Gas natural licuado (GNL): es gas metano en estado líquido. Para licuar este hidrocarburo, se requieren temperaturas bajas, aproximadamente -160 °C. El transporte del GNL se efectúa en buques llamados metaneros, los cuales son acondicionados para mantener esta temperatura.

Gas licuado del petróleo (GLP): es una mezcla en proporción variable de propano y butano. Es gaseoso a temperatura ambiente y presión atmosférica, se puede licuar bajo presión o a presión atmosférica si se enfría hasta -43 °C. El GLP se almacena y se transporta de forma líquida.

Líquidos del Gas Natural (LGN): representa el producto principal de las plantas de extracción de líquido del gas natural. El LGN es una mezcla de hidrocarburos constituida por etano, propano, butanos y gasolina natural; o propano, butanos y gasolina natural. Si se incluye o no el etano depende del modo de operación de las plantas de extracción. En Venezuela el LGN es el producto intermedio del procesamiento del gas, ya que luego es fraccionado o separado en sus componentes individuales y gasolina natural. Es utilizado en la industria petroquímica, en la fabricación de componentes de alto octanaje para gasolinas.

En Venezuela, la primera fase de valoración del gas natural es la inyección para recuperación adicional de crudo en los campos. El gas natural, tratado previamente para deshidratarlo y reducir su contenido en sulfuro de hidrógeno, pasa a los sistemas de recolección para segregar las corrientes de gas y efectuar intercambio entre los campos para inyección. El gas rico en LGN alimenta las plantas de extracción de líquido. El gas remanente más utilizado en la inyección, pasa a la corriente de gas metano, que se complementa con el gas residual proveniente de la extracción de líquido para ser destinado al mercado interno. Del proceso de extracción profunda de líquidos se obtienen el etano, propano, butanos, y naftas naturales, consumidos principalmente en el mercado interno, en su mayoría como insumo petroquímico y combustible para el sector residencial y comercial (GLP). El remanente, principalmente propano, es exportado [4].

Líquidos del gas natural (LGN)

El gas natural, tal como se extrae de los yacimientos, contiene impurezas e hidrocarburos condensables, mediante su procesamiento y tratamiento se le eliminan las impurezas y se separa el metano de los otros componentes (Propano, butanos, pentanos, gasolina natural y nafta), los cuales en forma líquida se conocen como líquidos del gas natural (LGN).

Estos se extraen del gas natural mediante procesos criogénicos, bajando su temperatura y disminuyendo así el volumen que ocupan en estado gaseoso.

Una gran ventaja que tienen los líquidos del gas natural, es en cuanto su almacenamiento y embarque, esto se deriva del hecho de que 0,03 m³ (1 pie³) de metano líquido a -162 °C (-260 °F) es aproximadamente igual a 18 m³ (630 pies³) de metano gaseoso. Los líquidos del gas natural son utilizados en el mercado interno como combustible y materia prima para la obtención de plásticos y resinas [3].

2.3 Extracción de líquidos del gas natural

Este proceso es al que se somete el gas natural rico libre de impurezas, con la finalidad de separar el gas metano seco (CH₄) de los llamados “Líquidos del Gas Natural”, LGN. Las plantas de extracción se encargan de separar los líquidos de la corriente de gas, mediante la condensación de los componentes más pesados (propano, butanos y más pesados), para ser enviados a las plantas de fraccionamiento.

El principio termodinámico, en el cual se basan las diferentes tecnologías de extracción de líquidos, es llevar el gas natural a condiciones de temperatura y presión tal, que se asegure la condensación de los componentes más pesados. Esto puede lograrse, ya sea, con una refrigeración directa (refrigeración mecánica), mediante transferencia de masa (absorción) o a través de una expansión (turbo-expansión y/o expansión Joule Thompson), todo esto manteniendo un control riguroso del punto de rocío del gas.

Los procesos de extracción de líquidos del gas natural cubren una gran variedad de tecnologías. Algunas de estas tecnologías operan a temperaturas de nivel criogénico, condiciones a la cuales, de haber agua presente, formaría hidratos y/o congelaría el proceso.

La selección del proceso a utilizar, su complejidad y el costo dependen del grado de recobro de líquidos que se desea obtener. Sin embargo, a la hora de la selección del proceso de extracción, el factor más importante es la composición del gas. En general, un gas rico requiere mayores gastos de energía a la hora de realizar la refrigeración, mientras que un gas pobre requiere condiciones de proceso más severas (menores temperaturas) para alcanzar un recobro alto [3].

2.4 Principios Termodinámicos

2.4.1 Termodinámica

Es una rama de la física que estudia los efectos de los cambios de magnitudes de los sistemas a un nivel macroscópico. El estado de un sistema macroscópico se puede describir mediante propiedades medibles como la temperatura, la presión o el volumen, que se conocen como variables de estado. Es posible identificar y relacionar entre sí muchas otras variables termodinámicas (como la densidad, el calor específico, la compresibilidad o el coeficiente de dilatación), con lo que se obtiene una descripción más completa de un sistema y de su relación con el entorno. Cuando un sistema macroscópico pasa de un estado de equilibrio a otro, se dice que tiene lugar un proceso termodinámico. Los principios de la termodinámica tienen una importancia fundamental para todas las ramas de la ciencia y la ingeniería. [1]

2.4.2 Clasificación de las propiedades termodinámicas

2.4.2.1 Propiedades Extensivas

Dependen de la cantidad de materia del sistema (masa, volumen y todas las clases de ingeniería).

2.4.2.2 Propiedades Intensivas

Son independientes de la cantidad de materia del sistema (Presión, temperatura, viscosidad y altura).

2.4.3 Sistema

En el estudio de la termodinámica la atención está dirigida al interior de un sistema. Un sistema es toda aquella cantidad de materia o aquella región del espacio elegida para su estudio, limitada por una superficie llamada frontera, abstracta o real. La frontera es la superficie de contacto compartida tanto por el sistema como los alrededores y medio ambiente. Si en el sistema no entra ni sale materia, se dice que se trata de un sistema cerrado, o sistema aislado si no hay intercambio de materia y energía, dependiendo del caso. En la naturaleza, encontrar un sistema estrictamente aislado es, por lo que sabemos, imposible, pero podemos hacer aproximaciones. Un sistema del que sale y/o entra materia, recibe el nombre de abierto. [1]

2.4.4 Procesos Termodinámicos

Un sistema pasa por un proceso termodinámico o transferencia termodinámica cuando al menos una de las coordenadas termodinámicas no cambia.

2.4.4.1 Proceso isoterma

Son procesos en los que la temperatura no cambia.

2.4.4.2 Proceso isobárico

Son procesos en los cuales la presión no varía.

2.4.4.3 Proceso Isocóro

Son procesos en los que el volumen permanece constante.

2.4.4.4 Proceso adiabático

Son procesos en los que no hay transferencia de calor al sistema. [1]

2.4.5 Ciclo Termodinámico

Es cualquier serie de los procesos termodinámicos tales que, al transcurso de todos ellos, el sistema regrese a su estado inicial, la variación de las magnitudes termodinámicas propias del sistema sea nula. No obstante, a variables como el calor y el trabajo no es aplicable, porque estas variables no son funciones de estado del sistema, sino transferencia de energía entre este y su entorno. Un hecho característico es la primera ley de la termodinámica. [1]

2.4.6 Trabajo (W)

Es la interacción que existe entre un sistema y sus alrededores a través de aquellas porciones de los límites del sistema en donde no existe transferencia de una propiedad intensiva, es decir, la energía se transfiere de un cuerpo a otro por medios mecánicos.

2.4.7 Calor (Q)

Se define como una forma de transferencia de energía entre dos estados de equilibrio de un sistema termodinámico como consecuencia de una interacción térmica entre el sistema y el entorno u otros sistemas. Para que esta interacción térmica pueda tener lugar, el sistema no puede estar rodeado de paredes adiabáticas.

2.4.7.1 Calor Latente

Es el calor necesario para que se dé el cambio de fase.

2.4.7.2 Calor Sensible

Es la cantidad de calor recibido o cedido por un cuerpo al sufrir una variación de temperatura sin que haya cambio de estado físico.

2.4.8 Primer principio de la Termodinámica o Primera Ley de la Termodinámica.

El primer principio de la termodinámica fue propuesto por Nicolás Leonard Sadi Carnot (1796 -1832) en 1824, este trabajo no fue tenido en consideración por los científicos de su época, y recién años más tarde fue utilizada por Rudolf Loreto Clausius (1822 – 1888) y William Thompson (Lord Kelvin 1824 – 1907) para formular de una manera matemática, las bases de la termodinámica. También se le conoce como principio de conservación de la energía para la termodinámica y establece que si se realiza trabajo sobre un sistema o bien éste intercambia calor con otro, la energía del sistema cambiará.

El primer principio o ley de conservación de la energía. Afirma que, como la energía no se crea ni destruirse solo se transforma, dejando a un lado las posteriores ramificaciones de la equivalencia entre masa y energía la cantidad de energía transferida a un sistema en forma de calor más la cantidad de energía transferida en forma de trabajo sobre el sistema debe ser igual al aumento de la energía interna del sistema. El calor y el trabajo son mecanismos por los que los sistemas intercambian energía entre sí.

La ecuación general de la conservación de la energía es la siguiente:

$$E_{entra} - E_{sale} = \Delta E_{sistema} \quad (EC.1)$$

E: energía

Que aplicada a la termodinámica teniendo en cuenta el criterio de signos termodinámicos, queda de la forma:

$$\Delta U = Q - W \quad (EC.2)$$

Donde:

ΔU : Diferencial de energía interna

W: Trabajo

Q: Calor

Si solo realizamos trabajo sobre el sistema, $W < 0$ y $\Delta U > 0$, Si solo aportamos calor al sistema, $Q > 0$ y $\Delta U > 0$. Cuando el sistema sufre una transformación infinitesimal

$$du = \delta Q - \delta W \quad (\text{EC.3})$$

Los símbolos δQ y δW se escriben para diferenciarlos de dU que es una diferencial exacta. Q y W dependen del camino, U no.

Un sistema capaz de generar su propia energía interna sin aportes exteriores, es decir, que verifique $\Delta U > 0$ con $Q = W = 0$ contradice el Primer Principio de la Termodinámica. [1]

2.4.9 Segundo principio de la termodinámica o Segunda ley de la termodinámica

La segunda ley de la termodinámica o segundo principio de la termodinámica expresa, en una forma concisa, que "La cantidad de entropía de cualquier sistema aislado termodinámicamente tiende a incrementarse con el tiempo", es decir, cuando una parte de un sistema cerrado interactúa con otra parte, la energía tiende a dividirse por igual, hasta que el sistema alcanza un equilibrio térmico. Esta ley regula la dirección en la que deben llevarse a cabo los procesos termodinámicos y, por lo tanto, la imposibilidad de que ocurran en el sentido contrario. También establece, en algunos casos, la imposibilidad de convertir completamente toda la energía de un tipo en otro sin pérdidas. De esta forma, este principio impone restricciones para las transferencias de energía que hipotéticamente pudieran llevarse a cabo teniendo en cuenta sólo el Primer Principio. [1]

2.4.9.1 Procesos reversibles e irreversibles

Los procesos reales se producen en una dirección preferente. Es así como el calor fluye en forma espontánea de un cuerpo más cálido a otro más

frío, pero el proceso inverso sólo se puede lograr con alguna influencia externa.

Los procesos unidireccionales se llaman procesos irreversibles. En general, un proceso es irreversible si el sistema y sus alrededores no pueden regresar a su estado inicial. Por el contrario, un proceso es reversible si su dirección puede invertirse en cualquier punto mediante un cambio infinitesimal en las condiciones externas.

Una transformación reversible se realiza mediante una sucesión de estados de equilibrio del sistema con su entorno y es posible devolver al sistema y su entorno al estado inicial por el mismo camino. Reversibilidad y equilibrio son, por tanto, equivalentes. Si un proceso real se produce en forma cuasi estática, es decir lo suficientemente lento como para que cada estado se desvíe en forma infinitesimal del equilibrio, se puede considerar reversible. En los procesos reversibles, el sistema nunca se desplaza más que diferencialmente de su equilibrio interno o de su equilibrio con su entorno. Si una transformación no cumple estas condiciones es irreversible.

2.4.9.2 Entropía (S)

Es la magnitud física que mide la parte de la energía que no puede utilizarse para producir trabajo. Es una función de estado de carácter extensivo y su valor, en un sistema aislado, crece en el transcurso de un proceso que se dé de forma natural. La variación de entropía nos muestra la variación del orden molecular ocurrido en una reacción química. Si el incremento de entropía es positivo, los productos presentan un mayor desorden molecular (mayor entropía) que los reactivos. En cambio, cuando el incremento es negativo, los productos son más ordenados.

La entropía física, en su forma clásica, está definida por la ecuación:

$$dS = \frac{\delta Q}{T} \quad (\text{EC.4})$$

O más simplemente, cuando no se produce variación de temperatura (proceso isotérmico):

$$S_2 - S_1 = \frac{Q_{1-2}}{T} \quad (\text{EC.5})$$

Donde S es la entropía, Q_{1-2} es la cantidad de calor intercambiado entre el sistema y el entorno y T la temperatura absoluta en kelvin. Los números 1 y 2 se refieren a los estados iniciales y finales de un sistema termodinámico.

El significado de esta ecuación es cuando un sistema termodinámico pasa, en un proceso reversible e isotérmico, del estado 1 al estado 2, el cambio en su entropía es igual a la cantidad de calor intercambiado entre el sistema y el medio dividido por su temperatura absoluta.

La entropía global del sistema es la entropía del sistema considerado más la entropía de los alrededores. También se puede decir que la variación de entropía del universo, para un proceso dado, es igual a su variación en el sistema más la de los alrededores:

$$\Delta S_{\text{universo}} = \Delta S_{\text{sistema}} + \Delta S_{\text{entorno}} \quad (\text{EC.6})$$

Si se trata de un proceso reversible, ΔS (universo) es cero pues el calor que el sistema absorbe o desprende es igual al trabajo realizado.

Como los procesos reales son siempre irreversibles, siempre aumentará la entropía. Así como "la energía no puede crearse ni destruirse, solo se transforma", la entropía puede crearse pero no destruirse.

La segunda ley de la termodinámica ha sido expresada de muchas maneras diferentes. Sucintamente, se puede expresar así:

Es imposible un proceso cuyo único resultado sea la transferencia de energía en forma de calor de un cuerpo de menor temperatura a otro de mayor temperatura. Enunciado de Clausius.

Es imposible todo proceso cíclico cuyo único resultado sea la absorción de energía en forma de calor procedente de un foco térmico (o reservorio o depósito térmico), y la conversión de toda ésta energía en forma de calor en energía en forma de trabajo. Enunciado de Kelvin-Planck.

En un sistema cerrado, ningún proceso puede ocurrir sin que de él resulte un incremento de la entropía total del sistema.

2.4.9.3 Entalpía

Es la cantidad de energía que un sistema termodinámico puede intercambiar con su entorno. Su variación expresa una medida de la cantidad de energía absorbida o cedida por un sistema termodinámico.

La entalpía en procesos químicos se clasifica en reacción exotérmica o endotérmica. Las reacciones exotérmicas son reacciones que liberan energía como resultado de los procesos químicos, es decir, libera energía y las reacciones endotérmicas reacciones que ganan energía durante la reacción, la entalpía es positiva.

2.4.9.4 Volumen Específico

Es el volumen ocupado por unidad de masa de un material. Es la inversa de la densidad, por lo cual no dependen de la cantidad de materia.

2.4.10 Tercera ley de la termodinámica

Tercera Ley de la Termodinámica afirma que es posible relacionar la entropía con el modelo molecular de los estados de la materia, el estado gaseoso las moléculas están en constante aumento, en el líquido solo se mueven entre ellas y en el sólido las partículas solo vibran, por lo tanto se puede intuir que: $S(\text{gases}) > S(\text{líquidos}) > S(\text{sólido})$. La tendencia de la entropía está relacionada con el estado de agregación del sistema (orden) y éste está relacionado con la temperatura.

Se enuncia la tercera ley de la termodinámica como: "La entropía de los cristales perfectos de todos los elementos y compuestos es cero en el cero absoluto de temperatura". Cualquier sustancia a una temperatura mayor que 0°K tendrá un valor positivo de entropía. Como la entropía es una función de estado, entonces el cambio de entropía en una reacción química vendrá dado por la diferencia entre la entropía de los productos (estado final) y los reactivos (estado inicial). [1]

2.4.11 Ley Cero

Afirma que si dos sistemas distintos están en equilibrio termodinámico con un tercero, también tienen que estar en equilibrio entre sí. Esta propiedad compartida en el equilibrio es la temperatura. (Ver figura N° 1). La ley cero postula que la temperatura es una variable de estado, y que la condición para que dos sistemas estén en equilibrio térmico es que se hallen a igual temperatura.

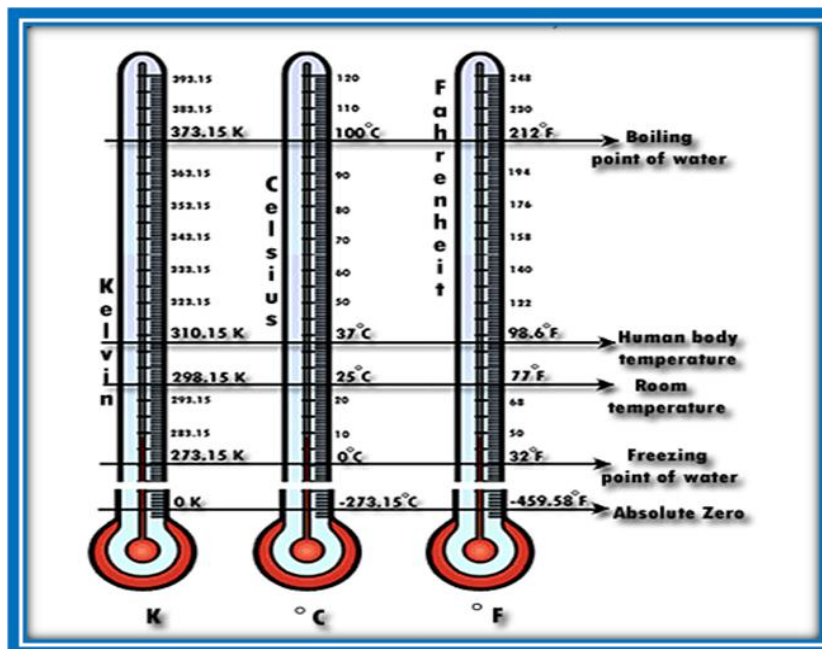


Figura 2.1 Ley cero de la termodinámica.

Dos sistemas aislados A y B, que son puestos en contacto térmico acaban estando en equilibrio térmico.

Si A está en equilibrio térmico con B y B está en equilibrio térmico con C, A y C están en equilibrio térmico.

2.4.12 Energía Libre de Gibbs

La condición de un máximo de entropía como criterio de equilibrio en sistemas aislados de sus alrededores es útil, pero cuando consideramos sistemas que no están aislados debemos tomar en cuenta el cambio en entropía del sistema y el del ambiente. Como la mayoría de los sistemas de interés para el Químico no están aislados, es difícil evaluar el cambio total en entropía. No se podrá usar la entropía entonces como criterio de espontaneidad. Surge entonces una nueva propiedad termodinámica: Energía Libre de Gibbs, (G).

La energía libre Gibbs (G) es una función de estado que relaciona la entropía (medida del grado de desorden molecular de un sistema) y la entalpía de un sistema (cantidad de energía que un sistema puede intercambiar con su entorno), a través de la cual se puede definir la condición de equilibrio y espontaneidad del mismo.

Para un proceso sea espontáneo:

$$\Delta S_{\text{tot}} = \Delta S_{\text{sis}} + \Delta S_{\text{amb}} > 0 \quad (\text{EC.7})$$

Pero:

$$\Delta S_{\text{amb}} = -\Delta H/T \quad (\text{EC.8})$$

Entonces:

$$\Delta S_{\text{tot}} = \Delta S_{\text{sis}} + -\Delta H/T > 0 \quad (\text{EC.9})$$

Multiplicando a ambos lados por T y por -1:

$$\Delta H - T\Delta S_{\text{sis}} < 0 \quad (\text{EC.10})$$

Definimos entonces:

$$\Delta G = \Delta H - T\Delta S \quad (\text{EC.11})$$

Como una nueva función de estado. Por lo tanto a temperatura y presión constante, utilizamos el valor de ΔG como criterio de espontaneidad.

Si $\Delta G < 0$ el proceso es espontáneo ($\Delta S_{\text{tot}} > 0$), esto es $G_2 - G_1 < 0$, o sea, $G_1 > G_2$, implicando que tiende a un mínimo de energía.

Si $\Delta G = 0$ el sistema está en equilibrio ($\Delta S_{\text{tot}} = 0$).

Si $\Delta G > 0$ el proceso no es espontáneo, ($\Delta S < 0$).

La función de energía libre de Gibbs representa una función compuesta de los dos factores principales que contribuyen a la espontaneidad de un proceso, ΔH y ΔS . Así es que para que un proceso sea espontáneo, ($\Delta G < 0$), se favorecerá aquel que conlleve una disminución de entalpía y un aumento en entropía.

2.4.12.1 Situaciones

1. Si $H < 0$ (exotérmico) y $S > 0$ (aumenta el "desorden") para cualquier temperatura, el $G < 0$ siempre.

2. Cuando $\Delta H < 0$ y $\Delta S < 0$ el proceso ocurrirá espontáneamente si es suficientemente exotérmico para superar la disminución en entropía o $|T \Delta S| < |\Delta H|$, pero a T alta el término $|T \Delta S|$ superaría $|\Delta H|$ y el proceso no sería espontáneo. Ejemplo: condensación de vapor de agua y congelación de agua líquida.

3. Si $\Delta H > 0$ y $\Delta S > 0$; $\Delta G < 0$ solamente a T bien altas. Ejemplo: fusión y evaporación.

2.4.13 Fugacidad

La Fugacidad es la medida del potencial químico en la forma de "presión ajustada". Está directamente relacionada con la tendencia de una sustancia de preferir una fase (líquida, sólida o gas) frente a otra. A una temperatura y presión fijas, el agua (por ejemplo) tendrá una fugacidad diferente para cada fase. Aquella fase con la menor fugacidad será la más favorable; la sustancia minimiza entonces la Energía libre de Gibbs.

2.4.13.1 Definición de Fugacidad a partir de la energía libre de gibbs

La fugacidad se define para tratar sustancias de una forma similar a la que usamos con gases ideales. Más que una magnitud física es una variable artificial con la que facilitamos el tratamiento de sustancias reales. En un gas ideal se cumple:

$$g^*(T, P) = g^*(T, P^u) + \int_{P^u}^P \left(\frac{\partial g}{\partial P} \right)_T dP = g^*(T, P^u) + RT \ln \frac{P}{P^u} \quad (\text{EC.12})$$

Dónde g es la energía libre de gibbs específica; T la temperatura; P la presión; P^u una presión de referencia, en principio arbitraria pero que suele tomarse como 1 bar. y *usado para indicar que se trata de un gas ideal.

Expandiendo esta expresión para sustancias reales se define la fugacidad como la función $f(T, P)$ que hace cierta la expresión:

$$g(T, P) = g^*(T, P^u) + RT \ln \frac{f(T, P)}{P^u} \quad (\text{EC.13})$$

Examinando esta definición queda clara la interpretación de "presión ajustada" de la fugacidad ya que obviamente tiene la misma dimensión que la presión. Además cabe recalcar que para un gas ideal la fugacidad es igual que la presión como se comprueba al comparar las dos ecuaciones precedentes. Como todos los gases son ideales en presiones tendiendo a cero la fugacidad debe satisfacer:

$$\lim_{P \rightarrow 0} \frac{f}{P} = 1 \quad (\text{EC.14})$$

De aquí se define el coeficiente de fugacidad, ϕ como:

$$\phi = \frac{f}{P} \quad (\text{EC.15})$$

El coeficiente de fugacidad es adimensional y mide la "idealidad" de una sustancia. Cuanto más próximo a la unidad sea mas ideal será y viceversa.

2.4.13.2 Cálculo de fugacidades

El cálculo de fugacidades puede realizarse mediante la aplicación de una ecuación de estado o por medio de correlaciones generalizadas. En ambos casos la propiedad medida a partir de la que se obtiene la fugacidad es la discrepancia de g que es la diferencia entre la energía libre real y la del gas ideal.

$$g^D(T, P) = g(T, P) - g^*(T, P) \quad (\text{EC.16})$$

De la forma en la que se define la fugacidad es obvio que:

$$g^D(T, P) = RT \ln \frac{f}{P^u} \quad (\text{EC.17})$$

2.4.13.3 Fugacidad en sistemas multicomponentes

En sistemas multicomponentes, es decir mezclas, cada componente tiene su propia fugacidad que se define en función del potencial químico como:

$$\mu_i(P, T) = g_i^*(T, P^u) + RT \ln \frac{f_i}{P^u} \quad (\text{EC.18})$$

Donde μ_i es el potencial químico del componente i . La relación entre la fugacidad del componente i en la mezcla y la correspondiente al componente puro es lo que se conoce como actividad del componente i en la mezcla concreta.

2.4.14 Actividad

En química, la actividad es una medida de una "concentración efectiva" de una especie. Surge debido a que las moléculas en un gas o solución no ideal interactúan unas con otras. La actividad no tiene dimensiones. Se hace adimensional utilizando la concentración estándar (para las soluciones, 1 mol/L), o presiones (para los gases, 1 atm, 101,325 kPa). La actividad depende de la temperatura, presión y composición. Para los gases, la presión efectiva parcial se suele referir como fugacidad.

Los efectos de la actividad son el resultado de las interacciones entre los iones, tanto electrostáticas como covalentes. La actividad de un ión está influenciada por su ambiente. La actividad de un ión en una jaula de

moléculas de agua es diferente de estar en el medio de una nube de contraiones

Este tipo de actividad es relevante en la química para la constante de equilibrio y constante de reacción. Por ejemplo, pueden existir grandes desviaciones entre la concentración de iones hidrógeno calculada de un ácido fuerte en solución, y la actividad de hidrógeno derivada de un indicador de pH.1.

2.4.14.1 Coeficiente de Actividad

Para explicar los efectos de electrólitos en los equilibrios químicos, los estudiosos de la materia suelen emplear el término actividad, a , o concentración efectiva. Esta propiedad depende de la fuerza iónica del medio, y para una especie X, se define como:

$$a_X = \gamma_X * [X] \quad (EC.19)$$

Donde a_X es la actividad de X, $[X]$ es su concentración molar y γ_X es una cantidad adimensional llamada coeficiente de actividad. Esta propiedad, y por tanto la actividad de X varía con la fuerza iónica, de tal manera que al sustituir $[X]$ por a_X en cualquier expresión de constante de equilibrio, el valor numérico de ésta se vuelve independiente de la fuerza iónica. Para ilustrar esto, supóngase que $X_m Y_n$ es un precipitado. La expresión termodinámica de su producto de solubilidad se define por la ecuación

$$K_{ps} = a_X^m * a_Y^n \quad (EC.20)$$

Al aplicar la ecuación x se obtiene

$$K_{ps} = \gamma_X^m \gamma_Y^n * [X]^m [Y]^n = \gamma_X^m \gamma_Y^n * K'_{ps} \quad (EC.21)$$

K'_{ps} es la constante del producto de solubilidad en términos de concentración y K_{ps} es la constante termodinámica de equilibrio. Los coeficientes de actividad γ_x γ_y varían de tal forma con la fuerza iónica que el valor de K_{ps} se mantiene constante e independiente de la fuerza iónica (lo cual no sucede con la constante de concentración K'_{ps}).

