

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE**  
**NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI**  
**ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS**  
**DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA**



**“EVALUACIÓN DE LA MÁXIMA CAPACIDAD  
OPERACIONAL DE LAS COLUMNAS E-101 Y D-0322 DE LA  
UNIDAD FRACCIONADORA DE NAFTA DE LA REFINERÍA  
PUERTO LA CRUZ, PDVSA”**

PRESENTADO POR:  
**EVELYN SERRANO GUTIERREZ**

Trabajo de grado presentado ante la Universidad de Oriente como requisito  
parcial para optar al título de:

**INGENIERO QUÍMICO**

Puerto La Cruz, abril de 2010

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE**  
**NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI**  
**ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS**  
**DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA**



**“EVALUACIÓN DE LA MÁXIMA CAPACIDAD  
OPERACIONAL DE LAS COLUMNAS E-101 Y D-0322 DE LA  
UNIDAD FRACCIONADORA DE NAFTA DE LA REFINERÍA  
PUERTO LA CRUZ, PDVSA”**

**ASESORES**

---

Ing. Quím. Fidelina Moncada (M.Sc)  
Asesor Académico

---

Ing. Quím. Luis González  
Asesor Industrial

Puerto La Cruz, abril de 2010

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE**  
**NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI**  
**ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS**  
**DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA**



**“EVALUACIÓN DE LA MÁXIMA CAPACIDAD  
OPERACIONAL DE LAS COLUMNAS E-101 Y D-0322 DE LA  
UNIDAD FRACCIONADORA DE NAFTA DE LA REFINERÍA  
PUERTO LA CRUZ, PDVSA”**

---

Ing. Quím. Fidelina Moncada. (M.Sc)

Asesor Académico

---

Ing. Quím. Hernán Raven. (M. Sc)

Jurado Principal

---

Ing. Quím. Yraima Salas

Jurado Principal

Puerto La Cruz, abril de 2010

**ARTÍCULO 41**  
**REGLAMENTO DE TRABAJO DE GRADO**

“Los Trabajos de Grado son de exclusiva propiedad de la Universidad de Oriente y sólo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del consejo de Núcleo respectivo, el cual lo notificará al Consejo Universitario”

## DEDICATORIA

- ◆ Dedico esta tesis a mis padres, que se merecen este honor y muchos más.
- ◆ A mis hermanos: Déninson, José Jesús, María y Jairo, espero veamos cumplidos nuestros sueños.
- ◆ A mi abuela Felipa y a mi abuelo Cruz, que aunque no esté con nosotros físicamente, sé que está orgulloso de mí, tanto como mi abuela.
- ◆ A mis tías y tíos, en especial a mi tía Nancy, estoy segura, que de estar con nosotros estaría pendiente del bienestar de todos.
- ◆ A mis primos y primas, para que en el futuro también cumplan sus metas como Zore y Frame. A ti Angel Luis, hubiese querido estar contigo cuando lo necesitabas.
- ◆ A mis sobrinos y mis nuevas sobrinitas, espero sean grandes profesionales.

## AGRADECIMIENTOS

- ◆ A Dios, por estar a mi lado, permitirme ser una profesional y estar rodeando de gente que me quiere y me aprecia.
- ◆ A mis padres, mil gracias por todo el esfuerzo que han hecho por nosotros para que seamos hoy en día quienes somos, los quiero.
- ◆ A mis hermanos, primos y tíos, por brindarme su apoyo.
- ◆ A la Universidad de Oriente, por abrirme sus puertas y formarme como una buena profesional.
- ◆ A la profesora Fidelina Moncada, por asesorarme en la realización de este proyecto.
- ◆ A la empresa PDVSA y al personal del departamento de Hidroprocesos: Yanitza Pereira, Gustavo González, Jorge Girón, Sr. César Pérez, Sr. Douglas Urbina y Doménica Araguache, por su ayuda y su constante apoyo. Les agradezco enormemente su colaboración.
- ◆ A mis compañeros de la universidad y de pasantía, gracias amigos, sobre todo Mirian Cova, Wladimir Buriel, Ingmer Ramos y Rima, que me brindaron su ayuda y su colaboración incondicional, gracias chicos, no sé como hubiese sido sin ustedes.
- ◆ A Luis González y David Lugo por asesorarme durante la pasantía.
- ◆ A Fausto y Raguada por abrirme las puertas de su hogar.
- ◆ A Henry Castillo por su ayuda y colaboración.
- ◆ A mi amor Carlos Pereira y su familia (Sra. Yramis, Sr. Luis y Karen) por darle mayor alegría a mi vida, por todo el apoyo y ánimo que me han dado, son como mi segunda familia, gracias por todo.
- ◆ Y a todo aquel que de una u otra manera colaboraron para que este proyecto se hiciera realidad. ¡Muchas gracias a todos

## **RESUMEN**

En el presente trabajo se evaluaron las condiciones operacionales de las torres E-101 y D-0322 de la unidad fraccionadora de nafta (Unidad 03) de la refinería Puerto La Cruz–PDVSA. Se actualizaron los diagramas de flujo de procesos, los diagramas de tuberías e instrumentación y el manual de operación de dicha unidad. Para determinar la capacidad de operación de las torres fraccionadoras, se utilizó el paquete de simulación PRO II/Provision, en el cual se elaboró un esquema de las columnas mencionadas, las cuales se simularon con las características físicas de diseño y a condiciones de operación, este último fue validado con una carga de 629 BPH para la torre E-101 (Unidad 051) y 632 BPH para la torre D-0322 (Unidad 052), las cuales son valores promedios de lo procesado en planta durante el mes de febrero del año 2009. Luego se simuló la máxima capacidad de las columnas, que representa la carga de alimentación, a la cual se alcanzan los límites permisibles de inundación y llenado del bajante de los platos. A partir de los resultados obtenidos se concluyó que las torres no presentan inundación, ni llenado del bajante en condiciones de operación. El flujo máximo que pueden manejar las torres E-101 y D-0322 es de, 1.739 BPH y 1.545 BPH respectivamente.

## LISTADO DE FIGURAS

<b>Figura 1.1.</b> Red de conexión de la refinería Puerto La Cruz <sup>[1]</sup>	29
<b>Figura 1.2.</b> Diagrama simplificado de la unidad fraccionadora de nafta (Unidad 03).	33
<b>Figura 2.1.</b> Destilación en equilibrio o instantánea (flash).	41
<b>Figura 2.2.</b> Destilación simple por lotes o diferencial <sup>[10]</sup> .	43
<b>Figura 2.3.</b> Fraccionamiento en etapas sucesivas	45
<b>Figura 2.4.</b> Sección esquemática de una torre de platos perforados <sup>[17]</sup>	51
<b>Figura 2.5.</b> Plato perforado <sup>[18]</sup> .	53
<b>Figura 2.6.</b> Platos de casquetes de burbujeo <sup>[18]</sup> .	54
<b>Figura 2.7.</b> Plato de válvula fija <sup>[18]</sup> .	54
<b>Figura 2.8.</b> Empaques de relleno desordenados.	55
<b>Figura 2.9.</b> Intercambiador de calor de tubo y carcaza <sup>[21]</sup>	64
<b>Figura 2.10.</b> Sistemas de flujos;(a) sistema en contracorriente, (b) sistema en paralelo <sup>[23]</sup>	65
<b>Figura 2.11.</b> Perfil de temperatura; (a) curva en contracorriente, (b) curva en paralelo <sup>[23]</sup>	65
<b>Figura 2.12.</b> Componentes básicos de un horno vertical <sup>[23]</sup>	67
<b>Figura 2.13.</b> Identificación de niveles en un recipiente líquido–vapor <sup>[28]</sup>	71
<b>Figura 2.14.</b> Pasos a seguir para la simulación con PRO/II <sup>[29]</sup>	75
<b>Figura 3.1.</b> Esquema del modelo de simulación de las torres fraccionadoras de nafta E-101 de la unidad 051 y D-0322 de la unidad 052 para el caso de diseño.	87
<b>Anexo B.1.</b> Gráfica de llenado permisible del bajante para platos tipo válvulas vs presión de la torre.	<b>¡Error! Marcador no definido.</b>
<b>Anexo B.2.</b> Gráfica de eficiencia de los platos vs porcentaje de inundación.	<b>¡Error! Marcador no definido.</b>



- Anexo B.3.** Diagrama de comportamiento de platos perforados. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C.1.** Componentes de la nafta de alimentación seleccionados para la simulación de diseño de las columnas E-101 y D-0322. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C.2.** Especificaciones de la corriente de alimentación de la columna E-101 para la simulación de diseño. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C.3.** Flujo de alimentación de diseño de la torre E-101. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C.4.** Flujo y composición molar de la corriente de alimentación de la columna E-101 para la simulación de diseño. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C.5.** Parámetros de especificación para la torre E-101 para la simulación de diseño y a condiciones de operación. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C.6.** Perfil de presión de diseño especificado en la simulación de diseño para la torre E-101. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C.7.** Tipo de cálculo para los platos de la torre E-101, seleccionado en la simulación de diseño y de operación. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C.8.** Especificaciones de diseño de los platos de tope de la columna E-101 introducidas en la simulación de diseño y de operación. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C.9.** Especificaciones de diseño de los platos de fondo para la torre E-101 introducidas en la simulación de diseño y de operación. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C.10.** Especificaciones de diseño del condensador de tope C-101 introducidas en la simulación de diseño. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C.11.** Plato de alimentación y flujo volumétrico de nafta liviana de diseño de la columna E-101 introducidos en la simulación de diseño. **¡Error! Marcador no definido.**

- Anexo C.12.** Estimaciones del perfil de temperatura y el reflujo de tope de la columna E-101, para la condición de diseño. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C.13.** Data termodinámica utilizada en la simulación de diseño y de operación de las columnas E-101 y D-0322. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C.14.** Temperatura de diseño especificada para el horno B-101 en la simulación de diseño. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C.15.** Especificaciones de la torre E-101 para la simulación de diseño. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C.16.** Parámetros y propiedades de los platos de las torres E-101 y D-0322 seleccionados para el reporte de PRO/II en la simulación de diseño y de operación. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C.17.** Especificaciones de la corriente de alimentación de la columna D-0322 introducidas en la simulación de diseño. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C.18.** Flujo volumétrico de diseño de la columna D-0322 introducido en la simulación de diseño. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C.19.** Parámetros de especificación para la torre D-0322 introducidos en la simulación de diseño y de operación. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C.20.** Perfil de presión de diseño de la torre D-0322 introducido en la simulación de diseño. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C.21.** Especificaciones de diseño del condensador E-0322 para la torre D-0322 introducidas en la simulación de diseño. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C.22.** Especificaciones de los platos de tope para la torre D-0322 introducidas en la simulación de diseño y de operación. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C.23.** Especificaciones de los platos de fondo de la torre D-0322 para la simulación de diseño y a condiciones de operación. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C.24.** Plato de alimentación y flujo volumétrico de nafta liviana de diseño de la columna D-0322 introducidos en la simulación de diseño. **¡Error! Marcador no definido.**

- Anexo C 25.** Estimaciones del perfil de temperatura y el reflujo de tope de la columna D-0322, para la condición de diseño. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C.26.** Especificaciones de diseño de la columna D-0322 introducidas en la simulación de diseño. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C.27.** Temperatura de diseño especificada en la simulación de diseño para el intercambiador de calor E-0321. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C.28.** Perfil de presión de la torre E-101 introducido en la simulación a condiciones de operación. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C.29.** Especificaciones del condensador C-101 para la simulación a condiciones de operación **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C. 30.** Plato de alimentación y flujo volumétrico de nafta liviana de la columna E-101 introducidos en la simulación de operación.**¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C.31.** Estimaciones iniciales realizadas en la simulación de operación para la torre E-101. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C.32.** Especificaciones del horno vertical B-101 introducidas en la simulación de operación. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C.33.** Especificaciones de la columna E-101 introducidas en la simulación de operación. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C.34.** Perfil de presión de la columna D-0322 introducido en la simulación de operación. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C. 35.** Plato de alimentación y flujo volumétrico de nafta liviana de la columna D-0322 introducidos en la simulación de operación.**¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C.36.** Especificaciones del condensador de tope E-0322 introducidos en la simulación de operación. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C.37.** Estimaciones iniciales realizadas en la simulación de operación para la torre D-0322 **¡Error! Marcador no definido.**

- Anexo C.38.** Especificaciones del intercambiador de calor E-0321 introducidas en la simulación de operación. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo C.39.** Especificaciones introducidas a la torre D-0322 en la simulación de operación. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo D.1** Vista desde abajo del plato tipo válvula del fondo de la columna E-101 **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo D.2** Vista desde arriba del plato tipo válvula del fondo de la columna E-101 **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo D.3** Arreglo de las válvulas del plato de fondo de la torre E-101 **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo D.4** Plato tipo válvula del fondo de la torre E-101 **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo D.5** Bajantes del plato tipo válvula de cuatro pasos del fondo de la torre E-101 **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo D.6** Vista desde arriba del acceso para mantenimiento de la columna E-101 **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo D.7** Vista desde abajo (desde el plato 32) del acceso para mantenimiento de la torre E-101 **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo D.8** Bajantes del plato número34 de la torre E-101 **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo D.9.** Unidad fraccionadora de nafta 051 de la refinería Puerto la Cruz. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo D.10.** Torre E-101 de la unidad fraccionadora de nafta 051 **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo D.11.** Unidad fraccionadora de nafta 052 de la refinería Puerto la Cruz. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo D.12.** Torre D-0322 de la unidad fraccionadora de nafta 052. **¡Error! Marcador no definido.**



## LISTADO DE TABLAS

<b>Tabla 2.1.</b> Niveles en un recipiente líquido–vapor <sup>[28]</sup>	70
<b>Tabla 2.2.</b> Código de colores usado por PRO/II <sup>[29]</sup>	75
<b>Tabla 3.1.</b> Temperatura, presión y flujo de diseño para las torres E-101 y D-0322.	80
<b>Tabla 3.2.</b> Descripción mecánica de las torres D-0322 y E-101.	81
<b>Tabla 3.3.</b> Temperaturas de diseño para los intercambiadores de calor C-101, B-101, E-0322 y E-0321.	82
<b>Tabla 3.4.</b> Presión y flujo de diseño para los intercambiadores de calor C-101, B-101, E-0322 y E-0321.	82
<b>Tabla 3.5.</b> Propiedades de diseño de la alimentación y productos de las torres E-101 y D-0322.	83
<b>Tabla 3.6.</b> Flujo molar de diseño de la alimentación a las torres E-101 y D-0322.	83
<b>Tabla 3.7.</b> Destilación ASTM D-86 de diseño de los productos de las torres E-101 y D-0322.	85
<b>Tabla 3.8.</b> Presiones, temperaturas y flujos introducidos a la simulación de diseño para las torres E-101 y D-0322.	88
<b>Tabla 3.9.</b> Presiones y temperaturas introducidos a la simulación de diseño para los condensadores C-101 y E-0322 y los rehervidores B-101 y E-0321.	88
<b>Tabla 3.10.</b> Temperaturas y presiones de operación de las columnas E-101 y D-0322.	89
<b>Tabla 3.11.</b> Flujos de operación de la alimentación y productos de las torres E-101 y D-0322.	89
<b>Tabla 3.12.</b> Destilación ASTM D-86 de las corrientes de las torres E-101 y D-0322.	90
<b>Tabla 3.13.</b> Presiones de vapor y gravedades API de las corrientes de alimentación y productos de las torres E-101 y D-0322.	90

<b>Tabla 3.14.</b> Cromatografía detallada de la alimentación y productos de las columnas E-101 y D-0322.	91
<b>Tabla 3.15.</b> Presiones, temperaturas y flujos introducidos al simulador para las torres E-101 y D-0322.	92
<b>Tabla 3.16.</b> Presiones y temperaturas introducidas al simulador para los condensadores C-101 y E-0322 y los rehervidores B-101 y E-0321.	93
<b>Tabla 4.1.</b> Flujos obtenidos en la simulación de diseño de las torres E-101 y D-0322 y desviación con respecto a los flujos de diseño.	101
<b>Tabla 4.2.</b> Perfil de temperatura de las torres E-101 y D-0322 obtenidos en la simulación de diseño y desviación con respecto a las temperaturas de diseño.	101
<b>Tabla 4.3.</b> Curvas de destilación ASTM D-86 obtenidas en la simulación de diseño de la columna E-101 y desviación con respecto a las curvas de diseño.	102
<b>Tabla 4.4.</b> Curvas de destilación ASTM D-86 obtenidas en la simulación de diseño de la columna D-0322 y desviación con respecto a las curvas de diseño.	103
<b>Tabla 4.5.</b> Parámetros de control de las corrientes de naftas livianas obtenidos en la simulación de diseño y desviación con respecto a los valores de diseño.	104
<b>Tabla 4.6.</b> Parámetros de control de las corrientes de naftas pesadas obtenidos en la simulación de diseño y desviación con respecto a los valores de diseño.	105
<b>Tabla 4.7.</b> Flujos obtenidos en la simulación de operación y desviación con respecto a los flujos de operación.	106
<b>Tabla 4.8.</b> Perfil de temperatura de las torres E-101 y D-0322 obtenido en la simulación de operación y desviación con respecto a los valores de operación.	106
<b>Tabla 4.9.</b> Curvas de destilación ASTM D-86 de los productos de la torre E-101 obtenidas en la simulación de operación y desviación con respecto a las curvas de operación.	108
<b>Tabla 4.10.</b> Curvas de destilación ASTM D-86 de los productos de la torre D-0322 obtenidas en la simulación de operación y desviación con respecto a las curvas de operación.	108

<b>Tabla 4.11.</b> Parámetros de control de las corrientes de naftas livianas obtenidos en la simulación de operación y desviación con respecto a los valores de operación.	109
<b>Tabla 4.12.</b> Gravedades API de las corrientes de naftas pesadas obtenidas en la simulación de operación y desviación con respecto a los valores de operación	110
<b>Tabla 4.13.</b> Rendimientos volumétricos de los productos de las columnas E-101 y D-0322 para la condición de operación.	111
<b>Tabla 4.14.</b> Rendimientos volumétricos de los productos de las columnas E-101 y D-0322 para el caso de la filosofía de diseño.	111
<b>Tabla 4.15.</b> Evaluación hidráulica de los platos de la zona de enriquecimiento de la torre E-101 para la condición de operación.	112
<b>Tabla 4.16.</b> Evaluación hidráulica de los platos de la zona de agotamiento de la torre E-101 para la condición de operación.	113
<b>Tabla 4.17.</b> Evaluación hidráulica de los platos de la zona de enriquecimiento de la torre D-0322 para la condición de operación.	115
<b>Tabla 4.18.</b> Evaluación hidráulica de los platos de la zona de agotamiento de la torre D-0322 para la condición de operación.	116
<b>Tabla 4.19.</b> Rendimiento volumétrico de los productos de las columnas E-101 y D-0322 de la simulación para la condición de operación y carga máxima	118
<b>Tabla 4.20.</b> Perfil de temperatura de la torre E-101 y D-0322 para la condición de operación y a carga máxima.	119
<b>Tabla 4.21.</b> Curvas de destilación ASTM D-86 de los productos de las torres E-101 y D-0322 generadas por el modelo de simulación para el caso de carga máxima.	119
<b>Tabla 4.22.</b> Evaluación hidráulica de los platos de la zona de enriquecimiento de la torre E-101 para la condición de operación y a carga máxima.	120
<b>Tabla 4.23.</b> Evaluación hidráulica de los platos de la zona de agotamiento de la torre E-101 para la condición de operación y a carga máxima.	121



- Tabla 4.24.** Evaluación hidráulica de los platos de la zona de enriquecimiento de la torre D-0322 para la condición de operación y a carga máxima. 122
- Tabla 4.25.** Evaluación hidráulica de los platos de la zona de agotamiento de la torre D-0322 para la condición de operación y a carga máxima. 123
- Anexo A.1.** Diferencia de temperatura del valor real de operación y el simulado a condiciones de operación **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo A.2.** Porcentajes de inundación de platos tipo válvulas para torres específicas. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo A.3.** Reporte simplificado de la simulación en PRO/II 8.1 a condiciones de diseño de las propiedades de la alimentación de la unidad 051 y 052. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo A.4.** Reporte simplificado de la simulación en PRO/II 8.1 a condiciones de diseño de las propiedades de las corrientes de nafta liviana de las unidades 051 y 052 **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo A.5.** Reporte simplificado de la simulación en PRO/II 8.1 a condiciones de diseño de las propiedades de las corrientes de nafta pesada de las unidades 051 y 052. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo A.6.** Reporte de la simulación en PRO/II 8.1 a condiciones de diseño del perfil de temperatura, presión y flujo de la columna E-101. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo A.7.** Reporte de la simulación en PRO/II 8.1 a condiciones de diseño de las propiedades de las corrientes de alimentación y productos de la columna E-101. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo A.8.** Reporte de la simulación en PRO/II 8.1 a condiciones de diseño de las especificaciones de la columna E-101. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo A.9.** Reporte de la simulación en PRO/II 8.1 a condiciones de diseño de las relaciones de reflujo de la columna E-101. **¡Error! Marcador no definido.**

- Anexo A.10.** Reporte de la simulación en PRO/II 8.1 a condiciones de diseño de la evaluación hidráulica de los platos de la columna E-101. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo A.11.** Reporte de la simulación en PRO/II 8.1 a condiciones de diseño de los flujos de alimentación y productos de la columna D-0322. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo A.12.** Reporte de la simulación en PRO/II 8.1 a condiciones de diseño del perfil de temperatura, presión y flujo de la columna D-0322. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo A.13.** Reporte de la simulación en PRO/II 8.1 a condiciones de diseño de las especificaciones de la columna D-0322. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo A.14.** Reporte de la simulación en PRO/II 8.1 a condiciones de diseño de las relaciones de reflujo de la columna D-0322 **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo A.15.** Reporte de la simulación en PRO/II 8.1 a condiciones de diseño de la evaluación hidráulica de los platos de la columna D-0322. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo A.16.** Reporte simplificado de la simulación en PRO/II 8.1 a condiciones de operación de las propiedades de la alimentación de la unidad 051 y 052. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo A.17.** Reporte simplificado de la simulación en PRO/II 8.1 a condiciones de operación de las propiedades de las corrientes de nafta liviana de las unidades 051 y 052. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo A.18.** Reporte simplificado de la simulación en PRO/II 8.1 a condiciones de operación de las propiedades de las corrientes de nafta pesada de las unidades 051 y 052. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo A.19.** Reporte de la simulación en PRO/II 8.1 a condiciones de operación del perfil de temperatura, presión y flujo de la columna E-101. **¡Error! Marcador no definido.**

- Anexo A.20.** Reporte de la simulación en PRO/II 8.1 a condiciones de operación del flujo molar de la alimentación y productos de la columna E-101. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo A.21.** Reporte de la simulación en PRO/II 8.1 a condiciones de operación de la evaluación hidráulica de los platos de la columna E-101. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo A.22.** Reporte de la simulación en PRO/II 8.1 a condiciones de operación de las especificaciones de la columna E-101. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo A.23.** Reporte de la simulación en PRO/II 8.1 a condiciones de operación de las relaciones de reflujo de la columna E-101 **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo A.24.** Reporte de la simulación en PRO/II 8.1 a condiciones de operación de la evaluación hidráulica de los platos de la columna D-0322. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo A.25.** Reporte de la simulación en PRO/II 8.1 a condiciones de operación de las especificaciones de la columna D-0322 **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo A.26.** Reporte de la simulación en PRO/II 8.1 a condiciones de operación de los flujos de alimentación y productos de la columna D-0322. **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo A.27.** Reporte de la simulación en PRO/II 8.1 a condiciones de operación de las relaciones de reflujo de la columna D-0322 **¡Error! Marcador no definido.**
- Anexo A.28.** Reporte de la simulación en PRO/II 8.1 a condiciones de operación del perfil de temperatura, presión y flujo de la columna D-0322. **¡Error! Marcador no definido.**

## LISTADO DE ABREVIATURAS Y SÍMBOLOS

STEP: Sistema de Tratamiento de Efluentes de Procesos

GSP: Gerencia de Seguridad de los Procesos

Valcor: Valorización de Corrientes

Vengref: Venezuela Gulf Refining Co

FCC: Craqueo Catalítico fluidizado

DA-1: Unidad de Destilación Atmosférica número 1

PDVSA: Petróleos de Venezuela, Sociedad Anónima

TAECH: Terminal de Almacenamiento y Embarque El Chaure

TAEG: Terminal de Almacenamiento y Embarque Guaraguao

STG: Sistema de Tratamiento de Gases  
DA-2: Unidad de Destilación Atmosférica número 2