2.4.14.2 Propiedades de los coeficientes de actividad

Los coeficientes de actividad tienen las siguientes propiedades:

El coeficiente de actividad de una especie es una medida de la eficacia con la que influye en el equilibrio en el que participa. En soluciones muy diluidas, donde la fuerza iónica es mínima, esa capacidad se vuelve constante y el coeficiente de actividad tiende al valor de la unidad. En tales circunstancias, la actividad y la concentración molar son idénticas (lo mismo que las constantes de equilibrio termodinámico y de concentración). Sin embargo, conforme aumenta la fuerza iónica, el ión pierde parte de su eficacia y disminuye su coeficiente de actividad.

En soluciones poco concentradas, el coeficiente de actividad de una especie dada es independiente de la naturaleza del electrolito y depende sólo de la fuerza iónica.

Para una fuerza iónica dada, el coeficiente de actividad de un ión se desvía de la unidad a medida que aumenta su carga. El coeficiente de actividad de una molécula sin carga tiende a la unidad, independientemente de la fuerza iónica de la solución.

En una fuerza iónica dada, los coeficientes de actividad de los iones con la misma carga tienden a ser iguales. Las pequeñas variaciones que se presenten se pueden correlacionar con el diámetro efectivo de los iones hidratados.

El coeficiente de actividad de un cierto ión describe su comportamiento efectivo en todos los equilibrios en los que participa.

2.4.15 Volatilidad (Equilibrio Liquido-Vapor)

Como se menciono, la separación de los componentes de una mezcla líquida está relacionada con la volatilidad de los componentes o mejor conocida como volatilidad relativa de un componente. La volatilidad relativa es una medida de la facilidad de separación entre dos o más componentes, donde por convención siempre será la relación del componente más volátil al menos volátil [2].

$$\alpha_{ij} = \frac{K_i}{K_j} \quad (\text{EC.22})$$

Donde:

α_{ij} : Volatilidad relatividad del componente i con respecto al componente

K_i : Constantes de equilibrio del componente i .

K_j : Constante de equilibrio del componente j .

Si la volatilidad relativa es alta, tenemos que la tendencia del componente i a vaporizarse es alta, por lo que será fácil la separación del componente de la mezcla líquida. A medida que la volatilidad relativa se acerca a la unidad, la separación de los componentes es más difícil por destilación, hasta el punto que sería imposible, cuando la volatilidad relativa es igual a la unidad.

Si $\alpha > 2.0$, no se necesitan muchas etapas teóricas en la columna de destilación para separar la mezcla.

Si $\alpha < 1.5$, se considera que es una volatilidad relativa baja y se requiere un mayor número de etapas teóricas para la separación.

Entre los ejemplos más comunes de columnas de destilación para separar mezclas líquidas con baja volatilidad relativa se tiene, la separación de la mezcla Isobutano-Propano (45 etapas teóricas) y la mezcla Propano-Propileno. La característica de estas columnas es su gran altura, debido al número de etapas que se requieren para la separación. En resumen, podemos decir que la destilación es una técnica de separación de componentes de acuerdo a su volatilidad relativa [2].

2.4.15.1 Factores que afectan la volatilidad relativa

Existen factores que pueden afectar la volatilidad relativa de una mezcla líquida y con ello la facilidad de separación de los componentes de la mezcla. Como se mencionó se sabe que:

$$\alpha_{ij} = \frac{K_i}{K_j} = \phi_r \gamma_r P_r^{\circ} \quad (\text{EC.23})$$

Donde

Φ_r : Coeficiente de fugacidad relativo

γ_r : Coeficiente de actividad relativo

P_r° : Presión de vapor relativa

P°_i : Presión de vapor del componente i

P°_j : Presión de vapor del componente j

Entre los factores de mayor impacto se tienen: presión, temperatura y composición [1].

a) Presión: A presiones bajas, la volatilidad relativa es alta. Al aumentar la presión, la volatilidad relativa disminuye.

b) Temperatura: Normalmente la volatilidad relativa disminuye cuando se incrementa la temperatura, hasta alcanzar el valor de la unidad, que es el momento cuando se alcanza el punto crítico. Esto se debe a que la presión de vapor de los componentes menos volátiles aumenta más rápidamente que los más volátiles, con el incremento de temperatura.

c) Composición: El principal efecto de la composición sobre los valores de la constante de equilibrio K y la volatilidad relativa α , es el resultado del efecto de la composición sobre los coeficientes de actividad del líquido (γ).

d) Para desviaciones positivas de la ley de Raoult los coeficientes de actividad presentan valores mayores a la unidad y los valores de las constantes de equilibrio son mayores a los predichos por la ley de Raoult. Por lo tanto, se tendrá una volatilidad relativa alta.

e) Para desviaciones negativas de la ley de Raoult los coeficientes de actividad presentan valores menores a la unidad y los valores de las constantes de equilibrio son menores a los predichos por la ley de Raoult. Por lo tanto, se tendrá una volatilidad relativa baja.

2.5 Destilación

Es la operación de separar, mediante evaporización y condensación, los diferentes componentes líquidos, sólidos disueltos en líquidos o gases licuados de una mezcla, aprovechando los diferentes puntos de ebullición (temperaturas de ebullición) de cada una de las sustancias ya que el punto de ebullición es una propiedad intensiva de cada sustancia, es decir, no varía en función de la masa o el volumen, aunque sí en función de la presión.

2.6 Tipos de destilación

Existen cuatro tipos de destilación: sencilla, fraccionada, al vacío o presión reducida, y por arrastre de vapor:

2.6.1 Destilación sencilla

Este tipo de destilación se utiliza para líquidos que tengan una alta diferencia entre sus puntos de ebullición (más de 80° C de diferencia). Por lo que no será muy efectiva con sustancias que tengan sus puntos de ebullición próximos. Para obtener mejores resultados, es conveniente realizar la destilación repetidas veces, cuando los puntos de ebullición estén entre 80° C y 30° C de diferencia. Para puntos menores se recomienda la destilación fraccionada.

2.6.2 Destilación fraccionada

La destilación fraccionada es un proceso físico utilizado en química para separar mezclas (generalmente homogéneas) de líquidos mediante el calor, y con un amplio intercambio calórico y másico entre vapores y líquidos. Se emplea principalmente cuando es necesario separar compuestos de sustancias con puntos de ebullición distintos pero cercanos. Algunos de los ejemplos más comunes son el petróleo y la producción de etanol.

La principal diferencia que tiene con la destilación sencilla es el uso de una columna de fraccionamiento. Ésta permite un mayor contacto entre los vapores que ascienden con el líquido condensado que desciende, por la utilización de diferentes "platos" (placas). Esto facilita el intercambio de calor entre los vapores (que ceden) y los líquidos (que reciben). Ese intercambio produce un intercambio de masa, donde los líquidos con menor punto de ebullición se convierten en vapor, y los vapores de sustancias con mayor punto de ebullición pasan al estado líquido.

2.6.3 Destilación al vacío

La temperatura de ebullición de un líquido queda influenciada por la presión que soportan. Si la presión disminuye, la temperatura de ebullición también disminuye.

Si se opera a presión reducida se puede destilar a temperaturas más bajas y permite realizar la destilación de sustancias que se descomponen cuando se calientan a su temperatura normal de ebullición.

2.6.4 Destilación por arrastre de vapor

Es una técnica utilizada para la separación de sustancias insolubles en agua y ligeramente volátiles de otros productos no volátiles mezclados con ellas. El arrastre en corriente de vapor hace posible la purificación de muchas sustancias de punto de ebullición elevado mediante una destilación a baja temperatura. Es muy útil para sustancias que hierven por encima de 100° a la presión atmosférica y se descomponen en su punto de ebullición o por debajo de éste.

2.7 Tipos de torres de destilación

2.7.1 Torre de destilación fraccionada

En esta se realiza una destilación fraccionaria, es decir, se obtiene por separado etano, propano, butano normal e isobutano, gasolina natural y nafta residual. El proceso consiste en el calentamiento de la mezcla, provocando así una serie completa de evaporizaciones y condensaciones parciales en toda la longitud de la columna de fraccionamiento.

La columna fraccionadora que se usa con más frecuencia es la llamada torre de burbujeo, en la que las placas están dispuestas horizontalmente, separadas unos centímetros, y los vapores ascendentes suben por unas cápsulas de burbujeo a cada placa, donde burbujean a través del líquido. Las placas están escalonadas de forma que el líquido fluye de izquierda a

derecha en una placa, luego cae a la placa de abajo y allí fluye de derecha a izquierda. La interacción entre el líquido y el vapor puede ser incompleta debido a que puede producirse espuma y arrastre de forma que parte del líquido sea transportado por el vapor a la placa superior. En este caso, pueden ser necesarias cinco placas para hacer el trabajo de cuatro placas teóricas, que realizan cuatro destilaciones. Un equivalente barato de la torre de burbujeo es la llamada columna apilada, en la que el líquido fluye hacia abajo sobre una pila de anillos de barro o trocitos de tuberías de vidrio (Figura 2.7.1)].

2.7.2 Torre de destilación al vacío

Otro método para destilar sustancias a temperaturas por debajo de su punto normal de ebullición es evacuar parcialmente la torre. Este método es tan efectivo como la destilación por vapor, pero más caro. Cuanto mayor es el grado de vacío, menor es la temperatura de destilación. Si la destilación se efectúa en un vacío prácticamente perfecto, el proceso se llama destilación molecular. Este proceso se usa normalmente en la industria para purificar vitaminas y otros productos inestables. Se coloca la sustancia en una placa dentro de un espacio evacuado y se calienta. El condensador es una placa fría, colocada tan cerca de la primera como sea posible. La mayoría del material pasa por el espacio entre las dos placas, y por lo tanto se pierde muy poco (Figura 2.7.2).

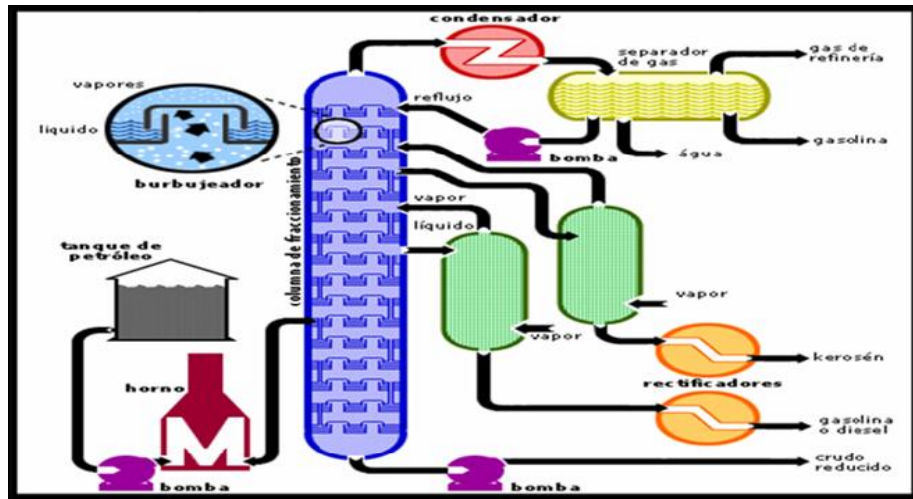


Figura 2.2 Columna de destilación fraccionada [2]

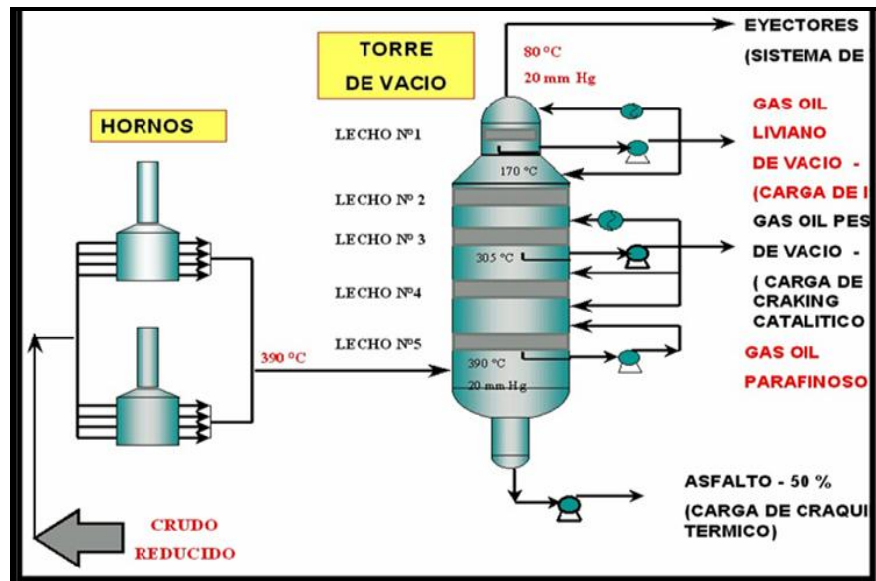


Figura 2.3 Torre de destilación al vacío [2]

2.8 Tipos de torres

2.8.1 Torres empacadas

Se recomiendan para los siguientes casos:

Operaciones al vacío: Se puede diseñar para caídas de presión pequeñas.

Para líquidos espumantes: se produce menor altura de espumas. Se reduce la retención de líquido, lo que permite manejar procesos con materiales sensibles al calor [2].

Tabla 1. Ventajas y Desventajas de Torres Empacadas [2]

VENTAJAS	DESVENTAJAS
La columnas de diámetro menor a 0.6 m tienen una mejor relación costo eficiencia.	El empaque se puede quebrar durante la instalación.
Debido a que el empaque puede estar hecho de materiales inertes, las torres empacadas son capaces de operar con sustancias muy corrosivas.	Muy costoso para altos flujos.
La caída de presión es menor que en una torre de platos.	Cuando el flujo líquido es muy baja, disminuye la eficiencia del contacto.
Son adecuadas para líquidos térmicamente sensibles.	

2.8.2 Torres de Platos

Existen numerosos diseños de dispositivos de fraccionamiento. En la industria, ellos se pueden clasificar en bandejas con bajante y sin bajantes.

Un plato o bandeja típica consiste en un área de burbujeo, el área de sello del bajante y el área del bajante. Usualmente, la bandeja está equipada

con un rebosadero de salida en el extremo de salida de la corriente del área de burbujeo.

El líquido que desciende de la bandeja superior a través del bajante, cambia su dirección en el área del sello del bajante y entra al área de burbujeo. Aquí el líquido entra en contacto con el vapor ascendente a través de la bandeja. El rebosadero de salida sirve primariamente para mantener el nivel del líquido de la bandeja, así como para constituir o suministrar un sello al bajante. Las bandejas con bajantes se diseñan para tener una trayectoria de líquido, o dos o más trayectorias si la tasa de flujo líquido es lo suficientemente elevada. En la siguiente figura se observan las ventajas y desventajas de este tipo de torre [2].

Tabla 2. Ventajas y desventajas de torres por bandejas [2]

VENTAJAS	DESVENTAJAS
La columnas de diámetro mayor a 0.6 m tienen una mejor relación costo eficiencia.	Hay una mayor caída de presión que en las columnas empacadas.
El contacto líquido-vapor de flujo cruzado en una columna de platos es más efectivo que en contracorriente en una columna empacada.	El fenómeno de espuma puede presentarse debido a la agitación del líquido por medio de vapor que fluye hacia arriba.
Se puede emplear para aplicaciones criogénicas.	
Puede manejar altos flujos con una relación costo-eficiencia baja.	

2.9 Fraccionamiento del gas natural

Los hidrocarburos líquidos que son separados de una corriente de gas; deben ser separados en corrientes de productos vendibles. Las corrientes de

productos más comunes son el C3, C4, y C5+. Por lo general en la etapa de producción, el C3 y el C4 se encuentran combinados y se les llama gases licuados de petróleo (GLP). La separación de estas corrientes de productos se denomina fraccionamiento. El fraccionamiento utiliza la diferencia de puntos de ebullición de dos o más componentes para efectuar una separación y se lleva a cabo por medio de la utilización de torres fraccionadoras.

2. 10 Principios de Fraccionamiento

2.10.1 Consideraciones Teóricas:

- Se usa para separar dos o más corrientes en base a la diferencia de las volatilidades o puntos de ebullición (punto de burbujeo).

- La volatilidad relativa de dos componentes determina la dificultad de su separación; mientras más cercanos estén los puntos de burbujeo más difícil es la separación.

- El componente más volátil es aquel con menor punto de burbujeo y el menos volátil tiene mayor punto de burbujeo.

- El principio de separación consiste en crear un gradiente de temperatura mediante la adición de calor por el fondo y el retiro de calor por el tope.

- Cuando la alimentación está formada por dos o más componentes, estos se distribuyen en cantidades apreciables hacia el fondo y tope en base a su volatilidad y punto de ebullición.

Cuando se fracciona un sistema de dos componentes, el más liviano se denomina clave liviano y el más pesado clave pesado.

- Si se fracciona un sistema multicomponente, pueden haber más de dos componentes distribuidos; en este caso, los componentes llave serán los que demuestren mayor cambio en la composición entre el tope y el fondo.

- Una columna de fraccionamiento está dividida en dos secciones respecto al plato de alimentación: zona de rectificación o enriquecimiento (tope) y zona de despojamiento (fondo). En la zona de despojamiento, los platos tienen mayor cantidad de líquido que de vapor mientras que en la zona de rectificación ocurre lo contrario [2].

2.11 Anormalidades del Proceso

El uso de platos y dispositivos tales como válvulas, copas de burbujeo, empaques, etc., propicia una buena rectificación; pero, al mismo tiempo, esos dispositivos funcionan como restricciones al flujo de vapores y líquidos. En el caso de flujos excesivos de vapores o líquidos, el tráfico de materiales sufre una sobrecarga y las funciones generales de la torre se alteran. Por eso es conveniente mantener en observación los efectos de cambios recientes de las variables de operación [2].

2.11.1 Arrastre

Un arrastre grave puede ser el comienzo de una inundación. Normalmente, sobre la superficie del líquido en un plato, existe un gran volumen de gotas arrastradas por la velocidad de los vapores en ascenso.

Altas cargas de vapores aumentan las velocidades de estos, produciéndose un exceso en el arrastre de líquido que irá a contaminar el plato superior con partículas pesadas. El fraccionamiento se ve afectado pues el proceso de rectificación se anula. Es posible normalizar la situación bajando la temperatura de la carga, la tasa de alimentación del vapor despojado [2].

2.11.2 Vomito

Consiste en la inundación del plato de tope y, en casos más severos, también de los platos inferiores. Puede resultar por un exceso de reflujo de tope, del cual una gran parte regresa por la línea de vapores de cabecera

como líquido en oleadas. Deben dirigirse acciones para bajar temperaturas y para disminuir las tasas de reflujo a tope.

Por ejemplo, aumentando el reflujo intermedio, bajar tasas y/o temperatura de la carga y tratar de mantener o subir levemente la presión [2].

2.11.3 Goteo

Cuando el flujo de vapor es bajo, existe una capacidad limitada para sustentar el líquido en la bandeja; la columna hidrostática vence la energía de los vapores y comienza un goteo rápido que puede llegar a secar el nivel de la bandeja si estas condiciones se mantienen.

La manera de controlar o corregir el goteo es mantener o retornar las condiciones operacionales de la torre dentro de las especificaciones del proceso establecido en el diseño [2].

2.11.4 Inundación

Por altas cargas de líquido o de vapores, uno o más platos pueden llenarse completamente de líquido o espuma. El tubo o los tubos de rebose no pueden desalojar efectivamente el torrente de líquido, particularmente si hay dificultades en el flujo de vapores y formaciones de contrapresiones entre los platos.

Las condiciones pueden normalizarse si se baja controladamente la carga, temperatura, vapor despojador, reflujos, y extrayendo más productos laterales, etc. La presión, como variable, puede intervenir en última instancia, y en todo caso sería para aumentar la, buscando disminuir el volumen y la velocidad de los vapores [2].

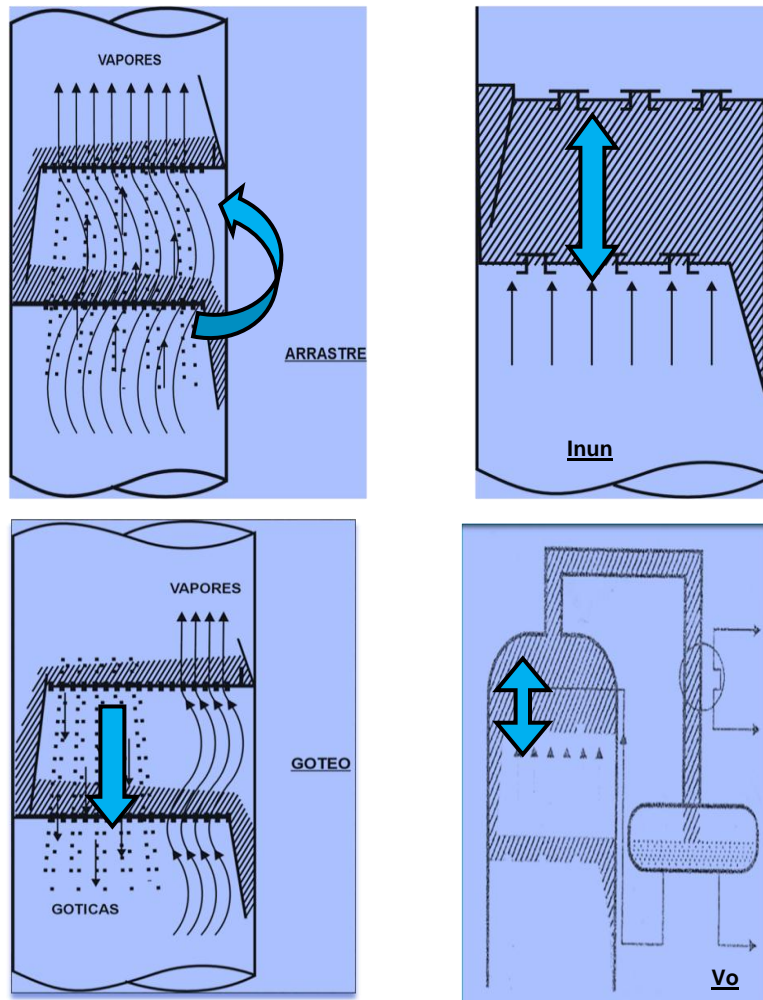


Figura 2.4 Anormalidades del Proceso

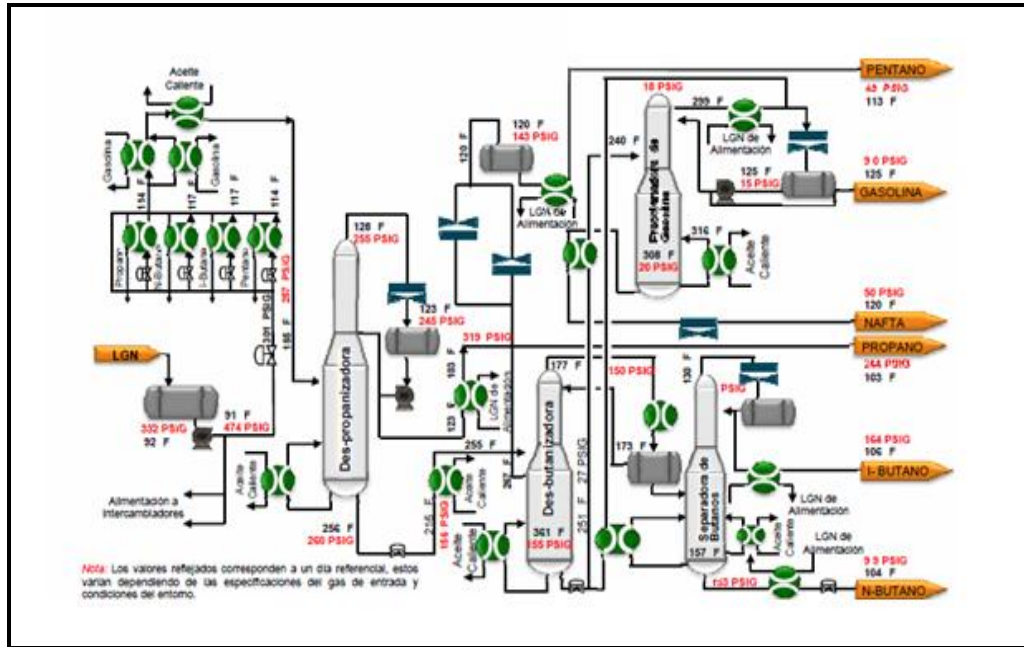
2.12 Tipos de fraccionadores

El tipo de torre fraccionadora depende del producto que se necesite obtener y del producto de alimentación disponible. Los típicos equipos de fraccionamiento son para obtener los siguientes productos: etano, mezcla de etano-propano, propano comercial, butano, gasolinas naturales, mezclas de gases con especificaciones determinadas.

2.13 Operación de fraccionamiento

Este es probablemente el método más económico para separar una mezcla en sus componentes individuales. La separación es fácil si la volatilidad relativa de los componentes “clave liviano” y “clave pesado” es substancialmente mayor que uno. Los componentes 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 temperatura mayor. La altura de la columna, número de platos o altura de empaque, depende de la volatilidad relativa, entre mas baja sea la volatilidad relativa, la altura de la columna será mayor.

Se introduce calor a un rehervidor para producir los vapores de despojo. El vapor sube a través de la columna contactando el líquido que desciende. El vapor que sale por la cima de la columna entra al condensador donde se remueven calor por algún medio de enfriamiento. El líquido retorna a la columna como reflujo para limitar las pérdidas de componentes pesados por la cima.



Fig

ura 2.5 Diagrama de Flujo de Operación de Fraccionamiento

2.14 Proceso de fraccionamiento para los líquidos de gas natural (LGN)

Este proceso normalmente se lleva a cabo en trenes de fraccionamiento que consecuentemente posee cuatro torres de fraccionamiento; las cuales son: despropanizadora, desbutanizadoras, separadores de butanos y fraccionadora de gasolina.



Figura 2.6 Tren de Fraccionamiento

2.14.1 Torre Despropanizadora

La alimentación, después de precalentarse, entra a la torre despropanizadora, en donde el propano se separa como producto de tope, y el producto de fondo constituye la alimentación a la torre Desbutanizadora.

El propano en fase vapor, se dirige al condensador de reflujo y luego al acumulador de tope. Posteriormente por medio de bombas una parte es enviada como reflujo a la torre y el resto es enviado como producto de tope al área de refrigeración.

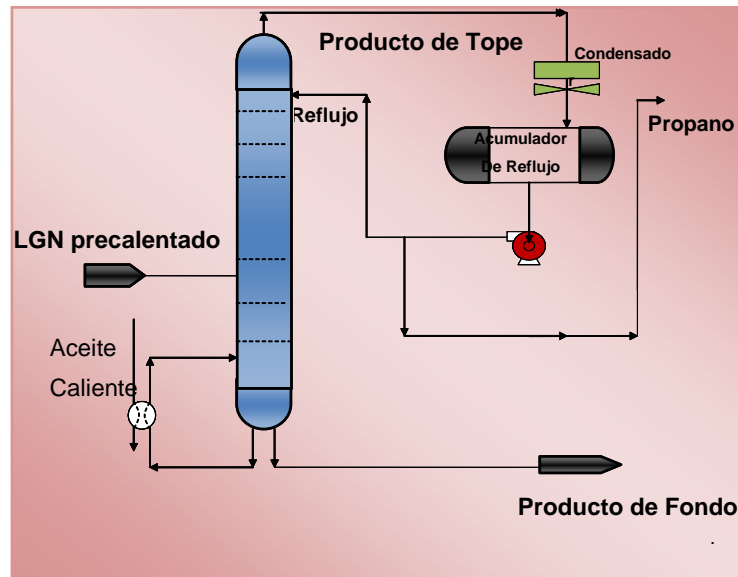


Figura 2.7 Torre Despropanizadora

2.14.2 Torre Desbutanizadora

El producto fondo de la torre despropanizadora entra a la torre desbutanizadora en donde todos los butanos se separan y salen por el tope de la torre. Todos los butanos se separaran en el tope de esta torre y alimentaran luego a la separadora de butanos.