DA-3: Unidad de Destilación Atmosférica número 3

IPPCN: Industria Petrolera Petroquímica Carbonífera Nacional

ASTM: Sociedad Americana de Prueba y Materiales

API: American Petroleum Institute

DTI: Diagrama de Tubería de Instrumentación

DFP: Diagrama de Flujos de Procesos

ISP: Información de Seguridad de Procesos

GAP: recuperación en el fondo de la brecha

OVERLAP: solapado

SI: índice de separación

MBD: miles de barriles diarios

BPH: barriles por hora

$x_f$ : fracción mol de A en la alimentación F

$V_y$ : composición de A en el vapor

$L_x$ : composición en el líquido

L: flujo de líquido  
V: flujo de vapor  
dL: diferencial de líquido, líquido evaporado  
dx: variación de la composición del líquido  
x<sub>1</sub>: composición original del líquido, fracción mol de A  
x<sub>2</sub>: composición final del líquido  
L<sub>1</sub>: moles originales cargados  
L<sub>2</sub>: moles remanentes en el destilado  
GOL: Gas Oil Ligero de vacío  
GOP: Gas Oil Pesado de vacío  
HDS: hidrosulfuración  
Sintegas o syngas: gas de síntesis  
MTBE: metil terbutil éter  
ETBE: etil terbutil éter  
MON: Motor Octane Number  
RON: Research Octane Number  
Q: calor transferido  
m: flujo másico  
C<sub>p</sub>: calor específico  
T: temperatura  
U: coeficiente global de transferencia de calor  
A: área de transferencia de calor  
DMT: diferencia media de temperatura entre los fluidos  
S: gravedad específica estándar  
 $\dot{Q}$ : flujo volumétrico o caudal  
NAAL: nivel alto alto de líquido  
NAL: nivel alto de líquido  
NNL: nivel normal de líquido

NBL: nivel bajo de líquido  
NBBL: nivel bajo bajo de líquido  
NAI: nivel alto de interfase  
NBI: nivel bajo de interfase  
 $\lambda$ : calor latente del fluido  
 $\rho$ : densidad  
OLE: Object Linking and Embedding  
Tag: códigos de identificación  
PIE: Punto inicial de ebullición  
PFE: Punto final de ebullición

## CONTENIDO

	Página
ARTÍCULO 41 .....	IV
REGLAMENTO DE TRABAJO DE GRADO .....	IV
DEDICATORIA .....	V
AGRADECIMIENTOS .....	VI
RESUMEN.....	VIII
LISTADO DE FIGURAS .....	VIII
LISTADO DE TABLAS.....	VIII
LISTADO DE ABREVIATURAS Y SÍMBOLOS .....	XXI
CONTENIDO .....	XXIV
CAPÍTULO I.....	298
INTRODUCCIÓN .....	298
1.1 Petróleos de Venezuela .....	298
1.1.1 Refinería Puerto La Cruz .....	29
1.2 El problema .....	33
1.3 Objetivos .....	35
1.3.1 General .....	35
1.3.2 Específicos .....	35
CAPÍTULO II .....	306
MARCO TEÓRICO .....	306
2.1. Antecedentes .....	306
2.2 Destilación continua.....	37
2.2.1 Destilación binaria .....	39
2.2.2 Destilación multicomponente.....	39
2.2.3 Destilación compleja.....	39
2.2.4 Destilación de equilibrio o instantánea (flash).....	40
2.2.5 Destilación simple por lotes o diferencial.....	41

2.2.6 Destilación fraccionada.....	43
2.3 Destilación del petróleo .....	45
2.3.1 Destilación atmosférica.....	48
2.3.2 Destilación al vacío .....	48
2.3.3 Nafta.....	49
2.4 Torres de destilación .....	51
2.4.1. Columnas de platos .....	51
2.4.2. Columnas empacadas.....	52
2.4.3. Dispositivos internos de una torre.....	52
2.4.3.1. Tipos de platos .....	52
a) Platos perforados.....	52
a) Platos con copas de burbujeo .....	53
b) Platos de válvula .....	54
2.4.3.2 Bajantes.....	55
2.4.3.3 Empaques .....	55
2.4.3.4 Distribuidores.....	56
2.5 Factores limitantes de la capacidad en columnas de destilación.....	56
2.5.1 Inundación.....	57
2.5.2 Arrastre de líquido.....	57
2.5.3 Arrastre por espuma .....	57
2.5.4 Llenado excesivo del bajante .....	58
2.5.5 Goteo (lagrimeo) .....	58
2.6 Transferencia de calor.....	58
2.6.1 Intercambiadores de calor de tubo y carcaza .....	61
2.6.2 Hornos .....	65
2.6.2.1 Componentes básicos de los hornos.....	66
2.6.2.2 Hornos verticales.....	66
2.6.2.3 Hornos horizontales .....	67
2.7 Densidad del fluido .....	67



2.8 Flujo volumétrico .....	68
2.9 Presión.....	69
2.10 Bombas centrífugas.....	69
2.11 Tambores de separación.....	69
2.12 Tipos de curvas de destilación .....	72
2.13 Simuladores.....	73
2.13.1 Simulador de procesos PRO/II 8.1 .....	73
2.13.2 Explorador de procesos (Aspen Process Explorer™).....	76
2.14 Excel 97.....	77
CAPÍTULO III.....	79
DESARROLLO DEL PROYECTO .....	79
3.1. Actualización de los diagramas de flujo de procesos (DFP), los diagramas de tubería e instrumentación (DTI) y el manual de operación de la unidad fraccionadora de nafta.....	79
3.2. Validación del modelo de simulación de las torres fraccionadoras de nafta en ambiente PRO/II 8.1 .....	79
3.2.1. Descripción de las condiciones de diseño de las torres fraccionadoras de nafta E-101 y D-0322 (unidad 03).....	80
3.2.2. Modelo de simulación de diseño de las columnas fraccionadoras de nafta E-101 y D-0322 .....	85
3.2.3. Descripción de las condiciones operacionales de las torres fraccionadoras de nafta E-101 y D-0322 (unidad 03).....	88
3.2.4. Modelo de simulación de operación de las torres fraccionadoras de nafta E-101 y D-0322 .....	92
3.2.5. Validación del esquema de simulación de diseño y de operación de las columnas fraccionadoras de nafta E-101 y D-0322 .....	93
3.3. Estudio del funcionamiento de las torres E-101 y D-0322 con la carga de operación.....	94

3.3.1. Rendimiento volumétrico de los flujos de los productos de las torres E-101 y D-0322.....	95
3.3.2. Determinación de las limitaciones de las columnas de destilación E-101 y D-0322 para la condición de operación.....	95
3.4. Comparar el funcionamiento de las torres E-101 y D-0322 con la carga de operación y a su máxima capacidad.....	96
3.5. Muestra de cálculos.....	96
3.5.1. Porcentaje de desviación para la validación de la simulación de diseño y de operación de las columnas E-101 y D-0322 .....	96
3.5.2. Rendimiento volumétrico de los flujos de los productos de las torres E-101 y D-0322.....	97
CAPÍTULO IV.....	98
DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	98
4.1. Discusión de resultados.....	98
4.1.1. Actualización de los diagramas de flujo de procesos (DFP), los diagramas de tubería e instrumentación (DTI) y el manual de operación de la unidad 03....	98
4.1.2. Validación de la simulación para el caso de diseño de las columnas E-101 y D-0322.....	100
4.1.3 Validación de la simulación para el caso de operación de las torres E-101 y D-0322.....	105
4.1.4. Estudio del funcionamiento de las torres E-101 y D-0322 con la carga de operación .....	110
4.1.4.1. Rendimiento volumétrico de los flujos de los productos de las columnas E-101 y D-0322 .....	110
4.1.4.2. Determinación de las limitaciones de la columna de destilación E-101 para la condición de operación.....	112
4.1.4.3. Determinación de las limitaciones de la columna de destilación D-0322 para la condición de operación.....	114

4.1.5. Comparación del funcionamiento de las torres E-101 y D-0322 con la carga actual y a su máxima capacidad.....	116
4.2. Conclusiones .....	124
4.3. Recomendaciones.....	125
BIBLIOGRAFÍA .....	111
ANEXOS .....	<b>¡Error! Marcador no definido.</b>

# CAPÍTULO I

## INTRODUCCIÓN

### 1.1 Petróleos de Venezuela

Petróleos de Venezuela es una corporación de la República Bolivariana de Venezuela, ésta es encargada de la exploración, producción, manufactura, transporte y mercadeo de los hidrocarburos, de manera eficiente, rentable, segura, transparente y comprendida con la protección ambiental, con la finalidad de afianzar el uso correcto de los recursos del país.

Esta empresa cumple con las actividades propias del negocio de los hidrocarburos y consta de cuatro procesos principales para cumplir con el éxito de dichas actividades: la exploración, explotación y producción, la refinación, manufactura y mercadeo. Cada uno de ellos desempeñando su labor particular. La exploración, explotación y producción consiste en el hallazgo del hidrocarburo, maximiza el valor económico a largo plazo de las reservas encontradas. Cabe destacar que existe una amplia relación entre las diferentes organizaciones de la producción como lo son: estudios integrados, reservas, la perforación, construcción, entre otras. La refinación es el proceso encargado de la transformación de los hidrocarburos en productos derivados como: gases, gasolina de motor, gasolina de aviación, kerosene, diesel, solventes, bases lubricantes, parafinas, combustible pesado y asfalto y lo realiza a través de las veintidós refinerías, divididas en tres complejos dentro del país y diecinueve en el resto del mundo.

En el proceso de comercialización se establecen las variaciones del mercado para garantizar los precios y el ingreso de la venta de los hidrocarburos de nuestro país. Finalmente como nueva opción del negocio de petróleos de Venezuela está el

procesamiento de gas, esta área cuenta con 147 billones de pies cúbicos en reservas probadas, lo que pasará a ocupar una parte importante del escenario energético mundial. Las reservas más importantes se encuentran costa afuera, en el norte de la Península de Paria y las de la Plataforma Deltana.

### 1.1.1 Refinería Puerto La Cruz

La refinería Puerto La Cruz es uno de los centros de procesamientos de crudo más importantes de PDVSA e integra un circuito de manufactura del petróleo extraído en los campos de los estados Monagas, Guárico y Anzoátegui. Abarca tres áreas operacionales: Puerto La Cruz, El Chaure y San Roque, ubicadas en el norte y centro del estado Anzoátegui (figura 1.1), con una capacidad total de procesamiento de crudos de 200 mil barriles por día (200 MBD), de los cuales se obtienen 73 mil barriles de gasolina y nafta, 12 mil barriles de kerosene-jet, 43 mil barriles de diesel y 73 mil barriles de residual, insumos y requeridos para la mezcla de combustibles comercializados en los mercados interno y de exportación

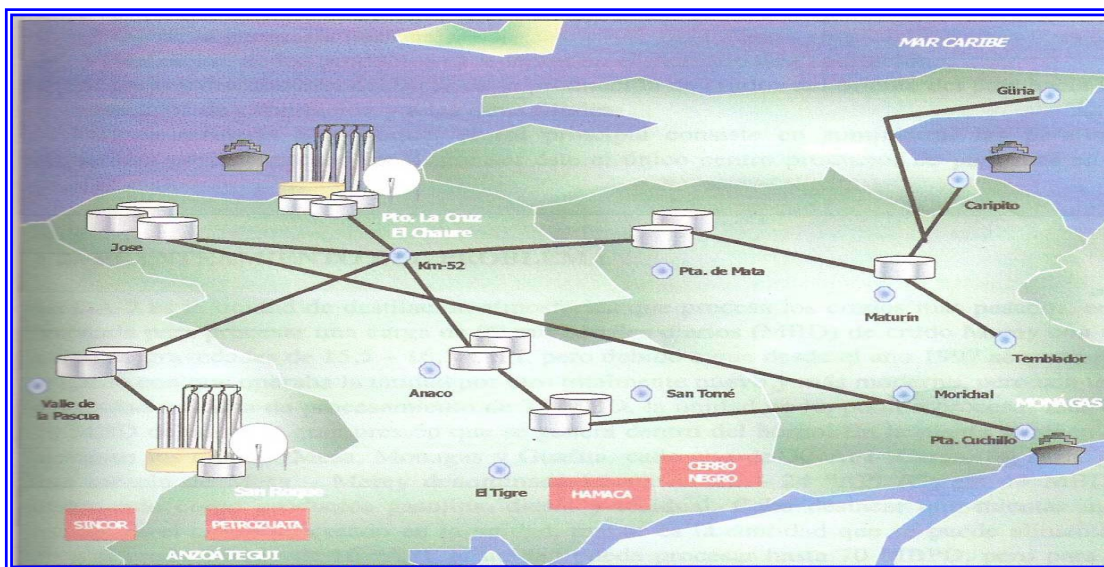


Figura 1.1. Red de conexión de la refinería Puerto La Cruz<sup>[1]</sup>

El manejo de estos ingentes volúmenes de producción requiere de 129 tanques de almacenamiento con capacidad para 13,5 millones de barriles de crudo y productos, que son despachados a otras partes del país y al extranjero por el terminal marino de Guaraguao, el cual admite en sus siete muelles un promedio de 55 buques mensuales, que pueden transportar 20,2 millones de barriles mensuales.

La refinería Puerto La Cruz tiene como finalidad principal abastecer la demanda de combustible del mercado interno oriental, exporta los productos excedentes dentro de la empresa, tales como el diesel con bajo contenido de azufre (menos de 10 ppm), nafta liviana, jet A-1, gasolina de 91 y 95 octanos, así como manejar la producción de crudos en el oriente del país. Está distribuida de la siguiente manera: destilación atmosférica, FCC, alquilación, fraccionamiento, hidrotratamiento, reformación de nafta, tratamiento de gases ácidos, servicios industriales, entre otros. Además de estas unidades, consta de dos zonas de recibo y entrega de crudos y productos llamadas Terminal de Almacenamiento y Embarque El Chaure (TAECH) y Terminal de Almacenamiento y Embarque Guaraguao (TAEG), este último se subdivide en patio de tanques refinería y patio de tanques cerro de carga donde se efectúa la recepción, almacenaje y entrega del crudo de las cinco troncales T-51, T-52, T-53, T-54 Mesa y T-54 Santa Bárbara, que reciben crudo Merey, Mesa 28, Anaco Wax, Mesa 30 y Santa Bárbara respectivamente. Luego de esto, parte de este crudo pasa a los siete muelles que conforman el terminal marino.

La refinería Puerto La Cruz inicia su construcción en el año 1948 por medio de la empresa Vengref, para 1950 se inicia el funcionamiento de la planta con la unidad de destilación atmosférica DA-1 para procesar 44 mil barriles diarios, por causas de mejoras hechas a la planta se aumentó su capacidad hasta 80 mil barriles por día. Luego en 1957 se instala la unidad de destilación atmosférica DA-2, con capacidad para procesar 65 MBD, y la unidad de destilación y desintegración catalítica con capacidad de 9 MBD. La unidad de alquilación se pone en funcionamiento en el año

1962, modificando el patrón de refinación, teniendo esta unidad una capacidad de procesamiento de 2,4 MBD.

Las plantas de control ambiental, la unidad despojadora de aguas agrias, el sistema de tratamiento de gases, la unidad de neutralización de afluentes ácidos y la unidad recuperadora de azufre, inician su construcción en el año 1985. El sistema de tratamiento de gases (STG) para remover los gases combustibles y los compuestos sulfurosos para convertirlos en azufre líquido elemental inicia su servicio en 1988.

Años más tarde se inician los tratamientos de efluentes de procesos, conocida como planta STEP, con una capacidad de procesar diariamente de 7 mil metros cúbicos de aguas industriales. Dos años más tarde se crea la Gerencia de Seguridad de los Procesos (GSP). En el año 2001 se inicia la construcción del proyecto de Valorización de Corrientes (Valcor).

La unidad de separación de nafta (unidad 03), consiste en dos unidades: la unidad 051 y la unidad 052, la cual es una unidad nueva; cada una consta de una columna de fraccionamiento, las cuales operarán en paralelo, la E-101 y la D-0322 respectivamente (figura 1.2).

La alimentación a la unidad de separación de nafta se recolecta desde tres unidades de destilación atmosférica de crudo: DA-1, DA-2 y DA-3. La alimentación combinada se recoge en el tambor de mezcla D-0321 y se bombea hacia las dos torres de fraccionamiento E-101 y D-0322. La nafta estabilizada desde el fondo de la torre DA-6 (columna estabilizadora de nafta de la unidad DA-1) contiene nafta de la unidad DA-1 y de la unidad destiladora de crudo DA-2. Si es deseado para la conservación de energía, un sistema de tuberías permite pasar directamente a la torre de la unidad 051 nafta estabilizada caliente de la unidad DA-1. Los cortes de nafta

liviana y pesada pueden ser enviados a unidades aguas abajo en una condición caliente o fría y enviados a tanques de almacenaje intermedios.

La columna de separación de nafta E-101 de la unidad 051, procesa un total de 12,6 MBD de nafta proveniente del tambor acumulador de alimentación D-0321 de la unidad 052. En el caso de diseño la alimentación al separador E-101 es de 21,3 MBD, lo cual requirió que la columna y auxiliares fuesen reformados.

El producto de tope de los separadores E-101 y D-0322 se bombea al almacenaje por separado. El producto de fondo del separador E-101 se mezcla con el producto de fondo del separador D-0322 y la corriente compuesta se carga a la unidad 19 (unidad hidrotadora de nafta) y la unidad 20 (unidad de reformación)

La unidad 052 es completamente nueva e incluye un tambor acumulador de alimentación (D-0321), una torre de fraccionamiento (D-0322) y enfriadores de productos. El tambor de alimentación y los enfriadores de productos se usan en la operación paralela de los separadores E-101 y D-0322.

El separador D-0322 procesa un total de 18,9 MBD de una mezcla de nafta de destilación directa de las unidades de destilación atmosférica DA-1, DA-2, y nafta de los tanques TK-56x6, TK-56x7, que poseen nafta de la unidad DA-3. La alimentación es dividida entre el separador E-101 y la columna D-0322, con 60% de carga a la torre D-0322 y el 40% de carga a la torre E-101. Este es el caso para la operación intermedia. En el caso diseño la alimentación al separador D-0322 es de 25,05 MBD. El flujo mínimo de operación hacia la unidad de reformación es de 25 MBD producto de la combinación de los productos de fondo de ambos separadores<sup>[2]</sup>.





Debido a las modificaciones realizadas a la unidad 051 para que pudiese trabajar en paralelo con la unidad 052, fue necesario actualizar los diagramas de flujo de procesos, los diagramas de tubería e instrumentación de ambas plantas y el manual de operación de dicha unidad para establecer el recorrido de los flujos y las condiciones reales de las mismas, a pesar de ser actualizada la nomenclatura de los equipos de la unidad 051, aún se emplea la nomenclatura vieja, por ello la diferencia entre los nombres de las columnas y otros equipos.

El área a estudiar está comprendida por las torres E-101 y D-0322, de la unidad fraccionadora de nafta de la refinería Puerto La Cruz. Se recopiló la configuración mecánica de las columnas (diámetro, tipo y características de los platos, número de platos, etc.) y determinaron las características de operación, que incluye valores de presiones, temperaturas, flujos y calidad de los productos, como: la curva de destilación ASTM D-86, gravedad API, presión de vapor y contenido de benceno, los cuales servirán de base para los cálculos que permitirán identificar las desviaciones presentes. Seguidamente, se evaluará el funcionamiento de las columnas destiladoras a condiciones de operación y a la máxima capacidad, a través de la simulación en PRO/II 8.1, estimando los límites máximos de operación como: inundación y llenado del bajante según el tipo de plato de cada torre.

Las principales fuentes de información disponibles son el Explorador de Proceso *Aspen Explorer*, las observaciones en campo, los planos y hojas de especificación y los análisis de laboratorio, para la determinación de las propiedades fisicoquímicas de las sustancias (nafta de alimentación, nafta liviana y pesada). Se simularán las torres con la ayuda del simulador PRO/II 8.1 basado en datos de diseño y de operación, además se dispondrá del asistente Microsoft Excel para el procesamiento de datos, debido a su fácil manejo en la realización de cálculos.

## **1.3 Objetivos**

### **1.3.1 General**

Evaluar la capacidad máxima de operación de las columnas E-101 y D-0322 de la unidad fraccionadora de nafta de la refinería Puerto La Cruz.

### **1.3.2 Específicos**

1.3.2.1.- Realizar la actualización de los diagramas de flujo de proceso (DFP), los diagramas de tubería e instrumentación (DTI) y el manual de operación de la unidad fraccionadora de nafta.

1.3.2.2.- Validar el modelo de simulación de proceso de las columnas fraccionadoras de nafta para la condición de operación.

1.3.2.3.- Estudiar el funcionamiento de las torres E-101 y D-0322 con las condiciones actuales de operación.

1.3.2.4.- Comparar el funcionamiento de las torres E-101 y D-0322 con la carga actual y a su máxima capacidad de procesamiento para la estimación de los límites de operación.

## CAPÍTULO II

### MARCO TEÓRICO

#### 2.1. Antecedentes

En el año 2002, Moreno<sup>[3]</sup>, evaluó la información de seguridad de los procesos de las unidades de destilación atmosférica DA-2, DA-3 y la unidad redestiladora de gasolina 051 en la refinería Puerto La Cruz. Para ello actualizó los diagramas de flujo de procesos y los diagramas de tuberías e instrumentación de cada una de las unidades, estableció los límites de operación segura para los equipos asociados al proceso, a través de los datos de diseño y normas de PDVSA, definió los rangos de operación para las variables de proceso (temperatura, presión, flujo y nivel) para cada equipo directamente en campo y a través del explorador de procesos Aspen Process Explore®, el cual está conectado a la base de datos de la sala de control, finalmente elaboró un manual de Información de Seguridad de los Procesos (ISP) para cada una de las unidades.

En el 2004, Luna<sup>[4]</sup>, evaluó la máxima capacidad de operación en la unidad de Destilación Atmosférica DA-2 con una alimentación de crudo 100% Leona para establecer las limitaciones existentes en el tren de precalentamiento de crudo, la torre fraccionadora y equipos asociados, utilizando el paquete de simulación PRO II/Provision, ya que en esta unidad se procesaba crudo 100% Merey en modo desalación (características diferentes) y en el Proyecto Valcor (Valorización de Corriente) se tenía contemplado el procesamiento de crudo 100% Leona con un flujo estipulado de 50 MBD para mediados de 2004. Con este estudio, concluyó que la columna fraccionadora presentaría inundación, las bombas operarían a flujos muy por debajo del punto de mayor eficiencia, sufriendo mayor desgaste y los condensadores de tope operarían a condiciones muy por encima de las de diseño.

En 2008, Buriel<sup>[5]</sup>, evaluó las condiciones operacionales y máximas de la unidad de Destilación Atmosférica DA-3 de la refinería El Chaure-PDVSA, Puerto la Cruz con una alimentación 75% Santa Bárbara y 25% Anaco Wax. Verificó las desviaciones en los parámetros del tren de precalentamiento, la torre fraccionadora V-3 y equipos asociados, utilizando el paquete de simulación PRO II/Provision, en el cual elaboró un esquema de la unidad, simulando con las características físicas de diseño y a condiciones de operación, evaluó el funcionamiento de la planta con la carga actual y a su máxima capacidad para la estimación de los límites de operación de la torre V-3, la cual presentaría eventual inundación en ambos casos. Las bombas P-2, P-7 y P-9 operarían fuera del punto de diseño, sin embargo, estarían dentro del rango seguro de operación.

Para la realización de este proyecto se actualizaron los diagramas de flujo de proceso y los diagramas de tubería e instrumentación de las unidades 051 y 052, de manera análoga a lo realizado por Moreno, también se establecieron las limitaciones operacionales existentes en las torres fraccionadoras de nafta E-101 y D-0322 ante un incremento de carga. A diferencia del autor citado se actualizó el manual de operación de la unidad 03 (unidades 051 y 052) y se elaboró un modelo de simulación para realizar una evaluación hidráulica de las columnas en PRO II/Provision como lo realizado por Luna y Buriel. Este proyecto tiene como finalidad la evaluación de la capacidad máxima de procesamiento de las torres redestiladoras de gasolina de la unidad separadora de nafta.

## **2.2 Destilación continua**

La destilación es una operación unitaria líquido-vapor, donde mediante el suministro de calor a una mezcla líquida de componentes con diferentes puntos de ebullición ocurre la separación física de dos o más productos, generándose vapor con una concentración de los componentes más volátiles (menor punto de ebullición),

mayor que la del líquido resultante, donde la concentración más alta corresponde a los componentes menos volátiles (mayor punto de ebullición). En condiciones estables, el vapor estará en equilibrio con el líquido. Si el vapor resultante posteriormente se enfría, la fracción de los componentes de mayor volatilidad presentes en él, tienden a condensarse en mayor proporción que los menos volátiles<sup>[6]</sup>.

Los procesos de separación alcanzan sus objetivos mediante la creación de dos o más zonas que coexisten y tienen diferencia de temperatura, presión, composición y fase. Cada especie molecular de la mezcla que se va a separar reaccionará de modo único ante los diversos ambientes presentes en esas zonas. Por lo tanto, conforme el sistema se desplaza hacia el equilibrio, cada especie establecerá una concentración diferente en cada zona y esto da como resultado una separación de las especies.

La destilación utiliza la fase vapor y líquida, esencialmente a la misma condición de presión y temperatura. Se utilizan diferentes tipos de dispositivos como columnas de empaques y de bandejas o platos, para que las fases permanezcan en contacto continuo.

El material de alimentación que se debe separar en fracciones se introduce en uno o más puntos a lo largo de la columna. El líquido desciende, cayendo en cascada de plato a plato, mientras que el vapor asciende por la columna para entrar en contacto con el líquido en cada uno de los platos. El líquido que llega al fondo de la columna se vaporiza parcialmente en un rehervidor para proporcionar vapor a la columna. El resto del líquido se retira como producto de fondo. El vapor que llega a la parte superior de la columna se enfría y condensa en el condensador superior. Parte de este líquido regresa a la columna como reflujo, para proporcionar un derrame de líquido. El restante se retira como producto de destilado o superior<sup>[7]</sup>.