2.14.3 Torre Separadora de Butanos

La mezcla de butanos proveniente del acumulador de reflujo de la desbutanizadora, alimenta a la torre separadora de butanos. El producto de tope de la torre es iso - butano, en fase vapor, sale hacia el condensador de reflujo de la separadora de butanos y después de condensarse es enviado al acumulador de reflujo de la separadora de butanos.

Una bomba de reflujo toma el producto del acumulador y lo bombea a dos destinos diferentes, una corriente constituye el producto iso-butano que pasa por el intercambiador iso-butano/alimentación a la planta en donde se enfría para luego ser enviado a almacenamiento.

La otra corriente es el reflujo que vuelve al tope de la torre. En el acumulador hay una estación de control de presión que ventea el exceso de vapores no condensables y los envía al mechorrio de servicio. Los requerimientos de calor de la separadora de butanos se satisfacen con calor proveniente de dos fuentes diferentes.

Los vapores de tope de la desbutanizadora proveen aproximadamente 55% del calor requerido por el rehervidor de intercambio de la separadora de butanos. El 45% restante se provee con aceite para calentamiento en el rehervidor de aceite de la separadora de butanos.

El producto de fondo de esta torre es normal-butano, que es bombeado hacia los intercambiadores de normal-butano/alimentación de planta donde se enfría, para luego subenfriarse en el enfriador complementario de normal-butano y ser enviado a almacenamiento.

2.14.4 Torre Fraccionadora de Gasolina

El producto de fondo de la desbutanizadora alimenta a la torre fraccionadora de gasolina. Los vapores de tope, fluyen hacia el condensador de reflujo de la fraccionadora de gasolina donde intercambia calor con la alimentación a la planta y al salir de este intercambiador la corriente pasa por

un condensador complementario enfriado por aire, que asegura la condensación completa de los vapores de gasolina, y finalmente es enviado al acumulador de reflujo de la fraccionadora de gasolina. La bomba de reflujo de la fraccionadora de gasolina envía el producto a almacenamiento, además provee el reflujo requerido para la operación adecuada de la torre.

El producto de fondo de la torre o nafta residual se bombea a caudal controlado, con una bomba de fondo hacia el rehervidor de la fraccionadora de gasolina donde se provee la cantidad de calor requerida para lograr un 50% de vaporización y vuelve a la torre. Antes de enviarse a almacenamiento, la nafta residual se enfría hasta en el intercambiador de alimentación/producto de fondo de la fraccionadora de gasolina, para luego subenfriarse en el enfriador complementario y ser enviado a almacenamiento.



Figura 2.8 Torre Desbutanizadora

2.15 Rehervidores

Los rehervidores son intercambiadores de calor que conectados a la base de una columna de destilación proporcionan el calor necesario para

devolver el vapor al fondo de la columna y permitir así que se lleve a cabo la destilación. Estos equipos pueden tomar diferentes formas, así por ejemplo, los fraccionadores pequeños utilizados en el trabajo de plantas piloto tal vez requieran simplemente de una olla con chaqueta, pero necesariamente será pequeña la superficie de transferencia de calor y la capacidad correspondiente de generación de vapor. La diferencia con un vaporizador es que el último, es usado para vaporizar la totalidad de la alimentación.



Figura 2.9 Rehervidor [2]

2.16 Los principales tipos de rehervidores son:

2.16.1 Con Circulación forzada:

En el cual el fluido es bombeado a través del intercambiador, y el vapor formado es separado en la base de la columna. Cuando se usa un intercambiador de este tipo, se debe usar un tanque de separación.

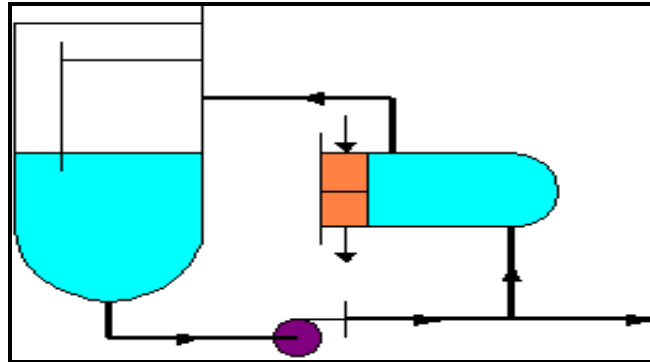


Figura 2.10 Rehervidor con circulación forzada

2.16.2 Tipo calderón

En el cual consiste de un conjunto de tubos en U sumergido en el líquido hirviendo; Aquí no hay circulación de líquido a través del intercambiador. Este tipo es también más correctamente denominado un rehervidor de conjunto de tubos sumergidos.

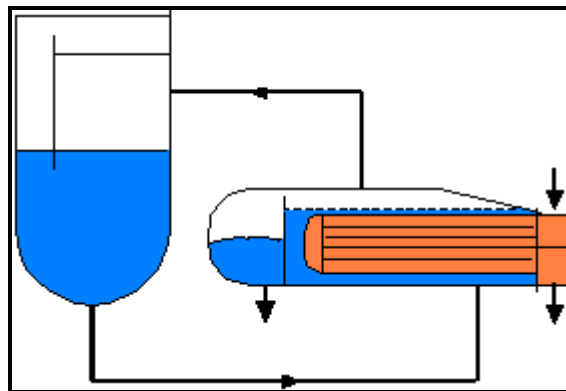


Figura 2.11 Rehervidor tipo calderón

En algunas aplicaciones es posible acomodar el conjunto de tubos en la base de la columna; ahorrando el costo del casco del intercambiador.

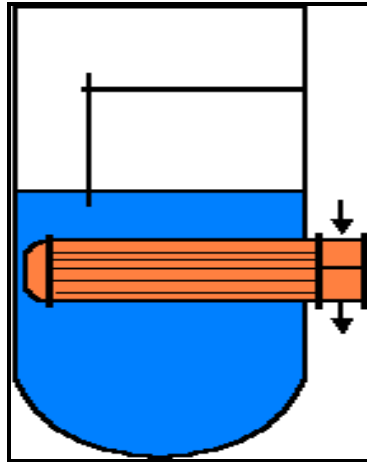


Figura 2.12 Rehervidor tipo calderón (interno)

2.16.3 Termosifón con circulación natural:

Intercambiadores verticales con vaporización en los tubos, o intercambiadores horizontales con vaporización en el casco. La circulación del líquido a través del intercambiador es mantenida por la diferencia de densidades entre las mezclas de dos fases de vapor y líquido en el intercambiador y la fase simple de líquido en la base de la columna. Así como, en la circulación forzada, se necesita un recipiente de separación si este tipo es usado como un vaporizador.

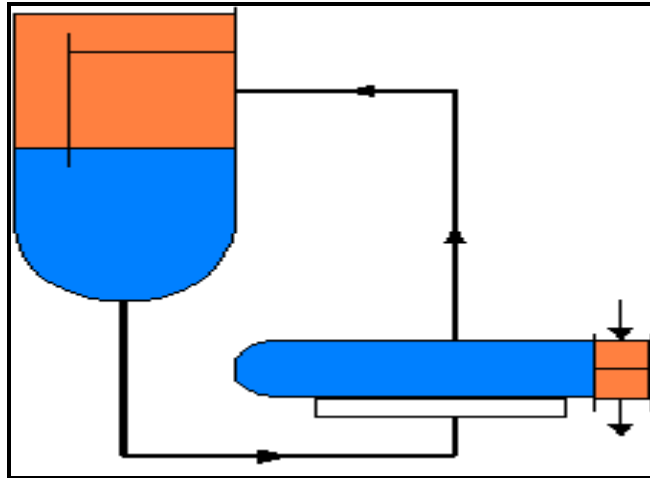


Figura 2.13 Rehervidor termosifón horizontal

2.17 Selección del tipo de rehervidor

La elección del mejor tipo de calderón o vaporizador para una carga dada, dependerá de los siguientes factores:

1. La naturaleza del fluido de proceso; particularmente su viscosidad y ser propenso a formar incrustaciones.
2. La presión de operación: vacío o presión.
3. La distribución del equipo, particularmente el espacio disponible.

Los rehervidores de circulación forzada son especialmente aprovechables para manipular fluidos de procesos viscosos y pesados. Se pueden usar altas velocidades. Estos son también aptos para operaciones a poco vacío, y para velocidades de evaporación bajas. La mayor desventaja de este tipo es que se requiere una bomba y el costo de bombeo es alto.

Los rehervidores tipo termosifón son los tipos más económicos para la mayoría de aplicaciones, pero no son aprovechables para alta viscosidad del fluido y operaciones a alto vacío. Estos normalmente no pueden especificarse para presiones menores a 3,0bar. Una desventaja de este tipo es que la base de la columna debe estar elevada para proporcionar la columna hidrostática requerida para el efecto termosifón. Esto incrementa el

costo de la columna debido a las estructuras. Los intercambiadores horizontales son de mantenimiento más fácil que los verticales.

Los rehervidores tipo calderón tienen coeficientes de transferencia mas bajos que los otros tipos, debido a que no hay circulación de liquido. Estos no son apropiados para materiales con tendencia a formar incrustaciones, y tiene un tiempo de residencia grande. Estos son más apropiados que uno tipo termosifón cuando se requiere un casco grande, pero si la carga de calor es tal que el haz de tubos se pueda instalar en la base de la columna, su costo es competitivo con los otros tipos. Estos son a menudo usados como vaporizadores y son aprovechables para operaciones al vacío y para velocidades de evaporación altas, sobre el 80 por ciento de la alimentación.

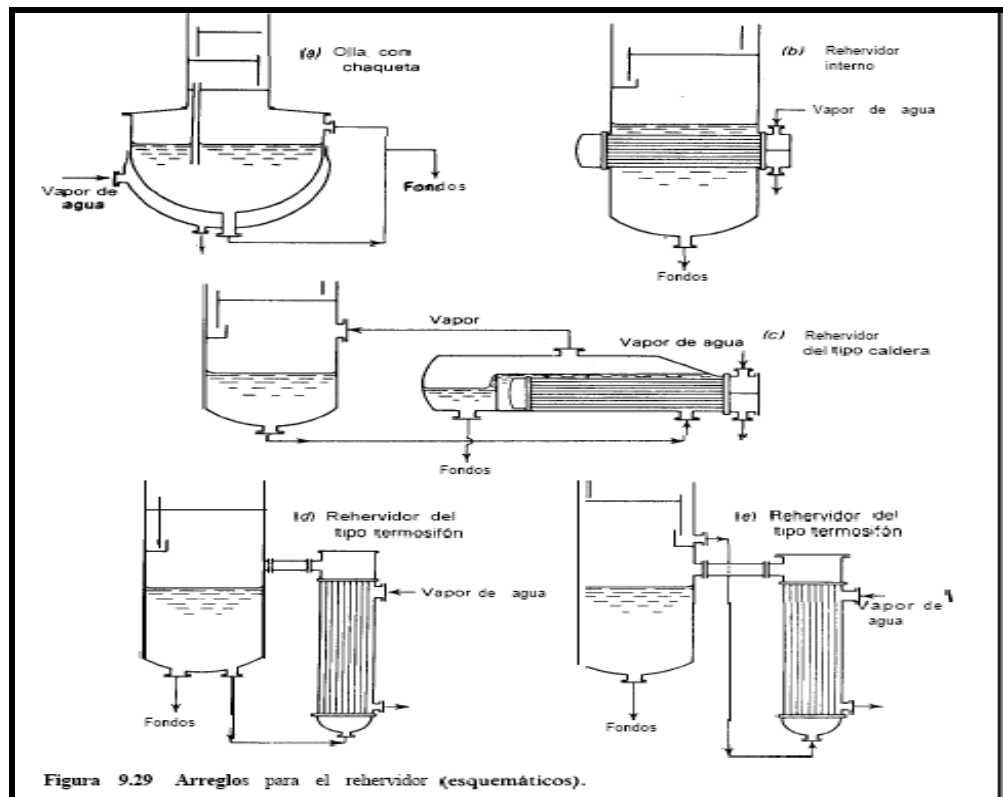


Figura 2.14 Selección del tipo de Rehervidor

Los arreglos que el intercambiador de calor necesita para proporcionar el calor necesario y devolver el vapor al fondo del fraccionador pueden tomar diferentes formas. Los fraccionadores pequeños utilizados en el trabajo de plantas piloto tal vez requieran simplemente de una olla con chaqueta, como se muestra esquemáticamente en la figura 9.29a, pero necesariamente será pequeña la superficie de transferencia de calor y la capacidad correspondiente de generación de vapor. El intercambiador de calor tubular construido en el fondo de la torre (figura 9.29b) es una variación que proporciona una superficie mayor, pero su limpieza requiere que se cancele la operación de destilación. Este tipo también puede construirse con una cabeza flotante interna. Estos dos arreglos proporcionan un vapor que entra en el plato del fondo básicamente en equilibrio con el producto residual, de forma que la última etapa de los cálculos previos representa el enriquecimiento debido al rehervidor.

Los rehervidores externos de diferentes variedades se utilizan comúnmente para instalaciones grandes y pueden arreglarse con espacios para la limpieza. El rehervidor de paila (figura 9.29c) con el medio de calentamiento dentro de los tubos, envía un vapor a la torre que está básicamente en equilibrio con el producto residual, y entonces se comporta como una etapa ideal. El rehervidor de termosifón vertical de la figura 9.29d, con el medio de calentamiento afuera de los tubos, puede manejarse para evaporar todo el líquido que entra para producir un vapor de la misma composición que el producto residual, en cuyo caso no se logra enriquecimiento.

Sin embargo, debido a la forma en que los tubos se ensucian con este tipo de operación, se acostumbra producir sólo la evaporación parcial; la mezcla que sale del rehervidor contendrá tanto líquido como vapor. El rehervidor de la figura 9.29e recibe líquido de la trampa del plato del fondo; este líquido se evapora parcialmente. También se conocen los rehervidores

horizontales. Se poseen arreglos de las tuberías, una revisión y métodos detallados de diseño. Es más seguro no suponer que una etapa ideal necesitada de fraccionamiento ocurrirá con los rehervidores de termosifón; en lugar de esto es mejor proporcionar las etapas necesarias en la misma torre. En la figura 9.29, el recipiente en la base de la torre generalmente mantiene un flujo de líquido de 5 a 10 min., para lograr una operación relativamente continua del rehervidor.

Los rehervidores pueden calentarse mediante vapor, aceite que transfiere calor, u otros fluidos calientes. Para algunos líquidos de punto de ebullición elevado, el rehervidor puede ser una caldera calentada con combustible.

2.18 Equipos básicos y operación de una torre fraccionadora (Desbutanizadora)

2.18.1 Componentes principales de una columna Desbutanizadora

Las columnas de destilación están compuestas de varias partes, cada una de las cuales es usada para transferir calor o mejorar la transferencia de masa. Una columna típica tiene varios componentes principales:

- a) Recipiente vertical: en donde tiene lugar la separación de los componentes líquidos.
- b) Interiores de la columna: tales como platos o rellenos que se utilizan para incrementar el contacto entre el líquido y el vapor.
- c) Rehervidor o reboiler: para vaporizar el producto de fondo.
- d) Condensador: para enfriar y condensar el vapor que sale por la parte superior de la columna.
- e) Tambor de reflujo: para recibir el vapor condensado del tope de la columna para que el líquido (reflujo) pueda reciclarse a la columna [2].

El recipiente vertical aloja los interiores de la columna y junto con el condensador y el rehervidor, constituyen una columna de destilación, el esquema siguiente representa una unidad de destilación típica con una sola alimentación y dos corrientes de productos [2].

El recipiente vertical aloja los interiores de la columna y junto con el condensador y el rehervidor, constituyen una columna de destilación, el esquema siguiente representa una unidad de destilación típica con una sola alimentación y dos corrientes de productos [2].

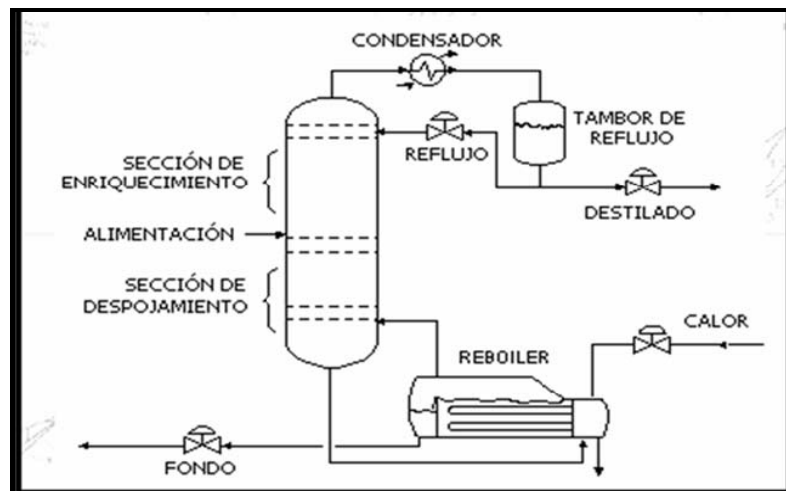


Figura 2.15 Columna Desbutanizadora [2]

2.18.2 Principios de operación de una torre Desbutanizadora

Todos los butanos se separan en el tope de esta torre y alimentaran luego a la separadora de butanos.

La mezcla liquida que se va a procesar proveniente del fondo de la torre despropanizadora, se conoce como alimentación y se introduce generalmente en un punto situado en la parte media de la columna en un plato que se conoce como plato de alimentación. El plato de alimentación divide a la columna en una sección superior (de enriquecimiento o

rectificación) y una inferior (despojamiento). La alimentación circula hacia la parte inferior de la columna donde es dirigida al rehervidor o reboiler.

Se suministra calor al rehervidor para generar vapor. La fuente de calor puede ser cualquier fluido adecuado, aunque en la mayoría de las plantas químicas se utiliza vapor de agua. En las refinerías, las fuentes de calor pueden ser corrientes de salida de otras columnas. El vapor generado en el rehervidor se introduce nuevamente en la columna en la parte inferior. El líquido que se extrae del rehervidor se llama producto de fondo o simplemente fondo, es principalmente componentes más pesados.

El vapor se mueve hacia la parte superior de la columna, y al salir por la parte superior, es enfriado por un condensador. El líquido condensado es retenido en un recipiente denominado tambor de reflujo, parte de ese líquido es reciclado a la parte superior de la columna y se llama reflujo. El líquido condensado que se saca del sistema se llama destilado o producto de tope es prácticamente solo butanos.

De esta manera hay flujos internos de vapor y líquido dentro de la columna, además de flujos externos de corrientes de alimentación y productos, entrando y saliendo de la columna [2].

2.18.3 Secciones de una Torre Desbutanizadora

Entre las secciones de una columna, están:

2.18.3.1 Alimentación

La alimentación es introducida a la torre continuamente. Puede ser líquida en cuyo caso el rehervidor tendrá que evaporar las partes livianas para que suban por la torre. Puede estar completamente vaporizada, en cuyo

caso el condensador enfriará y condensará las partes más pesadas para que bajen por la torre. El caso más común es de una alimentación semivaporizada. Las partes livianas estarán vaporizadas al entrar a la torre y subirán. Las partes más pesadas bajaran hacia el fondo.

A medida que las partes livianas (vapor) vayan subiendo por la torre, estarán en contacto con el líquido de cada plato. El intercambio que existe resulta en la condensación de las partes más pesadas del vapor ascendente y la evaporación de las partes más livianas del líquido descendente. Este intercambio ocurre en cada plato, y a medida que el vapor vaya subiendo se hace cada vez más liviano. Así llega al tope de la torre donde sale hacia al condensador. La parte superior de la torre se llama sección de rectificación.

La parte líquida de la alimentación cae hacia el fondo de la torre. En su camino se encuentra con vapores que suben. El líquido es despojado de los más livianos que suben con el vapor, el cual ha dejado sus partes más pesadas con el líquido. Este, al llegar al fondo contiene las partes más pesadas de la alimentación y sale por el fondo de la torre. Esta parte inferior de la torre se llama sección de despojamiento; y la parte de la torre donde se inyecta la alimentación se llama zona de vaporización instantánea [2].

2.18.3.2 Despojamiento

Esta sección se encuentra ubicada por debajo del plato de alimentación de la columna. Se ponen en contacto el líquido con el vapor que asciende del fondo de la columna, separándose los componentes más livianos del líquido. Los componentes pesados o menos volátiles se concentran en una corriente de líquido que representa el producto de fondo. El vapor que asciende por los platos en la zona de despojamiento puede provenir de una inyección externa de vapor de agua al fondo de columna (destiladora de crudo) o de un

rehervidor, donde el líquido parcialmente vaporizado retorna al fondo de la columna (Desbutanizadora) [2].

2.18.3.3 Reflujo

El líquido devuelto a la parte superior de la torre se denomina reflujo, mientras que el retirado como producto se denomina destilado. Este líquido (reflujo + destilado) se obtiene condensando el vapor de hidrocarburo que sale por la parte superior de la columna, enriquecido con el componente más volátil.

El objeto de sacar el reflujo (como vapor) de la torre y volver a introducirlo como líquido frío es de enfriar la parte superior, y a veces toda la torre. El reflujo entra en contacto con los vapores ascendentes, en el plato superior, los enfría y condensa las partes más pesadas de ese vapor. Parte del reflujo se evapora, y el efecto neto es un aumento de temperatura de la parte del reflujo que como líquido baja al plato siguiente. Allí se repite el mismo proceso: sube la temperatura del líquido, se evapora más líquido y se condensa más vapor. El líquido, a medida que baja, se va haciendo más pesado y el vapor, a medida que sube, se va haciendo más liviano.

Si no hubiera reflujo, los vapores subirían desde abajo sin condensarse ni bajar temperatura, y no habría fraccionamiento. Si la cantidad de reflujo fuera muy baja se evapora antes de bajar todos los platos de la parte rectificadora de la torre (se secan los platos situados más abajo). Si hay exceso de reflujo, la temperatura de la parte superior de la torre sería muy baja, y no podría evaporar todas las partes livianas deseables. Un reflujo total significaría que no se obtiene ningún producto de tope, es decir, todo el producto obtenido se introduce nuevamente en la torre.

El vapor que se eleva en la zona de rectificación se pone en contacto con el líquido condensado que se retorna al tope de la columna, produciéndose una transferencia de masa, que permite que los componentes más pesados queden en el líquido y los componentes más livianos en el vapor.

La pureza de los productos separados depende de la relación de reflujo utilizada; mientras mayor sea la relación de reflujo, la pureza del producto separado será mayor. También en la medida en que se incremente la relación de reflujo, varía la altura de la columna, ya que se necesitan menos etapas teóricas para separar los componentes, pero su diámetro aumenta, debido a las cantidades mayores de líquido y vapor recirculados por cantidad unitaria de alimentación. Normalmente las columnas operan entre un 20 y un 30% de la relación de reflujo mínimo ($R_{\text{tope}} / R_{\text{mín}} = 1.2 - 1.3$). La relación de reflujo es el cociente entre el flujo del reflujo y el flujo del destilado.

La relación de reflujo mínimo por definición corresponde a la relación máxima que requiere un número infinito de etapas, para obtener la separación deseada [2].

2.18.3.4 Corte lateral

Cuando se desea, se extrae de la torre parte del líquido que cae en un cierto plato. Si se desea un producto más liviano, se extrae de un plato de la parte superior de la torre. Si el “corte” lateral se desea más pesado, se saca de un plato situado más abajo.

Cuando se saca el “corte” lateral, hay que tener cuidado de no retirar todo el líquido de ese plato. Si se hace un retiro completo, los platos de abajo se “secaran”: no habrá reflujo interno, y el fraccionamiento será pobre. En algunas torres, uno o más cortes se extraen de platos de retiro total. Estos platos no permiten que el líquido que cae a ellos baje al plato inferior. En este

caso, hay que introducir un reflujo externo por debajo del plato de “retiro total” y por encima del plato inferior para que haya liquido por debajo del plato de “retiro total”. Este método nos permite un mejor control de la temperatura del plato de retiro del producto, pudiéndose así controlar las características del producto [2].

2.18.3.5 Rectificación

Está ubicada por encima del plato de alimentación de la columna. En esta sección se concentran los componentes más volátiles en una corriente de vapor. Un reflujo líquido (proveniente de la condensación parcial o total del vapor de tope), condensa los componentes menos volátiles del vapor que va subiendo. La operación de rectificación consiste en hacer circular en contracorriente el vapor de una mezcla con el condensado procedente del mismo vapor, en un aparato denominado columna de rectificación.

Las partes esenciales de una columna de rectificación son: columna propiamente dicha, que es en donde se verifica el contacto íntimo entre el líquido y el vapor; el calderín, situado en la base de la columna en donde se hace hervir la mezcla a separar y el condensador de reflujo situado en la cúspide de la columna, que se encarga de suministrar el líquido descendente para su contacto con el vapor.

Para lograr el íntimo contacto entre las fases líquidas y vapor a objeto de establecer el intercambio de materia entre ambas fases, interesa que la superficie y el tiempo de contacto sean suficientes. En la práctica éste contacto se logra con dispositivos diferentes al de los platos de burbujeo que retienen el líquido a través del cual se ve obligado a pasar el vapor, y el de los cuerpos de relleno que llenan el interior de la columna verificándose el contacto entre fases sobre la superficie de éstos cuerpos de relleno [2].

2.19 Ecuación de Estado (EDE)

La forma funcional de la mayoría de las ecuaciones de estado se obtiene mediante un análisis teórico de interacciones moleculares complementado con parametrizaciones que permitan la satisfactoria reproducción de los datos experimentales. Como los coeficientes de casi todas las ecuaciones de estado deben ser evaluados ajustando o adaptando las ecuaciones a diversos datos experimentales de presión, volumen y temperatura, estas ecuaciones no pueden representar exactamente todos los datos experimentales para todos los rangos, lo que es particularmente cierto cuando las ecuaciones más sencillas son aplicadas en la vecindad del punto crítico, en cuyas cercanías existen importantes gradientes de densidad.

Las ecuaciones de estado son útiles para describir las propiedades de los fluidos, mezclas, y sólidos. El uso más importante de una ecuación de estado es para predecir el estado de gases y líquidos.

Una de las ecuaciones de estado más simples para este propósito es la ecuación de estado del gas ideal, que es aproximable al comportamiento de los gases a bajas presiones y temperaturas mayores a la temperatura crítica. Sin embargo, esta ecuación pierde mucha exactitud a altas presiones y bajas temperaturas, y no es capaz de predecir la condensación de gas en líquido.

Entre las ecuaciones de estado más empleadas sobre salen las ecuaciones cúbicas de estado. De ellas, las más conocidas y utilizadas son la ecuación de Peng-Robinson (PR), Redlich-Kwong (Rk), Van Der Waals, Soave-Redlich-Kwong (RKS) y Benedict-Webb-Rubin (BWR). Hasta ahora no se ha encontrado ninguna ecuación de estado que prediga correctamente el comportamiento de todas las sustancias en todas las condiciones [1].

2.19.1 Uso de las ecuaciones de estado

- **Diseño de equipos:** El diseño de equipos de procesos utilizados en la industria química requiere de datos termodinámicos, estos datos son entregados por las ecuaciones de estados y se pueden aplicar al diseño de muchos tipos de equipos, como por ejemplo: para intercambiadores de calor se debe determinar la entalpía a la entrada y salida del equipo usando los datos de temperatura y presión; determinar el volumen de un fluido a cierta temperatura y presión para el diseño de recipientes, y generalmente para el diseño de rehervidores, condensadores, bombas, compresores y expandidores.

- **Diseño de reacciones heterogéneas:** Las ecuaciones de estado se utilizan para determinar los valores de presión y temperatura que se utilizan para los distintos modelos de adsorción. Con estos modelos se pueden diseñar los reactores para reacciones heterogéneas.

- **Procesos de separación:** La destilación, para el diseño de equipos se requiere de datos de equilibrios líquido/ vapor. Estos datos pueden ser obtenidos por correlaciones gráficas o analíticas. Ambas utilizan datos de presión, volumen y temperatura, los cuales son proporcionados por las ecuaciones de estado.

2.19.2 Clasificación de las ecuaciones de estado

La necesidad de obtener predicciones cada vez más exactas de las propiedades termodinámicas de un amplio conjunto de fluidos y mezclas ha llevado al desarrollo de un elevado número de ecuaciones de estado con diferentes grados de desarrollo empírico, capacidad predictiva y forma o desarrollo matemático. Sin embargo, estas ecuaciones, generalmente, tienen

un reducido nivel de significación física, siendo su carácter principalmente empírico. La mayor parte de los tipos de ecuaciones de estado puede ser clasificado convenientemente conforme a su desarrollo matemático como sigue: ecuaciones macromoleculares o macroscópicas. No tienen en cuenta aspectos moleculares como la flexibilidad interna, conectividad, rotaciones, vibraciones, etc. que producen efectos sobre las propiedades termodinámicas, especialmente en moléculas complejas y fluidos asociantes. Supone una forma de las moléculas cuasi-esféricas, midiéndose la falta de esfericidad a través del factor acéntrico.

1. Desarrollo estándar. Pueden ser escritas para un fluido puro de la siguiente forma:

$$P = P(T, V_m) \quad Z = Z(T, V_m) \quad (\text{EC.24})$$

Donde (Z) es el factor de compresibilidad de los gases reales y (V_m) es el Volumen molar. En donde están contenidas las siguientes subclasificación:

- Ecuaciones de Virial truncadas, en las que la presión (P) se describe a través de un polinomio de términos V_m^{-1} y con coeficientes dependientes de la temperatura y de la composición, en caso de mezclas.

- Ecuaciones cúbicas, en las que la presión (P) se describe a través de una función cúbica en V_m , en donde existen dos parámetros dependientes de la composición y, en ocasiones, de la temperatura, T.

- Ecuaciones empíricas complejas, en las que la presión P se representa mediante una combinación polinomial y de otras funciones.

2. Forma fundamental. Una ecuación fundamental es aquella que proporciona una de las funciones de estado en términos de sus variables naturales independientes, siendo la forma más común la elección de la Energía molar de Helmholtz (A_m) como una función de la temperatura y el

volumen molar. Con el objetivo de alcanzar una representación precisa de los datos experimentales en un rango amplio de condiciones, la estructura de estas ecuaciones alcanza altos niveles de complejidad. (Am) consta de dos partes, que son parametrizadas separadamente: el comportamiento del gas perfecto y la parte residual.

Tabla 3 Clasificación de las ecuaciones de estados [1]

Clasificación de las Ecuaciones de Estado
Ecuación Virial
Van Der Waals
Redlich-Kwong (RK)
Soave-Redlich-Kwong (SRK)
Peng-Robinson (PR)
Peng-Robinson-Pouillot (PRP)
Patel-Teja
Patel-Teja-Valderrama
Lawal-Lake-Silberberg
Carnahan-Starling-Van Der Waals
Guggenheim
Redlich-Kwong Modificada
Dieterici-Carnahan-Starling
Benedict-Webb-Rubin (BWR)
Duan
Altunin-Gadetskii
Span y Warner
Sanchez-Lacombe

Las ecuaciones de Peng- Robinson (PR) y Soave-Redlich-Kwong (SRK), son las usadas para el desarrollo de este trabajo, tomando en cuenta sus aplicaciones y consideraciones.

2.19.2.1 Ecuación de estado de Peng-Robinson (1976)

La ecuación de estado de Peng-Robinson (EDE PR) es la EDE de más amplio uso en los cálculos termodinámicos de aplicación en la ingeniería química. La ventaja de su utilización, al igual que pasa con la EDE RKS, está en su habilidad para representar los equilibrios de fase únicamente utilizando propiedades críticas y factores acéntricos como parámetros característicos de los componentes puros. Sin embargo, ambas presentan capacidades limitadas en la predicción de densidades de líquidos saturados y no son demasiado exactas en los sistemas altamente polares.

La ecuación de Peng-Robinson se basa en una nueva forma funcional para el factor acéntrico y otra diferente para la dependencia del volumen en el término atractivo. La obtención de la correlación del factor acéntrico, (ω), se consigue mediante el ajuste de los datos experimentales en todo el rango líquido de cada sustancia. Esta ecuación mejora los resultados de la EDE RKS, aunque necesita parámetros de interacción binarios adicionales para el caso de mezclas. Como la mayoría de las EDECs de dos parámetros, puede expresarse mediante la ecuación 25.

$$P = \frac{n \cdot R \cdot T}{V_m - n \cdot b} - \frac{a \cdot n^2}{V_m^2 + u \cdot b \cdot n \cdot V_m + w \cdot b^2 \cdot n^2} \quad (\text{Ec.25})$$

Donde:

$$u = 2$$

$$w = -1$$

Existen numerosas aproximaciones que se han usado para establecer los valores de los parámetros (a) y (b). A continuación, se expresa el parámetro (a) como función del factor acéntrico (ω) y de la temperatura (T), de manera que se reproduzcan las presiones de vapor de los fluidos. Las

expresiones de (a) y (b) resultantes de la aplicación de este procedimiento son las que siguen en las ecuaciones 26, 27 y 28.

$$a = \left(\frac{0,45724 * R^2 * T_c^2}{P_c} \right) * \left(1 + f\omega \left(1 - T_r^{\frac{1}{2}} \right) \right)^2 \quad \text{Ec.26}$$

$$b = \frac{0,07780 * R * T_c}{P_c} \quad \text{(EC.27)}$$

$$f\omega = 0,37464 + 1,54226 * \omega - 0,26992 * \omega^2 \quad \text{(EC.28)}$$

La EDE PR se puede escribir de la siguiente manera:

$$P = \frac{R * T}{Vm - b} - \frac{a}{V^2 + 2b * Vm - b^2} \quad \text{(EC.29)}$$

2.19.2.2 Ecuación de estado de Soave-Redlich-Kwong (1972)

La Ecuación de Estado de Soave-Redlich-Kwong (EDE RKS) es una de las ecuaciones cúbicas basadas en la de VDW más sencilla y de más amplia aplicación en los cálculos de equilibrios de fase. Hace uso del mismo procedimiento para hallar los parámetros (a) y (b), siendo las expresiones resultantes las de las ecuaciones EC.30, EC.31 y EC.32.

$$a = \left(\frac{0,42748 * R^2 * T_c^2}{P_c} \right) * \gamma(T_r, \omega) \quad \text{(EC.30)}$$

$$b = \frac{0,08664 * R * T_c}{P_c} \quad \text{(EC.31)}$$

$$\gamma(T_r, \omega) = \left(1 + f\omega \left(1 - T_r^{\frac{1}{2}}\right)\right)^2 \quad (\text{EC.32})$$

$\gamma(T_r, \omega)$ Es el término de temperatura reducida, introducido en lugar del término $(a \cdot T^{-0,5})$ de la EDE RK, donde (T_r) es la Temperatura reducida, (ω) es el factor acéntrico de la sustancia y $(f\omega)$ es una constante característica con la forma de la ecuación 33.

$$f\omega = 0,48 + 1,574 \cdot \omega - 0,176 \cdot \omega^2 \quad (\text{EC.33})$$

La EDE RKS, propuesta por Soave, modifica de nuevo el término atractivo introduciendo el factor acéntrico Pitzer (ω). Este factor describe la no esfericidad de la molécula. De este modo, conociendo las propiedades críticas del compuesto y su factor acéntrico, es posible determinar la presión del sistema. Basándose en los planteamientos de la teoría molecular de los estados correspondientes, se estimó la magnitud práctica denominada factor acéntrico a través de la desviación de la presión de vapor de cada sustancia del valor predicho por el principio de los estados correspondientes de dos parámetros. (ω) mide la desviación de la función potencial intermolecular de una sustancia con respecto a la de moléculas esféricas simples, aumentando su valor conforme se incrementa la polaridad. Actualmente, la definición del factor acéntrico se usa ampliamente como parámetro con el cual se mide de alguna manera la complejidad de una molécula con respecto a la geometría y la polaridad. La EDE RKS presenta los mismos problemas que la EDE PR al ser incapaz de predecir el equilibrio líquido-vapor adecuadamente en amplios rangos de condiciones termodinámicas. Lo que se suele hacer es ajustar los parámetros de la ecuación a datos experimentales en la región que se desea estudiar. Es interesante destacar que pese a todo esto, la EDE RKS ha sido

la primera ecuación programada en un código de ordenador para optimizar el diseño de plantas de tratamiento de hidrocarburos.

De una forma más resumida tenemos:

$$P = \frac{R * T}{Vm - b} - \frac{a}{Vm(Vm + b)} \quad (\text{EC.34})$$

CAPÍTULO III

METODOLOGIA DEL TRABAJO

Con el fin de obtener la mejor solución al problema planteado se estableció como metodología la estratificación del mismo en varias etapas, teniendo como punto de partida la revisión bibliográfica, esta será la base para alcanzar cada uno de los objetivos planteados.

3.1 Revisión bibliográfica de las fuentes de información

La metodología de la investigación es de tipo bibliográfico. Se realizó por medio de lecturas y consultas de libros, tesis, páginas de Internet e información proporcionada por la industria PDVSA concerniente al tema de fraccionamiento, y lograr así el desarrollo de los objetivos planteados.

3.2 Caracterización de las corrientes de la torre desbutanizadora

En ésta etapa se identificará las diferentes corrientes de la torre Desbutanizadora, las cuales son; corriente de entrada o alimentación, corriente de salida por el tope o producto de tope y corriente de salida por el fondo o producto de fondo; todas estas se identificarán con sus respectivos flujos, composiciones, temperatura, presión y entalpía.

3.3 Rehervidor con el cual trabaja la torre desbutanizadora

En ésta etapa se conocerá el tipo y modelo con el cual trabaja la torre Desbutanizadora; así como también se conocerá de manera descriptiva el sistema de calentamiento del mismo, capacidad térmica, área de transferencia, presión y temperatura de operación.

3.4 Parámetros que pueden alterar la eficiencia de un rehervidor de una torre desbutanizadora

En ésta etapa de estudiarán los parámetros existentes que alteran la eficiencia de un rehervidor y los posibles problemas operacionales que esto ocasiona en una torre desbutanizadora.

3.5 Control de las propiedades termodinámicas que puedan disminuir la eficiencia del rehervidor en la torre desbutanizadora.

En esta etapa se controlará las propiedades termodinámicas que disminuyan la eficiencia del rehervidor, tomando como herramienta el simulador HYSYS 3.2, se seleccionará el paquete termodinámico de las ecuaciones de estado que más se ajuste al comportamiento del butano de manera de visualizar el comportamiento de dichas propiedades.

DESARROLLO DEL TRABAJO

3.2 Caracterización de las corrientes de la torre Desbutanizadora

En base a datos de campo; la caracterización de las corrientes de la torre desbutanizadora (D2.10.0606), entrada (alimentación) y salida (producto de tope y producto de fondo); se tiene que:

La alimentación a la torre entra con un flujo de 672 GPM con la siguiente composición, a una presión de 158 psia; 107,22 °C y entalpía - 1423*105 KJ/ Kmol.

Tabla 3.1 Composición de alimentación a la torre desbutanizadora

Componentes	Fracción Molar
Etano	0
Propano	0.000105
iso - Butano	0.244710
N – Butano	0.396082
Iso – Pentano	0.128478
N – Pentano	0.102516
Hexano	0.069441
Heptano	0.043596
Octano	0.009504
Nonato	0.003833
Decano	0.001435

Para la corriente de salida por el tope de la torre, se toma el producto de la separadora de butanos (D8.10.0608); ya que la desbutanizadora y la separadora de butanos operan como si éstas conforman una sola torre. El producto que se obtiene por ésta corriente; es un flujo de 58.86 MMSCFD

que contiene la siguiente composición, a una presión de 110 psia, 54 77 °C y entalpía -1498*105 KJ/Kmol.

Tabla 3.2 Composición de producto de tope de la torre Desbutanizadora

Componentes	Fracción Molar
Propano	0.000563
iso – Butano	0.961202
n – Butano	0.038235

Para la corriente de salida por el fondo de la torre Desbutanizadora se tiene un flujo de 183 GPM con la siguiente composición a una presión de 155 psia; 178,4 °C y entalpía -1739*105 KJ/Kmol.

Tabla 3.3 Composición de producto de fondo de la torre desbutanizadora

Component	Fracción Molar
iso - Butano	0.000001
n – Butano	0.000030
Iso –	0.028177
n – Pentano	0.100988
Hexano	0.428580
Heptano	0.322977
Octano	0.075677
Nonato	0.315580
Decano	0.012013

3.3 Descripción del rehervidor con el cual trabaja la torre desbutanizadora

El tren "C" de la planta de fraccionamiento del complejo criogénico José Antonio Anzoátegui está conformado por cuatro torres de destilación como son:

Torre Despropanizadora

Torre Desbutanizadora

Torre Separadora de butanos

Torre Separadora de gasolina

La torre Desbutanizadora, identificada con D8-10.0606, cuenta con 50 platos tipo válvula con una inundación promedio entre 64% y 75%, la corriente de entrada entra por el plato 19, y trabaja a 155 PSIG y 361°F como condiciones de operación, y las condiciones de diseño 210 PSIG y 400°F, y un corte lateral en el plato 35 por donde se obtiene pentano con un 80% como mínimo de pureza.

Por otra parte la torre la separadora de butanos, identificada como D8.10.0608, cuenta con 80 platos donde la corriente de alimentación entra en el plato 38, con conexiones adicionales para alimentar por el plato 34 y 44, con platos tipo válvulas, tipo "B" de 4 pasos con un porcentaje de inundación aproximado de 85% fabricado por Nutter Engineering.

El rehervidor de fondo de la torre desbutanizadora es tipo termosifón horizontal, identificado D2.10.0609, el cual cuenta con una capacidad térmica de -47150900 Btu/ hr, tipo TEMA-AJS con un área de transferencia de 7193 Ft² y las condiciones de diseño son por carcasa (producto de fondo de la desbutanizadora) 210 PSIG y 400°F, y por los tubos (aceite para calentamiento) 150 PSIG y 550°F.

3.4 Parámetros que puedan alterar la eficiencia de un rehervidor en una torre desbutanizadora

Dentro de los parámetros que puede alterar el funcionamiento del rehervidor de fondo de la torre desbutanizadora, se deben tener en cuenta los diferentes panoramas que se pueden presentar y se expone cual sería la forma de atacar estos casos:

3.4.1 Burbujeo de película (vapor binding)

Puede ocurrir cuando el medio de calentamiento se encuentra a excesiva temperatura o alta densidad de calor, ocasionando formación de una película de vapor que evita la transferencia de calor, ya que a pesar que aumenta la volatilidad se crea una capa de vapor por la rápida vaporización y alto choque entre las moléculas quedando estancado en esta especie de neblina y condensando los gases en ese punto disminuyendo la transferencia de masa y energía.

La forma de corregir este problema es disminuyendo el suministro de aceite al intercambiador de calor para que desaparezca esta película de burbujeo y ocurra la transferencia de masa.

3.4.2 Oleaje (surgin) por taponamiento del espacio entre los tubos

Afectando la volatilidad, entalpía y entropía entre las moléculas de la corriente líquida ya que cae la temperatura (entalpía), aumenta la las interacciones intermoleculares (disminuye la volatilidad) y ocurre un aumento en la densidad (disminuye el desorden, entropía), por lo tanto se hace más difícil que fluya la corriente y ocurre este fenómeno de taponamiento.

Se debe aumentar la cantidad de aceite caliente al rehervidor, para aumentar la vaporización del producto de fondo.

3.4.3 Caída de presión por mal funcionamiento del indicador controlador de presión:

Aumentar la carga de aceite al rehervidor para que aumente la presión de operación y así alcanzar una mejor vaporización del líquido descendiente.

3.4.4 Carga excesiva de calor en el rehervidor:

A diferencia del caso de la película de burbujeo, que también pudiera ocurrir con esta condición, aumentaría las interacciones intermoleculares ocurriendo un aumento en la tendencia de que el líquido pase a la fase vapor (volatilidad) por lo tanto la energía se propagaría más rápidamente aumentando el intercambio de calor (entropía).

El exceso de calor también es ocasionado por el aceite a temperaturas mas elevadas de lo requerido, ocasionando deterioro y disminuyendo las propiedades del mismo; a la vez ocasiona una baja vaporización del líquido descendiente disminuyendo así la obtención de productos con la pureza que se desea.

Para evitar que esto suceda se debe reducir el flujo de aceite que alimenta al rehervidor para llegar a la temperatura de operación normalizando el proceso.

3.4.5 Cuando hay bajo flujo de aceite en el rehervidor

Puede ocurrir inundación (a estas condiciones también pudiera ocurrir un oleaje), debido a que la poca transferencia de calor (disminución de entropía) causaría una disminución en la vaporización parcial del líquido (volatilidad), por lo tanto aumentaría el volumen de líquido en la torre.

Se debe aumentar el flujo de aceite que alimenta al rehervidor para así vaporizar los líquidos que inundan la torre.

3.4.6 Perdidas de propiedades del aceite de calentamiento

Esto llevaría a que para ese flujo de alimentación el flujo de aceite que corresponde para alcanzar la temperatura de operación no estaría entregando el calor necesario (disminución de entropía), ocurriendo una caída en la vaporización parcial del líquido (disminuye la volatilidad) produciendo inundaciones.

Se debe sustituir el aceite, en caso de no tener la disponibilidad de cambiar ese aceite se debe variar esa relación entre el flujo de alimentación a la torre y el flujo de aceite para calentamiento por medio del punto de ajuste (set point) hasta alcanzar la relación que cumplirá con los requerimientos, alcanzando la temperatura.

Control de las propiedades termodinámicas que puedan disminuir la eficiencia del Rehervidor en la Torre Desbutanizadora.

Por medio de las ecuaciones resaltadas en la tabla 2.9.2, las cuales se evaluaron para el estudio de las propiedades termodinámicas y visualizar cual ecuación se ajuste a las diferentes corrientes de la torre Desbutanizadora.

Identificación de las variables operacionales en la corriente de alimentación a la torre Desbutanizadora.

Se utilizarán las siguientes condiciones de presión, temperatura, flujo y una composición mostradas en las siguientes tablas N° 3.1 Y 3.4. La alimentación de la torre Desbutanizadora es el producto de fondo de la torre despropanizadora.

Tabla 3.4 Condiciones de la alimentación a la torre desbutanizadora

Condiciones de operación	
Temperatura (°C)	107.22
Presión (psia)	158
Flujo volumétrico (GPM)	672

Tabla 3.5 Condiciones de operación del rehervidor

Condiciones de operación del Rehervidor de fondo de la torre Desbutanizadora.	
Temperatura (°C)	70
Presión (psia)	155

Tabla 3.6 Condiciones de operación del condensador

Condiciones de operación del condensador de la torre Desbutanizadora.	
Temperatura (°C)	51.66
Presión (psia)	150

3.5 Simulador del proceso HYSYS

Se empleará el simulador de procesos HYSYS en su versión 3.2 como herramienta de diseño, con el fin de estudiar el comportamiento a las diferentes condiciones y configuraciones del sistema. Las limitaciones del simulador es tener en cuenta que los resultados de una simulación no son siempre fiables y estos se deben analizar críticamente, ya que los resultados dependen de la calidad de los datos de entrada.

Entorno HYSYS se realiza iniciar programa HYPROTEC HYSYS versión 3.2

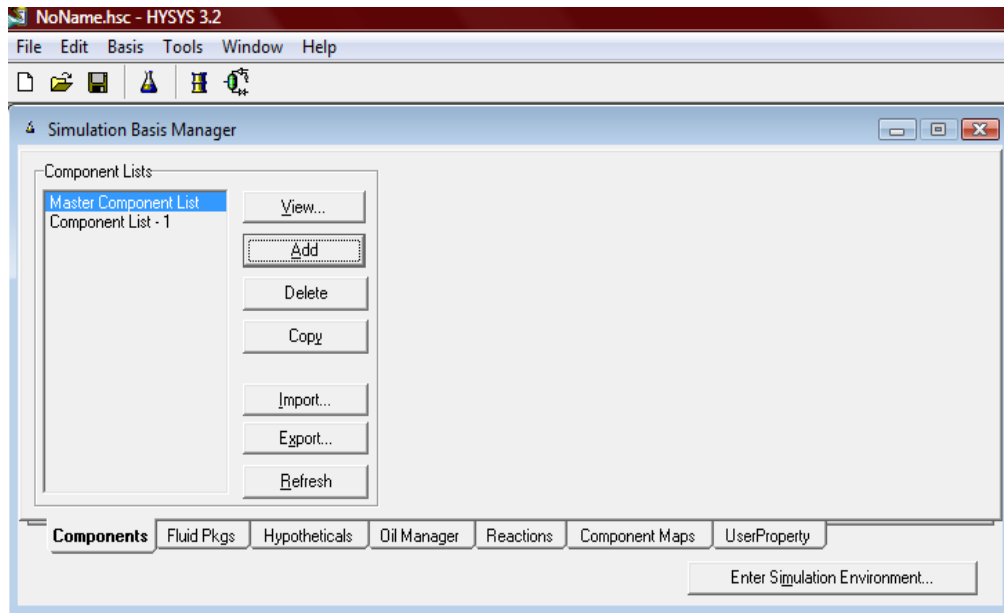


Figura 3.1. Pantalla inicial del software HYSYS versión 3.2

Haciendo clic en el botón New case aparece la ventana del administrador básico de simulación “simulation basis manager”. El “simulation basis manager” contiene una serie de pestañas se selecciona Add para poder incluir la lista de todos los componentes involucrados en la simulación. Se agregan todo los componentes que intervienen en el proceso seleccionándolo de las opciones que proporciona el simulador en la pantalla “Component list view”.

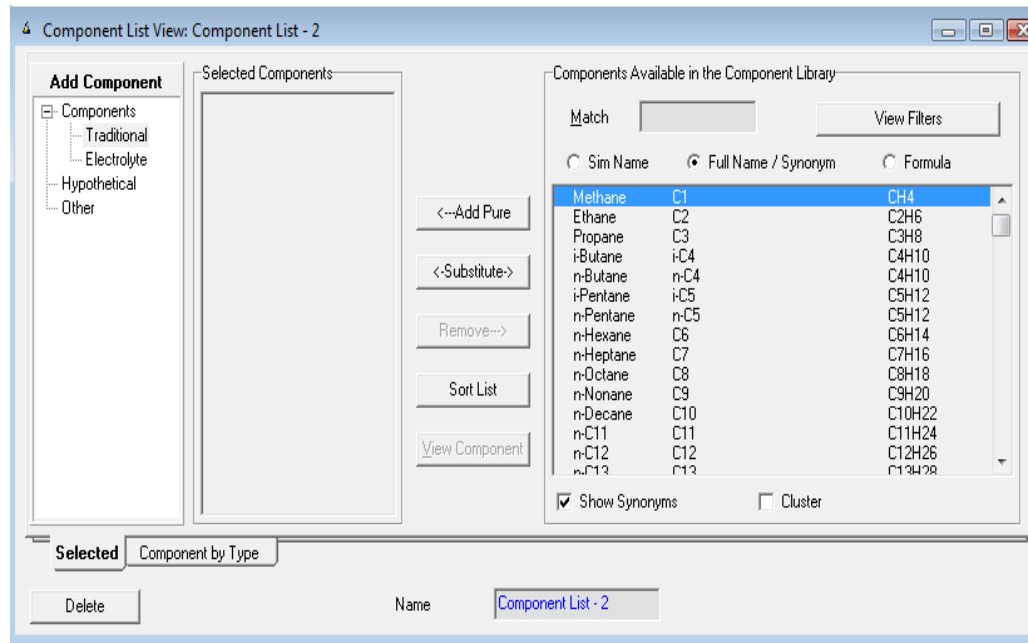


Figura 3.2 Selección de los componentes mediante el “Component list view”

La selección del paquete de ecuaciones a utilizar se realiza en la pantalla “Fluid package: Basi-1”, una vez seleccionado en paquete termodinámico se pueden visualizar las propiedades que necesitan los componentes, esta ventana también debe cerrarse, la cual se muestra a continuación. En nuestro caso tuvimos que realizar cuatro (2) simulaciones, cada una con un paquete termodinámico diferente.

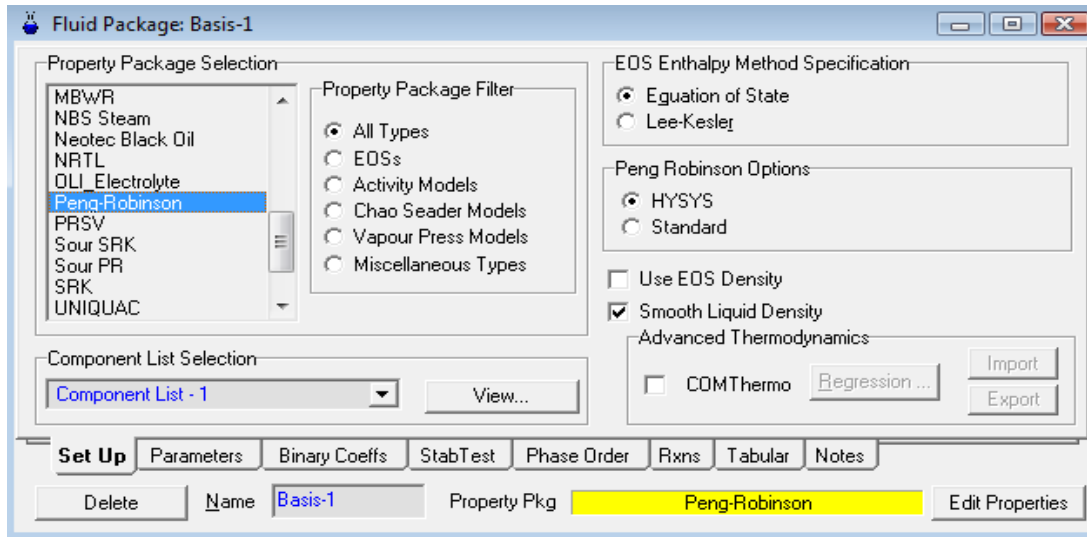


Figura 3.3 Selección del paquete termodinámico del simulador Hysys version 3.2

Al hacer click en “Enter simulation environment” se entra al ambiente de simulación “Simulation environment” y al mismo tiempo la paleta, en esta se seleccionan los equipos y corrientes de materia y/o energía que se introducirán al sistema de simulación. La paleta se divide en cuatro secciones, la primera donde se ubican las corrientes de materia (Flecha azul) y de energía (Flecha roja), en la segunda se muestran los equipos de separación de fase, presión, transferencia de calor y reactores, la tercera muestra los equipos de transferencia de masa y por último la de operaciones lógicas. Esta ventana se puede visualizar a continuación.