### **2.2.1 Destilación binaria**

Es la separación de una mezcla líquida de dos componentes con diferentes puntos de ebullición, donde mediante el suministro de calor, ocurre la separación física, como por ejemplo alcohol y agua, metanol y agua, normal butano e iso butano, etc.

### **2.2.2 Destilación multicomponente**

Es una operación unitaria gas-líquido de una mezcla que contiene más de dos compuestos perfectamente identificados o cuyas propiedades sean fácilmente determinadas, como por ejemplo mezclas de tres componentes conformadas por benceno, tolueno y xileno o mezclas de propano, iso butano, normal butano, normal pentano, iso pentano y naftas.

### **2.2.3 Destilación compleja**

Todas las operaciones de separación requieren un suministro de energía en forma de calor o trabajo. En la operación convencional de destilación, la energía requerida para la separación de las especies se agrega en forma de calor, al rehervidor, en el fondo de la columna, donde la temperatura es máxima. Además se elimina calor del condensador, en la parte superior de la columna, donde la temperatura es mínima. Con frecuencia esto da por resultado un requerimiento elevado de suministro de energía y una baja eficiencia termodinámica general, que tenía poca importancia cuando los costos de la energía eran bajos.

Con el reciente incremento de los costos de energía, las operaciones complejas de destilación que tienen una eficiencia termodinámica más elevada y menores requerimientos de suministro de energía se están revisando. En algunos casos, toda o

parte de la energía se suministra como trabajo. Las operaciones complejas de destilación pueden utilizar columnas sencillas, o dos o más columnas que están térmicamente unidas<sup>[8]</sup>.

Por otro lado, dependiendo de cómo se logra la separación de los componentes de una mezcla, el proceso se clasifica en:

#### **2.2.4 Destilación de equilibrio o instantánea (flash)**

En este proceso, que se verifica en una sola etapa, la mezcla líquida se vaporiza parcialmente. Se permite que el vapor establezca un equilibrio con el líquido, y entonces se separan las fases de vapor y de líquido. Esto se puede hacer por lotes o en régimen continuo.

En la figura 2.1 se muestra el esquema de una vaporización parcial de la mezcla binaria de los componentes A y B que fluyen a velocidad  $F$  mol/h. La mezcla alcanza su equilibrio y entonces se separa.

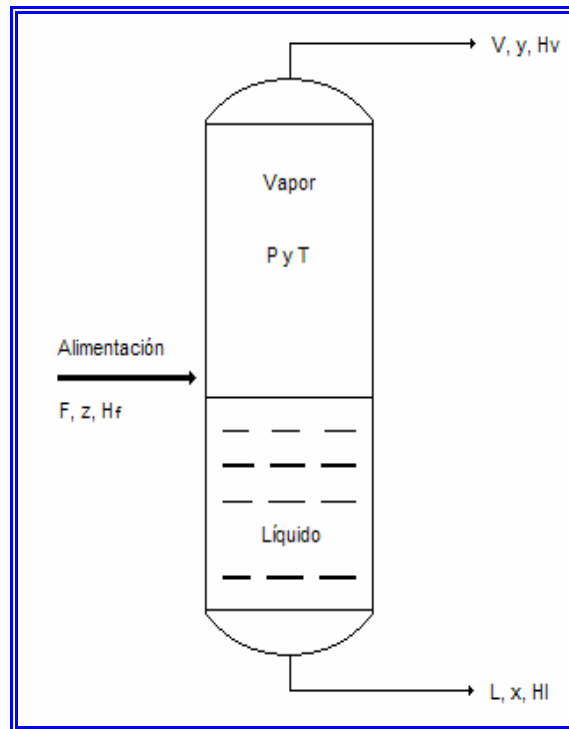
La composición de  $F$  es  $x_F$  fracción mol de A. El balance total de material con respecto al componente A es el siguiente:

$$F x_F = V y + L x \quad (\text{Ec. 2.1})$$

Puesto que  $L = F - V$ , la ecuación se transforma en<sup>[9]</sup>:

$$F x_F = V y + (F - V) x \quad (\text{Ec. 2.2})$$





**Figura 2.1.** Destilación en equilibrio o instantánea (flash).

### 2.2.5 Destilación simple por lotes o diferencial

En este tipo de destilación, primero se introduce líquido en un recipiente de calentamiento. La carga líquida se hierve lentamente y los vapores se extraen con la misma rapidez con que se forman, enviándolos a un condensador donde se recolecta el vapor condensado (destilado). La primera porción de vapor condensado es más rica en el componente más volátil A. A medida que se procede con la vaporización, el producto vaporizado es más pobre en A.

En la figura 2.2 se muestra un destilador simple. La operación se inicia introduciendo en el destilador una carga de  $L_1$  moles de componentes A y B con una composición  $x_1$  fracción mol de A<sup>[9]</sup>.

En un momento dado, habrá  $L$  moles de líquido remanentes en el destilador con una composición  $X$  y la composición del vapor que se desprende en equilibrio es  $Y$ . Se ha vaporizado entonces una cantidad diferencial  $dL$ <sup>[9]</sup>.

La composición del recipiente varía con el tiempo. Para determinar la ecuación de este proceso, se supone que se vaporiza una cantidad pequeña  $dL$ . La composición del líquido varía de  $x$  a  $x - dx$  y la cantidad de líquido de  $L$  a  $L - dL$ .

Se hace un balance de materiales con respecto a  $A$ , donde la cantidad original = cantidad remanente en el líquido + cantidad de vapor.

$$Lx = (x-dx)(L-dL) + ydL \quad (\text{Ec. 2.3})$$

Efectuando la multiplicación del lado derecho:

$$Lx = Lx - xdL - Ldx + dx dL + ydL \quad (\text{Ec.2.4})$$

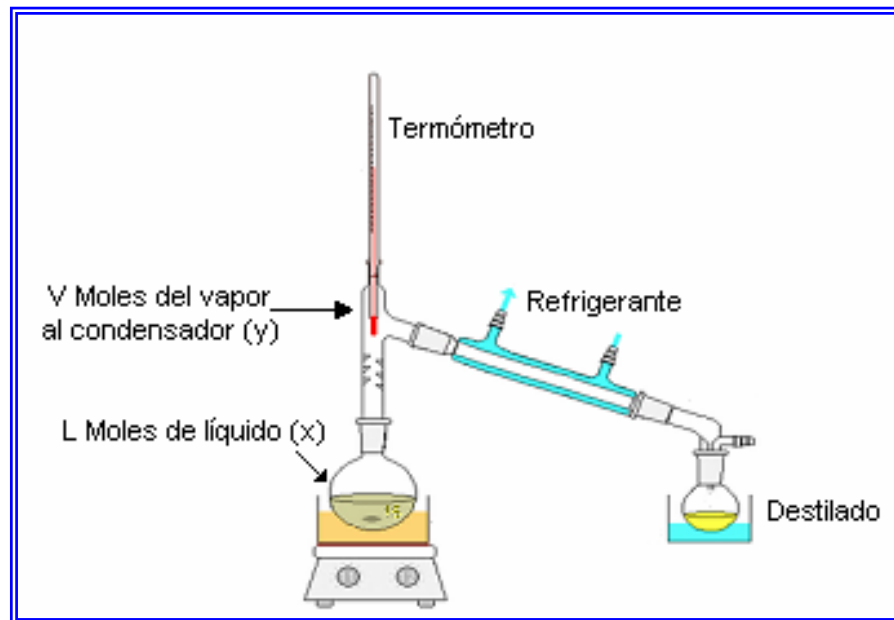
Despreciando el término  $dx dL$  y reordenando:

$$\frac{dL}{L} = \frac{dx}{y - x} \quad (\text{Ec. 2.5})$$

Integrando:

$$\int_{L_2}^{L_1} \frac{dL}{L} = \ln \frac{L_1}{L_2} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{y - x} \quad (\text{Ec. 2.6})$$

Donde  $L_1$  son los moles originales cargados,  $L_2$  son los moles remanentes en el destilador,  $x_1$  es la composición original y  $x_2$  es la composición final del líquido<sup>[9]</sup>.



**Figura 2.2.** Destilación simple por lotes o diferencial<sup>[10]</sup>.

### 2.2.6 Destilación fraccionada

La destilación fraccionada o continua, se emplea principalmente cuando es necesario separar líquidos con punto de ebullición cercanos. Se basa en una alimentación regulable y continua de la mezcla a separar, introduciéndola en una columna o torre de destilación, donde se separan los componentes de una mezcla de forma continua en las distintas fracciones, saliendo por la parte superior la fracción más ligera o de menor punto de ebullición, por el fondo la fracción más pesada y a diferentes alturas de la columna las distintas fracciones que se quieren obtener dependiendo de su punto de ebullición<sup>[11]</sup>.

La columna de fraccionamiento permite un mayor contacto entre los vapores que ascienden con el líquido condensado que desciende, por la utilización de diferentes "platos". Esto facilita el intercambio de calor entre los vapores (que ceden) y los líquidos (que reciben). Este a su vez produce un intercambio de masa, donde los

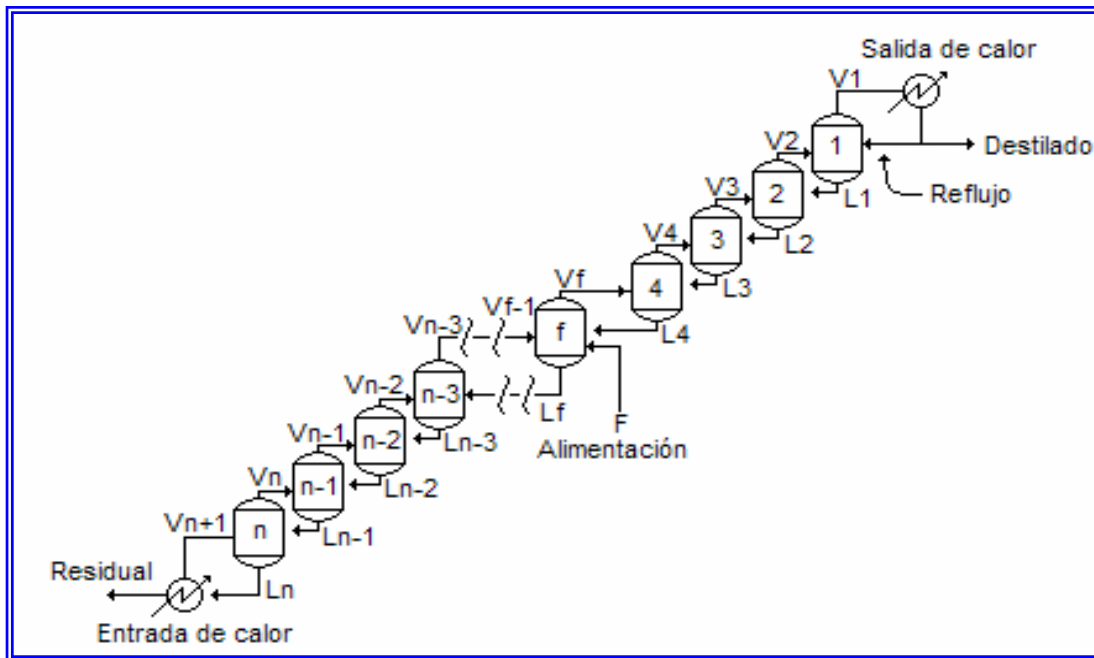
líquidos con menor punto de ebullición se convierten en vapor, y los vapores con mayor punto de ebullición pasan al estado líquido<sup>[10]</sup>.

El objetivo final de un proceso de destilación es separar los componentes de una mezcla y obtener productos con ciertas especificaciones de calidad, las cuales generalmente están definidas por los clientes en el mercado o por un proceso aguas abajo.

Si una mezcla líquida se somete a destilación en una sola etapa como se muestra en la figura 2.1, y las corrientes a la salida no cumplen con las especificaciones requeridas, es posible lograrlo si tanto el vapor como el líquido que salen en equilibrio se someten a procesos sucesivos similares; el vapor resultante estará con un alto contenido del o los componentes más livianos (menor punto de ebullición), y en el líquido se encontrará las mayores concentraciones de componentes más pesados (mayor punto de ebullición).

En la figura 2.3, se muestra un esquema que ilustra lo antes descrito, donde se observan “n” etapas de equilibrio en serie. El vapor que sale de la etapa de alimentación F empieza a ascender hasta llegar una etapa donde se somete a enfriamiento y condensación, obteniendo un líquido en su punto de ebullición del cual una parte se retira como producto o destilado, y el resto se retorna como reflujo que al ponerse en contacto en cada etapa con el vapor que sube, le retira parte de los componentes pesado e incrementa la concentración de los componentes livianos, conociéndose este proceso como rectificación o enriquecimiento. Por otro lado, el líquido que sale de la etapa de alimentación F, continúa bajando de etapa en etapa, hasta un punto donde se le suministra energía para vaporizar una parte y retirar el líquido restante como producto de fondo o residual; el vapor se retorna a las etapas anteriores donde entra en contacto con el líquido que desciende, retirándole parte de los componentes livianos que contiene, conociéndose esto como despojamiento o

agotamiento, que unido a la rectificación constituyen el proceso de fraccionamiento<sup>[12]</sup>.



**Figura 2.3.** Fraccionamiento en etapas sucesivas

### 2.3 Destilación del petróleo

El petróleo crudo, como viene de los pozos rara vez puede usarse directamente. El valor del crudo consiste en la cantidad de productos que se pueden obtener de él.

El grado de separación se puede definir en términos de la pureza del producto o de la recuperación de un componente. A mayor separación, mayor será la recuperación en el fondo de la brecha (GAP), del solapado (OVERLAP) y del índice de separación (SI). El SI es una medida del grado de separación entre dos cortes (porción de un crudo que ebulle dentro de ciertos límites de temperatura) sucesivos. Se define como la pendiente de la curva de distribución en el punto correspondiente

al 50% recuperado de esta curva; se mide en temperatura en grados Fahrenheit por porcentaje de destilado (°F vs %). Se relaciona con los puntos de corte ASTM a través de los conceptos de GAP y OVERLAP. El GAP define el grado de separación entre dos fracciones adyacentes. Se obtiene restándole a la temperatura ASTM de 5% en volumen de fracción pesada adyacente la temperatura ASTM del 95% en volumen de corte liviano. A mayores valores de GAP se tiene mayor grado de separación entre los cortes, ocurriendo un solapamiento (OVERLAP) entre estos. Cuando los puntos inicial y final de dos cortes adyacentes son iguales se dice que no hay “GAP/OVERLAP”. El concepto de GAP está relacionado con el índice de separación; a mayor valor de SI, mayor valor de GAP.

En forma más restringida el término fraccionamiento o rectificación continua es una destilación de contracorriente y en etapas múltiples, en la cual una mezcla de vapores se pone en contacto con líquidos que tienen casi su misma composición. Los líquidos se encuentran en su punto de ebullición y por lo tanto parte del vapor se condensa y parte del líquido se evapora durante cada contacto. Mediante una serie de contactos el vapor se enriquece en componentes de bajo punto de ebullición y el líquido a su vez, en componentes de alto punto de ebullición. Los platos ubicados encima de la alimentación se llaman platos rectificadores y el conjunto se llama sección rectificadora de la columna y los platos por debajo del plato de alimentación forman la sección de agotamiento. Estos últimos no trabajan como platos de agotamiento a menos que el calor se suministre en la base de la columna. Como generalmente no es factible usar un rehervidor en una torre de crudo, la mayor parte de las columnas de petróleo no tienen esta sección.

Los platos situados bajo la alimentación en las columnas de petróleo son, por lo general, platos de separación por arrastre con vapor de agua (*stripping plates*), una excepción es la estabilizadora de gasolina natural, en la cual la gasolina estabilizada

que se encuentra en la base de la columna se calienta mediante un serpentín de vapor de agua<sup>[13]</sup>.

Se ha establecido que el petróleo crudo es una mezcla de muchos hidrocarburos que varían de tipo, peso molecular y punto de ebullición. No es práctico separar el petróleo crudo en hidrocarburos puros. El consumidor necesita productos del petróleo que tengan estrechos límites de ebullición. En su mayor parte el petróleo es refinado por destilación para producir los siguientes productos:

- ◆ Gas.
- ◆ Gasolina.
- ◆ Kerosene.
- ◆ Naftas.
- ◆ Aceite de calefacción.
- ◆ Bases para lubricantes.
- ◆ Aceites combustibles.
- ◆ Gasoil para alimentación de unidades de desintegración catalítica.
- ◆ Asfaltos.
- ◆ Productos especiales.

Las torres de fraccionamiento de petróleo se hacen trabajar como columnas de extracción múltiple, es decir, que se extraen varios productos de los platos intermedios. En estos platos el fraccionamiento no es perfecto, porque una parte del vapor que pasa por ellos forma parte del producto de tope y por lo tanto los productos que retiran de dichos platos intermedios contienen algo de este material, por cuya razón se destilan por arrastre con vapor de agua en columnas auxiliares llamadas despojadores.

### **2.3.1 Destilación atmosférica**

La destilación atmosférica en la ingeniería del petróleo, es el primer proceso que se encuentra en una refinería. El petróleo que se recibe por oleoductos o barcos desde las instalaciones de producción, se almacenan en tanques de gran tamaño, donde se bombea a las instalaciones de este proceso. El petróleo se calienta en equipos especiales y pasa a una columna de destilación que opera a presión atmosférica, en la que aprovechando la diferencia de volatilidad de los componentes, se logra una separación en diversas fracciones, que incluyen gas de refinería, gas licuado del petróleo, nafta, querosén, gasóleo, y un residuo conformado por los compuestos más pesados que no llegaron a evaporarse<sup>[14]</sup>.

### **2.3.2 Destilación al vacío**

La destilación al vacío es la operación complementaria de destilación del crudo procesado en la unidad de destilación atmosférica, que no se vaporiza y sale por la parte inferior de la columna de destilación atmosférica. El vaporizado de todo el crudo a la presión atmosférica necesitaría elevar la temperatura por encima del umbral de descomposición química y eso, en esta fase del refinado de petróleo, es indeseable.

El residuo atmosférico o crudo reducido procedente del fondo de la columna de destilación atmosférica, se bombea a la unidad de destilación al vacío, se calienta generalmente en un horno a una temperatura inferior a los 400 °C, similar a la temperatura que se alcanza en la fase de destilación atmosférica, y se introduce en la columna de destilación. Esta columna trabaja a vacío, con una presión absoluta de unos 20 mm de Hg, por lo que se vuelve a producir una vaporización de productos por efecto de la disminución de la presión, pudiendo extraerle más productos ligeros sin descomponer su estructura molecular.



En la unidad de vacío se obtienen solo tres tipos de productos:

- Gas Oil Ligero de vacío (GOL)
- Gas Oil Pesado de vacío (GOP)
- Residuo de vacío.

Los dos primeros, GOL y GOP, se utilizan como alimentación a la unidad de craqueo catalítico después de desulfurarse en una unidad de hidrodesulfuración (HDS). El producto del fondo, residuo de vacío, se utiliza principalmente para alimentar a unidades de craqueo térmico, donde se vuelven a producir más productos ligeros y el fondo se dedica a producir fuel oil, o para alimentar a la unidad de producción de coque. Dependiendo de la naturaleza del crudo el residuo de vacío puede ser materia prima para producir asfaltos<sup>[10]</sup>.

### **2.3.3 Nafta**

La nafta también conocido como éter de petróleo, es un derivado del petróleo extraído por destilación directa, utilizado principalmente como materia prima de la industria petroquímica (nafta petroquímica o nafta no energética), en la producción de alquenos, como etileno y propileno, así como de otras fracciones líquidas como benceno, tolueno y xilenos. En la industria química se usa como disolvente.

La nafta energética es utilizada para producir gasolina de alto octanaje, mediante el proceso de reformado catalítico y para la generación de gas de síntesis (Sintegas o Syngas), que es utilizado a su vez en la producción de gas doméstico. La nafta también se obtiene a partir de la conversión de fracciones pesadas del petróleo (gasoil de vacío) en unidades de proceso denominadas FCC (craqueo catalítico fluidizado) o hidrocráquer. La gasolina es una mezcla de cientos de hidrocarburos

individuales desde  $C_4$  (butanos y butenos) hasta  $C_{11}$  como, por ejemplo, el metilnaftaleno.

Nafta es un combustible altamente volátil, muy inflamable y es utilizado, sobre todo, como combustible para motores a explosión. Su poder calorífico es  $11.000 \text{ kcal/kg} = 44,4 \text{ MJ/kg}^{[15]}$ .

Es la fracción líquida más ligera del petróleo (exceptuando los gases). Normalmente se considera nafta a la fracción del petróleo cuyo punto de ebullición se encuentra aproximadamente entre  $28$  y  $177$  °C (umbral que varía en función de las necesidades comerciales de la refinería). A su vez, este subproducto se subdivide en nafta ligera (hasta unos  $100$  °C) y nafta pesada obtenida con un punto final de  $150$  °C a  $180$  °C. La nafta ligera es uno de los componentes de la gasolina, con un número de octano en torno a  $70$ . La nafta pesada no tiene la calidad suficiente como para ser utilizada para ese fin, y su destino es la transformación mediante reformado catalítico, proceso químico por el cual se obtiene también hidrógeno, a la vez que se aumenta el octanaje de dicha nafta.

Además de la nafta reformada y la nafta ligera, otros componentes que se usan en la formulación de una gasolina comercial son la nafta de FCC, la nafta ligera isomerizada, la gasolina de pirólisis desbencenizada, butano, butenos, MTBE, ETBE, alquilato y etanol. Las fórmulas de cada refinería suelen ser distintas (incluso perteneciendo a las mismas compañías), en función de las unidades de proceso de que dispongan y según sea verano o invierno. La nafta si no está refinada puede tener hasta  $1.000$  ppm de azufre. Tiene alrededor de un  $40\%$  de aromáticos y  $20\%$  de olefinas. Sus números de octano (MON/RON) están en torno a  $80/93$ .

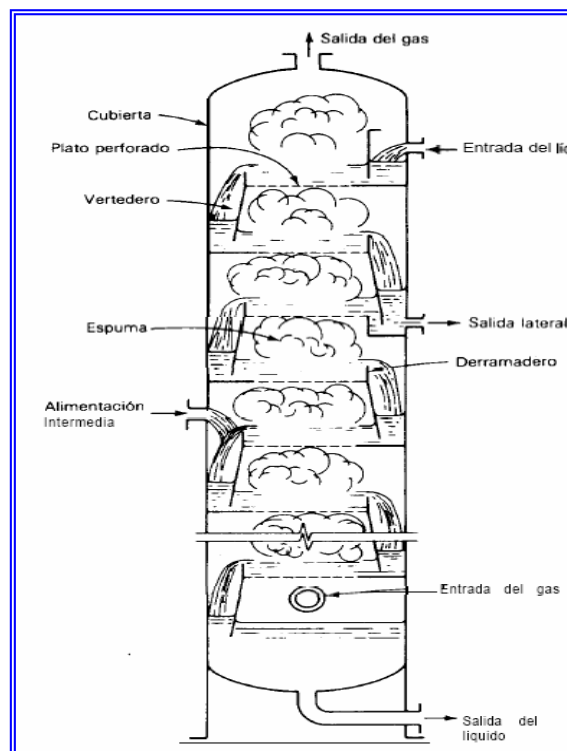
La nafta ligera isomerizada (isomerato) se obtiene a partir de la nafta ligera de destilación directa, mediante un proceso que usa catalizadores sólidos en base

platino/aluminio o zeolíticos. Es un componente libre de azufre, benceno, aromáticos y olefinas, con unos números de octano (MON/RON) en torno a 87/89<sup>[16]</sup>.

## 2.4 Torres de destilación

### 2.4.1. Columnas de platos

Las torres de platos son las que más se usan en la industria, para la refinación del petróleo. Se han propuesto y construido muchos diseños diferentes para los platos. El vapor debe entrar en el plato con una distribución relativamente uniforme, debe hacer contacto con el líquido íntimamente y debe desprenderse del líquido con suficiente rapidez. En la figura 2.4 se puede observar una torre de platos perforados<sup>[17]</sup>.



**Figura 2.4.** Sección esquemática de una torre de platos perforados<sup>[17]</sup>

### **2.4.2. Columnas empacadas**

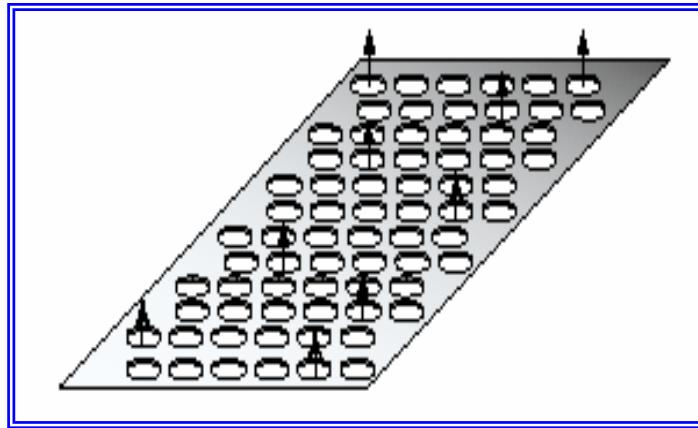
La columna empacada es un dispositivo simple en comparación con las columnas de platos. Una columna común consiste en un envolvente cilíndrico que contiene un plato, el soporte para el material de empaque, es un dispositivo de distribución de líquido, diseñado para proporcionar la irrigación eficaz del empaque. Se pueden agregar dispositivos para proporcionar una redistribución del líquido que se puede encauzar hacia debajo de la pared. Las columnas empacadas deben tener una buena distribución inicial del líquido a través de la sección transversal de la columna y una redistribución del líquido a diferentes intervalos de altura, que disminuyen al incrementarse el diámetro de la columna<sup>[11]</sup>.

### **2.4.3. Dispositivos internos de una torre**

#### **2.4.3.1. Tipos de platos**

##### **a) Platos perforados**

Es el tipo de plato más sencillo. Consiste en una placa metálica de agujeros de 3 a 13 milímetros, espaciados en forma regular, sobre la cual fluye el líquido en forma transversal y el gas pasa en forma ascendente a través de las perforaciones (figura 2.5). Este tipo de plato está sujeto a inundaciones debido a la elevación del líquido en los vertederos, o a un excesivo arrastre de líquido en el gas, por espumado. Una desventaja del plato perforado es que a bajas velocidades del gas, el líquido fluye por las perforaciones (lagrimeo), y reduce la eficiencia del plato. Son los platos más económicos y tienen como ventaja que pueden utilizarse en servicios sucios o corrosivos, siempre y cuando se utilicen los orificios grandes (19–25 mm). Además, ofrecen alta capacidad y eficiencia con moderada caída de presión<sup>[17]</sup>.



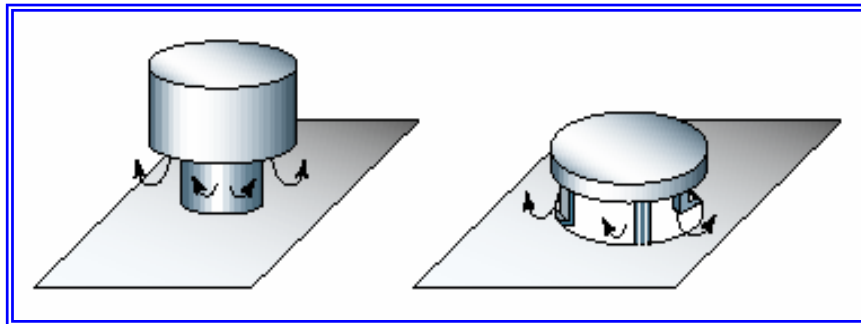
**Figura 2.5.** Plato perforado<sup>[18]</sup>.

#### **a) Platos con copas de burbujeo**

En este plato el gas fluye hacia arriba por un elevador central o chimenea, hasta un punto sobre el líquido donde invierten la dirección del flujo, causando su salida en forma de chorro en el líquido, a través de ranuras ubicadas en el lado inferior de la copa de burbujeo (figura 2.6).

Los platos con copas de burbujeo ofrecen la ventaja que pueden manejar rangos muy amplios de flujo de líquido y gas, dando buena eficiencia y flexibilidad. Como desventaja, tienen la caída de presión, alto costo y menor capacidad que en los platos de válvula y los perforados. Se utilizaron exitosamente en la industria química y del petróleo hasta principios de los años 50, cuando fueron desplazados por otros dispositivos de menor costo (platos tipo válvula y perforado).

Actualmente son raramente utilizados, sin embargo puede considerarse su aplicación cuando los requerimientos de flexibilidad son grandes, y en aquellos servicios donde la corrosión y el ensuciamiento de los platos tipo válvula son considerados un problema serio<sup>[17]</sup>.

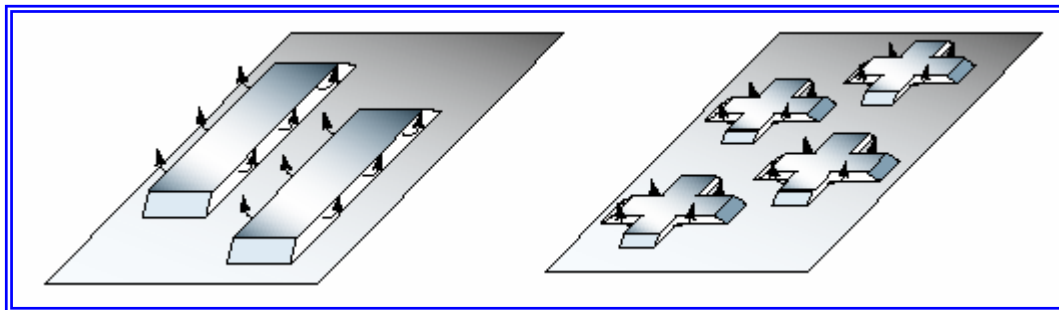


**Figura 2.6.** Platos de casquetes de burbujeo<sup>[18]</sup>.

### b) Platos de válvula

Estos son platos con grandes aberturas variables (35–40 mm de diámetro) para el flujo de gas. Las perforaciones están cubiertas con válvulas móviles que se elevan cuando aumenta el flujo de gas. A bajas velocidades del gas, la válvula se cierra asentándose sobre la perforación, reduciendo la tendencia al lagrimeo, siendo su principal ventaja de buena operación a bajos flujos (figura 2.7).

Su costo es ligeramente superior al de los platos perforados, sin embargo, pueden trabajar en mayores intervalos de operación con eficiencias y caídas de presión comparables a las de los platos perforados. Los platos tipo válvula no son recomendados para servicios sucios, corrosivos o con formación de coque<sup>[17]</sup>.



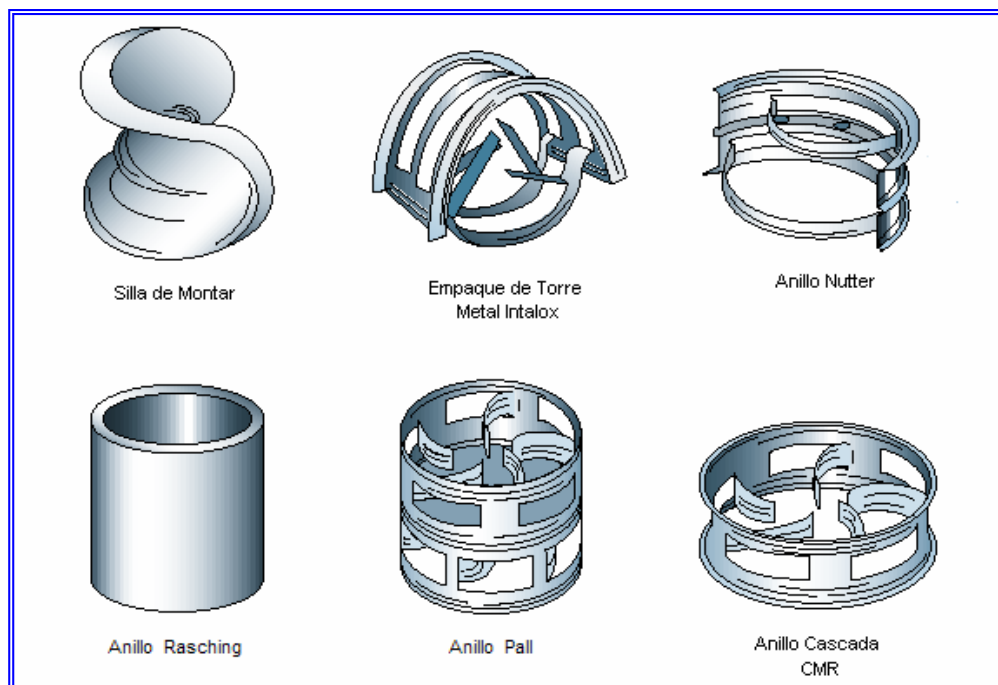
**Figura 2.7.** Plato de válvula fija<sup>[18]</sup>.

### 2.4.3.2 Bajantes

Estos pueden ser tuberías circulares o, de preferencia, simples partes de la sección transversal de la torre eliminadas para que el líquido baje verticalmente de un plato al siguiente. El bajante debe colocarse lo suficientemente cerca del plato inferior como para que se una al líquido en ese plato, y así se evita que el gas ascienda por el vertedero para acortar el camino hacia el plato superior<sup>[19]</sup>.

### 2.4.3.3 Empaques

El relleno de torres para ser colocado al azar se fabrica en formas tales que se adosan unos a otros dejando pequeños huecos entre ellos. Antes de 1915 se utilizaron como cuerpos de relleno coque o trozos de vidrio o cerámica rotos con formas al azar, por lo cual nunca dos torres se comportaban de la misma forma (ver figura 2.8).



**Figura 2.8.** Empaques de relleno desordenados.

En la actualidad los rellenos más ampliamente utilizados son: anillos de “Pall” modificados que tienen unas nervaduras exteriores para darle una mayor resistencia mecánica y numerosas protuberancias en el interior para promover la turbulencia y proporcionar más puntos para el paso de líquido, y monturas con bordes festoneados, orificios o protuberancias.

#### **2.4.3.4 Distribuidores**

El relleno, por sí solo, no conduce a una adecuada distribución del líquido de alimentación. Un distribuidor ideal tendría las siguientes características:

- Distribución uniforme del líquido.
- Resistencia a la oclusión y ensuciamiento.
- Elevada flexibilidad de operación (máximo intervalo entre el caudal máximo y mínimo con los que puede operar).
- Elevada área libre para el flujo de gas.
- Adaptabilidad a la fabricación con numerosos materiales de construcción.
- Construcción modular para una mayor flexibilidad de instalación<sup>[20]</sup>.

#### **2.5 Factores limitantes de la capacidad en columnas de destilación**

La capacidad se refiere a la cantidad de flujo de vapor y líquidos que pueden manejar los internos de una torre (platos o empaques), manteniendo una eficiencia estable. Cuando estos varían con respecto al flujo normal de operación, la capacidad puede verse afectada por los siguientes factores: inundación, arrastre de líquido, formación de espuma, llenado excesivo del bajante y goteo o lagrimeo<sup>[21]</sup>



### **2.5.1 Inundación**

Es una condición inestable de una columna de destilación que implica una acumulación excesiva de líquido dentro de la torre. La altura de líquido en el bajante y en los platos aumenta hasta llenar toda la torre de líquido. Esta condición es causada por: el arrastre (de líquido o espuma), y por el llenado excesivo de líquido en el bajante.

El arrastre representa con frecuencia un límite de la capacidad en columnas de destilación por dos razones: su efecto perjudicial sobre la eficiencia del plato, al reducir el cambio de concentración que se realiza mediante la transferencia de calor, y el aumento de flujo entre etapas. De este modo, el arrastre de una columna de destilación puede aumentar el flujo de líquido descendente en los bajantes, en tal forma que provoque inundación.

### **2.5.2 Arrastre de líquido**

Esta condición limitante ocurre a bajas velocidades del líquido y a altas velocidades del gas. Las elevadas velocidades del gas ocasionan arrastre del líquido desde un plato hacia el plato superior, a través del área libre de la torre. La alta velocidad a través de los orificios es causada por una carga de vapor alta y/o bajo porcentaje de área abierta en el plato.

### **2.5.3 Arrastre por espuma**

Ciertas combinaciones de gas-líquido, tienden a formar espuma en cantidad excesiva, y para altas velocidades de gas, la espuma persiste en todo el espacio que existe entre los platos, causando arrastre de líquido por el gas de un plato a otro

superior. Esto ocasiona una carga adicional de líquido que aumenta la caída de presión del gas, produciendo inundación.

#### **2.5.4 Llenado excesivo del bajante**

El llenado excesivo del bajante se debe a una alta caída de presión, o una segregación insuficiente del vapor en el bajante, causando un aumento de espuma en el bajante y eventualmente la inundación del plato. Esto puede producirse a cualquier flujo de líquido, cuando el espacio libre del bajante, área del bajante o el espaciado entre platos es inadecuado.

#### **2.5.5 Goteo (lagrimeo)**

El goteo ocurre cuando el flujo del vapor es lo suficientemente bajo permitiendo que el líquido descienda en forma continua a través de las perforaciones del plato. El líquido que desciende por las perforaciones afecta el contacto en la zona, reduciendo la eficiencia del plato<sup>[21]</sup>.

### **2.6 Transferencia de calor**

La transferencia de calor se puede definir como la transmisión de energía térmica de una zona a otra por la diferencia de temperatura entre ellas. Hay tres tipos fundamentales de transferencia de calor: conducción, convección y radiación. Los tres tipos de transferencia de calor se pueden producir al mismo tiempo y es aconsejable tomar en consideración la transferencia de calor para cada tipo en cada caso particular<sup>[7]</sup>.

Conducción es la transferencia de calor desde una parte de un cuerpo a otro del mismo cuerpo, o bien, desde un cuerpo a otro que esté en contacto físico con él, si desplazamiento apreciable de las partículas.

Convección es la transferencia de calor desde un punto a otro, dentro de un fluido, gas o líquido, mediante la mezcla de una porción de fluido con otra. En la convección natural, el movimiento del fluido se debe totalmente a diferencias de densidades como resultado de diferencias de temperatura. En la convección forzada, el movimiento se produce por medios mecánicos. Cuando la velocidad forzada es relativamente baja, se debe entender que los factores de convección libre como la diferencia de temperatura y densidad, pueden tener una influencia importante.

Radiación es la transferencia de calor mediante emisión y absorción de energía sin que intervenga contacto físico. La radiación depende de las ondas electromagnéticas como un medio para la transferencia de la energía térmica de una fuente caliente a un receptor que se encuentra a temperatura más baja<sup>[7]</sup>.

Un equipo cuyo propósito es la transferencia de energía térmica entre dos o más fluidos se llama intercambiador de calor. El calor fluye desde el fluido caliente hacia el frío, a través de una pared de separación, la cual se denomina área de transferencia de calor<sup>[7]</sup>. Los intercambiadores cumplen con las siguientes funciones:

- ◆ Recuperación de calor: para el fraccionamiento de un crudo es necesario el calentamiento del mismo, por lo tanto, los intercambiadores permiten precalentar el crudo o corrientes frías involucradas en el proceso mediante la absorción de calor de las corrientes de productos obtenidos del proceso de separación o destilación.

◆ Evaporación: para los casos en que es necesario llevar una corriente de fase líquida a fase vapor, por ejemplo, un rehervidor, el cual tiene la finalidad de retornar parte del producto de fondo de una torre de fraccionamiento a la misma en forma de vapor.

◆ Condensación: el fraccionamiento de un crudo permite separar los distintos hidrocarburos del mismo, donde los hidrocarburos livianos son obtenidos por el tope de la columna. Los intercambiadores de calor permiten condensar parte de estos hidrocarburos, de manera de ser recuperados en forma líquida.

El calor transferido en un intercambiador de calor se determina mediante la aplicación de las siguientes ecuaciones:

Cuando hay cambios en las temperaturas de los fluidos (calor sensible)<sup>[22]</sup>:

$$Q = m \cdot C_p \cdot (T_1 - T_2) \quad (\text{Ec. 2.7})$$

Donde:

	Unidades	
	SI	Inglesas
Q = calor transferido	$\frac{\text{kJ/s}}{\text{kg/s}}$	$\frac{\text{Btu/s}}{\text{lb/s}}$
m = flujo másico	kg/s	lb/s
C <sub>p</sub> = Calor específico del fluido	kJ/kg·K	Btu/lb·°F
T <sub>i</sub> = temperaturas de entrada y salida	K	°F

◆ Cuando hay cambio de fase en el fluido caliente o frío (calor latente)<sup>[22]</sup>:

$$Q = m \cdot \lambda \quad (\text{Ec. 2.8})$$

Donde:

	Unidades	
	SI	Inglesas
$\lambda =$ Calor latente del fluido	kJ/kg	Btu/lb

### 2.6.1 Intercambiadores de calor de tubo y carcaza

Es el tipo de intercambiador que se utiliza comúnmente en las refinerías o plantas de proceso. Son unidades de bajo costo, resistentes y se pueden desmantelar fácilmente para mantenimiento, son de diferentes tamaños y diseñados para diferentes presiones de operación, desde moderadas hasta altas. Mecánicamente es resistente para soportar las tensiones a las cuales es sometido durante la etapa de fabricación, envío, montaje e instalación en sitio y a los esfuerzos externos e internos en las condiciones normales de operación, debido a los cambios de temperatura y presión.

Consiste en un haz de tubos paralelos confinados en un estuche cilíndrico llamado carcaza. La mayoría de estos equipos usualmente se montan en posiciones horizontales, sin embargo, también se puede colocar de forma vertical. La figura 2.9 ilustra el interior de un intercambiador tubo y carcaza.

Si cualquiera de los fluidos es un líquido, generalmente entrará por la parte inferior de intercambiador, ya sea del lado carcaza o del lado tubo y saldrá por la parte superior, con ese patrón de flujo el intercambiador permanecerá lleno de líquido y utilizará toda el área de los tubos, lo que permite mejorar su eficiencia. Si el fluido entra por el tope y sale por el fondo se pueden formar bolsones de vapor y no se producirá transferencia de calor en los tubos que están dentro de este bolsón de vapor<sup>[7]</sup>.

La velocidad de transferencia de calor de un fluido a otro, a través de una pared de metal es proporcional al coeficiente global de transferencia de calor, el área de la pared y a la diferencia de temperatura entre el fluido caliente y el frío<sup>[23]</sup>:

$$Q = U \cdot A \cdot DMT \quad (\text{Ec. 2.9})$$

Donde:

	Unidades	
	SI	Inglesa
Q = calor transferido	kJ/s	Btu/h
U = coeficiente global de transferencia de calor	kJ/s· m <sup>2</sup> ·K	Btu/h·p ie <sup>2</sup> ·°F
A = Área de transferencia de calor	m <sup>2</sup>	pie <sup>2</sup>
DMT = diferencia media de temperatura entre los fluidos	K	°F

Por otro lado, la colocación de un intercambiador de calor dentro de un sistema de bombeo o dentro de un proceso químico implica una caída de presión, por lo que es necesario estimar cuánta caída de presión proporciona éste, de manera de seleccionar la bomba adecuada. Por ello, se han propuesto varias expresiones para determinar la caída de presión en un intercambiador de calor de tubo y carcasa, todas estas, en su mayoría, utilizadas al momento de diseñar el equipo.

La diferencia de temperatura entre los fluidos caliente y frío es la fuerza motora del mecanismo de transferencia de calor y variará, en general, de un punto a otro en el intercambiador.

Las figuras 2.10 y 2.11 muestran un sistema de dos tubos concéntricos y su respectiva gráfica de temperatura versus longitud (T vs L), para los casos donde los fluidos intercambian calor contracorriente y en paralelo respectivamente<sup>[23]</sup>.

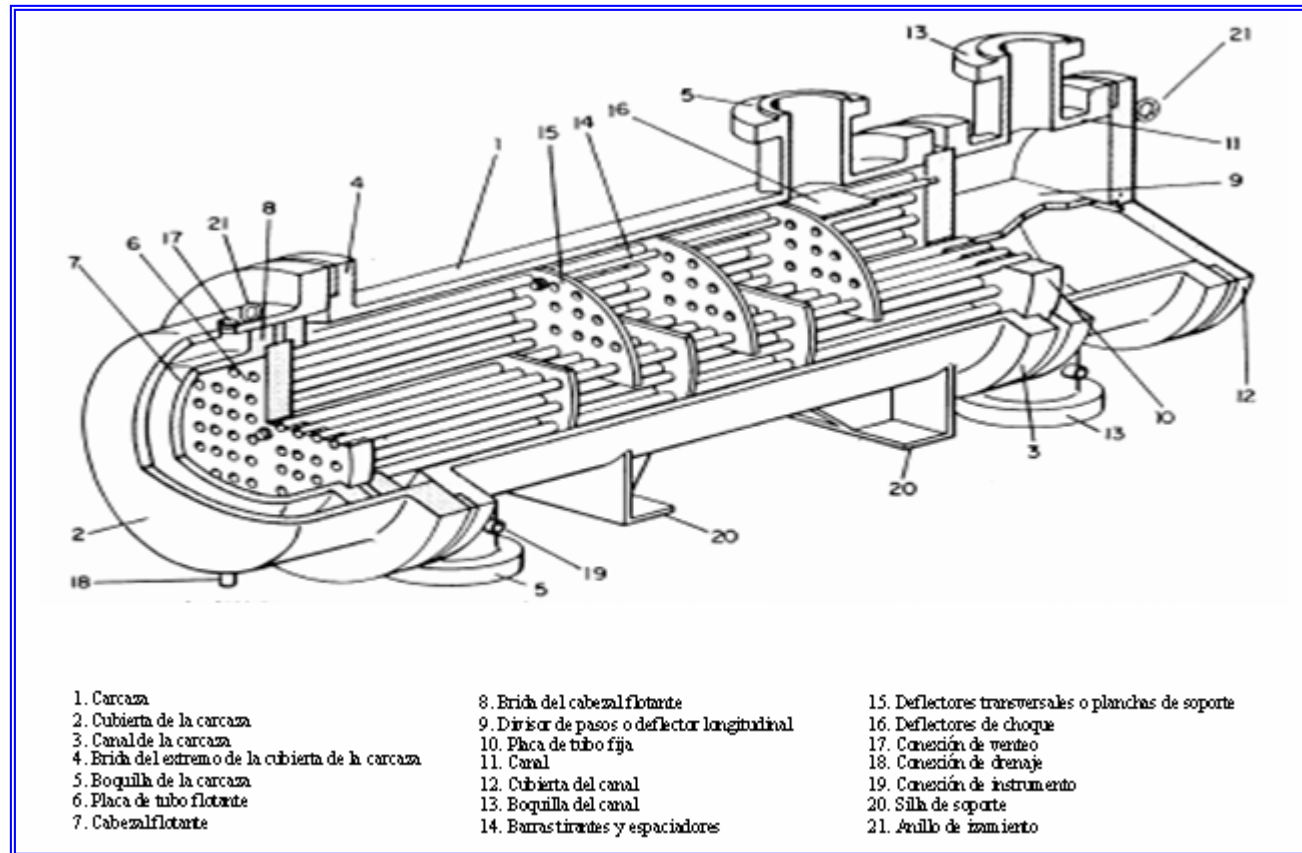
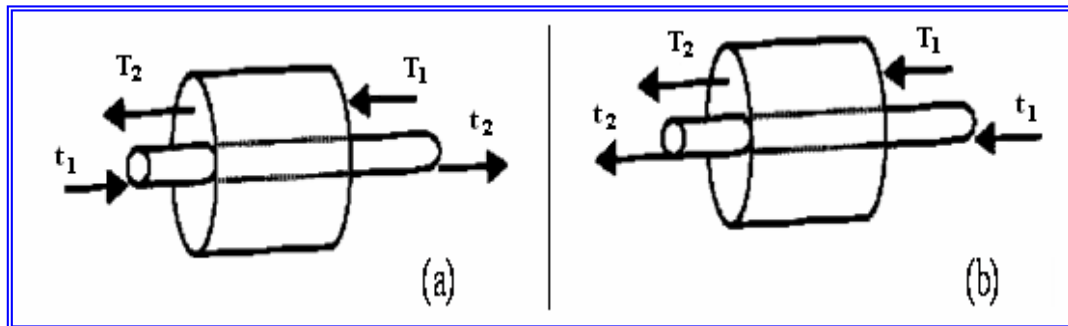
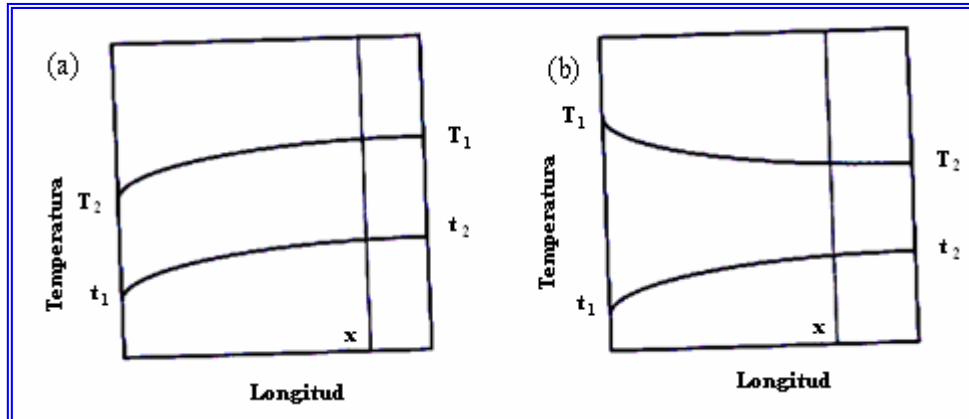


Figura 2.9. Intercambiador de calor de tubo y carcasa<sup>[21]</sup>



**Figura 2.10.** Sistemas de flujos; (a) sistema en contracorriente, (b) sistema en paralelo<sup>[23]</sup>



**Figura 2.11.** Perfil de temperatura; (a) curva en contracorriente, (b) curva en paralelo<sup>[23]</sup>

### 2.6.2 Hornos

Los hornos son equipos para transferir el calor, generado por la combustión confinada de un combustible, a un fluido que circula a través de tubos. Si el fluido a calentar (evaporar) es agua se conoce como calderas.