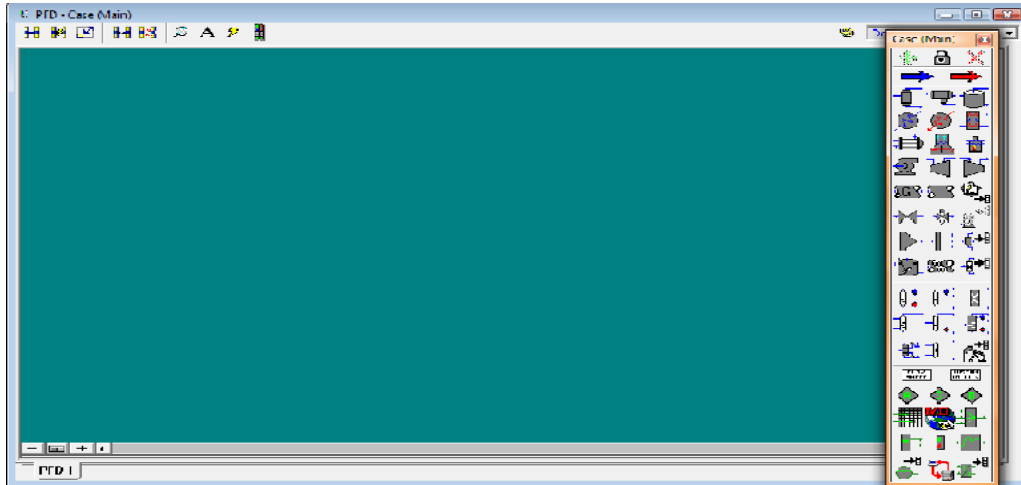


Figura 3.4 Pantalla para la construcción del diagrama de proceso y pantalla de equipos

La simulación se inicia a partir de la torre Despropanizadora, para obtener el producto de fondo que será la alimentación a la torre Desbutanizadora a las condiciones de operación. Este resultado se puede observar en la figura 3.5.

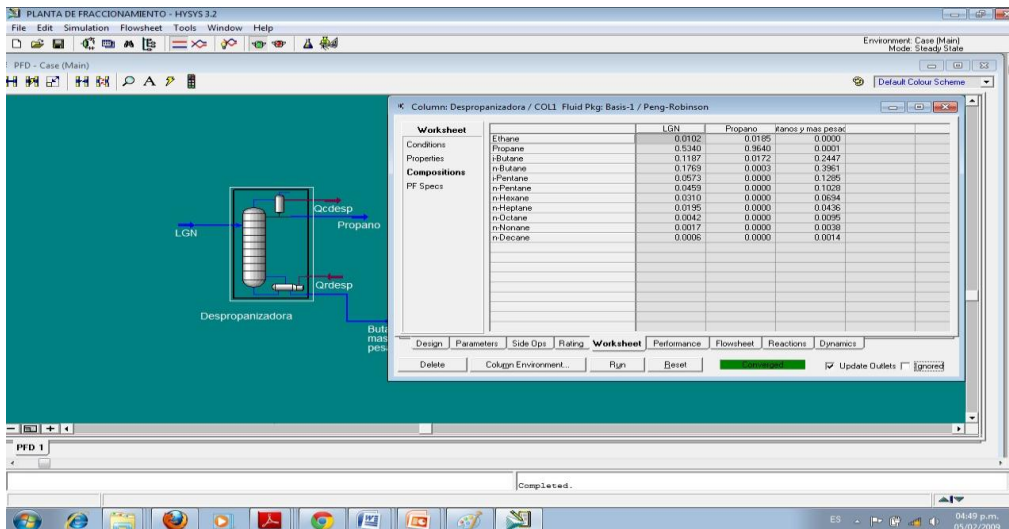


Figura 3.5 Torre despropanizadora por medio del simulador Hysys version 3.2 para la ecuacion Peng Robinson

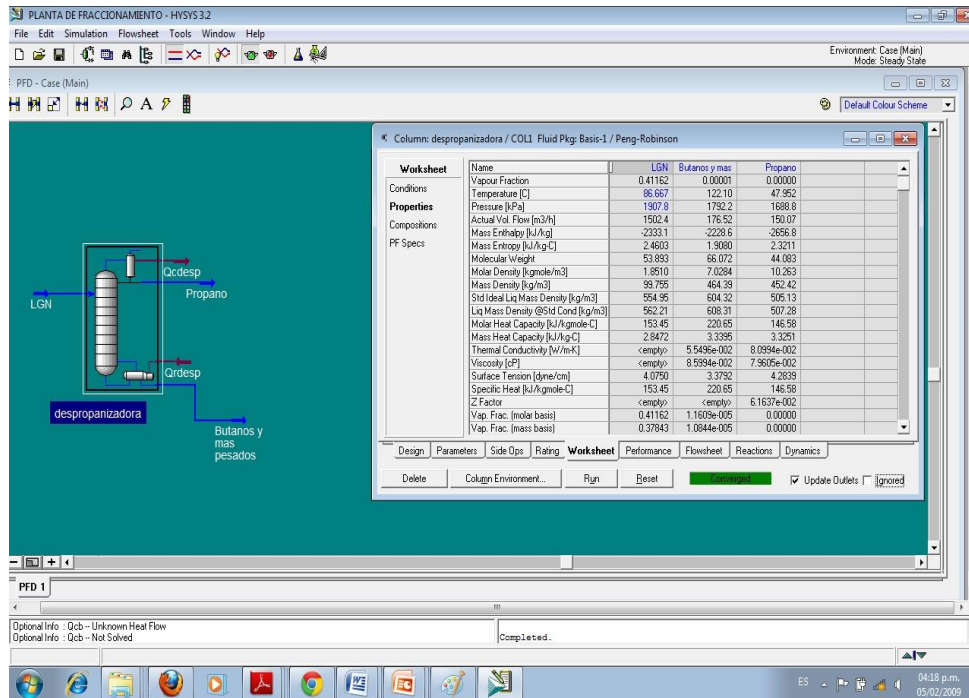


Figura 3.6 Propiedades termodinámicas de la Torre Despropanizadora por medio del simulador Hysys version 3.2 para la ecuacion Peng Robinson

La figura 3.6, se observa el resultado de las propiedades termodinámicas en la torre Despropanizadora obtenidas mediante el simulador HYSYS 3.2, para la ecuación de Peng Robinson.

Se escoge de la paleta de equipos dos torres (fraccionadoras), con las respectivas corrientes, accesorios y condiciones de operación para cada caso (Desbutanizadora y separadora de butanos) teniendo como resultado lo observado en la figura 3.7.

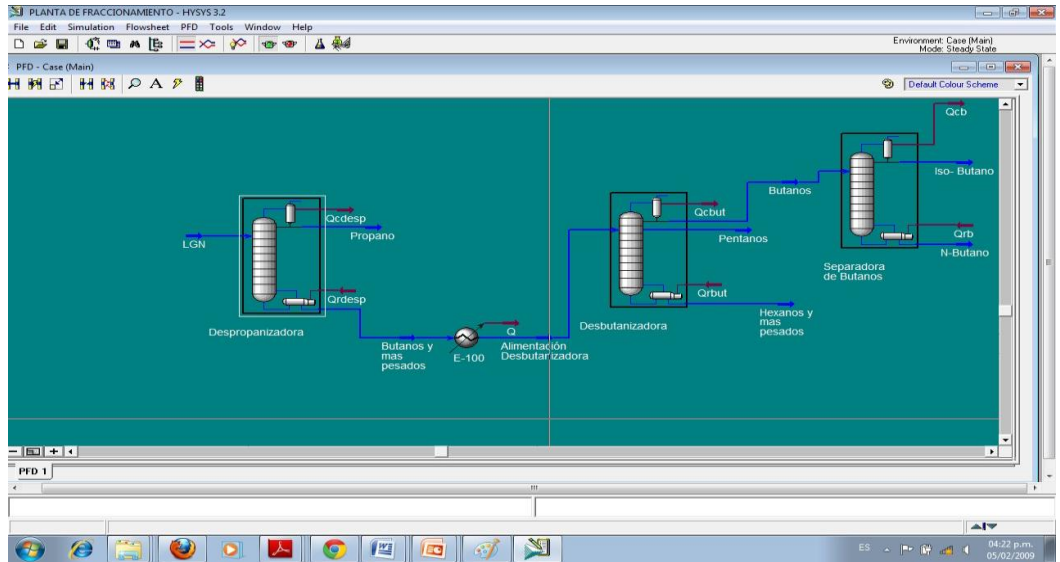


Figura 3.7 Torres Desbutanizadora y Separadora de butanos por medio del simulador Hysys version 3.2 para la ecuacion Peng Robinson

8. A partir de la figura 3.8 hasta la figura 3.11 se observan las composiciones y propiedades termodinámicas obtenidas por medio del simulador HYSYS 3.2, para la ecuación de Peng Robinson de las torres Desbutanizadora y Separadora de butanos respectivamente.

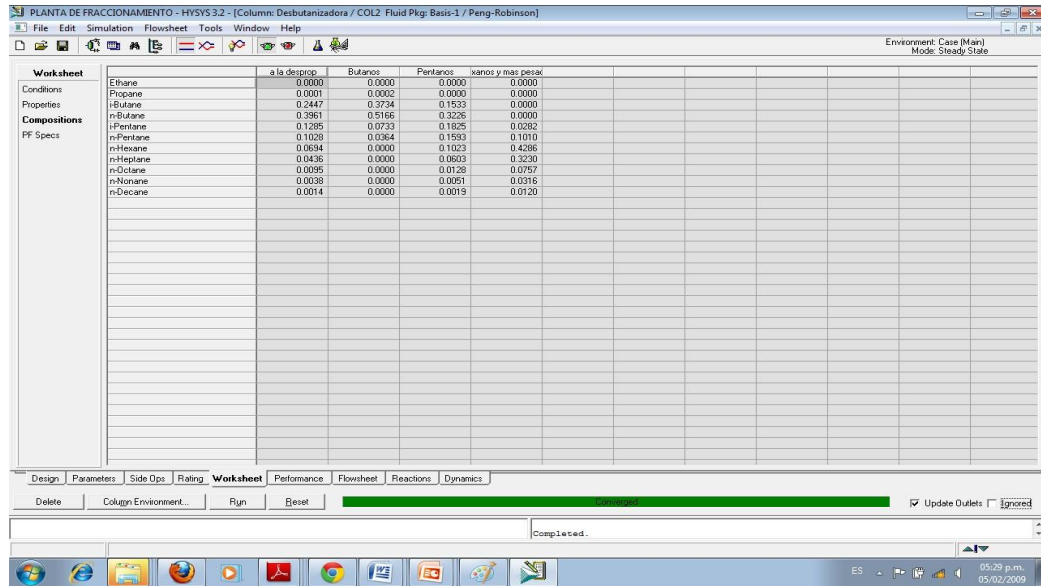


Figura 3.8. Composición de la torre desbutanizadora por medio del simulador hysys version 3.2 para la ecuacion peng robinson

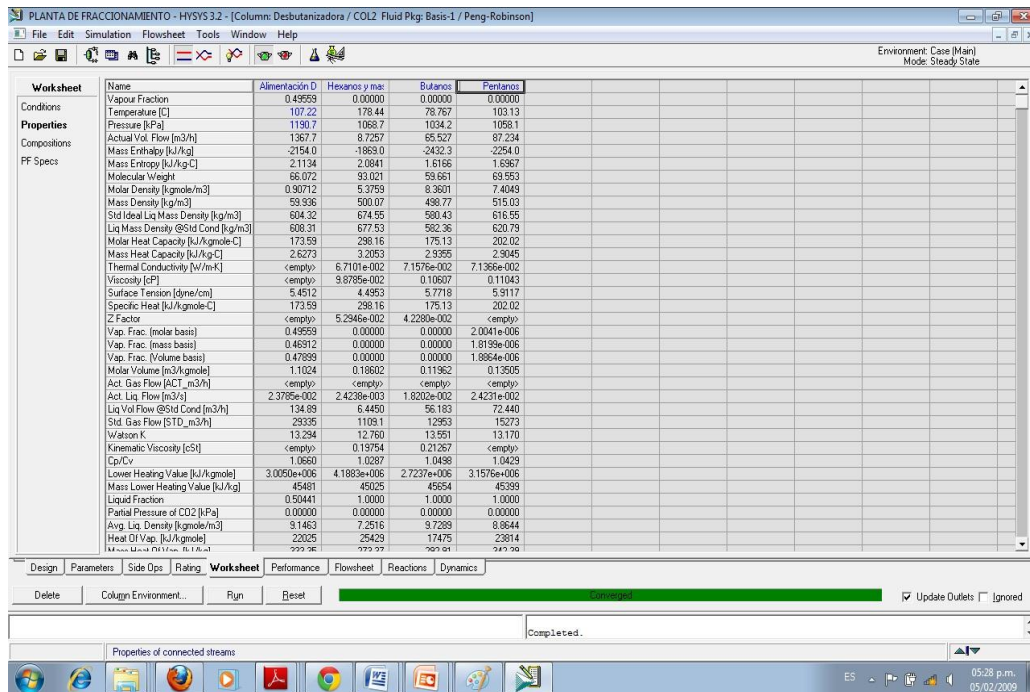


Figura 3.9 Propiedades termodinamicas de la Torre Desbutanizadora por medio del simulador Hysys version 3.2 para la ecuacion Peng Robinson

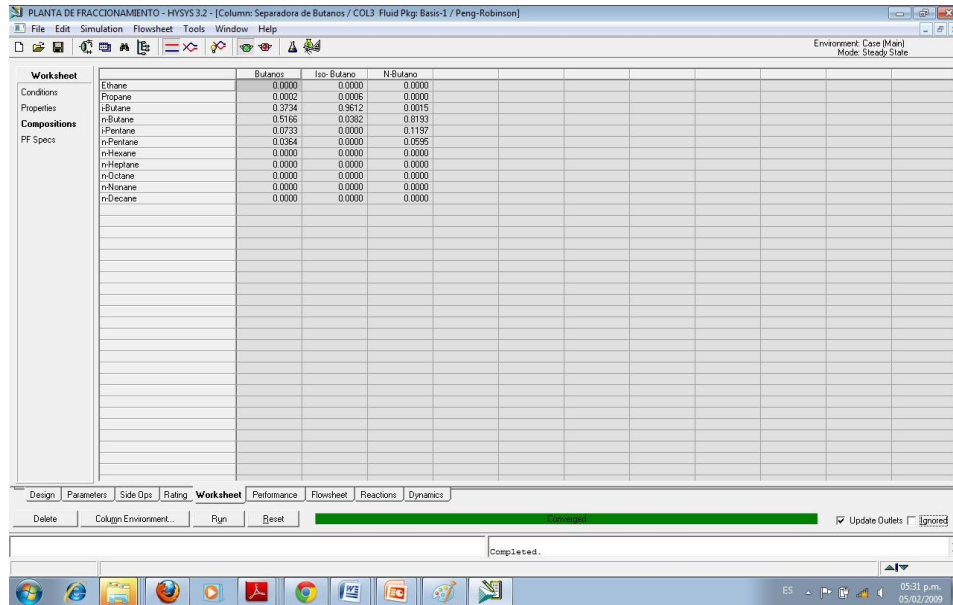


Figura 3.10 Composicion de la Torre Separadora de butanos por medio del simulador Hysys version 3.2 para la ecuacion Peng Robinson

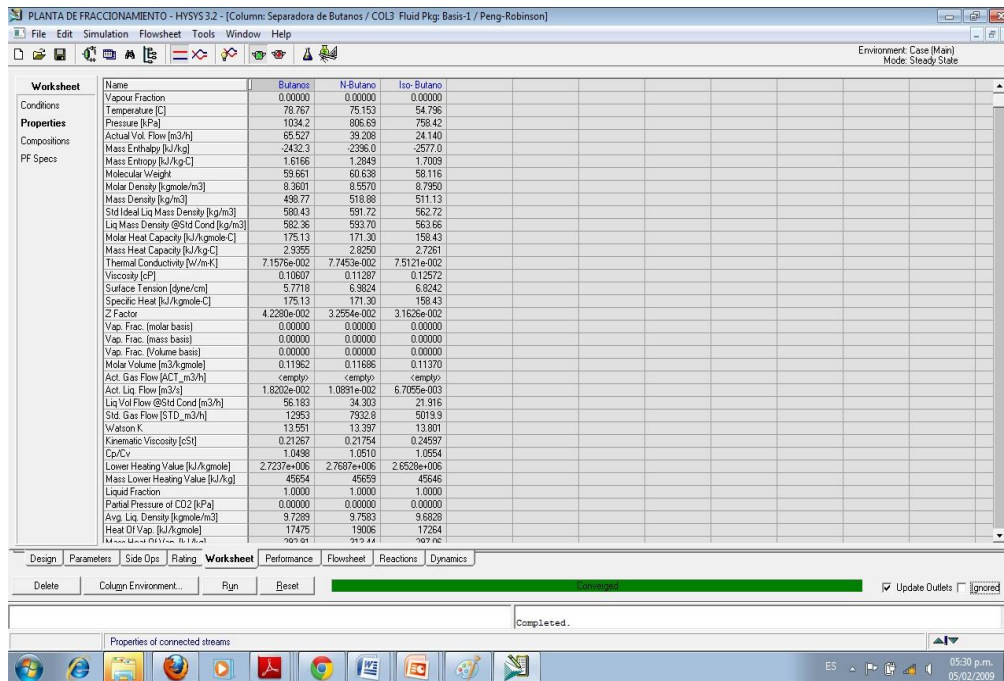


Figura 3.11 Propiedades termodinamicas de la Torre Separadora de butanos por medio del simulador Hysys version 3.2 para la ecuacion Peng Robinson

Para el desarrollo de la simulación y la obtención de los resultados descrito anteriormente, utilizando la ecuación de Soave – Redlich Kwong (SRK), se realiza el mismo procedimiento tomando en cuenta las características generales y consideraciones necesarias para la aplicación de dicha ecuación.

CAPÍTULO IV

ANÁLISIS DE RESULTADO, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1 Análisis de resultado

4.1.1 Control de las propiedades termodinámicas que puedan disminuir la eficiencia del Rehervidor en la Torre Desbutanizadora a través del simulador HYSYS 3.2

Utilizando el simulador de proceso HYSYS se realizó el montaje de las torres despropanizadora, desbutanizadora y la separadora de butanos, con el propósito de evaluar el comportamiento de las propiedades termodinámicas de las corrientes involucradas en el proceso a través de las ecuaciones de estado de: Peng Robinson (PR) y Soave- Redlich Kwong (SRK). Obteniendo los siguientes resultados:

Peng Robinson (PR): las propiedades convergieron de una manera rápida, sin problema como se esperaba, debido a que este paquete termodinámico es uno de los más recomendados a la hora de trabajar con hidrocarburos en general y su aplicación ha sido extendida a las columnas de destilación (demetanizadoras, deetanizadoras, despropanizadoras, estabilizadoras de gasolina) de una planta de gas.

Soave- Redlich. Kwong (SRK): Resultó un comportamiento similar al de la simulación con Peng Robinson, esto es debido a que la más conocida de las modificaciones hechas a la ecuación SRK es la ecuación de Peng Robinson, la cual recalcula $\gamma(T, \omega)$ y propone una nueva variación del parámetro a con el volumen.

En las graficas mostradas a continuación podemos visualizar la similitud de valores de entalpía y entropía con respecto a la temperatura en el rehevridor de fondo de la torre Desbutanizadora, empleando las ecuaciones de Soave- Redlich. Kwong (SRK) y Peng Robinson (PR):

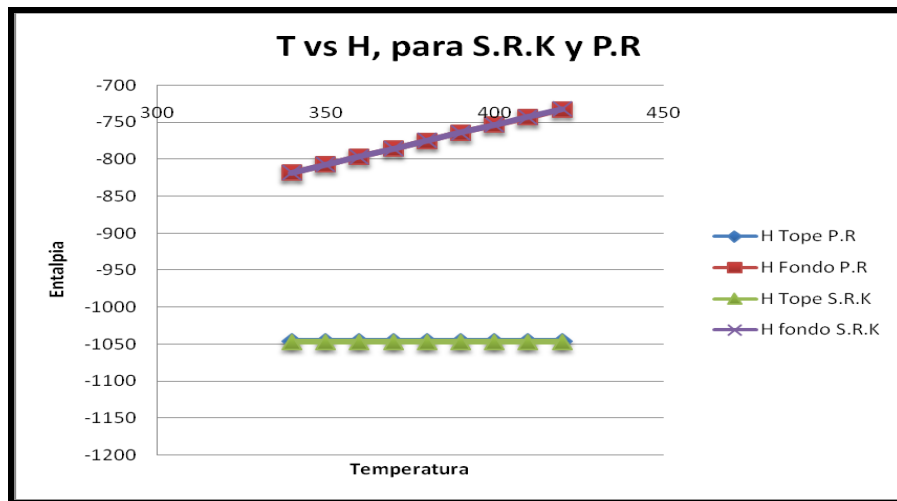


Figura 4.1 Variación de la temperatura vs. Entalpía en la Torre Desbutanizadora

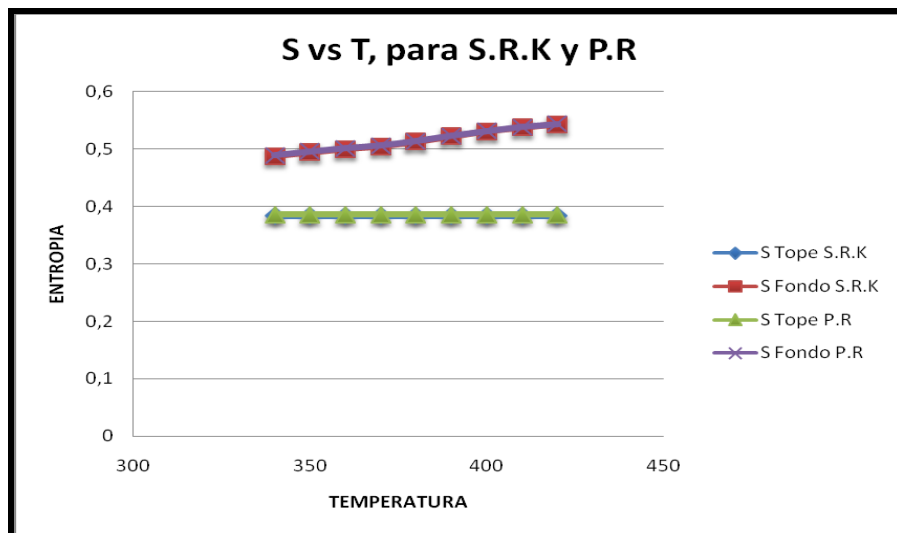


Figura 4.2 Variación de la temperatura vs. Entropía en la Torre Desbutanizadora

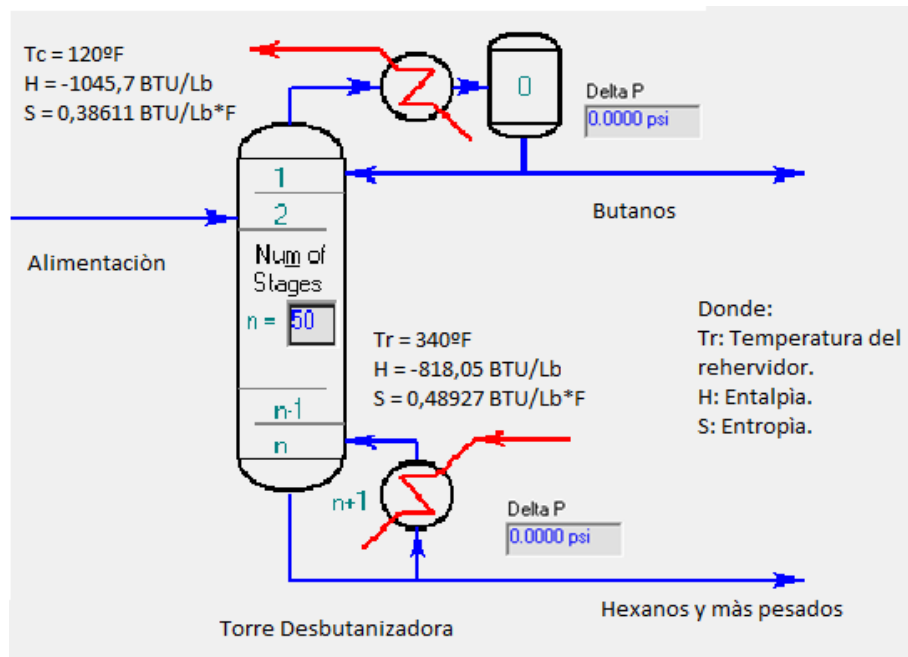


Figura 4.3 Ilustración del comportamiento de las propiedades termodinámicas evaluadas en la torre Desbutanizadora

El fundamento principal de una torre de destilación es conseguir un destilado rico en componente liviano y un residuo rico en componente pesado, para obtener dicho objetivo la torre posee un rehervidor de fondo, cuya función es la de transmitir el vapor necesario para que los componentes de dicha mezcla alcancen la temperatura de ebullición a través de una transferencia de calor física, mientras en el tope de la columna tenemos un condensador que cumple la función de producir un reflujo, con el

fin de mejora en la producción del componente liviano(en nuestro caso los butanos).

En la figura 4.3 Podemos visualizar los datos arrojados por el simulador HYSYS al aumentar la temperatura del rehervidor ,con el fin de visualizar el comportamiento de las propiedades termodinámicas que se pueden observar en las Tablas 4.1 y 4.2 .

A continuación se muestran las Tablas 4.1 y 4.2 donde se puede visualizar las propiedades termodinámicas en el rehervidor; para cada ecuación de estado:

Tabla 4.1 Propiedades Termodinámicas en el rehervidor para la ecuación de SRK

Temperatura rehervidor	S.R.K			
	ENTALPIA (BTU/ lb.)		ENTROPIA (BTU/ lb. °F)	
	TOPE	FONDO	TOPE	FONDO
340	-1046,9	-817,96	0,38359	0,48773
350	-1046,9	-806,89	0,38359	0,49444
360	-1046,9	-796,17	0,38359	0,50004
370	-1046,9	-785,65	0,38359	0,50448
380	-1046,9	-774,65	0,38359	0,51286
390	-1046,9	-763,79	0,38359	0,52224
400	-1046,9	-753,16	0,38359	0,53056
410	-1046,9	-742,73	0,38359	0,5376
420	-1046,9	-732,18	0,38359	0,54264

Tabla 4.2 Propiedades Termodinámicas en el rehervidor para la ecuación de PR

Temperatura rehervidor	P.R			
	ENTALPIA (BTU/ lb.)		ENTROPIA (BTU/ lb. ° F)	
	TOPE	FONDO	TOPE	FONDO
340	-1045,7	-818,05	0,38611	0,48927
350	-1045,7	-807,01	0,38611	0,49587
360	-1045,7	-796,34	0,38611	0,50138
370	-1045,7	-785,89	0,38611	0,50575
380	-1045,7	-774,99	0,38611	0,5134
390	-1045,7	-764,06	0,38611	0,52288
400	-1045,7	-753,42	0,38611	0,5313
410	-1045,7	-742,99	0,38611	0,53848
420	-1045,7	-732,55	0,38611	0,54376

De igual manera se evaluó el comportamiento de la presión, temperatura, entalpia, entropía, actividad y volatilidad. Obteniéndose una inexistente variación en la presión del rehervidor para los cambios de temperatura, es decir, permanece constante. Con respecto a la temperatura, el tope de la torre no se ve afectada con la variación de temperatura del rehervidor; ya que el cambio de fase ocurre con un calor latente, donde el fluido alcanza la temperatura de ebullición del butano, manteniéndose constante durante vaporización; mientras que en el fondo de la misma hay un aumento de temperatura, dicho aumento produce una elevación de la temperatura de los líquidos del fondo y estos entran en contacto directo con

los líquidos descendientes, ocurriendo así una transferencia de calor. La entalpía en el tope no se ve alterada (permanece constante); ya que la temperatura no varía, es decir, son directamente proporcionales; sin embargo la entalpía en el fondo varía, ya que en el fondo ocurre la transferencia de calor, se obtuvieron resultados negativos debido a que existe pérdida de calor. Con respecto a la entropía se pudo observar que no hubo variación de la misma, esto ocurrió porque la temperatura permanece constante, al igual que la entalpía, la entropía y la temperatura son directamente proporcionales. En cambio en el fondo, se pudo observar que la entropía sí varía debido a que existe la transferencia de calor, esto eleva la temperatura y genera mayor interacción entre las moléculas aumentando el desorden entre ellas.