Se clasifican de diversas maneras. Por la posición de los tubos en verticales y horizontales; por su forma externa en tipo cabina y cilíndrico; por la manera como se suministra el aire a su interior son de tiro natural, forzado o balanceado; y por el



grado de calentamiento suministrado al fluido que circula dentro de los tubos se clasifican en calentadores, hornos de descomposición parcial y en reformadores o reactores<sup>[23]</sup>.

### **2.6.2.1 Componentes básicos de los hornos**

Los componentes básicos de un horno sin importar su configuración, son:

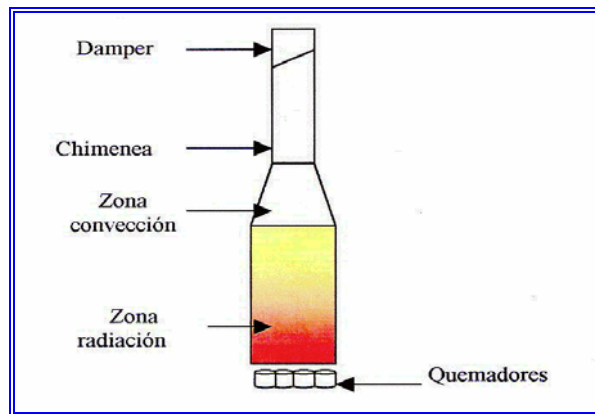
- ◆ El hogar o zona de radiación: es el espacio confinado donde se libera el calor, en forma de llama.
- ◆ Los quemadores: dispositivo utilizado para quemar, generar y sostener una llama o llamas estables.
- ◆ La chimenea: componente utilizado para descargar a la atmósfera, en forma segura, los gases de combustión. También genera el efecto que ayuda a succionar los gases a través del horno.

Además, dependiendo de su diseño, pueden tener: zona o sección de convección, ventiladores (entrada de aire forzado o inducido), ductos de gases de combustión, compuerta para ajustar el tiro o dámper<sup>[23]</sup>.

### **2.6.2.2 Hornos verticales**

En los hornos verticales, los gases de combustión salen por el techo del horno hacia la zona de convección, pasan a la chimenea para ser descargados a la atmósfera. La figura 2.12 es un esquema representativo de un horno y sus componentes básicos.

Los hornos verticales, por ser generalmente de gran altura, es poco probable que la llama choque contra los tubos del techo. Típicamente son unidades de tiro forzado o balanceado. Pueden tener hasta tres chimeneas dependiendo de su capacidad<sup>[23]</sup>.



**Figura 2.12.** Componentes básicos de un horno vertical<sup>[23]</sup>

### 2.6.2.3 Hornos horizontales

En los hornos horizontales tipo cabina, los gases de combustión salen del hogar a través de una pared lateral, por el piso o muy raras veces, a través del techo. Estos hornos tienen poca altura, esto los hace propensos a que haya choque o incidencia de llama contra los tubos, cuando no está bien confinada. Son muy comunes los de tiro natural y tiro forzado<sup>[23]</sup>.

## 2.7 Densidad del fluido

Esta se estima a partir de la gravedad específica. Su ecuación es la siguiente<sup>[24]</sup>

$$\rho = S(60^\circ \text{ F}/60^\circ \text{ F}) \cdot \rho_{\text{agua}} \quad (\text{Ec. 2.13})$$

Donde:

	Unidades	
	SI	Inglesa
$\rho$ = densidad del fluido a las condiciones de bombeo	kg/m <sup>3</sup>	$\frac{s}{lb/pe^3}$
$\rho_{\text{agua}}$ = densidad del agua a la temperatura de operación	kg/m <sup>3</sup>	lb/pe <sup>3</sup>
S= gravedad específica estándar	adimensional	

A su vez, esta gravedad específica es determinada a partir de la gravedad API por medio de la siguiente ecuación<sup>[24]</sup>:

$$S(60^\circ F/60^\circ F) = \frac{141,5}{131,5 + ^\circ \text{API}} \quad (\text{Ec. 2.14})$$

## 2.8 Flujo volumétrico

Conocido también como caudal, es la cantidad de volumen de líquido que atraviesa una sección determinada en la unidad de tiempo. Puede ser calculado a partir de la siguiente ecuación<sup>[25]</sup>:

$$\dot{Q} = \frac{m}{\rho} \quad (\text{Ec. 2.15})$$

Donde:

	Unidades	
	SI	Inglesa
$\dot{Q}$ = flujo volumétrico o caudal	m <sup>3</sup> /s	$\frac{s}{pe^3/h}$
m= flujo másico	kg/s	lb/h
$\rho$ = densidad del fluido a las condiciones de bombeo	kg/m <sup>3</sup>	lb/pe <sup>3</sup>

## 2.9 Presión

La presión se define como la cantidad de fuerza ejercida sobre un área unitaria de una sustancia. Considerándose en el interior de cierta masa líquida, la presión sobre una superficie debida a las fuerzas de otra superficie o de un fluido<sup>[26]</sup>.

## 2.10 Bombas centrífugas

La bomba centrífuga es el tipo más utilizado en la industria química para transferir líquidos como materias primas, materiales de fabricación y productos acabados, así como en las refinerías para los servicios generales de abastecimiento de agua, desplazamiento de crudos, alimentación a los quemadores líquidos, entre otros.

Las ventajas primordiales de una bomba centrífuga son la sencillez, el bajo costo inicial, el flujo uniforme, el pequeño espacio necesario para su instalación, los costos bajos de mantenimiento, el funcionamiento silencioso y su capacidad de adaptación para su empleo con unidad motriz de motor eléctrico o turbina<sup>[27]</sup>.

## 2.11 Tambores de separación

Los tambores separadores comunes vapor-líquido se diseñan siguiendo normas empíricas basadas en las experiencias del pasado, y utilizando ecuaciones teóricas que relacionan el funcionamiento del mismo con las propiedades físicas y las propiedades de operación.

Estos tambores son efectivos para la remoción de gotas mayores que 200 a 400 micrones, aproximadamente. El uso de las rejillas corrugadas tipo malla aumenta la eficiencia de separación de manera tal que pueda separar gotas de hasta 5 a 10 micrones. La eficiencia de separación de líquidos en tambores sin rejillas corrugadas

tipo malla es de 95 a 99,5%. La instalación de una malla horizontal en un espacio de vapor del tambor, típicamente incrementa la eficiencia de separación hasta 99,9% o más.

En la selección del equipo de separación más apropiado para un servicio, se deben considerar los grados deseados de remoción de líquido de la corriente de vapor y el tamaño más aceptable de gotas. En algunos casos, una neblina fina puede no ser perjudicial para los equipos aguas abajo, mientras que en otros casos las gotas grandes de líquido si pueden ser perjudiciales<sup>[28]</sup>.

De acuerdo a lo normalmente empleado en la Industria Petrolera Petroquímica Carbonífera Nacional (IPPCN) para hablar de niveles en un recipiente líquido–vapor, se tiene la tabla 2.1 (figura 2.13)<sup>[28]</sup>.

Tabla 2.1. Niveles en un recipiente líquido–vapor<sup>[28]</sup>

<b>Siglas típicas en español</b>	<b>Descripción típica</b>	<b>Siglas típicas en inglés</b>
NAAL	Nivel alto alto de líquido	HHLL
NAL	Nivel alto de líquido	HLL
NNL	Nivel normal de líquido	NLL
NBL	Nivel bajo de líquido	LLL
NBBL	Nivel bajo bajo de líquido	LLLL
NAI	Nivel alto de interfase	HLI
NBI	Nivel bajo de interfase	LLI

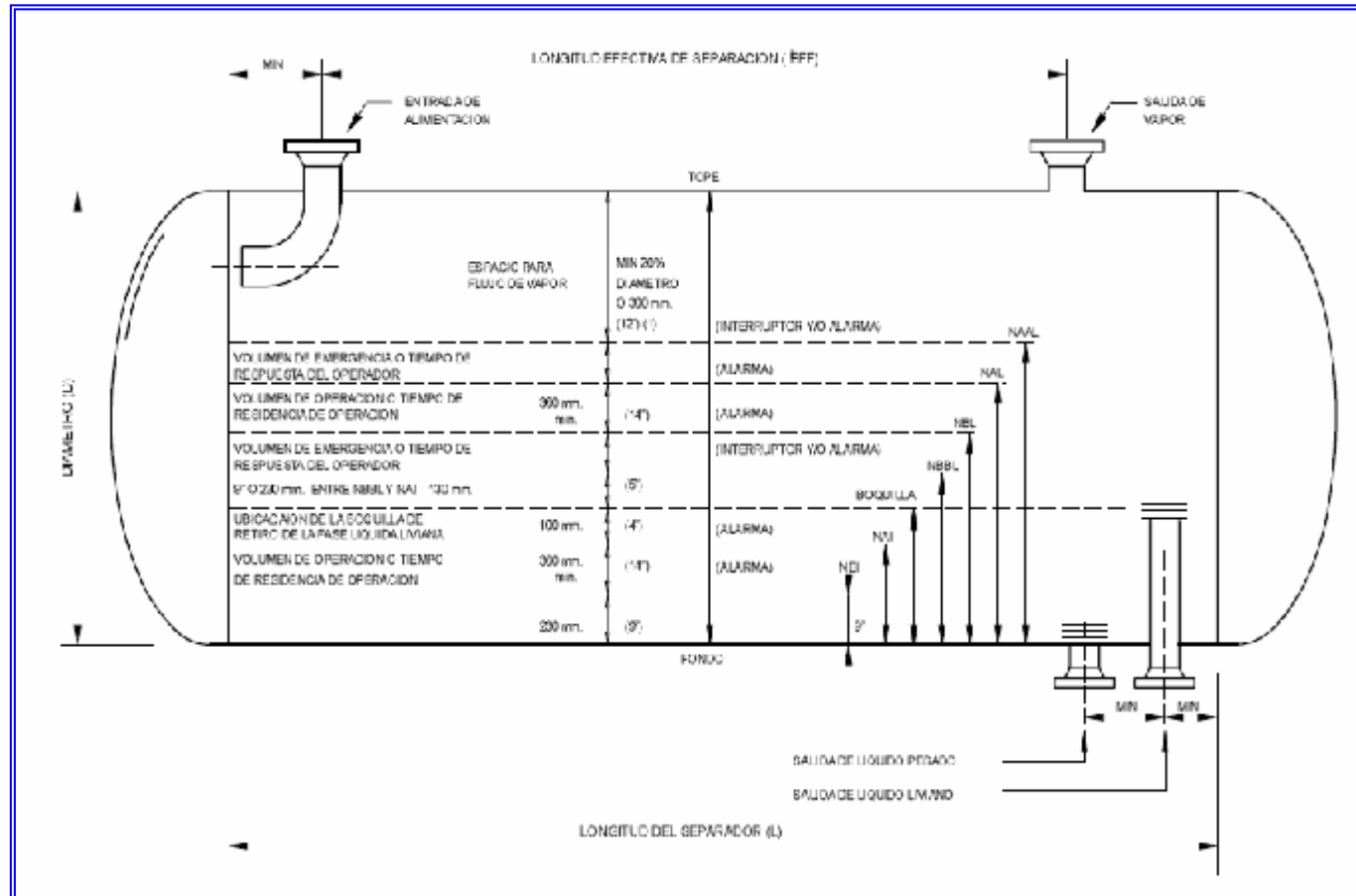


Figura 2.13. Identificación de niveles en un recipiente líquido-vapor<sup>[28]</sup>

## 2.12 Tipos de curvas de destilación

Los ensayos de las corrientes de hidrocarburos son representados por curvas de destilación. Una curva de destilación representa la suma de un fluido simple que se vaporiza mientras la temperatura de la muestra se incrementa. La temperatura a la que se produce la primera vaporización es referida como punto inicial, y la temperatura a la cual se vaporiza el último líquido se le denomina punto final. Cada punto de la data representa una porción acumulativa (usualmente representada como porcentaje de volumen) de la muestra vaporizada cuando se alcanza una cierta temperatura. La estimación de las propiedades termofísicas para los pseudocomponentes requiere (entre otras cosas) una curva de destilación que representa el punto de ebullición real (TBP en sus siglas en inglés) de cada corte en la destilación.

Los métodos estandarizados son definidos por la Sociedad Americana de Prueba y Materiales (ASTM en sus siglas en inglés). Los procedimientos ASTM comúnmente usados para hidrocarburos son D-86, D-1160 y D-2887.

La destilación ASTM D-86 es normalmente usada para productos del petróleo livianos y medianos que incluyen las gasolinas, naftas, kerosén y gasóleo entre otros, es realizada a presión atmosférica y puede ser usada hasta 250 °C. La destilación ASTM D-1160 es usada para productos pesados del petróleo y se realiza con frecuencia al vacío, algunas veces a presiones absolutas por debajo de 1 mmHg. El método D-2887 usa para cromatografía de gas una curva de destilación simulada. Es aplicable en un amplio rango de sistemas de petróleo. Los resultados de la D-2887 son siempre reportados en porcentaje peso. Otras destilaciones son siempre reportadas en base a porcentaje volumen<sup>[29]</sup>.

## **2.13 Simuladores**

Los programas de simulación son una herramienta de gran utilidad para los ingenieros de procesos y de diseño de las industrias químicas, petroleras y de gas natural. En este sistema se combina la fuente de datos de una extensa librería de componentes químicos y de métodos de predicción de propiedades termodinámicas, con el propósito de ofrecer la facilidad de elaborar un modelo matemático verdaderamente representativo de la respuesta del proceso a determinadas condiciones de operación.

Dicho modelo está basado en ecuaciones teóricas y/o empíricas, que en la mayoría de los casos resultan demasiado tediosas de resolver manualmente, esto trae como consecuencia la gran utilidad de los programas de simulación. Contienen las ecuaciones generalmente más aceptadas para la representación de equipos, pudiendo agilizar la solución del problema y proporcionar cierto nivel de detalle, de acuerdo al objetivo de trabajo.

### **2.13.1 Simulador de procesos PRO/II 8.1**

Es un programa de simulación de procesos de fácil manejo que opera bajo ambiente Windows, combinando todas las herramientas fuertes para simulaciones familiarizadas con la ingeniería de procesos. El programa incluye una amplia variedad de componentes en la librería y los métodos termodinámicos de predicción de propiedades con las más avanzadas y flexibles técnicas de cálculos de operaciones unitarias, para proporcionar las facilidades computarizadas de cálculos referentes a balances de masa y energía necesarios para modelar muchos de los procesos en estado estacionario.



PRO/II es capaz de modelar desde sencillas hasta complejas columnas de destilación. Para resolver cada sistema o proceso se basa en balances de materia y energía y en ecuaciones de equilibrio líquido–vapor. El usuario puede escoger el método que mejor se aplique a un sistema en particular.

Los paquetes termodinámicos disponibles en PRO/II pueden ser clasificados dentro de seis categorías:

- ◆ Métodos ideales.
- ◆ Correlaciones generalizadas.
- ◆ Ecuaciones de estado.
- ◆ Métodos de actividad líquida.
- ◆ Paquetes especiales.
- ◆ Electrolitos.

Al simulador se le debe suministrar toda la información posible sobre las características de los equipos (número de platos de la columna, reflujo internos, presión, ubicación de la alimentación y de los retiros, intercambiadores de calor,...), alimentación (composición, temperatura, flujo,...) y condiciones a la cual opera el proceso (parámetros de control, límites de operación,...) que se vayan a simular. Mientras más precisos sean los datos y mayor cantidad se suministren al programa, mejores serán los resultados obtenidos.

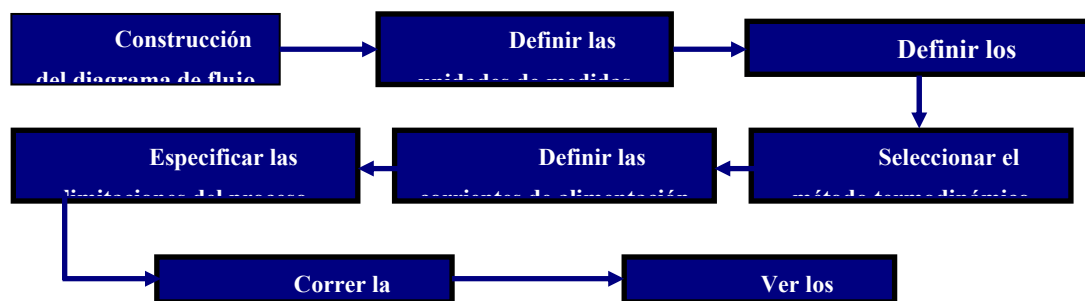
El programa posee características únicas que ayudan en la construcción del diagrama de flujo del proceso: botones, íconos y en algunos casos pantallas de entrada bordeadas en seis colores usados para indicar el nivel de datos al usuario (ver tabla 2.2).

**Tabla 2.2.** Código de colores usado por PRO/II<sup>[29]</sup>

Color	Significado
Rojo	Datos requeridos. Acciones o datos requerido del usuario
Verde	Datos opcionales
Azul	Datos suministrados al sistema
Amarillo	Datos cuestionables. Peligro de que la información suministrada esté fuera del rango normal
Gris	Campo de datos No disponible
Negro	Datos de entrada No requeridos

Este programa puede arrojar resultados de flujo de las corrientes, de entalpía, densidad, viscosidad, temperatura, presión, tanto de vapor como de líquido, curvas de destilación (temperatura vs porcentaje de destilado), entre otras.

Los pasos a seguir en la simulación de un sistema con PRO/II se muestran en la figura 2.14<sup>[29]</sup>.



**Figura 2.14.** Pasos a seguir para la simulación con PRO/II<sup>[29]</sup>

### 2.13.2 Explorador de procesos (Aspen Process Explorer™)

Es una herramienta de proceso para el análisis y reporte de datos de un proceso. Este explorador de procesos usa Microsoft OLE (Object Linking and Embedding), OXC (OLE Controller objects), y ActiveX como tecnología para integrar estas herramientas.

El explorador de procesos usa y guarda información desde las siguientes bases de datos:

- CIM-21
- InfoPlus-21
- Infoplus-X
- Setcim

La combinación de las siguientes funciones hace al explorador de procesos una potente herramienta para visualizar y analizar los datos del proceso.

- Tendencias (The Trending Tool): esta herramienta permite al usuario realizar gráficas de los valores de las variables que son reportadas por la instrumentación del proceso tanto para un tiempo real de información o datos históricos que son almacenados en una base de datos, es decir, graficar los valores de las variables de proceso en función del tiempo. Estas gráficas pueden ser salvadas, lo que permite al usuario realizar modificaciones en gráficos que ya han sido realizados. Los valores de las distintas variables del proceso se pueden graficar en distintas formas, la cual es seleccionada por el usuario, de manera de facilitar el análisis de la tendencia de las distintas variables del proceso.

- Leyenda (The Legend Tool): esta herramienta permite al usuario crear un listado de los diferentes códigos de identificación (Tag) de las variables que son reportadas en la base de datos del proceso para el control automático de la planta. Este listado facilita al usuario analizar la tendencia de una variable o de múltiples variables operacionales para cualquier rango de tiempo en una misma ventana.
- Control del tiempo (The Time Tool): esta herramienta permite al usuario especificar el rango del tiempo para el cual desea realizar la tendencia de la (s) variable (s) del proceso a estudiar<sup>[30]</sup>.

#### **2.14 Excel 97**

Excel 97 es una aplicación del tipo hoja de cálculo, integrada en el entorno Windows y desarrollada por Microsoft, en la cual se combinan las capacidades de una hoja de cálculo normal, base de datos, programa de gráficos bidimensionales y tridimensionales, lenguaje propio de programación y generación de macros, todo dentro de la misma aplicación.

Una hoja de cálculo es una especie de tabla cuyas casillas o celdas pueden contener:

- ◆ Texto.
- ◆ Valores numéricos, fechas y datos de horarios.
- ◆ Fórmulas o funciones matemáticas, que permiten determinar el valor de esta celda en función de los valores de otras celdas.

Además, Excel 97 contiene un gran número de utilidades para introducir, formatear y presentar, total o parcialmente el contenido de las hojas de cálculo. Distintas hojas de cálculo –worksheets- se agrupan formando un fichero denominado libro de trabajo –workbook-. En este programa se puede trabajar simultáneamente con un número ilimitado de hojas de cálculo siempre que la memoria del ordenador lo permita.

Con Excel 97 se puede guardar, manipular, calcular y analizar datos numéricos, textos y fórmulas; y permite además de presentar rápidamente todos estos datos mediante gráficos de distintos tipos. Permite asimismo generar aplicaciones a la medida del usuario (Macros), ya que cuenta con un lenguaje propio de programación (Excel Visual Basic)<sup>[31]</sup>.

## **CAPÍTULO III**

### **DESARROLLO DEL PROYECTO**

#### **3.1. Actualización de los diagramas de flujo de procesos (DFP), los diagramas de tubería e instrumentación (DTI) y el manual de operación de la unidad fraccionadora de nafta**

En esta etapa se realizó la revisión bibliográfica apropiada para conocer el funcionamiento del área a estudiar. Luego se realizaron visitas continuas a la unidad 03, con el objeto de realizar inspecciones visuales y recorridos de las líneas de tuberías del proceso de separación de nafta, para identificar modificaciones en equipos, líneas o instrumentación que no están indicados en los planos de tuberías e instrumentación y diagramas de flujo de proceso. Se consultó la información suministrada por los DFP, los DTI, el manual de operación de la unidad 03 y el programa de computación Aspen Explorer. Se realizaron las modificaciones necesarias en dichos diagramas, aplicando el método del código de colores. Seguidamente, se hizo llegar esta actualización a la sala de dibujo de la Gerencia Técnica de la refinería Puerto La Cruz, con el fin de corregir tanto los diagramas de flujo como los diagramas de instrumentación de ambas unidades.

#### **3.2. Validación del modelo de simulación de las torres fraccionadoras de nafta en ambiente PRO/II 8.1**

Una vez analizado el proceso de la unidad fraccionadora de nafta, identificados los equipos involucrados y obtenidos las condiciones operacionales, se elaboró un esquema en el simulador de procesos PRO/II 8.1 de las torres fraccionadoras de nafta E-101 de la unidad 051 y D-0322 de la unidad 052 en condiciones de diseño y en condiciones de operación. La nafta de alimentación es producto de una mezcla de

nafta estabilizada, de las unidades DA-1, DA-2 y DA-3 que es dirigida al tambor acumulador de alimentación D-0321 y luego enviada paralelamente a las torres E-101 y D-0322.

### 3.2.1. Descripción de las condiciones de diseño de las torres fraccionadoras de nafta E-101 y D-0322 (unidad 03)

La caracterización de la estructura mecánica de las torres E-101 y D-0322, los condensadores C-101 y E-0322, el horno B-101 y el intercambiador de calor E-0321, se realizó a través de la información suministrada por las hojas de especificación (*data sheet*) y planos mecánicos facilitados por el departamento de Ingeniería de Procesos (tabla 3.2). Los valores de temperatura, presión y flujos de diseño, fueron obtenidos del manual de seguridad de proceso de la unidad fraccionadora de nafta (tablas 3.1, 3.3 y 3.4); las especificaciones de las corrientes de alimentación y productos se obtuvieron del manual de operación de la unidad 03 (tablas 3.5 a la 3.7).

**Tabla 3.1.** Temperatura, presión y flujo de diseño para las torres E-101 y D-0322.

Equipo	Ubicación	Temperatura de diseño (°F)	Presión (psig)	
			Diseño	( $\Delta P$ ) diseño
E-101	Tope	197	25	10
	Entrada	315	30	
	Fondo		35	
D-0322	Tope	183	35,5	4,5
	Entrada	212	37	
	Fondo	352	40	

**Tabla 3.2.** Descripción mecánica de las torres D-0322 y E-101.

			D-0322		E-101	
			Zona enriquecimiento	Zona agotamiento	Zona enriquecimiento	Zona agotamiento
Número de platos			18	30	18	29
Plato de alimentación			19		19	
Tipo de plato			Perforado		Perforado	Válvula (Bifrac)
Diámetro del plato (pie)			12		10,5	
Espaciamiento entre platos (pulg)			24		24	
Número de pasos			1	2	2	4
Diámetro de orificio (pulg)			0,5		0,5	(*)
Número total de perforaciones			4483	4572	5430	2204
Área perforada por plato (pie <sup>2</sup> )			6,1127	6,2341	7,404014	-
Material del plato			Acero al carbón		Acero al carbón	
Espesor de plato (pulg)			0,134	0,134	0,104	0,104
Baffles			No		No	
Ancho del bajante (pulg)	Lateral	Entrada	12		9	8,5
		Salida			9	7
	Central	Entrada	-	9	8	
		Salida	-	9	8	5
Espacio libre debajo del bajante (pulg)			1,5	2	2,5	
Caja de receso			No		No	
Tipo de bajante			Cordal		Cordal	Arco modificado
Altura del vertedero (pulg)	Salida		2	2,25	3	
	Entrada		0		0	
Área de desperdicio (pie <sup>2</sup> )			0		0	

(\*) No se dispone de la información técnica



**Tabla 3.3.** Temperaturas de diseño para los intercambiadores de calor C-101, B-101, E-0322 y E-0321.

Equipo	Lado	Temperatura (°F)			Calor (MMBTU/H)
		Entrada	Salida	Diseño	
C-101	Tubo	90	115	200	-31,04
	Carcaza	197	155	250	
B-101		315	345	-	38,16
E-0322	Tubo	183	150	250	-37,35
	Aire	100			
E-0321	Tubo	450	370	550	42,13
	Carcaza	307	317	375	

**Tabla 3.4.** Presión y flujo de diseño para los intercambiadores de calor C-101, B-101, E-0322 y E-0321.

Equipo	Lado	Presión (psig)		Flujo de diseño (BPH)	Flujo másico de diseño (lb/h)
		Diseño	Caída de diseño		
C-101	Tubo	75	4	4.110	-
	Carcaza		2	1.032	-
B-101		28	21	1.217	-
E-0322	Tubos	50	3	-	243,880
E-0321	Tubo	198	(*)	-	47,2
	Carcaza	135	0,35	-	1.070,61

(\*) No se dispone de información técnica

**Tabla 3.5.** Propiedades de diseño de la alimentación y productos de las torres E-101 y D-0322.

Propiedades de los fluidos	E-101			D-0322		
	carga	Nafta liviana	Nafta pesada	carga	Nafta liviana	Nafta pesada
Flujo molar (lb-mol/hr)	2.257,89	1.071,77	1.186,12	2.650,57	1.258,98	1.391,59
Temperatura (°F)	193	155,4	308,5	212	150,3	302,7
Presión (psig)	33	12	23,2	38	10	20,6
Flujo másico (lb/hr)	220.909	87.159	133.749	259.199	102.359	156.839
Peso molecular	97,8	81,3	112,7	97,8	81,3	112,7
Flujo estándar (MBD)	21,344	8,955	12,388	25,044	10,516	14,527
Gravedad específica estándar	0,709	0,667	0,739	0,709	0,667	0,739
Viscosidad a 100 °F	0,222	0,194	0,175	0,21	0,201	0,181

**Tabla 3.6.** Flujo molar de diseño de la alimentación a las torres E-101 y D-0322.

Compuestos	Nafta de alimentación (Lb-mol/hr)	
	E-101	D-0322
n-propano	1,7	40,8
i-butano	4,01	96,24
n-butano	12,39	297,36
i-pentano	112,13	2.691,12
n-pentano	210,41	5.049,84
2,2-dimetilbutano	10,71	257,04
Ciclopentano	6,22	149,28
2,3-dimetilbutano	30,98	743,52
2-metilpentano	189,92	4.558,08

**Tabla 3.6.** Flujo molar de diseño de la alimentación a las torres E-101 y D-0322 (continuación).

Compuestos	Nafta de alimentación (Lb-mol/hr)	
	E-101	D-0322
3-metilpentano	100,8	2.419,2
n-hexano	208,08	4.993,92
Metilciclopentano	124,12	2.978,88
2,4-dimetilpentano	5,96	143,04
Benceno	11,98	287,52
3,3-dimetilpentano	3,86	92,64
Ciclohexano	55,41	1.329,84
2,2,3-trimetilbutano	24,66	591,84
2,3-dimetilpentano	10,49	251,76
1,1-dimetilciclopentano	49,8	1195,2
3-etilpentano	5,04	120,96
n-heptano	30,88	741,12
Metilciclohexano	115,1	2.762,4
2-metilheptano	93,64	2.247,36
3-metilheptano	97,86	2.348,64
Propilciclopentano	45,94	1.102,56
n-octano	291,08	6.985,92
Etilciclohexano	82,44	1.978,56
2-metiloctano	29,9	717,6
n-nonano	29,83	715,92
Butilciclopentano	67,85	1.628,4
Propilciclohexano	90,22	2.165,28
n-decano	36,03	864,72
Butilciclohexano	32,64	783,36

**Tabla 3.7.** Destilación ASTM D-86 de diseño de los productos de las torres E-101 y D-0322.

% Volumen destilado	Nafta Liviana		Nafta Pesada	
	E-101	D-0322	E-101	D-0322
*PIE	81,0		218,0	
10	123,0		229,0	
50	152,0		264,0	
90	168,0		321,0	
**PFE	188,0		338,0	

\*PIE= Punto inicial de ebullición.

\*\*PFE= Punto final de ebullición.

### 3.2.2. Modelo de simulación de diseño de las columnas fraccionadoras de nafta E-101 y D-0322

Se elaboró el modelo de simulación a condiciones de diseño de las columnas destiladoras E-101 de la unidad 051 y D-0322 de la unidad 052, para que sirviera como referencia en la simulación de operación. La carga empleada para la simulación de diseño fue de 889,3 BPH (21,344 MBD) para la torre E-101 y 1.043,5 BPH (25,044 MBD) para la torre D-0322, con los valores de diseño de ambas torres, como se mostró en la tabla 3.5 y un reflujo mínimo de diseño en ambas columnas de 50% de la alimentación de diseño de cada torre, como lo establece el manual de la unidad.

Los datos de diseño de los equipos involucrados en la simulación y las propiedades de los fluidos como: temperatura, presión, la composición molar de diseño y la curva de destilación ASTM D-86 de diseño, se encuentran en las tablas de la 3.1 a 3.7.

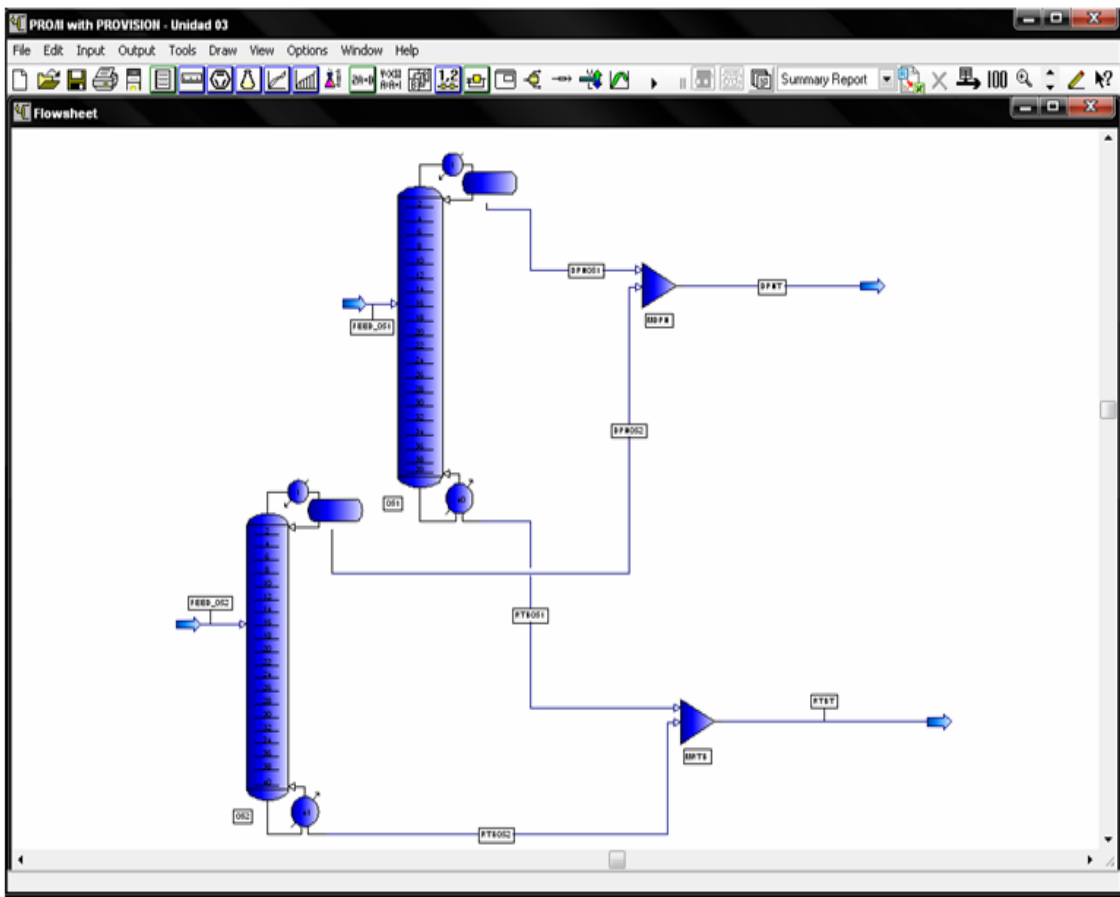
El paquete termodinámico empleado fue *Soave Redlich Kwong* porque es uno de los más usados para una amplia variedad de problemas, especialmente en el procesamiento de refinación de crudos e hidrocarburos livianos, con resultados satisfactorios. El sistema termodinámico para las propiedades de transporte se modificó a las correlaciones de petróleo<sup>[29]</sup>. El algoritmo de la columna aplicado es el *inside-out*, ya que es la opción recomendada para la mayoría de los problemas de destilación, especialmente para aquellos que involucran sistemas de hidrocarburos, por su velocidad de convergencia. Las correlaciones generalizadas para gases y líquidos utilizadas fueron Pitzer y Lee/Kesler respectivamente, debido a que presentan desviaciones por debajo del 2% para fluidos no polares o ligeramente polares<sup>[29]</sup>.

El modelo de simulación está conformado por:

- ◆ Una torre de destilación, que modela la torre E-101, la cual tiene 47 platos y una eficiencia de 85%, según la información de diseño, es decir, 40 etapas teóricas; incluye un condensador de tope, que representa el condensador tubo y carcaza de tope C-101 y un rehervidor de fondo, que representa el horno vertical B-101. El plato de alimentación es el 16, contando desde el tope hasta el fondo. El reflujo de tope sale del plato teórico 1 y entra en el plato teórico 2.
  
- ◆ Una columna de destilación de 41 etapas teóricas, que simula la torre D-0322 de 48 platos reales. Consta de un condensador de tope que simula el condensador de aire E-0322 y un rehervidor de fondo que representa el intercambiador de calor de tubo y carcaza E-0321. El plato de alimentación es el 16 y el reflujo de tope sale del plato 1 y entra al plato 2.

- ◆ Un mezclador, para unir el caudal de los productos de tope a la salida del E-101 y D-0322.
- ◆ Un mezclador, para unir los productos de fondo de ambas torres.

En la figura 3.1 se ilustra el esquema de simulación planteado. Las tablas 3.8 y 3.9 muestran los datos de temperatura, presión y flujos introducidos en los equipos para la realización de la simulación de diseño.



**Figura 3.1.** Esquema del modelo de simulación de las torres fraccionadoras de nafta E-101 de la unidad 051 y D-0322 de la unidad 052 para el caso de diseño.

**Tabla 3.8.** Presiones, temperaturas y flujos introducidos a la simulación de diseño para las torres E-101 y D-0322.

Parámetros		E-101	D-0322
Platos		40	41
Presión (psig)	Tope	10	33
	Fondo	35	37,9
	Alimentación	33	38
Temperatura (°F)	Fondo	339	346
	Alimentación	193	212
Alimentación	Flujo (BPH)	889,3	1.043,5
	Gravedad específica estandar	0.709	
	Flujo molar (Lb-mol/hr)	2.234,7	2.622
Plato de alimentación		16	16
Reflujo de tope (BPH)		445	508
Producto de tope (BPH)		373,1	438,2

**Tabla 3.9.** Presiones y temperaturas introducidos a la simulación de diseño para los condensadores C-101 y E-0322 y los rehervidores B-101 y E-0321.

Parámetros	C-101	B-101	E-0322	E-0321
Presión (psig)	23	-	50	-
Temperatura (°F)	155	345	150	375

### 3.2.3. Descripción de las condiciones operacionales de las torres fraccionadoras de nafta E-101 y D-0322 (unidad 03)

Esta segunda etapa consistió en recopilar los datos necesarios como: temperaturas, presiones, flujos, especificación de los productos de la columna E-101 y la torre D-0322, en condiciones de operación.

Las temperaturas y presiones del tope, alimentación y fondo de las columnas de destilación E-101 y D-0322, las temperaturas de entrada y salida de los intercambiadores de calor C-101, B-101, E-0321 y E0322, flujos de alimentación y productos, se obtuvieron con la ayuda del Explorador de Procesos *Aspen Explorer*, tomando valores promedios del mes de febrero del año 2009; reflejándose estos datos en las tablas 3.10 y 3.11.

**Tabla 3.10.** Temperaturas y presiones de operación de las columnas E-101 y D-0322.

Equipo		Temperatura (°F)	Presión (psig)
Torre E-101	Tope	207,8	15,5
	Alimentación	142,4	40,8
	Fondo	289,7	19,5
Condensador C-101 (salida)		83,5	15
Horno B-101 (salida)		315	—
Torre D-0322	Tope	211,5	10,0
	Alimentación	224,4	31,9
	Fondo	310,3	17,8
Condensador E-0322 (salida)		132,8	5,5
Rehervidor E-0321 (salida)		310,8	—

**Tabla 3.11.** Flujos de operación de la alimentación y productos de las torres E-101 y D-0322.

Fluidos	Flujo (BPH)	
	E-101	D-0322
Nafta de alimentación	629	632
Nafta liviana	212,8	270
Nafta pesada	423,3	363,2
Reflujo de tope	9,9	99,4



Para tener una representación de los productos obtenidos, se obtuvieron las curvas de destilación ASTM D-86, las gravedades API, presiones de vapor y cromatografías detalladas correspondientes a la nafta de alimentación, nafta liviana y nafta pesada (tablas 3.12 a la 3.14); análisis suministrados por el laboratorio de la refinería de Puerto la Cruz.

**Tabla 3.12.** Destilación ASTM D-86 de las corrientes de las torres E-101 y D-0322.

% Volumen destilado	Nafta de Alimentación	Nafta Liviana		Nafta Pesada	
		E-101	D-0322	E-101	D-0322
1	106,7	91,9	98,8	200,1	230,0
5	157,3	109,9	123,4	219,9	240,6
10	172,4	117,3	129,9	223,3	243,7
30	205,0	131,7	144,3	236,7	252,5
50	233,1	145,9	158,9	253,0	264,0
90	297,3	199,2	192,4	304,5	307,6
95	310,8	227,8	201,0	318,5	320,9
98	347,0	260,2	215,8	342,1	346,1

**Tabla 3.13.** Presiones de vapor y gravedades API de las corrientes de alimentación y productos de las torres E-101 y D-0322.

Fluidos	Presión de vapor (psia)		Gravedad API	
	E-101	D-0322	E-101	D-0322
Nafta de alimentación	4,4		58,8	
Nafta liviana	10,7	8,9	75,1	71,3
Nafta pesada	-	-	53,6	52,4

**Tabla 3.14.** Cromatografía detallada de la alimentación y productos de las columnas E-101 y D-0322.

Compuestos	Nafta de alimentación (% vol)	Nafta liviana (%vol)		Nafta pesada (%vol)	
		E-101	D-0322	E-101	D-0322
i-butano	0,157	0,483	0,349	-	-
n-butano	1,097	3,495	2,526	-	-
i-pentano	3,351	11,849	8,564	-	-
n-pentano	4,226	15,112	10,938	-	-
2,2-dimetilbutano	0,147	0,527	0,389	-	-
ciclopentano	0,507	1,818	1,34	-	-
2,3-dimetilbutano	0,526	1,813	1,391	-	-
2-metilpentano	3,527	12,077	9,343	0,267	-
3-metilpentano	2,151	6,994	5,693	0,283	-
n-hexano	4,937	14,125	13,105	1,354	-
2,2-dimetilpentano	0,109	0,174	0,292	0,082	-
Metilciclopentano	2,554	5,941	6,796	1,213	-
2,4-dimetilpentano	0,283	0,421	0,755	0,225	-
Benceno	1,722	3,855	4,6	0,88	-
3,3-dimetilpentano	0,079	0,081	0,188	0,078	-
Ciclohexano	2,158	2,986	5,742	1,815	0,125
2-metilhexano	2,048	1,723	4,019	2,152	1,099
2,3-dimetilpentano	0,75	0,632	1,433	0,79	0,42
1,1-dimetilciclopentano	0,288	0,263	0,592	0,296	0,139
3-metilhexano	2,364	1,799	3,958	2,561	1,624
1c,3-dimetilciclopentano	0,745	0,583	1,239	0,804	0,522
1t,3-dimetilciclopentano	0,709	0,53	1,097	0,774	0,539
3-etilpentano	0,172	0,121	0,249	0,192	0,141
1t,2-dimetilciclopentano	1,306	0,961	1,983	1,429	0,999
n-heptano	5,069	2,768	5,146	5,917	5,191

### 3.2.4. Modelo de simulación de operación de las torres fraccionadoras de nafta E-101 y D-0322

Una vez validado el modelo de simulación de diseño, se procedió a modelar la operación de las columnas destiladoras, con los mismos equipos y corrientes involucrados en el proceso, por lo cual, se empleó la misma configuración mecánica (tabla 3.2), el mismo método termodinámico y algoritmos, a excepción de las propiedades de los fluidos (tabla 3.10 a la 3.14) y las condiciones de temperaturas y presiones de los equipos (tabla 3.10). Las tablas 3.15 y 3.16 muestran los valores de temperatura, flujo y presión introducidos a la simulación en el caso de operación.

Los valores de la curva de destilación ASTM D-86 de la alimentación fueron introducidos a la simulación como se muestran en la tabla 3.12, junto con los datos de la cromatografía detallada de la carga de alimentación (tabla 3.14) en donde sólo fue modificado el porcentaje en volumen de benceno (1,8% vol.) de dicha corriente, ya que era muy difícil validar la simulación por debajo del 10% de desviación manteniendo, este valor real de operación.

**Tabla 3.15.** Presiones, temperaturas y flujos introducidos al simulador para las torres E-101 y D-0322.

Parámetros		E-101	D-0322
Platos		40	41
Presión (psig)	Tope	15,5	9,8
	Fondo	19,5	17,7
	Alimentación	41	32
Temperatura (°F)	Tope	-	201
	Fondo	302	-
	Alimentación	142,4	224,4

**Tabla 3.15.** Presiones, temperaturas y flujos introducidos al simulador para las torres E-101 y D-0322 (continuación).

Parámetros		E-101	D-0322
Alimentación	Flujo (BPH)	629	632
	Gravedad API	58,8	
Plato de alimentación		16	16
Relación de reflujo de tope		0,047	0,38
Producto de tope (BPH)		212,8	270

**Tabla 3.16.** Presiones y temperaturas introducidas al simulador para los condensadores C-101 y E-0322 y los rehervidores B-101 y E-0321.

Parámetros	C-101	B-101	E-0322	E-0321
Presión (psig)	15	-	5,5	-
Temperatura (°F)	83,5	316	135	318

### 3.2.5. Validación del esquema de simulación de diseño y de operación de las columnas fraccionadoras de nafta E-101 y D-0322

Para validar el modelo de simulación de diseño de las torres E-101 y D-0322, se procedió a realizar las corridas para comparar los resultados obtenidos con los valores de diseño hasta reproducirlos, lo más preciso posible.

Los valores que se compararon para validar el modelo de simulación para la condición de diseño son: Los caudales, presiones y temperaturas de la alimentación y productos, sus calidades como: flujo molar, peso molecular, gravedad específica estándar y curva de destilación ASTM D-86. Para las corrientes de nafta liviana se comparó también el flujo molar de benceno en dichos fluidos y la presión de vapor de la misma; así como para las corrientes de nafta pesada se calculó la desviación del

flujo molar de heptano. Para validar el modelo de simulación en condiciones de operación se compararon los flujos de las alimentaciones, reflujo y los productos (nafta liviana y pesada), el perfil de temperatura de las torres E-101 y D-0322 y de los intercambiadores de calor C-101, B-101 de la unidad 051 y E-0321, E-0322 de la unidad 052, la calidad de los productos, expresadas en la gravedad API y la curva ASTM D-86; además se tomó en cuenta la presión de vapor y porcentaje en volumen de benceno en las corrientes de alimentación y productos de tope en ambas torres.

El criterio que se utilizó para aceptar ambos modelos de simulación de las columnas E-101 y D-0322, fue el cálculo de la desviación existente entre el valor real y el valor reflejado en el simulador, cuyo valor debe ser menor o igual al 10%, que es el máximo margen de error establecido para este tipo de trabajo. La ecuación empleada fue la siguiente<sup>[7]</sup>:

$$\% \text{ desviación} = \frac{\text{valor calculado} - \text{valor real}}{\text{valor real}} \cdot 100 \quad (\text{Ec. 3.1})$$

### **3.3. Estudio del funcionamiento de las torres E-101 y D-0322 con la carga de operación**

Una vez validado el modelo de simulación con la carga de 629 BPH para la columna E-101 y 632 BPH para la torre D-0322, se procedió a verificar los límites máximos permisibles de operación como: el porcentaje de inundación y llenado del bajante, para cada tipo de plato de cada columna de destilación, según las normas PDVSA. Posteriormente se simuló la carga de alimentación siguiendo la filosofía de diseño de la unidad, la cual establece que la columna D-0322 debería operar con el 60% de la alimentación del tambor D-0321 y el 40% restante para la torre E-101.

### 3.3.1. Rendimiento volumétrico de los flujos de los productos de las torres E-101 y D-0322

Obtenidos los flujos de los productos (nafta liviana y pesada) para la condición de operación, la condición de carga máxima y para el caso de las alimentaciones como lo establece la filosofía original de diseño, se calculó el rendimiento de éstos, por medio de la siguiente relación<sup>[31]</sup>:

$$\% \text{rendimiento} = \frac{\text{Flujo de producto}}{\text{Flujo de alimentación}} \cdot 100 \quad (\text{Ec. 3.2})$$

Seguidamente, se compararon los rendimientos de cada producto para ambas condiciones.

### 3.3.2. Determinación de las limitaciones de las columnas de destilación E-101 y D-0322 para la condición de operación

A partir de la evaluación hidráulica de los platos de las torres E-101 y D-0322. Se determinó si las condiciones de operación de las torres se encuentran por debajo de los valores máximos permisibles. La evaluación hidráulica a través del simulador proporciona los resultados de porcentaje de llenado del bajante y porcentaje de inundación. El valor permisible para el porcentaje de llenado del bajante es máximo 50% para platos perforados tomado de la norma PDVSA MDP-04-CF-09 y para platos tipo válvula, es máximo 50% con una presión de operación entre 9 y 60 psig, según la norma PDVSA MDP-04-CF-12 (anexo B.1). El porcentaje de inundación permisible para platos perforados y de válvula es máximo 90%, tomado de la norma PDVSA MDP-04-CF-12 (anexo B.2). Estos porcentajes se compararon con los resultados obtenidos en la simulación. Se determinó si las columnas se verían afectadas por estos valores.

### **3.4. Comparar el funcionamiento de las torres E-101 y D-0322 con la carga de operación y a su máxima capacidad**

Una vez validado el modelo de simulación con el flujo de operación actual para la torre E-101 y para la columna D-0322, se procedió al aumento del flujo volumétrico de alimentación en cada columna, tomando como referencia el flujo de diseño de cada torre, incrementando 100 BPH en cada corrida de prueba, hasta llegar el valor de diseño de cada una, manteniendo las condiciones operacionales de temperatura, presión y calidades de los productos. Con los flujos de diseño, las columnas no presentan problemas operacionales, por lo cual, se continuó aumentando el flujo de alimentación hasta alcanzar los límites máximos permisibles de operación como: El porcentaje de inundación y llenado del bajante para cada tipo de plato de cada columna de destilación, según las normas PDVSA anteriormente mencionadas. El flujo volumétrico al cual se alcanzan dichos límites, representa el flujo máximo de alimentación para cada torre. Calculados los rendimientos de los productos de ambas columnas para la condición de operación y para la capacidad máxima, se compararon dichos valores.

### **3.5. Muestra de cálculos**

#### **3.5.1. Porcentaje de desviación para la validación de la simulación de diseño y de operación de las columnas E-101 y D-0322**

Para ésto, se tomó el flujo producido de nafta liviana de la columna E-101, de las tablas 3.11 y 4.7, utilizando la ecuación 3.1.

$$\% \text{ desviación} = \frac{(197,6 - 212,8) \text{ BPH}}{212,8 \text{ BPH}} \cdot 100$$

$$\% \text{ desviación} = 7,2$$

De igual forma para el resto de los valores a validar. Estos resultados están en las tablas de la 4.1 a la 4.12.

### **3.5.2. Rendimiento volumétrico de los flujos de los productos de las torres E-101 y D-0322**

Haciendo uso de los valores del flujo de alimentación y nafta liviana obtenidas en la simulación a condiciones de operación de las tablas 3.11 y 4.7, respectivamente; mediante la ecuación 3.2, se obtuvo:

$$\% \text{rendimiento} = \frac{197,6 \text{ BPH}}{629 \text{ BPH}} \cdot 100$$

$$\% \text{rendimiento} = 31,41$$

De igual manera para el resto de los flujos tanto para condiciones de operación como para la carga máxima, estos valores se encuentran tabulados en la tabla 4.13 y 4.18.