Debido a que la actividad depende de la temperatura, presión y composición de los gases, podemos decir que está permanece constante en el tope, ya que no existe variación de temperatura, de presión ni de composición, aunque en el fondo sí se observó variación de ésta debido a que existe una elevación valor de temperatura. En cambio la volatilidad fue variando de manera descendiente con el aumento de temperatura, ya que si ocurre aumento de temperatura ésta disminuye debido a que los componentes más livianos cambian de fase haciéndose más volátiles. Al aumentar la presión en la columna, disminuye la volatilidad relativa de la mezcla, recordando que la volatilidad, es la medida de la facilidad con que una sustancia se evapora por lo tanto, al tener menos vapor en el tope, es menor el consumo de agua y calor (energía) en el condensador. Del mismo modo, al tener un perfil de temperatura mayor en el fondo de la columna, se requiere de menos energía en el rehervidor para evaporar, y con esto el consumo de vapor en dicho equipo es menor.

4.2 CONCLUSIONES

1. En la torre desbutanizadora se cumplen los principios de la primera, segunda y tercera ley de la termodinámica así como el principio de la conservación de la masa aplican al proceso

2. La temperatura es el parámetro termodinámico que disminuye la eficiencia del rehervidor de fondo de la torre desbutanizadora, ya que al alterar el flujo de aceite de calentamiento en éste, ocasionando la variación de temperatura y por ende provocando que los parámetros dependientes de ésta se vean afectados.

3. Las mayores perturbaciones se observan cuando se alteran las condiciones de la alimentación a la torre.

4. Alterando el flujo de aceite en el rehervidor no ocurre ninguna variación de presión de operación.

5. Existen diversas ecuaciones de estado pero su buen funcionamiento va ligado a las condiciones empíricas con las cuales fueron desarrolladas, en por ello que para el proceso de fraccionamiento y operación de la torre desbutanizadora solo convergen las ecuaciones de Peng Robinson (PR) Y Soave Relich Kwog (SRK).

6. La ecuación de estado de Peng Robinson (EDE PR) es la EDE de más amplio uso en los cálculos termodinámicos. Puede utilizarse para simular procesamiento de hidrocarburos en general.

7. La ecuación de Peng Robinson y todas la ecuaciones cúbicas de estado similares, como SRK; no pueden simular procesos donde la fase líquida sea fuertemente no ideal.

4.3 RECOMENDACIONES

1. Para estudiar una torre se recomienda variar las condiciones en el condensador, rehervidor y la alimentación para obtener resultados más precisos.

2. Hacer una correcta selección del paquete termodinámico con el cual se vaya a realizar la simulación, cumpliendo así con las consideraciones y obtener resultados más cercanos a la realidad.

4. Conocer fundamentos básicos de la destilación y el proceso de fraccionamiento para poder entender los cambios que ocurren en dichos procesos.

BIBLIOGRAFÍA

[1] González y Reyes., “Evaluar las propiedades termodinámicas en una torre despropanizadora mediante la aplicación de las ecuaciones de estado”. Tesis de grado, escuela de Ingeniería Química, UDO, Puerto La cruz (2011).

[2] Fuentes y Moreno., “Estudiar la importancia de las propiedades coligativas (aumento del punto de ebullición, descenso de la presión de vapor, descenso del punto de rocío y presión osmótica) en el proceso de fraccionamiento de los líquidos del gas natural (LGN), particularmente en la etapa de Despropanización, tomando como patrón la despropanizadora del complejo JOSE”. Tesis de grado, escuela de Ingeniería Química, UDO, Puerto la Cruz (2011).

[3]Lezama y Veracierta, “Evaluar las diferentes formas de almacenamiento y transporte de los productos del gas natural, mediante la clasificación y caracterización de los tipos de recipientes usados en el almacenamiento y el estudio de los distintos medios de transporte que se utiliza”. Tesis de grado, escuela de grado, escuela de Ingeniería Química, UDO. Puerto la Cruz (2010).

[4] Durán y González, “Evaluaron la factibilidad comercial del pentano en la planta de fraccionamiento, almacenaje y despacho del complejo criogénico José Antonio Anzoátegui, demostrando la importancia del pentano (C5) como producto base en la elaboración de subproductos”. Tesis de grado, escuela de Ingeniería Química, UDO, Puerto la Cruz (2009).

[5] Smith.; Vans Ness., “Introducción a la Termodinámica en la Ingeniería Química”. 5ta edición. Editorial McGraw-Hill. México. (1997).

[6] Rojas, Gonzalo., “Ingeniería de yacimientos de gas condensado”. 2da Edición.

Universidad de Oriente
Núcleo Anzoátegui
Áreas Especiales de Grado
Ingeniería de Yacimientos de Gas.



BALANCE DE MATERIALES EN YACIMIENTOS DE GAS CONDENSADO

Integrante:
Angélica Pérez.
C.I:16.037.366.
Sección.02.

Profesor:
Jairo Uricare

Barcelona, agosto de 2012

INTRODUCCION

La ingeniería de yacimientos de gas tiene objetivos fundamentales, entre ellos se puede mencionar la estimación del gas original en sitio, el cálculo del recobro, la predicción del comportamiento futuro de producción y el análisis de alternativas para mejorar el recobro.

Para el estudio de yacimientos se requieren de herramientas que ayuden a conocer el comportamiento termodinámico de los fluidos del yacimiento como la expansión, compresión y cambios de fases; así como también la compresibilidad de la formación y compactación de las rocas del yacimiento. Las reservas de un yacimiento se pueden calcular con la ayuda y estudios de técnicas o métodos de predicción como: método volumétrico, balance de materiales, curvas de declinación o simulación numérica.

Este trabajo se elabora con el objetivo de mostrar y explicar el método de balance de materiales aplicado a yacimientos de gas condensado y los mecanismos de producción responsables del recobro en yacimientos de gas. El balance de materiales toma en cuenta varios factores que en el método volumétrico no se conocían. Sin embargo este método solo se aplica para la totalidad del yacimiento, por la migración del gas de una parte a otra tanto en yacimientos volumétricos como aquellos con empuje hidráulico, el método de balance de materiales no es más que la aplicación de la ley de conservación de la materia a la producción de fluidos de un reservorio, balance entre los materiales en el yacimiento (subsuelo) y los materiales producidos (superficie), una masa de materia bajo una condición determinada (P, T), es igualada a la misma masa de materia a otra condición diferente (P_1, T_1). Se relaciona la producción de fluidos con la caída de presión que ocurre en un reservorio.

YACIMIENTOS DE GAS CONDENSADO

Definición:

Los yacimientos de gas condensado son aquellos que están formados, o contienen un gas condensado. Un gas condensado es un fluido monofásico en condiciones de yacimiento originales. Está compuesto principalmente de metano [C1] y de otros hidrocarburos de cadena corta, pero también contiene hidrocarburos de cadena larga, denominados fracciones pesadas. Bajo ciertas condiciones de temperatura y presión, este fluido se separará en dos fases, una gaseosa y otra líquida, lo que se conoce como condensado retrógrado.

Características:

1. La composición de la mezcla de hidrocarburos de un yacimiento de gas condensado es todavía predominante metano, como en el caso de los yacimientos de gas seco y húmedo, aunque la cantidad relativa de hidrocarburos pesados es considerablemente mayor. Un gas condensado es un gas con líquido disuelto.
2. La mezcla de hidrocarburos a las condiciones iniciales de presión y temperatura se encuentran en fase gaseosa o en el punto de rocío.
3. La temperatura del yacimiento se encuentra entre la temperatura crítica y la cricondentérmica de la mezcla.
4. Un gas condensado presenta condensación retrograda isotérmica en un rango de temperatura (200^o- 400^oF) y presiones (3000- 8000lpc) normales en yacimientos.
5. En su camino hacia el tanque de almacenamiento, el condensado sufre una fuerte reducción de presión y temperatura y penetra rápidamente en la región de dos fases para llegar a la superficie con las siguientes características:

RGC>3200 PCN/BN; API (40- 60°); C7+<12,5%; C1>60%; COLOR: INCOLORO AM.CLARO.

Porosidad

Puede definirse como la fracción de volumen de roca ocupado por el espacio poroso; es decir, es una medida del volumen de espacios vacíos que posee una roca y controla la capacidad de almacenamiento. Esta depende del empaquetamiento, arreglo de los granos y del encogimiento o selección de los mismos.

Permeabilidad (k):

Es una propiedad de la Roca la cual mide la capacidad de transferencia que tienen los fluidos para atravesar la roca

Espesor (h):

El espesor útil es el espesor promedio de la formación permeable, que contiene el área de drenaje por la cual el fluido fluye hacia el pozo. Este no es solamente el intervalo punzado o el espesor de formación encontrado por el pozo

Presión de rocío retrograda (Proc):

La cantidad infinitesimal de líquido se forma por un cambio de fases de gas a líquido. La importancia del conocimiento de la presión de rocío retrograda reside en que a presiones por debajo de ella empieza a ocurrir condensación retrograda del líquido. Los factores que afectan en mayor grado a la Proc son: temperatura del yacimiento y composición de la mezcla que se puede caracterizar a través de la GC y de la gravedad API del condensado.

Condensación y Vaporización:

Cuando en un yacimiento de gas condensado se produce una reducción isotérmica de la presión, se entra en la región de dos fases ocurriendo la llamada condensación retrograda de las fracciones pesadas e intermedias.

Luego de alcanzar la condensación retrógrada máxima, empieza a ocurrir revaporización del condensado al seguir disminuyendo la presión. Esta revaporización produce una disminución de la RGC y un incremento en la gravedad específica del gas condensado producido.

Yacimientos de Gas Condensado con Zona de Petróleo:

Es común encontrar una pequeña zona de petróleo (llamada también pierna de petróleo) en yacimientos de gas condensado. En el contacto gas-petróleo (CGP), el gas condensado se encuentra saturado en su punto de rocío retrogrado y el crudo también se encuentra saturado en su punto de burbujeo.

Clasificación de los yacimientos de gas condensado:

Para efectos de predicción, los yacimientos de gas condensado se pueden clasificar de acuerdo a su comportamiento físico en:

1. Yacimientos subsaturados:

Son aquellos yacimientos cuya presión inicial es mayor que la de rocío ($P_i > P_{roc}$). La mezcla se encuentra inicialmente en fase gaseosa con deficiencia de líquido en solución.

2. Yacimientos saturados:

En este caso la presión inicial es igual a la presión de rocío ($P_i = P_{roc}$). La mezcla se encuentra inicialmente en fase gaseosa en equilibrio con una cantidad infinitesimal de líquido.

3. Yacimientos de Gas Condensado con Condensación Retrograda en el Yacimiento:

Estos yacimientos se caracterizan por la formación de condensado retrógrado en el yacimiento al caer la presión por debajo de la presión de rocío retrograda.

4. Yacimientos de Gas Condensado sin Condensación Retrograda en el Yacimiento:

La presión de estos yacimientos se mantiene igual o superior a la presión de rocío retrograda, no ocurre condensación retrógrada en el yacimiento.

Desde el punto de vista de los cambios del volumen poroso ocupado por hidrocarburos (VPH), los yacimientos de gas se clasifican en volumétricos y no volumétricos.

El termino yacimiento volumétrico aplica a yacimientos cerrados que no tiene entrada de agua, o ésta es muy pequeña para afectar el VPH. En yacimientos volumétricos el VPH solo varía con el cambio de presión y las compresibilidades del agua connata y formación.

El termino yacimiento no volumétrico aplica a yacimientos con empuje hidráulico en los cuales el volumen poroso ocupado por el gas varía continuamente con el influjo de agua (W_e), la presión y las compresibilidades C_w y C_f .

RESERVAS APROBADAS

Son reservas aprobadas el volumen de gas que de acuerdo a la información geológica y de ingeniería disponible presenta alta probabilidad (90%) de ser recuperado bajo las condiciones económicas existentes y bajo unas condiciones de abandono dadas.

Se pueden clasificar en:

A) Desarrolladas: Son aquellas que se espera sean recuperadas a través de los pozos que atraviesan el yacimiento, completados o no en los mismos.

B) No desarrolladas: Son aquellas que se esperan recuperar a través de pozos, profundización de los existentes y proyectos de recuperación mejorada (en el caso de yacimiento de gas condensado)

$$G_{pr} = GOES * FR$$

Dónde:

G_{pr}: reservas recuperadas, PCN.

FR: factor de recobro, frac.

GOES: gas original en sitio, PCN.

Factor de Recobro: representa la fracción del volumen del gas original en sitio que puede extraerse (o que ha sido extraído) de un yacimiento. Depende en forma general de los mecanismos de producción y de las propiedades físicas de las rocas y fluidos del yacimiento.

Los factores que afectan al recobro son:

1. Presión de abandono.

Entre menor sea la presión de abandono, mayor es el recobro de gas, ya que queda una menor cantidad (moles) de gas remanente en el yacimiento.

2. Presencia de un acuífero.

Entre mayor sea la actividad del acuífero, menor es el recobro de gas porque hay que abandonar los pozos por alta producción de agua cuando todavía la presión del yacimiento es alta. Una gran cantidad de gas a alta presión queda atrapada en la zona invadida por el agua.

3. Permeabilidad del yacimiento.

Entre mayor sea la permeabilidad, menor presión de abandono se puede alcanzar en la explotación de un yacimiento de gas y por tanto el recobro será mayor.

4. Heterogeneidad del yacimiento.

En yacimientos heterogéneos donde existen grandes variaciones espaciales de permeabilidad, el agua tiende a avanzar selectivamente por las zonas de mayor permeabilidad y a invadir rápidamente los pozos, esto produce bajos recobros de gas.

ECUACIONES DE BALANCE DE MATERIALES (EBM).

Tres mecanismos de producción son los responsables del recobro en yacimientos de gas. Estos son de orden de importancia:

Expansión del gas por declinación de presión.

Empuje de agua proveniente de un acuífero activo asociado al yacimiento de gas.

Expansión del agua connata y reducción del volumen poroso por compactación al ocurrir disminución de la presión de los poros.

La ecuación de balance de materiales (EBM) para yacimientos de gas se obtiene a partir del siguiente balance:

Volumen de fluidos producidos: Vaciamiento a CY.

Volumen de fluidos producidos: $G_p B_g + W_p B_w$, BY.

Donde;

G_p : Gas producido acumulado hasta una presión P, PCN.

B_g : Factor volumétrico del gas a (P, Tf), BY/PCN.

W_p : Agua producida acumulada hasta una presión P, BN.

Bw: Factor volumétrico del agua a (P, Tf), BY/BN.

El espacio dejado por el vaciamiento generado por la producción de los fluidos es llenado por:

La expansión del gas.

La expansión del agua connata y reducción del volumen poroso.

La intrusión de agua.

Teniendo en cuenta estos tres mecanismos de producción se puede escribir la ecuación de vaciamiento en la forma siguiente:

$$\text{Vaciamiento} = G (B_g - B_{gi}) + \Delta V_w + \Delta V_p + W_e.$$

Dónde:

G (B_g - B_{gi}): Expansión del gas.

$\Delta V_w + \Delta V_p$: Expansión del agua connata y reducción del volumen poroso.

W_e: Intrusión de agua.

La expansión del agua connata (ΔV_w) y la reducción del volumen poroso (ΔV_p) se puede obtener de las siguientes ecuaciones generales:

$$\Delta V_w = C_w \cdot V_w (P_i - P);$$

$$V_w = V_p S_{wi}.$$

$$\Delta V_p = C_f \cdot V_p (P_i - P);$$

$$V_p = \frac{GB_{gi}}{1 - S_{wi}}$$

$$\Delta V_w + \Delta V_p = \frac{GB_{gi}}{1 - S_{wi}} * (C_f + C_w S_{wi})(P_i - P)$$

Dónde:

G: Gas original en sitio, PCN.

Bgi: Factor volumétrico del gas a (Pi, Tf), BY/PCN.

Cw: Compresibilidad del agua, lpc-1

Vw: Volumen de agua connata, BY.

Swi: Saturación inicial de agua, frac.

Cf: Compresibilidad de la formación, lpc-1.

Pi. Presión inicial del yacimiento, lpc.

P: Presión del yacimiento a un tiempo dado, lpc.

Combinando las ecuaciones anteriores se obtiene la ecuación de balance de materiales (EBM) considerando los tres mecanismos de producción:

$$\frac{G_p}{G} = \left(1 - \frac{B_{gi}}{B_g}\right) + \frac{B_{gi}}{B_g} \left[\frac{C_w S_{wi} + C_f}{1 - S_{wi}} \right] \Delta P + \frac{W_e - W_p B_w}{G B_g}$$

↓

Recobro por expansión del Gas

↓

Recobro por expansión del agua connata y Reducción del volumen poroso por compactación

↓

Recobro por intrusión de agua

Las suposiciones básicas consideradas en la EBM son:

1) El espacio poroso se encuentra inicialmente ocupado por gas y agua connata.

2) La composición del gas no cambia durante la explotación del yacimiento.

3) Se considera $R_{sw} = 0$ (relación gas- agua en solución).

4) La temperatura del yacimiento se considera constante (yacimiento isotérmico).

INTRODUCCION AL PROGRAMA

Los Yacimientos de hidrocarburos se definen como la porción de una trampa que contiene hidrocarburos los cuales están conectados hidráulicamente, es decir que existe continuidad de la permeabilidad (k) en todo el yacimiento y que generalmente están asociados con rocas que almacenan agua.

El balance de materiales parte de un balance volumétrico con la finalidad de predecir o estimar las reservas asociadas a los yacimientos de hidrocarburos. Para aplicar la ecuación de balance de materiales en yacimientos de gas, es necesario saber los tipos de fluidos que se encuentra dentro del mismo, debido a que su aplicación varía de acuerdo a estos factores, también se debe considerar la presión del yacimiento, sobre todo cuando se está en presencia de un yacimiento de gas condensado, ya que al caer la presión por debajo de la presión de rocío, las fracciones más pesadas del gas se condensan, generando problemas de productividad, lo cual dificulta la aplicación de la ecuación de balance de materiales para predecir el comportamiento de dicho yacimiento. Es importante cuantificar los fluidos tanto iniciales como a nivel de abandono ya que los mismos proporcionarían datos importantes para el cálculo de las Reservas de los hidrocarburos.

El siguiente programa se realiza con la finalidad del cálculo de las reservas asociadas a los yacimientos de gas condensado, tomando en consideración que el mismo está diseñado y estructurado para estudiantes de pregrado en el área de ingeniería química y de petróleo, el mismo mostrará todos los cálculos y gráficas necesarias para la comprensión del tema, a su vez mostrará una serie de limitaciones que son importantes tomar en cuenta para el uso de mismo.

ASPECTOS GENERALES

Tomar en consideración que el diseño y la estructura del programa se realizó para estudiantes de las áreas especiales de grado específicamente del departamento de Ingeniería Química y Petróleo.

El estudiante de tener conocimientos del manejo de Microsoft Excel (2007) ya que el mismo le indicará al programa algunas acciones a tomar como por ejemplo a nivel gráfico: proporcionar una línea de tendencia, extrapolar la misma, que Excel muestre las ecuaciones generadas por los datos suministrados, mostrar las ecuaciones generadas a nivel gráfico, etc.

Se deben conocer los basamentos teóricos y prácticos en el área de estudio para poder analizar los resultados arrojados por el programa.

El programa de Microsoft Excel puede ser modificado sin embargo se muestran las formulas generales que utiliza el sistema en la realización de los cálculos asociados en el balance de materiales en yacimientos de gas condensado.

El usuario del programa le debe ingresar al mismo los datos disponibles ya sea en histórico de presión, producción y los datos danto petrofísicos como pvt's para posteriormente analizar los resultados arrojados por el programa.

Es necesario conocer los datos o graficas que se desean desarrollar en dicho programa ya que el mismo, al momento de ingresar los valores de entrada, activará todas las gráficas y ecuaciones del sistema.

CÁLCULO DE LAS RESERVAS ASOCIADAS A YACIMIENTOS DE GAS CONDENSADO

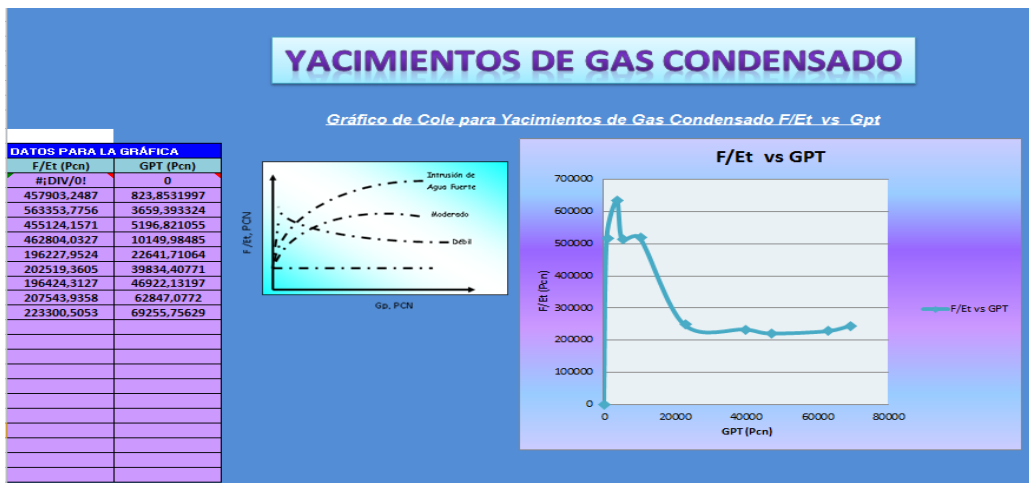
1. Histórico de Presión
 2. Histórico de Producción
 3. Análisis PVT Representativo y consistente de los fluidos originales en el yacimiento
 4. Datos Petrofísicos

POR FAVOR INTRODUCIR DATOS PETROFÍSICOS Y PVT

Datos Petrofísicos y Pvt	
Φ (Fracción)	0,13
Swi (Fracción)	0,18
h (ft)	18
Area (Acres)	2790
Cw (Lpc ⁻¹)	0,000003
Cf (Lpc ⁻¹)	0,000029
Tf (°R)	775
γgc sep	0,815
γc	0,816
γw	1
API	41,1
Bg (Pcy/Pcn)	#¡REF!
Bg (By/Pcn)	#¡REF!
Mc (Lb/Lb Mol)	172,8409091
Pi (Lpca)	5164,7
Proc (Lpca)	4244,7
RGCI (PCN/BN)	4546
P) ab (Lpca)	814,7

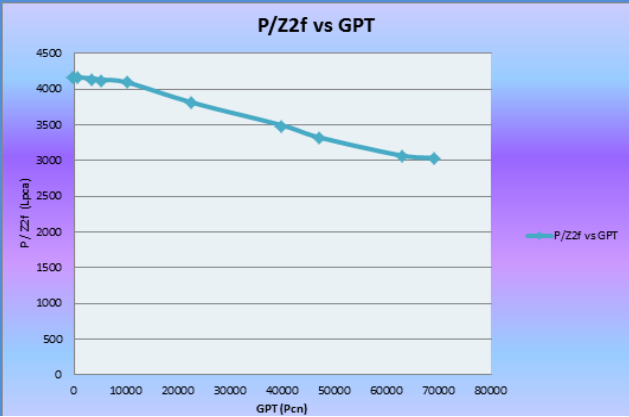
POR FAVOR INSERTAR DATOS DEL HISTORICO DE PRESIÓN Y PRODUCCIÓN

Presión (Lpca)	Gpsep (MMPCn)	Wp (MBn)	Nc (MBn)
5514,7	0,000	0,000	0,000
5164,7	1690,800	7,100	400,000
4464,7	5032,400	19,100	1251,700
4244,7	8542,400	34,700	2436,300
3514,7	11929,800	49,000	3329,700
3064,7	15795,100	86,000	4091,800



Declinación de Presión para Y.G.C (Volumetrico)

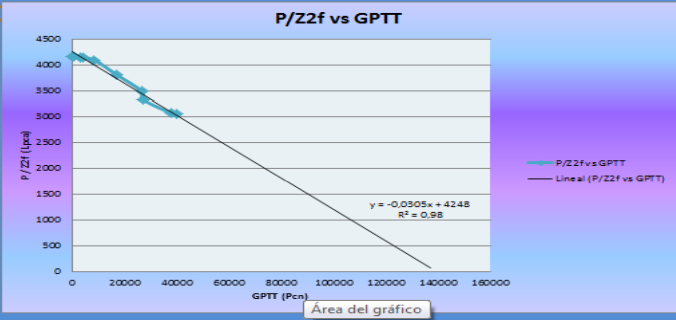
DATOS PARA LA GRAFICA	
P/Zzf (Lpca)	GPT (Pcn)
4111,707104	0



YACIMIENTO DE GAS CONDENSADO

Declinación de Presión para Y.G.C (NO Volumetrico)

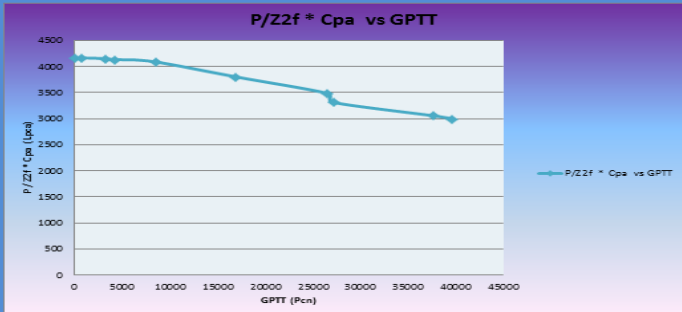
DATOS PARA LA GRAFICA	
P/Zzf (Lpca)	GPTT (MMPCn)
4111,707104	0
4104,743318	733,2835336
4096,518012	2239,799056
4087,403406	4253,237446
4026,460392	8421,287746
3856,655287	16894,72912
3334,896782	26555,94625
3166,894551	27119,94963
2911,024232	37545,96406
2880,736773	39946,50943



YACIMIENTOS DE GAS CONDENSADO

Declinación de Presión para Y.G.C (NO Volumetrico)

DATOS PARA LA GRAFICA	
P/Zzf * Cpa (Lpca)	GPTT (Pcn)
4111,581964	0



CONCLUSION

La EBM se usa para determinar la cantidad de gas presente en un yacimiento a cualquier tiempo durante el agotamiento. De un modo especial se usa para estimar la cantidad de hidrocarburos inicialmente en el yacimiento y predecir el comportamiento futuro y la recuperación total de gas bajo unas condiciones de abandono dadas.

Las ecuaciones de balance de materiales tratan al yacimiento como tanque de volumen constante o variable. Da buenos resultados; si la arena gasífera no esta en contacto con otras arenas de mayor o menor presión; si existe equilibrios de presiones y saturaciones en todo el yacimiento; si se dispone de datos confiables de tasas de producción, volúmenes acumulados de gas y presiones del yacimiento.

Una comparación de los Métodos Volumétrico y Balance de Materiales puede proveer una medida cualitativa del grado de heterogeneidad del yacimiento y permite más argumentos precisos de las reservas de gas para una estrategia dada de desarrollo de campo

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
CURSOS ESPECIALES DE GRADO
REFINACION



**ANALISIS DE LAS CAIDAS DE PRESION EN UNA SECCION
DE TUBERIA APLICANDO LAS ECUACIONES DE BEGGS Y
BRILL Y OVID BAKER PARA UN SISTEMA MULTIFASICO**

Profesor:
Ing. José Rondón

Realizado por:
Angélica Pérez
C.I:16.037.366.
Sección.02.