# **CAPÍTULO IV**

## **DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES**

### **4.1. Discusión de resultados**

#### **4.1.1. Actualización de los diagramas de flujo de procesos (DFP), los diagramas de tubería e instrumentación (DTI) y el manual de operación de la unidad 03**

En la actualización de los diagramas de flujo de proceso y diagramas de tuberías e instrumentación de las unidades en estudio, se aplicó el método del código de colores, resultando algunas diferencias entre lo encontrado en planta y lo reflejado en dichos diagramas. Entre estas diferencias están:

- ◆ No se envía nafta de alimentación de la unidad DA-3 directamente al tambor acumulador de alimentación D-0321, como se muestra en los diagramas de la unidad 052. La nafta de la unidad DA-3 es enviada a los tanques TK-56x6/56x7 y luego al tambor D-0321.
  
- ◆ Actualmente no se envía nafta de alimentación de los tanques TK-80x26/80x27 al tambor acumulador D-0321, están en caso de necesitar almacenar nafta de alimentación.
  
- ◆ En el DFP de la unidad 052 aparecen dos líneas de tuberías entre el controlador FIC-03008 y el enfriador de producto de tope E-0326; una proveniente de la unidad 74 y otra saliendo a la unidad UOP; éstas fueron eliminadas en del diagrama de flujo de proceso, ya que pertenecen a proyectos que no fueron concretados y solo son una porción de tubería.

- ◆ El DFP de la unidad 052 muestra la bomba de producto de fondo de la columna D-0322 como G-0322 y en realidad es G-0322 A/B.
  
- ◆ Fueron eliminados del DFP y los DTI de la unidad 051: la torre 102-E, el condensador de tope 103-C, el acumulador de reflujo 102-F, el rehervidor 104-C, los intercambiadores 107-C1/C2 y las bombas 103-J/103-JA, ya que son equipos que están fuera de servicio y nunca fueron utilizados.
  
- ◆ Las bombas J-104, J-101 no aparecen en el DFP de la unidad 051, por lo cual fueron anexadas.
  
- ◆ La bomba J-102 A es también utilizada como auxiliar de la bomba J-101 y no está reflejado en el DFP de la unidad 051.
  
- ◆ En el diagrama de tubería e instrumentación de la unidad 051 no aparece la tubería desde la unidad 052 a la torre E-101.
  
- ◆ En el DFP y el en DTI de la unidad 051 no está reflejado una tubería que va directamente desde la entrada a la salida de los intercambiadores de calor 109 C1/C2.
  
- ◆ La alimentación a la torre E-101 no es precalentada en los intercambiadores de calor 109 C1/C2, es enviada desde el tambor D-0321 directo a la torre, sin embargo está reflejado en los diagramas de flujo de proceso y los diagramas de tubería de instrumentación de la unidad 051.
  
- ◆ La corriente de nafta liviana de la unidad 051 es enviada directamente a los tanques TK-56x11, y en los diagramas se observa que se envía a la unidad 052.

Esto es debido a cambios que se han efectuado en el sistema para un funcionamiento más seguro y confiable, los cuales posteriormente no son reflejados en la sala de dibujo de la Gerencia Técnica, para que efectúe los cambios respectivos en dichos planos.

Los cambios observados en planta fueron igualmente reflejados en el manual de operación de la unidad 03; además de estas diferencias se realizaron otras modificaciones en dicho manual:

- ◆ En el manual de operación de la unidad 03, aparecen las bombas G-0302 A/B como las encargadas de enviar nafta liviana al almacenaje y en planta además de estas bombas se utiliza la bomba J-104.
- ◆ Al explicar el mecanismo de control de nivel de líquido en el tambor D-0321, se equivocan y lo nombran como D-1904.
- ◆ Se realizaron correcciones ortográficas y de redacción.

#### **4.1.2. Validación de la simulación para el caso de diseño de las columnas E-101 y D-0322**

En la tabla 4.1 se observan los flujos de diseño de nafta liviana y pesada de la unidad fraccionadora de nafta (unidad 03), los obtenidos a través de la simulación de diseño y los respectivos porcentajes de desviación, donde se aprecia que los flujos de naftas pesadas de las torres E-101 y D-0322, se encuentran por encima de los valores de diseño, lo que podría representar un potencial daño a los equipos o causar problemas operacionales como: inundación o llenado del bajante, aunque los porcentajes de desviación estén por debajo del límite máximo de desviación (10%).

**Tabla 4.1.** Flujos obtenidos en la simulación de diseño de las torres E-101 y D-0322 y desviación con respecto a los flujos de diseño.

Servicio		Flujo (BPH)		Desviación (%)
		Diseño	Simulación	
E-101	Nafta liviana	373,1	363,0	-2,7
	Nafta pesada	516,2	526,3	2,0
D-0322	Nafta liviana	438,2	432,6	-1,3
	Nafta pesada	605,3	610,9	0,9

La tabla 4.2 muestra el perfil de temperatura de diseño de las columnas E-101 y D-0322 y el perfil de temperatura simulado, con su respectivo porcentaje de desviación, observándose la mayor desviación en el tope de la torre D-0322, con un valor de 9,9%, el cual se encuentra por debajo de la máxima desviación permitida.

La temperatura simulada en el fondo de la columna E-101, sobrepasa el valor de diseño, lo que podría causar daños a la integridad física y disminución de la vida útil de la columna.

**Tabla 4.2.** Perfil de temperatura de las torres E-101 y D-0322 obtenidos en la simulación de diseño y desviación con respecto a las temperaturas de diseño.

Servicio		Temperatura (°F)		Desviación (%)
		Diseño	Simulación	
E-101	Salida del condensador	155,0	155,0	0,0
	Tope	197,0	198,6	0,8
	Alimentación	193,0	193,0	0,0
	Fondo	315,0	339,0	7,6
	Salida del rehervidor	345,0	345,0	0,0

**Tabla 4.2.** Perfil de temperatura de las torres E-101 y D-0322 obtenidos en la simulación de diseño y desviación con respecto a las temperaturas de diseño (continuación).

Servicio	Temperatura (°F)		Desviación (%)	
	Diseño	Simulación		
D-0322	Salida del condensador	150,0	150,0	0,0
	Tope	193,0	212,2	9,9
	Alimentación	212,0	212,0	0,0
	Fondo	352,0	346,0	-1,7
	Salida del rehervidor	375,0	375,0	0,0

La tabla 4.3 muestra la curva de destilación ASTM D-86 de diseño y la resultante de la simulación de las columnas de la unidad fraccionadora de nafta, para las corrientes de nafta liviana y pesada de la columna E-101, donde se observa que es sobrepasado el límite máximo de desviación, en el punto inicial de ebullición (PIE) de la corriente de nafta liviana. En el caso de la corriente de nafta pesada, las temperaturas de los cortes: 10% de volumen de destilado y punto final de ebullición (PFE), sobrepasan los valores de diseño. Esto debido a que el simulador PRO/II por defecto extrapola los puntos iniciales y finales de las curvas de destilación, por ello la dificultad de ajustar dichas curvas en este simulador.

**Tabla 4.3.** Curvas de destilación ASTM D-86 obtenidas en la simulación de diseño de la columna E-101 y desviación con respecto a las curvas de diseño.

% Volumen destilado	ASTM D-86 (°F)					
	Nafta liviana			Nafta pesada		
	Diseño	Simulación	%Desv.	Diseño	Simulación	%Desv.
PIE	81,0	68,0	-16,0	218,0	212,0	-2,8

**Tabla 4.3.** Curvas de destilación ASTM D-86 obtenidas en la simulación de diseño de la columna E-101 y desviación con respecto a las curvas de diseño (continuación).

% Volumen destilado	ASTM D-86 (°F)					
	Nafta liviana			Nafta pesada		
	Diseño	Simulación	%Desv.	Diseño	Simulación	%Desv.
10	123,0	116,0	-5,7	229,0	232,0	1,3
50	152,0	144,0	-5,3	264,0	257,0	-2,7
90	168,0	153,0	-8,9	321,0	316,0	-1,6
PFE	188,0	171,0	-9,0	338,0	358,0	5,9

Las curvas de destilación ASTM D-86 de las corrientes de nafta liviana y pesada de la columna D-0322 para la simulación de diseño, se observan en la tabla 4.4. Al igual que en la tabla 4.3, el punto inicial de ebullición de la corriente de nafta liviana posee un porcentaje de desviación superior al 10% y los cortes del 10% de destilado y final de la corriente de nafta pesada, también sobrepasan los valores de diseño, por el mismo error que arroja el simulador al calcular la curva de destilación ASTM D-86.

**Tabla 4.4.** Curvas de destilación ASTM D-86 obtenidas en la simulación de diseño de la columna D-0322 y desviación con respecto a las curvas de diseño.

% Volumen destilado	ASTM D-86 (°F)					
	Nafta liviana			Nafta pesada		
	Diseño	Simulación	%Desv.	Diseño	Simulación	%Desv.
PIE	81,0	68,0	-16,0	218,0	218,0	0,0
10	123,0	117,0	-4,9	229,0	235,0	2,6
50	152,0	144,0	-5,3	264,0	257,0	-2,7
90	168,0	153,0	-8,9	321,0	316,0	-1,6
PFE	188,0	172,0	-8,5	338,0	359,0	6,2

En la tabla 4.5 se muestran los valores de las propiedades fisicoquímicas de la corriente de nafta liviana para las columnas E-101 y D-0322, observándose que todos los parámetros están por debajo del porcentaje de desviación permitido. Las gravedades API y las presiones de vapor de las corrientes de nafta liviana de ambas columnas, se encuentran por encima de los valores de diseño, es decir, las naftas livianas simuladas, son más ricas en componentes livianos que las diseñadas.

**Tabla 4.5.** Parámetros de control de las corrientes de naftas livianas obtenidos en la simulación de diseño y desviación con respecto a los valores de diseño.

Parámetros	Nafta liviana					
	E-101			D-0322		
	Diseño	Simulación	%Desv.	Diseño	Simulación	%Desv.
Flujo molar (Lb-mol/H)	1.071,1	1.043,4	-2,6	1.259,0	1.244,2	-1,2
Peso molecular	81,3	81,1	-0,3	81,3	81,2	-0,2
Gravedad específica estándar	0,667	0,665	-0,3	0,667	0,667	0,1
Contenido de benceno (Lb-mol/H)	11,38	10,60	-6,8	13,36	13,25	-0,8
Gravedad API	74,7	81,2	8,7	74,7	80,8	8,1
Presión de vapor (Psi)	9,9	10,1	1,6	9,9	10,0	0,7

Las propiedades fisicoquímicas de diseño y las obtenidas en la simulación de la unidad 03, para la corriente de nafta pesada de las torres E-101 y D-0322, con su respectivo porcentaje de desviación, se observan en la tabla 4.6, donde se aprecia que todos los parámetros presentan un porcentaje de desviación menor al máximo establecido.

**Tabla 4.6.** Parámetros de control de las corrientes de naftas pesadas obtenidos en la simulación de diseño y desviación con respecto a los valores de diseño.

Parámetros	Nafta pesada					
	E-101			D-0322		
	Diseño	Simulación	%Desv.	Diseño	Simulación	%Desv.
Flujo molar (Lb-mol/H)	1.186,1	1.191,2	0,4	1.391,6	1.377,8	-1,0
Peso molecular	112,7	114,4	1,5	112,7	114,7	1,8
Gravedad específica estándar	0,739	0,739	0,0	0,739	0,739	0,0
Contenido de heptano (Lb-mol/H)	30,83	30,832	0,0	36,8	36,1	-1,8
Gravedad API	59,1	59,9	1,4	59,1	60,0	1,5

#### 4.1.3 Validación de la simulación para el caso de operación de las torres E-101 y D-0322

La tabla 4.7 muestra los valores de los flujos de las corrientes de nafta liviana y pesada obtenidos en el modelo de simulación y comparados con la producción de operación, donde se verifica que todos los valores están por debajo del 10% de desviación máximo permitido, presentando el mayor porcentaje de desviación, la corriente de nafta liviana de la columna E-101, con 7,2%, lo que permite decir que el modelo de simulación utilizado para la condición de operación, se considera validado.

Los flujos volumétricos de las corrientes de naftas pesadas simuladas, son mayores a los valores reales de operación, pero no sobrepasan los valores de diseño.



**Tabla 4.7.** Flujos obtenidos en la simulación de operación y desviación con respecto a los flujos de operación.

Servicio		Flujo (BPH)		Desviación (%)
		Operación	Simulación	
E-101	Nafta liviana	212,8	197,7	-7,1
	Nafta pesada	423,3	431,3	1,9
D-0322	Nafta liviana	270,0	261,2	-3,2
	Nafta pesada	363,2	370,8	2,1

En la tabla 4.8 se observan el perfil de temperatura de operación y el reproducido en la simulación, encontrándose una diferencia de 12,3 °F (tabla A.1) por encima de la corriente de nafta pesada de operación de la torre E-101, sin superar el valor de diseño y una desviación de 4,4% para la corriente de nafta liviana. El producto de tope de la torre D-0322 presentó una diferencia de 8,5 °F con una desviación de -4.0%. Este margen de error se debe a que el reflujo de tope de la columna E-101 es muy pequeño, por lo cual las temperaturas de tope y fondo, fueron altas; al mismo tiempo, generó que el flujo de nafta liviana fuese elevado y el de nafta pesada bajo, sin embargo se logró que el modelo de simulación se considerara aceptable dentro de la gama de opciones que se pudieron simular.

**Tabla 4.8.** Perfil de temperatura de las torres E-101 y D-0322 obtenido en la simulación de operación y desviación con respecto a los valores de operación.

Servicio		Temperatura (°F)		Desviación (%)
		Operación	Simulación	
E-101	Salida del condensador	83,5	83,5	0,0
	Tope	207,8	216,9	4,4
	Alimentación	142,4	142,4	0,0

**Tabla 4.8.** Perfil de temperatura de las torres E-101 y D-0322 obtenido en la simulación de operación y desviación con respecto a los valores de operación (continuación).

Servicio		Temperatura (°F)		Desviación (%)
		Operación	Simulación	
E-101	Fondo	289,7	302,0	4,2
	Salida del rehervidor	315,0	316,0	0,3
D-0322	Salida del condensador	132,8	133,0	0,2
	Tope	211,5	203,0	-4,0
	Alimentación	224,4	224,4	0,0
	Fondo	310,3	319,0	2,8
	Salida del rehervidor	310,8	320,0	3,0

Respecto a las calidades de los productos, en la tabla 4.9 y 4.10, se observan desviaciones en los puntos iniciales de la destilación ASTM D-86 de los productos de tope de ambas columnas, estando todos por debajo de los resultados del laboratorio que se muestran en la tabla 3.10. En el caso de la nafta pesada, solo se desvía por arriba del 10% de desviación, la nafta pesada de la torre D-0322. Estos resultados se deben a que los puntos iniciales y finales de las curvas de destilación son difíciles de ajustar al utilizar el simulador PRO/II, ya que dicho simulador extrapola los extremos de la curva de destilación.

El índice de separación es cercano a los reales, en los cuales se puede apreciar un solapamiento en la torre E-101, ya que, cuando se destila el 5% del volumen de nafta pesada aún no se ha destilado el 95% de la nafta liviana (tabla 4.9), debido posiblemente a la misma condición del reflujo del tope de esta columna, lo cual no permite tener un fraccionamiento eficiente, por ser un reflujo mucho menor al mínimo reflujo de diseño (50% el flujo de alimentación de diseño).

**Tabla 4.9.** Curvas de destilación ASTM D-86 de los productos de la torre E-101 obtenidas en la simulación de operación y desviación con respecto a las curvas de operación.

% Volumen destilado	ASTM D-86 (°F)					
	Nafta liviana			Nafta pesada		
	Operación	Simulación	% Desv.	Operación	Simulación	% Desv.
1	91,9	79,0	-14,0	200,1	208,0	3,9
5	109,9	97,0	-11,7	219,9	223,0	1,4
10	117,3	117,0	-0,3	223,3	229,0	2,6
30	131,7	139,0	5,5	236,7	242,0	2,2
50	145,9	150,0	2,8	253,0	271,0	7,1
90	199,2	201,0	0,9	304,5	313,0	2,8
95	227,8	214,0	-6,1	318,5	332,0	4,2
98	260,2	243,0	-6,6	342,1	376,0	9,9

**Tabla 4.10.** Curvas de destilación ASTM D-86 de los productos de la torre D-0322 obtenidas en la simulación de operación y desviación con respecto a las curvas de operación.

% Volumen destilado	ASTM D-86 (°F)					
	Nafta liviana			Nafta pesada		
	Operación	Simulación	% Desv.	Operación	Simulación	% Desv.
1	98,8	82,0	-17,0	230,0	239,0	3,9
5	123,4	107,0	-13,3	240,6	241,0	0,2
10	129,9	122,0	-6,1	243,7	243,0	-0,3
30	144,3	151,0	4,6	252,5	258,0	2,2
50	158,9	160,0	0,7	264,0	285,0	8,0
90	192,4	198,0	2,9	307,6	324,0	5,3
95	201,0	210,0	4,5	320,9	346,0	7,8
98	215,8	223,0	3,3	346,1	387,0	11,8

Como se puede observar en las tablas 4.11 y 4.12, las calidades de los productos están por debajo del 10% de desviación. La desviación más elevada se presenta en el porcentaje en volumen de benceno, en la corriente de nafta liviana de la torre E-101, debido a que el bajo reflujo de tope con que trabaja la torre hace deficiente la transferencia de masa y energía, el cual está muy por debajo del reflujo mínimo de diseño (50% de la alimentación de diseño) haciendo necesario el aumento del perfil de temperatura de la torre en la simulación para poder ser validada, lo que afectó los valores de los flujos de los productos, además del solapamiento que presenta la torre, el cual influye significativamente en la composición de las corrientes.

Los valores de las gravedades API y las presiones de vapor arrojadas por la simulación para la corriente de nafta liviana se encuentran por debajo de los valores obtenidos en planta; debido a que el perfil de temperatura simulado es mayor al real, originando que la nafta liviana contenga mayor cantidad de compuestos pesados.

**Tabla 4.11.** Parámetros de control de las corrientes de naftas livianas obtenidos en la simulación de operación y desviación con respecto a los valores de operación.

Parámetros	Nafta liviana					
	E-101			D-0322		
	Operación	Simulación	% Desv.	Operación	Simulación	% Desv.
Gravedad API	75,1	74,0	-1,5	71,3	70,2	-1,5
Presión de vapor	10,7	9,8	-8,3	8,9	8,2	-7,5
% vol. de benceno	3,9	3,5	-9,2	4,6	4,6	0,0

**Tabla 4.12.** Gravedades API de las corrientes de naftas pesadas obtenidas en la simulación de operación y desviación con respecto a los valores de operación

Parámetros	Nafta pesada					
	E-101			D-0322		
	Operación	Simulación	% Desv.	Operación	Simulación	% Desv.
Gravedad API	53,6	52,6	-1,9	52,4	51,5	-1,7

#### 4.1.4. Estudio del funcionamiento de las torres E-101 y D-0322 con la carga de operación

##### 4.1.4.1. Rendimiento volumétrico de los flujos de los productos de las columnas E-101 y D-0322

La tabla 4.13 muestra el flujo volumétrico simulado y los porcentajes de los rendimientos de las corrientes de nafta liviana y pesada de las torres E-101 y D-0322, en donde los mejores rendimientos se obtienen en las corrientes de nafta pesada en ambas torres; al comparar los rendimientos entre ambas columnas, se observa que la torre E-101 posee mayor porcentaje de rendimiento para la corriente de nafta pesada y la columna D-0322 posee mayor rendimiento en el caso de la corriente de nafta liviana.

Según la filosofía de operación de ambas columnas, la torre D-0322 debería manejar el 60% de la alimentación del tambor D-0321 y el restante 40%, lo debería manejar la torre E-101. Actualmente se está operando aproximadamente con la mitad de la alimentación del tambor D-0321 para cada columna fraccionadora de nafta.

**Tabla 4.13.** Rendimientos volumétricos de los productos de las columnas E-101 y D-0322 para la condición de operación.

Torres	Servicio	Flujo de la simulación (BPH)	Rendimiento (%)
E-101 (629 BPH)	Nafta liviana	197,685	31,428
	Nafta pesada	431,316	68,572
D-0322 (632 BPH)	Nafta liviana	261,246	41,336
	Nafta pesada	370,753	58,663

En la tabla 4.14, se observan los porcentajes de rendimientos de las corrientes de los productos de las columnas E-101 y D-0322 siguiendo la filosofía original de operación, donde se aprecia que los rendimientos de las corrientes de nafta liviana y pesada de ambas torres, se mantienen constantes en comparación, con los rendimientos de los productos obtenidos en la simulación para el caso de operación de la tabla 4.13. Debido a que la columna E-101 posee mayor porcentaje de rendimiento en la corriente de nafta pesada, en comparación con la nafta pesada de la torre D-0322 y ésta a su vez, presenta mayor porcentaje de rendimiento en la corriente nafta liviana; al seguir la filosofía operacional, se produce mayor cantidad de nafta liviana, que en las condiciones actuales de operación.

**Tabla 4.14.** Rendimientos volumétricos de los productos de las columnas E-101 y D-0322 para el caso de la filosofía de diseño.

Torres	Servicio	Flujo de la simulación (BPH)	Rendimiento (%)
E-101 (504 BPH)	Nafta liviana	158,400	31,429
	Nafta pesada	345,600	68,571
D-0322 (757 BPH)	Nafta liviana	312,911	41,336
	Nafta pesada	444,089	58,664

#### 4.1.4.2. Determinación de las limitaciones de la columna de destilación E-101 para la condición de operación

Los resultados obtenidos en la evaluación hidráulica de la columna E-101 para los platos o bandejas de la zona de enriquecimiento (platos perforados), se muestran en la tabla 4.15. En donde, se observa que todos los platos se encuentran dentro de los límites máximos operacionales, es decir, por debajo de 90% de inundación, según la norma PDVSA MDP-04-CF-14. El valor máximo permisible para el porcentaje de llenado del bajante es 50% para platos perforados, tomado de la norma PDVSA MDP-04-CF-9. El plato teórico 2 posee los valores más altos observados, con 23,19% de llenado del bajante y 12,4% de inundación, junto con el plato número 3.

**Tabla 4.15.** Evaluación hidráulica de los platos de la zona de enriquecimiento de la torre E-101 para la condición de operación.

Nº de platos teóricos	Porcentaje de inundación (%)	Porcentaje de llenado de los bajantes (%)
2	12,4	23,19
3	12,4	23,17
4	12,3	23,17
5	12,3	23,17
6	12,3	23,16
7	12,2	23,16
8	12,2	23,16
9	12,2	23,16
10	12,2	23,16
11	12,1	23,15
12	12,1	23,15
13	12,1	23,15
14	12,1	23,14
15	12,0	23,13

En la tabla 4.16, se muestran los resultados de la evaluación de los platos de la zona de agotamiento (platos tipo válvula) de la columna E-101; donde se puede evidenciar que los platos se encuentran operando por debajo de los límites máximos permitidos como lo son el porcentaje de inundación, 90% según la norma PDVSA MDP-04-CF-12; el llenado del bajante para platos tipos válvulas, establecido por la norma PDVSA MDP-04-CF-12, expresado como una función de la presión de la torre, el cual corresponde a 50% para presiones de 0 a 70 psig aproximadamente. La torre trabaja con una presión por debajo de 20 psig; el valor más alto de porcentaje de inundación y el porcentaje de llenado del bajante, lo presenta el plato teórico 38 con 32,5% y 29,8% respectivamente, por lo cual se puede afirmar que la columna E-101 se encuentra por debajo del límite máximo de llenado del bajante e inundación. El plato teórico 37 también posee 32,5% de inundación.

**Tabla 4.16.** Evaluación hidráulica de los platos de la zona de agotamiento de la torre E-101 para la condición de operación.

Nº de platos teóricos	Porcentaje de inundación (%)	Porcentaje de llenado de los bajantes (%)
16	27,3	29,26
17	28,7	29,39
18	29,4	29,45
19	29,9	29,49
20	30,1	29,51
21	30,2	29,51
22	30,3	29,52
23	30,4	29,51
24	30,4	29,51
25	30,5	29,51
26	30,5	29,51
27	30,5	29,50



**Tabla 4.16.** Evaluación hidráulica de los platos de la zona de agotamiento de la torre E-101 para la condición de operación (continuación).

N° de platos teóricos	Porcentaje de inundación (%)	Porcentaje de llenado de los bajantes (%)
28	30,6	29,50
29	30,7	29,50
30	30,7	29,50
31	30,9	29,51
32	31,0	29,53
33	31,2	29,55
34	31,5	29,59
35	31,8	29,63
36	32,1	29,69
37	32,5	29,75
38	32,5	29,80

#### 4.1.4.3. Determinación de las limitaciones de la columna de destilación D-0322 para la condición de operación

En la tabla 4.17 y 4.18, se observa que la columna D-0322 no presentan llenado del bajante, ni inundación en ningunos de sus platos a condiciones de operación, según las normas PDVSA MDP-04-CF-14 y MDP-04-CF-9, la cuales establecen que el límite máximo permisible de inundación y llenado del bajante para platos perforados es de 90 y 50% respectivamente.

Los platos teóricos 2 y 3 son los platos de la zona de enriquecimiento (plato perforado de un paso) con mayores valores de porcentaje de inundación y llenado del bajante con 17,8% de inundación y 20,05% de llenado del bajante.

**Tabla 4.17.** Evaluación hidráulica de los platos de la zona de enriquecimiento de la torre D-0322 para la condición de operación.

Nº de platos teóricos	Porcentaje de inundación (%)	Porcentaje de llenado de los bajantes (%)
2	17,8	20,05
3	17,8	20,05
4	17,7	20,03
5	17,6	20,01
6	17,5	19,98
7	17,4	19,95
8	17,3	19,91
9	17,2	19,88
10	17,0	19,84
11	16,9	19,79
12	16,8	19,74
13	16,6	19,68
14	16,4	19,60
15	16,2	19,48

El plato teórico número 38, posee el mayor porcentaje de inundación con un valor de 27,7% y el plato teórico número 39, posee el porcentaje más elevado de llenado del bajante con 28,48%, como es mostrado en la tabla 4.18, donde se observan los porcentaje de inundación y de llenado del bajante para los platos de la zona de agotamiento de la torre D-0322, los cuales son platos perforados de dos pasos, aplicándose las normas PDVSA MDP-04-CF-14, que establece el porcentaje de inundación y la norma PDVSA MDP-04-CF-9 para el porcentaje de llenado del bajante, para este tipo de bandeja, de igual forma que se realizó para los platos de la zona de enriquecimiento de esta columna.

**Tabla 4.18.** Evaluación hidráulica de los platos de la zona de agotamiento de la torre D-0322 para la condición de operación.

N° de platos teóricos	Porcentaje de inundación (%)	Porcentaje de llenado de los bajantes (%)
16	23,2	26,85
17	24,4	27,15
18	25,1	27,37
19	25,6	27,53
20	26,0	27,66
21	26,3	27,77
22	26,5	27,86
23	26,7	27,94
24	26,8	28,01
25	27,0	28,07
26	27,1	28,12
27	27,2	28,17
28	27,2	28,21
29	27,3	28,24
30	27,4	28,28
31	27,4	28,30
32	27,4	28,33
33	27,5	28,35
34	27,5	28,38
35	27,6	28,4
36	27,6	28,42
37	27,6	28,44
38	27,7	28,47
39	27,6	28,48

#### 4.1.5. Comparación del funcionamiento de las torres E-101 y D-0322 con la carga actual y a su máxima capacidad

En la tabla 4.19 se pueden comparar los porcentajes de rendimientos de los productos a las condiciones de operación con los porcentajes obtenidos a la carga

máxima, observándose que para la torre E-101, los porcentajes de los rendimientos permanecen constantes, debido a que la relación de reflujo del tope de la columna, las propiedades de las corrientes (composición, presión de vapor, gravedad API, etc.) y el perfil de temperatura no fueron variados. En el caso de la torre D-0322, al igual que en la columna E-101, se aprecia que los porcentajes de rendimiento de los productos de tope y fondo permanecen constantes, por los motivos anteriormente mencionados.

En la condición a carga máxima de las columnas fraccionadoras de nafta, se observa un crecimiento de cada uno de los flujos, tanto de alimentación como productos de la torre E-101, en una proporción de más del doble de los flujos actuales de operación de cada una de las corrientes (tabla 3.2). Para la columna destiladora D-0322, el aumento en los flujos de alimentación, nafta liviana y pesada es casi 2,5 veces los flujos de operación, que cada una posee actualmente.

Al comparar los flujos obtenidos en la simulación de la máxima capacidad de cada columna, con los flujos de diseño que se muestran en la tabla 3.5, se puede evidenciar que los flujos máximos calculados sobrepasan estos valores, observándose la mayor diferencia en la columna E-101, ya que sus platos, tanto los perforados de dos pasos de la zona de enriquecimiento, como los de válvulas de 4 pasos de la zona de agotamiento, fueron diseñados con un porcentaje de inundación de 80% y la evaluación de la máxima capacidad operacional de las columnas E-101 y D-0322, se basó en las normas PDVSA, las cuales establecen como límite máximo de inundación un valor de 90% para ambos tipos de platos.

Es necesario tomar en cuenta el hecho que un simulador, como es el caso de PRO/II, realiza esta evaluación en estado estacionario, lo cual genera diferencias con las condiciones reales que pueden presentar estas columnas mientras están operando, es decir, el valor máximo real de los flujos de alimentación de las columnas E-101 y D-0322, puede estar por debajo de lo calculado en PRO/II.

La capacidad en la zona de enriquecimiento de la torre D-0322 es mayor que la capacidad de la columna E-101, debido a que posee mayor diámetro de columna, a su vez la torre E-101 posee mayor capacidad en la zona de agotamiento, ya que posee platos de válvulas de 4 pasos, que manejan mayor flujo de líquido, en comparación con la columna de destilación D-0322, que cuenta con platos perforados de 2 pasos.

**Tabla 4.19.** Rendimientos volumétricos de los productos de las columnas E-101 y D-0322 de la simulación para la condición de operación y carga máxima.

Torres	Servicio	Flujo de la simulación (BPH)	Rendimiento (%)
<b>Operación</b>			
E-101 (629 BPH)	Nafta liviana	197,685	31,428
	Nafta pesada	431,316	68,572
D-0322 (632 BPH)	Nafta liviana	261,246	41,336
	Nafta pesada	370,753	58,663
<b>Máxima</b>			
E-101 (1.739BPH)	Nafta liviana	546,551	31,429
	Nafta pesada	1192,450	68,571
D-0322 (1.545 BPH)	Nafta liviana	638,677	41,338
	Nafta pesada	906,323	58,662

El perfil de temperatura de las torres E-101 y D-0322 (tabla 4.20), los parámetros de calidad de las corrientes (tablas 4.8 a la 4.12) y las curvas de destilación ASTM D-86 de las mismas (tabla 4.21) permanecieron iguales, con lo que se puede afirmar que los productos obtenidos en ambas corridas se encuentran dentro de las especificaciones permisibles.

**Tabla 4.20.** Perfil de temperatura de la torre E-101 y D-0322 para la condición de operación y a carga máxima.

Servicio	Temperatura (°F)			
	E-101		D-0322	
	Operación	Máxima	Operación	Máxima
Salida del condensador	83,5	83,5	133,0	133,0
Tope	217,0	217,0	203,0	203,0
Alimentación	142,40	142,40	244,4	244,4
Fondo	302,0	302,0	319,0	319,0
Salida del rehervidor	316,0	316,0	320,0	320,0

**Tabla 4.21.** Curvas de destilación ASTM D-86 de los productos de las torres E-101 y D-0322 generadas por el modelo de simulación para el caso de carga máxima.

%Volumen destilado	ASTM D-86 (°F)			
	Nafta liviana		Nafta pesada	
	E-101	D-0322	E-101	D-0322
1	79,0	82,0	208,0	239,0
5	97,0	107,0	223,0	241,0
10	117,0	122,0	229,0	243,0
30	139,0	151,0	242,0	258,0
50	150,0	160,0	271,0	285,0
90	201,0	198,0	313,0	324,0
95	214,0	210,0	332,0	346,0
98	243,0	223,0	376,0	387,0

La tabla 4.22 muestra los porcentajes de inundación y llenado del bajante de los platos de la zona de enriquecimiento (platos perforados de dos pasos) de la columna E-101 para la condición de operación y a la carga máxima, observándose que todos los platos están por debajo de los límites máximos de operación según las normas PDVSA MDP-04-CF-14 y PDVSA MDP-04-CF-9.

**Tabla 4.22.** Evaluación hidráulica de los platos de la zona de enriquecimiento de la torre E-101 para la condición de operación y a carga máxima.

N° de platos teóricos	Operación (629 BPH)		Carga máxima (1.739 BPH)	
	Porcentaje de inundación (%)	Porcentaje de llenado de los bajantes (%)	Porcentaje de inundación (%)	Porcentaje de llenado de los bajantes (%)
2	12,4	23,2	34,3	23,89
3	12,4	23,19	34,2	23,85
4	12,3	23,18	34,1	23,83
5	12,3	23,18	34,0	23,81
6	12,3	23,17	33,9	23,8
7	12,3	23,17	33,9	23,79
8	12,2	23,17	33,8	23,78
9	12,2	23,17	33,7	23,76
10	12,2	23,17	33,6	23,75
11	12,2	23,16	33,6	23,74
12	12,1	23,16	33,5	23,73
13	12,1	23,16	33,4	23,71
14	12,1	23,15	33,4	23,7
15	12,0	23,14	33,3	23,66

En la tabla 4.23, se muestran los resultados de la evaluación hidráulica de los platos de la zona de agotamiento (platos tipo válvula) de la columna E-101; donde se puede evidenciar que la carga máxima se alcanza cuando el plato teórico 38 alcanza el límite máximo permisible del porcentaje de inundación, 90% establecido por la norma PDVSA MDP-04-CF-12.

Cabe destacar que el porcentaje de llenado del bajante para platos tipos válvulas permitido, según la norma PDVSA-04-CF-12 expresado como una función de la presión de la torre es 50% para presiones de 0 a 70 psig aproximadamente. La torre E-101 trabaja con una presión en el fondo por debajo de 20 psig, por lo cual se puede afirmar que se encuentra por debajo del límite de llenado del bajante.

**Tabla 4.23.** Evaluación hidráulica de los platos de la zona de agotamiento de la torre E-101 para la condición de operación y a carga máxima.

N° de platos teóricos	Operación (629 BPH)		Carga máxima (1.739 BPH)	
	Porcentaje de inundación (%)	Porcentaje de llenado de los bajantes (%)	Porcentaje de inundación (%)	Porcentaje de llenado de los bajantes (%)
16	27,3	29,26	75,5	34,77
17	28,7	29,39	79,3	35,07
18	29,5	29,45	81,4	35,23
19	29,9	29,49	82,6	35,32
20	30,1	29,51	83,2	35,37
21	30,2	29,51	83,6	35,39
22	30,3	29,52	83,8	35,41
23	30,4	29,52	84,0	35,41
24	30,4	29,51	84,1	35,42
25	30,5	29,51	84,2	35,42
26	30,5	29,51	84,3	35,42
27	30,6	29,5	84,5	35,42
28	30,6	29,5	84,6	35,43
29	30,7	29,5	84,8	35,44
30	30,8	29,51	85,1	35,45
31	30,9	29,51	85,4	35,48
32	31,0	29,53	85,8	35,52
33	31,2	29,55	86,3	35,57
34	31,5	29,59	87,0	35,65
35	31,8	29,63	87,9	35,75
36	32,2	29,69	88,9	35,87
37	32,5	29,75	89,8	35,99
38	32,6	29,8	90,0	36,09

En la tabla 4.24, se observa que la columna D-0322 no presenta llenado del bajante, ni inundación en ningunos de sus platos a condiciones de operación, según las normas PDVSA MDP-04-CF-9, la cual establece que el límite máximo permisible



de inundación y llenado del bajante para platos perforados es de 90 y 50% respectivamente.

**Tabla 4.24.** Evaluación hidráulica de los platos de la zona de enriquecimiento de la torre D-0322 para la condición de operación y a carga máxima.

N° de platos teóricos	Operación (632 BPH)		Carga máxima (1.545 BPH)	
	Porcentaje de inundación (%)	Porcentaje de llenado de los bajantes (%)	Porcentaje de inundación (%)	Porcentaje de llenado de los bajantes (%)
2	17,8	20,05	43,6	30,73
3	17,8	20,05	43,5	30,68
4	17,7	20,03	43,2	30,55
5	17,6	20,01	43,0	30,41
6	17,5	19,98	42,7	30,27
7	17,4	19,95	42,5	30,12
8	17,3	19,91	42,2	29,96
9	17,2	19,88	41,9	29,79
10	17,0	19,84	41,6	29,61
11	16,9	19,79	41,3	29,41
12	16,8	19,74	41,0	29,19
13	16,6	19,68	40,6	28,95
14	16,4	19,6	40,1	28,68
15	16,2	19,48	39,5	28,28

En la tabla 4.25 se muestra el valor de la carga máxima de alimentación para la torre D-0322 y los porcentajes de llenado del bajante e inundación para cada plato teórico, en donde se puede apreciar, que el límite máximo es alcanzado por el plato teórico número 38 y 39 con un porcentaje de 50,02 y 50,06% de llenado del bajante respectivamente.

**Tabla 4.25.** Evaluación hidráulica de los platos de la zona de agotamiento de la torre D-0322 para la condición de operación y a carga máxima.

N° de platos teóricos	Operación (632 BPH)		Carga máxima (1545 BPH)	
	Porcentaje de inundación (%)	Porcentaje de llenado de los bajantes (%)	Porcentaje de inundación (%)	Porcentaje de llenado de los bajantes (%)
16	23,2	26,85	56,7	43,07
17	24,4	27,15	59,7	44,68
18	25,1	27,37	61,5	45,67
19	25,6	27,53	62,6	46,37
20	26,0	27,66	63,5	46,92
21	26,3	27,77	64,2	47,36
22	26,5	27,86	64,8	47,74
23	26,7	27,94	65,2	48,06
24	26,8	28,01	65,6	48,33
25	27,0	28,07	65,9	48,55
26	27,1	28,12	66,2	48,75
27	27,2	28,17	66,4	48,92
28	27,2	28,21	66,6	49,06
29	27,3	28,24	66,8	49,19
30	27,4	28,28	66,9	49,30
31	27,4	28,30	67,0	49,40
32	27,4	28,33	67,1	49,50
33	27,5	28,35	67,2	49,58
34	27,5	28,38	67,3	49,66
35	27,6	28,40	67,4	49,75
36	27,6	28,42	67,5	49,83
37	27,6	28,44	67,7	49,93
38	27,7	28,47	67,8	50,02
39	27,6	28,48	67,7	50,06

## 4.2. Conclusiones

1. En el DFP de la unidad 051 y el manual de operación de la unidad 03 existe confusión entre la nomenclatura de las antiguas bombas y la nomenclatura de las nuevas bombas, al igual que en la función que desempeña cada una de ellas.
2. La simulación a condiciones de diseño se considera aceptable, con una desviación máxima de flujos de 2,7% correspondiente al flujo de nafta liviana de la columna E-101 y 9,9% en la temperatura del tope de la torre D-0322.
3. La simulación a condiciones de operación se considera aceptable, con una desviación máxima de flujos de 7,1% correspondiente al flujo de nafta liviana de la torre E-101 y 4,4% en la temperatura del tope de esta columna.
4. Las torres E-101 y D-0322 no presenta inundación, ni llenado del bajante a condiciones de operación.
5. La torre E-101 trabaja muy por debajo del reflujo mínimo de diseño (50% de la carga de alimentación).
6. La torre D-0322 opera con una caída de presión por encima de la caída de presión de diseño ( $\Delta P$  operación= 7,9 y  $\Delta P$  diseño=4,9).
7. La carga máxima de la torre E-101 se alcanzó cuando el plato teórico 38 llegó al 90% inundación.
8. La torre D-0322 alcanza su carga máxima cuando se presenta, el 50% de llenado del bajante en los platos teóricos 38 y 39.
9. El límite máximo de operación se alcanzó en la columna E-101 cuando se procesan 1.739 BPH.
10. El límite máximo de operación se alcanzó en la columna D-0322 cuando se procesan 1.545 BPH.
11. El rendimiento de los productos a condiciones de operación de las torres E-101 y D-0322 se mantienen constante a condiciones de carga máxima.

### **4.3. Recomendaciones**

- ◆ Mantener actualizados los DFP y los DTI de las unidades 051 y 052.
- ◆ Considerar aumentar el reflujo de tope de la columna E-101 (A una relación de reflujo de 0,11).
- ◆ Evaluar el consumo de servicios industriales (agua de enfriamiento, vapor de calentamiento, gas combustible, electricidad y aire de instrumentos) de las unidades 051 y 052 a máxima carga (1.739 BPH en la torre E-101 y 1.545 BPH en la columna D-0322).

## BIBLIOGRAFÍA

1. **“Publicación 50 años de la Refinería Puerto la Cruz”**, Gerencia técnica, refinería de Puerto la Cruz, PDVSA (2000).

2. PDVSA, **“Libro de Refinería”**, Refinería Puerto la Cruz, Mayo (2006).

3. Moreno, J. **“Evaluación de la Información de Seguridad de los Procesos para las Unidades de Destilación DA-2, DA-3 y la Unidad Redestiladora de Gasolina 051 en la Refinería Puerto la Cruz”**, Tesis de grado, Departamento de Ingeniería Química, UDO, Barcelona, Venezuela (2002).

4. Luna, H. **“Evaluación de la Máxima Capacidad de Operación en la Unidad de Destilación Atmosférica N° 2 de la Refinería Puerto la Cruz con una Alimentación de Crudo 100% Leona”**, Tesis de grado, Departamento de Ingeniería Química, UDO, Barcelona, Venezuela (2004).

5. Buriel, W. **“Evaluación de las Condiciones Operacionales de la Unidad de Destilación Atmosférica DA-3 de la Refinería El Chaure-PDVSA, con una Alimentación 75% Santa Bárbara y 25% Anaco Wax”** Tesis de Grado, departamento de Ingeniería Química, UDO; Barcelona, Venezuela (2008).

6. Capecchi, E. **“Evaluación de la Columna de Destilación al Vacío de un Mejorador de Crudo”**, Tesis de grado, Departamento de Ingeniería Química, UDO, Barcelona, Venezuela (2005).

7. Perry, R. Green D. y Maloney, J. **“Manual del Ingeniero Químico”**. Editorial McGraw-Hill, 6° Edición, Vol. IV, México (1993).

8. Perry, R. Green D. y Maloney, J. “**Manual del Ingeniero Químico**”. Editorial McGraw–Hill, 6° Edición, Vol. III, México (1992).
9. Geankoplis, C. “**Procesos de transporte y operaciones unitarias**”. Editorial Continental, S.A DE C.V, México (1998).
10. Wikipedia Foundation Inc. “**Destilación Simple**”. Disponible en: <http://es.wikipedia.org/wiki/Destilaci%C3%B3n> (2003).
11. Kister, H. “*Distillation Operation*”, Editorial McGraw- Hill, Inc. New York (1990).
12. Kister, H. “*Distillation Desing*”, Editorial McGraw- Hill, Inc. New York (1990).
13. PDVSA, “**Manual de operaciones Unidad de Destilación Atmosférica DA–3**”, refinería El Chaure Puerto la Cruz (1992).
14. PDVSA. “**Destilación Atmosférica**”. Disponible en: [http://intranet.pdvs.com/portal\\_corporación/negocios/refinación/cadenas-de-valor](http://intranet.pdvs.com/portal_corporación/negocios/refinación/cadenas-de-valor) (2001).
15. Wikipedia Foundation Inc. “**Nafta**”. Disponible en: <http://es.wikipedia.org/wiki/Nafta> (2003).
16. Wikipedia Foundation Inc. “**Gasolina**”. Disponible en: <http://es.wikipedia.org/wiki/Gasolina> (2003).

17. Foust, A.; Wenzel, L; Maus, L. y Bryce, L., **“Principios de Operaciones Unitarias”**, Compañía Editorial Continental S.A, México (1979).
18. Bennett, D. and Kovak, K. **“Optimize Distillation Columns”** American Institute of Chemical Engineers. USA (2000).
19. Treybal, R. **“Operaciones de Transferencia de Masa”**, Editorial McGraw-Hill, segunda edición, México (2004).
20. Henley, E. y Seader, J. **“Operación de Separación por Etapas de Equilibrios en Ingeniería Química”**, Reverté Ediciones, S.A. DE C.V., México (2000).
- 21 PDVSA, **“Manual de Diseño de Procesos”**, (1995).
22. J. Holman, **“Transferencia de Calor”**. Editorial McGraw–Hill, 8° Edición, México (1998).
23. D. Kern, **“Procesos de Transferencia de Calor”**, Compañía Editorial Continental S.A, México (1980).
24. **“Manual of Petroleum Measurement Standards Chapter I I-Physical Properties Data”**. Section I (2004).
25. PDVSA, **“Manual de Diseño de Procesos”**, Bombas (2000).
26. PDVSA, **“Manual de Diseño de Procesos”**, Principios Básicos de Flujo de Fluidos, Volumen II. Venezuela (1986).

27. K. McNauton, “**Bombas, selección, uso y mantenimiento**”, Editorial McGraw–Hill, México (1992).
28. PDVSA, “**Manual de Diseño de Procesos**”, Tambores Separadores (2002).
29. “**PRO II Input Manual versión 8.1**”, Editado por Simulation Sciences Inc., USA (2007).
30. “**Manual del Usuario Aspen Process Explorer**” Aspen Technology, Inc. USA (1998).
- 31 J. Ocon, y G. Tojo, “**Problemas de Ingeniería Química, Operaciones Unitarias**”, Colección Ciencia y Técnica–Aguilar, Tercera Edición, Tomo I, Madrid (1978).



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

<b>TÍTULO</b>	<b>EVALUACIÓN DE LA MÁXIMA CAPACIDAD OPERACIONAL DE LAS COLUMNAS E-101 Y D-0322 DE LA UNIDAD FRACCIONADORA DE NAFTA DE LA REFINERÍA PUERTO LA CRUZ, PDVSA.</b>
<b>SUBTÍTULO</b>	

**AUTOR (ES):**

<b>APELLIDOS Y NOMBRES</b>	<b>CÓDIGO CULAC / E MAIL</b>
<b>SERRANO G., EVELYN C.</b>	<b>CVLAC: 17.446.587 E MAIL: evelyncsg@gmail.com</b>
	<b>CVLAC: E MAIL:</b>
	<b>CVLAC: E MAIL:</b>
	<b>CVLAC: E MAIL:</b>

**PALÁBRAS O FRASES CLAVES:**

**DESTILACIÓN**

**COLUMNAS**

**PLATOS**

**NAFTA**

**LÍQUIDO**

**VAPOR**

**TEMPERATURA**

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

ÁREA	SUBÁREA
INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS	INGENIERÍA QUÍMICA

**RESUMEN (ABSTRACT):**

En este trabajo se evaluaron las condiciones operacionales de las torres E-101 y D-0322 de la unidad fraccionadora de nafta (Unidad 03) de la refinería Puerto la Cruz. Se actualizaron los diagramas de flujo de procesos, los diagramas de tuberías e instrumentación y el manual de operación de dicha unidad. Para determinar la capacidad de operación de las torres, se utilizó el paquete de simulación PRO II/Provision, en el cual se elaboró un esquema de las columnas mencionadas, las cuales se simularon con las características de diseño y a condiciones de operación, este último fue validado con una carga de 629 BPH para la torre E-101 y 632 BPH para la torre D-0322, las cuales son promedios de lo procesado durante el mes de febrero del 2009. Se simuló la máxima capacidad de las columnas, que representa la carga de alimentación, a la cual se alcanzan los límites de inundación y llenado del bajante de los platos. Se concluyó que las torres no presentan inundación, ni llenado del bajante en condiciones de operación. El flujo máximo

que pueden manejar las columnas E-101 y D-0322 es 1.739 BPH y 1.545 BPH respectivamente.

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

**CONTRIBUIDORES:**

<b>APELLIDOS Y NOMBRES</b>	<b>ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL</b>				
<b>MONCADA., FIDELINA</b>	<b>ROL</b>	<b>CA</b>	<b>AS x</b>	<b>TU</b>	<b>JU</b>
	<b>CVLAC:</b>	<b>13.366.691</b>			
	<b>E_MAIL</b>	<b>fidelinam@gmail.com</b>			
	<b>E_MAIL</b>				
<b>GONZÁLEZ., LUIS N.</b>	<b>ROL</b>	<b>CA</b>	<b>AS</b>	<b>TU x</b>	<b>JU</b>
	<b>CVLAC:</b>	<b>11.165.973</b>			
	<b>E_MAIL</b>	<b>gonzalezlan@pdvsa.com</b>			
	<b>E_MAIL</b>				
<b>RAVEN., HERNÁN</b>	<b>ROL</b>	<b>CA</b>	<b>AS</b>	<b>TU</b>	<b>JU x</b>
	<b>CVLAC:</b>	<b>4.136.007</b>			
	<b>E_MAIL</b>	<b>hraven@yahoo.com</b>			
	<b>E_MAIL</b>				
<b>SALAS., YRAIMA</b>	<b>ROL</b>	<b>CA</b>	<b>AS</b>	<b>TU</b>	<b>JU x</b>
	<b>CVLAC:</b>	<b>8.478.649</b>			
	<b>E_MAIL</b>	<b>Yrasal57@hotmail.com</b>			
	<b>E_MAIL</b>				

**FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:**

<b>2010</b>	<b>04</b>	<b>05</b>
<b>AÑO</b>	<b>MES</b>	<b>DÍA</b>

LENGUAJE. SPA

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

ARCHIVO (S):

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
TESIS. Evaluación de la capacidad de las columna E-101 y D-0322.doc	APPLICATION/ msword

**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: PUERTO LA CRUZ. PDVSA

TEMPORAL: SEIS MESES (6)

TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:

**INGENIERO QUÍMICO**

NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:

**PREGRADO**

ÁREA DE ESTUDIO:

**DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA**

**INSTITUCIÓN:**

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE. NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI**

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

**DERECHOS**

De acuerdo al artículo 41 del reglamento de trabajos de grado

"Los Trabajos de Grado son de exclusiva propiedad de la Universidad de Oriente y sólo podrán ser utilizadas para otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, el cual lo notificará al Consejo Universitario"

**Evelyn C. Serrano G.**

**AUTOR**

**Fidelina Moncada**

**TUTOR**

**Yraima Salas**

**JURADO**

**Hernán Raven**

**JURADO**

**POR LA SUBCOMISION DE TESIS**