Barcelona, Agosto de 2012

CAPITULO I

INTRODUCCION

Cualquier pozo petrolero, es perforado y completado, para mover el petróleo y el gas desde su ubicación original en el reservorio de la superficie. El movimiento o transporte de ese fluido requiere energía para vencer pérdidas de fricción en el sistema y elevar la producción hacia la superficie. Los fluidos deben viajar a través del reservorio y del sistema de tubing, y por último a través de los separadores de gas-liquido. El sistema de producción puede ser relativamente simple o puede incluir componentes donde puedan ocurrir cambios o pérdidas de energía.

La caída de presión en el sistema total en cualquier momento será la presión inicial menos la presión final. Esta caída de presión es la suma de las caídas de presiones que ocurren en todos los componentes del sistema. Por lo tanto, la caída de presión a través de cualquier componente variara el caudal producido, por lo que el dicho caudal será controlado por los componentes seleccionados en el sistema. La selección y el dimensionamiento individual de cada componente es muy importante, debido a que la interacción entre cada componente provoca que cualquier cambio de presión en uno de ellos cause un cambio en todo el sistema.

Esto ocurre porque el flujo producido es compresible, por lo tanto la caída de presión en un componente particular depende no solo del caudal que atraviesa del componente sino del promedio de presión existente en el componente. El diseño final de un sistema de producción no puede estar separado entre la performance del reservorio y la performance del sistema de producción (piping), y manejado independientemente. La cantidad de petróleo y gas que fluye dentro de un pozo desde el reservorio depende de la caída de presión en el sistema de conducción, y a su vez, la caída de presión

en este sistema dependerá de la cantidad de flujo que pase a través de ella. Por lo tanto, todo el sistema debe ser analizado como una unidad.

El caudal de producción de un pozo puede a menudo estar severamente restringido por la performance de un solo componente del sistema. Si el efecto de cada componente sobre la performance total del sistema puede ser aislado, la performance del sistema puede ser optimizada de una manera más económica. Experiencias pasadas han mostrado que grandes cantidades de dinero han sido gastadas en operaciones de estimulación de formaciones, donde realmente la capacidad de producción estaba restringida debido al diámetro reducido de los tubings de producción a las líneas de producción.

Otro error grande durante la etapa de competición es la instalación de tubings de diámetros muy grandes. Esto ocurre a menudo en pozos donde se espera producir altos caudales. Esto no solo lleva aparejado un gasto mayor en materiales al sobredimensionar una instalación, sino que también a una disminución en la producción del pozo. Por ejemplo, en el caso de pozos surgentes o de alta relación gas-liquido, al tener diámetros mayores de tubings se reduce la velocidad del fluido provocando la carga de liquido (load up) en la cañería de producción y llevando muchas veces a ahogar el pozo. Esta situación lleva a que sea necesario instalar algún sistema de levantamiento artificial o compresores de gas en superficie.

El método para analizar un pozo, el cual permitirá determinar la capacidad de producción para cualquier combinación de componentes, es descrito a continuación. El método puede ser utilizado para determinar la ubicación de zonas con excesiva resistencia al paso de fluido o caídas de presión en cualquier parte del sistema. El efecto de los cambios de cualquier componente sobre la performance total del pozo, pueden ser fácilmente determinados.

1.1 Planteamiento del problema

El movimiento o transporte de fluidos desde el yacimiento a través de los sistemas de tuberías requiere de energía suficiente para vencer las pérdidas por fricción y altura de la columna hidrostática, además de las pérdidas debido al movimiento, es por ello que se hace necesario calcular las caídas de presión que ocurren durante todo el recorrido por las diferentes líneas de flujo. Esta caída de presión corresponde a la sumatoria de las caídas de presión ocurridas en cada uno de los componentes y sub-componentes del sistema de flujo; es decir, medio poroso, tubería vertical, tubería horizontal, válvulas, reductores de flujo, intervalo cañoneado, separador, etc.

La importancia de determinar las caídas de presión reside en que esta permite estimar la velocidad a la cual debe transportarse el fluido por una tubería en particular a lo largo de toda la distancia que se desea. Por esto se estudiarán las caídas de presión en tuberías horizontales e inclinadas utilizando las ecuaciones de Beggs y Brill y Ovid Baker, de las cuales se obtendrán los resultados de manera manual para posteriormente compararse con los resultados obtenidos mediante un paquete de simulación.

1.2 Objetivos

1.2.1 Objetivo General

Analizar las caídas de presión en una sección de tubería aplicando las ecuaciones de Beggs y Brill y Ovid Baker para fluidos multifásicos.

1.2.2 Objetivos específicos

1. Estudiar las caídas de presión a través de las ecuaciones de Beggs y Brill y Ovid Baker para fluidos multifásicos.

2. Calcular las caídas de presión en una sección de tubería para flujo multifásico mediante el simulador PIPEPHASE 9.1.

3. Determinar el Hold up de la sección de tubería mediante el método de Beggs y Brill.

CAPITULO II

BASES TEORICAS

2.1 Fluidos

Los fluidos reaccionan de una manera característica a las fuerzas. Si se compara lo que ocurre a un sólido y a un fluido cuando son sometidos a un esfuerzo de corte o tangencial se tienen reacciones características que se pueden verificar experimentalmente y que permiten diferenciarlos. Con base al comportamiento que desarrollan los fluidos se definen de la siguiente manera: "Fluido es una sustancia que se deforma continuamente, o sea se escurre, cuando está sometido a un esfuerzo de corte o tangencial". De esta definición se desprende que un fluido en reposo no soporta ningún esfuerzo de corte.

2.1.1 Propiedades De Los Fluidos

Los fluidos, como todos los materiales, tienen propiedades físicas que permiten caracterizar y cuantificar su comportamiento así como distinguirlos de otros. Algunas de estas propiedades son exclusivas de los fluidos y otras son típicas de todas las sustancias. Características como la viscosidad, tensión superficial y presión de vapor solo se pueden definir en los líquidos y gases. Sin embargo la masa específica, el peso específico y la densidad son atributos de cualquier materia.

2.2 Teorema De Bernoulli

Una de las leyes fundamentales que rigen el movimiento de los fluidos es el teorema de Bernoulli, que relaciona un aumento en la velocidad de flujo con una disminución de la presión y viceversa. El teorema de Bernoulli explica, por ejemplo, la fuerza de sustentación que actúa sobre el ala de un avión en vuelo. Un ala o plano aerodinámico está diseñada de forma que el

aire fluya más rápidamente sobre la superficie superior que sobre la inferior, lo que provoca una disminución de presión en la superficie de arriba con respecto a la de abajo. Esta diferencia de presiones proporciona la fuerza de sustentación que mantiene el avión en vuelo. Otro aspecto importante de la aerodinámica es la resistencia al avance que experimentan los objetos sólidos que se mueven a través del aire.

2.3 Flujos Viscosos: Movimiento Laminar Y Turbulento

Los primeros experimentos cuidadosamente documentados del rozamiento en flujos de baja velocidad a través de tuberías fueron realizados independientemente en 1839 por el fisiólogo francés Jean Louis Marie Poiseuille, que estaba interesado por las características del flujo de la sangre, y en 1840 por el ingeniero hidráulico alemán Gotthilf Heinrich Ludwig Hagen. El primer intento de incluir los efectos de la viscosidad en las ecuaciones matemáticas se debió al ingeniero francés Claude Louis Marie Navier en 1827 e, independientemente, al matemático británico George Gabriel Stokes, quien en 1845 perfeccionó las ecuaciones básicas para los fluidos viscosos incompresibles.

Actualmente se las conoce como ecuaciones de Navier-Stokes, y son tan complejas que sólo se pueden aplicar a flujos sencillos. Uno de ellos es el de un fluido real que circula a través de una tubería recta. El teorema de Bernoulli no se puede aplicar aquí, porque parte de la energía mecánica total se disipa como consecuencia del rozamiento viscoso, lo que provoca una caída de presión a lo largo de la tubería. Las ecuaciones sugieren que, dados una tubería y un fluido determinados, esta caída de presión debería ser proporcional a la velocidad de flujo.

Los experimentos realizados por primera vez a mediados del siglo XIX demostraron que esto sólo era cierto para velocidades bajas; para velocidades mayores, la caída de presión era más bien proporcional al cuadrado de la velocidad. Este problema no se resolvió hasta 1883, cuando el ingeniero británico Osborne Reynolds demostró la existencia de dos tipos de flujo viscoso en tuberías. A velocidades bajas, las partículas del fluido siguen las líneas de corriente (flujo laminar), y los resultados experimentales coinciden con las predicciones analíticas. A velocidades más elevadas, surgen fluctuaciones en la velocidad del flujo, o remolinos (flujo turbulento), en una forma que ni siquiera en la actualidad se puede predecir completamente.

Reynolds también determinó que la transición del flujo laminar al turbulento era función de un único parámetro, que desde entonces se conoce como número de Reynolds. Si el número de Reynolds que carece de dimensiones y es el producto de la velocidad, la densidad del fluido y el diámetro de la tubería dividido entre la viscosidad del fluido es menor de 2.100, el flujo a través de la tubería es siempre laminar; cuando los valores son más elevados suele ser turbulento. El concepto de número de Reynolds es esencial para gran parte de la moderna mecánica de fluidos.

Es un valor numérico adimensional, que depende de cuatro parámetros fundamentales, como son, diámetro de la tubería, densidad, viscosidad del fluido y velocidad del flujo. Por medio de él se determina el régimen de flujo, es decir, si es laminar o turbulento. El número de Reynolds es:

$$Re = \frac{D\rho V_s}{\mu} \quad (\text{Ec. 2.1})$$

Donde:

Re = Numero de Reynolds

D =Diámetro

ρ = Densidad

Vs = Velocidad media del liquido

μ = Viscosidad del fluido

Para gases:

$$Re = \frac{20100Q_{sy}}{D\mu} \quad (\text{Ec. 2.2})$$

Donde:

γ = Gravedad especifica del gas a condiciones estándar (aire = 1).

D = Diámetro interior de tubería (pulgada).

μ = Viscosidad del gas (cp)

Qg = Flujo de gas (MMPCS)

Tipo de flujos

Si $Re \leq 2000$ Flujo Laminar

Si $2000 < Re < 4000$ Zona de Transición y

Si el $Re > 4000$ Flujo Turbulento

Según James A. Fay: "Los flujos turbulentos no se pueden evaluar exclusivamente a partir de las predicciones calculadas, y su análisis depende de una combinación de datos experimentales y modelos matemáticos"; gran parte de la investigación moderna en mecánica de fluidos está dedicada a una mejor formulación de la turbulencia. Puede observarse la transición del

flujo laminar al turbulento y la complejidad del flujo turbulento cuando el humo de un cigarrillo asciende en aire muy tranquilo. Al principio, sube con un movimiento laminar a lo largo de líneas de corriente, pero al cabo de cierta distancia se hace inestable y se forma un sistema de remolinos entrelazados.

2.4 Flujo Multifásico en Tuberías Horizontales

El estudio del flujo multifásico ha tenido auge por el interés de ciertas industrias, como la petrolera y la del gas natural, en optimizar y hacer más rentable el transporte de sus productos. La importancia de esto es de tal magnitud, que el estudio de flujos multifásicos se ha venido desarrollando desde la década de los 50 en un intento por entender el comportamiento de las mezclas de múltiples fases, enfocados principalmente al cálculo de la caída de presión en la tubería.

El modelaje matemático de este fenómeno, basado en balances de momento, masa y energía, es bastante complicado, por lo que ha resultado en una serie de correlaciones empíricas que describen el proceso de una manera más sencilla, suministrando a su vez relaciones entre la pérdida de presión y variables propias del sistema como: patrones de flujo, geometría y disposición de la tubería, propiedades de las fases y velocidad de los fluidos. El patrón de flujo se refiere a cómo se distribuyen las fases al fluir simultáneamente a través de una tubería, es decir, a la forma que adopta el flujo bajo determinadas condiciones de caudal (Beggs y Brill, 1991).

Las diferencias fundamentales entre flujo bifásico y el de una sola fase son:

- Para flujo monofásico, la caída de presión depende del flujo, las propiedades físicas del fluido y la geometría del sistema.
- Para flujo bifásico, además de las consideraciones expuestas en el punto anterior, la caída de presión también depende del grado de vaporización
- Para flujo bifásico, se presentan diferentes regímenes, dependiendo del grado de vaporización presente.
- Para flujo bifásico, la mayoría de los datos disponibles están basados en el sistema aire-agua.
- El flujo bifásico no se puede considerar como una ciencia exacta.
- El patrón de flujo bifásico gas-líquido se define como la distribución espacial que adoptan estas dos fases al fluir simultáneamente en un conjunto cerrado. La importancia de identificar el patrón de flujo en el diseño de tuberías y equipos, es la de evitar elevadas caídas de presión y flujos inestables en la entrada de los mismos. Por ejemplo, un slug (Tapón) puede ocasionar daños en tuberías y fallas mecánicas de las unidades, además de disminuir la efectividad de los inhibidores de corrosión.

2.5 Caída de Presión a lo Largo de la Tubería

Se define como la diferencia de presión que existe entre un punto (P1) y un punto (P2), es decir, la resistencia al flujo que experimenta un fluido a través de un área transversal y una longitud (L). Debido a efectos de gravedad, fricción y aceleración, se pueden producir pérdidas de energía en el sistema, que se verían reflejadas en una disminución de la presión. Para obtener la caída de presión teórica entre dos puntos de una tubería, se debe realizar un balance de energía entre dichos puntos. Considerando como condición el estado estacionario, la caída de presión viene dada por (Hewitt, 1978):

$$Gr F A \Delta P = (\Delta P) + (\Delta P) + (\Delta P) \quad (\text{Ec.2.3})$$

Donde:

ΔP : variación de la presión

Gr: efectos de gravedad

F: fricción A: aceleración

CAPÍTULO III

DESARROLLO DEL PROYECTO

3.1 Resolución del ejercicio mediante el Método de Beggs y Brill

Dada la siguiente información para calcular el gradiente de presión.

Cálculo de:

$$V_{sg} = 1.74 \text{ pie/seg.}$$

$$\mu_o = 14 \text{ cps.}$$

$$V_{sL} = 1.28 \text{ pie/seg.}$$

$$\mu_g = 0.013 \text{ cps.}$$

$$d = 1.995 \text{ pulg.}$$

$$\rho_L = 54.61 \text{ lb-m/pie}^3.$$

$$\sigma_o = 18 \text{ dinas/cm.}$$

$$\rho_g = 2.5 \text{ lb-m/pie}^3.$$

$$P = 765 \text{ lpca.}$$

$$\xi/d = 0.0006.$$

$$T = 137 \text{ }^\circ\text{F.}$$

$$\left(\frac{dP}{dH}\right) = \frac{1}{144} \cdot \left[\rho_m + \frac{f_m \cdot \rho_m \cdot V_m^2}{2 \cdot g_c \cdot d} + \frac{\rho_m}{2 \cdot g_c} \cdot \left(\frac{V_m^2}{\Delta X}\right) \right]$$

Se tiene:

$$V_m = V_{sL} + V_{sg} = 1.74 + 1.28 = 3.02 \text{ lb-m/pie}^3$$

H_L

$$\begin{aligned} LB &= 1.071 - 0.2218 \frac{V_m^2}{d} \\ &= 1.071 - 0.2218 \cdot \frac{(3.02)^2}{(1.995/12)} \end{aligned}$$

Se calculan los números adimensionales:

$$NLV = 1.938 \cdot V_{sL} \cdot \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{\frac{1}{4}}$$

$$NLV = 1.938 \cdot 1.28 \cdot \left(\frac{54.61}{18} \right)^{\frac{1}{4}} = 3.274 \quad \Rightarrow \text{Número Velocidad del Líquido.}$$

$$NGV = 1.938 \cdot V_{sg} \cdot \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{\frac{1}{4}}$$

$$NGV = 1.938 \cdot 1.74 \cdot \left(\frac{54.61}{18} \right)^{\frac{1}{4}} = 4.450 \quad \Rightarrow \text{Número Velocidad del Gas.}$$

$$ND = 120.872 \cdot d \cdot \left(\frac{\rho_L}{\sigma_L} \right)^{\frac{1}{2}}$$

$$ND = 120.872 \cdot \frac{1.995}{12} \left(\frac{54.61}{18} \right)^{\frac{1}{2}} = 35 \quad \Rightarrow \text{Número Diámetro de la Tubería.}$$

$$LB = -11.0968$$

$$\lambda_g = \frac{V_{sg}}{V_m} = \frac{1.74}{3.02} = 0.5762$$

$$\lambda_L = \frac{V_{sL}}{V_m} = \frac{1.28}{3.02} = 0.423841$$

$$\lambda_g > LB.$$

Solución con Beggs y Brill:

Se determina el gradiente de presión de la siguiente manera:

Gradiente por elevación:

$$\rho_{ns} = \rho_L \cdot \lambda_L + \rho_g \cdot (1 - \lambda_L) = 54.61 \cdot 0.4238 + 2.5 \cdot (1 - 0.4238) = 24.584 \text{ lb} \cdot \text{m}/\text{pie}^3$$

$$L_1 = 316 \cdot \lambda_L^{0.302} = 316 \cdot 0.4238^{0.302} = 243.831$$

$$L_2 = 0.0009252 \cdot \lambda_L^{-2.4684} = 0.0009252 \cdot 0.4238^{-2.4684} = 7.7011 \cdot 10^{-3}$$

$$L_3 = 0.10 \cdot \lambda_L^{-1.4516} = 0.10 \cdot 0.4238^{-1.4516} = 0.3477$$

$$L_4 = 0.5 \cdot \lambda_L^{-6.738} = 0.5 \cdot (0.4238)^{-6.738} = 162.615$$

$$\text{NFR} = \frac{V_m^2}{g \cdot d} = \frac{(3.02)^2}{32.174 \cdot (1.995/12)} = 1.7051$$

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta H}\right)_f = \frac{0.04367 \cdot 54.61 \cdot 1.28 \cdot 3.02}{144 \cdot 2 \cdot 32.174 \cdot (1.995/12)} = 0.00598 \text{ lpc/pie}$$

$$\left(\frac{\Delta P}{\Delta H}\right)_T = 0.2320 + 0.00598 = 0.23798 \text{ lpc/pie}$$

$$\left(\frac{dP}{dH}\right)_T = \frac{(dP/dH)_E + (dP/dH)_f}{1 - EK} \quad \lambda_L = \frac{V_{sL}}{V_m} = \frac{1.28}{3.02} = 0.4238$$

$$H_L(90) = H_L(0) \cdot \psi = 0.5289 \cdot 1.05964 = 0.5604$$

$$\rho_{tp} = \rho_L \cdot H_L + \rho_g \cdot (1 - H_L) = 54.61 \cdot 0.5604 + 2.5 \cdot (1 - 0.5604) = 31.7024 \text{ lb} \cdot \text{m}/\text{pie}^3$$

$$\left(\frac{dP}{dH}\right)_E = \frac{25.903}{144} = 0.2201 \text{ lpc}/\text{pie}$$

Como $\lambda \geq 0.4$ y $L_3 < \text{NFR} \leq L_4 \Rightarrow$ el flujo está en Patrón Intermitente.

$$H_L(0) = \frac{0.845 \cdot \lambda_L^{0.5321}}{\text{NFR}^{0.0173}} = \frac{0.845 \cdot (0.4238)^{0.5351}}{(1.7051)^{0.0173}} = 0.5289$$

$$C = (1 - \lambda_L) \cdot \ln(D \cdot \lambda_L^E \cdot \text{NLV}^F \cdot \text{NFR}^G)$$

$$C = (1 - 0.4238) \cdot \ln(2.96 \cdot 0.4238^{0.305} \cdot 3.274^{-0.4473} \cdot 1.7051^{0.0978}) = 0.1988$$

$$\psi = 1 + 0.3 \cdot C = 1 + (0.3 \cdot 0.1988) = 1.05964$$

$$N_{Re} = \frac{1488 \cdot \rho_{ns} \cdot V_m \cdot d}{\mu_{ns}}$$

$$\mu_{ns} = 14 \cdot 0.4238 + 0.013 \cdot (1 - 0.4238) = 5.9407 \text{ cps}$$

$$N_{Re} = \frac{1488 \cdot 24.584 \cdot 3.02 \cdot \left(\frac{1.995}{12}\right)}{5.9407} = 3092$$

$$f_{ns} = \left[2 \cdot \text{Log} \left(\frac{N_{Re}}{(4.5223 \cdot \text{Log}(N_{Re}) - 3.8215)} \right) \right]^{-2} = \left[2 \cdot \text{Log} \left(\frac{3092}{4.5223 \cdot \text{Log}(3092) - 3.8215} \right) \right]^{-2}$$

$$f_x = 0.04296$$

$$Y = \frac{\lambda_L}{H_L(90)^2} = \frac{0.4238}{(0.5604)^2} = 1.3495$$

$$X = \text{Ln}(Y) = \text{Ln}(1.3495) = 0.2997$$

$$S = \frac{0.2997}{-0.0523 + 3.182 \cdot 0.2997 - 0.8725 \cdot (0.2997)^2 + 0.01853 \cdot (0.2997)^4} = 0.3641$$

$$\left(\frac{dP}{dH} \right)_f = \frac{f_{tp} \cdot \rho_{ns} \cdot V_m^2}{144 \cdot 2 \cdot g_c \cdot d} = \frac{0.06186 \cdot 24.584 \cdot (3.02)^2}{144 \cdot 2 \cdot 32.174 \cdot \left(\frac{1.995}{12} \right)} = 8.999 \cdot 10^{-3} \text{ lpc/ pie}$$

$$EK = \frac{\rho_{tp} \cdot V_m \cdot V_{sg}}{g_c \cdot P} = \frac{31.7024 \cdot 3.02 \cdot 1.74}{144 \cdot 32.174 \cdot 765} = 4.7002 \cdot 10^{-5}$$

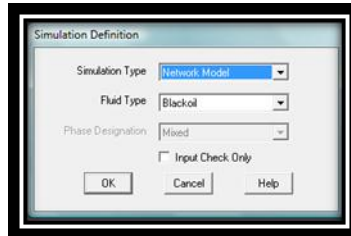
$$S = \frac{X}{-0.0523 + 3.182 \cdot X - 0.8725 \cdot X^2 + 0.01853 \cdot X^4}$$

$$\text{Con } X = 0.2997$$

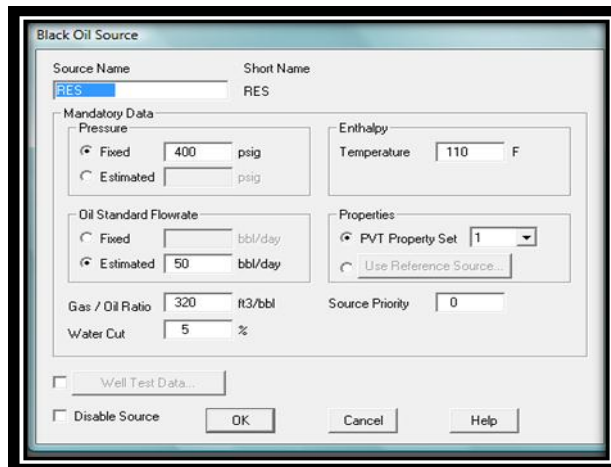
$$f_{tp} = f_{ns} \cdot e^S = 0.04296 \cdot e^{0.3641} = 0.06183$$

3.2 DETERMINACIÓN DE LAS CAÍDAS DE PRESIÓN EN UNA SECCIÓN DE TUBERÍA PARA FLUJO BIFÁSICO MEDIANTE EL SIMULADOR PIPEPHASE 9.1

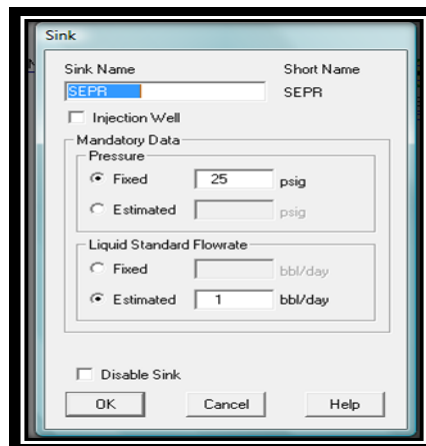
Primeramente, se introdujeron las características del fluido a trabajar



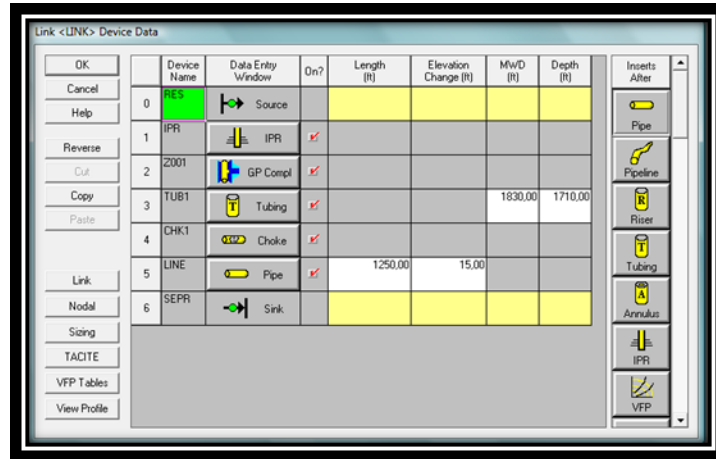
Luego, se coloraron las condiciones de la fuente.



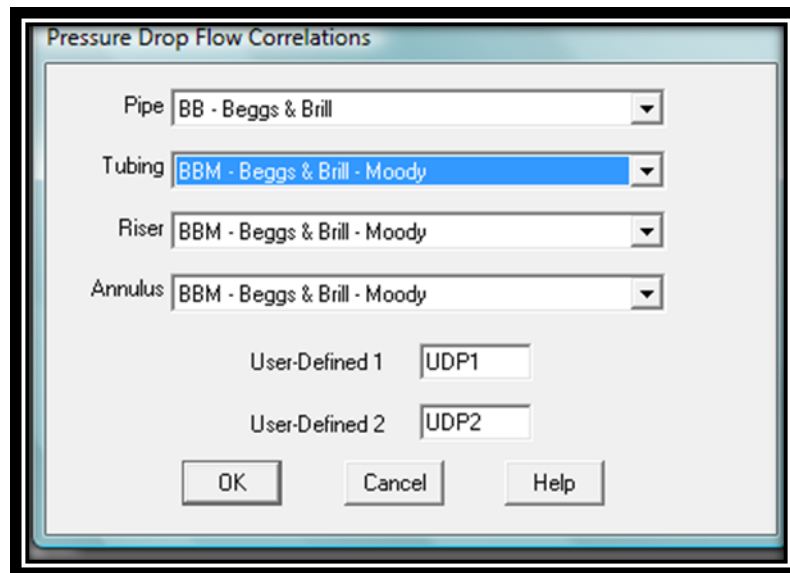
Y luego, la condiciones del sumidero.



Se unieron las fuente y el sumidero mediante una línea de flujo



Selección de tipo de ecuación para flujo horizontal multifásico



Luego de hacerle click al botón 'RUN' se obtuvieron los siguientes resultados.

En la siguiente imagen se muestra de forma esquematizada el diseño de la tubería.

EX2_BLACKOIL-WELL.beg

SIMULATION SCIENCES INC. PAGE 1
 PROJECT PIPEPHASE VERSION 9.1
 PROBLEM EXAMPLE2 INPUT SIMSCI
HYDRAULIC SUMMARY 10/01/97

BASE CASE

NETWORK SUMMARY

Link	Std. Flowrates			Inlet Node	Inlet		Outlet Node	Outlet	
	Oil BPD	Water BPD	Gas MFCFD		Pres. PSIG	Temp. F		Pres. PSIG	Temp. F
LINK	19.5	1.0	0.0062	RES	400.0	110.	SEPR	25.0	80.

NODE SUMMARY

Node	Pressure	Temp.	Oil Grav	Gas Grav	Water Cut	GOR	Liquid Rate
	PSIG	F	API	LB/CF	%	CFBBL	BPD
RES	400.0	110.	0.9	0.0542	5.0	320.	20.5
SEPR	25.0	80.	0.9	0.0542	5.0	320.	-20.5

LINK DEVICE SUMMARY

Link	Device		Pressure PSIG	Temp. F	Inlet		Pattern	Average Holdup
	Name	Type			Usl FPS	Usg FPS		
LINK	IPR	IPR	400.0	110.0	----	----	----	----
	Z001	CHPL	351.8	110.0	----	----	----	----
	TUB1	TBNG	280.7	110.0	0.02	0.05	----	0.32
	CHK1	CHOK	27.9	80.4	----	----	----	----
	LINE	PIPE	27.8	80.4	0.02	0.39	SEGR	0.33
OUTLET			25.0	80.0				

CAPITULO IV

CONCLUSIONES

5.1 CONCLUSIONES

1. La correlación original de Beggs & Brill es usada para la predicción de pérdidas de presión y de holdup (fracción del segmento de tubería que está siendo ocupado por la fase líquida fluyente) del líquido.
2. Las propiedades de los fluidos pueden ser predichas por las correlaciones usadas en este modelo de simulación.
3. El holdup horizontal es calculado por las correlaciones, y luego es corregido para el ángulo de inclinación de la tubería.
4. La caída de presión para el simulador es de 375 psig por Beggs y Brill.

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
CURSOS ESPECIALES DE GRADO
CONTROL, TRANSPORTE Y ALMACENAJE DE GAS



**ESTUDIO DE LOS GRUPOS DE PROCESOS QUE
CONFORMAN LA CADENA DE VALOR DEL GAS NATURAL
(EXPLORACIÓN Y PRODUCCION, TRATAMIENTO Y
EXTRACCIÓN, FRACCIONAMIENTO, ALMACENAMIENTO,
TRANSPORTE Y DISTRIBUCIÓN); Y LOS POSIBLES
PROBLEMAS QUE SE PUEDEN PRESENTAR.**

Profesor:
Isvelia, Avendaño

Realizado por:
Angélica, Pérez.
C.I:16037366.
Sección 02

Barcelona, mayo de 2012

CAPITULO I

INTRODUCCION

El negocio del gas natural se basa principalmente en el consumo interno, el cual ha sido rentable que su demanda ha aumentado y por ende la producción del gas natural en los últimos años, pero no se limita únicamente a la extracción de éste del subsuelo, sino, que implica una cantidad de procesos entre los que se encuentra la separación de fluidos (petróleo y gas), entre otros.

El gas natural recorre desde el yacimiento un largo camino hasta los consumidores finales. La cadena del gas natural es el conjunto de etapas por las que pasa dicho hidrocarburo desde que se encuentra en el yacimiento hasta que llega al consumidor final. Dependiendo de cómo se realice el transporte del gas natural, en estado gaseoso o líquido, la cadena estará constituida por diferentes etapas. Las etapas o eslabones de la cadena de valor del Gas Natural son: Exploración y Producción, Tratamiento y Extracción, Fraccionamiento, Transporte y Distribución.

El gas natural tiene diversos usos en lo social, industrial, comercial y residencial, así como también para el transporte de pasajeros y la generación eléctrica. Ofrece amplias ventajas en el ahorro energético y en procesos industriales que requieren de ambientes limpios, procesos controlados y combustibles altamente eficientes.

PLANTEAMIENTO DE PROBLEMA

El Gas natural viene de yacimientos debajo de la superficie de la tierra. Algunas veces, sube a la superficie naturalmente y es producido solo (gas no-asociado), otras veces llega a la superficie con petróleo (gas asociado), y otras veces es producido constantemente como en vertederos de basura.

El concepto de cadena de Valor del Gas Natural se basa en la identificación de grupos de procesos (eslabones) que por su naturaleza generan cambios físicos sobre dicho recurso o permiten su disposición para el consumidor final, razón por la cual constituyen en sí mismos una actividad productiva.

El estudio de los grupos de procesos (eslabones) de la cadena de valor del Gas Natural y los posibles problemas que se pueden presentar en cada uno de ellos, es de suma importancia, ya que se permite conocer las diferentes aplicaciones y usos que se le puede dar al Gas natural de manera general. Para dicho estudio es necesario comenzar desde el momento de la extracción hasta la distribución de dicho Gas.

El desarrollo de dicho objetivo y su alcance, se inicia con la aplicación de la ecuación de energía, así como también de procesos de control, principios y variables en cada eslabón, tomando en cuenta el comportamiento de las propiedades físicas, coligativas, termodinámicas, propiedades de transporte y críticas que se presentan e influyen en cada uno de ellos.

OBJETIVOS

Objetivo General:

Estudiar las generalidades y los posibles problemas de los diferentes grupos de procesos que conforman la cadena de valor del gas natural.

Objetivos Específicos:

1. Explicar el proceso de control, los principios, fundamentos de equilibrio de fases y variables de procesos que se involucran en la etapa de separación.
2. Estudiar cuales son las propiedades físicas, coligativas, termodinámicas, de transporte y críticas que influyen en cada una de las etapas de la cadena del valor del gas natural.
3. Explicar los procesos de control y técnicas que se involucran en el almacenaje refrigerado de propano, en la carga y descarga del producto.
4. Caracterizar los principales tipos de almacenamiento para los casos del gas natural (GNL), gas licuado de petróleo (GLP), líquidos del gas natural (LGN) y gas a venta, según su diseño y su forma.

CAPITULO III

DESARROLLO DEL TRABAJO

1. Proceso de control, los principios, fundamentos de equilibrios de fases y variables de procesos que se involucran en la etapa de separación.

Principios de separación

En el diseño de separadores es necesario tomar en cuenta los diferentes estados en que pueden encontrarse los fluidos y el efecto que sobre éstos puedan tener las diferentes fuerzas o principios físicos.

Los principios fundamentalmente considerados para realizar la separación física de vapor, líquidos o sólidos son: el momentum o cantidad de movimiento, la fuerza de gravedad y la coalescencia. Toda separación puede emplear uno o más de estos principios, pero siempre las fases de los fluidos deben ser inmiscibles y de diferentes densidades para que ocurra la separación.

La separación primaria se lleva a cabo en baterías de tanques separadores de alta o baja presión instalados en un sitio cercano al punto de extracción, que puede ser en tierra firme o en plataformas marinas. Su objetivo es recibir una corriente multifásica de hidrocarburos y controlar la temperatura y principalmente la presión de operación para producir tres corrientes de proceso: una de gas (compuesta por C1-C3 más gases incondensables), una de líquidos condensados de gas (normalmente C3-C6+) y una corriente de agua.

La batería debe también preparar las corrientes de gas y condensados para su posterior transporte en ductos. Esta etapa se conoce como estabilización. La estabilización es muy importante para un transporte eficiente de los fluidos en los ductos.

Fundamentos de equilibrio de fases.

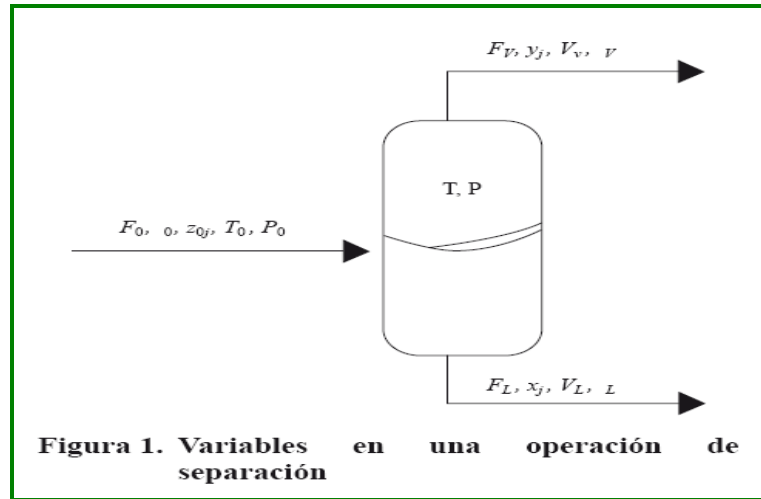
Para un compuesto en particular, los cambios de estado entre las fases líquida y gaseosa, se presentan a una temperatura y presión específicas. En estos cambios, el compuesto pasa del estado líquido al gaseoso pasando por una etapa de equilibrio que va desde la formación de la primera burbuja de vapor hasta la evaporación de la última gota de líquido o viceversa. Un sistema formado por dos o más componentes muestra estos cambios de estado a una presión y temperatura que dependen directamente de la composición del sistema y de las propiedades termodinámicas de cada componente.

En un sistema multicomponente en equilibrio, las concentraciones de cada componente son diferentes para las fases líquida y gaseosa. Para calcular las condiciones termodinámicas a las cuales se presentan estos cambios y, consecuentemente, calcular las composiciones de líquido y vapor, se tienen dos alternativas. La primera consiste en la medición directa del estado de equilibrio bajo condiciones controladas y la segunda consiste en el empleo de ecuaciones de estado que se ajusten a las propiedades del sistema y consideren sus interacciones moleculares.

Un tanque de separación súbita (tanque flash), como los que se emplean en los procesos de separación primaria de hidrocarburos, opera bajo este principio de separación de fases, el cual tiene como objetivo la obtención de gas y condensados amargos en sus respectivas fases con un porcentaje abundante de los componentes de interés. Para determinar las condiciones de presión y temperatura a las cuales se darán estos objetivos, se necesitan conocer las características de dichos componentes, sus porcentajes molares, sus propiedades termodinámicas de equilibrio particulares y el empleo de una ecuación de estado.

Las variables de operación de un tanque de separación, son las que se muestran en la Figura 1, donde F_o es el flujo de alimentación, z_{oj} la composición de la corriente de entrada, T_o y P_o las condiciones de presión y temperatura de operación; en tanto que F_L y V_L representan el flujo molar y el volumétrico de líquido, F_V y V_V indican el flujo molar y el volumétrico del vapor, x_j es la composición de la fase líquida y y_j la composición de la fase vapor. Usando estas variables es posible describir completamente un sistema de separación realizando balances de materia y energía.

En el sistema de estudio, se requiere separar los hidrocarburos ligeros (metano, etano y propano) de los hidrocarburos condensables (butanos, pentanos y hexanos) y agua. Ello involucra el empleo de separadores trifásicos con una salida de gas y dos salidas de líquido, una para el aceite y otra para el agua residual, respectivamente. De esta manera, los hidrocarburos ligeros están principalmente presentes en la fase gaseosa y algunas cantidades muy pequeñas en la fase líquida, mientras que los condensables se encuentran en fase líquida principalmente y en equilibrio con una cierta cantidad en la fase gaseosa, además de la existencia de la fase acuosa, la cual se separa de los hidrocarburos condensables, dado que ambos componentes son inmiscibles. Existen otros componentes que requieren también separarse, como es el ácido sulfhídrico por ser corrosivo y gases como el CO₂ y nitrógeno, ya que su presencia favorece el desperdicio de energía por compresión sin ser de utilidad en etapas posteriores de proceso.



- Propiedades físicas, coligativas, termodinámicas, de transporte y críticas que influyen en cada una de las etapas de la cadena del valor del gas natural.

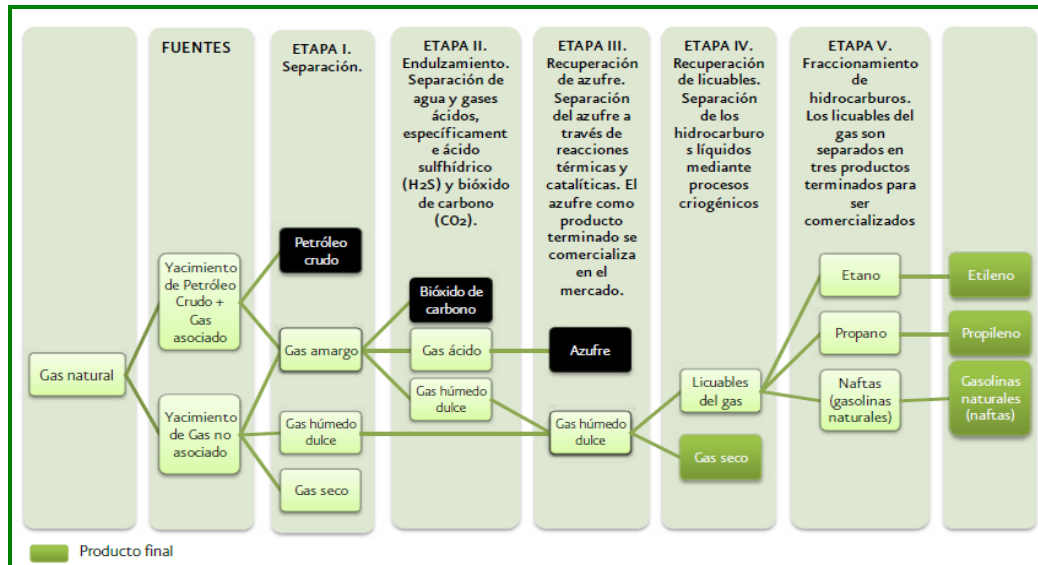


Figura 2. Etapas de la cadena de valor del gas natural.

El conocimiento de las propiedades del gas natural es un requisito fundamental para entender las diferentes etapas asociadas al manejo de este hidrocarburo, tanto en las fases de explotación y producción, como en los diferentes procesos que conforman su cadena de valor. Por ejemplo,

diferenciar entre lo que es un gas seco de un gas húmedo o rico, permite establecer estrategias de explotación y producción acordes con la eficiencia requerida. Algunas propiedades tales como la densidad, viscosidad, GPM, punto de rocío, punto de burbuja, temperatura crítica, presión crítica, presión de vapor, calor específico, son de particular importancia en el cálculo de los procesos de Transporte, compresión, acondicionamiento y procesamiento del gas natural. Otras, como el poder calorífico, permiten definir su valor comercial como combustible

Las propiedades físicas del gas natural se modifican por presencia de ciertos componentes no deseables (Contaminantes) y por cambios en las variables fundamentales de cualquier proceso: Presión, Volumen y Temperatura.

Etapa I: Separación

Los métodos de separación se basan en las diferencias entre las propiedades físicas de los componentes de una mezcla.

Propiedades físicas:

- Punto de ebullición.
- Densidad.
- Presión de vapor.
- Punto de fusión.
- Solubilidad.
- API
- Viscosidad

- **GOR:** Normalmente se suele diferenciar el petróleo negro del petróleo volátil por la relación Gas-petróleo (GOR) que poseen y/o su factor volumétrico de formación de petróleo (B_o).
- **FVF del petróleo y gas:** El factor volumétrico del petróleo o factor volumétrico del fluido de la formación, abreviado FVF y símbolo B_o , puede definirse, a cualquier presión, como el volumen en barriles que un barril en condiciones estándar ocupa en la formación (yacimiento), es decir, a la temperatura del yacimiento y con el gas disuelto que puede retener el petróleo a esa presión. Debido a que la temperatura y el gas disuelto aumentan el volumen del petróleo fiscal, este factor será siempre mayor que la unidad. Cuando todo el gas presente está disuelto en el petróleo, es decir, a la presión del punto de burbujeo, un aumento adicional en la presión reduce el volumen en proporción de la compresibilidad del líquido.

Propiedades coligativas:

- Punto de ebullición.
- Presión de vapor.
- Presión osmótica.

Propiedades Termodinámicas y de Transporte:

- Presión de vapor Polarización
- Solubilidad
- Adsorptividad
- Difusividad

- Entalpía
- Entropía

Propiedades críticas:

- Temperatura
- Presión
- Densidad
- Viscosidad

Etapa II: Endulzamiento

Los factores a considerar para la selección de un proceso de endulzamiento de gas natural:

- a.- Regulaciones de gases ácidos en el medio ambiente: En este se refiere a las cantidades de gases ácidos permitidas en el medio ambiente.
- b.- Tipo y concentración de las impurezas en el gas ácido
- c.- Especificaciones en el gas residual o gas dulce
- d.- temperatura y presión del gas ácido y del gas dulce
- e.- Caudal del a tratar
- f.- Proceso de Corrosión
- g.- Requerimientos de selectividad
- h.- Costos de operación del proceso de endulzamiento
- i.- Especificaciones de los productos líquidos

Propiedades físicas

- Densidad.
- Viscosidad
- Propiedades Físicas de Las Aminas

Propiedades coligativas:

- Descenso de la presión de vapor
- Aumento del punto de ebullición

Propiedades Termodinámicas:

- Temperatura
- Presión
- Energía
- Energía interna
- Entalpía

Propiedades de transporte:

- Conductividad Térmica
- Viscosidad

Propiedades críticas:

- Temperatura
- Presión

Etapa III: Recuperación de azufre

Propiedades físicas:

El azufre, metaloide sólido de color amarillo pálido que se presenta, tanto en estado amorfo como cristalizado, conduce mal el calor y la electricidad, desprende un olor, característico, es insoluble en agua y soluble en los solventes orgánicos, especialmente en sulfuro de carbono, y tiene una densidad aproximada de 2. Funde hacia 119° C, dando un líquido azul claro que, si sigue calentándose, se oscurece y llega a ser viscoso hasta el punto de que se puede invertir el recipiente sin que por ello se derrame. Si se eleva todavía más la temperatura, se funde de nuevo, pero sigue conservando aún el color oscuro. Finalmente hierve a 445° C. Los vapores de azufre son de color rojizo y la densidad disminuye a medida que va aumentando la temperatura: A 500° C la molécula es S₆, mientras que partir de 800° C es S₂.

Propiedades coligativas:

- Descenso de la presión de vapor
- Elevación del punto de ebullición
- Descenso del punto de congelación
- Presión osmótica.

Propiedades Termodinámicas:

- Temperatura
- Presión
- Energía
- Energía interna

Propiedades de transporte:

- Conductividad térmica.

Etapa IV y V: Recuperación de Licuables y Fraccionamiento de Hidrocarburos.

Fraccionamiento de hidrocarburos

El fraccionamiento es el método de separación más usado de las operaciones unitarias a nivel industrial. El proceso consiste en una transferencia de masa por el intercambio de calor desde el fondo de la torre, con un mayor enriquecimiento de los elementos más volátiles que conforman el vapor en el tope.

Una de las propiedades de mayor importancia en esta etapa es el punto de ebullición debido a que el grado de separación de los componentes del petróleo está estrechamente ligado al punto de ebullición de cada compuesto, el petróleo crudo calentado se separa físicamente en distintas fracciones de destilación directa, diferenciadas por puntos de ebullición específicos y clasificadas, por orden decreciente de volatilidad, en gases, destilados ligeros, destilados intermedios, gasóleos y residuo; cuando se trata de mezclas de punto de ebullición elevado, tales como crudo o fracciones petroleras pesadas en los cuales existen intervalos de ebullición amplios.

Propiedades físicas:

- Punto de ebullición.
- Densidad.

- Presión de vapor.
- Punto de fusión.
- Solubilidad.
- Viscosidad

Propiedades termodinámicas:

- Temperatura
- Presión
- Energía
- Energía interna

Propiedades coligativas:

- Descenso de la presión de vapor
- Elevación del punto de ebullición
- Descenso del punto de congelación
- Presión osmótica.

Propiedades de transporte:

- Conductividad Térmica.
- Viscosidad.

Comparación de las características principales del tipo de almacenamiento para el gas natural licuado (GNL), gas licuado de petróleo (GLP) y líquidos del gas natural (LGN). Según su diseño.

Tipo de tanque	Presión de trabajo	Forma y tipo de techo	Fluidos almacenados
Atmosférico	Presión atmosférica	Cilíndricos Los techos pueden ser fijos	Menos volátiles
Presiones bajas	De 0a 2,5 lpcm	Cilíndricos Techos cónicos, pueden ser fijos o flotantes	Volátiles
Presiones medianas	De 15 lpcm	Cilíndricos Techo cónico o domo, usualmente fijos. También pueden ser esféricos o esferoidales	Volátiles
Presiones altas	Mayores a 15 lpcm	Cilíndricos, esféricos o esferoidales	Más volátiles

Comparación de las características principales del tipo de almacenamiento para el gas natural licuado (GNL), gas licuado de petróleo (GLP) y líquidos del gas natural (LGN). Según su forma.

Tipo de tanque	Techo flotante	Criogénico	Refrigerado	Cilíndrico	Esféricos	Presurizados
Gas natural licuado (GNL)	No se usan porque al ser un compuesto altamente volátil ocasionaría perdidas por evap.	Se utilizan porque sirve para almacenar a Temp. Muy bajas.	Los de doble pared mantienen las condiciones de Temp., es decir evita las perdidas por evap.	No se utilizan porque no mantiene la refrigeración del producto.	Se utilizan para líquidos muy volátiles de grandes volúmenes y altas presiones.	Se utilizan porque se almacenan a bajas temperaturas y presiones atmosféricas.
Gas licuado del petróleo (GLP)	Se pueden utilizar ya que el propano puede presentar pequeñas pérdidas por evaporación.	No requiere su utilización porque estos tanques son para mantener Temp. de -190°C y el GLP se enfría hasta -42°C.	Mantienen las condiciones de Temp. requeridas para el almacenaje de GLP.	En estos tanques se pueden almacenar crudos y sus derivados como el GLP.	Se utilizan a temperatura ambiente y en volúmenes no mayor a 20000 barriles y a presiones de 5 psi.	Se utilizan para almacenar hidrocarburos ligeros.
Líquidos del gas natural (LGN)	Consta con un techo interno que flota a nivel del líquido reduciendo la evaporación del producto.	No se usa porque no requieren temperaturas tan bajas.	Se utilizan porque los componentes las volátiles de la mezcla de (etano, propano y butano) necesitan refrigeración.	Son utilizados porque sirven para su almacenaje y su posterior comercialización.	No se utilizan porque son para almacenar volúmenes relativamente bajos.	No se utilizan porque el almacenaje de LGN no requiere altas presiones.

Conclusiones

- ✓ La operación de separación define en buena medida la calidad de los productos finales y establece parámetros de operación corriente abajo, es por esto que la mejora de esta etapa tiene un impacto en todos los procesos subsecuentes.
- ✓ El requisito fundamental para el estudio preciso y completo de las diferentes etapas que conforman la cadena de valor del gas natural, es el conocimiento de todas sus propiedades (físicas, coligativas, termodinámicas, de transporte y críticas)
- ✓ El gas propano por su forma de almacenamiento, es una de las energías más cómodas que existe en el mercado, ya que no es preciso que la instalación esté situada al alcance de ningún gasoducto para disfrutar de sus ventajas.
- ✓ El papel que desarrollará el almacenamiento de gas natural en los próximos años será fundamental para la satisfacción de las necesidades industriales.

Recomendaciones

- ✓ Cumplir con los principios fundamentalmente considerados para realizar la separación física de vapor, líquidos o sólidos; teniendo en cuenta que las fases de los fluidos deben ser inmiscibles y de diferentes densidades para que ocurra la separación.
- ✓ Tener conocimiento de las propiedades en general que presenta el gas natural en cada una de las etapas de procesamiento.
- ✓ Reservar en los almacenamientos volúmenes de gas equivalentes a los consumos en una razón de tiempo.
- ✓ En los procesos de almacenamiento, utilizar una válvula de control o de retención para evitar riesgos de retroceso de flujo al interior del cilindro.

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y
ASCENSO:**

TÍTULO	“APLICACIÓN DE LOS FUNDAMENTOS TERMODINÁMICOS EN LA OPERACIÓN Y EFICIENCIA DEL REHERVIDOR DE FONDO DE LA TORRE DESBUTANIZADORA DEL TREN C DE LA PLANTA DE FRACCIONAMIENTO JOSÉ ANTONIO ANZOÁTEGUI”
SUBTÍTULO	

AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CÓDIGO CULAC / E MAIL
Pérez Tilleró , Angélica	CVLAC: 16.037.366 E MAIL: angelika_pt@hotmail.com
	CVLAC: E MAIL:
	CVLAC: E MAIL:

PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

propiedades termodinamicas
fraccionamiento
rehervidor
desbutanizadora
simulador

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ÁREA	SUBÁREA
<u>Ingeniería y Ciencias Aplicadas</u>	
	Ingeniería Química

RESUMEN (ABSTRACT):

El desarrollo del presente trabajo, constituye en la aplicación de los fundamentos termodinámicos en la operación y eficiencia del rehervidor de fondo de la torre desbutanizadora del tren C de la planta de fraccionamiento José Antonio Anzoátegui, con el objetivo de verificar el comportamiento de las propiedades termodinámicas tales como entalpía, entropía, volumen específico, presión, temperatura en dicha torre. Las ecuaciones de estado son muy importantes en la industria del gas natural, ya que estas ecuaciones siguen el postulado de estado, el cual consiste en determinar una propiedad intensiva, como el volumen específico, a partir de dos propiedades conocidas como la presión y temperatura. En el negocio del gas natural los líquidos que alimentan el tren de fraccionamiento provienen de las plantas de extracción (LGN) debe entrar a una temperatura adecuada para que pueda ocurrir un proceso de separación óptimo. Para la evaluación de las variables operacionales se utilizó un paquete de simulación HYSYS 3.2, el cual una vez montado todo el diseño de la torre desbutanizadora de gas natural, se procedió a variar los parámetros y de esa manera evaluar el comportamiento de dichas propiedades dentro de la torre con la finalidad de verificar cual paquete termodinámico se ajuste más al proceso y mediante este se conocer las propiedades termodinámicas de las diferentes corrientes. Obteniéndose que La temperatura es el parámetro termodinámico que disminuye la eficiencia del rehervidor de fondo de la torre desbutanizadora, ya que alterar el flujo de aceite de calentamiento en éste, ocasionando la variación de temperatura y por ende provocando que los parámetros dependientes de ésta se vean afectados.

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y
ASCENSO:**

CONTRIBUIDORES:

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL				
Avendaño, Isvelia	ROL	CA	AS X	TU	JU
	CVLAC:	8.024.255			
	E_MAIL	Isvelia2009@gmail.com			
	E_MAIL				
Rondón, José	ROL	CA	AS	TU	JU X
	CVLAC:	8.328.657			
	E_MAIL	rondonjj@gmail.com			
	E_MAIL				
Uricare, Jairo	ROL	CA	AS	TU	JU X
	CVLAC:	11.342.890			
	E_MAIL	Uricare2@hotmail.com			
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

2012	04	13
AÑO	MES	DÍA

LENGUAJE. SPA

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y
ASCENSO:**

ARCHIVO (S):

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
TESIS.ANGÉLICAPÉREZ.DOC	Documento en Word

CARACTERES EN LOS NOMBRES DE LOS ARCHIVOS: A B C D E F G H I
J K L M N O P Q R S T U V W X Y Z. a b c d e f g h i j k l m n o p q r s t u
v w x y z. 0 1 2 3 4 5 6 7 8 9.

ALCANCE

ESPACIAL: _____ (OPCIONAL)

TEMPORAL: _____ (OPCIONAL)

TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Ingeniero Químico

NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Pregrado

ÁREA DE ESTUDIO:

Ingeniería Química

INSTITUCIÓN:

Universidad de Oriente. Núcleo de Anzoátegui.

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y
ASCENSO:**

DERECHOS

DE ACUERDO AL ARTÍCULO 44 DEL REGLAMENTO DE TRABAJOS DE GRADO DE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE:

"LOS TRABAJOS DE GRADO SON EXCLUSIVA PROPIEDAD DE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE Y SÓLO PODRÁN SER UTILIZADOS A OTROS FINES CON EL CONSENTIMIENTO DEL CONSEJO DE NÚCLEO RESPECTIVO, QUIÉN LO PARTICIPARÁ AL CONSEJO UNIVERSITARIO".

Pérez Tilleró , Angélica

Avendaño, Isvelia

AUTOR

TUTOR

Rondón, José

Uricare, Jairo

JURADO

JURADO

POR LA SUBCOMISION DE TESIS